

# Nouvelles méthodes de conduite pour le contrôle primaire des émissions et l'amélioration du rendement des installations de traitement thermique des déchets



C4H5O2\_5 2/ 9/99 THERMC 4H 50 2 0G 300.000 5000.000 1392.000 1  
1.64121890E+01 1.20184883E-02-4.40468566E-06 7.30124728E-10-4.42784365E-14 2

**ÉTAT DE L'ART DES NOUVELLES METHODES DE CONDUITE  
POUR LE CONTROLE PRIMAIRE DES EMISSIONS ET  
L'AMELIORATION DU RENDEMENT DES INSTALLATIONS  
DE TRAITEMENT THERMIQUE DES DECHETS**

**RAPPORT FINAL**

**mai 2010**

**J.-P. CORRIOU - ENSIC Nancy PROGEPI**

Créée en 1989 à l'initiative du Ministère en charge de l'Environnement, l'association RECORD – REseau COopératif de Recherche sur les Déchets et l'Environnement – est le fruit d'une triple coopération entre industriels, pouvoirs publics et chercheurs. L'objectif principal de RECORD est le financement et la réalisation d'études et de recherches dans le domaine des déchets et des pollutions industrielles.

Les membres de ce réseau (groupes industriels et organismes publics) définissent collégalement des programmes d'études et de recherche adaptés à leurs besoins. Ces programmes sont ensuite confiés à des laboratoires publics ou privés.

**Avertissement :**

Les rapports ont été établis au vu des données scientifiques et techniques et d'un cadre réglementaire et normatif en vigueur à la date de l'édition des documents.

Ces documents comprennent des propositions ou des recommandations qui n'engagent que leurs auteurs. Sauf mention contraire, ils n'ont pas vocation à représenter l'avis des membres de RECORD.

- ✓ Pour toute reprise d'informations contenues dans ce document, l'utilisateur aura l'obligation de citer le rapport sous la référence :  
**RECORD**, Etat de l'art des nouvelles méthodes de conduite pour le contrôle primaire des émissions et l'amélioration du rendement des installations de traitement thermique des déchets, 2010, 97 p, n°08-0229/1A.
  
- ✓ Ces travaux ont reçu le soutien de l'ADEME (Agence de l'Environnement et de la Maîtrise de l'Energie)  
[www.ademe.fr](http://www.ademe.fr)

© RECORD, 2010

## **RESUME**

L'incinération des déchets ménagers ou industriels tient une place croissante liée à la gestion des déchets produits en toujours plus grande quantité, aux émissions des polluants solides et gazeux et à la production d'énergie. De nombreuses études sont consacrées en particulier aux rejets de dioxines et de furanes pour lesquels des réglementations de plus en plus strictes sont émises. Les rejets de CO, HCl, NO<sub>x</sub> ainsi que de métaux lourds sont également très surveillés. Le travail bibliographique présent est centré sur la modélisation, l'identification et la commande des incinérateurs, chacune de ces thématiques traitée dans des chapitres séparés. La modélisation basée sur les principes fondamentaux a beaucoup progressé ces dernières années avec de nombreuses études de mécanique des fluides numérique, et différents modèles sont présentés pour les incinérateurs à four à grille, en lit fluidisé ou à four rotatif. Les phénomènes chimiques, thermiques et d'écoulement des solides et des gaz sont discutés en détail. Outre ces modèles, des incinérateurs existants sont décrits. Le deuxième chapitre traite de manière générale la représentation des procédés, sous forme non linéaire ou linéaire dans l'espace d'état ou sous forme de fonctions de transfert, et résume les méthodes d'identification utilisables pour ces différents cas. Les méthodes d'intelligence artificielle à travers les systèmes experts, les réseaux neuronaux, la logique floue, sont discutées. Relativement peu d'études concernant l'identification et la commande des incinérateurs sont disponibles dans la littérature ouverte. Le troisième chapitre présente d'abord des identifications d'incinérateurs existants, puis des stratégies de commande implantées sur différents incinérateurs. Les problèmes de capteurs et de diagnostic sont également abordés. De plus, des applications de méthodes d'intelligence artificielle aux fours cimentiers et verriers sont passées en revue et commentées.

**MOTS CLES** incinération, déchet, combustion, pyrolyse, four, émission, capteurs, modélisation, identification, commande

## **SUMMARY**

The incineration of domestic and industrial wastes is increasingly important due to the management of always growing wastes, the emissions gaseous and solid pollutants and to the production of energy. Many studies in particular deal with rejected dioxines and furanes for which stricter norms are regularly edicted. The emissions of CO, HCl, NO<sub>x</sub> as well as of heavy metals are also closely watched over. The present bibliographical work is centered around modelling, identification and control of incinerators, each of these topics being treated in separate chapters. Modeling based on first principles has much progressed during the last years with many studies making use of computational fluid mechanics and different models are presented for grid furnace, fluidized bed or rotating furnace incinerators. The phenomena of chemistry, heat transfer and of flow of solids and gases are discussed in detail. In addition to these models, existing incinerators are described. The second chapter treats the representation of processes in a general manner, under non linear or linear form in the state space or as transfer functions, and summarizes the identification methods usable for these different cases. The methods of artificial intelligence used by expert systems, neural networks, fuzzy logic, are explained. Relatively few studies concerning identification and control of incinerators are available in the open literature. The third chapter presents identification of existing incinerators as well as control strategies implemented on different incinerators. The problems of sensors and of diagnostic are also briefly discussed. Furthermore, applications of artificial intelligence methods to cement and glass furnaces are also reviewed and discussed.

**KEYWORDS** incineration, waste, combustion, pyrolysis, furnace, emission, sensor, modeling, identification, control

# Table des matières

<b>1 Objectifs et présentation d'incinérateurs</b>	<b>5</b>
1.1 Objectifs de l'étude . . . . .	5
1.2 Présentation des procédés d'incinération . . . . .	6
1.2.1 Contexte réglementaire de l'incinération . . . . .	6
1.2.2 Les procédés de traitement thermique des déchets . . . . .	6
1.2.3 Les procédés de récupération/valorisation d'énergie . . . . .	10
1.2.4 Les procédés de traitement des fumées . . . . .	11
<b>2 Modélisation et fonctionnement des incinérateurs</b>	<b>21</b>
2.1 Calculs simplifiés . . . . .	21
2.2 Modélisation des fours à grille . . . . .	22
2.2.1 Modèle de combustion sur grille . . . . .	22
2.2.2 Résultats de simulation . . . . .	30
2.2.3 Modèle de volatilisation de métaux lourds . . . . .	32
2.2.4 Modèle de formation de $\text{NO}_x$ . . . . .	32
2.2.5 Formations des dioxines et furanes . . . . .	33
2.2.6 Définition des cendres . . . . .	35
2.2.7 Traitement des fumées . . . . .	35
2.2.8 Rejet de particules . . . . .	37
2.2.9 Corrosion et incinération . . . . .	37
2.2.10 Capteurs . . . . .	38
2.2.11 Systèmes de régulation . . . . .	38
2.3 Incinération en lit fluidisé . . . . .	39
2.3.1 Lit fluidisé dense . . . . .	40
2.3.2 Lit fluidisé circulant . . . . .	43
2.4 Incinération par four rotatif . . . . .	45
<b>3 Représentation des procédés, méthodes d'identification et de commande</b>	<b>53</b>
3.1 Modèles et modélisation . . . . .	53
3.1.1 Classes de modèles . . . . .	53
3.1.2 Modèles non linéaires . . . . .	53
3.1.3 Modèles linéaires . . . . .	54
3.2 Identification . . . . .	57
3.2.1 Systèmes continus . . . . .	57
3.2.2 Systèmes discrets . . . . .	57
3.2.3 Identification dans l'espace d'état en temps continu . . . . .	58
3.3 Commande . . . . .	58
3.3.1 Régulateur PID . . . . .	58
3.3.2 Commandes monovariabiles non optimales . . . . .	59
3.3.3 Commande monovariabiles optimale . . . . .	59
3.3.4 Commandes multivariabiles optimales . . . . .	59
3.4 Capteurs logiciels . . . . .	61
3.5 Intelligence artificielle . . . . .	63
3.5.1 Systèmes experts . . . . .	63
3.5.2 Réseaux neuronaux . . . . .	65

3.5.3	Logique floue et commande floue . . . . .	68
<b>4</b>	<b>Identification et commande d'incinérateurs, de fours cimentiers et verriers</b>	<b>77</b>
4.1	Identification des incinérateurs . . . . .	77
4.2	Stratégies de commande des incinérateurs . . . . .	81
4.2.1	Stratégie de commande d'un four Itisa Volund . . . . .	81
4.2.2	Stratégie de commande de l'incinérateur de Bénésse Maremme . . . . .	81
4.2.3	Stratégie de commande à Chaumont . . . . .	82
4.2.4	Stratégie de commande de l'incinérateur Ansaldo Volund . . . . .	83
4.2.5	Stratégies de commande des incinérateurs . . . . .	84
4.2.6	Systèmes de commande . . . . .	86
4.2.7	Dispositifs de mesure et de surveillance . . . . .	87
4.2.8	Diagnostic . . . . .	87
4.3	Applications de l'intelligence artificielle aux fours cimentiers ou verriers . . . . .	88
4.3.1	Revue générale d'applications de l'intelligence artificielle . . . . .	88
4.3.2	Applications de systèmes experts . . . . .	88
4.3.3	Applications de réseaux neuronaux . . . . .	89
4.3.4	Applications de logique floue . . . . .	90
4.3.5	Application d'un modèle de connaissance . . . . .	90
4.4	Conclusion et recommandations . . . . .	91

# Chapitre 1

## Objectifs et présentation d'incinérateurs

Selon les derniers chiffres publiés par l'ADEME, la production totale de déchets en France, toutes activités confondues, s'élève à 868 millions de tonnes par an. Les ordures ménagères au sens strict (ordures ménagères résiduelles et produit des collectes sélectives en provenance des seuls ménages) représentent environ 2,3% de cette production (20 millions de tonnes) et les déchets dangereux moins de 1% (6 millions de tonnes).

Différents types d'installations complémentaires assurent la gestion de ces déchets:

- les centres de tri : ces installations ont pour vocation de recevoir et sélectionner les produits usés, objets de collectes sélectives par exemple, pour une valorisation matière ultérieure,
- Les centres d'enfouissement techniques (CET) : ces installations éliminent les déchets par dépôt ou enfouissement sous la terre. Il existe plusieurs classes de CET, chacune étant autorisée à recevoir certains déchets.
- les centres de compostage : ces installations assurent le traitement biologique des déchets organiques par fermentation aérobie et génère un compost valorisable en fonction sa qualité,
- les centres de méthanisation : ces installations assurent le traitement biologique des déchets organiques par fermentation anaérobie. Elles génèrent un digestat valorisable en fonction de sa qualité et du biogaz composé de méthane offrant diverses possibilités de valorisation énergétique.
- les installations d'incinération (objet de cette étude) : elles sont destinées spécifiquement au traitement thermique de déchets. Ce traitement comprend la combustion en excès d'air et également tout autre procédé de traitement thermique tel que la pyrolyse, la gazéification ou le traitement plasmatique.

En 2006, la France comptait 128 usines d'incinération de déchets non dangereux (UIDND) dont 110 avec une valorisation énergétique des déchets. Les 13 millions de tonnes de déchets traités dans ces installations ont ainsi permis la production de 3 200 GWh Electricité et 6 700 GWh Thermique.

### 1.1 Objectifs de l'étude

Les objectifs de cette étude sont de dresser un panorama des modèles de connaissance et de comportement (obtenus par identification) des incinérateurs d'ordures ménagères, ainsi que des méthodes de commande de ces incinérateurs.

## 1.2 Présentation des procédés d'incinération

### 1.2.1 Contexte réglementaire de l'incinération

Le 4 décembre 2000 a été adoptée la directive européenne n° 2000/76/CE sur l'incinération des déchets. Ce texte fixe, en particulier, pour les installations de traitement des ordures ménagères des valeurs plus strictes à l'émission (cheminée) et notamment une valeur limite pour les dioxines et furanes. Cette directive a été transposée en droit français par deux arrêtés ministériels en date du 20 septembre 2002:

- un arrêté relatif aux installations d'incinération et de co-incinération de déchets dangereux,
- un arrêté relatif aux installations d'incinération et de co-incinération des déchets non dangereux et aux installations incinérant des déchets d'activités de soins à risques infectieux.

Sont reproduits en annexe, des extraits de ces deux arrêtés traitant des conditions d'exploitation faisant l'objet de mesures en rapport direct (valeurs limites d'émission dans l'air) ou indirect (température de combustion) avec le sujet de cette étude.

### 1.2.2 Les procédés de traitement thermique des déchets

Les procédés de traitement thermique peuvent être classés plusieurs catégories :

- les procédés de combustion oxydante fonctionnant à l'air,
- les procédés d'oxycombustion,
- les procédés d'oxydation à haute température par plasma,
- les procédés de pyrolyse,
- les procédés de gazéification,
- les procédés d'oxydation en voie humide (OVH).

#### Les procédés de combustion oxydante à l'air

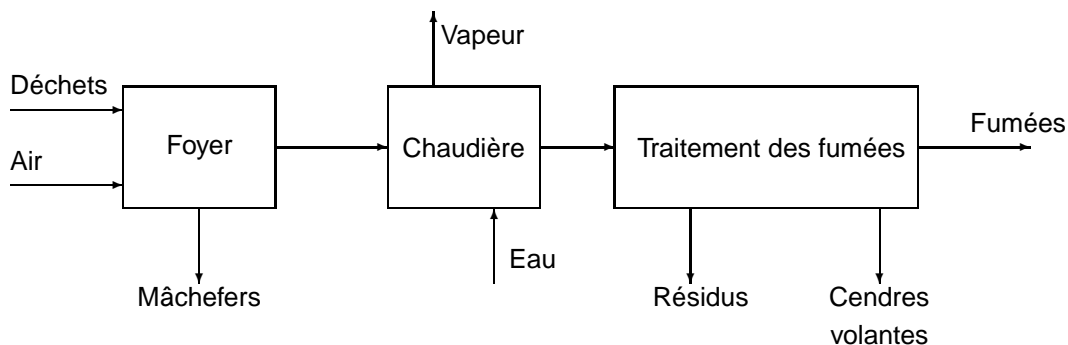


Figure 1.1: Principe d'un incinérateur d'après (Hahnel, 1999)

Plusieurs technologies sont actuellement disponibles en ce qui concerne les procédés d'incinération des déchets solides (Figure 1.1): les fours à grilles, les fours tournants et oscillants et les fours à lit fluidisé, dense, rotatif ou circulant (Antonini, a,b,c; Delaplace, 1980; Marias, 1999):

#### Technologie des fours à grilles

Dans ce type de four, la combustion des déchets a lieu sur un support mobile, en général une grille, constituée soit de barreaux (mouvements de translation du déchet), soit de rouleaux (mouvements de rotation), et/ou de gradins. Les fumées produites sont extraites, en partie haute, vers une enceinte verticale revêtue de matériaux réfractaires, couplée ou non à une chaudière de récupération (Post-combustion).

Les éléments de la grille (barreaux, rouleaux) forment un ensemble de pièces mobiles animées de mouvements alternatifs, permettant l'avancement des déchets, ainsi que leur brassage. Cette grille est soit inclinée, soit horizontale.

L'air primaire de combustion, en excès, est reparti sous la grille via des caissons de distribution. Ce mode d'aération permet non seulement le refroidissement de la grille, mais aussi une l'aération des



déchets en cours de combustion. Cet air peut être préchauffé, afin d'améliorer le rendement global de la combustion. Pour les déchets à forts PCI, on peut utiliser des grilles refroidies par circulation interne d'eau (Voir exemple du four d'Issy les moulineaux, annexe n°2).

La combustion est organisée le long de la grille de façon à réaliser:

- en entrée, une zone de séchage des déchets par rayonnement de la voûte,
- suivie d'une zone de pyrolyse des déchets avec inflammation des matières volatiles en phase gazeuse,
- puis d'une zone de combustion du carbone fixe résiduel,
- et, enfin, une zone de refroidissement des mâchefers, avant leur évacuation en sortie de foyer, où ils subissent une extinction dans une garde à eau (extracteur à mâchefers), permettant également d'éviter toute pénétration d'air parasite.

Les gaz produits par la combustion des déchets sont mélangés à de l'air secondaire au niveau de la post-combustion, pour permettre la combustion complète des matières volatiles et imbrûlés formés au niveau de la grille.

Le type de déchets traités est varié, allant de déchets à faible pouvoir calorifique (environ 6-8 MJ/kg) jusqu'à des déchets à fort contenu énergétique (environ 30-35 MJ/kg).

#### **Technologie des fours tournants et oscillants**

Ce type de four consiste essentiellement en une enceinte cylindrique réfractorisée, légèrement inclinée sur l'horizontale (1 à 4°), mise en mouvement de rotation lente (moins de 2 tr/min), ou d'oscillation, pour permettre la mise en mouvement et le brassage des déchets (Antonini, a).

Il existe différents types de fours tournants (Kerdsuwan, 1994) schématiquement définis selon la classification :

- à co-courant: déchets et combustibles alimentés du même côté.
- à contre-courant: introduction de déchets et évacuation des gaz du côté froid, combustion et évacuation des solides du côté chaud.
- "slagging" (mode d'exploitation consistant à maintenir la température des déchets au dessus de leur température de fusion).
- "ashing" (mode d'exploitation consistant à maintenir la température des déchets au dessous de leur température de fusion).
- "rocking": fours oscillants. les fumées sont extraites soit au milieu du four, soit au niveau de la chute des mâchefers. Dans le premier cas, les fumées progressent à co-courant avant la post-combustion puis à contre-courant. Dans le deuxième cas, les fumées progressent entièrement à contre courant.

En fours tournants, l'air de combustion est introduit par la façade du four, partie fixe au niveau de laquelle sont également injectés les déchets. En fours oscillants, l'air de combustion est admis à l'intérieur du four par l'intermédiaire de buses ménagées directement au travers du réfractaire.

A l'instar des fours à grilles, les fumées à la sortie du four sont dirigées vers une post-combustion où elles sont mélangées à de l'air secondaire.

Ce type de four est bien adapté à un grand nombre de déchets industriels et couvre une gamme de capacité de traitement allant de 2 à 10 t/h.

#### **Technologie des fours à lit fluidisé**

L'état fluidisé correspond à la mise en suspension de particules solides dans un courant gazeux ascendant, en général l'air de combustion, injecté en partie basse du lit de particules. Ce lit est constitué d'un média de fluidisation inerte, finement divisé, sable ou chamotte, préalablement préchauffé, dans lequel on disperse les déchets préalablement broyés.

Le mouvement engendré par l'écoulement gazeux permet le brassage du mélange des particules inertes (média de fluidisation), du déchet solide divisé, et de l'air de fluidisation/combustion, permettant ainsi d'améliorer les transferts internes de masse et de chaleur. Ces mouvements particuliers internes permettent aussi d'assurer l'attrition continue des déchets, entraînant ainsi, par réduction progressive de leur taille, leur consommation complète par combustion.

Les trois types de technologies de fours à lit fluidisé sont le lit fluidisé dense (LFD), le lit fluidisé rotatif (LFR) et le lit fluidisé circulant.

**Les lits fluidisés denses LFD** sont généralement des foyers verticaux, à section cylindrique ou carrée, réfractorisés intérieurement. Ils se composent:

- d'une zone d'admission, en partie basse, de l'air de fluidisation, réchauffé ou non,
- d'un distributeur d'air, composé généralement d'un jeu de tuyères en acier ou d'une grille (sole de fluidisation),
- d'un lit fluidisé de solides inertes divisés, dans lequel est injecté le produit à incinérer, avec ou sans combustible d'appoint, en mélange avec l'air ascendant,
- d'une chambre de combustion des gaz en partie supérieure.

Un lit fluidisé dense se caractérise par l'existence d'une interface nettement établie entre le lit lui-même et la phase gazeuse le surmontant, obtenue pour des vitesses d'air de fluidisation de l'ordre de 1 à 3 m/s.

Concernant l'air de combustion, celui-ci peut être étagé, l'air de fluidisation agissant en air primaire, l'air secondaire étant alimenté en partie haute, au-dessus du lit.

Les temps de séjour en LFD sont de 1 à 5 s pour la phase gazeuse, de 12 à 15 s pour les déchets liquides, et de 1 à 2 min pour les déchets solides divisés.

Les capacités de traitement des fours LFD vont de 2 à 30 t/h, mais cette technologie est surtout envisagée pour des capacités supérieures à 5 t/h. La forte inertie thermique créée par le média de fluidisation, jointe aux effets d'uniformisation de la température interne du lit dense, permet à cette technologie de couvrir une large gamme de déchets, de PCI variés, avec cependant la contrainte d'une adaptation granulométrique poussée du déchet entrant.

**Le lit fluidisé rotatif (LFR)** utilise une sole de distribution d'air, constituée de deux parties inclinées. Cela permet de créer des vitesses de fluidisation distinctes dans la section du lit. La vitesse en périphérie étant supérieure à la vitesse en zone centrale, il en résulte une double circulation interne, d'où l'appellation de lit fluidisé rotatif (LFR).

Les fours LFR sont conçus comme des foyers de combustion, la récupération de chaleur étant réalisée dans une enceinte aval séparée. Les capacités de traitement des fours LFR sont de 2 à 12 t/h, à comparer aux 2 à 30 t/h des LFD.

**Le lit fluidisé circulant (LFC)** utilise le même lit principe que les technologies à LFD, à la différence près que la vitesse de fluidisation utilisée y est plus grande, de l'ordre de 4 à 8 m/s, alors qu'elle est de l'ordre de 2 m/s en LFD.

Contrairement aux LFD, la limite supérieure du lit n'est plus nette, et l'entraînement des particules au-dessus du lit est important. Pour pallier à cet inconvénient, les particules entraînées hors de la zone de fluidisation sont récupérées en partie haute dans un cyclone, et les particules les plus grossières sont réintroduites à la base du foyer, via une jambe de retour.

Les temps de séjour de la phase solide y sont de l'ordre d'une dizaine de minutes. Le taux de recirculation des solides, rapporté au débit de déchet entrant, étant élevé, de 20 à 50 fois, une même particule repasse un grand nombre de fois dans le cyclone et dans la chambre de combustion. Ceci permet l'obtention de rendements de combustion élevés.

La technologie des LFC s'adresse essentiellement à des unités d'une capacité supérieure à 15 t/h.

## Les procédés d'oxycombustion

Ces procédés, appliqués en traitement thermique des déchets, sont des procédés d'incinération basés sur l'utilisation d'air enrichi ( $O_2 > 21 \%$ ), ou bien d'oxygène pur en tant que gaz comburant dans le processus de combustion du déchet.

Ceci se traduit par:

- La réduction ou la suppression du ballast azote du comburant permettant, ainsi, une diminution du volume effectif des fumées générées et donc des installations. Cette réduction du ballast azote du comburant s'accompagne, également, d'une augmentation de la température de combustion, participant ainsi à l'amélioration des vitesses de combustion.

- L'augmentation de la pression partielle en oxygène du comburant améliorant, ainsi, les cinétiques de combustion.

Le degré d'enrichissement à utiliser dépend essentiellement du PCI des déchets à traiter et de leur taux de matières volatiles, ainsi que du niveau de température de destruction des espèces récalcitrantes (DRE) contenues dans les déchets.

### **Les procédés d'oxydation haute température par plasma**

Le plasma thermique consiste en un milieu gazeux, partiellement ionisé, réducteur ou oxydant, porté à températures élevées (3 000-8 000°C) par décharge d'arc appliqué dans un gaz en mouvement, à partir d'une électrode (torche à arc transféré), ou entre deux électrodes (torche à arc soufflé).

### **Les procédés d'oxydation en voie humide (OVH)**

Ces procédés de traitement permettent l'oxydation complète de la fraction organique d'un effluent aqueux ou d'une suspension, par sa mise en contact réactionnelle, au sein d'un réacteur pressurisé, avec un agent oxydant (air, oxygène, peroxyde d'hydrogène), sans vaporisation de l'eau incluse. Ils permettent le traitement de charges organiques comprises entre 1 et 150 g/L. La réaction d'oxydation étant exothermique, les procédés OVH deviennent auto-thermiques à partir de concentrations de 15 à 20 g/L en matière organique.

Ce type de procédé est applicable pour des déchets liquides pompables. Deux types de procédés peuvent être mis en oeuvre :

- les procédés en conditions sous-critiques. Dans ce cas, la pression reste inférieure à 150 bar et la température est limitée à 300°C. Dans ce cas, le milieu réactionnel consiste en un mélange diphasique gaz-liquide, l'oxygène et la fraction organique étant peu solubles, dans ces conditions, dans le milieu réactionnel.
- les procédés en conditions supercritiques. Dans ce cas, la pression est voisine de 250 bar et la température est comprise entre 375 et 600°C. Le mélange eau-oxygène est homogène, l'oxygène et la fraction organique devenant solubles dans le milieu réactionnel.

### **La pyrolyse**

La pyrolyse des déchets, également désignée par thermolyse, consiste en un traitement thermique endothermique ( $\Delta H > 0$ ), à température modérée, au cours duquel la fraction organique du déchet est décomposée, en l'absence d'air ou en atmosphère réductrice ( $O_2 < 2\%$ ), pour fournir une phase gazeuse et une phase solide (Antonini, a; Martin, 2001).

Les proportions entre les différentes phases formées, leurs compositions respectives ainsi que la répartition des métaux, du soufre, du chlore entre les phases produites, dépendent de la nature des déchets traités et des conditions de la réaction (température, pression, durée...). En particulier, une vitesse de chauffe rapide, jointe à une température élevée, tend à diminuer la proportion de produits solides de réaction, au profit des fractions gazeuses et liquides générés (pyrolyse rapide). Au contraire, un abaissement de la température de traitement, associé à une vitesse de chauffe lente, tend à favoriser la production d'une phase solide majoritaire (coke), ainsi que la fixation des polluants dans cette phase solide. Dans ce cas, la présence de goudrons en phase gazeuse (hydrocarbures lourds) est très souvent observée en sortie de pyrolyseur (pyrolyse lente).

Les réacteurs de pyrolyse sont des fours étanches à l'air, donc maintenus en légère surpression. Ces fours sont de taille modérée, compte tenu du volume spécifique, relativement faible, des gaz produits: de l'ordre de 1 000-1 500 Nm<sup>3</sup>/t de déchet traité contre 5 500-7 000 Nm<sup>3</sup>/t, en incinération. Les déchets visés sont des solides ou des boues (Gratias, 2002).

L'apport d'énergie calorifique, nécessaire au processus de décomposition pyrolytique, peut être réalisé:

- par chauffage indirect de la charge entrante, par une double enveloppe du four de pyrolyse, balayée par les fumées de combustion, en foyer externe, soit de tout ou partie des gaz de pyrolyse produits, soit de tout ou partie du coke produit, et ce en fonction du mode de conduite choisi ;

- par apport interne d'énergie, soit par combustion d'une partie de la charge, soit, enfin, par mélange de la charge avec un média inerte, lui-même chauffé extérieurement.

## La gazéification

La gazéification d'un déchet résulte d'un processus thermo-chimique en deux étapes : une étape de pyrolyse suivie d'une étape de gazéification. Ces deux étapes peuvent être réalisées dans la même enceinte thermique ou dans deux réacteurs séparés. L'étape de pyrolyse produit des matières volatiles sous forme d'hydrocarbures gazeux (goudrons) et du coke, essentiellement constitué de carbone fixe. Les hydrocarbures et le carbone fixe sont convertis en gaz combustible ( $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$ ), dans la seconde étape, dite de gazéification, par réactions thermo-chimiques, en présence d'un agent gazeux de gazéification ( $\text{air}$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ) (Antonini, a).

Le PCI du gaz combustible, produit par gazéification, dépend du type de déchet traité, mais surtout de l'agent de gazéification utilisé. La gazéification par des mélanges air/vapeur d'eau conduit à la génération de gaz pauvres ( $\text{PCI} < 8 \text{ MJ/Nm}^3$ ), tandis que l'utilisation de mélanges oxygène/vapeur d'eau permet de produire des gaz combustibles à contenu énergétique intermédiaire ( $8 \text{ MJ/Nm}^3 < \text{PCI} < 18 \text{ MJ/Nm}^3$ ) entre gaz pauvres et gaz riches ( $\text{PCI} > 25\text{-}35 \text{ MJ/Nm}^3$ ).

Certains procédés développés en gazéification des déchets peuvent être considérés comme des procédés de pyro-gazéification intégrés dans la mesure où, dans ce cas, les gaz combustibles produits sont brûlés, sur place, dans des chambres de combustion secondaires, la valorisation d'énergie étant effectuée par utilisation de chaudières de récupération conventionnelles.

Signalons également l'existence de procédés de gazéification, à haute température, par torche à plasma, incluant, en général, une vitrification des résidus minéraux formés.

Différents types de réacteurs de gazéification ont été développés. Ils peuvent être classés en quatre groupes principaux:

- la gazéification en lit fixe à co- ou contre-courant, avec extraction des cendres sèches ou fondues,
- la gazéification en lit fluidisé : lit fluidisé dense (LFD), circulant (LFC) ou rotatif (LFR), à pression atmosphérique ou sous pression,
- la gazéification à lit entraîné,
- la pyro-gazéification étagée.

### 1.2.3 Les procédés de récupération/valorisation d'énergie

Dans un cadre général qui est en particulier celui des technologies de combustion oxydante à l'air, les fumées issues de la chambre de combustion/ postcombustion doivent être refroidies avant leur traitement et leur rejet à l'atmosphère. Ce refroidissement est principalement assuré avec ou sans récupération de l'énergie calorifique associée via les deux procédés suivants :

- **quench des fumées:** celui-ci est réalisé dans une chambre de dilution à l'air frais ou par pulvérisation d'eau à contact direct avec les fumées.
- **récupération d'énergie calorifique:** la chaleur dégagée par la combustion des déchets est récupérée sous forme d'eau ou de vapeur surchauffée dans une chaudière placée en sortie de foyer ou intégré dans celui-ci.

La vapeur produite peut être valorisée de deux façons et parfois simultanément :

- **alimentation d'un réseau de chauffage** (voie de valorisation principale en cas d'eau surchauffée),
- **transformation en électricité**, par l'intermédiaire d'une turbine à vapeur couplée à un alternateur.

Ce cadre est également celui de la pyro-gazéification intégrée où la valorisation énergétique est réalisée par combustion des gaz formés, avec récupération du contenu calorifique des fumées générées, par une chaudière.

Dans le cas d'une pyrolyse, Le produit majoritaire est soit un coke (pyrolyse lente), soit un gaz combustible (pyrolyse rapide).

Dans le premier cas, le coke produit peut être valorisé :

- soit par combustion sur place (pyrolyse intégrée),
- soit après transport, en valorisation par combustion différée (co-incinération en cimenteries, par exemple) ou, après épuration, utilisés en tant que combustibles secondaires.

Dans le second cas, le gaz de pyrolyse produit peut être :

- soit brûlé sur place (pyrolyse intégrée), la récupération d'énergie étant réalisée par chaudière ;
- soit craqué puis envoyé, après épuration, en moteur à gaz, lui-même couplé à un alternateur.

En gazéification, le produit majoritaire est un gaz combustible généré à haute température. Celui-ci est en général d'abord refroidi par un circuit à tubes d'eau, alimentant une chaudière à vapeur, puis épuré avant envoi dans une turbine à gaz couplée à un alternateur.

### 1.2.4 Les procédés de traitement des fumées

Les polluants contenus dans les fumées de combustion se présentent sous la forme de solides particulaires (poussières) ou sous forme gazeuse (HCl, SO<sub>x</sub>, NO<sub>x</sub>, ...). Il convient donc, après refroidissement, d'effectuer des opérations de dépoussiérage et de neutralisation des fumées, avant leur rejet à l'atmosphère.

#### Les dispositifs de dépoussiérage

On distingue quatre types de dépoussiéreurs : mécaniques, humides, à couches filtrantes et électrostatiques.

- **Dépoussiéreurs mécaniques:** ces dispositifs utilisent les forces d'inertie et gravitaire pour la séparation gaz/solide, ils regroupent les cyclones et les chambres de sédimentation.
- **Dépoussiéreurs humides:** ces dispositifs, appelés également laveurs Venturi, utilisent une pulvérisation d'eau, à co-courant des fumées chargées, au col d'un conduit Venturi, les gouttelettes venant capter les poussières.
- **Dépoussiéreurs à couches filtrantes:** ces dispositifs, également désignés par filtre à manche, utilisent un média filtrant (tissu ou fibres) en poche, pour effectuer la séparation solide/gaz. Ces filtres sont décolmatables par injection séquentielle d'air comprimé.
- **Dépoussiéreurs électrostatiques sec ou humides:** désignés également par électrofiltres, ils permettent la séparation gaz/solides dans les fumées par attraction électrostatique des particules chargées par des électrodes émissives puis collectées par des électrodes réceptrices.

#### Les dispositifs d'abattage/neutralisation des fumées

Différents procédés d'abattage sont actuellement disponibles.

- **Épuration par voie sèche et réactif alcalin:** l'épuration des fumées par voie sèche consiste à injecter dans les fumées un réactif (chaux ou bicarbonate de sodium), sous forme de solide pulvérulent sec, pour assurer la neutralisation des gaz acides (SO<sub>2</sub>, HCl, HF). Ces réactifs sont, éventuellement, injectés en dans un réacteur en amont d'un système de dépoussiérage (électrofiltre ou filtre à manche). Ceci permet de capter les poussières, mais aussi les sels calciques formés lors du contact réactionnel avec le réactif en excès.
- **Épuration par voie semi-humide:** Comme dans le cas du procédé sec, le principe du procédé semi-humide consiste à neutraliser les gaz acides par injection de chaux, celle-ci étant, dans ce cas, préalablement mélangée à de l'eau, pour former un lait de chaux.
- **Épuration en voie humide:** le procédé s'apparente à un procédé de lavage de gaz, à l'eau additionnée d'un réactif basique (soude, chaux). Les gaz doivent d'abord être dépoussiérés à l'aide d'un électrofiltre ou d'un filtre à manches, suivi d'un refroidissement par quench à l'eau, jusqu'à une température acceptable par les matériaux de construction des laveurs.

Pour améliorer la captation des gaz acides, on dispose en général de deux étages de captation : un premier étage dit acide pour la captation de HCl et des métaux lourds par lavage à l'eau, suivi d'un deuxième étage, dit basique, pour la captation du SO<sub>2</sub> et finition de la captation de HCl par lavage avec une solution de soude. Des soutirages en bas de chaque laveur permettent de récupérer les sels dissous.

Le procédé humide peut être couplé à un procédé semi-humide, placé en amont, afin de permettre le recyclage de l'effluent du procédé humide dans la tour d'atomisation du semi-humide, ce qui permet de limiter ou d'éviter tout rejet.

### Autres techniques spécifiques

Des techniques spécifiques pour la captation des oxydes d'azote, dioxines/furanes et composés organiques volatiles (COV) peuvent également être mises en place, comme par exemple :

- **le procédé de réduction sélective non catalytique (SNCR) des NO<sub>x</sub>**: ce procédé vise à la dénitrification (dé-NO<sub>x</sub>) des fumées par injection d'un agent réducteur (ammoniac ou urée) directement dans le four ou proche du four, sans catalyseur.
- **le procédé de réduction sélective catalytique (SCR) des NO<sub>x</sub>**: ce procédé permet la transformation des oxydes d'azote en vapeur d'eau et en azote par injection d'ammoniac, qui agit comme agent réducteur en présence d'un catalyseur.
- **le procédé de reburning en dénitrification**: ce procédé consiste à réduire les NO<sub>x</sub> en injectant à haute température, et en aval de la chambre primaire du four, une quantité appropriée de combustible secondaire (méthane, fioul, charbon pulvérisé, ...), afin de créer localement une zone réductrice et riche en combustible.
- **le procédé d'adsorption sur charbon actif et/ou sur coke de lignite**: les charbons actifs et/ou les cokes de lignite sont des médias solides poreux, à grande surface spécifique interne (500-1 000 m<sup>2</sup>/g). Leur fonction principale est de capter les composés organiques tels que dioxines/furanes et de finir la captation des métaux lourds, et plus particulièrement du mercure. Les charbons peuvent être injectés en veine gazeuse, en amont du filtre à manches où ils sont récupérés, ou dans un laveur ou encore en lit fixe.

### ANNEXE N°1: Contexte réglementaire

#### Extraits de l'article 9 des arrêtés du 20 septembre 2002 : Conditions de combustion

##### a) Qualité des résidus

Les installations d'incinération sont exploitées de manière à atteindre un niveau d'incinération tel que la teneur en carbone organique total (COT) des cendres et mâchefers soit inférieure à 3% du poids sec de ces matériaux ou que leur perte au feu soit inférieure à 5% de ce poids sec.

L'arrêté relatif aux installations d'incinération et de co-incinération des déchets non dangereux et aux installations incinérant des déchets d'activités de soins à risques infectieux précise de plus que : la perte au feu doit toutefois être limitée à 3% pour les installations qui traitent des déchets d'activités de soins à risques infectieux (DASRI).

##### b) Conditions de combustion

Les installations d'incinération sont conçues, équipées, construites et exploitées de manière à ce que, même dans les conditions les plus défavorables que l'on puisse prévoir, les gaz résultant du processus soient portés, après la dernière injection d'air de combustion, d'une façon contrôlée et homogène, à une température de 850°C pendant deux secondes, mesurée à proximité de la paroi interne ou en un autre point représentatif de la chambre de combustion défini par l'arrêté préfectoral d'autorisation. Le temps de séjour devra être vérifié lors des essais de mise en service. La température doit être mesurée en continu.

L'arrêté relatif aux déchets dangereux précise de plus : s'il s'agit de déchets dangereux ayant une teneur en substances organiques halogénées, exprimée en chlore, supérieure à 1%, la température doit être amenée à 1100 °C pendant au moins deux secondes.

#### Extraits des articles des arrêtés du 20 septembre 2002 relatifs aux valeurs limites d'émission d'air

##### Article 10, Indisponibilités

L'arrêté préfectoral d'autorisation fixe la durée maximale des arrêts, dérèglements ou défaillances techniques des installations d'incinération ou de co-incinération, de traitement ou de mesure des effluents aqueux et atmosphériques pendant lesquels les concentrations dans les rejets peuvent dépasser les valeurs limites fixées.

Sans préjudice des dispositions de l'article 9e, cette durée ne peut excéder quatre heures sans interruption lorsque les mesures en continu prévues à l'article 28 montrent qu'une valeur limite de rejet à l'atmosphère est dépassée. La durée cumulée de fonctionnement sur une année dans de telles conditions doit être inférieure à soixante heures.

La teneur en poussières des rejets atmosphériques ne doit en aucun cas dépasser 150 mg/m<sup>3</sup>, exprimée en moyenne sur une demi-heure. En outre, les valeurs limites d'émission fixées pour le monoxyde de carbone et pour les substances organiques à l'état de gaz ou de vapeur, exprimées en carbone organique total, ne doivent pas être dépassées. Les conditions relatives au niveau d'incinération à atteindre doivent être respectées.

#### **Extrait de l'article 17, Valeurs limites d'émission dans l'air**

Les installations d'incinération sont conçues, équipées, construites et exploitées de manière à ce que les valeurs limites fixées à l'annexe 1 ne soient pas dépassées dans les rejets gazeux de l'installation.

#### **Article 18, Conditions de respect des valeurs limites de rejet dans l'air**

Les valeurs limites d'émission dans l'air sont respectées si :

- aucune des moyennes journalières mesurées ne dépasse les limites d'émission fixées à l'article 17 pour le monoxyde de carbone et pour les poussières totales, les substances organiques à l'état de gaz ou de vapeur exprimées en carbone organique total (COT), le chlorure d'hydrogène, le fluorure d'hydrogène, le dioxyde de soufre et les oxydes d'azote,
- aucune des moyennes sur une demi-heure mesurées pour les poussières totales, les substances organiques à l'état de gaz ou de vapeur exprimées en carbone organique total, le chlorure d'hydrogène, le fluorure d'hydrogène, le dioxyde de soufre et les oxydes d'azote ne dépasse les valeurs limites définies à l'article 17,
- aucune des moyennes mesurées sur la période d'échantillonnage prévue pour le cadmium et ses composés, ainsi que le thallium et ses composés, le mercure et ses composés, le total des autres métaux (Sb+As+Pb+Cr+Co+Cu+Mn+Ni+V), les dioxines et furanes, ne dépasse les valeurs limites définies à l'article 17.
- 95% de toutes les moyennes mesurées sur dix minutes pour le monoxyde de carbone sont inférieures à 150 mg/m<sup>3</sup>; ou aucune mesure correspondant à des valeurs moyennes calculées sur une demi-heure au cours d'une période de vingt-quatre heures ne dépasse 100 mg/m<sup>3</sup>.

Les moyennes déterminées pendant les périodes visées à l'article 10 ne sont pas prises en compte pour juger du respect des valeurs limites.

Les moyennes sur une demi-heure et les moyennes sur dix minutes sont déterminées pendant la période de fonctionnement effectif (à l'exception des phases de démarrage et d'extinction, lorsqu'aucun déchet n'est incinéré) à partir des valeurs mesurées après soustraction de l'intervalle de confiance à 95% sur chacune de ces mesures. Cet intervalle de confiance ne doit pas dépasser les pourcentages suivants des valeurs limites d'émission définies à l'article 17:

- Monoxyde de carbone : 10% ;
- Dioxyde de soufre : 20% ;
- Dioxyde d'azote : 20% ;
- Poussières totales : 30% ;
- Carbone organique total : 30% ;
- Chlorure d'hydrogène : 40% ;
- Fluorure d'hydrogène : 40%.

Les moyennes journalières sont calculées à partir de ces moyennes validées.

Pour qu'une moyenne journalière soit valide, il faut que, pour une même journée, pas plus de cinq moyennes sur une demi-heure n'aient dû être écartées pour cause de mauvais fonctionnement ou d'entretien du système de mesure en continu. Dix moyennes journalières par an peuvent être écartées au maximum pour cause de mauvais fonctionnement ou d'entretien du système de mesure en continu.

Les résultats des mesures réalisées pour vérifier le respect des valeurs limites d'émission définies à l'article 17 sont rapportés aux conditions normales de température et de pression, c'est-à-dire 273 K, pour une pression de 101,3 kPa, avec une teneur en oxygène de 11% sur gaz sec. Toutefois, si les déchets sont incinérés dans une atmosphère enrichie en oxygène, les résultats des mesures peuvent être rapportés à une teneur en oxygène fonction de la particularité du cas d'espèce et fixée dans l'arrêté préfectoral d'autorisation. Dans le cas de la co-incinération, les résultats des mesures doivent être rapportés à une teneur totale en oxygène calculée selon les indications de l'annexe II.

L'arrêté relatif aux installations d'incinération et de co-incinération des déchets dangereux précise également "Lorsque les émissions de substances polluantes sont réduites par un traitement des gaz de combustion, la valeur mesurée pour une substance polluante donnée n'est rapportée à la teneur en oxygène précisée plus haut que si celle-ci, mesurée au cours de la même période que la substance polluante concernée, dépasse la teneur standard en oxygène".

#### **Article 19, Limitation des émissions dans l'air**

Les installations respectent également les dispositions propres :

- aux zones de protection spéciale qui demeurent applicables en application de l'article 18 du décret du 25 mai 2001 susvisé,
- aux arrêtés pris en application des plans de protection de l'atmosphère élaborés en application de l'article L. 222-4 du code de l'environnement.

Les valeurs limites d'émission à l'atmosphère sont compatibles avec les valeurs limites de concentration du même polluant dans l'air ambiant fixées par le décret du 6 mai 1998 susvisé.

Les dispositions imposées par le présent arrêté relatives à la limitation des émissions peuvent être complétées par des mesures d'interdiction de l'usage de certains combustibles, de ralentissement ou d'arrêt de fonctionnement de certains appareils ou équipements prévues par les arrêtés instaurant des procédures d'alerte pris en application de l'article L. 223-1 du code de l'environnement.

#### **Annexe I : Valeurs limites de rejets atmosphériques pour les installations d'incinération**

##### **a) Monoxyde de carbone**

Les valeurs limites d'émission suivantes ne doivent pas être dépassées pour les concentrations de monoxyde de carbone (CO) dans les gaz de combustion, en dehors des phases de démarrage et d'extinction:

- 50 mg/m<sup>3</sup> de gaz de combustion en moyenne journalière,
- 150 mg/m<sup>3</sup> de gaz de combustion dans au moins 95% de toutes les mesures correspondant à des valeurs moyennes calculées sur dix minutes ou 100 mg/m<sup>3</sup> de gaz de combustion dans toutes les mesures correspondant à des valeurs moyennes calculées sur une demi-heure au cours d'une période de vingt-quatre heures.

L'arrêté préfectoral d'autorisation peut fixer une valeur limite différente pour une installation d'incinération utilisant la technologie du lit fluidisé. Toutefois, cette valeur limite ne pourra dépasser 100 mg/m<sup>3</sup> en moyenne horaire.

##### **b) Poussières totales, COT, HCl, HF, SO<sub>2</sub> et NO<sub>x</sub> (Table 1.1)**

L'arrêté préfectoral d'autorisation peut prévoir une valeur limite différente pour les NO<sub>x</sub> pour les installations existantes:

- dont la capacité est inférieure ou égale à 6 tonnes par heure, à condition que la valeur limite en moyenne journalière soit inférieure ou égale à 500 mg/m<sup>3</sup>, et ce jusqu'au 1er janvier 2008,
- dont la capacité nominale est supérieure à 6 tonnes par heure, mais inférieure ou égale à 16 tonnes par heure, à condition que la valeur limite en moyenne journalière soit inférieure ou égale à 400 mg/m<sup>3</sup> et que la valeur en moyenne sur une demi-heure ne dépasse pas 600 mg/m<sup>3</sup>, et ce jusqu'au 1er janvier 2010,
- dont la capacité nominale est supérieure à 16 tonnes par heure, mais inférieure à 25 tonnes et qui ne produit pas de rejets d'eaux usées, à condition que la valeur limite en moyenne journalière n'excède pas 400 mg/m<sup>3</sup>, et ce jusqu'au 1er janvier 2008.

L'arrêté préfectoral d'autorisation peut prévoir une valeur limite différente pour les poussières pour les installations existantes, à condition que la valeur limite en moyenne journalière n'excède pas 20 mg/m<sup>3</sup>, et ce jusqu'au 1er janvier 2008.

##### **c) Métaux**

Le total des autres métaux lourds est composé de la somme:

- de l'antimoine et de ses composés, exprimés en antimoine (Sb),
- de l'arsenic et de ses composés, exprimés en arsenic (As),



Paramètre	Valeur en moyenne journalière	Valeur en moyenne sur une demi-heure
Poussières totales	10 mg/m <sup>3</sup>	30 mg/m <sup>3</sup>
Substances organiques à l'état de gaz ou de vapeur exprimées en carbone organique total (COT)	10 mg/m <sup>3</sup>	20 mg/m <sup>3</sup>
Chlorure d'hydrogène (HCl)	10 mg/m <sup>3</sup>	60 mg/m <sup>3</sup>
Fluorure d'hydrogène (HF)	1 mg/m <sup>3</sup>	4 mg/m <sup>3</sup>
Dioxyde de soufre (SO <sub>2</sub> )	50 mg/m <sup>3</sup>	200 mg/m <sup>3</sup>
Monoxyde d'azote (NO) et dioxyde d'azote (NO <sub>2</sub> ) exprimés en dioxyde d'azote pour les installations existantes dont la capacité nominale est supérieure à 6 tonnes par heure ou pour les nouvelles installations d'incinération	200 mg/m <sup>3</sup>	400 mg/m <sup>3</sup>
Monoxyde d'azote (NO) et dioxyde d'azote (NO <sub>2</sub> ) exprimés en dioxyde d'azote pour les installations d'incinération existantes dont la capacité nominale est inférieure ou égale à 6 tonnes par heure	400 mg/m <sup>3</sup>	

**Tableau 1.1:** Valeurs limites d'émission en France.

Paramètre	Valeur
Cadmium et ses composés, exprimés en cadmium (Cd) + thallium et ses composés, exprimés en thallium (Tl)	0,05 mg/m <sup>3</sup>
Mercurure et ses composés, exprimés en mercure (Hg)	0,05 mg/m <sup>3</sup>
Total des autres métaux lourds (Sb + As + Pb + Cr + Co + Cu + Mn + Ni + V)	0,5 mg/m <sup>3</sup>

**Tableau 1.2:** Valeurs limites de rejet pour les métaux en France.

- du plomb et de ses composés, exprimés en plomb (Pb),
- du chrome et de ses composés, exprimés en chrome (Cr),
- du cobalt et de ses composés, exprimés en cobalt (Co),
- du cuivre et de ses composés, exprimés en cuivre (Cu),
- du manganèse et de ses composés, exprimés en manganèse (Mn),
- du nickel et de ses composés, exprimés en nickel (Ni),
- du vanadium et de ses composés, exprimés en vanadium (V).

La méthode de mesure utilisée est la moyenne mesurée sur une période d'échantillonnage d'une demi-heure au minimum et de huit heures au maximum. Ces valeurs s'appliquent aux émissions de métaux et de leurs composés sous toutes leurs formes physiques.

#### **d) Dioxines et furanes**

Paramètre	Valeur
Dioxines et furanes	0,1 ng/m <sup>3</sup>

**Tableau 1.3:** Valeurs limites de rejet pour les dioxines et furanes en France.

La concentration en dioxines et furanes est définie comme la somme des concentrations en dioxines et furanes déterminée selon les indications de l'annexe III.

La méthode de mesure employée est la moyenne mesurée sur une période d'échantillonnage de six heures au minimum et de huit heures au maximum.

#### **ANNEXE N°2:**

- **Exemple de four à grilles:** le site d'Issy-les-Moulineaux exploite deux lignes d'incinération équipées chacune d'un four à grilles. Chaque gille est constituée de cinq zones, les trois premières étant équipées de barreaux refroidis à l'eau. A pouvoir calorifique du déchet équivalent, ce type de grille permet une consommation moindre d'air primaire que dans le cas d'une grille non refroidie. La production de  $\text{NO}_x$  en est ainsi diminuée. Le PCI, à la date de la visite, est d'environ 2200 kcal/kg (9,2 MJ/kg).

L'air primaire est aspiré dans la fosse de réception et de stockage des déchets. Cette fosse est, donc, maintenue en légère dépression permettant ainsi de confiner les odeurs.

L'air primaire est dirigé en majorité vers la zone de combustion. Une faible quantité d'air est utilisée pour refroidir les mâchefers vers 350-450°C.

De l'air secondaire est injecté au dessus de la grille à une vitesse de l'ordre de 80 m/s dans le but d'assurer un meilleur mélange avec les fumées de combustion et pour de diminuer les envols de poussière. L'excès d'air global est de l'ordre de 50%. Dans ces conditions, la concentration en oxygène dans les fumées est réglée à 7%.

Le four d'Issy-les-Moulineaux est également équipé d'une recirculation des fumées prélevées après dépoussiérage de manière à réduire la production de  $\text{NO}_x$ .

Chaque chaudière de récupération d'énergie (une par ligne) est composée de trois parcours verticaux et d'un parcours horizontal. La vapeur surchauffée produite est à environ 50 bars et 400°C. Les fumées à la sortie des chaudières sont à des températures de l'ordre de 200°C

Les traitements des fumées exploités sont de type "traitement sec". Tout d'abord, un électrofiltre assure le dépoussiérage avant prélèvement pour recirculation. Du bicarbonate de sodium et du coke de lignite sont ensuite injectés en amont d'un filtre à manches. Les résidus solides récupérés sous les filtres à manches sont envoyés en décharges pour déchets dangereux où ils sont stabilisés avec des liants hydrauliques avant stockage.

Après dépoussiérage, les fumées sont réchauffées pour atteindre une température de l'ordre de 190-200°C avant d'entrer dans un système catalytique de réduction des  $\text{NO}_x$  et des dioxines.

- **Exemple de four tournant:** la société TREDI à Salaise/Sanne (38) exploite plusieurs unités d'incinération de déchets dangereux et non dangereux.

Les deux lignes de l'unité Salaise I sont équipées, chacune, d'un four tournant traitant des déchets faiblement chlorés (moins de 1%). La ligne unique de l'unité Salaise II est également équipée d'un four rotatif adapté, pour sa part, à des déchets fortement chlorés. Enfin, le four de l'unité Salaise III appartient à la technologie des fours à grilles et traite des déchets non dangereux. Cette dernière unité ne sera pas décrite par la suite.

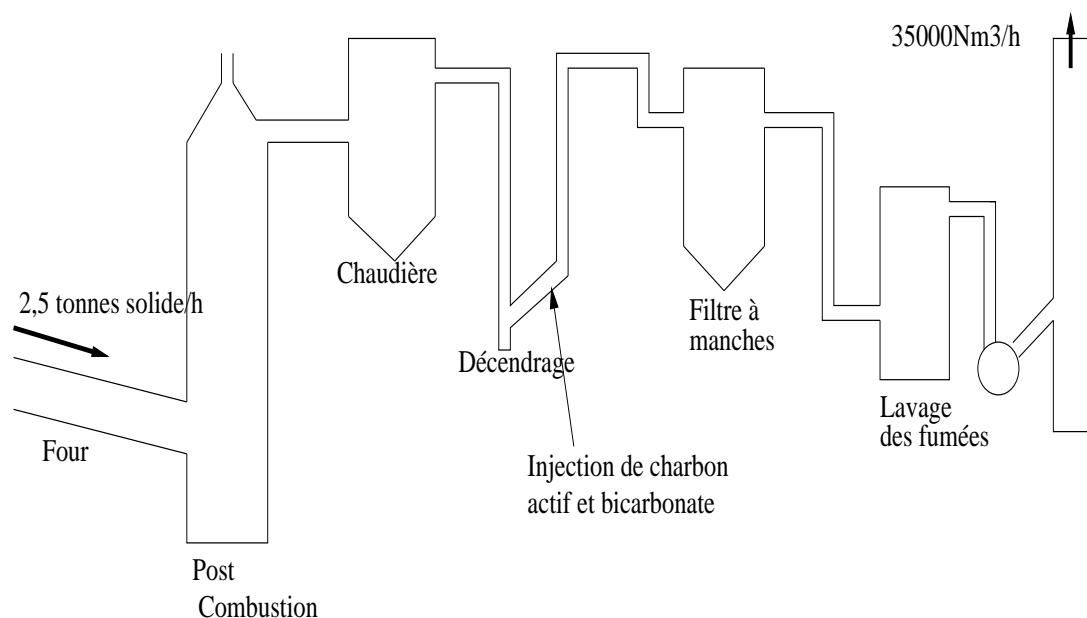
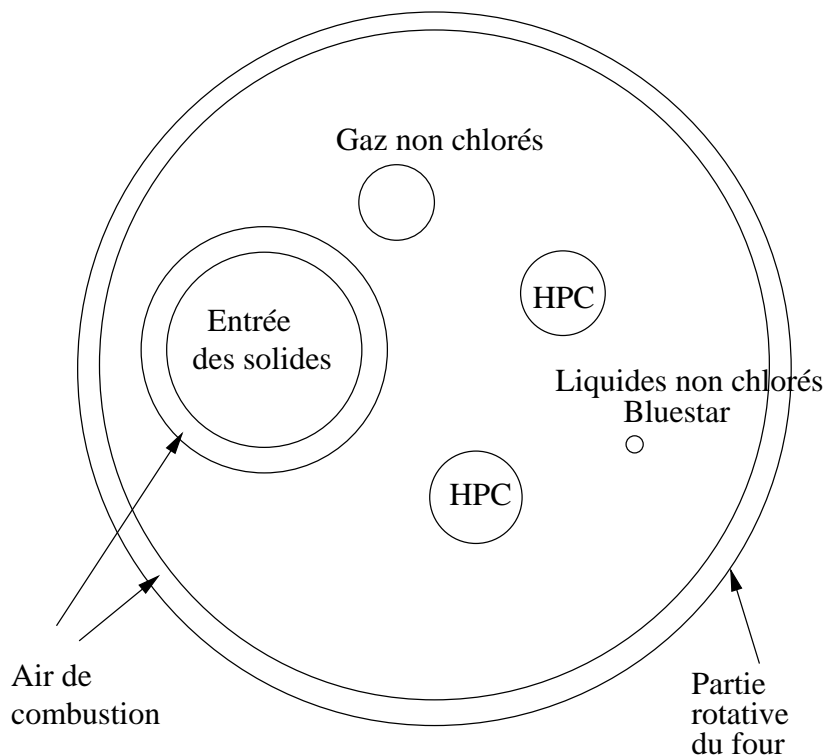


Figure 1.2: Schéma de l'incinérateur rotatif de déchets industriels de Salaise 1.



**Figure 1.3:** Vue de face de l'entrée du four rotatif de l'incinérateur de déchets industriels de Salaise 1.

**Salaise I:** les deux fours rotatifs de l'unité Salaise I (Figures 1.2 et 1.3) sont adaptés au traitement thermique de déchets dangereux contenant moins de 1% en masse de chlore. Ces déchets pouvant être sous forme gazeuse, liquide ou solide.

Après réception, les déchets solides sont d'abord broyés, puis brassés dans une fosse afin d'obtenir une certaine homogénéité. Les liquides excédentaires sont pompés puis transférés dans des cuves de stockage dédiées où ils rejoignent les déchets réceptionnés sous forme liquide. Les déchets sous forme gazeuse proviennent d'une usine située à proximité qui produit des silicones.

Chaque four tournant mesure environ 2m de diamètre et 9m de long. Leur capacité horaire en déchets solides est d'environ 2,5 t/h pour un temps de séjour de l'ordre de 2h1/2.

Les solides sont pris dans la fosse à l'aide d'un grappin qui fait environ 650 kg (de 450 à 800 kg) et qui est actionné environ tous les 1/4h. Le grappin transporte ces solides dans une trémie équipée d'un sas qui empêche la remontée des flammes. Le poussoir envoie, en un coup, au moins les 2/3 des déchets qui étaient dans la goulotte. La poussée dure environ 5 minutes. Au deuxième coup, le poussoir agit comme un racleur et récupère les déchets restants.

La répartition idéale des solides dans le four comprend une zone de séchage (environ 2m, suivie par une zone d'incinération et une zone d'extinction des feux. Il fait éviter que la zone de séchage soit trop raccourcie car cela entraîne alors un dépôt de lave près de l'entrée ainsi que des températures très élevées qui contribuent à la dégradation de la façade. La consigne de vitesse du four est décidée en fonction du pouvoir calorifique du déchet en vrac, celui-ci est mesuré très régulièrement par le laboratoire d'exploitation. L'objectif de commande serait de maintenir le front entre la zone de séchage et la zone d'incinération à une position donnée.

Outre des déchets, le four tournant reçoit en entrée de l'air primaire (Figure 1.3). Les autres injections d'air se situant au niveau du bout du four tournant (partie faisant la jonction avec la post-combustion fixe) et au niveau de la chambre de post-combustion (air secondaire).

Deux mesures de température dans la chambre de post-combustion servent à réguler la température du four tournant.

La chambre de post-combustion est en très légère dépression (environ -0,2 mbar). En sortie de la chambre de post-combustion, une mesure de température est effectuée.

La chaudière est divisée en trois parties: surchauffeur, vaporisateur et économiseur. Ses parois sont membranées. Elle produit environ 5,2 t/h de vapeur surchauffée à 280°C et 38 bars.

La température de l'eau alimentaire, en entrée d'économiseur, est d'environ 104°C, et en sortie d'économiseur de 250°C. La régulation du ballon de chaudière se fait en trois éléments: la consigne de débit d'eau est déduite de la consigne de niveau de ballon et de débit de vapeur.

A la sortie de la chaudière, les fumées de combustion sont à 310°C lorsqu'elles pénètrent dans une gaine de refroidissement en U fabriquée en inox. Outre le refroidissement des fumées à environ 210°C, cette gaine permet l'injection de bicarbonate de sodium et de charbon actif. Pour obtenir le mélange de bicarbonate et de charbon actif, des vis sans fin amènent les deux produits dans une trémie. En sortie de la trémie, une écluse permet de modérer la surpression due au ventilateur. Après l'écluse, un broyeur à marteaux avec injection de glycol pour empêcher le collage broie le bicarbonate.

Les fumées se repartissent, dès lors, dans un filtre à manches avec catalyseur au Pt (procédé Remedix). Le mélange bicarbonate - charbon actif forme un gâteau sur les manches à travers lequel le gaz de fumées passe. Régulièrement, un décolmatage à l'air comprimé est effectué. Les résidus de filtration sont envoyés en décharge de produits dangereux. Dans le filtre à manches, la température des fumées est d'environ 180°C.

Le filtre à manches est suivi d'une colonne de lavage de fumées, elle-même équipée d'un quench par pulvérisation d'eau. Cette colonne comporte un garnissage adiox sous forme d'anneaux de polypropylène greffé avec du charbon actif (procédé ADIOX). Une recirculation permettant d'eau à un pH compris entre 3 et 5 est en permanence assurée. A noter que de la soude peut éventuellement être ajoutée pour capter le SO<sub>2</sub>.

Pour finir, un ventilateur de tirage des fumées entraîne les gaz épurés vers la cheminée équipée d'un dévésiculateur. Le débit est environ 35000 Nm<sup>3</sup>/h. Dans la cheminée, sont disposés différents appareils de mesure, dont un analyseur multigaz et un analyseur semi-continu pour les dioxines et furanes.

**Salaise II:** Le four tournant de l'unité Salaise II (Figure 1.4) traite des produits fortement chlorés. La différence principale avec Salaise I est que la température des fumées à la sortie de la post-combustion est régulée à environ 1200°C. D'autre part, il n'y a pas de filtre à manches, mais un électro-filtre (Figure 1.4) compatible avec le dépoussiérage des gaz chlorés. Les électro-filtres fonctionnent aux alentours de 400°C.

La suite de l'installation diffère de Salaise I. Suite à l'électrofiltre, s'enchaîne les équipements suivants : deux colonnes de lavage, un venturi pour capter les poussières, une troisième colonne de lavage, un premier filtre principal à dioxines et, pour finir, un second filtre à dioxines pour la finition. Ces filtres sont garnis d'anneaux de polypropylène greffé de charbon actif (procédé ADIOX).

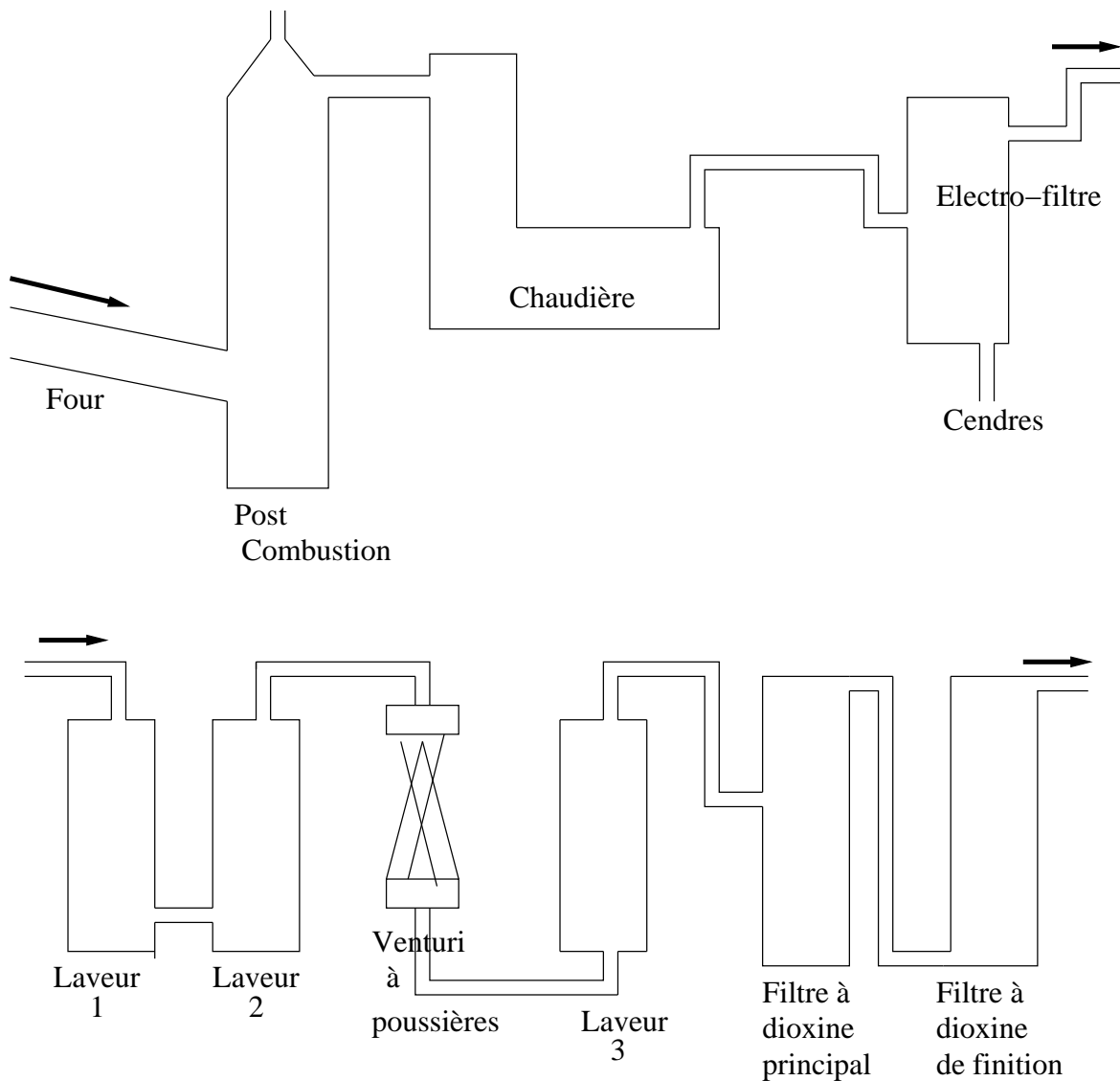


Figure 1.4: Incinérateur de déchets industriels de Salaise 2.

## Références

- G. Antonini. Traitements thermiques des déchets - processus thermochimiques. In *Techniques de l'Ingénieur*, volume G 2050, pages 1–16. Techniques de l'Ingénieur, a.
- G. Antonini. Traitements thermiques des déchets - procédés et technologies associées. In *Techniques de l'Ingénieur*, volume G 2051, pages 1–18. Techniques de l'Ingénieur, b.
- G. Antonini. Traitements thermiques des déchets - annexes sur les procédés. In *Techniques de l'Ingénieur*, volume G 2053, pages 1–12. Techniques de l'Ingénieur, c.
- L. Delaplace. Equipements de combustion pour combustibles solides. In *Techniques de l'Ingénieur*, volume 11. 1980.
- A. Gratias. *Contribution à l'étude de l'incinération des boues résiduaires humides en réacteur à lit fluidisé: influence des conditions opératoires sur les émissions des micro-polluants gazeux et des métaux lourds*. PhD thesis, Institut National Polytechnique de Toulouse, 2002.
- F. Hahnel. *Conception d'un incinérateur en lit fluidisé pour l'étude de l'incinération de déchets*. Application

- à l'étude des mécanismes de transformation de l'azote lors de la combustion de polyamide-6,6. PhD thesis, Université de Haute-Alsace, 1999.
- S. Kerdsuwan. *Contribution à l'étude de l'incinération des déchets urbains: expérimentation en four rotatif, optimisation et modélisation thermique de fonctionnement.* PhD thesis, Université de Poitiers, 1994.
- F. Marias. *Procédé d'incinération d'un déchet modèle: de l'approche physique aux simulations en lit fluidisé.* PhD thesis, Université de Pau et des pays de l'Adour, 1999.
- C. Martin. *Modélisation et critères de combustibilité en incinération combinée de déchets ménagers et de déchets industriels banals.* PhD thesis, Université de Technologie, Compiègne, 2001.

## Chapitre 2

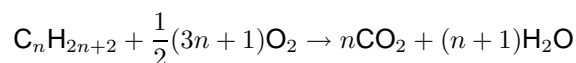
# Modélisation et fonctionnement des incinérateurs

La modélisation des incinérateurs concerne essentiellement le processus d'incinération sur grille avec la chambre de post-combustion ou en lit fluidisé. Néanmoins, afin de comprendre le fonctionnement complet des incinérateurs, la partie du procédé qui suit, en particulier le traitement des fumées, les caractéristiques des cendres, ainsi que l'environnement constitué par les capteurs, les systèmes de régulation, est décrite de manière générale. De ce fait, cette partie traitée dans la section des incinérateurs à grilles peut s'appliquer aux autres types d'incinérateurs, en lit fluidisé ou rotatifs.

### 2.1 Calculs simplifiés

Rechercher si l'on possède une quelconque description stoechiométrique des déchets pour un exemple donné.

Si l'on assimile les déchets à des alcanes, l'enthalpie de réaction correspondant à leur combustion stoechiométrique selon la réaction:



serait égale à  $\Delta H^0 = -(609n + 193)$  kJ/mol (Antonini, c).

Si l'on considère la composition d'ordures ménagères du tableau 2.1, et que l'on applique la formule précédente (bien que les composés ne correspondent pas stoechiométriquement à la formule  $C_nH_{2n+2}$ ), on obtient:

$$\Delta H^0 = 291/184 \times [-(609 \times 8 + 193)] + 341/98 \times [-(609 \times 4 + 193)] + 95/28 \times [-(609 \times 2 + 193)] = -21.94 \text{ MJ/kg} \quad (2.1)$$

à comparer à 11.94 MJ/kg obtenu d'après le tableau, valeur plus raisonnable. Clairement, la caractérisation pseudo-stoechiométrique des déchets est un défi d'autant qu'ils varient constamment. (Guibet, 1997) donne le PCI pour une liste de composés organiques purs appartenant à différentes familles.

Des formules différentes sont disponibles pour le PCI et le PCS. (Martin, 2001) utilise la formule de Boie pour le PCS brut (en kJ/kg) selon:

$$PCS = 4,186(84\tau_C^s + 223.65\tau_H^s - 26.5\tau_O^s + 26\tau_S^s + 15\tau_N^s - 5.5\tau_{Cl}^s)100 \quad (2.2)$$

où  $\tau$  indique la teneur massique en l'élément considéré (C, H, O, S, N, Cl) dans les déchets secs. (Martin, 2001) en déduit le PCI selon:

$$PCI = PCS - \Delta H_{vap}(h + 9\tau_H^s) \quad (2.3)$$

où  $\Delta H_{vap}$  est l'enthalpie de vaporisation de l'eau et  $h$  l'humidité du déchet brut exprimée par kg de déchet brut.

(Desroches-Ducarne, 1997) utilise la formule de Vondracek pour le PCS (en kJ/kg):

$$PCS = [0,3289 + 0,0117(100 - \tau_{C,sec})^{0,25}] \tau_{C,brut} + 1,129(\tau_{H,sec} - \frac{\tau_{O,sec}}{10}) + 0,105\tau_{S,sec} \quad (2.4)$$

où les teneurs massiques  $\tau$  sont exprimées par rapport au combustible soit brut, soit sec. Le PCI en est déduit selon:

$$PCI = PCS - (224,3\tau_H \frac{100 - h}{100} + 25,1h) \quad (2.5)$$

où  $h$  est l'humidité exprimée en pourcentage massique.

D'après (Antonini, c), le rendement  $\eta_c$  de la chaudière peut être estimé par la relation:

$$\eta_c = \frac{D_v(h_{vc} - h_{ea})}{D_d PCI} \quad (2.6)$$

où  $D_v$  est le débit de vapeur (kg/h),  $h_{vc}$  l'enthalpie spécifique de la vapeur surchauffée produite par la chaudière (kJ/kg),  $h_{ea}$  l'enthalpie spécifique de l'eau d'alimentation,  $D_d$  le débit massique des déchets incinérés (kg/h),  $PCI$  le pouvoir calorifique inférieur des déchets (kJ/kg).

En fait, la formule (2.6) ne tient pas compte du réchauffage de l'air primaire et secondaire qui est prélevé sur la chaleur disponible à la chaudière et les constructeurs proposent de calculer le rendement four-chaudière suivant:

$$\eta_c = \frac{D_v(h_{vs} - h_{ea}) - D_{ra}(h_r - h_c)}{D_d PCI} \quad (2.7)$$

où les termes supplémentaires par rapport à (2.6) sont  $D_{ra}$  le débit de vapeur utilisé pour les réchauffeurs d'air,  $h_r$  l'enthalpie de la vapeur à l'entrée du réchauffeur,  $h_c$  l'enthalpie des condensats du réchauffeur.

Pour un exemple réel d'incinérateur, le débit de déchets égal à 30500 kg/h, ayant un PCI de 10,05 MJ/kg, un débit de vapeur surchauffée égal à 103000 kg/h et à 50 bars et 400°C ayant une enthalpie égale à 3195 kJ/kg (Hewitt, 1992), une eau d'alimentation à 60 bars, 130°C ayant une enthalpie égale à 550 kJ/kg, le rendement attendu d'après la formule (2.6) serait égal à:

$$\eta_c = \frac{103 \cdot 10^3 (3195 \cdot 10^3 - 550 \cdot 10^3)}{30.5 \cdot 10^3 \times 10.05 \cdot 10^6} = 0.889$$

Sachant qu'en fait le débit de vapeur prélevée pour les réchauffeurs d'air est égal à 3450 kg/h, que la vapeur à l'entrée du réchauffeur est à 18 bars, 210°C, soit une enthalpie de 2800 kJ/kg, et que les condensats du réchauffeur sont à 18 bars, 100°C, soit une enthalpie de 420 kJ/kg, le rendement calculé d'après la formule (2.7) est égal à:

$$\eta_c = \frac{103 \cdot 10^3 (3195 \cdot 10^3 - 550 \cdot 10^3) - 3450 (2800 \cdot 10^3 - 420 \cdot 10^3)}{30.5 \cdot 10^3 \times 10.05 \cdot 10^6} = 0.862$$

ce qui donne un résultat inférieur par rapport à la formule (2.6) qui néglige le prélèvement de vapeur pour le réchauffeur d'air.

## 2.2 Modélisation des fours à grille

La plupart des études de simulation publiées ne concernent que la partie du lit de l'incinérateur sur la grille. Elles s'intéressent au mélangeage, à la description des champs de température et de concentration et à l'écoulement.

### 2.2.1 Modèle de combustion sur grille

#### Modélisation 1D

(Ryu et al., 2001) développe un modèle 1D assez simplifié semblable à un réacteur discontinu. La représentation du lit est en fait celle d'une colonne extraite du lit et qui se déplace le long de la grille. Les ordures ménagères sont alors modélisées comme une couche de particules combustibles homogènes distribuées uniformément avec des caractéristiques connues d'humidité, d'hydrocarbure combustible et



de résidu. L'air primaire se déplace vers le haut et les gaz de combustion s'écoulent dans la même direction que l'air primaire.

Le modèle représente la pyrolyse par une cinétique d'émission de volatils

$$\frac{dm_{vol}}{dt} = k \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) m_{combustible} \quad (2.8)$$

et une cinétique de génération de charbon ("char", carbone)

$$\frac{dm_C}{dt} = k \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) m_{combustible} \quad (2.9)$$

La combustion du charbon se déroule suivant la réaction:



avec une cinétique:

$$\frac{dm_{Char}}{dt} = -60 A_{surface} \frac{1}{\frac{1}{k_r} + \frac{1}{k_m}} \quad (2.11)$$

où  $k_r$  est une constante cinétique et  $k_m$  un coefficient de transfert de matière. Les réactions gazeuses sont écrites sous forme globale:



avec les cinétiques:

$$\begin{aligned} \frac{d[\text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z]}{dt} &= -k[\text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z]^{0,25}[\text{O}_2]^{1,5} \\ \frac{d[\text{CO}]}{dt} &= -k[\text{CO}][\text{H}_2\text{O}]^{0,5} \end{aligned} \quad (2.13)$$

(Martin, 2001) fournit une description assez détaillée des réactions de combustion et des espèces qui peuvent se former, ainsi que différentes procédures de calcul dans des cas variés (combustion oxydante, combustion réductrice avec  $\text{H}_2$  excédentaire ou non par rapport à  $\text{Cl}_2$ ).

Dans un réacteur en lit fixe vertical à contre-courant, (Rogaume, 2001) distingue de la même manière que pour un incinérateur d'ordures ménagères trois grandes zones de combustion: d'abord la zone de décomposition et d'oxydation du combustible où a également lieu la combustion des produits volatils avec l'air primaire, ensuite la zone de combustion des produits issus de la première zone avec l'air secondaire, puis la zone de température plus faible où prend fin la combustion. Le régime au sein de la zone primaire de combustion dépend fortement de l'excès d'air primaire, défini par le rapport stoechiométrique comburant/combustible. Dans le cas d'un excès d'air primaire inférieur à 1, la flamme a tendance à pénétrer dans le lit de solide et la combustion à température assez basse est contrôlée par le transport d' $\text{O}_2$  au sein des zones réactives. Dans le cas d'un excès d'air primaire supérieur à 1, la combustion à température élevée est contrôlée par la cinétique chimique. Les émissions de NO augmentent avec l'excès d'air. (Rogaume, 2001) modélise le réacteur en lit fixe vertical par une série de réacteurs parfaitement agités, en fait proche d'une discrétisation spatiale très fine (>800 réacteurs). Pour modéliser les réactions de dégradation du solide, il s'appuie sur des expériences réalisées sur un petit échantillon de solide en four tubulaire horizontal qui ont permis une analyse fine des gaz de combustion NO,  $\text{NO}_2$ , HCN,  $\text{NH}_3$ . Des schémas réactionnels très détaillés de formation et réaction de NO ont été mis en oeuvre. Dans le cas d'un excès d'air primaire inférieur à 1, la combustion a lieu essentiellement dans la zone secondaire de combustion (injection de l'air secondaire). Dans le cas d'un excès d'air primaire supérieur à 1, NO provenant de la dégradation des combustibles est rapidement oxydé en  $\text{NO}_2$  (de même CO est rapidement oxydé), ensuite NO forme surtout du  $\text{N}_2$  et un peu de  $\text{NO}_2$ , enfin avec l'air secondaire NO est d'abord réduit et la teneur en  $\text{NO}_2$  diminue également. Dans la zone primaire de combustion, NO augmente avec la température et dans la zone secondaire de combustion, NO augmente fortement avec la température dans le domaine  $[900,1000]^\circ\text{C}$  lorsque le débit d'air secondaire est relativement faible, sinon il est insensible à la température. Globalement, les émissions de NO augmentent avec l'air primaire et diminuent très faiblement avec l'air secondaire. Les émissions de CO diminuent avec la température au sein de la zone primaire de combustion et avec la température au sein de la zone secondaire de combustion (lorsque cette dernière est inférieure à  $1100^\circ\text{C}$ , au-delà elles augmentent avec la température).

(Olsommer et al., 1997) décrit un modèle pour un four d'incinération à grilles de type Noell. Il divise l'ensemble en deux parties: une partie "radiative" (95% par rayonnement) pour les chambres de combustion et de post-combustion et une partie "convective" pour la suite: évaporateurs, surchauffeurs, économiseurs. Il estime le combustible comme composé de cinq constituants: végétaux, matières plastiques, bois, eau, matière inerte, dont les propriétés chimiques et thermodynamiques sont citées dans le tableau 2.1, le pouvoir énergétique moyen étant égal à  $12,5 \text{ MJ.kg}^{-1}$ . Le reste est la fraction ne participant pas à la combustion. Pour la partie radiative, (Olsommer et al., 1997) utilise la méthode des zones

% massique	Formule chimique	Masse molaire ( $\text{kg.kmol}^{-1}$ )	Pouvoir énergétique ( $\text{MJ.kg}^{-1}$ )
0,291	$\text{C}_8\text{H}_{12}\text{O}_4$ reste <sub>v</sub>	184	4,175
0,341	$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$ reste <sub>b</sub>	98	18,571
0,095	$\text{C}_2\text{H}_4$	28	46,485
0,038	$\text{H}_2\text{O}$	18	
0,235		55	

**Tableau 2.1:** Propriétés chimiques et thermodynamiques des constituants de déchets d'après (Olsommer et al., 1997). Les restes <sub>v</sub> et <sub>b</sub> représentent la fraction molaire de végétaux et de bois ne participant pas à la combustion.

conjointement avec l'analyse nodale. Par rapport aux simulations de mécanique des fluides numérique, la méthode est beaucoup plus rapide et relativement précise. La partie convective consiste en une série d'échangeurs de chaleur. Son étude est centrée sur la production d'énergie et il est un des rares auteurs à traiter en détail la modélisation du thermosiphon de la chaudière, en général ignorée. Le modèle est donc en fait une séquence composée de la partie radiative, la partie convective, le thermosiphon dont le calcul se fait de manière itérative. Travaillant sur le régime permanent, il a fortement lissé l'influence des perturbations en considérant comme mesures des moyennes sur une semaine de mesures instantanées. De ce fait, il obtient des écarts relatifs entre mesures et calculs faibles (par exemple de 3% sur les températures), avec une erreur globale de 6% après validation, pour un domaine d'alimentation en combustible allant de 60% à 160% de la charge nominale.

(Shin and Choi, 2000) représente de manière schématique en 1D la combustion dans un lit de combustible solide selon une succession d'étapes: zone de chauffe, zone de pyrolyse, zone de combustion, zone de cendres. La température augmente fortement dans la zone de pyrolyse pour atteindre un maximum à l'intérieur de la zone de combustion en phase gazeuse et ensuite diminuer lentement. On peut concevoir que la charge progresse sur la grille en suivant ces étapes. Le rayonnement provenant des flammes fait que la combustion se passe à la surface du lit et que les zones se déplacent progressivement vers le fond du lit.

De manière assez proche, (Martin, 2001) distingue quatre zones: la zone de chauffage et séchage des déchets, la zone de distillation et oxydation des matières volatiles avec formation d'un résidu composé d'inertes et de carbone fixe, la zone de combustion du carbone fixe, la zone de refroidissement des mâchefers. Contrairement à beaucoup d'auteurs récents qui réalisent le couplage d'un modèle du lit et d'un modèle de gaz obtenu par CFD au-dessus du lit et dans la chambre de combustion, (Martin, 2001) réalise un modèle par zones du lit et étages des fumées sans recourir à la CFD. L'auteur a pu représenter assez simplement le taux de réduction de la fraction combustible en fonction du temps de séjour dans l'incinérateur et a validé ses résultats par rapport à plusieurs incinérateurs industriels. Il a également étudié la sensibilité paramétrique de ce modèle par rapport à différents paramètres, dont l'enthalpie de pyrolyse, la température de dégagement des volatils, l'émissivité des parois et des déchets et étudié le rôle de l'humidité des déchets, la température de l'air primaire, la répartition de l'air primaire sous la grille, la répartition entre l'air primaire et l'air secondaire. Il montre la difficulté à inclure des pneumatiques dans des déchets d'ordures ménagères car leur plage d'acceptabilité est très réduite.

## Modélisation 2D

(Ménard, 2003) a effectué une thèse portant sur la modélisation de l'incinération sur grille d'ordures ménagères et l'approche thermodynamique du comportement des métaux lourds. Son travail a été continué par (Asthana, 2008) qui a fait une modélisation de la formation de  $\text{NO}_x$  et de la volatilisation de métaux

lourds lors de l'incinération sur grille d'ordures ménagères. Le modèle est basé sur l'incinérateur de Strasbourg exploité par Tiru. Ces études sont réalisées en utilisant des outils de mécanique des fluides numérique. De nombreux phénomènes sont pris en compte dans ces études: gazéification, oxydation du carbone résiduel, transferts thermiques par convection, conduction et rayonnement, séchage, effondrement du lit, brassage de la charge sur la grille. Des cinétiques de pyrolyse sont adjointes au modèle du lit. Dans tous les travaux (Goddard et al., 2005; Marias, 2003; Ménard et al., 2006; Ryu et al., 2004; Yang et al., 2002, 2007), le couplage est fait entre le lit et la chambre de post-combustion par un logiciel de mécanique des fluides numérique.

Un tel modèle 2D est constitué par les équations de transport de matière, de chaleur et de quantité de mouvement, ainsi que les mécanismes réactionnels. (Asthana, 2008) considère les hypothèses suivantes. Les solides sont représentés par un mouvement d'ensemble selon une approche eulérienne. La charge est supposée continue, mais présente une certaine porosité, une masse volumique apparente et un diamètre moyen de grains. Le solide avance axialement sur la grille en relation avec le mouvement des barreaux. Le gaz traverse le lit à courant croisé. La charge est partiellement inerte, partiellement pyrolysable. La pyrolyse est décrite par deux équations de dévolatilisation, une pour la partie cellulosique, une autre pour la partie non-cellulosique. Après dévolatilisation, il reste un résidu carboné. Les gaz formés par la pyrolyse sont:  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$ . Lorsque  $\text{O}_2$  est disponible, le carbone résiduel est oxydé en  $\text{CO}$  et  $\text{CO}_2$ . Dans les zones réductrices, ce carbone résiduel réagit avec  $\text{H}_2\text{O}$  vapeur et  $\text{CO}_2$  pour produire  $\text{CO}$  et  $\text{H}_2$ . Au départ, la charge est chauffée par le rayonnement du four. Après l'allumage, la zone de combustion dans le lit apporte l'énergie nécessaire.

## Bilans de matière

Les équations sont extraites de (Asthana, 2008). Les *bilans de matière relatifs au solide* sont: pour la partie pyrolysable:

$$\frac{\partial}{\partial x}(v_s w_{pyro} \rho_{app}) = -r_{pyro} \quad (2.14)$$

où  $v_s$  est la vitesse,  $w_{pyro}$  la fraction massique pyrolysable,  $\rho_{app}$  la masse volumique apparente,  $r_{pyro}$  la vitesse de pyrolyse.

pour l'eau du solide:

$$\frac{\partial}{\partial x}(v_s w_{H_2O} \rho_{app}) = -r_{séch} \quad (2.15)$$

où  $w_{H_2O}$  est la fraction massique en eau,  $r_s$  la vitesse de séchage du lit. pour le carbone résiduel:

$$\frac{\partial}{\partial x}(v_s w_C \rho_{app}) = -r_{pyro} \alpha_C - r_{comb,C} - r_{gaz,CO_2} - r_{gaz,H_2O} \quad (2.16)$$

où  $w_C$  est la fraction massique en carbone résiduel,  $\alpha$  la fraction de solide décomposée,  $r_{comb,C}$  la vitesse de combustion du carbone résiduel,  $r_{gaz,CO_2}$  la vitesse de gazéification du carbone résiduel par  $\text{CO}_2$ ,  $r_{gaz,H_2O}$  la vitesse de gazéification du carbone résiduel par  $\text{H}_2\text{O}$ .

pour les inertes:

$$\frac{\partial}{\partial x}(v_s w \rho_{app}) = 0 \quad (2.17)$$

Le bilan de matière global relatif au solide est la somme des bilans précédents:

$$\frac{\partial}{\partial x}(v_s \rho_{app}) = r_{séch} - r_{pyro}(1 - \alpha) - r_{comb,C} - r_{gaz,CO_2} - r_{gaz,H_2O} \quad (2.18)$$

La *vitesse de séchage* exprimée en kg d'eau par seconde et par  $\text{m}^3$  de lit est extraite de (Shin and Choi, 2000) et est égale à:

$$r_{séch} = \frac{k_m a_g M_{H_2O}}{RT_g} (P_{w,surf} - P_{w,\infty}) \quad (2.19)$$

où  $P_{w,\infty}$  est la pression partielle en vapeur d'eau dans le gaz,  $P_{w,surf}$  la pression de vapeur saturante de l'eau à la surface du solide.  $k_m$  est le coefficient de transfert pour un lit de particules calculé d'après le nombre de Sherwood:

$$Sh = 2 + 1.1 Re_p^{0.6} Sc^{1/3} \quad (2.20)$$

où  $Re$  est le nombre de Reynolds,  $Sc$  le nombre de Schmidt. Des nombres adimensionnels sont égaux à:

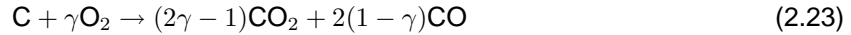
$$Sh = \frac{k_m d_p}{D_{H_2O,gaz}} ; \quad Re_p = \frac{\rho_g v d_p}{\mu_g} ; \quad Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g D_{H_2O,gaz}} \quad (2.21)$$

La vitesse de pyrolyse est:

$$r_{pyro} = k_{cell} \exp\left(-\frac{E_{pyro,cell}}{RT_s}\right) \rho_{app} w_{cell} + k_{ncell} \exp\left(-\frac{E_{pyro,ncell}}{RT_s}\right) \rho_{app} w_{ncell} \quad (2.22)$$

où  $cell$  signifie la fraction cellulosique et  $ncell$  la fraction non cellulosique.

La combustion du carbone résiduel est inspirée de l'oxydation du carbone sous forme de charbon, coke, ... L'équation de réaction peut s'écrire sous la forme globale suivante:



$\gamma$  étant un coefficient dépendant de la température calculable d'après le rapport  $f = C_{CO}/C_{CO_2}$  (Linjewile et al., 1995).

L'oxydation du carbone se déroule selon un régime diffusionnel externe ou chimique ou mixte intermédiaire. Ce cas est retenu par (Ménard, 2003) d'où la vitesse de combustion du carbone résiduel:

$$r_{comb,C} = a_g \left[ \frac{e^{b_{O_2}}}{\Omega_{act} r_{C,chim}} + \frac{e^{b_{O_2} - 1}}{b_{O_2} r_{C,diff}} \right]^{-1} \quad (2.24)$$

où  $a_g$  est l'aire spécifique externe des particules:

$$a_g = \frac{6(1 - \epsilon_l)}{d_p} \quad (2.25)$$

où  $\epsilon_l$  est la porosité du lit.  $\Omega_{act}$  tient compte de la réduction de surface réactive:

$$\Omega_{act} = \frac{w_C}{w_C + w_l} \quad (2.26)$$

où  $w_l$  est la fraction massique en inertes.  $b_{O_2}$  intervient pour caractériser l'écoulement de Stefan (correction du transfert des gaz quittant la particule vers l'écoulement gazeux principal)

$$b_{O_2} = \frac{N_{vol,R} d_p}{2D_{O_2-mél} C_t} \quad (2.27)$$

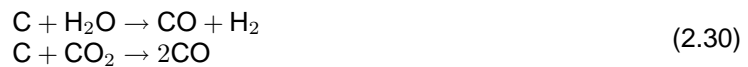
où la vitesse chimique est de la forme:

$$r_{C,chim} = k_0 \exp(-E/RT_s) P_{O_2} \quad (2.28)$$

et la vitesse de diffusion:

$$r_{C,diff} = \frac{k_{m,O_2} M_C P_{O_2}}{\gamma R T_m} \quad (2.29)$$

La gazéification du carbone résiduel se fait selon deux réactions hétérogènes:



Les vitesses de réaction sont calculées de manière semblable à l'oxydation du carbone:

$$\begin{aligned} r_{gaz,CO_2} &= a_g \left[ \frac{e^{b_{CO_2}}}{\Omega_{act} r_{gaz,CO_2,chim}} + \frac{e^{b_{CO_2} - 1}}{b_{CO_2} r_{gaz,CO_2,diff}} \right]^{-1} \\ r_{gaz,H_2O} &= a_g \left[ \frac{e^{b_{H_2O}}}{\Omega_{act} r_{gaz,H_2O,chim}} + \frac{e^{b_{H_2O} - 1}}{b_{H_2O} r_{gaz,H_2O,diff}} \right]^{-1} \end{aligned} \quad (2.31)$$

avec les vitesses chimiques de la forme ( $j = CO_2, H_2O$ ):

$$r_{gaz,j,chim} = k_0 \exp(-E/RT_s) [P_j^{0.5} - (P_j^*)^{0.5}] \quad (2.32)$$

et les vitesses diffusionnelles:

$$r_{gaz,j,diff} = \frac{k_{m,j} M_C (P_j - P_j^*)}{RT_m} \quad (2.33)$$

Les pressions à l'équilibre  $P_j^*$  sont calculées à partir des enthalpies libres de réaction.

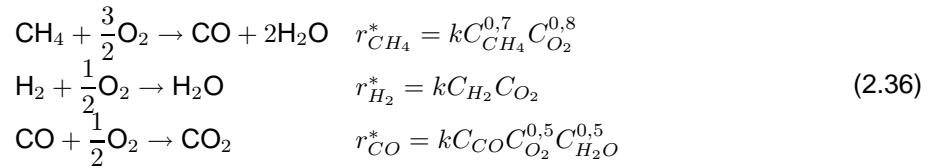
Les bilans de matière relatifs au gaz s'écrivent pour une espèce  $i$  selon:

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho_g v_{g,x} y_i) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho_g v_{g,z} y_i) = S_i \quad (2.34)$$

où  $S_i$  est la vitesse nette de formation de  $i$ . Ces termes sources pour les espèces gazeuses sont:

$$\begin{aligned} S_{N_2} &= 0 \\ S_{O_2} &= \epsilon_l \left( -\frac{3}{2} r_{CH_4}^* - \frac{1}{2} r_{H_2}^* - \frac{1}{2} r_{CO}^* \right) M_{O_2} - \gamma r_{comb,C} \frac{M_{O_2}}{M_C} \\ S_{CO} &= \epsilon_l \left( -r_{CO}^* + r_{CH_4}^* M_{CO} + (r_{comb,C} (2 - 2\gamma) + r_{gaz,H_2O} + 2r_{gaz,CO_2}) \frac{M_{CO}}{M_C} + \alpha_{CO} r_{pyro} \right) \\ S_{H_2O,vapeur} &= \epsilon_l (2r_{CH_4}^* + r_{H_2}^*) M_{H_2O} + r_{séch} - r_{gaz,H_2O} \frac{M_{H_2O}}{M_C} + \alpha_{H_2O} r_{pyro} \\ S_{CO_2} &= \epsilon_l r_{CO}^* M_{CO_2} + (r_{comb,C} (2\gamma - 1) - r_{gaz,CO_2}) \frac{M_{CO_2}}{M_C} + \alpha_{CO_2} r_{pyro} \\ S_{CH_4} &= -\epsilon_l r_{CH_4}^* M_{CH_4} + \alpha_{CH_4} r_{pyro} \\ S_{H_2} &= -\epsilon_l r_{H_2}^* M_{H_2} + r_{gaz,H_2O} \frac{M_{H_2}}{M_C} + \alpha_{H_2} r_{pyro} \end{aligned} \quad (2.35)$$

Les vitesses de réactions homogènes  $r^*$  concernent les réactions suivantes:



Les bilans d'énergie prennent en compte les transferts par rayonnement, convection et conduction. Le rayonnement est dominant dans les couches les plus chaudes du lit. Le bilan d'énergie pour les solides s'écrit:

$$v_s \rho_{app} c_{ps} \frac{\partial T_s}{\partial x} - \frac{\partial}{\partial x} \left( \lambda_{eff} \frac{\partial T_s}{\partial x} \right) - \frac{\partial}{\partial z} \left( \lambda_{eff} \frac{\partial T_s}{\partial z} \right) = a_g h (T_g - T_s) - \sum_{r_s} r_{rs} \Delta h_{rs} + S_{ray} \quad (2.37)$$

où le terme relatif aux chaleurs de réaction dans le solide est:

$$\begin{aligned} \sum_{r_s} r_{rs} \Delta h_{rs} &= -r_{séch} L_v(T_s) - r_{pyro} (1 - \alpha_C) \Delta_r h_{pyro} - r_{comb,C} \Delta_r h_{comb,C}(T_s) \\ &\quad - r_{gaz,CO_2} \Delta_r h_{gaz,CO_2}(T_s) - r_{gaz,H_2O} \Delta_r h_{gaz,H_2O}(T_s) \end{aligned} \quad (2.38)$$

Le transfert convectif est calculé à l'aide du coefficient de transfert  $h$  calculé d'après le nombre de Nusselt:

$$\begin{aligned} Nu &= 2 + 1, 1 Re_p^{0,6} Pr^{1/3} \quad \text{pour } 10 < Re_p < 1000 \\ Nu &= \frac{hd_p}{\lambda_g} \quad ; \quad Re_p = \frac{\rho_g v d_p}{\mu_g} \quad ; \quad Pr = \frac{c_{pg} \mu_g}{\lambda_g} \end{aligned} \quad (2.39)$$

Le transfert par rayonnement est lié en particulier au rayonnement des parois du four et des flammes au-dessus du lit. (Asthana, 2008) le calcule comme:

$$S_{ray} = (I_0 - \sigma T_s^4) \beta \exp(-\beta z') \quad (2.40)$$

avec l'absorbance  $\beta$  égale à:

$$\beta = \frac{3(1 - \epsilon_l)}{2d_p} \quad (2.41)$$

Le transfert radiatif entre particules est traduit par une conductivité effective  $\lambda_{eff}$  égale à:

$$\lambda_{eff} = (1 - \epsilon_l) \lambda_s + \lambda_{ray} \quad (2.42)$$

avec

$$\lambda_{ray} = \frac{16}{3} \sigma d_{e,ray} T_s^3 \quad ; \quad d_{e,ray} = \frac{2\epsilon_l}{3(1-\epsilon_l)} d_p = \frac{\epsilon_l}{\beta} \quad (2.43)$$

où  $d_{e,ray}$  est le diamètre équivalent des particules pour le rayonnement.

Le bilan d'énergie pour le gaz s'écrit ( $i = CH_4, CO, H_2$ ), ( $j = H_2O, O_2, CH_4, H_2, CO, CO_2$ ):

$$v_{g,x} \rho_g c_{pg} \frac{\partial T_g}{\partial x} + v_{g,z} \rho_g c_{pg} \frac{\partial T_g}{\partial z} = a_g h (T_s - T_g) - \sum_i \epsilon_l r_i^* \Delta_r h_i + \sum_j \epsilon_l r_{production,j}^* \int_{T_g}^{T_s} c_{pi}^* dT \quad (2.44)$$

avec les vitesses de production nette des espèces par réaction hétérogène:

$$\begin{aligned} r_{production,N_2}^* &= 0 \\ r_{production,O_2}^* &= -\frac{\gamma r_{comb,C}}{M_C} \\ r_{production,H_2O}^* &= \frac{r_{séch} + \alpha_{H_2O} r_{pyro}}{M_{H_2O}} - \frac{r_{gaz,H_2O}}{M_C} \\ r_{production,H_2}^* &= \frac{\alpha_{H_2} r_{pyro}}{M_{H_2}} + \frac{r_{gaz,H_2O}}{M_C} \\ r_{production,CH_4}^* &= \frac{\alpha_{CH_4} r_{pyro}}{M_{CH_4}} \\ r_{production,CO}^* &= \frac{\alpha_{CO} r_{pyro}}{M_{CO}} + \frac{(2-2\gamma)r_{comb,C} + r_{gaz,H_2O} + 2r_{gaz,CO_2}}{M_C} \\ r_{production,CO_2}^* &= \frac{\alpha_{CO_2} r_{pyro}}{M_{CO_2}} + \frac{(2\gamma-1)r_{comb,C} - r_{gaz,CO_2}}{M_C} \end{aligned} \quad (2.45)$$

Aux équations précédentes doit s'ajouter le bilan de quantité de mouvement du gaz (loi de Darcy):

$$\vec{v} = -\frac{K}{\mu_g} \text{grad} p \quad (2.46)$$

$K$  étant la perméabilité du lit. Cette loi combinée à la loi des gaz parfaits et au bilan de la phase gazeuse donne:

$$-div \left( \frac{KM_g}{2RT_g \mu_g} \text{grad}(p^2) \right) = \sum_{i_g} S_{i_g} \quad (2.47)$$

A ces équations de base, doivent être ajoutées un grand nombre de relations permettant de calculer les paramètres intervenant dans les équations fondamentales. Le détail est donné par (Asthana, 2008). Outre ces relations, d'autres phénomènes moins évidents doivent être considérés. Ainsi, lors de l'incinération, les ordures ménagères perdent environ 75% de leur masse et 90% de leur volume. Ce tassement doit être modélisé (voir (Asthana, 2008)) et intervient dans le maillage du lit.

Les équations aux dérivées partielles sont résolues à l'aide d'un logiciel de mécanique des fluides numérique (Fluent pour (Asthana, 2008)) et sont donc accompagnées de conditions aux limites.

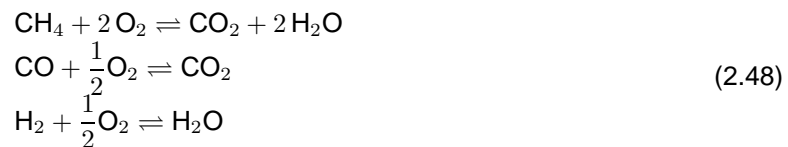
Le brassage de la charge lié à la technologie des grilles (par exemple, grille de type Martin avec mouvement alterné, barreaux tournants de Babcock, grille horizontale ABB) doit également être modélisé. L'objectif de la conception de la grille est de produire un type de mélangeage des particules aussi élevé que possible dans le lit afin de maximiser la performance du four. Le problème du mélangeage est particulièrement important car un mauvais mélangeage (Goh et al., 2000) entraîne une utilisation d'air en excès, des problèmes avec la combustion des gaz, une surcharge des filtres électrostatiques et des absorbeurs et d'importantes émissions de particules du lit. Les trois mécanismes de base du mélangeage: la diffusion, la convection et le cisaillement (Yang et al., 2005). (Yang et al., 2005) en ont déduit un modèle de diffusion représentant le mouvement des particules avec détermination du coefficient de diffusion axial par des mesures sur maquette froide et sur un incinérateur réel avec des traceurs. Plusieurs auteurs ont considéré un mouvement de type sinusoïdal (Goh et al., 2000; Peters et al., 2005). Le brassage a une grande influence sur l'écoulement et donc sur l'incinération. (Asthana, 2008) a utilisé un algorithme basé sur un déplacement de cellules géométriques (Ryu et al., 2001) pour modéliser l'avancement et le brassage.

(Goh et al., 2000) a comparé trois types de grille industrielle: Martin avec mouvement alterné, Babcock à barreaux tournants, ABB horizontale, en caractérisant le mélangeage à l'aide de traceurs.

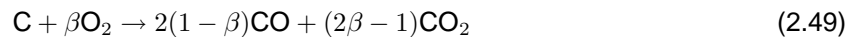
(Peters et al., 2005) a étudié le mélangeage sur une grille à barres en considérant les particules discrètes d'un lit fixe ou un matériau granulaire et en mettant en place un modèle de mécanique. L'intensité du mélangeage est déterminée soit en considérant les fluctuations de vitesse d'une particule de manière semblable à la turbulence en mécanique des fluides, soit en considérant les variations de position verticale des particules. Une distribution de tailles de particules est étudiée en 2D. Les calculs montrent que les petites particules se rassemblent près de la grille et les plus grosses dans les couches supérieures.

(Yang et al., 2004) a montré que les fluctuations de  $O_2$  et de température au-dessus de la grille sont liées au mouvement de la grille. Lorsque la période du cycle mouvement/alimentation en déchets est plus petite (période de repos  $< 1$  min et période de mouvement  $< 1$  min), le niveau de  $O_2$  diminue, indiquant une meilleure combustion. L'augmentation du temps de repos diminue également le niveau de  $O_2$ . Une plus faible période de cycle résulte aussi en moins de fluctuations.

(Huai et al., 2008) propose un modèle plus simple que (Asthana, 2008) en décomposant l'évolution de la charge au long de son parcours sur la grille en trois parties: séchage, pyrolyse avec dégagement de volatils, combustion. Ils modélisent en 2D le lit et la chambre de combustion. Ils considèrent pour la combustion des volatils les réactions suivantes:



et pour la combustion du charbon:



et donc seules les espèces citées sont modélisées.

(Zhou, 1994) a développé un modèle afin de décrire le déplacement du front d'inflammation dans un réacteur vertical à lit fixe à contre-courant fonctionnant en discontinu. L'inflammation correspond au passage de l'état non réactif à l'état réactif et s'accompagne d'une réaction hétérogène fortement exothermique. Il observe que plus la vitesse de l'air augmente, plus la vitesse de déplacement du front d'inflammation diminue, ce qui s'explique partiellement par le contre-courant. La combustion des solides se ferait en deux étapes: d'abord dégradation thermique du combustible solide, puis combustion des produits de dégradation. Cette dernière dépend de la cinétique de réaction et des phénomènes de transport, en particulier de la diffusion de  $O_2$  vers la surface réactionnelle. (Zhou, 1994) distingue clairement le régime de pyrolyse (régime endothermique de dégradation sans oxydation) et le régime de combustion complète (régime de combustion qui consomme tous les produits de dégradation dans la zone de réaction concernée) du régime de combustion (régime de dégradation oxydante sous choc thermique). Le régime de combustion dans le front d'inflammation est un régime exothermique intermédiaire entre les deux autres régimes. Pour modéliser le problème d'inflammation, (Zhou, 1994) s'est appuyé sur le modèle de Semenov dans le cas d'une combustion avec convection forcée interne. Les équations principales de ce modèle sont le bilan d'énergie:

$$\frac{\partial(\rho_s C_{ps} T)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g C_{pg} u_g T)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} \lambda_e \frac{\partial T}{\partial z} + \Delta H \omega \quad (2.50)$$

avec le taux de production  $\omega$ :

$$\omega = -\frac{dC}{dt} \propto \frac{[O_2]^m}{\frac{1}{K_d} + \frac{1}{K_c}} \quad (2.51)$$

où  $K_d$  et  $K_c$  sont respectivement les taux de combustion par diffusion d'oxygène et cinétique de réaction.  $\lambda_e$  est la conductivité effective incluant la conductivité du solide et le rayonnement.  $\Delta H$  est la chaleur de combustion. La réaction contrôlant la cinétique, la dérivée de la concentration s'écrit:

$$\frac{dC}{dt} = -C^n k_n \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (2.52)$$

Selon Semenov, l'inflammation a lieu lorsque la quantité de chaleur  $Q^-$  perdue par le système (somme de termes linéaires par rapport à la température: convection, conduction) est égale à la quantité de

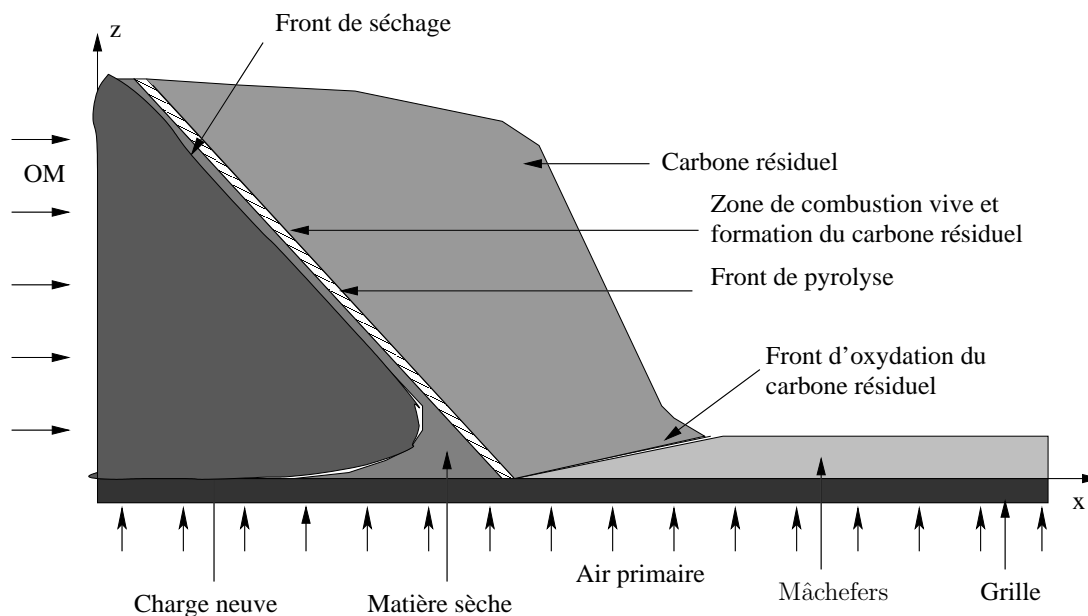
chaleur  $Q^+ = \Delta H\omega$  gagnée par le système (courbe sigmoïde due à la réaction). La vitesse de déplacement du front d'inflammation peut alors être prédite sous forme adimensionnelle:

$$(U + U_g)^2 = \frac{\Gamma_*^n}{\theta_* - \theta_0} \exp\left(\frac{\theta_*}{1 + \beta\theta_*}\right) \quad (2.53)$$

où  $U$  est la vitesse de déplacement du front d'inflammation,  $U_g$  la vitesse du comburant traversant le lit de solide,  $\theta = E/(RT_0^2)(T - T_0)$  la température adimensionnelle,  $T_0$  la température initiale,  $\Gamma = C/C_0$  la concentration adimensionnelle, l'indice \* indique les conditions en  $z = 0$ . Toutefois, les paramètres cinétiques (énergie d'activation et facteur préexponentiel) dépendent du matériau étudié.

## 2.2.2 Résultats de simulation

La figure 2.1 représente le lit d'un incinérateur d'ordures ménagères avec les principales zones qui sont décrites dans le texte. L'échelle hauteur sur longueur n'est pas respectée et de plus le lit est représenté horizontal alors que la grille est inclinée.



**Figure 2.1:** Schéma du lit d'une usine d'incinération d'ordures ménagères d'après (Asthana, 2008).

Une simulation de type volumes finis en 2D comme dans (Asthana, 2008; Ménard, 2003) permet de fournir des cartes de température du solide et du gaz. Les différentes zones du lit qui peuvent ainsi être mises en évidence sont la charge neuve, le front de séchage, la matière sèche, le front de pyrolyse, la zone de combustion vive et de formation du carbone résiduel, la zone de gazéification du carbone résiduel, le front d'oxydation du carbone résiduel, les mâchefers. Pour une hauteur initiale de lit circulant égale à 0,8m, une longueur de grille égale à 12m, un débit de chargement de  $11t.h^{-1}$  (Asthana, 2008, page 42), il faut environ 1m pour sécher les couches supérieures. La pyrolyse peut alors démarrer en surface grâce à l'oxygène de l'air primaire d'où une zone de combustion vive à  $T > 1250^{\circ}C$ . Les couches inférieures sèchent ensuite, se dévolatilisent et alimentent le front de combustion qui atteint la grille à une abscisse d'environ 5m. A cet endroit, la charge devient complètement sèche. Le carbone résiduel s'oxyde au-delà de cette position où les températures sont les plus élevées ( $T > 1500^{\circ}C$ ). En bout de grille, le solide est refroidi par l'air primaire et la hauteur de couche correspond aux matériaux inertes.

L'apport d'oxygène varie dans le sens longitudinal de la grille afin d'apporter  $O_2$  là où il est utile: à Strasbourg 1% pour 1,15m, puis 89% pour 5,50m, puis 10% pour 5,50m. Un objectif des opérateurs est que la combustion soit achevée à environ 3-4m de la fin de la grille.

Tant que la charge n'est pas complètement sèche, sa température varie peu, mais elle augmente brutalement ensuite.



La charge est pyrolysée dans une zone étroite: le front de pyrolyse, où la vitesse de pyrolyse est très élevée par rapport aux autres régions. Les gaz de pyrolyse ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ) apparaissent au niveau du front de pyrolyse et  $\text{CH}_4$  ne provient que de la pyrolyse de la charge, mais il est ensuite oxydé par  $\text{O}_2$ .  $\text{H}_2$  est produit et réagit à ce niveau, mais est aussi produit plus tard par la gazéification du carbone résiduel par  $\text{H}_2\text{O}$ .  $\text{CO}$  est produit par de nombreuses réactions (pyrolyse, oxydation du méthane, oxydation du carbone résiduel, gazéification de C résiduel par  $\text{CO}_2$  et  $\text{H}_2\text{O}$ ).  $\text{CO}_2$  est généré par pyrolyse, combustion de  $\text{CO}$ , de C, consommé par gazéification de C résiduel. Selon (Yang et al., 2005), la synchronisation des fluctuations mesurées de température et de concentration en oxygène avec le mouvement indique un processus de mélangeage intense près du front de flamme (front de pyrolyse). Ils citent une vitesse moyenne de combustion entre 0,05 et 0,13  $\text{kg/m}^2/\text{s}$  qui augmente avec le mélangeage. Le rapport stoechiométrique air local sur combustible dans la première étape de combustion est égal à 1,6 pour un faible mélangeage et 0,6 pour le mélangeage le plus élevé. Le contenu en carbone des cendres diminue fortement quand le mélangeage passe d'un niveau faible à un niveau moyen (le mélangeage peut être représenté par la valeur du coefficient de diffusion). Le domaine de valeur le plus raisonnable du coefficient de diffusion est de 1,8 à 6  $\text{cm}^2/\text{min}$ .

(Yang et al., 2007) cite des valeurs de 44%  $\text{CH}_4$ , 37%  $\text{CO}$  et 19%  $\text{CO}_2$  pour la composition des gaz émis par la combustion de paille dans un incinérateur à grille au-dessus du lit. La température la plus élevée est lorsque la flamme quitte le lit à 1377°C. Ces auteurs ont modélisé non seulement le lit, mais la chambre de post-combustion. Ils fournissent des cartes de concentration de  $\text{CO}$  et  $\text{NO}$ . La formation de  $\text{NO}$  est très faible dans le lit et a lieu principalement au-dessus du lit. Selon (Jorgensen and Madsen, 2000), les  $\text{NO}_x$  formés ont trois origines: majoritairement à partir des déchets (plus de 80%), une origine réactionnelle rapide et thermique. Lorsque  $\text{CO}$  augmente,  $\text{NO}_x$  diminue car  $\text{CO}$  est un gaz réducteur. De même, l'absence d'oxygène diminue les  $\text{NO}_x$ . Fréquemment les  $\text{NO}_x$  peuvent être simplement corrélés à la teneur en  $\text{O}_2$ .  $\text{CO}$  est formé en grande quantité au niveau du lit et son niveau décroît ensuite dans la chambre.

Les gaz de pyrolyse ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$ ) sont oxydés très rapidement. Comme  $\text{O}_2$  est en défaut dans la zone de combustion vive, ces gaz sont ensuite oxydés par l'oxygène provenant de l'air secondaire. Tout l'oxygène disponible est consommé par la combustion des gaz de pyrolyse.

Le carbone résiduel issu de la pyrolyse apparaît au front de pyrolyse. La zone suivant le front de pyrolyse est réductrice et le C résiduel est alors gazéifié par  $\text{H}_2\text{O}$  et  $\text{CO}_2$ . Ensuite, lorsque  $\text{O}_2$  est disponible, le carbone résiduel est alors oxydé. La hauteur du lit diminue progressivement entre 1,2m et 5m car le carbone résiduel subit essentiellement la gazéification par  $\text{H}_2\text{O}$  (un peu moins par  $\text{CO}_2$ ). Par contre, entre 5,2m et 6,8m la diminution très rapide de hauteur du lit est due à l'oxydation du carbone résiduel. A 6,8m la combustion de la charge est terminée. La troisième partie de la grille sert uniquement pour le refroidissement de la charge. La diminution de volume de la charge est environ 86%.

(Yang et al., 2004) indique un certain nombre de tendances générales. L'augmentation du contenu en humidité du combustible diminue la vitesse de combustion moyenne, augmente le temps d'ignition du combustible, diminue l'épaisseur de la zone de réaction. Des combustibles plus secs produisent plus de  $\text{CO}$  en haut du lit, donc si la gazéification était recherchée dans un lit, il serait préférable de travailler avec des combustibles secs. Le temps d'ignition augmente fortement lorsque la vitesse de dévolatilisation diminue. Lorsque la vitesse d'air primaire augmente,  $\text{O}_2$  en haut du lit augmente et  $\text{CO}$  montre une tendance opposée. Une analyse en transformée de Fourier des signaux mesurés montre que le mouvement de la grille et les fluctuations de  $\text{O}_2$  sont étroitement liés. (Yang et al., 2004) a également simulé la chambre de combustion au-dessus du lit en relation avec le modèle du lit lui-même. Les jets d'air secondaire provenant des parois influencent le courant gazeux principal qui est comme allongé et voit sa température et sa vitesse augmentées. Le mélangeage au-dessus du lit est amélioré, mais l'entraînement des particules est probablement accru.

(Huai et al., 2008) fournit la carte de température, de  $\text{CO}$ , dans la chambre de combustion. A une hauteur de 18,3m, la température maximum calculée du gaz est 1050°C, la température moyenne 973°C, et la température mesurée 1227°C. A 25m, la température maximum calculée du gaz est 907°C, la température moyenne 867°C, et la température mesurée 907°C. A la sortie, la température des gaz est approximativement 827°C. Les auteurs fournissent également une cartographie du tracé de particules avec une distribution des temps de séjour dans la chambre de combustion. Pour 80% des particules, le temps de séjour est supérieur à 2s. Une de leurs conclusions est que les déchets avec un degré d'humidité plus élevé contiennent moins de combustibles, ont un PCI moins élevé, consomment moins d' $\text{O}_2$ , l'épaisseur de combustible sur la grille devrait être inférieure, la vitesse de la grille plus faible afin d'améliorer le séchage. Maintenir un taux d' $\text{O}_2$  élevé dans le gaz de cheminée est plutôt favorable

à la combustion et à la formation de polluants. L'excès d'air est nécessaire pour que la combustion des composés organiques soit complète. Néanmoins, si cet excès est trop important, il a pour effet de diminuer la température dans le four et risque de provoquer une combustion incomplète. Afin de maintenir un taux d'O<sub>2</sub> à la sortie de la chambre de 6%, un excès d'air d'environ 60-70% est souhaitable.

### 2.2.3 Modèle de volatilisation de métaux lourds

Les métaux lourds considérés par (Asthana, 2008; Ménard et al., 2006) sont: Hg, Cd, Pb, Cr, Cu, Zn, Ni, As et par (Falcoz, 2008) Cd, Pb, Zn. Du fait du processus d'incinération lui-même, la teneur en métaux lourds du résidu est largement supérieure à celle de la charge. Apparemment, l'hypothèse de l'équilibre thermodynamique aboutit à une surestimation des métaux lourds. Par rapport à (Ménard, 2003; Ménard et al., 2006), (Asthana, 2008) a donc ajouté une cinétique de largage des métaux lourds sous une forme de temps caractéristiques:

$$\frac{1}{r_{\chi,ml}} = \underbrace{\frac{1}{r_{\chi,tr.ext.}}}_{\text{transfert externe}} + \underbrace{\frac{1}{r_{\chi,diff.int.}}}_{\text{transport diffusionnel}} + \underbrace{\frac{1}{r_{\chi,vol.chim.}}}_{\text{volatilisation chimique}} \quad (2.54)$$

où chaque vitesse  $r$  est en s<sup>-1</sup>.  $\chi$  est le degré d'avancement. Pour expliciter ces vitesses, (Asthana, 2008) considère le transfert externe à travers la couche limite qui enrobe une particule, le transfert interne par diffusion dans la particule et le processus chimique où aucune de ces étapes n'est limitante. Ensuite, le modèle de métaux lourds est superposé au champ de température obtenu par la simulation par volumes finis.

Les résultats sont que Cd est presque totalement volatilisé (à 98,4%) (juste au-dessus du front de pyrolyse). En absence de brassage, seules les couches proches de la grille présentent du Cd.

Pb est fortement volatilisé (moins que Cd) et se retrouve dans les cendres sous forme de Pb<sub>2</sub>B<sub>2</sub>O<sub>4</sub> ou Pb (Ménard et al., 2006).

Zn est plus présent que Cd et Pb dans les cendres sous la forme de ZnFeO<sub>4</sub>, ZnAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub>, ZnCr<sub>2</sub>O<sub>4</sub>, Zn<sub>2</sub>Si<sub>2</sub>O<sub>4</sub>. Une partie du zinc est volatilisé.

Cr n'est pas du tout volatilisé. (Ménard et al., 2006) fournit quelques indications sur la répartition des métaux lourds dans l'incinérateur (lit, post-combustion, bouilleur) en tablant sur la portion vaporisée du lit: 82% Cd, 40% Pb, 50% Zn, 10% Cr. (Falcoz, 2008, page 89) obtient expérimentalement les taux de vaporisation suivants: 72% Cd, 48% Pb, 38% Zn donc l'ordre est légèrement différent mais les ordres de grandeur sont voisins.

(Poole et al., 2008) ont conduit une étude thermodynamique très poussée de la distribution des alcalins et des métaux entre les phases condensée et gazeuse dans un incinérateur pour des températures comprises entre 700 et 1350°C, 950°C pouvant être considérée comme une température représentative d'un incinérateur. L'hypothèse d'homogénéité requise par la thermodynamique n'est bien sûr pas vérifiée dans un incinérateur. Le temps de réaction doit être suffisant pour que l'équilibre soit atteint. De plus, seul l'effet d'évaporation est pris en compte, tandis que l'entraînement n'est pas considéré. Pour des raisons de logiciel thermodynamique, les oxydes sont considérés en solution dans les scories, mais pas les chlorures, fluorures, sulfures, sulfates. La prédiction pour les mâchefers est considérée comme raisonnable. Les éléments sont classifiables en volatils, semi-volatils, non-volatils. Parmi les volatils sont Hg, Cl, parmi les semi-volatils Cu, Pb, K, Na, Zn, parmi les très faiblement volatils Al, Si. Bien sûr, la volatilisation est plus élevée à température plus élevée. Pour les métaux volatils, la solution dans les scories est réduite à température plus élevée. Pour les métaux volatils, les chlorures sont significatifs dans la volatilisation à température plus basse et les oxydes comme avec Zn et Cd plus importants à température plus élevée.

### 2.2.4 Modèle de formation de NO<sub>x</sub>

La formation de NO<sub>x</sub> (N<sub>2</sub>O, NO<sub>2</sub>, NO) (Asthana, 2008; Asthana et al., 2007) est principalement celle de NO, produit dans les zones de basse température. La formation de NO<sub>x</sub> est généralement attribuée à quatre schémas:

- NO<sub>x</sub> thermique (oxydation de N<sub>2</sub> de l'air à haute température, au-dessus de 1500°C),
- NO<sub>x</sub> précoce (réactions à grande vitesse en présence d'hydrocarbures),

- NO<sub>x</sub> combustible (oxydation de N présent dans le combustible par O<sub>2</sub> de l'air),
- NO<sub>x</sub> par l'intermédiaire de N<sub>2</sub>O (dans les zones riches en O<sub>2</sub> à haute pression).

Les équations de réaction sont complexes et font intervenir des radicaux (Asthana, 2008). En principe, le mécanisme de formation de NO<sub>x</sub> précoce contribue peu à NO<sub>x</sub>. Il semble que les NO<sub>x</sub> proviendraient essentiellement de l'azote constitutif du combustible (Sorum et al., 2001), en particulier aux températures inférieures à 1250°C. Deux intermédiaires réactionnels interviennent principalement: HCN et les NH<sub>i</sub> dont NH<sub>3</sub> (Rogaume, 2001). NO<sub>x</sub> formé par l'intermédiaire de N<sub>2</sub>O est important dans les systèmes sans flammes (turbines à gaz, moteurs à explosion). Enfin, NO<sub>x</sub> peut être réduit par recombustion (combustion à haute température en défaut d'air).

Le modèle de NO<sub>x</sub> est représenté globalement par les bilans:

$$\frac{\partial}{\partial x} (\rho_g v_x y_i) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_g v_z y_i) = S_i \quad ; \quad i = \text{NO, HCN, NH}_3 \quad (2.55)$$

où S<sub>i</sub> est la source de i liée à l'ensemble des réactions.

NO<sub>x</sub> est absent de la zone humide du lit. NO<sub>x</sub> thermique commence en aval du front de pyrolyse dans la zone d'oxydation des gaz combustibles issu de la pyrolyse et est principalement formé dans la zone d'oxydation du carbone résiduel. NO<sub>x</sub> précoce commence en aval du front de pyrolyse (où CH<sub>4</sub> est important). NO<sub>x</sub> combustible est très important au niveau du front de pyrolyse et dans la zone de combustion du carbone résiduel, c'est la contribution la plus importante. NO<sub>x</sub> formé par l'intermédiaire de N<sub>2</sub>O est négligeable. D'autre part, NO<sub>x</sub> est réduit fortement (à 90%) par réaction hétérogène par le carbone résiduel, surtout dans la zone de gazéification du carbone résiduel au-dessus du front de combustion des gaz de pyrolyse et au-dessus du front d'oxydation du carbone résiduel.

(Goh et al., 2003) mentionne qu'une réduction de 90% des émissions de NO<sub>x</sub> du lit de déchets peut être obtenue en maximisant l'épaisseur de la couche de carbone résiduel au-dessus du front de pyrolyse.

Il faut remarquer qu'une partie encore plus importante (75%) des NO<sub>x</sub> sont formés dans la chambre de post-combustion et la chaudière (avec une recombustion d'une partie de ces NO<sub>x</sub>).

Selon (Asthana, 2008), la température de préchauffage de l'air primaire a peu d'importance entre 25 et 105°C, mais a une grande importance entre 105°C et 300°C en changeant considérablement la forme de la surface du lit, en accélérant le séchage de la charge, une diminution plus rapide de la hauteur du lit, la fin de l'incinération plus tôt sur la grille. L'influence sur les teneurs en NO<sub>x</sub> et en Cd est faible. Le préchauffage de l'air pourrait alors concerner seulement les deux premières grilles.

Une augmentation du débit d'air primaire accélère le séchage de la charge mais moins que le préchauffage de l'air primaire. Un débit d'air primaire minimum doit être assuré afin d'oxyder tout le carbone résiduel sur la fin de la grille. Par contre, si le débit d'air primaire est trop important, la combustion peut être éteinte à cause du refroidissement lié à la convection (Shin and Choi, 2000), toutefois cela concerne des débits qui ne sont pas pratiqués habituellement. La teneur en NO<sub>x</sub> augmente avec le débit d'air primaire, mais pour une large gamme de débits (rapport de 1 à 4: allant de 24000 Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup> à 105000 Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>). L'influence sur la teneur en Cd est faible.

Grossièrement, le rôle de la première grille est d'assurer le séchage de la charge, celui de la deuxième grille est d'assurer les réactions d'oxydation des gaz de pyrolyse et du carbone résiduel, celui de la troisième grille de refroidir les mâchefers. La répartition de l'air entre les grilles doit donc tenir compte de ces différents rôles. La formation de NO<sub>x</sub> est également assez dépendante du débit sous la deuxième grille.

Le brassage influence un peu les gradients thermiques et donc le séchage en l'améliorant.

## 2.2.5 Formations des dioxines et furanes

La revue de (McKay, 2002) concernant la caractérisation des dioxines, leur formation et leur minimisation dans le cadre de l'incinération des ordures ménagères est récente et fournit une foule d'informations. Selon cet auteur, la présence de dioxines est due principalement à la formation de composés précurseurs et à la synthèse *de novo* de molécules petites qui se combinent pour former des dioxines, deux voies de réactions par catalyse hétérogène. La combustion incomplète due entre autres à une mauvaise préparation de l'alimentation en déchets et du manque de turbulence est une cause de formation des dioxines. La vitesse maximale de formation par ces deux voies a lieu vers 300-400°C. (McKay, 2002) fournit un certain nombre de préconisations: tout d'abord, pour garantir une bonne combustion, une température

de combustion supérieure à 1000°C, un temps de séjour supérieur à 1s (ou 850°C et 2s), une turbulence représentée par le nombre de Reynolds supérieur à 50000, un niveau d'O<sub>2</sub> en excès de 3-6%, une bonne préparation de l'alimentation homogène autant que possible (anciennement, avec limitation de la teneur en Cl), et un débit bien contrôlé; ensuite, pour les systèmes de traitement ultérieurs, un très rapide refroidissement du gaz de 400 à 250°C, un traitement semi-sec à la chaux (absorption avec trempe rapide de HCl et Cl) , une filtration par filtre à manches couplé avec une injection de charbon actif pour l'adsorption. Notons que, le plus souvent, le gaz n'est pas refroidi de 400 à 250°C car le but principal des incinérateurs est de réaliser une récupération maximale d'énergie.

Les dioxines sont des composés fortement hydrophobes et lipophiles qui montrent une grande prédisposition à l'adsorption sur des surfaces de particules. Les PCDD/F sont mesurables par spectrométrie de masse couplée à la chromatographie en phase gazeuse. La présence de PCDD/F est en forte croissance depuis les années 30 à cause de la production et de l'usage de produits chimiques chlorés (par exemple pesticides, production de PVC, PCP, biocides, ...) et peuvent même se former sans doute par voie microbiologique dans les sols, la végétation. Outre les incinérateurs, les haut-fourneaux et procédés de raffinage métallurgiques sont des sources de dioxines. Tous les PCDD/F ne sont pas de toxicité équivalente, le plus toxique étant le 2,3,7,8-TCDD. De même que (Mininni et al., 2007), (McKay, 2002) considère que les déchets hospitaliers sont parmi les plus redoutés du point de vue émissions.

Selon (McKay, 2002), dans la chambre d'incinération, des zones de plus faible température ou moins oxygénées peuvent conduire à la formation de dioxines. Ceci se produit en particulier dans les incinérateurs à four rotatif. La formation de suies doit être particulièrement évitée, car leur combustion sera incomplète. Les chaudières étant considérées comme la principale source de dioxines, il est possible de mettre en place un système économiseur - réchauffeur - séparateur qui participe à la diminution des dioxines.

La présence de PCDD/F entrant avec les déchets n'est plus considérée comme une source d'émissions de PCDD/F. Par contre, la présence de composés organo-chlorés ou même de chlorure de sodium (par exemple, en hiver) peut générer des dioxines. Les précurseurs dans l'alimentation sont les phénols polyhalogénés, les phénols ortho-halogénés, les composés organiques chlorés. On recense ainsi les phénols chlorés, les benzènes chlorés, les PCB. Le temps nécessaire pour détruire les PCDD et la température de combustion sont inversement liées. Une alimentation insuffisante en O<sub>2</sub> résultera en une mauvaise combustion et la formation de PCDD. Une humidité élevée diminuera l'efficacité de la combustion. La minimisation de dioxines sera obtenue par une combustion élevée avec peu de carbone organique résiduel, un temps de séjour faible pour les particules dans la zone de basse température (300-400°C). Le carbone sous forme de particules est la principale source de dioxines. La présence de HCl dans les gaz émis favorise fortement la production de dioxines. A cause de leur température de fonctionnement, les filtres électrostatiques et les chaudières de récupération de chaleur sont "adéquats" pour la formation de PCDD/F.

(McKay, 2002) passe en revue les différentes opérations unitaires de traitement et contrôle de l'air dans les incinérateurs d'ordures ménagères en détaillant leur fonctionnement et leur intérêt en particulier par rapport aux PCDD/F: filtre électrostatique, filtres en tissu, adsorbants par pulvérisation à sec, injection d'adsorbant à sec, absorption humide (pour HCl, SO<sub>2</sub>), adsorbant à flux entraîné, lit fluidisé circulant, adsorbant à lit mobile, réduction ou oxydation catalytique sélective, contrôle des émissions de particules. La combinaison la plus efficace est un adsorbant-neutraliseur, un filtre à manches couplé avec une injection de charbon actif dans le filtre à manches. Enfin, il semble assuré que les cendres volantes ont une teneur en PCDD/F bien plus élevée que les mâchefers.

Comme la mesure en ligne des PCDD/F n'est pas possible, puisqu'il faut procéder par accumulation, la corrélation de PCDD/F avec d'autres polluants et des paramètres de fonctionnement des incinérateurs est particulièrement importante (Everaert and Baeyens, 2001). Selon cet auteur, la simulation en laboratoire de la formation de PCDD/F par l'intermédiaire d'un précurseur est beaucoup surestimée par rapport à la resynthèse (synthèse *de novo*) qui est prédominante dans les incinérateurs. Cette erreur a plusieurs causes:

- des concentrations de précurseur extrêmement plus importantes, des temps de séjour plus longs,
- la formation par le précurseur fournit un rapport dioxine/furane  $\gg 1$  alors que la resynthèse fournit un rapport dioxine/furane  $< 1$ .

Les empreintes chimiques correspondent à celles prédites par la synthèse *de novo* et la distribution des composés organochlorés est correctement prédite: PCBz > PCPh > PCDF > PCDD > PCB). Le rapport PCBz / PCPh / PCDF / PCDD / PCB reste approximativement constant, ce qui indique que ces composés sont formés en parallèle, pas en série comme ce serait avec un précurseur. Donc la synthèse

de novo est le mécanisme prédominant dans les incinérateurs.

Lorsque des filtres électrostatiques sont utilisés pour enlever les poussières, la température du filtre (entre 180 et 280°C) est directement liée à la concentration en PCDD/F. Alors que les données de pollution sont très dispersées, si la température du filtre électrostatique est ramenée à une valeur référence, de 230°C, la dispersion disparaît. D'autre part, une concentration plus élevée en H<sub>2</sub>O favorise faiblement la formation de composés PCDD/F faiblement chlorés.

(Mininni et al., 2007) a effectué une analyse de formation de dioxines et furanes dans un incinérateur de déchets hospitaliers et de cercueils pour vérifier leur présence et en particulier la synthèse *de novo* souvent signalée dans la littérature (se produisant à 250-400°C). Les gaz ont été récupérés en trois points, à la sortie de la chambre de post-combustion (à haute température, moyennant un dispositif spécialement adapté), avant l'introduction de chaux et le réacteur sec, à la sortie de la cheminée. Les auteurs ont obtenu des teneurs en PCDD/F à la cheminée supérieures à la norme de 0,1ng ITEQ Nm<sup>-3</sup>, malgré la température supérieure à 1100°C en post-combustion. Les teneurs en PCDD/F dans les cendres volantes ont été également supérieures à la norme de 10µg ITEQ Nm<sup>-3</sup> en particulier avec les déchets hospitaliers. Par contre, dans les mâchefers, les teneurs étaient très faibles. Contrairement à de nombreux articles, (Mininni et al., 2007) ont obtenu des teneurs en PCDD/F inférieures après l'échangeur de chaleur par rapport à la chambre de post-combustion, ce qui irait à l'encontre de la synthèse *de novo*. Les auteurs expliquent ces mesures par de l'adsorption sur les parois ou sur les particules bloquées sur les surfaces. Les concentrations en hydrocarbures aromatiques polycycliques dans la chambre de post-combustion ne sont pas significativement corrélées à la température, mais par contre varient en sens inverse de la teneur en O<sub>2</sub> à cet endroit. Ces hydrocarbures décroissent fortement après l'échangeur de chaleur, mais augmentent à nouveau fortement à la cheminée (sans doute à cause de relargages de composés venant du scrubber), toutefois en respectant très largement les normes. Les hydrocarbures se trouvaient plus fortement dans les mâchefers que dans les cendres volantes. Les tests avec les déchets de cercueils ont montré des émissions moins élevées que les déchets hospitaliers.

## 2.2.6 Définition des cendres

Les cendres sont classées en trois catégories: mâchefers, résidus provenant du traitement des fumées, et combinées (Wiles, 1996). Le terme de cendres devrait être réservé au matériau ayant subi une combustion complète tandis que les résidus concernent des matériaux non brûlés, la boue des colonnes de lavage, les produits de réaction, qui finissent dans les courants cendres/résidus. Selon (Wiles, 1996), les éléments majoritaires dans les mâchefers sont O, Si, Fe, Ca, Al, Na, K et C, tandis que, dans les résidus provenant du contrôle des fumées, ce sont O, Si, Ca, Al, Cl, Na, K et S, ainsi que Fe, et des concentrations assez importantes en Cd, Pb, Zn. Les métaux sont souvent présents sous forme d'oxydes, mais aussi de chlorures, sulfates et carbonates.

Les mâchefers sont un mélange hétérogène de scories, métaux ferreux et non-ferreux, céramiques, verres, et d'autres matériaux n'ayant pas brûlé. 20% aurait une taille supérieure à 10cm et la fraction <10cm est assez uniforme avec 10% de fines inférieures à 200 µm. Cela constitue un agrégat léger et très poreux.

Les résidus provenant du contrôle des fumées sont des mélanges de particules fines de cendres volantes et de chaux n'ayant pas réagi. Elles sont considérées comme les plus dangereuses sur le plan environnemental à cause de leur concentration en métaux lourds et en composés organiques.

## 2.2.7 Traitement des fumées

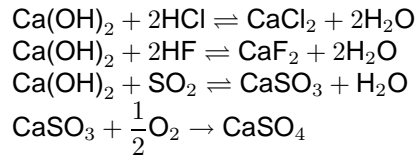
Le traitement des gaz de cheminée se fait par un procédé en 4 ou 5 étapes (Hartenstein and Horvay, 1996).

Dans la première étape, les cendres volantes sont enlevées en général par des filtres électrostatiques (appelés communément en français électro-filtre : EF), qui sont toutefois en diminution au profit des filtres à manche (Berenyi, 1996; Darcovich et al., 1997). Toutefois, comme des chercheurs ont trouvé que des PCDD ou PCDF peuvent se former dans les EF, des filtres à manche sont utilisés de préférence. Dans sa revue sur le contrôle des émissions gazeuses de fines particules, (Darcovich et al., 1997) mentionne plusieurs types de filtres à manches, dont des filtres chandelles en céramique qui sont très performants à haute température et utilisés en particulier dans les procédés IGCC de cycle combiné de

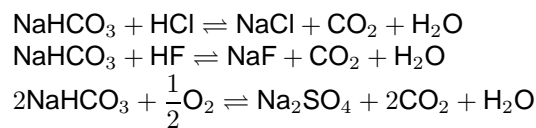
gazéification intégrée. De plus, il est possible d'ajouter du charbon actif avant le filtre à manche. Le charbon actif améliore beaucoup la suppression de PCDD/F de même que les métaux lourds vaporisés comme Hg. Un refroidisseur est en général nécessaire avant le filtre pour favoriser l'adsorption. La cendre volante est traitée par extraction ou vitrification (arc électrique ou four verrier).

Les fumées acides (HCl, HF, SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>) doivent être neutralisées avant leur émission atmosphérique. Ce peut être réalisé par voie sèche, semi-humide ou humide (Marias, 1999). En fait, le traitement humide est de moins en moins utilisé en France et les procédés secs employés de préférence. Les équilibres de neutralisation par procédé sec sont les suivants:

- Epuraton par réactif calcique:

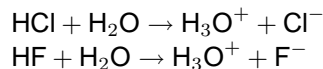


- Epuration par réactif sodique:

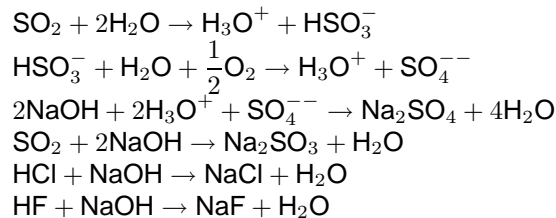


Par voie humide, les réactions sont:

- Etage acide:



- Etage basique:

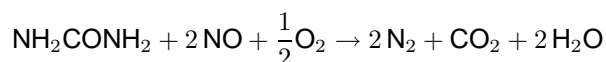


Suivant (Hartenstein and Horvay, 1996), la seconde étape consiste en une colonne de lavage acide fonctionnant à pH en-dessous de 1 pour absorber seulement HCl et HF, pas SO<sub>2</sub>. La solution de lavage est de l'eau pure. La colonne est conçue pour récupérer 10-12% HCl qui est ensuite purifié et concentré à plus de 30%.

La troisième étape consiste en une colonne de lavage basique pour enlever le SO<sub>2</sub> restant. En général, on utilise un lait de chaux pour convertir SO<sub>2</sub> en gypse.

La quatrième étape sert à améliorer le traitement des fumées et à enlever les polluants résiduels. Le procédé le plus efficace est le charbon actif qui enlèvera par adsorption les polluants restants à des seuils proches des limites de détection. Dans le cas où le charbon actif n'est pas utilisé, une colonne pour enlever les NO<sub>x</sub> est utilisée à plus de 300°C, avec un lit catalytique de TiO<sub>2</sub>/V<sub>2</sub>O<sub>5</sub> pour réduire NO<sub>x</sub> en présence de NH<sub>3</sub> en N<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>O. Dans tous les cas, il faut rajouter d'autres supports catalytiques pour oxyder les PCDD/F restants en-dessous de 0,1ng /m<sup>3</sup>. Si le charbon actif est utilisé, la température de ce lit catalytique peut être réduite à 160-180°C. De toute manière, la purification du gaz par charbon actif améliore considérablement le non-empoisonnement du catalyseur.

(Marias, 1999) donne une description détaillée des mécanismes complexes de réactions et formation des oxydes d'azote. (Pickens, 1996) traite particulièrement le problème du traitement des NO<sub>x</sub>. L'émission de NO<sub>x</sub> est due à l'oxydation à haute température de l'azote lié au combustible et de l'azote contenu dans l'air de combustion. Les possibilités de contrôle de NO<sub>x</sub> sont très limitées pour les incinérateurs municipaux et les conditions de réaction sont idéales si bien que les technologies de contrôle de la pollution après la combustion sont apparues comme les meilleures pour réduire les NO<sub>x</sub>. On y trouve la réduction sélective non catalytique qui consiste à injecter un composé azoté comme l'urée selon la réaction:



Il fonctionne en général à 750-1200°C avec un temps de séjour supérieur à 0,3s et peut abattre jusqu'à 90% de  $\text{NO}_x$ , la réduction étant maximale vers 900-1050°C et chutant assez rapidement de chaque côté de ce domaine si bien que la réduction citée est le plus souvent de 50 à 80%. L'autre technologie est la réduction catalytique sélective par injection d'ammoniac à travers un lit catalytique d'oxyde métallique ou de zéolite où passent les gaz de cheminée. La température est de 300-550°C et la réduction peut dépasser 80%. Le coût est plus élevé à cause du catalyseur. La solution non catalytique est donc souvent préférée et de nombreux facteurs influent la réduction de  $\text{NO}_x$ , comme le type de combustible, la concentration initiale en  $\text{NO}_x$ , l'excès de  $\text{O}_2$  et la concentration en CO dans le gaz de cheminée, la géométrie du four, les vitesses de gaz, et surtout le temps de séjour et la température.

## 2.2.8 Rejet de particules

De nos jours, les préoccupations concernant les particules en particulier celles de petite taille (inférieure à  $0,1 \mu\text{m}$  en diamètre aérodynamique) sont fortes. On estime que ces particules proviennent à 85% de sources de combustion, parmi lesquelles les véhicules automobiles à 40%. En quantité, les incinérateurs représentent une très faible partie des particules émises, néanmoins il est important de mesurer leur contribution.

(Buonanno et al., 2009) ont étudié la distribution de taille et de nombre de particules rejetées dans le gaz de cheminée par un incinérateur d'ordures ménagères, industrielles, de boues de station d'épuration et déchets médicaux en Italie, produisant 11,7 MW. L'incinérateur traite 2 lignes d'environ 7,5 t/h de PCI égal à 10,9 MJ/kg. Les résidus solides se répartissent en  $25 \times 10^6$  kg/an de mâchefers,  $2 \times 10^6$  kg/an de cendres sous chaudière et filtre électrostatique,  $1,6 \times 10^6$  kg/an de cendres volantes sous filtre à manches. La section de traitement des gaz de cheminée est constituée par une réduction sélective non-catalytique, un filtre électrostatique et un filtre à manches. Dans la réduction sélective non-catalytique,  $\text{NO}_x$  est réduit en  $\text{N}_2$  par réaction avec l'urée solide ( $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ ) à température élevée (900-1000°C). La consommation d'urée est 250 t/an. Les caractéristiques de la cheminée sont: un débit de  $49000\text{m}^3/\text{h}$ , une température de gaz de 170°C, une hauteur de 70m, une vitesse de gaz de 11m/s. Le système de mesure spécifiquement conçu permet de diluer et conditionner l'aérosol et de mesurer la distribution de taille dans le domaine de 30nm à  $10\mu\text{m}$ . Ces auteurs ont noté une modification de concentration massique et de distribution de tailles lorsque les manches à filtre sont secouées. La distribution en masse présente deux ou trois modes (pics) (0,2 ; 0,5 ;  $1,9\mu\text{m}$ ). La distribution en nombre présente un mode à 80-90nm. La concentration totale en nombre est de l'ordre de 1 à  $2 \times 10^5$  particules/ $\text{cm}^3$ . La fraction de taille  $\text{PM}_{2,5}$  (taille  $<2,5\mu\text{m}$ ) est constituée à 99% de particules submicroniques et à 65% de particules ultrafines. En masse, ces particules représentent moins de 5% de la masse totale de  $\text{PM}_{2,5}$ . D'après (Buonanno et al., 2009), la présence du filtre électrostatique et du filtre à manche permettent de réduire de manière optimale l'émission de particules du point de vue masse totale et nombre. Toujours selon (Buonanno et al., 2009), 20 véhicules (dont 6 à 8% HD) circulant sur une longueur d'autoroute de 3km équivalent à 1h d'émissions d'une usine d'incinération.

## 2.2.9 Corrosion et incinération

La corrosion dans les chaudières (Becidan et al., 2009) est un problème important. Les principaux éléments liés à la corrosion sont Cl, S, les métaux alcalins (Na et K), les métaux sous forme de traces (Pb et Zn). La corrosion sévère dans les incinérateurs se produit principalement dans la section d'échange de chaleur. En ce qui concerne la corrosion par Cl, le mécanisme est d'abord le transport sous forme de NaCl, KCl, de la zone de combustion vers les surfaces métalliques où ces sels se déposent, la réaction à la surface avec différents composants des métaux pour former des chlorures très volatils. Les chlorures peuvent former des mélanges eutectiques à bas point de fusion sur les surfaces métalliques. Outre les espèces volatiles, les espèces condensées restent sur la grille. (Becidan et al., 2009) a ainsi mené une étude thermodynamique basée sur les équilibres chimiques couplé à une étude statistique paramétrique en considérant comme éléments de base constituant les déchets: C, O, H, N, Pb, Zn, S, Cl, Na, K. Les espèces formées dans le domaine 600-1200°C (en-dessous de 600°C, la corrosion serait plus faible car limitée par la cinétique) incluent des hydroxydes, chlorures, sulfates, oxydes et métaux à l'état élémentaire. Les scénarios les plus sévères du point de vue corrosion ont lieu en présence combinée d'un niveau élevé en Cl (qui a toujours une grande influence) et faible en S. (Becidan et al., 2009) étudie l'effet breveté d'introduction de sulfate d'ammonium comme réducteur de corrosion.

Le principe est que  $\text{SO}_3$  est fabriqué par décomposition de  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  pour ensuite réagir avec les chlorures alcalins gazeux et former des sulfates alcalins condensés. La stoechiométrie à utiliser et le domaine de température dépendent de l'espèce à enlever. Dans les installations industrielles, il semble utilisé à des températures de phase gazeuse comprises entre 700 et 1000°C.

### 2.2.10 Capteurs

(Yang et al., 2007) mentionne un capteur infra-rouge pour la température du four. L'incinérateur de Issy-les-Moulineaux (Tiru) comporte une caméra infra-rouge qui fournit une cartographie en zones de la température du lit et est utilisée par le système de commande.

Des mesures de température en-dessous et au-dessus de la grille, permettent de calculer l'épaisseur du lit.

(Goh et al., 2000; Yang et al., 2005) mentionnent un instrument prototype qui permet de mesurer la température à l'intérieur du lit, différentes concentrations en gaz dont  $\text{O}_2$  et le mouvement du lit. Cet instrument qui enregistre les données est introduit dans l'incinérateur avec les déchets et les accompagne dans leur trajet (Yang et al., 2001).

Selon (Buonanno et al., 2009), un spectromètre IR à transformée de Fourier (FTIR Environment®) permet de mesurer les principaux polluants dans les fumées, à savoir HCl,  $\text{SO}_2$ , NO,  $\text{NO}_2$ , CO,  $\text{CO}_2$ , COT,  $\text{NH}_3$ , HF. La concentration totale massique des poussières peut être mesurée par un appareil de surveillance en ligne des poussières (Opastop Pillard®) basé sur l'intensité du signal lumineux réfléchi en fonction de la concentration en poussière dans le gaz de cheminée. La concentration en  $\text{O}_2$  est mesurée par un analyseur au zirconium in situ (Yokogawa®).

Les températures peuvent être mesurées soit par des thermocouples, soit par un pyromètre optique qui a une constante de temps plus faible.

### 2.2.11 Systèmes de régulation

Cette section est reprise d'un document d'Inova.

La Régulation Automatique de la Combustion (RAC) s'appuie sur les mesures suivantes :

- débit de vapeur
- teneur en  $\text{O}_2$  dans les fumées
- température de la grille / chaleur absorbée par la grille
- température de voûte au-dessus de la grille
- débit d'air primaire, d'air secondaire et de recirculation des fumées
- et sur les mesures réelles de la température relevées par la caméra à infrarouge.

Pour atteindre les objectifs susmentionnés, la régulation de combustion doit disposer des circuits de réglage suivants :

- RAC tenant compte des mesures du débit vapeur et de la teneur en  $\text{O}_2$  dans les fumées
- Régulation du volume d'air total
- Régulation de la température de la grille / épaisseur de la couche de déchets sur la grille
- Régulation de la position du feu sur la grille
- Régulation de la température de l'air primaire.

La régulation de la puissance de combustion se fait conformément aux règles de l'art en modifiant les rapports entre le volume d'air primaire, la vitesse des zones de la grille et la fréquence du poussoir. La régulation complémentaire se superpose à la régulation de base. Elle élabore un affinement de la régulation de base en fonction d'une mesure complémentaire de la répartition des températures sur le lit d'ordures effectuée par une caméra infrarouge.

#### Régulation du débit

Etant donné que les fluctuations de la puissance de combustion n'ont pas d'incidence majeure sur le débit vapeur, la RAC choisira en premier lieu, comme signal de régulation, la teneur en  $\text{O}_2$  en sortie de chaudière, beaucoup plus sensible à ces fluctuations. La puissance de combustion est mesurée en se fondant sur le débit vapeur de la chaudière et son signal de sortie agit sur les systèmes de régulation du poussoir, de la grille et de l'air primaire et ce, en corrigeant la valeur de consigne de  $\text{O}_2$ . La régulation de la teneur en  $\text{O}_2$  équilibre les fluctuations à court terme du P.C.I.



### **Régulation de la vitesse du pousoir**

Le dispositif de régulation du pousoir modifie, en fonction de la consigne débit vapeur et de la teneur en O<sub>2</sub>, la vitesse du pousoir. Il assure un dosage quantitatif optimal des déchets introduits dans le foyer. Le régulateur complémentaire corrige la vitesse si nécessaire.

### **Régulation de la cadence de la grille**

La vitesse de la grille est régulée en fonction de la consigne débit vapeur et de la teneur O<sub>2</sub>. La vitesse relative entre les différents éléments de grille est régulée automatiquement ou, si besoin est, manuellement. La régulation complémentaire peut influencer la cadence de chaque élément de grille.

### **Régulation de l'air primaire**

Le besoin en air primaire est différent pour chaque zone de grille, afin d'assurer une combustion optimale. Le débit d'air primaire est influencé avant tout par la teneur en O<sub>2</sub>. Une correction a lieu par le régulateur complémentaire. La répartition de l'air primaire est obtenue à l'aide de 20 clapets de régulation (1 clapet par élément de grille). Ces clapets sont influencés par des valeurs d'ajustage fixes, par la consigne du débit de vapeur et par la teneur en O<sub>2</sub>. A l'aide du régulateur complémentaire, les positions individuelles des clapets peuvent être corrigées.

### **Régulation de l'air secondaire**

Le débit d'air secondaire est déterminé par la différence entre le débit d'air total et le débit d'air primaire. Afin d'assurer un bon mélange des gaz, on tient compte d'une limite inférieure et d'une limite supérieure.

### **Régulation du débit d'air total**

Le débit d'air comburant total (air primaire et air secondaire) est déterminé par la consigne de débit de vapeur.

### **Régulation de l'épaisseur de la couche de déchets**

En cas de température trop élevée, le dispositif de régulation de la grille réduit la vitesse de cette dernière, afin d'augmenter l'épaisseur du tapis de déchets. Cela permet d'alimenter la grille en déchets, de manière aussi régulière que possible.

### **Position du feu sur la grille**

La caméra infrarouge fournit un signal se présentant la répartition de la température sur l'aire de la grille. Ce signal est transmis au régulateur complémentaire qui ajuste ainsi le rapport entre l'air primaire, la vitesse de la grille et celle du pousoir. Si la température augmente, cela traduit une mauvaise combustion ou bien un déplacement de la zone de combustion principale. Grâce au ralentissement du pousoir, le volume d'air primaire apporté est plus important et la grille fonctionne plus rapidement, ce qui entraîne un rapprochement de la zone de combustion vers le pousoir. Cela permet de garantir une combustion optimale sur la grille et une bonne qualité des mâchefers.

## **2.3 Incinération en lit fluidisé**

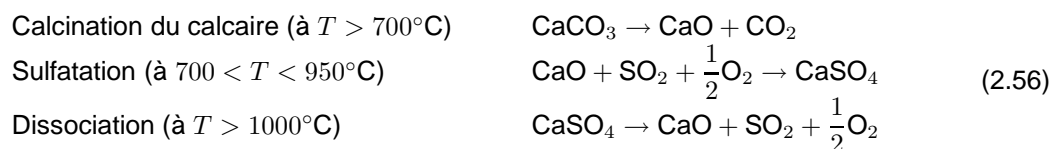
Parmi les sources importantes de littérature concernant les lits fluidisés, il faut absolument citer (Kunii and Levenspiel, 1969) qui détaille la modélisation en décomposant les approches (hydrodynamique, transfert de chaleur, transfert de matière, réactions, dimensionnement). On peut également citer (Radavanovic, 1986). Dans les Techniques de l'ingénieur, on remarque (Antonini, a,b; Shakourzadeh, a,b). (Antonini, d) distingue trois types de lits fluidisés: dense, rotatif, circulant, utilisés pour le traitement des déchets .

L'incinération en lit fluidisé est assez souvent reconnue comme étant plus difficile à conduire que l'incinération sur grille. Selon (Yan et al., 2003), la technologie de combustion en lit fluidisé est flexible, peut s'accomoder de différents combustibles surtout de qualité médiocre (charbon avec beaucoup de cendre ou de soufre, déchets agricoles, biomasse, pneumatiques usés, boues de stations). Toutefois, (Marias, 1999) note la nécessité d'un prébroyage des solides afin d'assurer une granulométrie reproductible et voisine de celle du matériau du lit, souvent du sable. La température est en général de l'ordre de 1000°C, le temps de séjour d'environ 30 minutes. Les avantages des lits fluidisés sont l'efficacité thermique de la combustion, leur contrôle simple (ceci est controversé), la possibilité de traiter des combustibles variés, de fonctionner de manière intermittente, de présenter des coûts d'investissement et opératoires plutôt bas. Toutefois, ils rencontrent encore des problèmes comme une faible efficacité énergétique liée à la préparation des déchets, des émissions importantes, l'agglomération du lit, y compris à l'échelle industrielle.

### 2.3.1 Lit fluidisé dense

Le lit fluidisé dense doit fonctionner en régime bouillonnant, ce qui correspond à une vitesse supérieure à la vitesse minimum de fluidisation, mais inférieure à la vitesse de fluidisation turbulente qui provoquerait un entraînement trop important de particules. En appelant  $u_s$  la vitesse superficielle opératoire du gaz et  $u_{mf}$  la vitesse minimum de fluidisation, le rapport  $u_s/u_{mf}$  recommandé doit être entre 6,5 et 20. Dans la gazéification en lit fluidisé, le matériau du lit et les additifs ont une grande influence sur les propriétés des cendres volantes (Gomez-Barrea et al., 2009). On utilise couramment des matériaux contenant de la dolomie ou du calcaire en gazéification atmosphérique car ils améliorent le craquage des goudrons et agissent aussi comme des adsorbants pour le nettoyage des gaz. Cependant, ces matériaux rendent des cendres volantes alcalines et augmentent leurs propriétés de solidification. (Gomez-Barrea et al., 2009) mentionne que les essais de gazéification avec le sable ont été des échecs car il y a eu une rapide agglomération et perte de fluidisation. Les mêmes auteurs signalent une abrasion forte et une décomposition de l'acier du lit fluidisé, induisant des teneurs en Cr élevées dans les cendres. Dans cet article, les auteurs étudient de manière assez détaillée la possible réutilisation des cendres (engrais impossibles, plaques murales, briques).

(Yan et al., 2003) cite un premier cas d'un incinérateur de boues de 3,45m de diamètre, 10m de hauteur, fonctionnant en lit bouillonnant, conçu pour brûler une boue chargée en huile, provenant de nettoyage de pétroliers. Son PCI était en moyenne de 17,4 MJ/kg, mais pouvait atteindre 24. De plus, bien que le débit utilisé pour maintenir la température requise soit supérieur au débit de conception (1,6m<sup>3</sup>/h), la puissance énergétique récupérée (1,2MWe, soit 46%) était inférieure à la valeur de conception (1,5MWe). Il n'y avait pas de cyclone collecteur de poussière et les particules de sable et de calcaire contenaient très peu de fines. La taille des particules formées a montré qu'un cyclone était souhaitable. La combustion était supérieure à 99,9%, mais l'émission de SO<sub>2</sub> supérieure à 1000ppm était au-dessus de la limite de décharge. Plusieurs raisons à cette valeur élevée en SO<sub>2</sub> sont:  
a/ des températures localement élevées (la dissociation de CaSO<sub>4</sub> devient significative à T>1000°C) tandis que la formation de CaSO<sub>4</sub> devrait avoir lieu dans la plage 700-950°C, les réactions étant:



b/ une quantité insuffisante de calcaire (la conversion du calcaire est typiquement inférieure à 30% et un rapport Ca/S de 3,5 à 4 est nécessaire pour capturer 90% du soufre) Afin de respecter la norme en SO<sub>2</sub>, il a été recommandé d'augmenter le débit de calcaire et d'installer un cyclone pour réduire la charge du filtre à manche. La faible efficacité énergétique peut être due à l'encrassement des surfaces solides dédiées au transfert de chaleur ou une mauvaise conception des tubes échangeurs de chaleur.

Dans un second cas (Yan et al., 2003), le problème est l'agglomération dans le lit liée à la formation de mâchefer, observée durant la période de tests. Les combustibles étaient de trois sortes: la suie de carbone provenant d'une usine pétrochimique, une boue de station biologique et une huile combustible lourde. Il devrait traiter 75 t/jour. Deux types de sables étaient utilisés dans le lit. sans doute selon un mécanisme de fusion partielle et d'agglomération de réactifs liquides. L'agglomération cause une

défluidisation. Les températures de fonctionnement basses (500-600°C) peuvent avoir rendu les cendres collantes par formation d'une phase liquide d'où ensuite l'adhésion des cendres aux particules du lit. De plus, des zones surchauffées localement (800-900°C) peuvent avoir engendré des phénomènes d'agglomération. La présence de suie semble avoir été un élément favorisant l'agglomération.

(Jeffers et al., 1999) affirme que l'avantage principal du lit fluidisé à haute température est sa capacité à accepter une alimentation irrégulière à cause de sa grande inertie thermique. Toutefois, des concentrations élevées en sels alcalins dans les déchets peuvent être source de problèmes comme la vitrification du milieu du lit qui devient collant et s'agglomère avec éventuellement formation de clinkers (agglomérats plus importants), d'où une ségrégation, voire une défluidisation. Le fer et le phosphore peuvent se déposer sur les parois et obstruer les conduits de gaz. L'opération à basse température engendrera souvent des émissions d'hydrocarbures et de CO. (Jeffers et al., 1999) détaille les réactions néfastes qui peuvent ainsi avoir lieu avec la silice, souvent à des températures relativement basses. Il fournit également des solutions par ajout d'additifs tels que des oxydes métalliques, ou d'argile de kaolin, ou de chaux. (Jeffers et al., 1999) mentionne un réacteur en lit fluidisé pour la combustion de boue biologique dans une usine. Afin de contrôler les odeurs, l'air des bassins d'égalisation et de neutralisation et du sécheur sont renvoyés vers le réacteur. La combustion est autogène. L'air de combustion est préchauffé à 650°C. Le système anti-pollution comprend un laveur venturi, un filtre électrostatique humide, un échangeur de chaleur pour supprimer le panache. (Jeffers et al., 1999) relate un problème lié à un arrêt d'alimentation en argile qui a entraîné une détérioration partielle du réfractaire (détérioration chimique et mécanique due à des concentrations élevées en alcalins et phosphore) dans la zone au-dessus du lit et une défluidisation. Après réparation et reprise de l'alimentation en argile, le système a fonctionné normalement.

(Chiang et al., 2000) a étudié l'adsorption de composés organiques sur charbon actif dans un lit fluidisé de laboratoire.

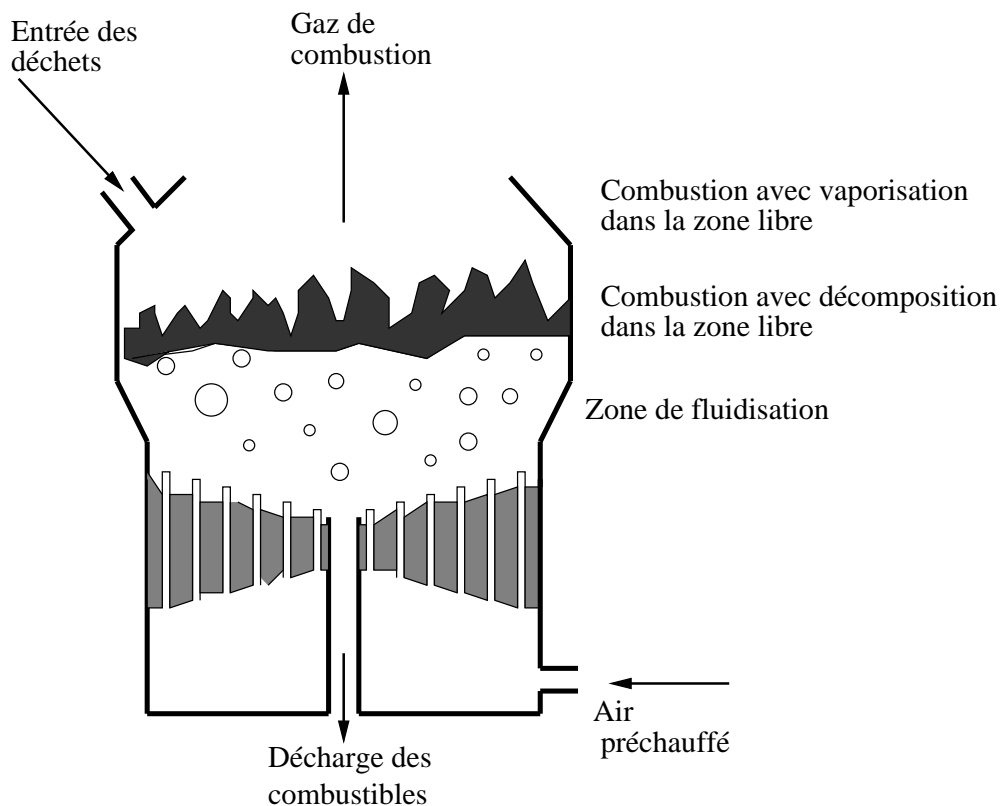
(Miyamoto et al., 1998) présente un modèle extrêmement simplifié d'un incinérateur en lit fluidisé (Figure 2.2). L'incinérateur est divisé en trois zones: le lit fluidisé, la zone libre au-dessus du lit (freeboard), la zone refroidie par le gaz. La combustion a également lieu dans la zone libre. Les déchets sont divisés en partie volatile et partie solide. D'après des données obtenues sur un incinérateur réel, il a également essayé d'extraire des tendances:

- la teneur en CO diminue lorsque la différence entre la température du gaz à la sortie du four et la température de la couche de déchets (le déchet peut être considéré comme brûlant par couches successives selon un modèle de grain) augmente.
- la teneur en CO augmente lorsque la combustion devient excessive par rapport à l'air fourni (surcombustion).
- en conclusion, pour réduire CO, la combustion doit être stable.
- la teneur en NO<sub>x</sub> dépend du rapport d'air fourni sur l'air nécessaire pour la combustion complète du combustible. On obtient de faibles teneurs en NO<sub>x</sub> aux températures plutôt basses à la sortie du four (< 885°C) et, de manière moins évidente, pour des rapports d'air voisins de 1,5.

(Miyamoto et al., 1998) utilise un réseau neuronal pour contrôler une installation d'incinération réelle, mais reconnaît la nécessité d'utiliser des techniques de commande multi-entrées, multi-sorties, à cause de la difficulté de comprendre les relations entre les paramètres. En fait, cette compréhension est certainement illusoire, et il serait sans doute préférable de considérer le système comme intrinsèquement multivariable et couplé et de lui appliquer directement une technique telle que la commande prédictive.

(Bianchini et al., 2008) présente un procédé industriel nouveau de réacteur en lit fluidisé dans lequel le gaz de cheminée qui subit une recirculation est traité à la fois chimiquement et mécaniquement. Le gaz circule dans un tube surchauffeur placé horizontalement dans le lit fluidisé. Cette approche permet d'augmenter considérablement la température de la vapeur surchauffée sans diminuer la durée de vie du surchauffeur (remplacement une fois/an). Cette augmentation de température entraîne une augmentation de corrosion que les auteurs ont réussi à limiter. Une difficulté rencontrée lors de la mise au point a été le bouchage du lit fluidisé à cause de la poussière transportée par le gaz de cheminée sortant de la post-combustion avant son traitement. Ce phénomène a nécessité une étude poussée et l'emploi d'une vis sans fin pour extraire la poussière.

(Gratias, 2002) a étudié l'incinération de boues humides provenant de stations d'épuration dans un lit fluidisé. Selon (Khiari, 2006), le lit fluidisé est majoritairement utilisé pour l'incinération de ces boues et de nombreux équipementiers (Andritz, Degrémont, FM Industrie, OTCV, Seghers, Lurgi) le proposent. Du fait de l'humidité importante des boues, un séchage préalable à l'incinération doit être effectué. Pour cette raison, (Gratias, 2002) a étudié d'abord le séchage de boue dans un lit fluidisé de laboratoire



**Figure 2.2:** Schéma de principe d'un lit fluidisé.

(18cm de diamètre, 1,4m de hauteur). Le séchoir contient une masse inerte de 2,5kg formant un lit fixe de 13cm et le séchage a lieu par flottation entre 60 et 180°C. Ce séchage est beaucoup plus rapide qu'un séchage convectif classique, il peut être simulé par un modèle de noyau rétrécissant en régime non isotherme. Ce modèle est ensuite utilisé lors de la modélisation de la pyrolyse et de la combustion. Le réacteur est alimenté au-dessus du lit dense. Une étude thermodynamique entre 700 et 1000°C du comportement des métaux lourds: Zn, Cu, Pb, Cr, Ni, Cd, a été effectuée (code GEMINI) en tenant compte de constituants tels que  $Al_2O_3$  ou  $SiO_2$  présents dans les boues et en présence d'air et de gaz naturel. Les métaux peuvent être classés en trois familles:

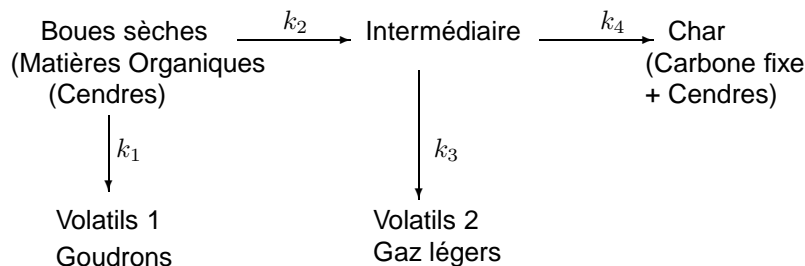
- Cd et Pb se vaporisent majoritairement pendant l'incinération.
- Ni et Cu se vaporisent partiellement mais ont tendance à rester dans les cendres.
- Cr et Zn ne sont pratiquement pas présents dans la phase gazeuse, Zn étant majoritairement capté par le sable du lit.

Ces résultats très résumés sont globalement en accord avec (Asthana, 2008). Une attaque du réacteur est également notée comme (Jeffers et al., 1999) avec des taux de rétention de Ni et Cr dans le sable du lit supérieurs à 1.

La thèse essentiellement expérimentale a permis de constater que la combustion a lieu presque uniquement dans le lit dense à 860°C, que la teneur en CO dans le lit est plus importante que lors de la combustion du gaz naturel, que la combustion conjointe du gaz naturel avec celle de la boue favorise la formation de NO beaucoup plus présente que  $NO_2$ . Les profils de CO et  $NO_2$  montrent des allures identiques. La teneur en CO augmente avec la température, toutefois CO est totalement converti en  $CO_2$  à la sortie du réacteur. Uniquement à basse température (en-dessous de 800°C),  $NO_x$  se forme dans la zone libre.

(Khiari, 2006) propose une modélisation d'un lit fluidisé d'incinération de boues résiduelles qui est une amélioration du modèle de (Marias, 1999). L'auteur insiste sur l'importance du pré-séchage. L'incinération se déroule selon trois grandes étapes: séchage, pyrolyse (ou dévolatilisation), combustion du résidu carboné. La pyrolyse démarre immédiatement après le séchage, voire en même temps à température assez basse (150°C). (Khiari, 2006) suppose la particule homogène en composition et en température. Par rapport à (Marias et al., 2001), (Khiari, 2006) introduit les cinétiques de séchage et de

pyrolyse dans le modèle. La cinétique de pyrolyse est représentée par un mécanisme à deux réactions consécutives et deux réactions parallèles avec formation d'un composé intermédiaire (Figure 2.3). Les



**Figure 2.3:** Schéma cinétique pour la pyrolyse des boues

dimensions de la chambre de post-combustion, au-dessus de la zone libre, doivent être telles que le temps de séjour est supérieur à 2s et la teneur en O<sub>2</sub> d'au moins 6%. De l'air secondaire est donc introduit au-dessus du niveau du lit fluidisé, dans la zone libre. Un brûleur sert à démarrer l'installation ou lorsque les boues sont trop humides. Les paramètres opératoires sont: le débit d'air primaire (auquel est lié la vitesse superficielle de fluidisation), la température d'air primaire, le débit d'air secondaire, la température d'air secondaire, le débit de gaz d'appoint, la puissance thermique cédée à l'extérieur, le débit de boues à traiter, la température d'entrée des boues, le débit de soutirage. Le modèle hydrodynamique est celui de (Marias et al., 2001) légèrement modifié avec un découpage en cinq zones: phase émulsion, zone tampon (film diffusionnel et réactionnel entourant les bulles), phase de bulles, zone de désengagement, zone de post-combustion (Figure 2.4). En phase gazeuse, au lieu de l'équilibre chimique, des cinétiques réactionnelles sont prises en compte. La distinction entre la zone de désengagement et la zone de post-combustion est liée à la présence ou non de particules. Parmi les résultats obtenus, la zone d'émulsion est plutôt réductrice et la zone de bulles plutôt oxydante.

### 2.3.2 Lit fluidisé circulant

(Desroches-Ducarne, 1997) a étudié l'incinération d'ordures ménagères dans un lit fluidisé circulant (Figure 2.5). Ce type de lit fluidisé est en général utilisé pour des installations de grosse puissance. De nombreuses sociétés ont développé des lits fluidisés circulants (Lurgi, Ahlström, Gotaverken, Battelle, ABT-Rowitec). La combustion dans la partie basse du réacteur aurait lieu entre 800 et 950°C. Une partie de l'air, partie primaire, est envoyé en bas et réalise une combustion incomplète. Cet air est complété par l'air secondaire dans la partie haute où est situé l'échangeur de chaleur récupérant l'énergie libérée par la "fin" de la combustion. Les particules entraînées hors de la chambre de combustion sont centrifugées dans le cyclone et réinjectées dans le réacteur. Un échangeur de chaleur peut également être associé au cyclone. La vitesse de fluidisation est élevée dans ce procédé. Les avantages cités sont:

- un foyer plus compact.
- la concentration en combustible est faible et peu influencée par le type de combustible, d'où la possibilité d'utiliser des combustibles de basse qualité ou de qualité variable.
- un temps de séjour important, d'où un rendement d'incinération élevé, supérieur à 99%.
- des taux d'émissions d'imbrûlés gazeux réduits à cause du temps de séjour long.
- combustion stable (grande masse de particules inertes).
- peu de risques de cendres fondues.
- rendement énergétique important (faible excès d'air).

Les inconvénients cités sont:

- broyage des déchets nécessaire avant introduction (comme pour le lit fluidisé classique).
- agglomération possible de particules solides.
- quantité élevée de NO<sub>x</sub>.
- attrition importante des particules, d'où des systèmes de récupération de poussières efficaces nécessaires.

En effectuant un plan d'expériences sur un lit fluidisé circulant de laboratoire, (Desroches-Ducarne, 1997) a montré un certain nombre de tendances concernant les influences des paramètres (humidité, excès d'air, température, étagement de l'air de combustion) sur différentes variables (concentrations en H<sub>2</sub>O, CO, CO<sub>2</sub>, HCl, SO<sub>2</sub>, NO, N<sub>2</sub>O), toutefois cet auteur admet que l'optimisation est difficile car "les

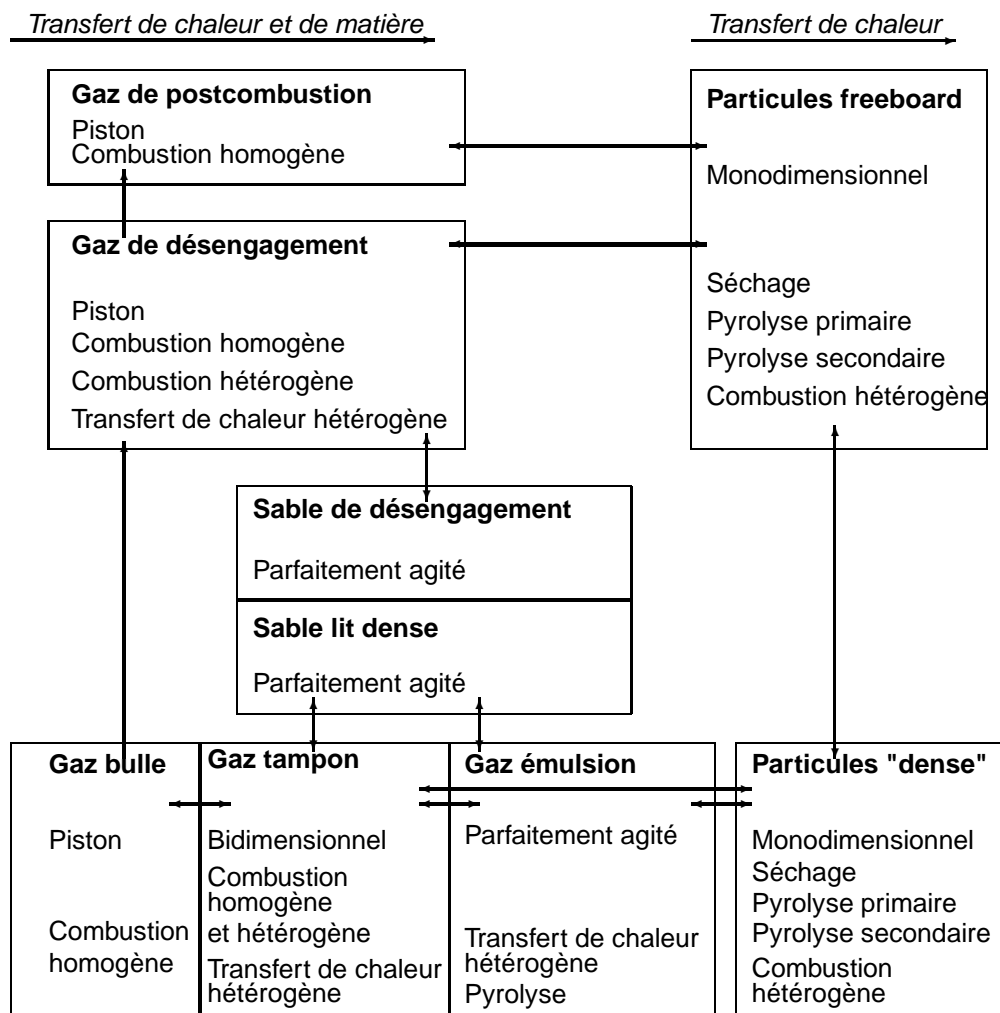


Figure 2.4: Principe du modèle du lit fluidisé d'après (Khiari, 2006)

paramètres opératoires peuvent avoir des effets inverses sur les émissions des divers polluants". Dans ces conditions, seul un modèle multi-linéaire pourrait tenir compte des principaux facteurs. Il semble en effet dangereux d'utiliser des approches "binaires" pour des systèmes où le couplage joue un rôle aussi important. Les concentrations en HCl et SO<sub>2</sub> sont étroitement liées à la quantité de Ca injecté dans le lit. L'émission de NO augmente avec la température. La teneur en CO dépend directement de la teneur en HCl qui inhibe l'oxydation de CO.

Pour une modélisation essentiellement d'ordre chimique, (Desroches-Ducarne, 1997) utilise un modèle de cœur rétrécissant pour les réactions gaz-solide. La combustion se déroule en deux étapes, dévolatilisation (chauffage des particules suivi du passage en phase gazeuse des composés volatils) et combustion (réaction des particules de coke avec l'oxygène de l'air). Pour l'hydrodynamique, deux zones: dense et diluée sont distinguées, toutefois comme une évolution continue est suggérée selon un modèle très simplifié, une porosité de lit variable en fonction de la hauteur est utilisée:

$$\frac{\epsilon - \epsilon_{m,f}}{1 - \epsilon} = \exp\left(\frac{z - z_i}{L}\right) \quad (2.57)$$

où  $\epsilon_{m,f}$  est la fraction volumique de vide à la vitesse minimale de fluidisation,  $z_i$  est une hauteur caractéristique du réacteur, de la vitesse de fluidisation et du débit de solides.

(Leckner, 1998) a publié une importante revue de la technologie des lits fluidisés appliqués à la combustion et expliqué les critères de conception de forme et de taille d'une chambre de combustion. Il a rassemblé dans un graphique (Figure 2.6) l'influence d'une augmentation des principaux paramètres opératoires sur l'efficacité de la combustion et les émissions de SO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>O et NO.

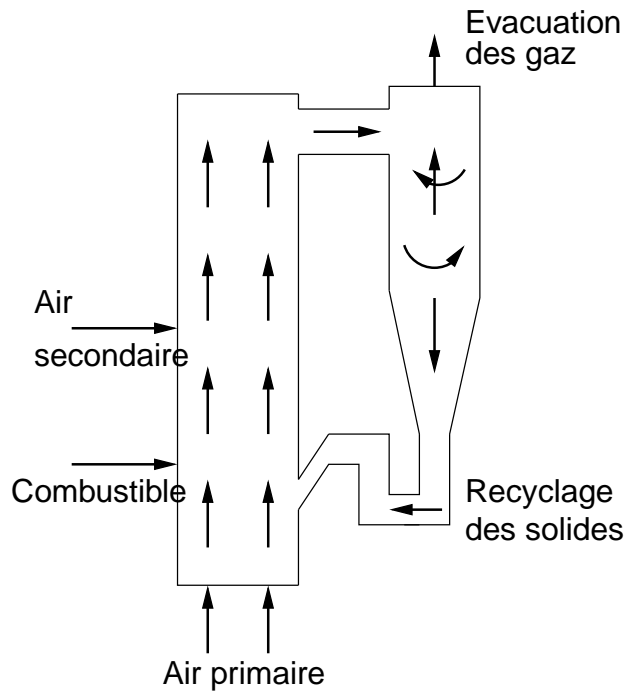


Figure 2.5: Schéma d'un lit fluidisé circulant d'après (Desroches-Ducarne, 1997).

## 2.4 Incinération par four rotatif

Différents modèles de fours rotatifs ont été publiés dans la littérature (Boateng and Barr, 1996a,b; Leger et al., 1993a; Marias et al., 2005; Patisson et al., 2000a,b), dont quelques-uns sont consacrés aux incinérateurs (Chen and Lee, 1994; Jakway et al., 1996; Kerdsuwan, 1994; Khan et al., 1993; Leger et al., 1993b; Marias, 2003).

La pyrolyse des déchets est principalement régie par les transferts de matière et de chaleur intraparticulaire, par le transfert de chaleur à l'intérieur du lit, lui-même contrôlé par le mouvement du lit, la combustion de la matière volatile issue de la pyrolyse et le transfert radiatif. Ceci est fréquemment réalisé par une association entre la mécanique des fluides numérique et un modèle de lit de déchets se consumant. Le mouvement des particules est complexe et, pour une simulation correcte, il n'est pas possible de considérer les particules comme bien mélangées dans les directions radiale et circonferentielle (Leger et al., 1993a). Cela dépend en particulier de la vitesse de rotation du lit. Typiquement, dans un lit rotatif, lorsque la vitesse de rotation est élevée, le mouvement se fait en cascade: les particules sont projetées depuis la paroi et suivent une trajectoire ballistique avant de rejoindre la couche contre la paroi. A des vitesses plus basses, un roulement a lieu avec des particules qui passent à travers la couche en mouvement et la surface libre est plate et bouge constamment. Lorsque la vitesse diminue encore, la surface libre ne bouge plus que de manière intermittente avec des chutes soudaines. Lorsque le lit a tendance à coller, tout le lit glisse par moments par rapport à la paroi avec peu ou pas de mélangeage. Ces différents types de mouvement sont influencés par la fraction remplie, la vitesse de rotation, le diamètre du four, et le diamètre des particules. Les paramètres opératoires d'un four rotatif sont la température, le temps de séjour, la dépression, le rapport longueur/diamètre qui influe sur le temps de séjour du solide et des gaz, la formation et l'émission de suies.

(Khan et al., 1993) a étudié l'écoulement 3D en régime stationnaire dans un incinérateur à l'aide d'un logiciel de mécanique des fluides numérique, mais en absence de lit solide et en négligeant le transfert radiatif. Seule la réaction chimique de  $\text{CH}_4$  avec  $\text{O}_2$  est considérée. Au contraire, (Chen, 1993) considère l'influence du transfert radiatif et montre que l'hypothèse d'un facteur de vue égal à 1 peut conduire à des erreurs. Il simplifie la réaction dans le lit sous forme d'une réaction de pyrolyse unique, endothermique, avec un nombre de particules fixe mais de diamètre décroissant. Par rapport à la première zone de préchauffage du four où la température du solide augmente, cette dernière est pratiquement constante dans la seconde zone de combustion. Dans la dernière zone, le matériau étant

	Variable influencée			
	$\eta_c$	SO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub> O	NO
Influence de				
Temps de séjour des solides	↗	↘	→	→
Addition de calcium	→	↘	→	↗
Température du lit	↘	↪	↘	↗
Excès d'air	→	→	→	→
Etagement de l'air	→	→	→	→
Pression	→	→	→	→

**Figure 2.6:** Influence d'une augmentation des principaux paramètres opératoires sur l'efficacité de la combustion et les émissions de SO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>O et NO d'après (Leckner, 1998).

entièrement consommé, la température augmente à cause de la paroi et du gaz à des températures plus élevées. Néanmoins, ces modèles restent très simple par rapport aux études plus récentes.

(Kerdsuwan, 1994) a fait une modélisation approfondie des transferts de chaleur dans le lit rotatif, en particulier les transferts radiatifs très détaillés. D'autre part, il a quantifié l'influence de la vitesse de rotation qui diminue le temps nécessaire pour obtenir une température donnée. Lorsque la vitesse de rotation augmente, les transferts thermiques par convection et radiation diminuent entre le gaz et le solide, augmentent entre le lit et la paroi interne, et le transfert thermique par radiation diminue entre le gaz et la paroi interne (celui par convection est peu modifié). L'augmentation du taux d'humidité des déchets augmente le temps nécessaire pour obtenir une température donnée, diminue pratiquement tous les transferts thermiques et diminue la teneur en NO<sub>x</sub>.

(Jakway et al., 1996; Leger et al., 1993b) ont ainsi effectué une modélisation 3D des problèmes de transfert de chaleur et de mécanique des fluides appliquée aux incinérateurs rotatifs.

Pour (Patisson et al., 2000b) qui modélise un four rotatif de pyrolyse du charbon, le mode de mouvement du grain est le roulement cependant que l'écoulement axial du solide est piston. Son modèle complet incorpore un modèle cinétique et thermique de pyrolyse d'un grain simple au modèle thermique et hydrodynamique du four. Du point de vue transfert de chaleur, le four peut être considéré comme un échangeur gaz-solide à contre-courant. Le transfert de chaleur majoritaire est transversal.

(Boateng and Barr, 1996a) réalise un modèle thermique quasi-3D en couplant un modèle 2D thermique transverse avec un modèle d'écoulement axial qui n'est pas de type piston. (Boateng and Barr, 1996b) décrit les modèles de mouvement de particule, en particulier dans le mode de roulement, et de ségrégation due aux différences de taille de particules, de masse volumique, de forme, de dureté, d'élasticité.

(Marias, 2003) considère un lit en écoulement piston, recevant un flux de chaleur de la phase gazeuse et un flux de chaleur de la paroi du four en contact avec le lit. Les particules constituant le lit subissent une étape de séchage durant laquelle leur diamètre est constant, mais leur masse volumique variable. Ensuite, durant la pyrolyse, leur densité est constante, mais leur diamètre est variable. Pour simuler les déchets, (Marias, 2003) utilise le concept de déchet équivalent possédant une certaine humidité, une fraction de volatils avec une composition donnée, de charbon non brûlé, de cendres. Le séchage est limité par le transfert de chaleur, tandis que la pyrolyse est limitée par la cinétique. Le modèle CFD (Computational Fluid Dynamics) qui lui est couplé prend en compte les phénomènes qui ont lieu dans la phase gazeuse: la turbulence, le transport et les réactions des espèces chimiques (en fait les espèces chimiques sont supposées en équilibre), l'interaction entre turbulence et combustion, le transfert de chaleur radiatif. Le couplage entre le modèle du lit et le modèle CFD de la phase gazeuse se fait par des conditions aux limites qui demandent des interpolations du fait que le modèle du lit est



1D tandis que le modèle CFD est 3D.

(Marias et al., 2005) a utilisé son modèle de four rotatif pour simuler les fours rotatifs de pyrolyse de déchets d'aluminium recouvert par des matériaux organiques pour Pechiney. Il décrit le transport de particules soumises à la rotation et à l'inclinaison du four, le chauffage des particules (radiatif, et le transfert de chaleur à l'intérieur et à l'extérieur des particules, la décomposition des matériaux organiques, la diffusion des volatils hors des particules, l'oxydation possible de l'aluminium. Du côté des gaz l'écoulement est supposé turbulent, et il tient compte de l'oxydation chimique des produits de pyrolyse, de l'interaction entre turbulence et combustion, du transfert de chaleur radiatif et convectif. Le lit a été supposé en écoulement piston pour simplifier, mais utilise néanmoins des informations sur le mode de roulement du four en particulier pour déterminer le temps de séjour. La résolution du modèle complet se fait par le couplage entre deux sous-systèmes qui représentent, l'un le lit de solides et le four lui-même, l'autre la phase gazeuse avec largage des volatils et oxydation. Pour le second sous-système, un logiciel de mécanique des fluides numériques est utilisé.

## Références

- G. Antonini. Lits fluidisés - caractéristiques générales et applications. In *Techniques de l'Ingénieur*, volume BE 8255, pages 1–22. Techniques de l'Ingénieur, a.
- G. Antonini. Lits fluidisés - transferts de masse et de chaleur. In *Techniques de l'Ingénieur*, volume BE 8256, pages 1–21. Techniques de l'Ingénieur, b.
- G. Antonini. Traitements thermiques des déchets - processus thermochimiques. In *Techniques de l'Ingénieur*, volume G 2050, pages 1–16. Techniques de l'Ingénieur, c.
- G. Antonini. Traitements thermiques des déchets - procédés et technologies associées. In *Techniques de l'Ingénieur*, volume G 2051, pages 1–18. Techniques de l'Ingénieur, d.
- A. Asthana. *Modélisation mathématique de la formation de NO<sub>x</sub> et de la volatilisation de métaux lourds lors de l'incinération sur grille d'ordures ménagères*. PhD thesis, Institut National Polytechnique de Lorraine, France, 2008.
- A. Asthana, P. Sessieq, F. Patisson, and D. Ablitzer. Modélisation de la formation des NO<sub>x</sub> dans le lit d'un incinérateur d'ordures ménagères à grille. In *11ème congrès de la SFGP*, Saint-Etienne, 2007.
- M. Becidan, L. Sorum, F. Frandsen, and A.J. Pedersen. Corrosion in waste-fired boilers: a thermodynamic study. *Fuel*, 88:595–604, 2009.
- E.B. Berenyi. The status of municipal waste combustion in the United States. *J. of Hazardous Materials*, 47:1–17, 1996.
- A. Bianchini, M. Pellegrini, and C. Sacconi. Hot waste-to-energy flue gas treatment using an integrated fluidised bed reactor. *Waste management*, 2008. under press.
- A.A. Boateng and P.V. Barr. Modelling of particle mixing and segregation in the transverse plane of a rotary kiln. *Chem. Eng. Sci.*, 51:4167–4181, 1996a.
- A.A. Boateng and P.V. Barr. A thermal model for the rotary kiln including heat transfer within the bed. *Int. J. Heat and Mass Transf.*, 39:2131–2147, 1996b.
- G. Buonanno, G. Ficco, and L. Stabile. Size distribution and number concentration of particles at the stack of a municipal waste incinerator. *Waste Management*, 29:749–755, 2009.
- C.T. Chen. *Analog and Digital Control System Design: Transfer-Function, State-Space, and Algebraic Methods*. Harcourt Brace Jovanovich College, Fort Worth, 1993.
- Y.Y. Chen and D.J. Lee. A steady-state model of a rotary kiln incinerator. *Hazardous Waste and Hazardous Materials*, 11:541–559, 1994.
- B.C. Chiang, M.Y. Wey, and W.Y. Yang. Control of incinerator organics by fluidized bed activated carbon adsorber. *Journal of Environmental Engineering*, 11:985–992, 2000.
- K. Darcovich, K.A. Johansson, and C.E. Capes. Developments in the control of fine particulate air emissions. *Advanced Powder Technology*, 8(3):179–215, 1997.
- E. Desroches-Ducarne. *Etude du devenir des polluants gazeux lors de l'incinération d'ordures ménagères en lit fluidisé circulant*. PhD thesis, Université de Haute-Alsace, 1997.
- K. Everaert and J. Baeyens. Correlation of PCDD/F emissions with operating parameters of municipal solid waste incinerators. *J. Air & Waste Management*, 51:718–724, 2001.
- Q. Falcoz. *Vaporisation des métaux lourds pendant l'incinération des déchets ménagers: cinétiques et processus de transfert*. PhD thesis, Perpignan University, Perpignan, France, 2008.
- C.D. Goddard, Y.B. Yang, J. Goodfellow, V.N. Sharifi, J. Swithenbank, and J. Chartier. Optimisation study of a large waste-to-energy plant using computational modelling and experimental measurements. *Journal of the Energy Institute*, 78:106–116, 2005.

- Y.R. Goh, C.N. Lim, R. Zakaria, K.H. Chan, G. Reynolds, Y.B. Yang, R.G. Siddall, V. Nasserzadeh, and J. Swithenbank. Mixing, modelling and measurements of incineration bed combustion. *Trans IChemE*, 78(PartB):21–32, 2000.
- Y.R. Goh, R. Zakaria, Y.B. Yang, V. Nasserzadeh, and J. Swithenbank. Reduction of NO<sub>x</sub> during incineration of municipal solid waste by a fundamental combustion technique. *Journal of the Institute of Energy*, 76(508):72–79, 2003.
- A. Gomez-Barrea, L.F. Vilches, C. Leiva, M. Campoy, and C. Fernandez-Pereira. Plant optimisation and ash recycling in fluidised bed waste gasification. *Chemical engineering journal*, 146:227–236, 2009.
- A. Gratiàs. *Contribution à l'étude de l'incinération des boues résiduelles humides en réacteur à lit fluidisé: influence des conditions opératoires sur les émissions des micro-polluants gazeux et des métaux lourds*. PhD thesis, Institut National Polytechnique de Toulouse, 2002.
- J.C. Guibet. *Carburants et moteurs*. Technip, Paris, 1997.
- H.U. Hartenstein and M. Horvay. Overview of municipal waste incineration industry in west europe (based on the german experience). *J. of Hazardous Materials*, 47:19–30, 1996.
- G.F. Hewitt, editor. *Handbook of heat exchange design*. Begell House, New York, 1992.
- X.L. Huai, W.L. Xu, Z.Y. Qu, Z.G. Li, F.P. Zhang, G.M. Xiang, S.Y. Zhu, and G. Chen. Numerical simulation of municipal solid waste combustion in a novel two-state reciprocating incinerator. *Waste management*, 28:15–29, 2008.
- A.L. Jakway, A.M. Sterling, V. A. Cundy, and C.A. Cook. Three-dimensional numerical modelling of a rotary kiln incinerator. *Environmental Science and Technology*, 30:1699–1712, 1996.
- S. Jeffers, J.F. Mullen, A.J. Cohen, and K. Dangtran. Control problems waste feeds in fluid beds. *Chemical Engineering Progress*, 5:59–63, 1999.
- K. Jorgensen and O.H. Madsen. Modern control systems for MSW plants. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, 78, part B:15–20, 2000.
- S. Kerdsuwan. *Contribution à l'étude de l'incinération des déchets urbains: expérimentation en four rotatif, optimisation et modélisation thermique de fonctionnement*. PhD thesis, Université de Poitiers, 1994.
- J.A. Khan, D. Pal, and J.S. Morse. Numerical modelling of a rotary kiln incinerator. *Hazardous Waste and Hazardous Materials*, 10:81–95, 1993.
- B. Khiari. *Modélisation et simulation de l'incinération en lit fluidisé de boues résiduelles*. PhD thesis, Université de Pau et des Pays de l'Adour, 2006.
- D. Kunii and O. Levenspiel. *Fluidized bed combustion*. John Wiley, 1969.
- B. Leckner. Fluidized bed combustion: mixing and pollutant limitation. *Prog. Energy Combust. Sci.*, 24: 31–61, 1998.
- C.B. Leger, C.A. Cook, V.A. Cundy, A.M. Sterling, X. Deng, and J.S. Lighty. Bed mixing and heat transfer in a batch loaded rotary kiln. *Environmental Progress*, 12:101–109, 1993a.
- C.B. Leger, V.A. Cundy, and A.M. Sterling. A three-dimensional detailed numerical model of a field-scale rotary kiln incinerator. *Environmental Science and Technology*, 27:677–690, 1993b.
- T.M. Linjewile, V.S. Gururajan, and P.K. Agarwal. The CO/CO<sub>2</sub> product ratio from the combustion of single petroleum coke spheres in an incipiently fluidized bed. *Chem. Eng. Sci.*, 50(12):1881–1888, 1995.
- F. Marias. A model of a rotary kiln incinerator including processes occurring within the solid and the gaseous phases. *Comp. Chem. Engng.*, 27:813–825, 2003.

- F. Marias. *Procédé d'incinération d'un déchet modèle: de l'approche physique aux simulations en lit fluidisé*. PhD thesis, Université de Pau et des pays de l'Adour, 1999.
- F. Marias, J.R. Puiggali, and G. Flamant. Modelling for simulation of fluidized-bed incineration processes. *AIChE J.*, 47:1438–1460, 2001.
- F. Marias, H. Roustan, and A. Pichat. Modelling of a rotary kiln for the pyrolysis of aluminium waste. *Chem. Eng. Sci.*, 60:4609–4622, 2005.
- C. Martin. *Modélisation et critères de combustibilité en incinération combinée de déchets ménagers et de déchets industriels banals*. PhD thesis, Université de Technologie, Compiègne, 2001.
- G. McKay. Dioxin characterisation, formation and minimisation during municipal solid waste (msw) incineration: a review. *Chem. Eng. J.*, 86:343–368, 2002.
- G. Mininni, A. Sbrilli, C.M. Braguglia, E. Guerriero, D. Marani, and M. Rotatori. Dioxins, furans and polycyclic aromatic hydrocarbons emissions from a hospital and cemetery waste incinerator. *Atmospheric Environment*, 41:8527–8536, 2007.
- Y. Miyamoto, Y. Kurosaki, H. Fujiyama, and E. Nanbu. Dynamic characteristic analysis and combustion control for a fluidized bed incinerator. *Control Engineering Practice*, 6:1159–1168, 1998.
- Y. Ménard. *Modélisation de l'incinération sur grille d'ordures ménagères et approche thermodynamique du comportement des métaux lourds*. PhD thesis, Institut National Polytechnique de Lorraine, France, 2003.
- Y. Ménard, A. Asthana, F. Patisson, P. Sessiecq, and D. Ablitzer. Thermodynamic study of heavy metals behaviour during municipal waste incineration. *ICHEME, Process Safety and Environmental Protection*, 84(B4):290–296, 2006.
- B. Olsommer, Y. Duperrex, M. Von Spakovsky, and J. Van Gilst. Simulation numérique d'un four d'incinération d'ordures industriel couplé à une chaudière à circulation naturelle. *Revue Générale de Thermique*, 36:135–148, 1997.
- F. Patisson, E. Lebas, F. Hanrot, D. Ablitzer, and J.L. Houzelot. Coal pyrolysis in a rotary kiln: Part I. model of the pyrolysis of a single grain. *Metallurgical and Material Transactions. B. Process metallurgy and Materials Processing Science*, 31:381–390, 2000a.
- F. Patisson, E. Lebas, F. Hanrot, D. Ablitzer, and J.L. Houzelot. Coal pyrolysis in a rotary kiln: Part II. overall model of the furnace. *Metallurgical and Material Transactions. B. Process metallurgy and Materials Processing Science*, 31:391–402, 2000b.
- B. Peters, A. Dziugys, H. Hunsinger, and L. Krebs. An approach to qualify the intensity of mixing on a forward acting grate. *Chem. Eng. Sci.*, 60:1649–1659, 2005.
- R.D. Pickens. Add-on control techniques for nitrogen oxide emissions during municipal waste combustion. *J. of Hazardous Materials*, 47:195–204, 1996.
- D. Poole, B.B. Argent, V.N. Sharifi, and J. Swithenbank. Prediction of the distribution of alkali and trace elements between the condensed and gaseous phases in a municipal solid waste incinerator. *Fuel*, 87:1318–1333, 2008.
- M. Radavanovic. *Fluidized bed combustion*. Hemisphere, 1986.
- T. Rogeume. *Caractérisation expérimentale et modélisation de l'émission de polluants dans l'incinération des déchets ménagers*. PhD thesis, Université de Poitiers, 2001.
- C. Ryu, D. Shin, and S. Choi. Effect of fuel layer mixing in waste bed combustion. *Advances in environmental research*, 5:259–267, 2001.
- C.K. Ryu, Y.B. Yang, V. Nasserzadeh, and J. Swithenbank. Thermal reaction modeling of a large municipal solid waste incinerator. *Combustion Science and Technology*, 176:1891–1907, 2004.

- K. Shakourzadeh. Techniques de fluidisation. In *Techniques de l'ingénieur*, volume J 3390, pages 1–20. Techniques de l'ingénieur, a.
- K. Shakourzadeh. Lits fluidisés circulants. In *Techniques de l'ingénieur*, volume J 4120, pages 1–18. Techniques de l'ingénieur, b.
- D. Shin and S. Choi. The combustion of simulated waste particles in a fixed bed. *Combustion and Flame*, 121:167–80, 2000.
- L. Sorum, O. Skreiberg, P. Glarborg, A. Jensen, and K. Dam-Johansen. Formation of no from combustion of volatiles from municipal solid wastes. *Combsution and Flame*, 124:195–212, 2001.
- C.C. Wiles. Municipal solid waste combustion ash: state-of-the-art knowledge. *J. of Hazardous Materials*, 47:325–344, 1996.
- R. Yan, D.T. Liang, L. Tsen, K. Yao, and J.H. Tay. Case studies - problems solving in fluidized bed waste fuel incineration. In *14th International Conference on Fluidized Bed Combustion*, FBC2003, pages 729–735, Jacksonville, Florida, USA, 2003.
- Y.B. Yang, J. Goodfellow, Y.R. Goh, V. Nasserzadeh, and J. Swithenbank. Investigation of channel formation due to random packing in a burning waste bed. *Trans. IChemE*, 79, part B:267–277, 2001.
- Y.B. Yang, Y.R. Goh, R. Zakaria, V. Nasserzadeh, and J. Swithenbank. Mathematical modelling of msw incineration on a travelling bed. *Journal of Waste Management*, 22:369–380, 2002.
- Y.B. Yang, C. Ryu, V. Nasserzadeh Sharifi, and J. Swithenbank. Modelling waste combustion in grate furnaces. *Trans IChemE, Part B*, 82(B3):208–222, 2004.
- Y.B. Yang, C.N. Lim, J. Goodfellow, V. Nasserzadeh, and J. Swithenbank. A diffusion model for particle mixing in a packed bed of burning solids. *Fuel*, 84:213–225, 2005.
- Y.B. Yang, R. Newman, V. Sharifi, J. Swithenbank, and J. Ariss. Mathematical modelling of straw combustion in a 38MWe power plant furnace and effect of operating conditions. *Fuel*, 86:129–142, 2007.
- X. Zhou. *Contribution à l'étude de l'incinération des déchets urbains: expérimentation en réacteur à lit fixe à contre-courant, approche théorique du déplacement du front d'inflammation*. PhD thesis, Université de Poitiers, 1994.



## Chapitre 3

# Représentation des procédés, méthodes d'identification et de commande

Cette partie est largement inspirée de (Corriou, 2003, 2004), excepté ce qui concerne l'intelligence artificielle (section 3.5).

### 3.1 Modèles et modélisation

#### 3.1.1 Classes de modèles

Différentes classes de modèles de procédés peuvent être distinguées:

- multivariables (plusieurs entrées et plusieurs sorties) ou monovariables (une seule entrée et une seule sortie).
- à paramètres localisés (comme le réacteur parfaitement agité) ou à paramètres distribués (comme le réacteur tubulaire).
- linéaire ou non linéaire.
- déterministe ou stochastique. Le plus souvent les modèles sont déterministes, c'est-à-dire que si les conditions d'entrée sont parfaitement connues, les états résultants seront parfaitement connus. Néanmoins, la représentation d'un bruit nécessite d'utiliser des fonctions de densité de probabilité, et par exemple, en identification, on utilise couramment des modèles stochastiques.

Un procédé à paramètres localisés en régime transitoire peut être représenté de manière générale par un modèle de la forme:

$$\dot{x} = f(x, t) \quad (3.1)$$

où les états  $x$  décrivent l'évolution du procédé au cours du temps.

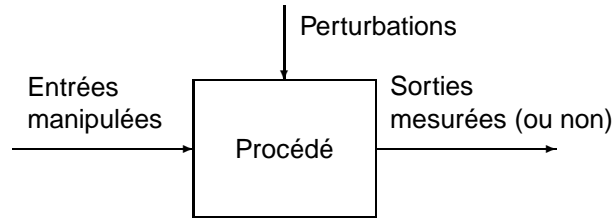
Les systèmes à paramètres distribués en régime transitoire sont représentés par des équations aux dérivées partielles qui peuvent être de nature très diverse. Le plus souvent, en génie des procédés, pour leur résolution numérique, ils sont discrétisés afin d'aboutir à un système d'équations différentielles ordinaires.

#### 3.1.2 Modèles non linéaires

Dans le cas d'un système commandé multivariable, le modèle dynamique non linéaire continu le plus général est de la forme:

$$\begin{cases} \dot{x} = f(x, u, t) \\ y = h(x, t) \end{cases} \quad (3.2)$$

où  $u$  est le vecteur d'entrées manipulées,  $y$  le vecteur des sorties, en général mesurées (Figure 3.1). Les perturbations non incluses dans ce modèle sont en fait des entrées particulières, non manipulables.



**Figure 3.1:** Représentation d'un système

Remarquons qu'un modèle en régime permanent peut être déduit du modèle dynamique en utilisant le fait que les dérivées des états sont nulles soit  $\dot{x} = 0$ . L'inverse n'est pas vrai, c'est-à-dire qu'un modèle statique ne contient aucune information sur l'aspect dynamique du système.

### 3.1.3 Modèles linéaires

#### Modélisation dans l'espace d'état

En considérant un régime permanent  $x^s$  correspondant à un vecteur d'entrées donné  $u^s$ , ce régime permanent correspondant donc à un point opératoire du procédé, il est possible de faire une linéarisation autour du régime permanent. Cela suppose que le système ne subit que de petits écarts par rapport au régime permanent et exclut donc en principe les phases de démarrage et d'arrêt des procédés. Le système linéaire résultant s'écrit sous la forme:

$$\begin{cases} \dot{x} &= \mathbf{A}(x - x^s) + \mathbf{B}(u - u^s) \\ \mathbf{y} - \mathbf{y}^s &= \mathbf{C}(x - x^s) \end{cases} \quad (3.3)$$

soit:

$$\begin{cases} \dot{x} &= \mathbf{A}\delta x + \mathbf{B}\delta u \\ \mathbf{y} - \mathbf{y}^s &= \mathbf{C}\delta x \end{cases} \quad (3.4)$$

où  $\delta$  note une variable d'écart, égale à la différence entre une variable donnée et sa valeur en régime permanent. Les matrices  $\mathbf{A}$ ,  $\mathbf{B}$  peuvent être obtenues par linéarisation du système non linéaire (3.2) ou par identification.

En fait, implicitement, en supposant que l'état d'équilibre est  $x = 0$ , le système (3.4) est en général écrit sous la forme générale du système linéaire continu dans l'espace d'état:

$$\begin{cases} \dot{x} &= \mathbf{A}x + \mathbf{B}u \\ \mathbf{y} &= \mathbf{C}x \end{cases} \quad (3.5)$$

Le temps discret correspond à l'utilisation d'ordinateurs qui effectuent des mesures à intervalles de temps réguliers (ou non) sur un système. Dans le cas, le système (3.5) s'écrit:

$$\begin{cases} x_{k+1} &= \mathbf{A}'x_k + \mathbf{B}'u_k \\ \mathbf{y}_k &= \mathbf{C}x_k \end{cases} \quad (3.6)$$

où  $k$  représente l'instant d'échantillonnage. La fréquence d'échantillonnage doit être choisie de manière correcte, pas trop petite sous peine de suréchantillonnage, c'est-à-dire que l'information entre deux mesures risque d'être confondue avec le bruit, pas trop grande sous peine de perdre de l'information sur le système. Pour déterminer une période d'échantillonnage adéquate, il est courant de procéder à des échelons des entrées manipulées et d'étudier les sorties. Les matrices  $\mathbf{A}'$ ,  $\mathbf{B}'$  sont différentes des matrices  $\mathbf{A}$ ,  $\mathbf{B}$ , et sont en général obtenues par identification dans l'espace d'état.



**Modélisation sous forme de fonctions de transfert continues** La transformation de Laplace s'applique à une fonction linéaire et est définie par:

$$\mathcal{L}(f(t)) = \int_0^{+\infty} f(t) \exp(-st) dt \quad (3.7)$$

où  $s$  est une fréquence. Il s'agit donc du passage de l'espace temps à l'espace fréquentiel.

Parmi les propriétés importantes de la transformation de Laplace, citons la transformée de Laplace de la dérivée d'une fonction:

$$\mathcal{L}\left[\frac{df(t)}{dt}\right] = s F(s) - f(0) \quad (3.8)$$

On note que dans le cas d'une variable d'écart à laquelle on appliquerait la transformation de Laplace, le terme  $f(0)$  disparaît, soit:

$$\mathcal{L}\left[\frac{df(t)}{dt}\right] = s F(s) \quad (3.9)$$

Dans le cas d'une dérivée d'ordre  $n$  appliquée à une variable d'écart:

$$\mathcal{L}\left[\frac{d^n f(t)}{dt^n}\right] = s^n F(s) \quad (3.10)$$

Une autre propriété est:

$$\mathcal{L}\left[\int_0^t f(x) dx\right] = \frac{1}{s} F(s) \quad (3.11)$$

Dans le cas d'un système monovarié, considéré au voisinage de son régime permanent, il est courant d'utiliser la fonction de transfert  $G(s)$ :

$$G(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} \quad (3.12)$$

où  $U(s)$  et  $Y(s)$  sont respectivement les transformées de Laplace de l'entrée et de la sortie.

L'intérêt de la fonction de transfert est que pour un système décrit par l'équation différentielle linéaire:

$$b_0 u(t) + b_1 \frac{du(t)}{dt} + \dots + b_m \frac{d^m u(t)}{dt^m} = a_0 y(t) + a_1 \frac{dy(t)}{dt} + \dots + a_n \frac{d^n y(t)}{dt^n} \quad ; m \leq n \quad (3.13)$$

où  $u(t)$  et  $y(t)$  sont respectivement l'entrée et la sortie (exprimées en variables d'écart) du système, et en utilisant l'hypothèse classique que les dérivées des entrées et des états sont nulles en l'état initial et pour  $t \leq 0$ , la fonction de transfert  $G(s)$  est égale à:

$$\frac{Y(s)}{U(s)} = G(s) = \frac{b_0 + b_1 s + \dots + b_m s^m}{a_0 + a_1 s + \dots + a_n s^n} \quad (3.14)$$

Il y a donc équivalence entre l'équation différentielle linéaire (équation (3.13)) et la fonction de transfert  $G(s)$  (équation (3.14)).

De ce fait, de nombreux systèmes monovariés peuvent être représentés par une fonction de transfert de premier ordre:

$$G(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \quad (3.15)$$

où  $\tau$  est la constante de temps et  $K$  le gain statique ou gain à l'état stationnaire du procédé.

On trouve aussi les systèmes linéaires de second ordre:

$$G(s) = \frac{K}{\tau^2 s^2 + 2\zeta\tau s + 1} \quad (3.16)$$

avec  $\tau$  période naturelle d'oscillation du système, qui détermine le temps de stabilisation du système,  $\zeta$  facteur d'amortissement,  $K_p$ : gain statique.

Lorsqu'un retard  $t_d$  est présent dans un procédé, il se traduit par un terme non linéaire  $\exp(-t_d s)$ . Ainsi un procédé de premier ordre avec retard est modélisé par la fonction de transfert:

$$G(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \exp(-t_d s) \quad (3.17)$$

Industriellement, l'identification de procédés où des bruits de mesure sont importants ainsi que des erreurs de modélisation liées à la complexité du procédé se fait essentiellement à partir de fonctions de transfert de premier ordre, second ordre, avec ou sans retard, lorsque des représentations continues sont recherchées. La fonction de transfert étant donnée ainsi que le type de l'entrée, il est possible de déterminer soit analytiquement la sortie temporelle par inversion de la transformée de Laplace ou plus facilement par un passage dans l'espace d'état et une résolution numérique par intégration du système d'équations différentielles associé. Plus rarement, il est nécessaire de représenter le procédé comme un système à réponse inverse (Corriou, 2003).

Dans le cas multivariable, le système possède  $n_u$  entrées  $u_i$  et  $n_y$  sorties  $y_j$ . En général, le nombre d'entrées  $n_u$  est supérieur au nombre de sorties  $n_y$ . Du fait des couplages (interactions) internes au système, chaque entrée est susceptible d'influencer chaque sortie si bien que le système est alors représenté par une matrice de fonctions de transfert telle que:

$$\mathbf{Y}(s) = \begin{bmatrix} Y_1(s) \\ \vdots \\ Y_{n_y}(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{1,1}(s) & \dots & G_{1,n_u}(s) \\ \vdots & G_{j,i}(s) & \vdots \\ G_{n_y,1}(s) & \dots & G_{n_y,n_u}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ \vdots \\ U_{n_u}(s) \end{bmatrix} \quad (3.18)$$

Chaque élément  $G_{j,i}(s)$  de cette matrice de fonctions de transfert est donc une fonction de transfert qui relie l'entrée  $u_i$  et la sortie  $y_j$ . L'identification se fait en faisant varier successivement les entrées  $u_i$  et en étudiant l'ensemble des sorties  $y_j$ .

### Modélisation sous forme de fonctions de transfert discrètes

Comme l'acquisition des signaux mesurés se fait sur ordinateur, l'utilisateur dispose de couples entrée-sortie de manière discrète. On suppose que le système se comporte de manière linéaire, par exemple au voisinage d'un point de fonctionnement, et que la période d'échantillonnage est constante pour obtenir la représentation sous forme de fonction de transfert. Dans ce cas, au lieu d'une équation différentielle linéaire continue (3.13), le système peut être représenté par une équation aux différences de la forme:

$$a_0 y_n + a_1 y_{n-1} + \dots + a_{n_a} y_{n-n_a} = b_0 u_n + b_1 u_{n-1} + \dots + b_{n_b} u_{n-n_b} \quad (3.19)$$

d'où l'on déduit la fonction de transfert discrète ou fonction de transfert en  $z$ :

$$H(z) = \frac{Y(z)}{U(z)} = \frac{b_0 + b_1 z^{-1} + \dots + b_{n_b} z^{-n_b}}{a_0 + a_1 z^{-1} + \dots + a_{n_a} z^{-n_a}} \quad (3.20)$$

En utilisant l'opérateur  $q$  tel que  $y(t+1) = qy(t)$ , on obtient:

$$[a_0 + a_1 q^{-1} + \dots + a_{n_a} q^{-n_a}] y(t) = [b_0 + b_1 q^{-1} + \dots + b_{n_b} q^{-n_b}] u(t) \quad (3.21)$$

que l'on notera simplement:

$$A(q)y(t) = B(q)u(t) \quad (3.22)$$

où  $A(q)$  et  $B(q)$  sont les polynômes dépendant en fait de  $q^{-1}$  de la forme:

$$A(q) = a_0 + a_1 q^{-1} + \dots + a_{n_a} q^{-n_a} \quad (3.23)$$

$$B(q) = b_0 + b_1 q^{-1} + \dots + b_{n_b} q^{-n_b} \quad (3.24)$$

si bien que l'on représente souvent la fonction de transfert sous la forme:

$$H(q) = \frac{y(t)}{u(t)} = \frac{b_0 + b_1 q^{-1} + \dots + b_{n_b} q^{-n_b}}{a_0 + a_1 q^{-1} + \dots + a_{n_a} q^{-n_a}} \quad (3.25)$$

Cette forme est très souvent utilisée, en particulier en identification.

## 3.2 Identification

### 3.2.1 Systèmes continus

Dans le cas d'un système continu défini par sa fonction de transfert, l'identification des paramètres de la fonction de transfert se fait en général dans le domaine temporel, par minimisation de la distance entre la réponse du modèle  $y^{mod}$  et la réponse expérimentale  $y^{exp}$  à une variation de l'entrée sous la forme:

$$\text{Min}D(\theta) = \sum_i (y_i^{exp} - y_i^{mod}(\theta))^2 \quad (3.26)$$

où  $\theta$  est le vecteur de paramètres.

### 3.2.2 Systèmes discrets

Parmi les références importantes en identification des systèmes discrets, citons (Ljung, 1987; Ljung and Söderström, 1986; Söderström and Stoica, 1989; Zhu and Backx, 1993). Il est hors de question de citer toutes les formes d'identification, très nombreuses dans le domaine des fonctions de transfert discrètes. Pour cela, on choisit l'exemple très souvent utilisé du modèle ARMAX. On fait l'identification des fonctions de transfert discrètes en posant un modèle stochastique, par exemple du type ARMAX:

$$y(t) + a_1 y(t-1) + \dots + a_{n_a} y(t-n_a) = b_1 u(t-1) + \dots + b_{n_b} u(t-n_b) + e(t) + c_1 e(t-1) + \dots + c_{n_c} e(t-n_c) \quad (3.27)$$

avec les polynômes:

$$\begin{aligned} A(q) &= 1 + a_1 q^{-1} + \dots + a_{n_a} q^{-n_a} \\ B(q) &= b_1 q^{-1} + \dots + b_{n_b} q^{-n_b} \\ C(q) &= 1 + c_1 q^{-1} + \dots + c_{n_c} q^{-n_c} \end{aligned} \quad (3.28)$$

ce qui signifie que l'utilisateur doit spécifier les ordres  $n_a$ ,  $n_b$ ,  $n_c$ . La fonction de transfert du système à identifier est:

$$H(q^{-1}) = \frac{B(q^{-1})}{A(q^{-1})} \quad (3.29)$$

tandis que  $e(t)$  est un bruit blanc. La partie stochastique du modèle représente les bruits, perturbations non modélisées et erreurs de modèle. Le vecteur de paramètres à identifier est:

$$\theta = [a_1, \dots, a_{n_a}, b_1, \dots, b_{n_b}, c_1, \dots, c_{n_c}]^T \quad (3.30)$$

En notant  $\phi$  le vecteur des observations:

$$\phi(t, \theta) = [-y(t-1), \dots, -y(t-n_a), u(t-1), \dots, u(t-n_b), \epsilon(t-1, \theta), \dots, \epsilon(t-n_c, \theta)]^T \quad (3.31)$$

le prédicteur s'écrit sous la forme linéaire classique:

$$\hat{y}(t|\theta) = \phi^T(t, \theta) \theta = \theta^T \phi(t, \theta) \quad (3.32)$$

avec l'erreur de prédiction définie par:

$$\epsilon(t, \theta) = y(t) - \hat{y}(t|\theta) \quad (3.33)$$

L'erreur est dite a priori si on prend  $\theta(t-1)$ , a posteriori si on prend  $\theta(t)$ .

Comme le prédicteur s'exprime sous forme linéaire, le critère à minimiser:

$$J_N(\theta) = \frac{1}{2} \sum_{t=1}^N (y(t) - \hat{y}(t|\theta))^2 \quad (3.34)$$

est une forme quadratique qui peut être minimisée pour fournir l'estimation du vecteur de paramètres:

$$\hat{\theta}^{MC} = \left[ \frac{1}{N} \sum_{t=1}^N \phi(t) \phi^T(t) \right]^{-1} \frac{1}{N} \sum_{t=1}^N \phi(t) y(t) \quad (3.35)$$

La matrice à inverser étant souvent mal conditionnée, l'identification se fait alors selon une méthode de gradient sous forme réursive:

$$\begin{cases} \hat{\theta}(t) = \hat{\theta}(t-1) + P(t-1) \phi(t) \epsilon(t) \\ P(t) = P(t-1) - \frac{P(t-1) \phi(t) \phi^T(t) P(t-1)}{1 + \phi^T(t) P(t-1) \phi(t)} \\ \epsilon(t) = \frac{y(t) - \hat{\theta}^T(t-1) \phi(t)}{1 + \phi^T(t) P(t-1) \phi(t)} \end{cases} \quad (3.36)$$

où  $\epsilon(t)$  est l'erreur a posteriori:

$$\epsilon(t) = y(t) - \hat{y}(t) = y(t) - \hat{y}(t|\theta(t)) = y(t) - \hat{\theta}^T(t) \phi(t) \quad (3.37)$$

La procédure précédente peut s'appliquer en boucle ouverte, ou en boucle fermée (Zhu and Backx, 1993) moyennant certaines précautions dans ce dernier cas. Dans le cas de systèmes multivariables, l'identification précédemment décrite peut s'appliquer pour chaque couple entrée-sortie  $(u_i, y_j)$ .

### 3.2.3 Identification dans l'espace d'état en temps continu

A partir du modèle non linéaire continu dans l'espace d'état (3.2), il est possible d'obtenir le système linéaire associé (3.4) par linéarisation autour d'un point de fonctionnement.

D'autre part, il existe des techniques d'identification générales dans l'espace d'état du type N4SID (Van Overschee and De Moor, 1994), apparemment assez délicates à utiliser et moins fréquentes que les identifications par réponses à des échelons.

## 3.3 Commande

La commande consiste à fournir les valeurs des entrées manipulées  $u$  permettant de faire tendre les sorties mesurées  $y$  vers leurs consignes  $y_c$  en dépit de perturbations. La commande peut se faire en régulation ou en poursuite de consigne. Les entrées  $u$  du procédé sont reliées aux sorties  $r$  du régulateur par des actionneurs. Fréquemment, pour la présentation théorique de la commande, l'actionneur est ignoré et l'on parle simplement de  $u$  en fonction de  $y$ .

Il existe de nombreux types de commande qu'il est impossible de décrire en détail ici. Le lecteur peut se référer à (Corriou, 2003).

### 3.3.1 Régulateur PID

Le régulateur PID (Proportionnel-Intégral-Dérivé) est la méthode de régulation la plus utilisée (95% des applications) du fait de sa simplicité de mise en oeuvre et son implémentation aisée dans des systèmes électroniques ou informatiques. Il correspond à la loi:

$$\delta u(t) = K_r \left( e(t) + \tau_D \frac{de(t)}{dt} + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(x) dx \right) \quad (3.38)$$

avec l'erreur  $e(t) = y_c(t) - y(t)$ . La fonction de transfert du régulateur PID est égale à:

$$G_r(s) = K_r \left( 1 + \tau_D s + \frac{1}{\tau_I s} \right) \quad (3.39)$$

Le régulateur PID est de type monovarié et les problèmes de couplage présents dans les systèmes multivariables posent des difficultés aux PID. De plus, ce n'est pas un régulateur optimal et de nombreuses méthodes de réglage existent. Le réglage des paramètres  $K_r, \tau_I, \tau_D$  peut se faire par essai-erreur ou à partir de la connaissance de la fonction de transfert continue en boucle ouverte du procédé.

### 3.3.2 Commandes monovariables non optimales

On peut citer le placement de pôles utilisable en général en temps discret. Il consiste à placer les pôles en boucle fermée du système à des positions désirées dans le cercle unité. On en déduit les polynômes  $R(z)$ ,  $S(z)$ ,  $T(z)$ , si bien que de cette manière, il est possible de minimiser un critère tel que ITAE (Integral Time Average Error). Il est nécessaire de connaître la fonction de transfert discrète du procédé.

La commande par modèle interne consiste grossièrement à calculer un correcteur qui est théoriquement l'inverse du modèle du procédé, donc de la fonction de transfert discrète du procédé. Bien sûr, il doit être rendu réalisable.

### 3.3.3 Commande monovariante optimale

Une commande est qualifiée d'optimale lorsqu'elle minimise un critère donné qui fait souvent apparaître un terme de performance lié à l'erreur entre la sortie et la consigne et un terme d'énergie lié aux variations de l'entrée.

La commande prédictive généralisée consiste à minimiser le critère:

$$J(u, t) = E \left\{ \sum_{j=N_1}^{N_2} [y(t+j) - r(t+j)]^2 + \sum_{j=1}^{N_u} \lambda(j) [\Delta u(t+j-1)]^2 \right\} \quad (3.40)$$

où  $E$  est l'espérance mathématique. Cette commande fait intervenir un prédicteur de la sortie dans le futur  $\hat{y}(t+j)$  et repose sur un modèle ARIMAX du procédé. Elle est de type monovariante, mais son extension naturelle est la commande prédictive basée sur le modèle (MPC: Model Predictive Control).

### 3.3.4 Commandes multivariantes optimales

Les commandes multivariantes optimales permettent de réguler des systèmes avec des nombres d'entrées et de sorties quelconques. En général, le nombre d'entrées est supérieur ou égal au nombre de sorties.

#### Commandes LQ et LQG

Les bases de la commande optimale sont les commandes LQ (linéaire quadratique) et LQG (linéaire quadratique gaussienne) qui reposent sur des modèles multivariants dans l'espace d'état.

Dans la commande LQ, le modèle est linéaire, déterministe, du type:

$$\begin{cases} \dot{\mathbf{x}} &= \mathbf{A} \delta \mathbf{x} + \mathbf{B} \delta \mathbf{u} \\ \mathbf{y} - \mathbf{y}^s &= \mathbf{C} \delta \mathbf{x} \end{cases} \quad (3.41)$$

et le critère minimisé est du type:

$$\begin{aligned} J &= 0,5 (\mathbf{x}^r - \mathbf{x})^T(t_f) \mathbf{M}^T \mathbf{Q}_f \mathbf{M} (\mathbf{x}^r - \mathbf{x})(t_f) \\ &+ 0,5 \int_{t_0}^{t_f} [(\mathbf{x}^r - \mathbf{x})^T(t) \mathbf{M}^T \mathbf{Q} \mathbf{M} (\mathbf{x}^r - \mathbf{x})(t) + \mathbf{u}^T(t) \mathbf{R} \mathbf{u}(t)] dt \end{aligned} \quad (3.42)$$

La loi de commande obtenue selon des techniques de calcul variationnel est de la forme d'un retour d'état:

$$\mathbf{u}^*(t) = -\mathbf{R}^{-1} \mathbf{B}^T \mathbf{P}_c \mathbf{x}(t) \quad (3.43)$$

où la matrice  $\mathbf{P}_c$  est solution d'une équation de Riccati.

Dans la commande LQG, le modèle est linéaire, stochastique, du type:

$$\begin{cases} \dot{\mathbf{x}}(t) &= \mathbf{A} \mathbf{x}(t) + \mathbf{B} \mathbf{u}(t) + \mathbf{w}(t) \\ \mathbf{y}(t) &= \mathbf{C} \mathbf{x}(t) + \mathbf{v}(t) \end{cases} \quad (3.44)$$

où  $\mathbf{w}(t)$  et  $\mathbf{v}(t)$  sont des bruits blancs gaussiens, respectivement d'état et de mesure, non corrélés, de matrices de covariances données. Elle nécessite la mise en oeuvre d'un observateur d'état, le filtre de Kalman linéaire, de la forme:

$$\dot{\hat{\mathbf{x}}} = \mathbf{A} \hat{\mathbf{x}}(t) + \mathbf{B} \mathbf{u}(t) + \mathbf{K}_f(t) [y(t) - \mathbf{C} \hat{\mathbf{x}}(t)] \quad (3.45)$$

où  $K_f$  est la matrice de gain de Kalman. Dans ce cas, la loi de commande (3.43) est modifiée en remplaçant l'état théorique  $x(t)$  par l'état estimé  $\hat{x}(t)$ .

## Commande MPC

La commande prédictive basée sur le modèle a d'abord été introduite par (Richalet et al., 1978) (Adersa) et, dès cet article, plusieurs applications industrielles étaient rapportées pour bien montrer l'intérêt de la méthode proposée. Peu de temps après, Dynamic Matrix Control (DMC) a été publié (Cutler and Ramaker, 1979) et implanté à Shell comme un algorithme multivariable de commande sur ordinateur.

De nombreux articles de synthèse ont été consacrés à l'évolution de MPC y compris des ouvrages (Bitmead et al., 1990; Camacho and Bordons, 1995; Clarke, 1994; Sanchez and Rodellar, 1996; Soeterboek, 1992) et c'est la méthode de commande avancée la plus étudiée. De nombreux papiers relatent des développements industriels et des applications de MPC (Froisy, 1994; Qin and Badgwell, 1996). Pour une bibliographie plus importante et une description sérieuse de différentes méthodes de commande prédictive, il est possible de se référer à (Corriou, 2003, 2004).

La Commande Prédictive basée sur le Modèle (MPC) peut être définie comme un algorithme de commande qui calcule sur un horizon de temps futur les profils des variables manipulées en utilisant un modèle linéaire ou non linéaire du procédé afin d'optimiser un critère le plus souvent quadratique soumis à des contraintes linéaires ou non linéaires. Le critère comprend une part de performance portant sur la somme des carrés des écarts entre les sorties futures et les références souhaitées et une part d'énergie portant sur la somme des carrés des variations des entrées. L'aspect de prise en compte des contraintes est très important et apprécié industriellement.

Le modèle du système à commander peut être défini de plusieurs manières:

- linéaire à partir des réponses impulsionnelles (des sorties commandées pour des variations impulsions des entrées manipulées),
- linéaire à partir des réponses indicielles (des sorties commandées pour des variations échelons des entrées manipulées),
- linéaire dans l'espace d'état,
- non linéaire sous différentes formes, de type entrée-sortie ou dans l'espace d'état.

Dans la commande prédictive dynamique (DMC), le critère à minimiser par rapport aux entrées manipulées futures est:

$$J = \sum_{i=1}^{H_p} (\hat{y}(k+i|k) - y^{\text{ref}}(k+i))^2 \quad (3.46)$$

où  $H_p$  est l'horizon de prédiction du modèle et  $\hat{y}(k+i|k)$  la prédiction des sorties futures.  $y^{\text{ref}}(k+i)$  représente la consigne ou trajectoire de référence dans le futur. Dans la commande DMC, les contraintes ne sont pas considérées et une solution analytique au problème est trouvée qui fait intervenir la matrice dynamique qui contient les coefficients des réponses indicielles et représente donc le modèle du procédé. Comme dans toutes les commandes MPC, seule la première valeur  $\Delta u(k)$  du vecteur  $\Delta u(k+i)$  est implantée et le calcul répété à chaque période d'échantillonnage.

La commande QDMC (Quadratic Dynamic Matrix Control), le critère à minimiser par rapport aux entrées manipulées futures est:

$$\begin{aligned} J &= \frac{1}{2} [\hat{y}(k) - y^{\text{ref}}(k)]^T \Gamma^T \Gamma [\hat{y}(k) - y^{\text{ref}}(k)] + \frac{1}{2} \Delta u^T(k) \Lambda^T \Lambda \Delta u(k) \\ &= \frac{1}{2} [\mathcal{A} \Delta u(k) - e(k+1)]^T \Gamma^T \Gamma [\mathcal{A} \Delta u(k) - e(k+1)] + \frac{1}{2} \Delta u^T(k) \Lambda^T \Lambda \Delta u(k) \end{aligned} \quad (3.47)$$

où  $\Gamma$  et  $\Lambda$  sont les matrices de poids respectivement par rapport aux sorties contrôlées et aux entrées manipulées. En absence de contraintes, la solution de (3.47) est:

$$\Delta u(k) = (\mathcal{A}^T \Gamma^T \Gamma \mathcal{A} + \Lambda^T \Lambda)^{-1} \mathcal{A}^T \Gamma^T \Gamma e(k+1) \quad (3.48)$$

où  $\mathcal{A}$  est la matrice dynamique et  $e$  est le vecteur des erreurs défini par:

$$\begin{aligned} e(k+1) &= [e(k+1), \dots, e(k+H_p)]^T \\ \text{avec: } y^{\text{ref}}(k+i) - y^*(k+i|k) - \hat{d}(k|k) &= e(k+i) \end{aligned} \quad (3.49)$$

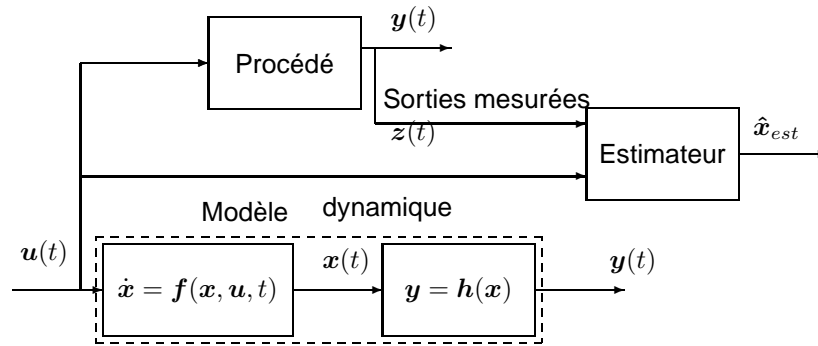


Figure 3.2: Principe d'un observateur

où  $y^*(k+i|k)$  sont les prédictions des sorties basées sur les entrées passées et  $\hat{d}(k|k)$  sont les perturbations.

De plus, en général, des contraintes portant sur les entrées, les variations des entrées sont prises en compte:

$$B \Delta u(k) \leq c(k+1) \quad (3.50)$$

ce qui fait qu'il n'existe plus de solution analytique au problème de minimisation, contrairement à DMC, mais qu'un problème de programmation quadratique QP doit être résolu à chaque période d'échantillonnage, ce qui en fait est réalisable sans difficulté majeure.

Si, de plus, des contraintes sont ajoutées sur les sorties contrôlées, le problème d'optimisation devient non linéaire et différentes stratégies permettent de trouver la solution. De même, si le modèle utilisé est non linéaire, le problème d'optimisation devient non linéaire.

### 3.4 Capteurs logiciels

Les capteurs logiciels permettent d'estimer des grandeurs non mesurées (par exemple, chaleur de réaction, concentrations non mesurées) à partir d'un modèle, en général dynamique, du système et de mesures disponibles sur le système. Il existe de nombreux types de capteurs logiciels dépendant de l'approche considérée (Corriou, 1994).

Dans le cas d'un modèle statique, le capteur logiciel qualifié de capteur indirect fournit une relation statique entre les grandeurs estimées et les mesures effectives. Cette relation peut être utilisée au cours du temps pour fournir une information variable en fonction des mesures, mais si le modèle dérive ou est imparfait, elle ne "corrige" pas les erreurs. Un réseau neuronal (section 3.5.2) peut être utilisé pour réaliser ce type d'estimation. Le modèle sera alors obtenu par apprentissage et n'aura pas de sens physique.

Dans le cas d'un modèle dynamique, il est possible de corriger les estimations afin de corriger les imperfections du modèle. Lorsque le modèle non linéaire est décrit dans l'espace d'état sous la forme:

$$\dot{x} = f(x, u, \theta, t) \quad (3.51)$$

ce type de capteur logiciel est appelé observateur ou estimateur d'état.  $x$  est le vecteur d'état,  $u$  le vecteur des entrées manipulées,  $\theta$  le vecteur des paramètres. Le principe d'un observateur d'état est décrit dans la Figure 3.2. Le capteur physique réalise des mesures sur le procédé. Les entrées connues et une partie ou la totalité des mesures constituent les entrées de l'estimateur qui fournit une estimation des états (éventuellement des paramètres) utiles à la commande du procédé. L'estimateur est développé à partir d'un modèle dynamique linéaire ou non linéaire du procédé. L'équation générale d'un observateur se résume selon:

$$\text{Etat estimé nouveau} = \text{Etat estimé ancien} + \text{Gain} \times [\text{Mesure} - \text{Estimation de la Mesure}] \quad (3.52)$$

Le filtre de Kalman étendu fréquemment employé (Grewal and Andrews, 1993; Wilson et al., 1998) constitue un tel estimateur d'état (Figure 3.3). Dans le cas du filtre de Kalman étendu, on suppose que

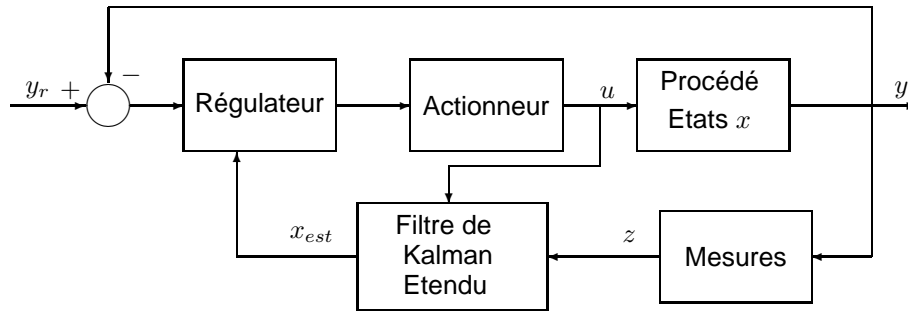
le modèle (3.51) est non linéaire et stochastique. Il est entâché d'erreurs ou d'un bruit  $w$  de matrice de covariance  $Q$  si bien qu'il s'écrit sous forme continue:

$$\dot{x} = f(x, u, \theta, t) + w \quad (3.53)$$

De plus, les sorties mesurées à un instant  $k$  répondent au modèle discret:

$$z_k = h(x_k) + v_k \quad (3.54)$$

où  $v_k$  est un bruit de mesure de matrice de covariance  $R_k$ .



**Figure 3.3:** Implantation du Filtre de Kalman Étendu dans un schéma de commande

L'algorithme de calcul du filtre de Kalman étendu décrit dans (Corriou, 2003) comprend deux étapes, appelées étape de prédiction et étape de correction, selon le principe (3.52) du système:

1. Propagation de l'estimation d'état et de la matrice de covariance de l'erreur.

Cela signifie que les équations différentielles décrivant la variation du vecteur d'état  $x$  et de la matrice de covariance de l'erreur  $P$  sont intégrées sur l'intervalle de temps  $[k-1, k]$  pour en obtenir une prédiction alors que la mesure n'a pas encore été réalisée. Les prédictions de  $x(t_k)$  et  $P(t_k)$  sont notées respectivement  $\hat{x}_k(-)$  et  $P_k(-)$ . Les équations différentielles à intégrer sont les suivantes:

$$\dot{\hat{x}}(t) = f(\hat{x}, u, t) \quad ; \quad \hat{x}(0) = x_0 \quad (3.55)$$

$$\dot{P}(t) = F(\hat{x}, t) P(t) + P(t) F^t(\hat{x}, t) + Q(t) \quad ; \quad \hat{P}(0) = P_0 \quad (3.56)$$

où  $F$  est la matrice jacobienne de  $f$  égale à:

$$F(\hat{x}, t) = \left( \frac{\partial f}{\partial x} \right)_{x=\hat{x}} \quad (3.57)$$

2. Mise à jour de l'estimation de l'état et de la matrice de covariance de l'erreur.

Les mesures effectuées à l'instant  $t_k$  sont utilisées pour corriger les estimations  $\hat{x}_k(-)$  et  $P_k(-)$  en minimisant l'erreur d'estimation. Les estimations ainsi corrigées, obtenues à l'instant  $t_k$ , sont notées  $\hat{x}_k(+)$  et  $P_k(+)$  et égales à:

$$\hat{x}_k(+) = \hat{x}_k(-) + K_k [z_k - h(\hat{x}_k(-))] \quad (3.58)$$

$$P_k(+) = [I - K_k H_k(\hat{x}_k(-))] P_k(-) \quad (3.59)$$

où  $H_k$  est la matrice jacobienne de  $h$  égale à:

$$H_k(\hat{x}_k(-)) = \left( \frac{\partial h}{\partial x} \right)_{x=\hat{x}_k(-)} \quad (3.60)$$

et  $K_k$  est la matrice de gain de Kalman égale à:

$$K_k = P_k(-) H_k^T(\hat{x}_k(-)) \left[ H_k(\hat{x}_k(-)) P_k(-) H_k^T(\hat{x}_k(-)) + R_k \right]^{-1} \quad (3.61)$$



Très fréquemment, les matrices de covariance des bruits  $Q$  et  $R_k$  qui représentent la mesure de l'incertitude dans le modèle et dans les mesures sont supposées diagonales. Leur ajustement peut se faire par simulation.

Dans l'étape de prédiction, les équations différentielles du modèle sont intégrées, puis, dans l'étape de correction, la matrice de gain de Kalman est calculée et la correction effectuée comme le produit de cette matrice de gain par la différence entre le vecteur des mesures et le vecteur des estimations des mesures. Cette correction permet aux estimations des mesures de converger vers les mesures, et de manière générale, aux états de converger vers leur vraie valeur. Le filtre de Kalman est souvent utilisé car il s'agit d'un filtre optimal, dans le sens où il minimise la trace de la matrice de covariance des erreurs d'estimation. Le filtre de Kalman étendu peut être utilisé indépendamment de la commande uniquement pour estimer des états ou des paramètres.

Il existe d'autres observateurs tels que l'observateur à grand gain, l'observateur à horizon glissant (Corriou, 2003).

**Dans le cas des incinérateurs, il est certainement possible d'estimer la qualité de la charge (par exemple à travers le PCI) en utilisant un modèle dynamique plus ou moins complexe qui comprendrait d'une part un bilan de matière et d'autre part un bilan d'énergie. Cette estimation pourrait ensuite être utilisée dans des schémas de régulation. En son absence, la charge est considérée comme une perturbation inconnue. Avec son estimation, elle serait toujours une perturbation, mais son estimation permettrait d'estimer son influence et d'en tenir compte à travers une régulation feedforward, couplée aux régulations feedback classiques. La qualité de la régulation en serait nécessairement améliorée.**

## 3.5 Intelligence artificielle

Sous le vocable d'intelligence artificielle (Arzen, 1996), on peut trouver des méthodes de représentation et de commande aussi variées que les systèmes experts, les réseaux de neurones, les algorithmes génétiques, la logique floue. A mon avis, les algorithmes génétiques occupent une place à part, car ils ne "fabriquent" pas un modèle mais sont une méthode d'optimisation quasi-globale permettant d'estimer les paramètres d'un modèle quelconque spécifié par l'utilisateur, étant donné un ensemble de points expérimentaux.

### 3.5.1 Systèmes experts

L'idée de l'expertise est de transférer la connaissance humaine dans l'ordinateur et d'ainsi automatiser des tâches habituellement réalisées par des experts humains. (Linkens and Chen, 1995a) ajoute qu'elles ne pourraient pas être réalisées par des systèmes de commande traditionnels, ce qui n'est que partiellement vrai, car le choix initial de la méthode de commande elle-même et donc éventuellement d'un système expert dépend beaucoup des connaissances et donc de l'expertise du concepteur, cf le commentaire de (Sala et al., 2005, page 433). Les applications de systèmes experts sont extrêmement diverses et touchent tous les domaines (Linkens and Chen, 1995a,b). Dans sa revue, (Liao, 2005) distingue onze catégories de méthodologies concernant les systèmes experts: systèmes à base de règles, systèmes à base de connaissances, réseaux neuronaux, systèmes experts flous, méthodologie orientée objet, raisonnement à base de cas, architecture de système, systèmes agents intelligents, méthodologie de base de données, modélisation et ontologie (théorie de la connaissance). Les onze catégories décrites ci-dessous ne doivent pas être considérées comme indépendantes .

- Un système expert à base de règles représente l'information sous forme de règles, telles que SI-ALORS.
- Un système expert à base de connaissance comprend une base de connaissances, un moteur d'inférence, un outil d'ingénierie de la connaissance, et une interface spécifique de l'application.
- Les réseaux neuronaux (section 3.5.2) peuvent être considérés comme une forme de système expert.
- Les systèmes experts à base de logique floue (section 3.5.3) peuvent être considérés comme une forme de système expert.
- Les systèmes experts orientés-objet consistent à combiner des données dans un objet avec les procédures spécifiques opérant sur ces données. Au lieu de transférer des données à des procédures, des

programmes envoient un message à un objet pour réaliser une procédure déjà intégrée à l'objet. Ensuite, le message peut être envoyé à différents objets.

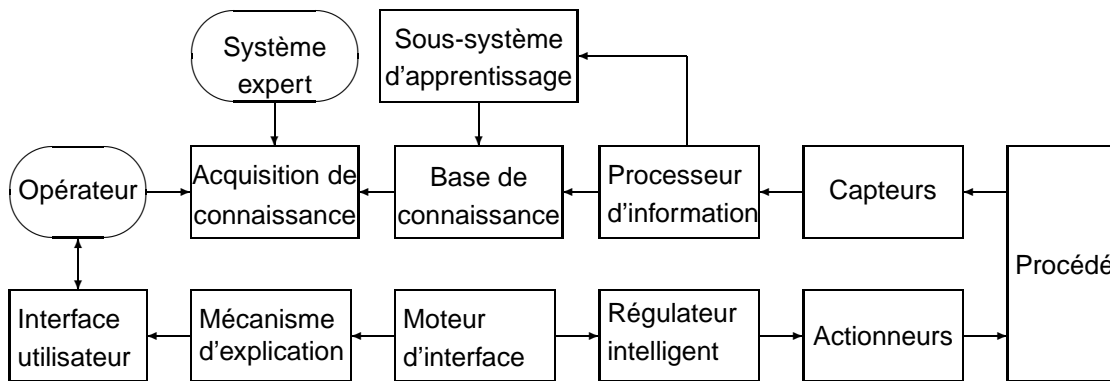
- Les systèmes experts à base de cas consistent à adapter des solutions précédemment utilisées pour résoudre d'autres problèmes. Ces cas qui peuvent être l'expérience passée de spécialistes, sont stockés dans une base de données. Le système recherche dans la base des problèmes aux caractéristiques proches.
- La méthodologie de modélisation pour les systèmes experts est pluridisciplinaire et vise à établir des relations formelles avec une conception de modèle logique.
- Certains systèmes experts sont basés sur une architecture générale à base d'interfaces utilisateurs, de fonctions systèmes, de communication de données, de gestion de systèmes, de système de gestion de données.
- Des systèmes experts sont qualifiés d'intelligents de différentes manières dont les capacités de base de données et des applications dans des programmes autonomes.
- Un système expert basé sur la méthodologie des bases de données est un programme qui permet d'extraire la connaissance ou l'expertise à partir de grandes bases de données.
- L'ontologie utilisée pour les systèmes experts concerne la description de la connaissance de la tâche et du domaine et la communication entre experts du domaine et ingénieurs spécialistes de la connaissance. Cette démarche permet l'acquisition de la connaissance, sa réutilisation, et l'apprentissage heuristique.

Parmi les domaines dans lesquels les systèmes experts jouent un rôle plutôt passif, citons la conception de régulateurs, la simulation et le diagnostic de fautes. Les systèmes experts permettent de mélanger des algorithmes avec l'expertise d'un automaticien et d'un opérateur. L'apport de techniques heuristiques en ligne a ouvert de nouveaux domaines en commande pour les systèmes experts comme la commande adaptative, la supervision, et le réglage des régulateurs. On peut ainsi citer le système expert commercial G2, développé par Gensym. Selon (Linkens and Chen, 1995a), la conception d'un système expert de commande ne consiste pas simplement à additionner quelques règles à un régulateur conventionnel, d'autant plus que l'aspect temps réel introduit de nombreuses complexités. De nombreuses techniques basées sur la connaissance et de commande devraient être utilisées pour bâtir ce système expert de commande. Par rapport aux systèmes experts qui ont de grandes bases de connaissance, un moteur d'inférence symbolique puissant et un mécanisme d'explication permettant de résoudre des problèmes complexes, un système expert en ligne aura en général une base de connaissance limitée, et des mécanismes de raisonnement temporel efficaces mais simples pour respecter les exigences du temps réel. Le langage de programmation sera en général lui-même différent. On peut qualifier un système expert de commande comme un système de commande intelligent basé sur la connaissance. Les fonctions fondamentales d'un système expert de commande (Linkens and Chen, 1995a) sont:

1. remplacer les tâches routinières des opérateurs et fournir des commandes efficaces pour des procédés variables dans le temps, non linéaires, sujets à de nombreuses perturbations,
2. tirer avantage de toute la connaissance disponible et de l'information en ligne,
3. réaliser le diagnostic de fautes sur l'opération et les composants du système de commande, y compris les actionneurs et les capteurs,
4. fonctionner de manière fiable et convenable,
5. augmenter la quantité de connaissance sur le procédé et la performance du système de commande,
6. représenter la connaissance de commande d'une manière efficace permettant modification et extension,
7. maintenir le dialogue avec l'utilisateur et donner l'explication des résultats de raisonnement, et obtenir l'information de l'utilisateur,
8. demander une quantité minimale de connaissance préalable,
9. avoir une capacité de raisonnement et de prise de décision en temps réel.

L'architecture générale d'un système expert de commande idéal est représentée sur la Figure 3.4. Les systèmes experts de commande conviennent particulièrement aux procédés complexes, incertains, mal définis. Du point de vue d'un système expert de commande, on peut distinguer:

- les régulateurs auto-réglants ou les régulateurs adaptatifs experts à base de règle,
- les systèmes experts de supervision de commande permettant de gérer les démarrages, arrêts, l'optimisation de procédés, le diagnostic de fautes, la réponse à des dysfonctionnements, la gestion des alarmes,
- les systèmes experts de commande hybrides mélangeant différentes techniques, systèmes experts,



**Figure 3.4:** Structure d'un système expert de commande d'après (Linkens and Chen, 1995a)

logique floue, réseaux neuronaux, commande, permettant par exemple le raisonnement non monotone, la programmation orientée-objet, les méta-règles,  
- les systèmes experts de commande en temps réel.

La représentation de la connaissance dans un système expert de commande comporte deux parties: la modélisation du système et la maintenance de l'information et de la connaissance nécessaire pour réaliser un contrôle intelligent et les tâches de supervision (Linkens and Chen, 1995b). Le modèle peut revêtir différentes formes: modèle mathématique, quantitatif, qualitatif, modèle causal, matrice floue, modèle à base de règles, modèle de réseaux neuronaux. L'information disponible en ligne doit être classée et extraite de manière efficace. Le système de prise de décision doit être hiérarchisé dans l'ordre croissant: commande intelligente en temps réel, commande avec supervision et gestion des urgences, planification et gestion, base de connaissance et moteur d'inférence, amélioration de la connaissance. Il est également important d'introduire de l'intelligence dans des techniques de commande traditionnelles comme le PID. La connaissance dans la base de connaissance peut être de deux formes: statique et cohérente avec une expertise, ou dynamique.

Le développement d'un système expert de commande (Linkens and Chen, 1995b) comprend des phases successives:

- analyse de faisabilité,
- spécification du système avec définition du problème, évaluation des besoins, analyse des tâches,
- conception du système du point de vue conceptuel, structurel et logique,
- construction du système,
- conception du code informatique,
- évaluation avec validation et vérification,
- implantation.

Les systèmes experts sont fréquemment combinés à des méthodes de logique floue (Cai et al., 1996), allant même jusqu'à l'analyse financière de cimenteries (Ertugrul and Karakasoglu, 2009). De nombreuses applications hybrides sont ainsi citées dans le chapitre 4.

### 3.5.2 Réseaux neuronaux

Les réseaux neuronaux peuvent être utilisés pour la modélisation ou la commande de procédés (Chen et al., 1990; Hunt et al., 1992; Willis et al., 1992). Ils sont utilisés en modélisation en particulier lorsque une représentation à base de connaissance est trop difficile à mettre en oeuvre. Ils peuvent être caractérisés d'un point de vue statistique.

La figure 3.5 représente un seul neurone. Les entrées  $a_i$  du neurone  $j$  sont multipliées par des poids  $w_{k,j}$  et sommées avec un biais  $b_j$  pour former l'entrée totale  $i_j$ . Cette dernière est transformée par une fonction non linéaire, dite d'activation, choisie par l'utilisateur, qui peut être un seuil, ou une tangente hyperbolique, ou une fonction radiale  $f$ , pour fournir la sortie  $a_j$ . En résumé, la sortie du neurone est une fonction non linéaire de la somme des entrées à laquelle on rajoute le biais.

Différents types de connexions permettent de réaliser un réseau de neurones (Figure 3.6). Le nombre de couches cachées, de noeuds de la couche cachée dépend de l'utilisateur. En pratique, le nombre de couches cachées est souvent réduit à une couche et le nombre de noeuds ne doit pas être trop im-

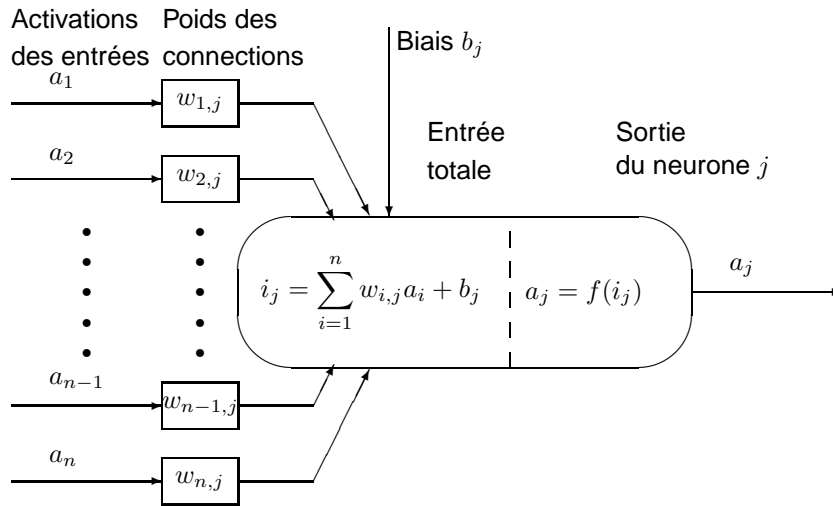


Figure 3.5: Modèle d'un neurone

portant pour éviter des problèmes de validation. On trouve ainsi les réseaux feedforward qui en fait ne comportent aucun élément dynamique. Le perceptron (Figure 3.7) est un réseau feedforward multicouches souvent utilisé pour l'analyse de régression (Unger and Könke, 2008). La sortie  $a_i^l$  du neurone  $i$  dans la couche  $l$  est calculée comme:

$$a_i^l = f(n_i^l) \quad \text{avec:} \quad n_i^l = \sum_{j=1}^{N_i^l} w_{ji}^{l-1} a_j^{l-1} + b_i^l \quad (3.62)$$

où  $f$  est la fonction d'activation,  $N_i^l$  le nombre de connections à la couche précédente,  $w_{ji}^{l-1}$  le poids de chaque connection. L'entraînement se fait en minimisant:

$$F(\mathbf{w}, \mathbf{b}) = \frac{1}{M} \sum_{i=1}^M |e_i|^2 \quad \text{avec:} \quad e_i = a(p_i) - y_i \quad (3.63)$$

où  $y$  représente les sorties. Pour approximer des phénomènes dynamiques, la philosophie des modèles ARMAX (3.27) est utilisée en utilisant des données retardées. On utilise également des réseaux dits récurrents qui incorporent des retours de sortie dans la couche d'entrée (Benitez et al., 2007). Un intérêt important des réseaux neuronaux est de fournir un modèle non linéaire entre les entrées et les sorties (en théorie, n'importe quelle fonction non linéaire avec une précision arbitraire) sans nécessiter les ressources indispensables au développement d'un modèle de connaissance. De ce point de vue, un réseau neuronal est considéré comme un approximateur universel, de même d'ailleurs qu'un contrôleur flou (Verbruggen and Bruijn, 1997).

En Grande-Bretagne, une étude importante (Lennox et al., 2001) a été menée pendant deux ans pour étudier les applications des réseaux neuronaux en surveillance et commande des procédés. 24 compagnies internationales ont été concernées. Les réseaux neuronaux recensés ont été ainsi utilisés pour des applications diverses liées à la modélisation de procédés (vitrification dans l'industrie nucléaire, extrusion de polymères avec estimation de la viscosité pour maintenir la qualité, moteur à essence, filtration gravitaire). De nombreuses caractéristiques sont fournies dans cette étude. Ainsi, tous les réseaux neuronaux étudiés dans (Lennox et al., 2001) contiennent un lien direct entre les noeuds d'entrée et de sortie afin de pouvoir représenter également des effets linéaires. Les données doivent être suffisamment excitantes pour en déduire les relations entrée-sortie. Des données obtenues en boucle fermée peuvent être source de problèmes lors de l'établissement d'un modèle devant être utilisé pour la commande. L'entraînement d'un réseau neuronal résulte en un problème d'optimisation non linéaire afin de déterminer les poids minimisant un critère d'erreur de prédiction. Différents algorithmes sont utilisés (backpropagation, Levenberg-Marquardt plus performant). La quantité de données à utiliser pour l'entraînement peut être considérable. Il peut être important de filtrer les données et d'enlever des données aberrantes que de définir précisément la structure du réseau qui a relativement

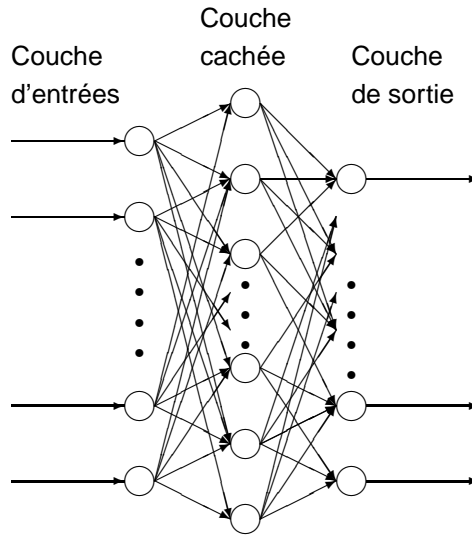


Figure 3.6: Topologie d'un réseau de neurones

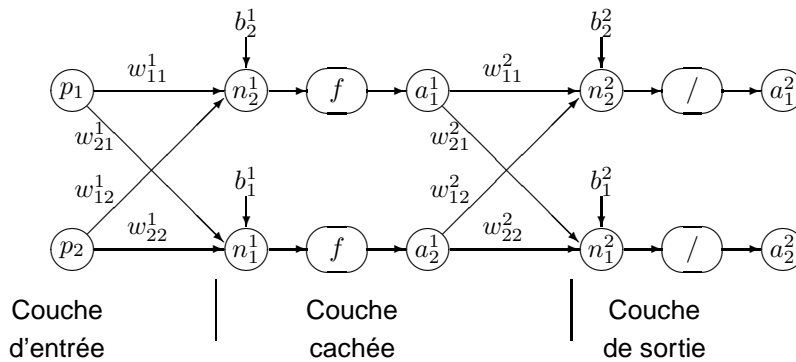
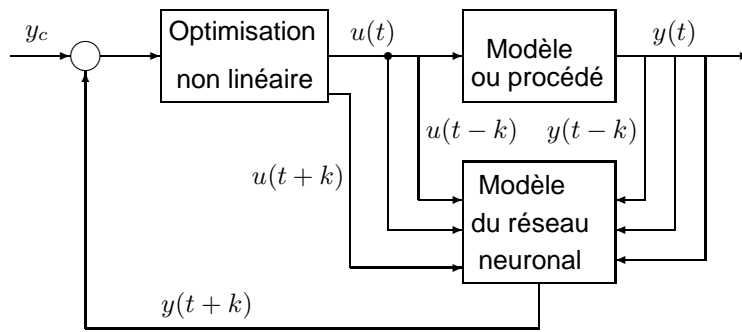


Figure 3.7: Description d'un perceptron à une seule couche cachée

peu d'importance. Bien qu'il soit théoriquement possible d'estimer les retards présents, Il est recommandé d'identifier les retards au préalable et de translater ensuite les données. Un des problèmes des réseaux neuronaux est qu'à cause de leur précision, ils peuvent aussi identifier des phénomènes non désirés comme le bruit et les erreurs de mesure. Pour éviter cela, la validation basée sur un ensemble de données différent est indispensable pour éviter des problèmes de sur-ajustement. Le modèle neuronal peut être linéarisé à chaque période d'échantillonnage pour être appliqué dans un algorithme de commande prédictive (MPC) conventionnel même dans un cas de période d'échantillonnage très faible (0,01s). En surveillance des procédés, l'avantage du réseau neuronal est sa possibilité de rendre compte d'effets non linéaires contrairement à un filtre linéaire comme Kalman alors que la détection de fautes se fait par l'analyse des résidus (carrés des différences entre prédictions du modèle et mesures). Le modèle peut aussi servir à l'optimisation du procédé.

Malgré un certain nombre de difficultés, il apparaît que les réseaux neuronaux sont capables d'améliorer la surveillance et la commande des procédés. Toutefois, le niveau d'amélioration est spécifique de l'application et leur usage n'est pas justifié dans nombre d'applications. Un désavantage est le manque de transparence du modèle (non signification des poids). Le gain lié à l'utilisation des réseaux neuronaux par rapport à des modèles linéaires est estimé à environ 10-20% par (Lennox et al., 2001). L'étude précitée insiste également sur la connaissance nécessaire des variables d'entrée et de sortie.

Il est utile de remarquer que certains articles (Hussain, 1999) ne décrivent en aucune manière les difficultés éventuelles liées à l'usage des réseaux neuronaux si bien que le lecteur non averti risque d'essayer de sérieuses désillusions. En cela, les recommandations de (Lennox et al., 2001) sont particulièrement importantes. De plus, les applications décrites par (Hussain, 1999) ne sont pas nécessairement industrielles en général contrairement à (Lennox et al., 2001). Les réseaux neuronaux peuvent



**Figure 3.8:** Commande prédictive par réseau de neurones d'après (Hussain, 1999)

fournir un modèle non linéaire utilisable en commande prédictive (Figure 3.8) où un critère de la forme

$$J = \sum_{k=1}^{H_p} [y(t+k) - y_c(t+k)]^2 + \sum_{k=1}^{H_c} \lambda_k \delta u(t+k)^2 \quad (3.64)$$

où  $H_p$  est l'horizon de prédiction et  $H_c$  l'horizon de commande. Notons que l'optimisation est non linéaire puisque le modèle neuronal est non linéaire. Pratiquement toutes les techniques de commande ont ainsi trouvé des modifications pour prendre en compte les modèles de réseau neuronal comme représentation du système.

(Lin et al., 1995) ont traité particulièrement le problème des retards et ont intégré la détermination des retards dans la stratégie du réseau neuronal. Ils ont dû utiliser un réseau neuronal adaptatif pour s'affranchir du problème des retards fixes.

(Milanic et al., 1997) se sont intéressés au problème des systèmes variables dans le temps, dans le cadre d'une étude d'un procédé discontinu et fluctuant de fabrication de  $TiO_2$  par hydrolyse. Ils ont utilisé un réseau à activation aléatoire des poids.

(Becerikli et al., 2003) réalisent un problème de commande optimale en utilisant des réseaux neuronaux dynamiques. Le problème de commande optimale est considéré comme une optimisation non linéaire avec des contraintes d'égalité dynamiques. Le réseau neuronal dynamique est considéré comme un système générant de trajectoire de commande, possédant des capacités d'apprentissage, de généralisation et d'encapsulation. Les trajectoires de commande sont utilisées dans un mode feedforward et encapsulées dans le réseau. Les gains de rétroaction variables dans le temps sont générés le long des trajectoires comme des sous-produits. Les auteurs ont accordé un intérêt particulier au calcul des gradients (par analyse de sensibilité des variables adjointes) qui requiert beaucoup plus de calculs en général dans les réseaux dynamiques que dans les réseaux algébriques feedforward.

### 3.5.3 Logique floue et commande floue

#### Introduction

La logique floue trouve son origine dans les travaux de (Zadeh, 1965, 1968, 1973, 1975a,b,c) sur les ensembles flous (Zimmermann, 1991). La commande floue a été initialement introduite comme une méthode de conception de commande indépendante d'un modèle et basée sur la représentation de la connaissance et du processus de raisonnement d'un opérateur humain (Sala et al., 2005). Selon (Verbruggen and Bruijn, 1997), la commande floue est bien adaptée lorsque le système à commander est seulement partiellement connu, difficile à décrire par un modèle classique, lorsque peu de mesures sont disponibles ou que le système est fortement non linéaire. En fait, un inconvénient de l'approche initiale libre de modèle est l'absence d'analyse de stabilité et de robustesse, si bien que plus récemment, la commande floue s'est basée sur un modèle et une identification à partir des données du procédé, et selon (Sala et al., 2005), au moins du point de vue de la recherche, la commande floue basée sur le modèle semble prendre le dessus sur la commande floue basée sur la connaissance. Un avantage des approches floues par rapport aux approches boîte noire (type réseaux neuronaux) est leur transparence et leur interprétabilité. A noter qu'un modèle flou peut être utilisé dans une commande prédictive basée sur le modèle (MPC).

## Identification floue

En identification, un système flou approxime un modèle dynamique non linéaire de régression:

$$\hat{y}(k+1) = f(x(k)) \quad (3.65)$$

où le vecteur de régression  $x(k)$  contient un ensemble d'entrées passées  $u$  et de sorties passées  $y$ . Ainsi le modèle NARX (ARX non linéaire) (Babuska and Verbruggen, 1996) est de la forme:

$$\hat{y}(k+1) = f(y(k), \dots, y(k-n+1), u(k), \dots, u(k-m+1)) \quad (3.66)$$

et peut représenter facilement des systèmes à plusieurs entrées et une sortie (MISO). Un système à plusieurs sorties (MIMO) sera obtenu par couplage de plusieurs MISO. Le modèle de Takagi-Sugeno souvent cité en modélisation floue est de la forme:

$$\text{Si } z(k) \text{ est } F_i \text{ alors } y(k+1) = \theta_i^T w(k) \quad (3.67)$$

où  $z$  et  $w$  sont les variables d'effet et de conséquence. Deux ensembles de paramètres caractérisent le modèle, les paramètres de conséquence  $\theta$  et les paramètres définissant les fonctions d'appartenance pour les ensembles flous  $F_i$ . Dans ces conditions, l'estimation (des paramètres  $\alpha_i, \theta_i$ ) est un problème d'optimisation non linéaire du critère:

$$\min \sum_{k=1}^n \left( y_k - \sum_{i=1}^r h_i(z_k, \alpha_i) \theta_i^T w_k \right)^2 \quad (3.68)$$

où  $h_i(z)$  représente le degré de satisfaction de la  $i^{\text{ème}}$  règle. Les méthodes d'optimisation pour résoudre ce problème sont soit de type quasi-global (algorithmes génétiques, méthodes d'apprentissage neuro-floues, classification floue), soit basées sur le fait que (3.68) est linéaire par rapport à  $\theta$  et non linéaire par rapport à  $\alpha$ .

## Commande floue

Un contrôleur flou est en général constitué d'une interface de fuzzification, d'une base de connaissance qui comprend une base de données et une base de règles, une unité logique de prise de décision, et une interface de defuzzification (Babuska and Verbruggen, 1996; Li and Priemer, 1999; Yager, 1999). La partie importante est constituée par les règles de commande et le mécanisme d'inférence, cet ensemble peut être considéré comme un système-expert qui produit la sortie  $S$  qui est un sous-ensemble flou dans l'espace des sorties possibles du régulateur. De manière générale, une règle de commande s'écrit:

$$\text{Si } \langle \text{Condition} \rangle \text{ Alors } \langle \text{Action} \rangle \quad (3.69)$$

Parmi les applications de commande floue, citons des fours de cimenterie (Gadeberg and Holmblad, 1997; Holmblad and Ostergaard, 1982; Morant et al., 1992; Rosa and Muller, 1990).

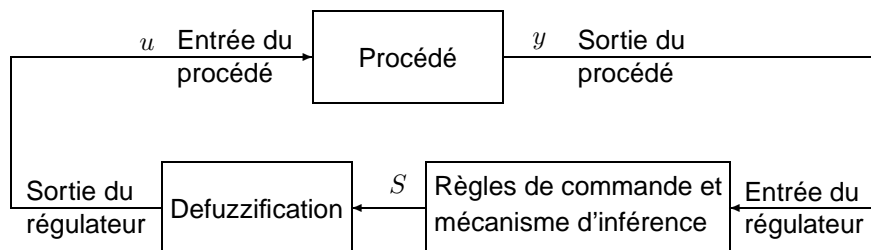
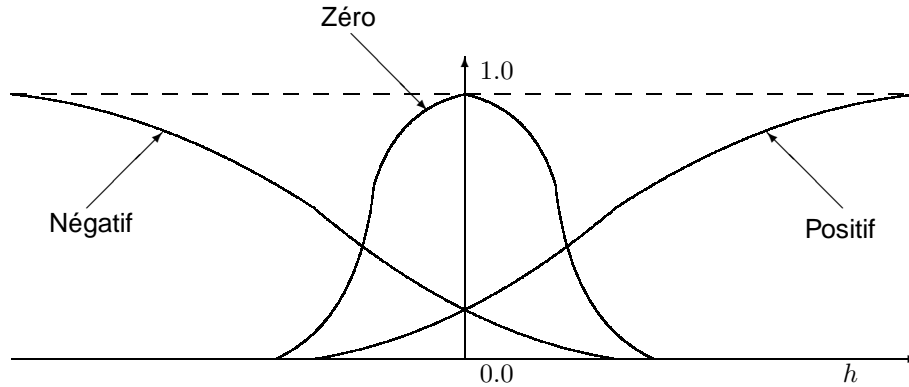


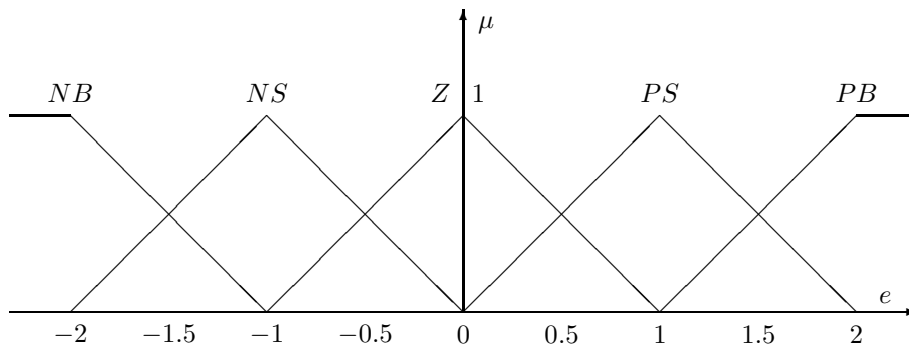
Figure 3.9: Régulateur flou d'après (Yager, 1999)

Dans un problème de commande (Li and Priemer, 1999), on considère les sorties  $y(t)$ , les sorties désirées ou consignes  $r(t)$ , les entrées  $u(t)$ . Le vecteur des erreurs est  $e(t) = r(t) - y(t)$ . On peut utiliser également la dérivée de  $e$  et l'intégrale de  $e$ .  $M$  variables  $h_i$  sont ainsi sélectionnées. A chaque variable  $h_i$  ( $i = 1, \dots, M$ ) est associée une variable linguistique  $x_i$ . Chaque univers du discours de chaque

variable linguistique est partitionné en plusieurs régions qui se superposent les unes les autres (Figure 3.10). Chaque partition a un label (Verbruggen and Bruijn, 1997) qu'on appelle terme (ou valeur) linguistique (comme "très grand", "grand", "petit", "très petit"). les  $M$  univers linguistiques ont  $M$  ensembles correspondants  $T_i$  qui possèdent chacun une collection de valeurs linguistiques. Le nombre de règles floues est égal au produit des cardinalités (nombre de valeurs linguistiques) de tous les ensembles  $T_i$  (si  $M = 3$ , si  $T_1$  a 4 valeurs linguistiques, sa cardinalité est 4, supposons que la cardinalité de  $T_2$  soit 6 et celle de  $T_3$  soit 2, cela fait un total de 48 règles floues).



**Figure 3.10:** Exemple d'ensemble de termes linguistiques avec des fonctions d'appartenance d'après (Li and Priemer, 1999)



**Figure 3.11:** Exemple de fonctions d'appartenance d'après (Soyguder et al., 2009)

A chaque valeur linguistique correspond une fonction d'appartenance (Valenzuela-Rendon, 1998), par exemple en cloche ou tangente hyperbolique modifiée (Figure 3.10).

Une exemple type de fonctions d'appartenance est représenté dans la Figure 3.11 avec les notations: NB (Negative Big), NS (Negative Small), Z (Zero), PS (Positive Small), PB (Positive Big) (Soyguder et al., 2009).  $e$  est ici l'erreur, ce pourrait être aussi bien une autre variable telle que la dérivée de l'erreur. Ensuite, il est possible de faire une base de règles à partir de ces informations.

Les règles de commande utilisent la méthode de (Takagi and Sugeno, 1985). Une règle de commande  $i$  s'écrit:

$$\begin{aligned} \text{SI } \{x_1 \text{ est } s_1^i(h_1(t)) \text{ et } x_2 \text{ est } s_2^i(h_2(t)) \text{ et } \dots \text{ et } x_M \text{ est } s_M^i(h_M(t))\} \\ \text{ALORS } \sigma_k^i(t) = a_{k,0}^i + a_{k,1}^i h_1(t) + \dots + a_{k,M}^i h_M(t) \end{aligned} \quad (3.70)$$

où  $s_j^i(h_j(t))$  est l'ensemble flou pour la  $j^{\text{ème}}$  variable d'entrée linguistique et la  $j^{\text{ème}}$  valeur précise à l'instant  $t$  dans la règle de commande. Les coefficients  $a_{k,j}^i$  sont mis initialement à zéro. Après apprentissage réussi, ils prendront des valeurs appropriées. L'action de commande correspond à la  $k^{\text{ème}}$  entrée dans la  $i^{\text{ème}}$  règle.

L'équation (3.70) peut s'écrire sous forme condensée:

$$\text{SI } \{X \text{ est } S^i(H(t))\} \quad \text{ALORS } \Sigma^i(t) = A^i(t)H_a(t) \quad (3.71)$$



En posant  $\mu^i(H(t))$  l'ensemble des degrés d'appartenance  $\mu_j^i(h_j(t))$  pour les variables linguistiques d'indice  $j$  d'entrée dans la  $i^{\text{ème}}$  règle de commande floue, la force de déclenchement ("firing strength")  $\beta^i(t)$  de la  $i^{\text{ème}}$  règle est

$$\beta^i(t) = \bigwedge (\mu^i(H(t))) \quad (3.72)$$

qui représente l'opération "et-floue" sur tous les éléments  $\mu^i(H(t))$ .

Les sorties des inférences floues  $z_k(t)$  sont obtenues en combinant toutes les actions des règles déclenchées individuellement:

$$z_k(t) = \frac{\sum_{i=1}^K (\beta^i(t) (a_{k,0}^i + \sum_{j=1}^K a_{k,j}^i h_j(t)))}{\sum_{i=1}^K \beta^i(t)} \quad (3.73)$$

En absence de saturations sur les entrées, le vecteur d'action d'inférence floue  $Z(t)$  est le même que le vecteur des entrées  $U(t)$ .

(Li and Priemer, 1999) décrit le mode d'auto-apprentissage de la logique floue qui permet d'obtenir les paramètres  $\beta^i(t)$  et  $a_{k,j}^i$ , fournissent un algorithme d'optimisation aléatoire d'apprentissage. Ils montrent deux exemples d'applications à des systèmes multi-entrées multi-sorties (en fait très simples, de type  $2 \times 2$ ).

(Sala et al., 2005) présente le problème de commande floue sous une forme beaucoup plus proche de la commande classique. D'abord, le modèle continu de Takagi-Sugeno est présenté: dans l'espace d'état:

$$\begin{aligned} \dot{\mathbf{x}}(t) &= \sum_{i=1}^r h_i(\mathbf{z}(t)) [\mathbf{A}_i \mathbf{x}(t) + \mathbf{B}_i \mathbf{u}(t)] \\ \mathbf{y}(t) &= \sum_{i=1}^r h_i(\mathbf{z}(t)) \mathbf{C}_i \mathbf{x}(t) \end{aligned} \quad (3.74)$$

où comme dans (3.67),  $h_i(\mathbf{z}(t))$  est le degré de satisfaction des règles avec la propriété:

$$\sum_{i=1}^r h_i(\mathbf{z}(t)) = 1 \quad (3.75)$$

La loi de commande floue dans l'espace d'état est alors:

$$\mathbf{u}(t) = - \sum_{i=1}^r h_i(\mathbf{z}(t)) \mathbf{F}_i \mathbf{x}(t) \quad (3.76)$$

Le problème de commande est alors de trouver les conditions les moins conservatives pour que:

$$\sum_{i=1}^r \sum_{j=1}^r h_i(\mathbf{z}(t)) h_j(\mathbf{z}(t)) \gamma_{ij} \leq 0 \quad (3.77)$$

lié à la fonction de Lyapunov ( $P$  matrice semi-définie positive):

$$V(\mathbf{x}) = \mathbf{x}^T(t) P \mathbf{x}(t) \quad (3.78)$$

dont la dérivée le long des trajectoires de (3.74) en boucle fermée avec la loi de commande (3.76) fournit:

$$\gamma_{ij} = (\mathbf{A}_i - \mathbf{B}_i \mathbf{F}_j)^T P + P (\mathbf{A}_i - \mathbf{B}_i \mathbf{F}_j) \quad (3.79)$$

De ce fait, on aboutit à un système d'inégalités matricielles linéaires.

Les régulateurs par logique floue sont assez fréquemment utilisés dans un cadre différent, par exemple dans un environnement de réseaux neuronaux (Yager, 1999). (Yager, 1999) a développé des modules d'appartenance neuronaux pour chacune des valeurs linguistiques apparaissant dans les règles (Figure 3.9) déduit de:

$$[a, b] = \{z | S(z) \geq \alpha\} \quad (3.80)$$

où  $[a, b]$  est le domaine de sortie de la règle, sous-ensemble de domaine balayé par  $u$ ,  $\alpha$  est le niveau de déclenchement de l'antécédent de la règle. En fait, cela fonctionnera comme un module inverse où,

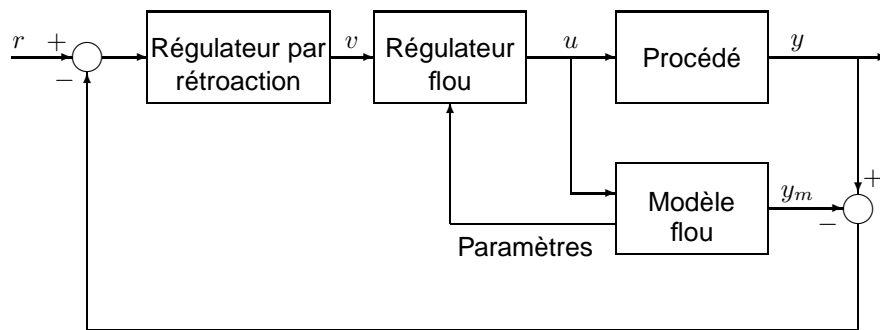
connaissant  $[a, b]$ , on en déduit  $S$ . De même, il a développé des modules neuronaux de règles de la forme:

$$\text{Si } y_1 \text{ est } A_1 \text{ et } y_2 \text{ est } A_2 \dots \text{ et } y_n \text{ est } A_n \text{ alors } u \text{ est } S \quad (3.81)$$

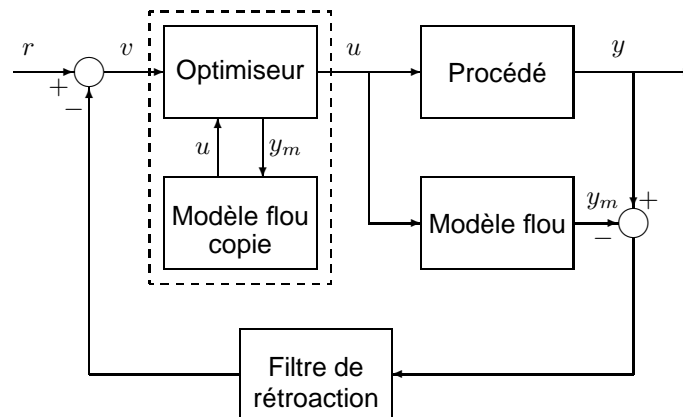
$A_1, A_2, \dots, A_n$  et  $S$  sont des valeurs linguistiques. L'intérêt du réseau neuronal est sa capacité d'apprentissage, en particulier les fonctions d'appartenance. Par contre, un inconvénient des réseaux neuronaux est la longue durée d'apprentissage des poids du réseau. Pour éviter ces difficultés, chaque réseau neuronal a eu un rôle limité non généraliste.

(Babuska and Verbruggen, 1996) cite deux schémas de commande pouvant utiliser des modèles flous:

- le schéma de commande par modèle interne (Figure 3.12) qui reprend le principe de la commande par modèle interne (Morari and Zafiriou, 1989) avec en plus une rétroaction pour améliorer la robustesse,
- le schéma de commande prédictive (Figure 3.13) dans lequel la commande prédictive MPC utilise pour modèle le modèle flou.



**Figure 3.12:** Régulateur flou selon la commande par modèle interne d'après (Babuska and Verbruggen, 1996)



**Figure 3.13:** Régulateur flou selon une commande prédictive d'après (Babuska and Verbruggen, 1996)

## Références

- K.E. Arzen. AI in the feedback loop: a survey of alternatives approaches. *A. Rev. Control*, 20:71–82, 1996.
- R. Babuska and H. B. Verbruggen. An overview of fuzzy modeling for control. *Cont. Eng. Pract.*, 4(11): 1593–1606, 1996.
- Y. Becerikli, A.F. Konar, and T. Samad. Intelligent optimal control with dynamic neural networks. *Neural Networks*, 16:251–259, 2003.

- V.H. Benitez, E.N. Sanchez, and A.G. Loukianov. Decentralized adaptive recurrent neural control structure. *Engineering Applications of Artificial Intelligence*, 20:1125–1132, 2007.
- R. R. Bitmead, M. Gevers, and V. Wertz. *Adaptive Optimal Control, The Thinking Man's GPC*. Prentice Hall, New York, 1990.
- Z.X. Cai, Y.N. Wang, and J.F. Cai. A real-time expert control system. *Artificial intelligence in engineering*, 10:317–322, 1996.
- E.F. Camacho and C. Bordons. *Model Predictive Control in the Process Industry*. Springer-Verlag, Berlin, 1995.
- S. Chen, S.A. Bilings, and P.M. Grant. Non-linear system identification using neural networks. *Int. J. Control*, 51(6):1191–1214, 1990.
- D.W. Clarke. *Advances in Model-Based Predictive Control*. Oxford University Press, Oxford, 1994.
- J.P. Corriou. *Commande des Procédés*. Lavoisier, Tec. & Doc., Paris, 2nde edition, 2003.
- J.P. Corriou. *Process Control - Theory and applications*. Springer Verlag, London, 2004.
- J.P. Corriou. Introduction aux capteurs logiciels. *Spectra Analyse*, 180(oct-nov):29–32, 1994.
- C.R. Cutler and B.L. Ramaker. Dynamic matrix control - a computer control algorithm. In *AIChE Annual Meeting*, Houston, Texas, 1979.
- I. Ertugrul and N. Karakasoglu. Performance evaluation of Turkish cement firms with fuzzy analytic hierarchy process and TOPSIS method. *Expert systems with Applications*, 36:702–715, 2009.
- J.B. Froisy. Model predictive control: past, present and future. *ISA Transactions*, 33:235–243, 1994.
- K. Gadeberg and L.B. Holmblad. Automatic kiln start-up by fuzzy control. *World cement*, 7-8:229–232, 1997.
- M.S. Grewal and A.P. Andrews. *Kalman Filtering: Theory and Practice*. Prentice Hall, Englewood Cliffs, NJ, 1993.
- L.P. Holmblad and J.J. Ostergaard. Control of a cement kiln by fuzzy logic. In M.M. Gupta and E. Sanchez, editors, *Fuzzy information and decision processes*, pages 389–399. North-Holland, New-York, 1982.
- K.J. Hunt, D. Sbarbaro, R. Zbikowski, and P.J. Gawthrop. Neural networks for control systems - a survey. *Automatica*, 28(6):1083–1112, 1992.
- M.A. Hussain. Review of the applications of neural networks in chemical process control - simulation and online implementation. *Artificial Intelligence in Engineering*, 13:55–68, 1999.
- B. Lennox, G.A. Montague, A.M. Frith, C. Gent, and V. Bevan. Industrial application of neural networks - an investigation. *J. Proc. Cont.*, 11:497–507, 2001.
- C. Li and R. Priemer. Fuzzy control of unknown multiple-input-multiple-output plants. *Fuzzy sets and systems*, 104:245–267, 1999.
- S.H. Liao. Expert system methodologies and applications - a decade review from 1995 to 2004. *Expert systems and applications*, 28:93–103, 2005.
- D.T. Lin, J.E. Dayhoff, and P.A. Ligomenides. Trajectory production with the adaptive time-delay neural network. *Neural Networks*, 8(3):447–461, 1995.
- D.A. Linkens and M. Chen. Expert control systems - i. concepts, characteristics and issues. *Engng. Applic. Artif. Intell.*, 8(4):413–421, 1995a.
- D.A. Linkens and M. Chen. Expert control systems - 2. design principles and methods. *Engng. Applic. Artif. Intell.*, 8(5):527–537, 1995b.

- L. Ljung. *System Identification. Theory for the User*. Prentice Hall, Englewood Cliffs, 1987.
- L. Ljung and T. Söderström. *Theory and Practice of Recursive Identification*. MIT Press, Cambridge, Massachusetts, 1986.
- S. Milanic, D. Sel, N. Hvala, S. Strmcnik, and R. Karba. Applying artificial neural network models to control a time variant chemical plant. *Comp. Chem. Engng.*, 21:637–642, 1997.
- F. Morant, P. Albertos, M. Martinez, A. Crespo, and J.L Navarro. RIGAS: an intelligent controller for cement kiln control. In *IFAC Symp Artificial Intelligence in Real Time Control*. Elsevier, Amsterdam, 1992.
- M. Morari and E. Zafiriou. *Robust Process Control*. Prentice Hall, 1989.
- S.J. Qin and T.A. Badgwell. An overview of industrial model control technology. In *Chemical Process Control - CPC V*, pages 232–255, Tahoe, California, 1996.
- J. Richalet, A. Rault, J.L. Testud, and J. Papon. Model predictive heuristic control: Applications to industrial processes. *Automatica*, 14:413–428, 1978.
- J. Rosa and H. Muller. Recent experience with the fuzzy control system for rotary cement kilns. *ZKG*, 11:29–37, 1990.
- A. Sala, T.M. Guerra, and R. Babuska. Perspectives of fuzzy systems and control. *Fuzzy sets and systems*, 156:432–444, 2005.
- J.M. Martin Sanchez and J. Rodellar. *Adaptive Predictive Control*. Prentice Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, 1996.
- T. Söderström and P. Stoica. *System Identification*. Prentice Hall, New York, 1989.
- R. Soeterboek. *Predictive Control - A Unified Approach*. Prentice Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, 1992.
- S. Soyguder, M. Karakose, and H. Alli. Design and simulation of self-tuning PID-type fuzzy adaptive control for and expert HVAC system. *Expert systems with applications*, 36:4566–4573, 2009.
- T. Takagi and M. Sugeno. Fuzzy identification of systems and its application to modeling and control. *IEEE Trans. Systems Man Cybernet.*, 15(1):116–132, 1985.
- J.F. Unger and C. Könke. Coupling of scales in a multiscale simulation using neural networks. *Computers and structures*, 86:1994–2003, 2008.
- M. Valenzuela-Rendon. Reinforcement learning in the fuzzy classifier system. *Expert systems with applications*, 14:237–247, 1998.
- P. Van Overschee and B. De Moor. N4sid: subspace algorithms for the identification of combined deterministic-stochastic systems. *Automatica*, 30(1):75–93, 1994.
- H.B. Verbruggen and P.M. Bruijn. Fuzzy control and conventional control: What is (and can be) the real contribution of Fuzzy Systems? *Fuzzy sets and systems*, 90:151–160, 1997.
- M.J. Willis, G.A. Montague, C. Di Massimo, M.T. Tham, and A.J. Morris. Artificial neural networks in process estimation and control. *Automatica*, 28(6):1181–1187, 1992.
- D.I. Wilson, M. Agarwal, and D.W. T. Rippin. Experiences implementing the extended Kalman filter on an industrial batch reactor. *Comp. Chem. Engng.*, 22(11):1653–1672, 1998.
- R.R. Yager. Implementing fuzzy logic controllers using a neural network framework. *Fuzzy sets and systems*, 100(133–144), 1999.
- L.A. Zadeh. Fuzzy sets. *Information and Control*, 8:338–353, 1965.
- L.A. Zadeh. Fuzzy algorithms. *Information and Control*, 12:94–102, 1968.

- L.A. Zadeh. Outline of a new approach to the analysis of complex systems and decision processes. *IEEE Trans. Systems Man Cybernet.*, 1:28–44, 1973.
- L.A. Zadeh. The concept of a linguistic variable and its application to approximate reasoning I. *Inform. Sci.*, 8:199–249, 1975a.
- L.A. Zadeh. The concept of a linguistic variable and its application to approximate reasoning II. *Inform. Sci.*, 8:301–357, 1975b.
- L.A. Zadeh. The concept of a linguistic variable and its application to approximate reasoning III. *Inform. Sci.*, 9:43–80, 1975c.
- Y. Zhu and T. Backx. *Identification of Multivariable Industrial Processes*. Springer-Verlag, London, 1993.
- H.J. Zimmermann. *Fuzzy set theory - and its applications*. Kluwer, Boston, 2nd edition, 1991.



## Chapitre 4

# Identification et commande d'incinérateurs, de fours cimentiers et verriers

Dans la littérature, on trouve peu d'articles ou de thèses consacrés à la commande des incinérateurs (Jorgensen and Madsen, 2000; Krause et al., 1994; Onto et al., 1989). On en trouve encore moins consacrés à l'identification des incinérateurs. (El Asri and Baxter, 2004) dresse un état de l'art concernant la commande des incinérateurs d'ordures ménagères. Cela servira d'introduction, mais nous en montrerons aussi les limites. Un premier point souligné par les auteurs est lié à la confidentialité imposée par les constructeurs et beaucoup d'opérateurs. Leur étude compte quatre problèmes principaux: la stratégie de commande, les systèmes de commande, les dispositifs de mesure et de surveillance, la corrélation entre la réglementation imposant un temps de séjour des fumées à plus de 850°C supérieur à 2s et la commande. On peut considérer qu'au moins les trois premiers items constituent effectivement une base d'observation et travailler de cette manière.

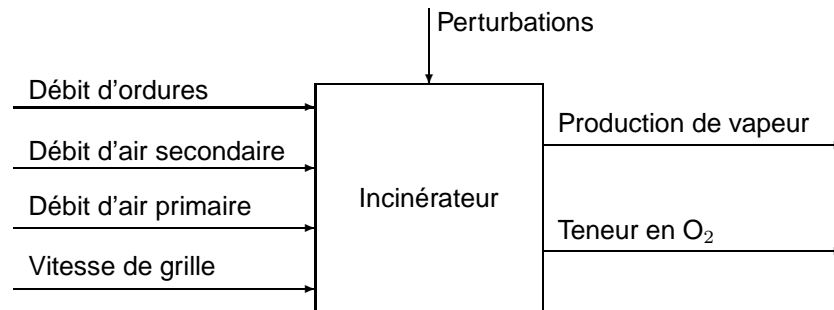
Afin d'élargir l'étude, d'autres procédés ayant des traits communs avec les fours d'incinération ont été étudiés du point de vue identification et commande. Ce sont les procédés verriers et les fours de cimenterie en particulier. Ils sont traités dans une seconde partie qui traite principalement d'applications de l'intelligence artificielle dans ces domaines.

### 4.1 Identification des incinérateurs

Le peu de références (Huselstein, 2003; Leskens et al., 2002) concernant l'identification des incinérateurs s'explique par plusieurs raisons. L'identification est un préalable nécessaire à la très grande majorité des méthodes de commande, si bien que l'identification d'un procédé peut se trouver incluse dans un travail traitant de la commande de ce procédé. D'autre part, s'il s'agit d'un procédé simple entrée-simple sortie (monovariante ou SISO), le modèle de fonction de transfert de ce procédé est rarement cité, car considéré comme simplissime. Enfin, les incinérateurs sont certainement difficiles à identifier, à cause de la charge difficile à caractériser. Toutefois, il est clair que des modèles complexes comme ceux alliant un modèle issu de la mécanique des fluides et un modèle plus classique de bilans de transfert thermique et de réaction chimique pourraient être utilisés pour obtenir un modèle réduit linéaire ou non linéaire destiné à la commande. Dans ce cas, il ne s'agirait plus d'une identification sur le terrain, mais d'une identification à base de modèle.

(Leskens et al., 2002) effectue une identification d'un incinérateur d'ordures ménagères en choisissant comme variables manipulées le débit de déchets, la vitesse de la grille, les débits d'air primaire et secondaire et comme variables de sortie la production de vapeur et la teneur en O<sub>2</sub> dans le gaz de cheminée (Figure 4.1). (Leskens et al., 2002) décrit la stratégie d'identification, à savoir l'estimation des fonctions de transfert discrètes par une procédure ARX dans un cadre multivariable. Il remarque également que l'identification doit se faire en boucle fermée (Van Den Hof and Schrama, 1993, 1995) car, pour des raisons de respect de valeurs limites d'émission (VLE), il n'est pas possible de débrancher les automatismes. Par contre, il est possible de rajouter aux entrées une excitation de faible amplitude

pour permettre l'identification. Il est également important de tenir compte des corrélations entre les entrées et les sorties. Il utilise la méthode d'identification recommandée par (Zhu and Backx, 1993) qui consiste à identifier les fonctions de transfert dans le cadre MIMO avec un ordre des polynômes élevé puis à réduire chacune des fonctions de transfert dans un cadre SISO par une technique de réduction de modèle afin d'adoucir les estimations pour la commande. Il corrige les gains statiques des fonctions de transfert en se servant d'un modèle basé sur les équations de bilan. Il fournit des comparaisons entre les mesures et les résultats issus de l'identification, toutefois il ne fournit aucune valeur chiffrée des fonctions de transfert. Il estime que la contribution des perturbations pour les variables d'entrée est de 30% pour la vitesse de la grille, 20% pour le débit d'air primaire et 3% pour le débit d'air secondaire, donc leur influence est considérable. La contribution des perturbations pour les variables de sortie est de 33% pour la production de vapeur et 49% pour la concentration en  $O_2$ .



**Figure 4.1:** Configuration choisie par (Leskens et al., 2002) pour l'identification de l'incinérateur

Le principal document consacré à l'identification des incinérateurs est la thèse de (Huselstein, 2003) qui fait suite à de nombreux travaux contractuels menés sur la commande d'un four de la RIMMA (Vom-scheid et al., 1990), de l'incinérateur de Carrières/Seine, four Itisa-Volund (Sibille et al., 1994a,b,c, 1995), de l'incinérateur de Benesse-Maremme, four Alberti Fonsar (Sibille et al., 2000), de l'incinérateur de Ludres (Dahech, 1998), par le Centre de Recherche en Automatique de Nancy (CRAN). L'objectif de la thèse de (Huselstein, 2003) est la réduction des émissions de  $NO_x$  basé sur une identification expérimentale sur l'unité d'incinération de Chaumont (four à grille Martin, chaudière de 23MW). Notons que l'identification proposée est basée sur des modèles à temps continu obtenus à partir de mesures discrètes (échantillonnage du signal) alors que le plus souvent ce sont des modèles discrets qui sont identifiés. Un important avantage des modèles identifiés à temps continu est la signification physique des paramètres du modèle et une plus grande indépendance par rapport à la période d'échantillonnage.

(Sibille et al., 1994c) montre une amélioration nette de la commande de la température du foyer pour un incinérateur d'ordures ménagères tout en soulignant que le procédé n'a pu être identifié par manque d'une ou plusieurs entrées pour l'identification.

Comme un objectif majeur est la réduction des émissions de  $NO_x$ , (Huselstein, 2003) remarque que l'excès d'air est le facteur principal de formation des oxydes d'azote. D'après un modèle dynamique de (Van Kessel and Brem, 1995), (Huselstein, 2003) déduit les résultats du tableau 4.1. En fait, le modèle cité est assez ancien et ceci demanderait à être confirmé par d'autres modèles plus récents.

Entrée	Sortie			
	$F_{vapeur}$	$T_{four}$	$C_{O_2}$	Temps de réponse (à 99%)
$F_{OM} \nearrow 10\%$	$\nearrow 12\%$	$\nearrow 9\%$	$\searrow 12\%$	1800s
$F_{air,primaire} \nearrow 10\%$	$\searrow 0,6\%$	$\searrow 5,7\%$	$\nearrow 9\%$	900s
$F_{air,secondaire} \nearrow 10\%$	$\searrow 12\%$	$\searrow 9\%$	$\nearrow 12\%$	qq s

**Tableau 4.1:** Tendances d'un incinérateur d'après un modèle dynamique simple utilisé par (Huselstein, 2003).

En étudiant différents résultats expérimentaux, (Huselstein, 2003) en a déduit le tableau qualitatif 4.2.

Il en a déduit également la matrice de fonctions de transfert suivante qui relie les transformées de



Entrée	Sortie				
	$F_{vapeur}$	$T_{fumées}$	$C_{O_2}$	$C_{NO_{x,c}}$	$C_{CO_c}$
$F_{OM} \nearrow$	$\nearrow$	$\nearrow$	$\searrow$	$\searrow$	$\nearrow$
$F_{air,primaire} \nearrow$	$\searrow$	$\searrow$	$\nearrow$	$\nearrow$	$\searrow$
$F_{air,secondaire} \nearrow$	$\searrow$	$\searrow$	$\nearrow$	$\nearrow$	$\searrow$
$PCI \nearrow$	$\nearrow$	$\nearrow$	$\searrow$	$\searrow$	$\nearrow$
$h_{OM} \nearrow$	$\searrow$	$\searrow$		$\nearrow$	$\nearrow$
$C_N \nearrow$				$\nearrow$	

**Tableau 4.2:** Tendances qualitatives d'un incinérateur d'après (Huselstein, 2003).

Laplace des entrées aux transformées de Laplace des sorties:

$$\begin{bmatrix} \bar{F}_{vapeur}(s) \\ \bar{T}_{chau}(s) \\ \bar{C}_{O_2}(s) \\ \bar{C}_{NO_{x,c}}(s) \\ \bar{C}_{CO_c}(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{1,2}{(1+2160s)(1+T_3s)} & \frac{-0,06(1-T_1s)}{(1+1080s)(1+T_3s)} & \frac{-0,12}{(1+T_2s)(1+T_3s)} \\ 0,9 & \frac{-0,57(1-T_1s)}{1+1080s} & \frac{-0,33}{1+T_2s} \\ \frac{1+2160s}{1+2160s} & \frac{0,9(1-T_1s)}{1+1080s} & \frac{0,3}{1+T_2s} \\ \frac{-k_{41} \exp(-\tau s)}{1+2160s} & \frac{k_{42}(1-T_1s) \exp(-\tau s)}{1+1080s} & \frac{k_{43} \exp(-\tau s)}{1+T_2s} \\ \frac{\pm k_{51} \exp(-\tau s)}{1+2160s} & \frac{\mp k_{52}(1-T_1s) \exp(-\tau s)}{1+1080s} & \frac{\mp k_{53} \exp(-\tau s)}{1+T_2s} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \bar{F}_{OM}(s) \\ \bar{F}_{air\ primaire}(s) \\ \bar{F}_{air\ secondaire}(s) \end{bmatrix} \quad (4.1)$$

Les valeurs numériques doivent être considérées comme indicatives.  $T_1, T_2$  sont des constantes de temps faibles par rapport à 1080s.  $T_3$  est une constante de temps inférieure à 1080s. Le retard pur  $\tau$  dépend entre autres du système de traitement des fumées. Le signe devant les constantes  $k_{5i}$  est incertain.  $C_{NO_{x,c}}$  et  $C_{CO_c}$  sont respectivement les sorties corrigées en  $NO_x$  et CO. Les gains de la matrice (4.1) sont donnés en valeur relative:

$$K = \frac{\frac{\Delta y^\infty}{y^s}}{\frac{\Delta u^\infty}{u^s}} \quad (4.2)$$

où l'exposant  $s$  indique l'état stationnaire et  $\infty$  indique la variation asymptotique.

Finalement, l'identification à partir des mesures effectuées sur l'incinérateur de Chaumont a fourni les valeurs suivantes pour la matrice (4.1):  $T_1 \approx 0$ ,  $T_2 \approx 0$ ,  $T_3 = 144s$ ,  $k_{41} \approx 0$ ,  $k_{42} \approx 0$ ,  $k_{43} = 0,652$ ,  $\tau = 90s$ . les paramètres  $k_{5i}$  n'ont pas pu être identifiés par (Huselstein, 2003). Les interprétations par traitement de signal (densité spectrale, intercorrélations) montrent une relation forte entre la teneur en  $O_2$  et les émissions de  $NO_x$ , ce qui est bien connu. Les conclusions sont que la baisse du débit d'air secondaire  $F_{air\ secondaire}$  abaisse les émissions de  $NO_x$ , les émissions de CO sont plus difficiles à relier, l'influence de variations de consignes de teneur en  $O_2$  et de débit de vapeur  $F_{vapeur}$  sur le débit d'air primaire et le débit des déchets n'est pas distinguable de l'influence des perturbations liées aux variations des déchets.

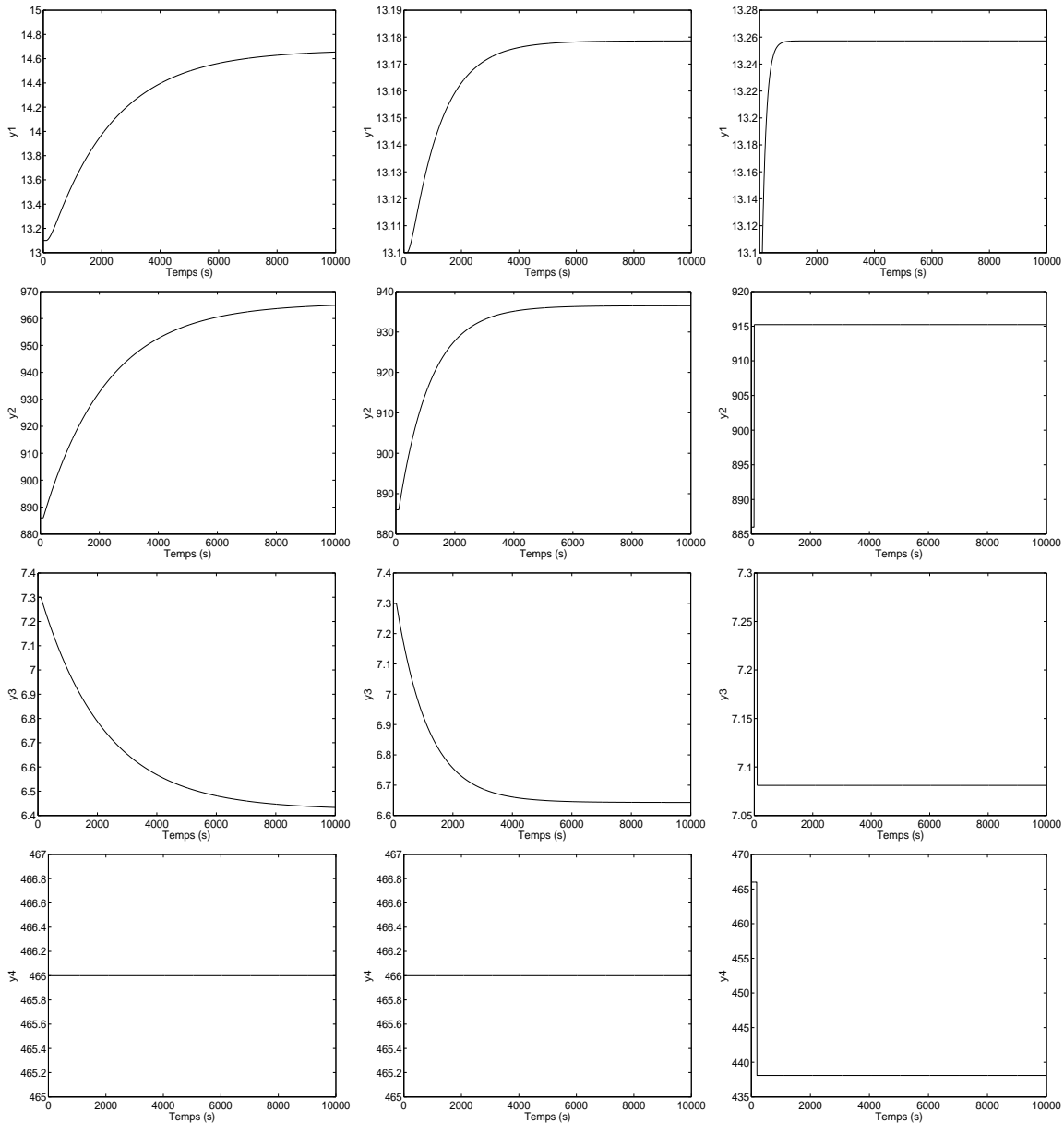
Pour comprendre les fonctions de transfert, faisons un petit rappel. La fonction de transfert  $G(s) = Y(s)/U(s)$  représente le comportement dynamique linéarisé du système autour de son point de fonctionnement, lorsque la sortie  $y(t)$  est soumise à une variation de l'entrée  $u(t)$ . Pour un système de premier ordre avec retard, la fonction de transfert est:

$$G(s) = \frac{K \exp(-t_d s)}{\tau s + 1} \quad (4.3)$$

où  $K$  est le gain,  $\tau$  la constante de temps du système,  $t_d$  le retard de la sortie par rapport à l'entrée. Lorsque le système est soumis à un échelon d'entrée, il faut une durée égale à  $3\tau$  pour que la sortie atteigne 95% de la valeur asymptotique.

Les réponses à des échelons de +10% de l'entrée  $u_1$  et -10% des entrées  $u_2$  et  $u_3$  ont été simulées (Figure 4.2) à partir de la matrice de fonctions de transfert (4.1) sauf pour la sortie CO qui n'a pu être identifiée. Ainsi, le débit de vapeur  $F_{vapeur}$  (première ligne de la Figure 4.2) réagit positivement à une augmentation du débit d'ordures ménagères (première colonne) avec une constante de temps d'environ 2160s, positivement à une diminution du débit d'air primaire (deuxième colonne) avec une constante de

temps de 1080s et positivement à une diminution du débit d'air secondaire (troisième colonne) (variation de l'entrée négative) avec une constante de temps de 144s (nettement plus faible que pour l'air primaire). La température de chaudière (deuxième ligne) réagit positivement avec une constante de temps de 2160s à une augmentation du débit d'ordures ménagères, positivement à une diminution du débit d'air primaire à une constante de temps de 1080s et à la fois positivement et pratiquement immédiatement à une augmentation du débit d'air secondaire. La teneur en  $O_2$  (troisième ligne) réagit avec la même dynamique (mêmes constantes de temps) mais en sens opposé à la température de chaudière. La teneur en  $NO_x$  (quatrième ligne) n'a pu être identifiée par rapport aux variations de débit d'ordures ménagères et de débit d'air primaire, elle réagit négativement avec un retard de 90s sans dynamique à une diminution du débit d'air secondaire. Même si les gains et les constantes de temps dépendent nécessairement de l'incinérateur, il est probable que ces tendances soient assez proches.

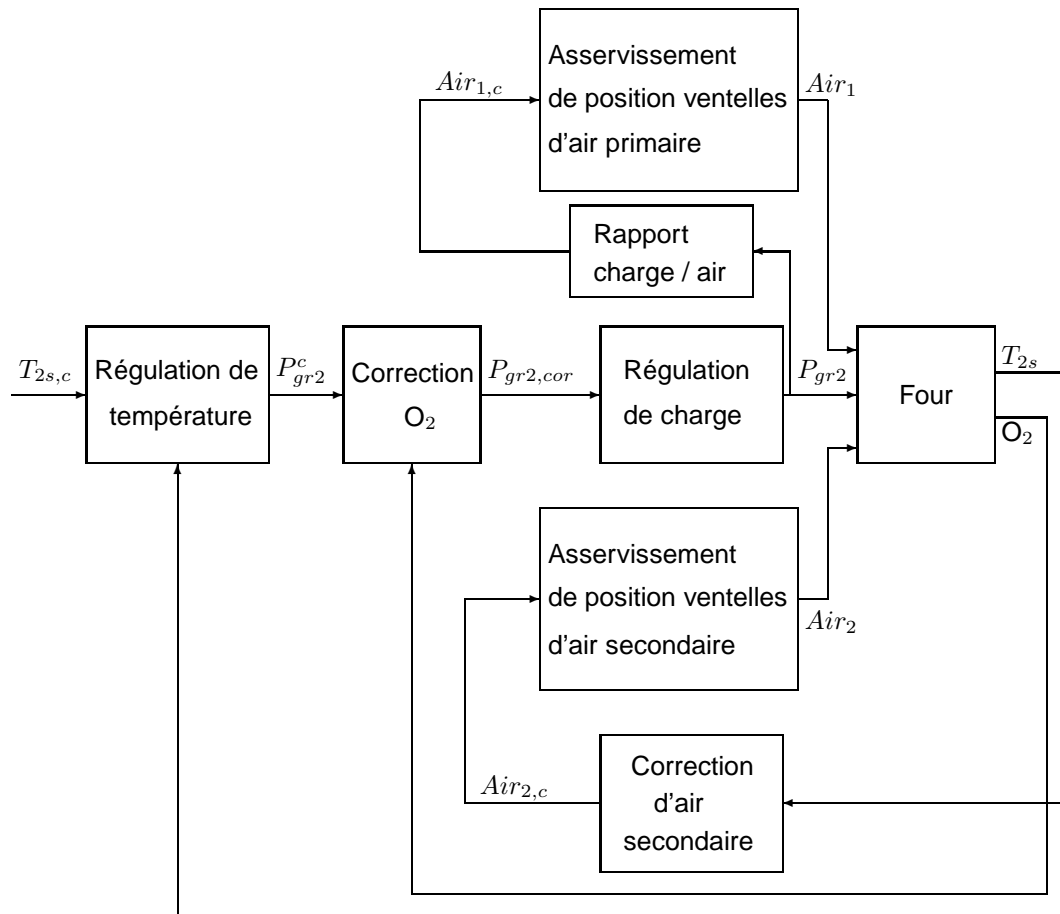


**Figure 4.2:** Réponses à un échelon de 10% de l'entrée  $u_1$ ,  $-10\%$  des entrées  $u_2$  et  $u_3$  se produisant tous à  $t = 100s$ . De haut en bas: sorties  $y_1$  ( $F_{vapeur}$ ),  $y_2$  ( $T_{chau}$ ),  $y_3$  ( $CO_2$ ),  $y_4$  ( $C_{NO_{x,c}}$ ). De gauche à droite: influence successive des entrées  $u_1$  ( $F_{OM}$ ),  $u_2$  ( $F_{air\ primaire}$ ),  $u_3$  ( $F_{air\ secondaire}$ ).

## 4.2 Stratégies de commande des incinérateurs

### 4.2.1 Stratégie de commande d'un four Itisa Volund

Dans la section 4.1, il a déjà été souligné que (Sibille et al., 1994c) n'a pu identifier ce système dans le cadre de la maîtrise de la température du foyer. Par conséquent, la régulation choisie est basée sur des PID qui présentent le mérite d'être bien acceptés par les opérateurs. (Sibille et al., 1994c) décrit le principe de régulation de la combustion par le schéma 4.3.



**Figure 4.3:** Principe de régulation de la combustion d'après (Sibille et al., 1994c). L'exposant "c" indique une consigne, l'indice "gr" indique une grille, "cor" une correction.

$T_{2s}$  a déjà été définie,  $P_{gr,2}$  est la pression d'air sous la grille 2,  $Air_1$  et  $Air_2$  sont les ouvertures des ventelles d'air primaire et secondaire,  $O_2$  la teneur en  $O_2$ . La charge du four, donc une épaisseur constante sur la grille, est réglée par une boucle interne. Une autre boucle ajuste l'épaisseur en fonction du PCI. Une combustion correcte maintenant un taux d' $O_2$  compris entre 10 et 13% assure une correction. Des boucles d'asservissement d'air (ventelles) assurent la régulation des débits d'air primaire et secondaire. Les variations d' $O_2$  fournissent une indication quasi-instantanée des variations de PCI, et la boucle de correction du taux d'oxygène a pour but de corriger la consigne de pression d'air sous la grille 2. Des schémas plus détaillés des différentes boucles sont fournis dans l'article. Les figures avant et après cette automatisation montrent une nette amélioration de la régulation de température  $T_{2s}$ .

### 4.2.2 Stratégie de commande de l'incinérateur de Bénesse Mareme

(Sibille et al., 2000) a réalisé une régulation de température de four à  $850^\circ\text{C}$  sur l'incinérateur de Bénesse Mareme (Landes). Les deux fours étaient de type Alberti Fonsar et Sogea. Il n'y a pas de

récupération d'énergie. L'article relate l'étude réalisée sur le premier four. Les entrées manipulées sont classiques: débit d'ordures ménagères et débits d'air primaire et secondaire. Les sorties commandées sont la température de post-combustion et la teneur en  $O_2$  comme dans (Sibille et al., 1994c). La régulation est également voisine de celle décrite dans (Sibille et al., 1994c) et fait appel à des régulateurs PID associés à des éléments non-linéaires NL de type saturation ou bande morte (dans un certain domaine, aucune action du régulateur n'est effectuée théoriquement pour éviter des oscillations, cela implique qu'il faut une variation suffisante avant que le régulateur n'effectue une action). Dans la Figure 4.4,  $t_{pause}$  est le temps de pause des grilles,  $R$  est le rapport air primaire/charge. Selon (Sibille et al., 2000), outre son action sur la combustion des imbrûlés gazeux, l'air secondaire assure partiellement le refroidissement de la température du foyer (à travers la température de post-combustion  $T_{2s}$ ). La qualité de combustion  $QC$  est associée à la consigne de température  $T$ . La régulation de la teneur en  $O_2$  dépend de la position de l'interrupteur: en position 1, il permet le calcul de la consigne  $R^*$  du rapport air/charge, en position 2, la consigne d' $O_2$  est spécifiée. Le débit d'ordures ménagères varie inversement au temps de pause des grilles qui est le temps séparant l'activation de deux grilles successives. Le rapport  $R$  est donc proportionnel au débit d'air primaire multiplié par le temps de pause des grilles. On en déduit que la consigne d'air primaire est égale au rapport divisé par le temps de pause.

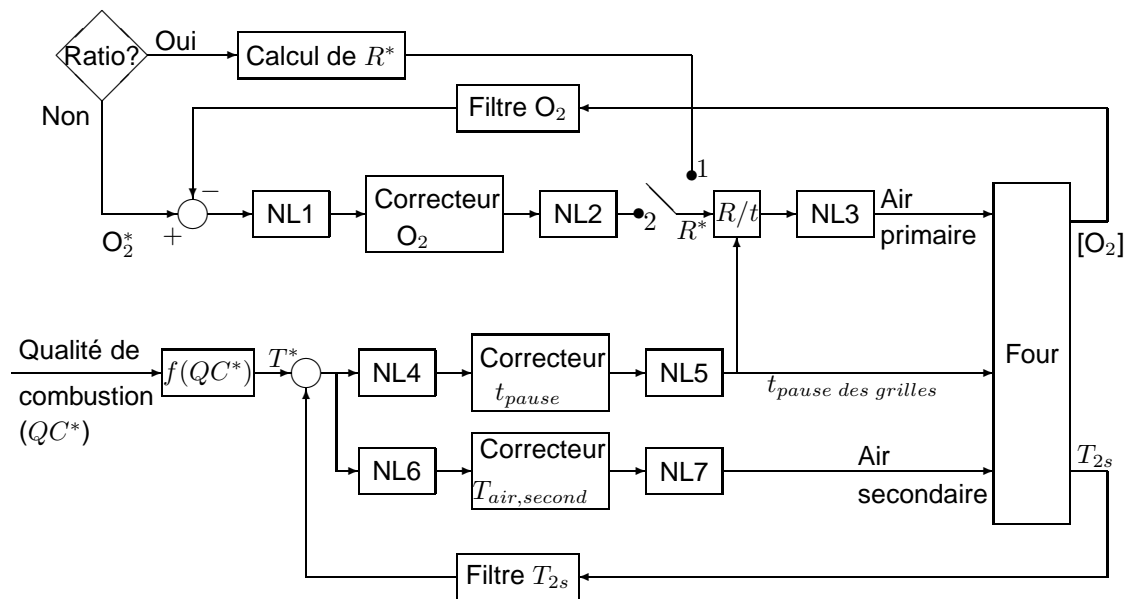


Figure 4.4: Principe de régulation de la combustion d'après (Sibille et al., 2000).

### 4.2.3 Stratégie de commande à Chaumont

(Huselstein, 2003) décompose le procédé d'incinération en deux sous-systèmes: l'un chargé de maîtriser la production de vapeur (Figure 4.5), l'autre chargé d'assurer une combustion complète des gaz et des cendres (Figure 4.6). Les variables manipulées sont le débit d'air primaire, d'air secondaire, de fuel et d'ordures ménagères (OM). Les perturbations sont le PCI, l'humidité des ordures ménagères  $h_{OM}$ , la concentration entrante en azote  $C_N$ . Les sorties sont la température de la chaudière, le débit de vapeur, la température  $T_{2s}$ , les concentrations en  $O_2$ ,  $CO$ ,  $NO_x$  à la sortie de la cheminée. (Huselstein, 2003, page 115) a produit un schéma de régulation de l'incinérateur de Chaumont qui n'est pas reproduit dans le présent rapport, toutefois un schéma de principe de la structure de commande des fours Martin d'après (Spichal, 1996) et (Huselstein, 2003) est donné par la figure 4.7.

A Chaumont (Huselstein, 2003), la régulation de la chaudière se fait en cascade en agissant sur la charge d'entrée de trois manières:

- la consigne de température  $T_{chau}$  dans la chaudière est calculée par un régulateur PI. Le débit vapeur  $F_{vapeur}$  est régulé par une boucle externe.
- la température dans la chaudière est régulée par une boucle interne (commande tout ou rien: quand la mesure est en-dessous de la consigne, le poussoir fonctionne; dans le cas contraire, il est arrêté).

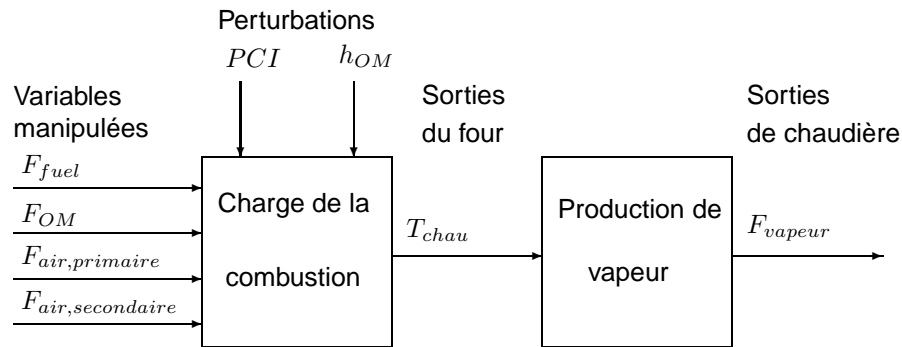


Figure 4.5: Sous-système 1 de l'incinérateur: four et chaudière

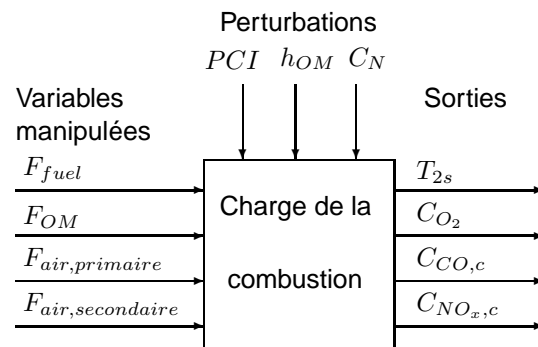


Figure 4.6: Sous-système 2 de l'incinérateur: température  $T_{2s}$  et émissions

Comme le débit volumique de déchets  $F_{OM}$  est déterminé par la course du poussoir  $c_{pous}$ :

$$F_{OM} = \frac{c_{pous} S_{pous}}{T_{pous}} \quad (4.4)$$

( $S_{pous}$  section du poussoir), la durée horaire d'alimentation  $T_{pous}$  diminue. Simultanément, un supplément d'air secondaire est injecté.

- la durée horaire d'alimentation  $T_{pous}$  est régulée en commandant la course du poussoir.

A Chaumont (Huselstein, 2003), la qualité de la combustion est réalisée par trois boucles de régulation:

- la teneur en  $O_2$  dans les fumées est régulée par une cascade où la boucle externe fournit la consigne de dépression d'air primaire par un PID, tandis que la boucle interne agit sur l'ouverture des ventelles d'admission d'air primaire afin de réguler le débit d'air primaire  $F_{air\ primaire}$ .

-  $T_{2s}$  est maintenue au-dessus de  $850^\circ C$  par un correcteur tout ou rien qui commande la mise en marche des brûleurs au fuel donc  $F_{fuel}$ .

- la consigne de débit vapeur agit par une structure assez complexe (tenant compte d'un ratio et de la différence ( $T_{consigne, fumées} - T_{chau}$ )) pour la régulation du débit d'air secondaire  $F_{air\ secondaire}$ .

#### 4.2.4 Stratégie de commande de l'incinérateur Ansaldo Volund

(Jorgensen and Madsen, 2000) décrit globalement le système de commande principal de l'incinérateur Ansaldo Volund (Figure 4.8). L'air secondaire doit permettre de fonctionner dans deux situations différentes: avec ou sans recirculation de gaz de cheminée. Le positionnement de l'air secondaire le plus proche possible de la combustion rend le retard entre le procédé et la mesure aussi faible que possible. Idéalement, la mesure devrait se faire à la sortie de la chambre de post-combustion. La recirculation de gaz a pour but de contrôler la température dans le four et dans la chambre de post-combustion. Un système de réduction sélective non catalytique de  $NO_x$  est réalisé par injection de  $NH_4OH$  dans la chambre

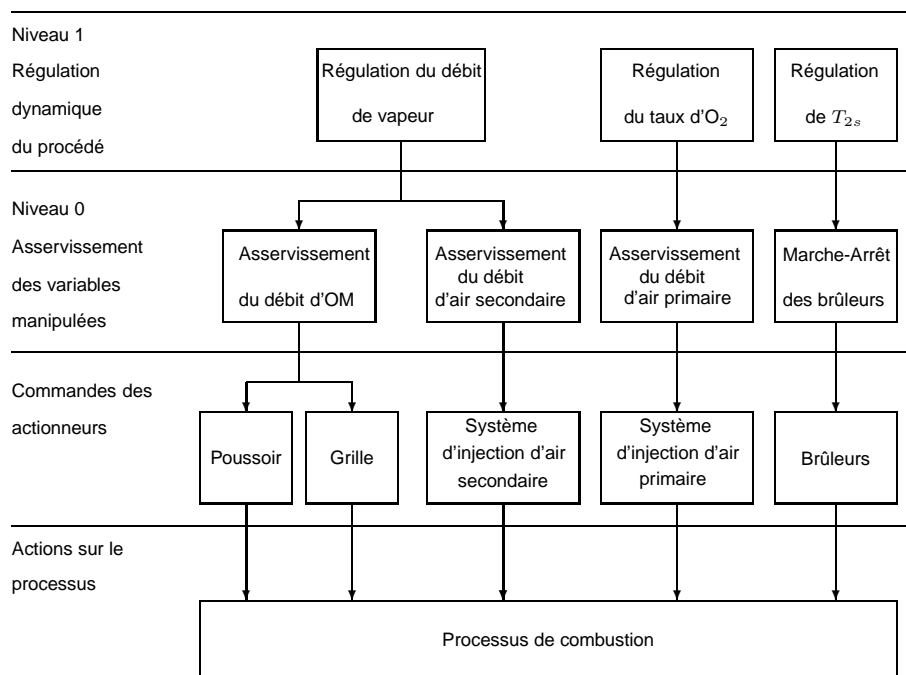


Figure 4.7: Structure de commande des fours Martin d'après (Huselstein, 2003)

de post-combustion.  $\text{NH}_3$  réagit avec  $\text{NO}$  et  $\text{NO}_2$  pour donner  $\text{N}_2$  et  $\text{H}_2\text{O}$ . Une température constante et uniforme dans la chambre de post-combustion est très importante pour optimiser cette réduction (ATEE, 2001). Le temps de séjour doit être d'environ 2s (voir dans cet article le graphique d'après (Brouwer et al., 1996)), l'écoulement doit être turbulent. L'injection doit être très précise (ATEE, 2001).

#### 4.2.5 Stratégies de commande des incinérateurs

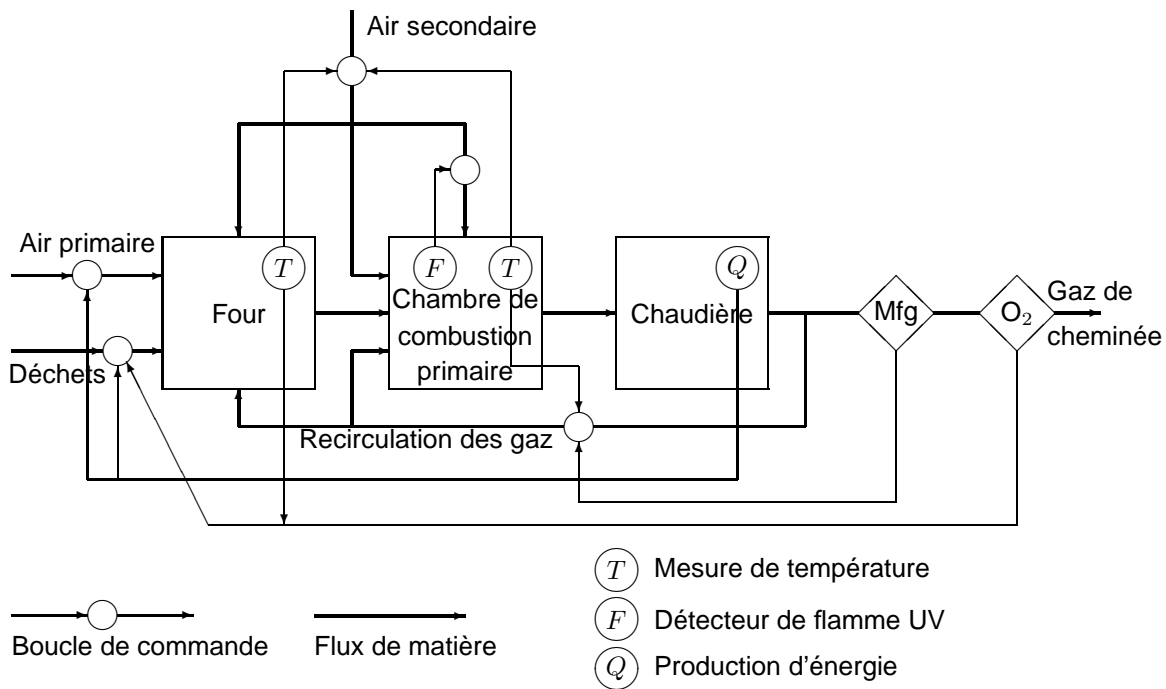
(El Asri and Baxter, 2004) considère que les stratégies de commande vont de la recherche d'émissions de qualité et stables à la stabilisation et la maximisation de la production d'énergie. Le premier indicateur à surveiller est la concentration d' $\text{O}_2$  dans les fumées dans un domaine de 8 à 12% vol. afin d'assurer des concentrations d'émissions gazeuses stables et acceptables. Lorsque l'on recherche une production d'énergie stable, les principaux paramètres sont la température et le débit de vapeur, généralement liés à l'apport énergétique en combustible à l'entrée.

Un bon système de commande doit prendre en compte les indicateurs suivants:

- la combustion du solide,
- la combustion dans la phase gaz,
- l'efficacité du contrôle des émissions,
- la récupération de l'énergie.

Pour cela, on doit réaliser:

- un préconditionnement du combustible solide obtenu par un stockage approprié et un mélangeage efficace. Le but est d'obtenir une entrée relativement stable du point de vue composition et énergie.
- une alimentation contrôlée du point de vue débit massique, aussi bien que du point de vue composition et énergie.
- un contrôle strict de l'alimentation en air avec équilibre entre l'air primaire et l'air secondaire puisque l'air dans les fumées est régulé.
- le contrôle de l'air primaire doit se faire en le distribuant entre les zones de séchage, d'allumage et de combustion de la grille. Il dépend du contenu en humidité et en volatils du combustible. Fréquemment, l'air primaire est préchauffé pour réduire le temps passé dans la zone de séchage et améliorer l'efficacité de combustion. Une augmentation du débit d'air primaire entraîne d'abord une augmentation de température, en augmentant la vitesse de combustion (Jorgensen and Madsen, 2000). La diminution de l'air primaire dans une zone entraîne une augmentation de la température de mélangeage. Le système



**Figure 4.8:** Schéma du système de commande principal de l'incinérateur Ansaldo Volund d'après (Jorgensen and Madsen, 2000)

de commande de la grille agit sur une section donnée de la grille avec un certain retard (quelques minutes); Selon (El Asri and Baxter, 2004), comme les changements réalisés dans la première section de la grille influencent la combustion dans les autres sections, le système de commande devra intervenir plus souvent dans les derniers étages de la grille que les premiers: ceci est une vision très "monovariable" et pas du tout globale du système.

- le contrôle de l'air secondaire. Les espèces volatiles issues de la combustion des solides montent dans la chambre de combustion et le contrôle de l'air secondaire est important pour assurer à la fois un mélangeage efficace (turbulence) et une bonne combustion en phase gazeuse. La quantité d'air secondaire est liée à la teneur en  $O_2$  dans les fumées (6% vol.). Selon (El Asri and Baxter, 2004), le positionnement efficace de la mesure de  $O_2$  devrait se faire aussi proche que possible de la zone de combustion, par exemple à la sortie de la chambre de post-combustion.

- le contrôle du processus de combustion. Pour avoir une combustion efficace, il existe quatre paramètres-clés: une température suffisante, un temps de séjour suffisant à cette température, une turbulence maximum et suffisamment d' $O_2$  en excès. Par un modèle, il est possible de déterminer les conditions de combustion optimales pour commander automatiquement le débit de déchets et la distribution de l'air de combustion. Selon (El Asri and Baxter, 2004), ces techniques ont amélioré la combustion des solides, en phase gazeuse et une production stable de vapeur.

- le contrôle de la combustion des solides. L'agitation des solides et leur contenu en humidité influencent l'augmentation de la vitesse de température au point d'ignition. On peut considérer que la vitesse de combustion des solides est déterminée par l'homogénéité du combustible, l'humidité, le débit d'alimentation, le mélangeage sur la grille, le débit d'air à travers le lit, le temps de séjour sur la grille. Ainsi, lorsque des solides de faible valeur calorifique sont brûlés, la surface spécifique de grille requise est plus importante et l'énergie relarguée sur la grille diminuée. Donc pour commander automatiquement un incinérateur, il faut utiliser le pouvoir calorifique des déchets. Aux faibles valeurs calorifiques, il faudra diminuer la production d'énergie afin de maintenir une combustion correcte des solides.

- le contrôle de la combustion en phase gazeuse. Il faut oxyder les composés organiques volatils relargués dans la phase gaz par la combustion secondaire afin d'éviter des émissions inacceptables et de réduire les coûts liés aux opérations de traitement des gaz. Une post-combustion efficace doit donc considérer le mélangeage ou degré de turbulence et la température de la phase gazeuse. L'agitation des solides sur la grille a aussi une influence en diminuant les émissions de particules. Selon (El Asri and Baxter, 2004), les incinérateurs qui ont des étages de grille distincts et des différences de hauteur

entre étages, tendent à créer des nuages de particules ayant subi une combustion incomplète. Un débit d'air primaire mal ajusté peut avoir des conséquences semblables.

- le contrôle des paramètres de vapeur et de la corrosion. La distribution d'air primaire sur les différentes zones de la grille influence la récupération d'énergie. Pour (El Asri and Baxter, 2004), les valeurs optimales et sûres sont une pression de 45 bars et une température de vapeur de 420°C. Il faut toutefois savoir qu'une pression et une température de vapeur élevées entraînent de l'érosion et de la corrosion dans la chaudière, d'où des coûts de maintenance et de remplacement plus élevés.

Selon (El Asri and Baxter, 2004), une stratégie de commande peut fonctionner pour un incinérateur, pas pour un autre, ou selon la saison, à cause de la variabilité de la charge. A mon avis, cela témoigne simplement de stratégies de commande trop sommaires et manquant des informations indispensables de caractérisation de la charge. Par exemple, (El Asri and Baxter, 2004) indique que pour respecter une consigne d'oxygène à la sortie de la chaudière de 8-11%, d'abord on doit augmenter le débit d'air secondaire, et s'il n'y a pas d'amélioration, diminuer le débit de charge. Il s'agit clairement d'une règle frustrante qui n'a rien à voir avec une stratégie de commande avancée. De même, si la température de vapeur est inférieure à la consigne d'environ 400°C, on injecte moins d'eau dans la chaudière. Si la température de vapeur est supérieure à la consigne, on court-circuite le condenseur. Si le débit de vapeur est supérieur à sa consigne, on diminue le débit de déchets. Quand la température dans la chambre d'incinération est inférieure à la valeur désirée, le débit de charge est diminué et le débit d'air primaire augmenté. La concentration en CO est utilisée comme une alarme. Lorsqu'elle est trop élevée, cela témoigne d'une combustion incomplète et il faut ajuster l'injection d'air primaire et la vitesse de la grille. La surveillance de la température  $T_{2s}$  est importante pour respecter la réglementation. Son emplacement doit se faire en fonction des besoins locaux. Toutefois, (El Asri and Baxter, 2004) estime que l'exigence réglementaire sur  $T_{2s}$  et le temps de séjour enlève de la flexibilité de commande au système, ce qui entraîne des coûts supplémentaires en capteurs et carburant auxiliaire, si bien que l'investissement dans un système global de commande devient secondaire. Ceci est donc en contradiction avec le but final recherché. On mentionne fréquemment l'utilisation de capteurs optiques afin d'obtenir une distribution optimale de l'air primaire destiné à améliorer la combustion du lit de déchets.

A propos de l'incinérateur le plus important du Danemark (26 t/h), (Jorgensen and Madsen, 2000) discute le système de commande de la combustion destiné à :

- assurer la position des processus chimiques sur la grille, c'est-à-dire la position des zones de séchage, pyrolyse, ignition et oxydation du charbon (char) sur la grille indépendamment de la composition des déchets,

- contrôler la chimie et la température de la combustion en phase gazeuse dans le four,

- contrôler le profil de température dans la chambre de post-combustion.

Dans cet incinérateur, la quantité d'air primaire total préchauffé à 80°C est proportionnelle à la charge, elle varie par grille (voir section 4.2.7). Comme l'influence sur la combustion est lente, leur variation est également lente. Toute augmentation d'air primaire engendre initialement une augmentation de température par accroissement de la vitesse de combustion. Le système de commande agira plus fréquemment sur les dernières grilles que sur la première. Une modification de la grille 1 aura une conséquence environ 1h plus tard sur la grille 6. Comme les opérateurs de cet incinérateur ont tendance à privilégier la production d'énergie de la chaudière, le pouvoir calorifique réel est utilisé par le SNCC (Système Numérique de Contrôle-Commande) pour contrôler le débit de déchets. Lorsque le pouvoir calorifique est faible, la consigne sur l'énergie n'est plus respectée et la production d'énergie est diminuée pour maintenir la combustion. Le pouvoir calorifique des déchets est calculé d'après des bilans de matière et d'énergie basés sur la masse de déchets mesurée par la grue, le débit et la température de l'air de combustion, le débit et la température des gaz de cheminée, la production de vapeur et la température de vapeur. Les pertes par radiation et convection sont simultanément estimées.

## 4.2.6 Systèmes de commande

(El Asri and Baxter, 2004) cite les régulateurs PID comme principaux systèmes de commande, ce qui est assez évident. Toutefois, dire qu'une bonne méthode pour maintenir la stabilité d'une opération est celle où les opérateurs sont encore capables de réagir en cas d'échec, me fait craindre que cela incite à ne pas rechercher de développements et à rester accroché à des technologies éprouvées, (mais limitées) donc le PID. Comme procédé innovatif, il cite des systèmes de commande par logique floue (Krause et al., 1994; Onto et al., 1989) qui se sont montrés décevants dans la plupart des installations où ils



ont été testés. Mon commentaire est que les utilisateurs (de manière générale, pas seulement dans le cas des procédés d'incinération) sont fréquemment trop sensibles à des arguments "commerciaux" ou "psychologiques" (logique floue, réseaux neuronaux) qui les attirent sans qu'ils connaissent réellement la méthode mise en oeuvre. Ils auront tendance à préférer ces méthodes "attractives" à des méthodes plus éprouvées, mais faisant appel à un bagage théorique plus important, qu'en général ils ne maîtrisent pas ou qui les effraient, comme des commandes optimales (type LQG), commandes prédictives, non linéaires. Pour cette raison, l'article de (El Asri and Baxter, 2004) est très décevant et ne propose aucune méthode qui permettrait d'améliorer la situation actuelle du point de vue de la commande.

Suivant (El Asri and Baxter, 2004), les échecs du système de commande peuvent être dus à plusieurs raisons, telles que l'absence ou l'inefficacité de capteurs. Le facteur humain est également important avec l'entraînement des opérateurs. Les exigences élevées en termes de quantité de déchets brûlés et de production de vapeur forcent les opérateurs fonctionner à pleine capacité ou même légèrement supérieure (El Asri and Baxter, 2004). Cela entraîne des problèmes de commande liés à des dégâts possibles dans certaines parties de l'installation ou au dépassement des capacités de nettoyage des gaz.

#### 4.2.7 Dispositifs de mesure et de surveillance

Les thermocouples sont encore utilisés très souvent et sont placés dans une gaine de protection. Selon (El Asri and Baxter, 2004), l'utilisation de capteurs modernes et plus fiables est limitée à cause de l'investissement élevé et de la peur d'utiliser des technologies non-standard. Relativement peu de pyromètres infra-rouges sont utilisés, peut-être parce qu'ils sont chers et qu'ils posent des problèmes de maintenance, car la poussière s'accumule autour de la fenêtre de visualisation. Toutefois, leur durabilité est plus élevée que celle des thermocouples. Pour compenser le manque de fiabilité des thermocouples, ils sont parfois disposés en double pour une même position.

(Jorgensen and Madsen, 2000) mentionne deux capteurs IR placés de chaque côté du four pour mesurer la température des produits sur la grille. Ce signal sert à contrôler la distribution d'air primaire. Ainsi, si la combustion a lieu trop près de la zone d'alimentation, l'air primaire sur la grille I est réduit. De même, si la zone de combustion glisse trop vers le bas à cause d'une faible valeur calorifique, l'air primaire sous la grille I est augmenté. Selon (Jorgensen and Madsen, 2000), un système de mesure et visualisation par caméra IR de la grille donne une information sur la position de la combustion, toutefois peu aisée à transformer en signaux de commande. Une forte zone radiative peut être interprétée comme un endroit chaud du lit alors qu'il peut s'agir d'une influence de particules solides radiatives en suspension et de suie. Distinguer la gaséification de la combustion dans le lit n'est pas possible. De plus, il peut être délicat de trouver un endroit pour surveiller la totalité du lit. Dans la chambre de post-combustion, (Jorgensen and Madsen, 2000) mentionne trois capteurs IR de mesure de température destinés à contrôler strictement la température.

Les capteurs de surveillances d'émissions continues sont généralement de deux types, soit des capteurs optiques, soit des capteurs à l'état solide. Parmi les capteurs optiques, ceux à absorption lumineuse (UV, IR) sont les plus utilisés et fiables, ils peuvent être spécifiques d'un gaz, ne dépendent pas du niveau d'oxygène, requièrent peu de maintenance, mais sont sensibles à l'humidité et à l'eau, à la poussière. Les capteurs à l'état solide sont basés sur des propriétés de surface ou de coeur de céramiques. Pour les mesures physiques telles que température, pression, ils sont bien développés, mais ont rencontré moins de succès pour les propriétés chimiques, et sont fréquemment non sélectifs, sont sensibles à la température et à la corrosion. On les rencontre pour la mesure de O<sub>2</sub> et CO<sub>2</sub>.

#### 4.2.8 Diagnostic

(Chen et al., 2008) propose l'emploi de réseaux neuronaux comme aide au diagnostic pour les incinérateurs de petite taille. En effet, il remarque que, pour de nombreuses raisons, entre autres économiques, sanitaires, géographiques, les incinérateurs de petite taille (100 à 1500 kg/h) sont nécessaires. Nombre d'entre eux ont fermé pour des raisons de non-respect des VLE, toutefois le recours aux décharges illégales risque d'augmenter en conséquence. L'incinérateur type étudié par (Chen et al., 2008) comprend un dispositif d'alimentation discontinue, le système de combustion avec les chambres de combustion primaire et secondaire, les dispositifs de contrôle de pollution avec des cyclones en parallèle, une tour de refroidissement des gaz et un absorbeur liquide. Le système d'alimentation en carburant auxiliaire

fonctionne en tout ou rien. L'efficacité de combustion expliquée par le principe des trois  $T$ : Temps, Température, Turbulence, qui sont liées à la formation de PCDD/Fs, est définie par:

$$EC = \frac{\%CO_2}{\%CO_2 + \%CO} 100 \quad (4.5)$$

Pour le diagnostic, (Chen et al., 2008) choisit la température dans la chambre II et l'efficacité de combustion  $EC$  comme indicateurs ou sorties du réseaux de neurones pour étudier l'objectif de contrôle de la combustion par rapport à 34 variables d'entrée. Les paramètres les plus influents sur les sorties sont la température dans la chambre I et les conditions d'alimentation. Leur étude montre que l'ajout par tout ou rien du carburant auxiliaire n'est pas une bonne manière d'arriver à un fonctionnement stable de la combustion et qu'un PID devrait au moins être ajouté. Une charge trop faible est aussi préjudiciable au bon fonctionnement.

### **4.3 Applications de l'intelligence artificielle aux fours cimentiers ou verriers**

Il est fréquemment difficile de séparer rigoureusement systèmes experts, réseaux de neurones et contrôleurs flous. Lorsque ces techniques sont combinées, le résultat est qualifié d'hybride, par exemple neuro-flou (Babuska and Verbruggen, 1996). Les mêmes auteurs considèrent même des modèles hybrides obtenus par à la fois l'utilisation de modèles basés sur des principes fondamentaux et d'un modèle flou.

Les applications concernent principalement les fours de cimenteries ou verriers, mais d'autres procédés voisins peuvent être cités.

#### **4.3.1 Revue générale d'applications de l'intelligence artificielle**

(Kalogirou, 2003) a effectué une revue d'applications des différentes techniques relevant de l'intelligence artificielle à la modélisation et à la commande de moteurs à combustion interne et de procédés de combustion: modélisation des chaudières, fours, incinérateurs et prédiction des émissions. Seules les applications les plus significatives dans le cadre de cette étude seront citées de manière indépendante dans les différentes sous-sections. En outre, bien d'autres articles seront mentionnés.

#### **4.3.2 Applications de systèmes experts**

Dans la revue de (Kalogirou, 2003), rien que pour les systèmes experts, les applications sont variées: modélisation d'une chaudière (Xu et al., 2001), diagnostic de fautes d'un four rotatif d'incinérateur (Cho et al., 1998), conception d'un four de d'un lit fluidisé circulant (Basu and Mitra, 1994), combustion de charbon (Kim et al., 1992). En fait aucun détail n'est donné sur les règles qui sont utilisées dans chacun des cas, ce qui est une caractéristique très fréquente des applications en intelligence artificielle. Sans aucun doute, les utilisateurs en particulier industriels dissertent sur les principes, mais n'ont pas envie de s'étendre de manière détaillée sur la connaissance utilisée et la modélisation sous-jacente.

(Vranes et al., 1996) décrit la méthodologie de développement d'un système expert utilisé pour le diagnostic d'un broyeur de minerai de bauxite dans l'industrie de l'aluminium. Les différentes formes de connaissances procédurale (stratégies et procédures pour résoudre une tâche de diagnostic) et déclarative (décrivant l'objet et ses composants) sont analysées. Concernant la connaissance déclarative, il distingue: connaissance sur les objets, connaissance structurelle, connaissance documentaire, contraintes, instructions pour la sécurité, état du système, relations au monde externe, connaissance fonctionnelle, ensemble de règles, commande. Cette connaissance est exprimée par des procédures, des règles et des cadres à l'aide du langage Prolog/Rex de représentation de la connaissance. La capacité à traiter les incertitudes utilise des ensembles flous. Les raisonnements peuvent se faire à base d'hypothèses ou à base de modèles et le système expert est capable de fournir des explications.

(Kontopoulos et al., 1997) explique un système hybride destiné à améliorer l'efficacité énergétique dans un four de type cyclone de calcination d'alumine. Le système comprend deux modules: un système expert basé sur 10 années d'expérience et un modèle dynamique qui prédit en continu la qualité

du produit. L'alumine est assez précisément caractérisée. Des réponses statiques (par un plan factoriel avec pour entrées: la température de calcination, la vitesse du moteur de soufflerie, le débit d'air secondaire, le débit d'alumine et comme sorties: les profils de température et de pression, des paramètres de qualité du produit, l'excès d'air, la teneur en CO des gaz émis) et des réponses dynamiques (fonctions de transfert de premier ordre) ont été utilisées. Six ensembles de règles ont été constitués: prédiction des disfonctionnements, ajustement de la valeur BET, commande du débit d'alumine, commande du débit d'air secondaire, commande de la vitesse du moteur, confirmation du disfonctionnement du capteur d'O<sub>2</sub>. Le système guide l'opérateur afin de réduire les pertes thermiques en jouant sur un débit d'air d'excès.

(Jarvensivu et al., 2001) décrit un système intelligent de supervision de commande d'un four dans l'industrie papetière. Le système utilise à la fois une approche linguistique et des modèles de réseaux neuronaux faisant appel à des régulateurs flous de haut niveau basée sur la logique floue. Le système possède trois entrées manipulées: vitesse de ventilateur, débit de poudre de bois, vitesse de rotation du four, trois sorties commandées: excès d'O<sub>2</sub>, températures d'entrée froide et de sortie chaude du four, trois contraintes: température du séchoir, pression de l'entrée froide, émissions de soufre. Les consignes sont définies à l'intérieur de bandes. Le modèle de commande est un système par anticipation du type régression linéaire multiple. Des modèles de réseaux neuronaux permettent de déterminer par optimisation la valeur de la température de sortie chaude.

(Chen et al., 2009) décrit une application originale des systèmes experts où un système expert est utilisé pour sélectionner le modèle adéquat utilisé ensuite dans une commande multivariable de type DMC de taille  $3 \times 3$ , réalisant ainsi une commande adaptative avec des modèles multiples (également qualifiable de commande multi-modèles. L'application concerne un circuit de broyage. La raison d'être du système expert est l'identification de la dureté du minerai (perturbation principale) et de ce fait la sélection du modèle correct pour la commande adaptative DMC. Trois niveaux de dureté sont utilisés: bas, moyen, haut et les paramètres des fonctions de transfert du modèle dépendent de ces niveaux. Les auteurs décrivent les règles et la fuzzification utilisées pour déterminer la dureté du minerai.

### 4.3.3 Applications de réseaux neuronaux

Dans la revue de (Kalogirou, 2003), de nombreuses applications variées concernent les réseaux neuronaux. Les réseaux neuronaux ont été utilisés pour la surveillance des émissions gazeuses (Tronci et al., 2002), pour le traitement d'information provenant de caméras infra-rouge et vidéo dans la surveillance de l'optimisation de l'agglomération (sintering) dans un four de cimenterie (Schmidt, 2001), la prédiction des émissions gazeuses (O<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, CO) provenant de la combustion de charbon dans une chaudière (chain-grate stoker boiler) et la commande du débit d'air (Chong et al., 2000, 2001), le contrôle actif des instabilités dans un tube de Rijke (Blonbou et al., 2000a,b), la prédiction de la performance thermique d'un four à gaz (Ward et al., 1999), l'estimation des émissions de NO<sub>x</sub> dans des centrales thermiques (Ferretti and Piroddi, 2001), le contrôle en vue de la stabilisation active de systèmes instables de combustion (oscillations de pression) (Liu and Daley, 1999), la modélisation de systèmes de combustion pulsée pour le séchage (Zbicinski et al., 1999), la commande d'une combustion par lit fluidisé (Altug and Tulunay, 1996), la représentation par les réseaux neuronaux d'un modèle à paramètres distribués d'un lit fluidisé d'oxydation partielle de propylène en acroléine (Leib et al., 1996), la modélisation du procédé d'incinération (Muller and Keller, 1996), la commande d'une chaudière avec analyse d'images (Allen et al., 1993), plusieurs articles consacrés à la modélisation de réactions de combustion (Blasco et al., 1998; Christo et al., 1996; Zhu et al., 1999).

(Koumboulis and Kouvakas, 2002) décrit une application d'un réseau neuronal adaptatif pour la précalcination dans les cimenteries. Le procédé possède cinq entrées mesurées, mais une seule manipulable et les sorties sont réduites à une seule sortie, le degré de précalcination à travers la température des gaz de sortie. Le modèle utilisé est non linéaire par rapport aux variables, mais linéaire par rapport aux paramètres et comporte des retards. L'identification est réalisée hors-ligne par un réseau neuronal. Le régulateur est de type PI. Les auteurs fournissent plusieurs références de contrôle flou de four.

(Reh and Ye, 2000) décrit une étude concernant la prédiction et l'optimisation en ligne de deux lits fluidisés circulants. Les auteurs utilisent des réseaux neuronaux feedforward avec des algorithmes d'apprentissage à rétropropagation. Pour la méthode d'optimisation, le problème avec contraintes a été transformé en un problème sans contraintes en utilisant une fonction lagrangienne et la méthode des multiplicateurs de Lagrange. Le premier phénomène optimisé est la décomposition catalytique de

l'ozone étudiée par rapport à huit entrées (température du lit, débit d'ozone entrant, débits d'air primaire et secondaire, trois débits d'air de fluidisation, humidité relative de l'air) et deux sorties (débit d'ozone sortant  $y_1$ , débit de circulation externe des solides  $y_2$ ). Le problème d'optimisation est:

$$\min y_1^2 + y_2^2 \quad (4.6)$$

Le second problème étudié concerne l'efficacité de séparation d'un cyclone dans un lit fluidisé circulant.

(Topalov and Kaynak, 2004) décrit l'utilisation en simulation de réseaux neuronaux adaptatifs pour la modélisation prédictive et la commande de broyeurs de cimenteries dans le but d'éviter les phénomènes d'agglomération. L'algorithme d'apprentissage en ligne est basé sur la commande par mode glissant. L'objectif de commande est de réguler la vitesse de production et la charge du broyeur en agissant sur le débit et la vitesse du séparateur. Le modèle permet d'estimer les erreurs de commande, en cela il agit quasiment comme un observateur.

#### 4.3.4 Applications de logique floue

Dans sa revue, (Koumboulis and Kouvakas, 2002) indique que la logique floue a été utilisée pour l'évaluation statistique des émissions de PCDD/PCDF pour la combustion de déchets solides à l'échelle du laboratoire (Samaras et al., 2001), le contrôle de la combustion de chaudières (stoker-fired boiler) par un régulateur hybride P flou et ID conventionnel (Li and Priemer, 1999; Li and Chang, 2000), la réduction des émissions de CO et NO<sub>x</sub> d'incinérateurs municipaux de déchets par contrôle du débit d'air de refroidissement (Fujii et al., 1997), le contrôle de la combustion de boues (Shiono et al., 1993), la modélisation de l'incinération de boues par four rotatif à partir d'une analyse statistique dynamique (Suzuki et al., 1992). Les réseaux neuro-flous ont été utilisés également pour des procédés de combustion tels que la modélisation d'émissions de gaz dans des centrales thermiques (Ikonen et al., 2000) ou la commande hybride floue (Li and Priemer, 1999).

(Pina and Lima, 2003) propose une approche hiérarchisée comprenant d'une part une modélisation d'un four verrier industriel réalisée par apprentissage et basée sur un algorithme flou d'apprentissage par exemples, et d'autre part une optimisation du procédé réalisée par un contrôleur expert utilisant un algorithme génétique pour l'optimisation multi-objectifs (CoelloCoello et al., 2007; Deb, 2004). Les objectifs sont de maximiser la qualité du verre, l'efficacité thermique, la durée de vie du four et du réfractaire, de minimiser la production de polluant et les émissions, ainsi que la consommation d'énergie. Pour cela, il agit sur quatre boucles: pression, niveau de verre, rapport air/gaz, température.

(Soyguder et al., 2009) montre comment un modèle basé sur les bilans de matière et d'énergie peut être utilisé pour construire un système de régulation à base de régulateurs PID flous d'un système de chauffage, ventilation et conditionnement d'air. Au contraire de la plupart des études, celle-ci est très bien détaillée montre les constructions des bases de règles et des fonctions d'appartenance, ainsi que les schémas menant à la conception des régulateurs. Du point de vue conception de régulateur flou, cet article est exemplaire. (Etik et al., 2009) décrit également de manière assez détaillée un système expert flou de conditionnement d'air, mais sans le modèle de connaissance de (Soyguder et al., 2009).

#### 4.3.5 Application d'un modèle de connaissance

Au contraire de la très grande majorité des techniques à base d'intelligence artificielle, (Auchet et al., 2008) propose une approche basée sur les principes fondamentaux mais simplifiée, pour la modélisation en vue de l'optimisation et de la commande de fours verriers par des méthodes de type MPC (model predictive control), comme (Backx et al., 2000; Wang et al., 1997) l'ont montré. La qualité du verre fabriqué dépend très fortement des processus thermiques, principalement radiatifs, et de l'hydrodynamique (deux rouleaux de convection se produisent dans le réservoir contenant le verre en fusion). Pour cette raison, (Auchet et al., 2008) a proposé un modèle de zones qui est rapide. Ainsi, entre autres hypothèses simplificatrices, la chambre de combustion est divisée en zones avec des hypothèses d'écoulement piston, la réaction de combustion est supposée immédiate, la charge de verre coule simplement sous la chambre de combustion avec une vitesse uniforme. Ce modèle simplifié a été validé par rapport à d'autres modèles plus complexes et a été utilisé dans une commande multivariable LQ.

## 4.4 Conclusion et recommandations

Selon la sensibilité des responsables, pour la commande d'un incinérateur, certains pencheront pour une technique liée à l'intelligence artificielle ou une technique issue de l'automatique théorique. En résumé, les systèmes experts sont attractifs, car ils sont issus d'une réflexion collective pour élaborer les règles, font appel aux connaissances variées de tous les acteurs, et de ce fait, s'ils aboutissent, seront souvent bien acceptés et même pourront faire l'objet d'améliorations successives. Toutefois, une règle ou un ensemble de règles n'est qu'une représentation très approximative du comportement d'un système. Les réseaux neuronaux présentent l'inconvénient de leur caractéristique de boîte noire qui empêche toute interprétation des paramètres numériques, imposent la réidentification en cas de modification du procédé. Pourtant, les réseaux neuronaux offrent l'avantage de pouvoir représenter des phénomènes complexes par un modèle facile à utiliser et rapide du point de vue calcul. Ils sont utilisables pour l'identification et la modélisation plutôt que pour la commande. La logique floue a une apparence de simplicité qui peut être attractive, toutefois elle convient très mal pour une représentation multivariable. Au contraire, l'automatique classique propose des méthodes éprouvées, du point de vue de la stabilité, de la robustesse, de l'optimalité. Ainsi, la commande prédictive (MPC) permet la commande de systèmes multivariables de grande taille, possède un caractère optimal, tout en tenant compte des contraintes imposées par le procédé ou l'utilisateur. Elle est très utilisée dans l'industrie, en particulier dans le domaine pétrochimique dans les cas où une commande multivariable est nécessaire. Un point important dans la mise au point d'une commande prédictive est que l'identification du système est une phase primordiale qui est en général plus longue et délicate que la phase d'implantation de la commande.

En fait, quelque soit la méthode de représentation ou de commande utilisée, malgré des présentations qui peuvent parfois donner l'apparence de la simplicité, de nombreuses approches demandent une connaissance importante du domaine, et impliquent pratiquement le recours à des partenaires extérieurs, laboratoires de recherche spécialisés ou sociétés commerciales ayant cette vocation, soit pour la fourniture de services, soit pour la fourniture de logiciels et de formation. Dans le cadre commercial,

- pour les systèmes experts, on peut citer Gensym qui développe G2, logiciel général de gestion de projet par système expert, utilisable pour la commande et l'automatisation,
- pour les réseaux neuronaux, Netral qui développe des codes généraux et divers de réseaux neuronaux en collaboration avec l'ESPCI (G. Dreyfus),
- pour la commande d'incinérateurs par la logique floue, la société Dublix fournit une solution,
- pour la commande prédictive, Adersa, société de services spécialisée dans le domaine de l'automatisation, ou Aspentech qui s'occupe de modélisation de procédés et a absorbé les sociétés DMC et SetPoint spécialisées en commande prédictive.

D'après les articles étudiés, la modélisation qui concerne essentiellement la partie liée à la combustion-pyrolyse des déchets n'a pas été utilisée pour en déduire un modèle dynamique simplifié pouvant être utilisé dans le cadre d'une commande. Pourtant, un modèle dynamique même complexe permettrait d'obtenir les réponses à des échelons des entrées manipulées et des perturbations qui pourraient ensuite être utilisées comme modèle linéaire d'une commande prédictive multivariable. L'intérêt de la commande prédictive multivariable est de tenir compte du caractère multivariable, donc impossible à appréhender pour un humain, et d'incorporer les contraintes sur les variables manipulées ou leurs variations, voire sur les sorties.

Des bilans dynamiques simplifiés obtenus à partir d'un modèle plus complexe ou une approche de modèle de tendance pourraient servir à élaborer un modèle dynamique simple dans l'espace d'état qui serait ensuite utilisé pour construire un estimateur de la qualité des déchets entrants. On devrait ainsi pouvoir estimer le PCI par un observateur d'états qui fournirait son estimation à une cadence suffisamment élevée pour être utilisée dans le cadre d'une commande feedforward, c'est-à-dire prenant en compte l'effet de perturbations mesurées. Dans ce cadre, l'estimation du PCI remplacerait la mesure non possible en temps réel de la qualité de la charge. De plus, à elle seule, l'estimation du PCI serait une indication importante pour les opérateurs en charge de la combustion. Les informations provenant de caméras vidéo pourraient être intégrées comme des mesures pour l'observateur. Il faut souligner que le développement d'un observateur de la qualité de la charge est un problème indépendant de la commande elle-même, et qu'un observateur est utilisable dans le cadre de la surveillance et du diagnostic.

La mise au point d'un benchmark dynamique, modèle de représentation d'un incinérateur type, serait utile pour l'ensemble de la profession, sans nécessairement faire appel à des modèles de mécanique

des fluides numérique. Ce benchmark pourrait être utilisé en simulation pour l'entraînement des opérateurs pour la conduite des incinérateurs.

Le tableau 4.3 résume sous une forme nécessairement limitée un certain nombre d'indicateurs pour les quatre grandes classes que j'ai distinguées, bien que la situation soit plus complexe et que l'automatique théorique est si variée qu'elle ne peut se réduire à une seule colonne. En fait, étant donné l'application industrielle et l'applicabilité générale recherchée, la commande MPC a été privilégiée.

	Systèmes experts	Réseaux neuronaux	Logique floue	Automatique théorique
Assise théorique	Faible	Oui (statistique)	Moyen	Oui
Aptitude à la modélisation	Oui (règles)	Oui	Faible	Oui (méthodes variées)
Difficulté de modélisation	Moyen	Non	Oui	Variable selon modèle
Transparence	Oui	Non	Oui	Variable
Difficulté de mise en oeuvre en identification	Moyen	Non	Oui	Non (méthodes éprouvées)
Difficulté de mise en oeuvre en commande	Non	Non	Non	Non (MPC)
Difficulté de maintenance	Variable	Variable	Non	Variable
Stabilité	Non prouvable	Non prouvable	Non prouvable	Oui (MPC)
Caractère multivariable	?	Oui	Non	Oui (MPC)
Caractère optimal	Non	Non	Non	Oui (MPC)
Caractère prédictif	Non	Limité	Non	Fort (MPC)
Gestion des contraintes	Possible	Non	Non	Oui (MPC)
Contribution collective	Oui	Faible	Faible	Faible
Besoin d'appui extérieur	Oui (logiciel ou service)	Oui (logiciel)	Oui expertise	Oui (MPC) (logiciel et/ou service)

**Tableau 4.3:** Classification des techniques et indicateurs.

En résumé, les deux points qui me paraissent essentiels sont le développement d'un observateur pour estimer la qualité de la charge et l'implantation d'une commande prédictive multivariable.

## Références

M.G. Allen, C.T. Butler, S.A. Johnson, E.Y. Lo, and F. Russo. An imaging neural-network combustion control-system for utility boiler applications. *Combust. Flame*, 94(1/2):205–214, 1993.

S. Altug and E. Tulunay. Neural-network-nased process controller design and on-line application to fluidized bed combustion. *J. Syst. Engng.*, 6(3):148–158, 1996.

ATEE. Réduction des NO<sub>x</sub> - Traitement des fumées: réduction sélective non catalytique ou catalytique. *Energie Plus*, 275, 2001.

- O. Auchet, P. Riedinger, O. Malasse, and C. lung. First-principles simplified modelling of glass furnaces combustion chambers. *Cont. Eng. Pract.*, 16:1443–1456, 2008.
- R. Babuska and H. B. Verbruggen. An overview of fuzzy modeling for control. *Cont. Eng. Pract.*, 4(11): 1593–1606, 1996.
- T. Backx, J. Ludlage, and A. Koenraads. Model based control ensures predictable process operations. *Glass*, pages 180–182, 2000.
- P. Basu and S. Mitra. Application of an expert system to the design of a furnace of a circulating fluidized bed boiler. *J. Engng. Gas Turbines Power: Trans ASME*, 116(3):462–467, 1994.
- J.A. Blasco, N. Fueyo, C. Dopazo, and J. Ballester. Modeling the temporal evolution of a reduced combustion chemical system with an artificial neural network. *Combust. Flame*, 113(1/2):38–52, 1998.
- R. Blonbou, A. Laverdant, S. Zaleski, and P. Kuentzmann. Active control of combustion instabilities on a Rijke tube using neural networks. *Proc. Combust. Inst.*, 28:747–755, 2000a.
- R. Blonbou, A. Laverdant, S. Zaleski, and P. Kuentzmann. Active adaptive combustion control using neural networks. *Combust. Sci. Technol.*, 156:25–47, 2000b.
- J. Brouwer, M.P. Heap, D.W. Pershing, and P.J. Smith. A model for prediction of selective non-catalytic reduction of nitrogen oxides by ammonia, urea and cyanuric acid with mixing limitations and in the presence of CO<sub>2</sub>. In *26th International Symposium on Combustion*, Combustion Institute, 1996.
- J.C. Chen, W.H. Chen, and N.B. Chang. Diagnosis analysis of a small-scale incinerator by neural networks model. *Civil Engineering and Environmental Systems*, 25(3):201–213, 2008.
- X.S. Chen, S.H. Li, J.Y. Zhai, and Q. Li. Expert system base adaptive dynamic matrix control for ball mill grinding circuit. *Expert systems with applications*, 36:716–723, 2009.
- W.S. Cho, S.D. Roh, S.W. Kim, W.H. Jang, and S.S. Shon. The process modeling and simulations for the fault diagnosis of rotary kiln incineration process. *J. Ind. Engng. Chem.*, 4(2):99–104, 1998.
- A.Z.S. Chong, S.J. Wilcot, and J. Ward. Application of neural-network-based controller on an industrial chain grate stoker boiler. *I. Inst. Energy*, 73(497):208–214, 2000.
- A.Z.S. Chong, S.J. Wilcot, and J. Ward. Prediction of gaseous emissions from a chain grate stoker boiler using neural networks of arx structure. *IEE Proc. Sci. Measure Technol.*, 148(3):95–102, 2001.
- F.C. Christo, A.R. Masri, and E.M. Nebot. Artificial neural network implementation of chemistry with pdf simulation of H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> flames. *Combust. Flame*, 106(4):406–427, 1996.
- C.A. CoelloCoello, G.B. Lamont, and D.A. Van Veldhuizen. *Evolutionary algorithms for solving multi-objective problems*. Springer, New-York, 2007.
- A. Dahech. Modélisation du four d'incinération d'ordures ménagères de Ludres. Technical report, Centre de Recherche en Automatique de Nancy, 1998. Diplôme de recherche technologique.
- K. Deb. *Multi-objective optimization using evolutionary algorithms*. Wiley, Chichester, 2004.
- R. El Asri and D. Baxter. Process control in municipal solid waste incinerators: survey and assessment. *Waste management & Research*, 22:177–185, 2004.
- N. Etik, N. Allahverdi, I.U. Sert, and I. Saritas. Fuzzy expert system design for operating room air-condition control systems. *Expert systems with applications*, 36:9753–9758, 2009.
- G. Ferretti and L. Piroddi. Estimation of NO<sub>x</sub> emissions in thermal power plants using artificial neural networks. *J. Engng. Gas Turbines Power: Trans ASME*, 123(2):465–471, 2001.
- S. Fujii, S. Tomiyama, T. Nogami, M. Shirai, H. Ase, and T. Yokoyama. Fuzzy combustion control for reducing both CO and NO<sub>x</sub> from flue gas of refuse incineration furnace. *JSME Int. J. Ser. C: Mech. Syst. Mach. Elem. Manufact.*, 40(2):279–284, 1997.

- E. Huselstein. *Contributions à l'identification de modèles linéaires à temps continu. Application à la modélisation d'incinérateurs d'ordures ménagères*. PhD thesis, Université Henri Poincaré, Nancy I, 2003.
- E. Ikonen, K. Najim, and O. Kortela. Neuro-fuzzy modeling of power plant flue-gas emissions. *Engng. Appl. Artif. Intell.*, 13(6):705–717, 2000.
- M. Jarvensivu, K. Saari, and S.L. Jamsa-Jounela. Intelligent control system of an industrial lime kiln process. *Cont. Eng. Pract.*, 9:589–606, 2001.
- K. Jorgensen and O.H. Madsen. Modern control systems for MSW plants. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, 78, part B:15–20, 2000.
- S.A. Kalogirou. Artificial intelligence for the modeling and control of combustion processes: a review. *Progress in Energy and Combustion Science*, 29:515–566, 2003.
- S.H. Kim, W.E. Wolfe, and F.C. Hadipriono. The development of a knowledge-based expert system for utilization of coal combustion by-product in highway embankment. *Civil Engng. Syst.*, 9(1):41–57, 1992.
- A. Kontopoulos, K. Krallis, E. Koukourakis, N. Denaxas and N. Kostis, A. Broussaud, and O. Guyot. A hybrid, knowledge-based system as a process control 'tool' for improved energy efficiency in alumina calcining furnaces. *Applied Thermal Engineering*, 17(8–10):935–945, 1997.
- F.N. Koumboulis and N.D. Kouvakas. Indirect adaptive neural network control for precalcination in cement plants. *Mathematics and Computers in Simulation*, 60:325–334, 2002.
- B. Krause, C. Von Altrock, C. Limper, and W. Schafers. A neuro-fuzzy adaptive control strategy for refuse incineration plants. *Fuzzy Sets and Systems*, 63:329–338, 1994.
- T.M. Leib, P.L. Mills, and J.J. Lerou. fast response distributed parameter fluidized bed reactor model for propylene partial oxidation using feed-forward neural network methods. *Chem. Engng. Sci.*, 51(10): 2189–2198, 1996.
- M. Leskens, L.B.M. Van Kessel, and P.M.J. Van den Hof. Mimo closed-loop identification of an msw incinerator. *Control Engineering Practice*, 10:315–326, 2002.
- C. Li and R. Priemer. Fuzzy control of unknown multiple-input-multiple-output plants. *Fuzzy sets and systems*, 104:245–267, 1999.
- W. Li and X.G. Chang. Application of hybrid fuzzy logic proportionnal plus conventional integral-derivative controller to combustion control of stoker-fired boilers. *Fuzzy Sets Systems*, 111(2):267–284, 2000.
- G.P. Liu and S. Daley. Output-model-based predictive control of unstable combustion systems using neural networks. *Control Engng. Pract.*, 7(5):591–600, 1999.
- B. Muller and H. Keller. Neural networks for combustion process modelling. In *Proceedings of the International Conference EANN'96*, pages 87–90, London, UK, 1996.
- H. Onto, T. Ohnishi, and Y. Terada. Combustion control of refuse incineration plants by fuzzy logic. *Fuzzy Sets and Systems*, 32:193–206, 1989.
- J.M. Pina and P.U. Lima. A glass furnace operation system using fuzzy modelling and genetic algorithms for performance operation. *Engineering Applications of Artificial Intelligence*, 16:681–690, 2003.
- L. Reh and H. Ye. Neural networks for on-line prediction and optimization of circulating fluidized bed process steps. *Powder Technology*, 111:123–131, 2000.
- P. Samaras, A. Kungolos, T. Karakasidis, D. Georgiou, and K. Perakis. Statistical evaluation of PCDD/F emission data during solid waste combustion by fuzzy clustering techniques. *J. Environ. Sci. Health, Part A: Tox/Hazard Subst. Environ. Engng.*, 36(2):153–161, 2001.



- D. Schmidt. Online prediction of the free lime content in the sintering zone and the use of neural networks for process optimization. *ZKG Int.*, 54(9):471–479, 2001.
- S. Shiono, T. Usui, M. Iriyama, K. Suzuki, and Y. Naka. Satle combustion in sludge melting furnace by fuzzy-logic. *Water Sci. Technol.*, 28(11/12):347–354, 1993.
- P. Sibille, A. Richard, and B. Jacque. Régulation du débit vapeur d'un four d'incinération d'ordures ménagères de conception Itisa-Volund. Technical report, Centre de Recherches en Automatique de Nancy, 1994a. Rapport de fin de contrat Ouest-O.M.
- P. Sibille, C. Vomscheid, and B. Jacque. Commande d'un turbo-alternateur. adaptation de la régulation de température du foyer d'un four Itisa-Volund. Technical report, Centre de Recherches en Automatique de Nancy, 1994b. Rapport de fin de contrat Ouest-O.M.
- P. Sibille, C. Vomscheid, P. Nus, and T. Cecchin. Automatisation de la conduite d'un four d'incinération d'ordures ménagères. *Revue Générale de Thermique*, 389:344–352, 1994c.
- P. Sibille, A. Richard, and F. Lucot. Implantation de la commande et de la supervision sur deux fours d'incinération d'ordures ménagères et d'un turboalternateur. Technical report, Centre de Recherches en Automatique de Nancy, 1995. Rapport de fin de contrat Ouest-O.M.
- P. Sibille, H. Garnier, and M. Gilson. La conduite automatisée des fours d'incinération d'ordures ménagères: une solution à la réduction des rejets de dioxines. *Déchets - Sciences & Techniques*, 17: 17–24, 2000.
- S. Soyguder, M. Karakose, and H. Alli. Design and simulation of self-tuning PID-type fuzzy adaptive control for and expert HVAC system. *Expert systems with applications*, 36:4566–4573, 2009.
- P. Spichal. The Martin grate - description of the feeder controls - london selchp. Technical report, Martin GMBH, 1996.
- K. Suzuki, M. Iriyama, and Y. Nakamori. Statistical analysis od dynamics of a rotary kiln sewage sludge incinerator using fuzzy modeling. *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 18(6):894–903, 1992.
- A.V. Topalov and O. Kaynak. Neural network modeling and control of cement mills using a variable structure theory based on-line learning mechanism. *J. Proc. Cont.*, 14:581–589, 2004.
- S. Tronci, R. Baratti, and A. Servida. Monitoring pollutant emissions in a 4.8 MW power plant through neural network. *Neurocomputing*, 43:3–15, 2002.
- P. Van Den Hof and R. Schrama. An indirect method for transfer function estimation from closed-loop data. *Automatica*, 29(6):1523–1527, 1993.
- P. Van Den Hof and R. Schrama. Identification and control, closed-loop issues. *Automatica*, 31(12): 1751–1770, 1995.
- L.B.M. Van Kessel and G. Brem. *A dynamic model of a municipal solid waste incinerator as a tool for process optimization and operator training*, chapter 17. Deutscher Flammentag, Hamburg-Harburg, Deutschland, 1995.
- C. Vomscheid, M. Aubrun, A. Richard, and M. Robert. Automatisation d'un incinérateur de la Rimma. Technical report, Centre de Recherches en Automatique de Nancy, 1990. Rapport de fin de contrat RIMMA.
- S. Vranes, M. Stanojevic, and V. Stevanovic. Best-based expert diagnostic system for the aluminum industry. *Computers in industry*, 32:53–68, 1996.
- Q. Wang, G. Chalaye, G. Thomas, and G. Gilles. Predictive control of a glass process. *Cont. Eng. Pract.*, 5(2):167–173, 1997.
- J. Ward, S.J. Wilcox, and R. Payne. Prediction of the thermal performance of a high-temperature furnace using neural networks. *IMechE*, C565/053:437–442, 1999.

- M.H. Xu, J.L.T. Azevedo, and M.G. Carvalho. Modeling of a front wall fired utility boiler for different operating conditions. *Comput. Meth. Appl. Mech. Engng.*, 190(28):3581–3590, 2001.
- I. Zbicinski, I. Smucerowicz, C. Stumillo, J. Kasznia, J. Stawczyk, and K. Murlikiewicz. Optimisation and neural modelling of pulse combustors for drying applications. *Drying Technol.*, 17(3):609–633, 1999.
- QQ. Zhu, J.M. Jones, A. Williams, and K.M. Thomas. The predictions of coal/char combustion rate using an artificial neural network approach. *Fuel*, 78(14):1755–1762, 1999.
- Y. Zhu and T. Backx. *Identification of Multivariable Industrial Processes*. Springer-Verlag, London, 1993.