

Traitements thermiques des déchets

Procédés et technologies associées

par **Gérard ANTONINI**

Professeur, directeur du laboratoire UMR 6067 CNRS -Génie des procédés industriels
à l'Université de Technologie de Compiègne
Directeur scientifique du GIE Procédés (UTC/Ineris)

1. Technologies de préparation/alimentation des déchets.....	G 2051 - 2
2. Procédés d'incinération	— 2
2.1 Fours à grilles.....	— 2
2.2 Fours tournants et/ou oscillants.....	— 3
2.3 Fours à lit fluidisé	— 3
2.4 Procédés de co-incinération	— 5
3. Procédés d'oxycombustion	— 7
4. Procédés d'oxydation haute température par plasma	— 7
5. Procédés d'oxydation en voie humide (OVH)	— 7
5.1 Procédés OVH sous-critiques.....	— 8
5.2 Procédés OVH supercritiques	— 10
6. Procédés de pyrolyse	— 11
7. Procédés de gazéification	— 13
8. Dispositifs de récupération/valorisation d'énergie	— 13
8.1 Valorisation énergétique en incinération.....	— 13
8.2 Valorisation énergétique en pyrolyse/gazéification.....	— 14
9. Dispositifs de traitement des fumées.....	— 15
9.1 Dispositifs de dépoussiérage.....	— 15
9.2 Dispositifs d'abattage/neutralisation des fumées.....	— 16
9.3 Techniques complémentaires en épuration des fumées.....	— 17
10. Procédés de traitement des résidus ultimes.....	— 18
Pour en savoir plus	Doc. G 2052
Annexes sur les procédés.....	G 2053

Les processus thermochimiques, intervenant dans les opérations visant au traitement thermique des déchets et effluents industriels, ont été décrits dans l'article **Processus** [G 2 050]. Ces processus sont mis en œuvre dans différents procédés et équipements, visant à l'élimination et/ou la valorisation matière/énergie des déchets, décrits dans le présent article.

D'une façon générale, ces procédés et technologies associées imposent, avant traitement, une préparation préalable des déchets à traiter plus ou moins poussée. Les procédés mis en œuvre sont soit des procédés d'oxydation totale (incinération ou oxydation en voie humide), soit des procédés de décomposition et/ou de transformation thermochimique (pyrolyse ou gazéification), imposant différents modes de récupération/valorisation de l'énergie calorifique libérée. Les procédés visant au traitement des effluents gazeux et résidus ultimes sont également décrits.

1. Technologies de préparation/alimentation des déchets

La mise en œuvre d'un processus de destruction thermique des déchets nécessite, la plupart du temps, des opérations de préparation et/ou de mise en forme préalables des déchets. Celles-ci peuvent être décomposées en plusieurs opérations élémentaires.

■ Réception et stockage des déchets

Les déchets sont en général déchargés sur un quai par camions puis pesés, identifiés, analysés et entreposés sur une aire de stockage ou en fosse ventilée (dépression), équipée ou non de dispositifs d'abattage des poussières et vapeurs générées lors du déchargement.

■ Préparation des déchets

Les déchets nécessitent parfois un **prétraitement** avant introduction dans le four, comme c'est particulièrement le cas en alimentation de foyers à lit fluidisé, par exemple.

Ce prétraitement des déchets bruts vise à éliminer les éléments incombustibles massifs (matériaux inertes ou métalliques), par criblage/séparation (trommels rotatifs, par exemple) ainsi que les objets ferreux, par extraction magnétique (*over-band*). Ce type de séparation permet, par ailleurs, la valorisation matière de certains constituants des déchets bruts. Pour le cas des ferrailles, celles-ci peuvent être également extraites, de la même manière, après incinération.

Un **ajustement granulométrique** par déchiquetage/broyage/criblage des déchets (broyeurs à couteaux, broyeurs à marteaux, lents ou rapides), est souvent indispensable, et ce, en fonction du procédé de traitement thermique utilisé.

Des **opérations de mélange/homogénéisation** peuvent être également pratiquées, afin de minimiser les fluctuations de composition des déchets, ou de réaliser une co-incinération de déchets et/ou enfin, d'adapter leur pouvoir calorifique au procédé utilisé. Leur pouvoir calorifique peut également être ajusté par déshydratation/séchage préalable du déchet brut, ou de l'effluent à traiter.

■ Reprise des déchets et introduction dans le foyer

Pour les déchets solides, leur reprise est assurée par des dispositifs de grappins/ponts roulants, pour l'introduction dans les trémies d'alimentation du four. L'alimentation des fours s'effectue via une goulotte de descente vers le foyer. L'introduction dans le foyer est réalisée par un dispositif à pousoir destiné à éviter les remontées de feu vers la goulotte d'introduction, l'enceinte du four étant toujours maintenue en légère dépression (quelques millimètres de colonne d'eau) par un extracteur disposé en aval.

Pour les déchets liquides ou pâteux, ceux-ci sont transférés des cuves de stockage vers le four par des pompes, puis injectés dans le foyer à l'aide de cannes ou buses d'injection. Les liquides sont en général pulvérisés mécaniquement ou avec une assistance par air ou vapeur, suivant leur viscosité. Les boues peuvent être soit pulvérisées en façade de four, soit introduites sous forme de paquets tombants (*chipolatas*) dans la zone chaude du four.

2. Procédés d'incinération

Plusieurs technologies sont actuellement disponibles en ce qui concerne les procédés d'incinération des déchets solides : les fours à grilles, les fours tournants et/ou oscillants et les fours à lit fluidisé, dense, rotatif ou circulant.

À ces procédés, il faut adjoindre les installations de co-incinération, dans lesquelles les déchets sont essentiellement :

- brûlés en présence d'un co-déchet, par exemple boues/déchets industriels solides ;

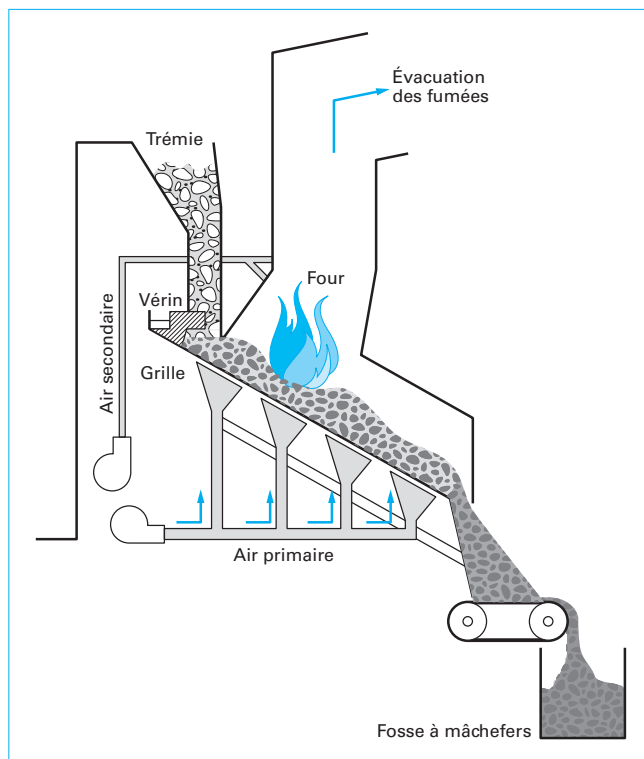


Figure 1 – Schéma de principe d'un four à grille

- utilisés en tant que combustible d'appoint ;
- traités thermiquement en vue de leur élimination par combustion simultanée dans la charge d'un procédé industriel de transformation matière et/ou énergie, de type cimentier par exemple.

2.1 Fours à grilles

Dans ce type de four (figure 1), 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 équipée de réfractaires, couplée ou non à une chaudière de récupération.

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 continu. Cette grille est soit inclinée (type plan unique pour la grille Martin/CNIM, ainsi que pour la grille Von Roll, et type à gradins pour la grille Volund), soit horizontale (type grille ABB), limitant ainsi les processus de dévalement des déchets le long de la grille [27].

L'épaisseur de la couche de déchets est contrôlée (250-350 kg/m² de surface de grille/h), afin d'éviter le contact de la flamme avec les barreaux.

L'air primaire de combustion, en excès, est soufflé sous la grille, de façon uniforme ou étagée, via des caissons de distribution. Ce mode d'aération permet non seulement le refroidissement de la grille, mais aussi une aération poussée des déchets en cours de combustion. Cet air peut être préchauffé, afin d'améliorer le rendement global de la combustion, et ce à l'aide d'un échangeur (réchauffeur d'air) disposé en aval du foyer, sur les fumées issues de la combustion. Pour les déchets à forts PCI, on peut utiliser des grilles refroidies par circulation interne d'eau.

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 sur grille ;
- et, enfin, une zone de refroidissement des mâchefers formés par soufflage sous grille, avant leur évacuation en sortie de foyer, où ils subissent une extinction dans une garde à eau, permettant également d'éviter toute pénétration d'air parasite. Ces mâchefers sont enfin criblés et déferailés.

Les gaz produits par la combustion des déchets sont mélangés à de l'air secondaire, en général préchauffé, fourni au-dessus de la grille, au travers des façades du four, pour permettre la post-combustion complète des matières volatiles et imbrûlés formés au niveau de la grille. La répartition uniforme de cet air secondaire dans le flux gazeux principal est, en général, difficile à assurer, compte tenu de la taille importante des installations. Des techniques basées sur l'introduction d'inserts refroidis peuvent s'avérer efficaces pour assurer un bon mélange des flux gazeux à ce niveau (prisme refroidi de la société Seghers, par exemple).

Les **temps de séjour** couramment pratiqués pour obtenir une combustion complète des déchets sur grille sont de l'ordre de 45 min à 1 h, à une température ne dépassant pas 1 100 °C, afin d'éviter les processus de fusion des fractions minérales des déchets sur la grille. La température de combustion est contrôlée par addition d'air de dilution, l'excès d'air minimum étant, en général voisin de 90 %, en fours à grille. Pour la phase gazeuse, dans la zone de postcombustion, des temps de séjour de 2 à 4 s, à 850 °C et à au moins 6 % d'oxygène sont nécessaires (imposition réglementaire légal).

L'ensemble de la chambre de combustion est équipé de matériaux réfractaires, permettant de supporter les températures typiques de l'incinération, comprises entre 850 et 950 °C.

Les **capacités de traitement** des fours à grilles, pour déchets industriels, sont élevées et ceux-ci peuvent traiter de 5-40 t/h, voire plus.

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), soit par exemple de déchets agro-industriels aux DIB.

La technologie des fours à grille est, de plus, **bien adaptée à la co-incinération de déchets**, par alimentation séparée ou en mélange en trémie, de déchets de PCI complémentaires (par exemple, boues résiduaires/DIB).

Les principaux constructeurs de fours à grille sont les suivants : ABB, Alstom Energy Systems, CNIM, Ferbeck, Inor Von Roll, Itisa Volund, Noell, Seghers BT, Stein, Triga...

2.2 Fours tournants et/ou 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. L'intérieur du four peut être lisse ou bien équipé d'inserts permettant le retournement des déchets en cours de traitement. Ce type de four est, en général, équipé d'une double enveloppe, assurant le préchauffage de l'air de combustion, celui-ci étant injecté sous les déchets.

En **four tournant**, les fumées sont extraites au niveau de l'introduction des déchets, en face avant, les fumées progressant dans ce cas à contre-courant de la charge.

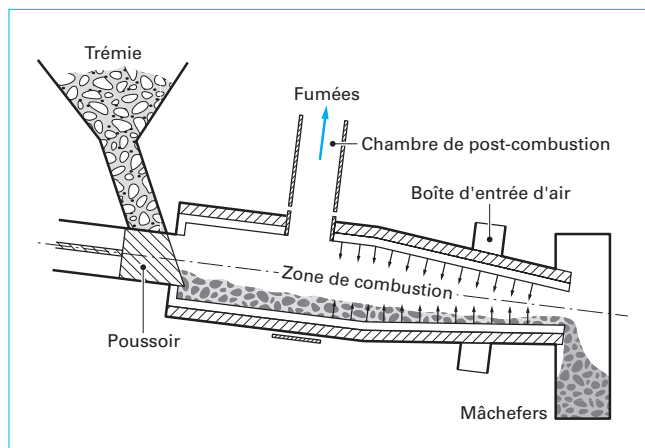


Figure 2 – Schéma d'un four oscillant

En **four oscillant** (procédé Cyclergie, figure 2), les fumées sont extraites au milieu du four, au niveau de l'enveloppe cylindrique, les fumées progressant alors à co- puis à contre-courant de la charge. Ces fumées sont ensuite dirigées vers une chambre de post-combustion, à l'aide d'un extracteur, disposé en aval, et permettant de maintenir l'ensemble four/postcombustion en légère dépression.

Le temps de séjour moyen des déchets en four tournant peut être estimé par :

$$t = \frac{0,19L}{N \cdot D \cdot P}$$

avec t temps de séjour du déchet (min),

D diamètre intérieur de la chambre (m),

N vitesse de rotation (tr/min),

P pente du four (m/m).

Les valeurs moyennes des temps de séjour pour des déchets solides varient entre 45 minutes et 1 h 30, suivant le type de déchet traité.

Le tube cylindrique peut être prolongé par un cône en sortie (four cylindro-conique) qui, en diminuant le pas d'avancement des produits, assure la combustion complète du carbone fixe des cendres avant leur évacuation. Enfin, l'air peut être admis à l'intérieur du four par l'intermédiaire de cheminées ménagées directement au travers du réfractaire.

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.

Les constructeurs spécialisés dans ce type de four sont, entre autres, les sociétés Maguin, Cyclergie...

2.3 Fours à lit fluidisé

Cette technologie, couramment utilisée en combustion du charbon, est d'application relativement récente pour le traitement thermique des déchets, compte tenu des difficultés liées à sa mise en œuvre pour des déchets bruts, hétérogènes et de granulométries souvent grossières. En effet, la combustion en lit fluidisé impose des contraintes spécifiques aux caractéristiques des déchets entrants, liées à l'aéraulique de la fluidisation [28].

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 un bon 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 rendements de combustion ainsi obtenus sont alors élevés, même à faible excès d'air (30 à 40 %, contre 90 à 100 % pour les fours à grilles).

Le média de fluidisation assure non seulement l'inertie thermique du milieu support de combustion, ce qui permet d'accepter une certaine fluctuation de composition des déchets, mais il participe aussi à l'homogénéisation de la température interne du lit, celle-ci restant limitée aux alentours de 850 °C, avec suppression des points chauds. Ceci permet de limiter la formation des oxydes d'azote et autorise la combustion de déchets à forts PCI, tels que les DIB.

De plus, quand on ajoute au média de fluidisation un agent sorbant, comme de la chaux, celui-ci permet un abattage *in situ* des SOx générés par la combustion de déchets soufrés, le rendement de transformation réactionnel CaO/SO₂ en désulfuration étant optimal à 850 °C.

Cependant, le taux de valorisation énergétique global de ce type d'installation est pénalisé par une forte auto-consommation spécifique, de l'ordre de 180-200 kW/t de déchets traités, du fait de l'importance des périphériques nécessaires (dispositifs de préparation poussée des déchets, soufflage de l'air de fluidisation...).

Les principaux constructeurs de fours à lit fluidisé sont : ABB, Alstom, CNIM, Ebara, FMI, Foster Wheeler, Inor Von Roll, Kvaerner, Lurgi, Seghers BT, Stein Industries, Thyssen SO, TMC.

On distingue trois types de technologies concernant les fours à lit fluidisé : dense, rotatif ou circulant.

2.3.1 Lit fluidisé dense (LFD), ou lit bouillonnant

Les fours LFD sont généralement des foyers verticaux, à section cylindrique ou carrée, réfractorisés intérieurement (figure 3). 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.

Après préchauffage du lit à l'aide d'un brûleur d'appoint (gaz ou fuel), le lit est alimenté en déchets broyés à une taille dépendante du type de sole de fluidisation (< 20-30 cm), généralement à l'intérieur ou à la surface du lit (*overfeed*). La présence d'une fraction plus ou moins importante de fines dans l'alimentation peut avoir une influence défavorable, non seulement sur le rendement de combustion, celle-ci pouvant être soufflée hors du lit sans brûler, mais également doit être prise en compte dans la conception des équipements situés en aval, compte tenu des processus de dépôt/engrassement qu'elle peut entraîner.

Les déchets se mélangent au média chaud de fluidisation, agissant en caloporteur, ce qui provoque son inflammation quasi-instantanée. Le milieu se comporte alors comme un « lit bouillonnant » (*bubbling bed*), à forts coefficients de transfert thermique

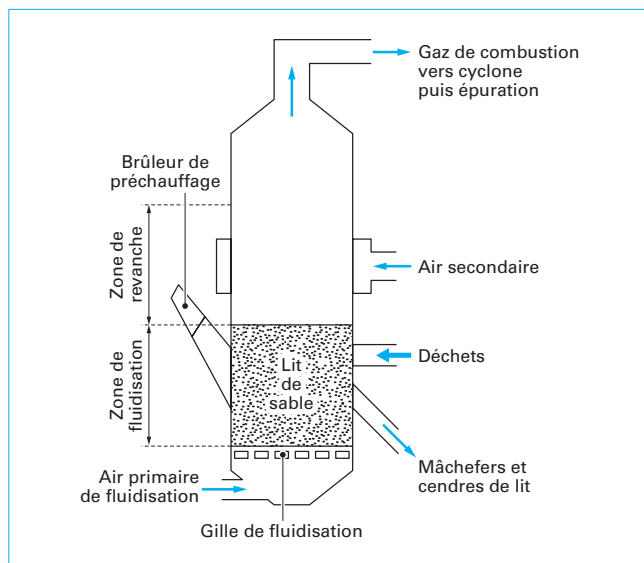


Figure 3 – Schéma de principe d'un four à lit fluidisé dense

interne (500-800 W/m² · °C), permettant une bonne uniformité de la température au sein du lit (gradient de température de plus ou moins 15 °C). La chaleur libérée par la combustion des déchets permet de maintenir une température modérée, de l'ordre de 850 °C, avec ou sans combustible d'appoint, pour des déchets de fort PCI (de 6,2 à 21 MJ/kg), le rendement de combustion étant alors de l'ordre de 95 %.

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 densités de puissance engagées sont de l'ordre de 1 000 à 2 000 kW/m³, ce qui permet de travailler dans des foyers compacts.

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. L'air secondaire permet de réaliser dans l'enceinte du lit les conditions 850 °C/2s, à 6 % d'oxygène, imposées par les normes réglementaires, applicables aux unités de combustion de déchet. Cette particularité des LFD permet de les utiliser sans chambre de postcombustion.

Dans tous les cas, les combustions y sont réalisées en conditions sur-stœchiométriques, mais avec un faible excès d'air. En réalité, les lits fluidisés denses peuvent travailler à des excès d'air très faibles, de l'ordre de 35 %, leur permettant d'atteindre, compte tenu de la réduction du débit de fumées en résultant, des rendements thermiques de récupération très élevés, de l'ordre de 90 %. Cependant, à ces faibles excès d'air, le taux d'oxygène dans les fumées est compris entre 4 et 5 %, inférieure à la prescription légale (arrêté du 15/12/95), et donc ne peuvent être pratiqués, en exploitation, sauf dérogation prévue dans la réglementation européenne.

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.

En effet, des processus de défluidisation trop fréquents peuvent entraîner des disponibilités faibles des installations d'incinération à lit dense. En particulier, la présence de ferrailles, liées à des défauts

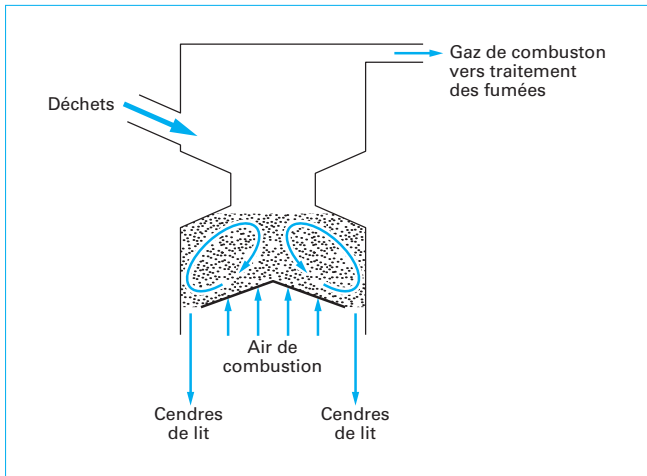


Figure 4 – Schéma de principe d'un four à lit fluidisé rotatif

de préparation de la charge, mais également de blocs minéraux poreux résultant de la combustion/agglomération des fractions minérales fines entraînées au-dessus du lit, sans passer par le lit, sont à l'origine de ces processus de défluidisation. De même, ces fines entraînent des processus de dépôt/encrassement des surfaces de réchauffeur d'air, de chaudière et d'économiseur, disposées en aval. Elles augmentent également la quantité de fines recueillie dans le dépoussiéreur, augmentant ainsi la quantité de résidus ultimes à évacuer. Ces processus sont à prendre en compte pour l'incinération des boues résiduaires en lit fluidisé dense.

Le fonctionnement à faible excès d'air (4-5 %), autorisé par la technologie des lits denses, bien que nécessitant une procédure de dérogation pour un fonctionnement à moins de 6 % d'oxygène dans les fumées, permet non seulement une amélioration considérable du rendement thermique des installations, mais permet également une diminution marquée du taux de NO_x, qui passe de 220 à 170 mg/Nm³ pour une réduction de l'excès d'air abaissant le débit de fumées de 15 % et faisant passer les fumées d'une teneur de 6,5 à 4,5 % d'oxygène, et ce, tout en réduisant les processus d'encrassement/dépôt aval.

2.3.2 Lit fluidisé rotatif (LFR)

Les LFD, alimentés en air ascendant, sont, du fait de leur symétrie axiale, de bons mélangeurs dans le sens vertical, mais présentent néanmoins une agitation radiale modérée ou faible. L'utilisation d'une sole de distribution d'air, constituée de deux parties inclinées, 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 du lit (figure 4), d'où l'appellation de *lit fluidisé rotatif* (LFR). Notons que l'extraction des mâchefers est facilitée par l'inclinaison de la sole de fluidisation. Cependant, la perte de charge imposée par ce système de fluidisation peut pénaliser la consommation électrique des auxiliaires.

La température dans le lit rotatif est de 750 à 800 °C, l'injection d'air secondaire, en partie haute, portant les gaz à 850 °C pendant au moins 2 s. La circulation interne du lit minimise les possibilités d'apparition de points chauds, et donc les processus d'agglomération et de prise en masse du lit.

Les fours LFR sont conçus comme des foyers de combustion, la récupération de chaleur étant réalisée dans une enceinte aval séparée. Cela impose de maintenir la température des fumées, en sortie de four, à des niveaux permettant de prévenir les risques de fusion des cendres volantes, et donc d'utiliser des débits d'air de dilution

importants. Ainsi, l'excès d'air minimum pratiqué en fonctionnement des fours LFR est de l'ordre de 130 %, à comparer aux 90 % pratiqués en fours à grille. Les rendements thermiques des installations à LFR ne peuvent, en conséquence, que difficilement dépasser 72-74 %. À l'inverse, ce type de lit rotatif, dépourvu de surfaces d'échange thermique, est bien adapté à des fonctionnements intermittents, cette caractéristique ayant été à l'origine du développement de cette technologie. Enfin, des problèmes liés aux envols particulaires (encrassement/dépôts en aval, apparition de blocs volumineux de cendres dans les trémies sous chaudières...) y sont également rencontrés.

Les capacités de traitement des fours LFR sont de 2 à 12 t/h, à comparer aux 2 à 30 t/h des LFD.

Ce type de technologie est essentiellement développé par la société Ebara/ABT.

2.3.3 Lit fluidisé circulant (LFC)

La technologie des foyers à lits fluidisés circulants (LFC) utilise le même 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 (figure 5). Le pouvoir de coupure des cyclones utilisés étant, en général, compris entre 50 et 250 µm, les fines de moins de 50 µm sont évacuées avec les gaz vers un dépoussiéreur aval.

Les coefficients d'échange (masse/chaleur) sont plus élevés qu'en LFD, du fait de vitesses de glissement particules/gaz importantes et d'un mélange latéral plus intense.

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, supérieurs à 99 %, avec des excès d'air de 40 à 60 %.

Les LFC permettent un meilleur contrôle de la température de fonctionnement (~ 850 °C), dans toutes les conditions de marche, par réglage du taux de recirculation. Ce réglage du débit de recirculation s'effectue au moyen d'une vanne en L.

Le taux de CO généré est, en général, compris entre 50 et 200 ppm, tandis que les taux de NO_x restent dans la plage des 100-200 ppm, inférieurs à ceux constatés en incinération en dispositifs conventionnels, et ce, du fait de l'étagement de la combustion et de la température moyenne du lit (850 °C). La technologie des LFC s'adresse essentiellement à des unités d'une capacité supérieure à 15 t/h.

Les LFC présentent cependant un certain nombre d'inconvénients potentiels :

- apparition d'éventuels problèmes d'érosion, liés aux vitesses élevées des gaz ;
- augmentation des pertes de charge nécessitant l'emploi de générateurs aérauliques plus puissants ;
- préparation poussée du déchet avant introduction (< 100 mm).

2.4 Procédés de co-incinération

Par procédé de co-incinération, on entend tout procédé permettant la combustion simultanée d'un déchet et d'un codéchet ou bien tout procédé basé sur l'utilisation d'installations non dédiées au traitement des déchets, mais dans lesquelles le procédé de trans-

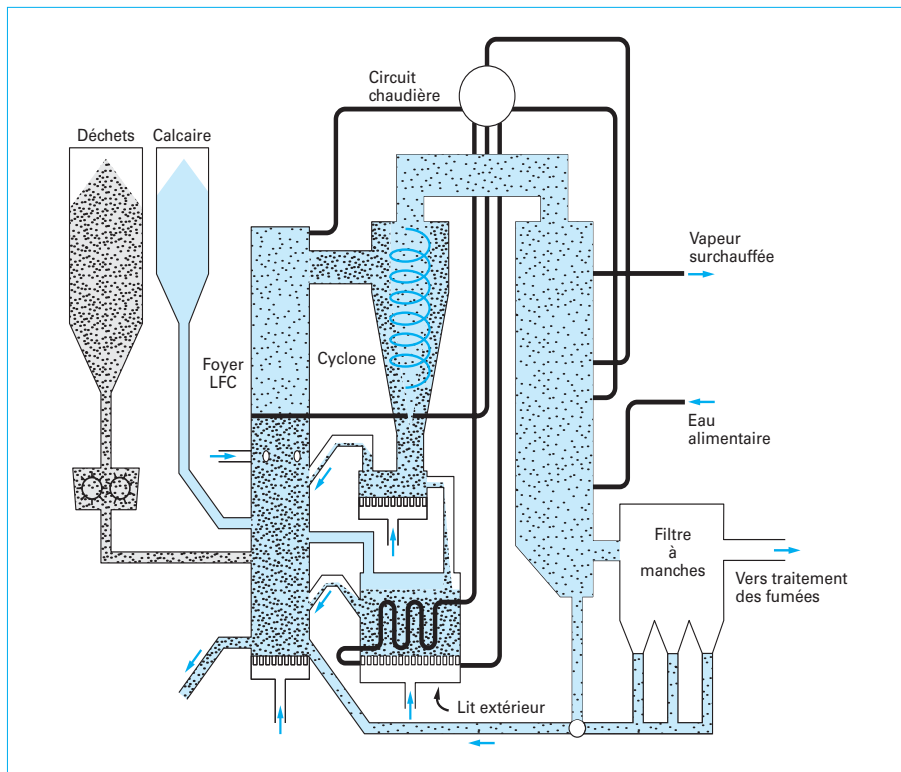


Figure 5 – Schéma de principe d'un four à lit fluidisé circulant

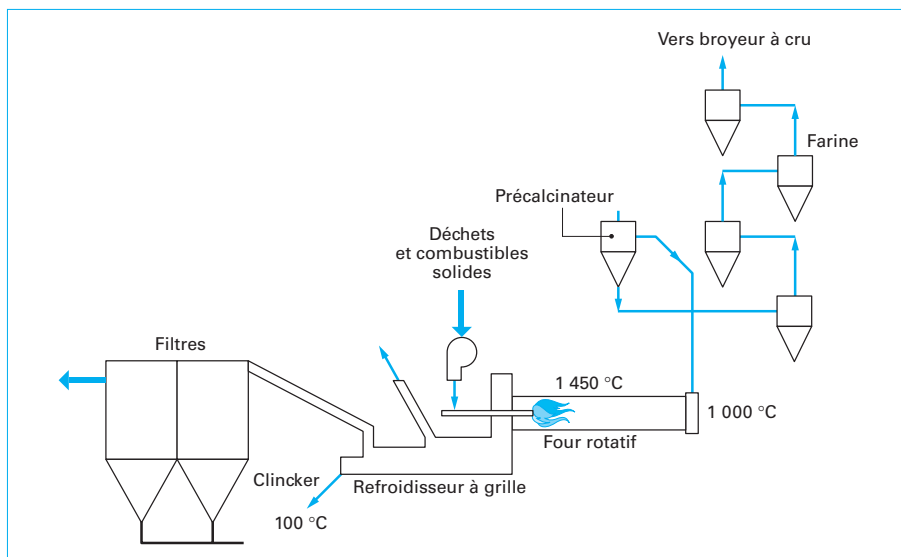


Figure 6 – Schéma de principe de la co-incinération en four cimentier (voie sèche)

formation matière/énergie mis en œuvre permet l'élimination simultanée de **déchets**, ceux-ci **intervenant en tant que combustibles d'appoint**.

Dans la première catégorie, on peut ranger les dispositifs permettant l'introduction de déchets à faibles PCI dans des foyers dédiés à la combustion de déchets à moyens ou forts PCI. C'est le cas, par exemple, des foyers équipés de dispositifs d'alimentation séparée en boues tombant sur une grille de combustion (procédé IC 850).

Dans la seconde catégorie, on trouve les installations de co-incinération de déchets, essentiellement les cimenteries, les fours à chaux et les centrales thermiques.

En **cimenterie** par exemple (figure 6), les déchets sont injectés, simultanément à un combustible primaire (taux de substitution variant de 15 à 30 %), dans le brûleur principal, ou dans un brûleur secondaire, où ils subissent des températures de flamme de l'ordre de 1 800 à 2 000 °C, permettant la destruction des molécules orga-

riques les plus récalcitrantes. Ils se retrouvent ainsi mélangés au cru cimentier, et chauffés à des températures de l'ordre de 1 400 °C dans un four tournant réfractorisé [22], [29].

Le temps de séjour de la phase solide, dans un four cimentier, est de l'ordre de 20 min, tandis que celui de la phase gazeuse est voisin de 10 s, pour des températures variant de 1 000 à 2 000 °C et des teneurs en oxygène comprises entre 2 et 3 %. Le clincker formé, de nature basique, fixe la plupart des métaux lourds ainsi que le chlore et les oxydes de soufre. Ainsi les cimenteries peuvent-elles traiter non seulement des solvants non chlorés ou faiblement chlorés, des huiles usagées, des déchets plastiques et caoutchoutiques, des pneus broyés, des farines animales... La co-incinération de déchets aqueux permet, par abaissement des températures de flamme, de réduire la production d'oxydes d'azote thermiques, celle-ci étant naturellement élevée en four de cimenterie, compte tenu des hautes températures pratiquées.

Le même principe de co-incinération de déchets s'applique aux **fours à chaux**, effectuant la décomposition thermique du calcaire à des températures de 1 200-1 300 °C, en four tournant, pour la production d'oxyde de calcium.

Enfin, certaines **centrales thermiques**, alimentées en mélanges de charbon ou de fuels lourds avec des déchets solides broyés, peuvent être des outils de co-incinération. Cependant, les faibles temps de séjour et les niveaux de température pratiqués limitent les taux de substitution accessibles.

3. 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.

La réduction ou la suppression du ballast azote du comburant permet une diminution plus ou moins importante du volume effectif des fumées générées en combustion. Celui-ci peut passer de 6 500-7 500 Nm³/t à 2 500-5 000 Nm³/t suivant le degré d'enrichissement en oxygène du comburant, par rapport à l'air standard, entraînant une réduction du volume des installations de traitement thermique et des dispositifs aval de traitement des fumées, à temps de séjour identique. Cette réduction de taille peut être mise à profit pour la réalisation d'unités mobiles de traitement d'effluents industriels.

De plus, l'augmentation de la pression partielle en oxygène du comburant améliore les cinétiques de combustion (proportionnellement à la racine de la concentration en O_2), permettant la combustion de déchets à très faibles teneurs en matière volatiles, difficilement inflammables, tels que les suies, graphite contaminé, catalyseurs usagés... ainsi que, d'une manière générale, une stabilisation des pieds de flamme de déchets à faibles PCI, et une réduction des imbrûlés carbone dans les résidus de traitement thermique des déchets.

La réduction ou la suppression du ballast azote du comburant est accompagnée d'une augmentation de la température de combustion, participant ainsi à l'amélioration des vitesses de combustion. Ceci entraîne également une augmentation de la température des fumées, et donc des rendements de récupération thermique.

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.

Ainsi, des déchets ou effluents à très faibles PCI (< 3 000-4 500 kJ/kg) peuvent être incinérés à l'air enrichi (75 % < O_2 < 90 %) à des températures conventionnelles (900-1 000 °C), sans nécessité de préconcentration ni d'utilisation massive de combustibles d'appoint. En comparaison, le seuil bas des PCI praticables en incinération conventionnelle à l'air est d'environ 6 000 kJ/kg en fours à grille, et 8 000 kJ/kg en fours rotatifs.

Le niveau de température nécessaire à la destruction haute température d'espèces chlorées, par exemple les PCB, peut être atteint par enrichissement en oxygène de l'air comburant, jusqu'à atteindre le niveau de température souhaité.

Enfin, l'oxycombustion permet la fusion/vitrification simultanée des fractions minérales des déchets [30].

La minimisation du ballast azote permet également une réduction des émissions de NO_x thermiques dans les fumées. De plus, la réduction de taux de cendres volantes émis par le foyer décroît avec la réduction du volume de gaz comburant, lié à l'enrichissement en oxygène, minimisant ainsi les processus de dépôt/encrassement des surfaces d'échange de la chaudière de récupération aval, associée à une réduction observée des émissions de dioxines.

Les surcoûts liés à l'achat d'oxygène industriel (> 90 % d' O_2), soit environ 70-80 €/t, ou par les coûts d'équipement d'une unité d'enrichissement d'air, semblent être pouvoir largement compensés par les avantages techniques, économiques et environnementaux, évoqués précédemment en ce qui concerne l'oxycombustion.

Signalons que l'**oxycombustion est une voie vers la capture du CO₂**, les produits gazeux majoritaires dans les fumées d'oxycombustion étant H₂O et CO₂, ce dernier est facilement séparé par condensation de la vapeur d'eau, ouvrant ainsi la voie à sa séquestration du CO₂.

4. 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). Cette technique de traitement de déchets par torche à plasma, par les températures élevées mises en œuvre, et la forte réactivité thermochimique du gaz plasmagène utilisé en atmosphère oxydante, permet la destruction thermique poussée de molécules organiques particulièrement récalcitrantes, telles que les composés organochlorés.

Les *avantages du procédé* résident dans les fortes densités de puissance mises en jeu, la faible inertie thermique des installations, les temps de traitement courts et les taux élevés de destruction thermique obtenus [31].

Les *inconvénients du procédé*, indépendamment de son coût d'investissement élevé, sont liés aux forts taux d'envols particulaires, du fait des turbulences générées dans le four, à la vaporisation d'une partie de la charge, à la durée de vie faible des électrodes et réfractaires du fait de leur usure/corrosion, aux consommations et coûts en gaz plasmagène et électricité, aux pertes énergétiques du four lui-même et celles imposées par le refroidissement nécessaire des électrodes.

Enfin, les taux de NO_x thermiques, générés à haute température, peuvent être importants. Les installations, en général, en fonctionnement discontinu répétitif, peuvent générer des bouffées gazeuses chargées en CO, CH₄.

5. 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

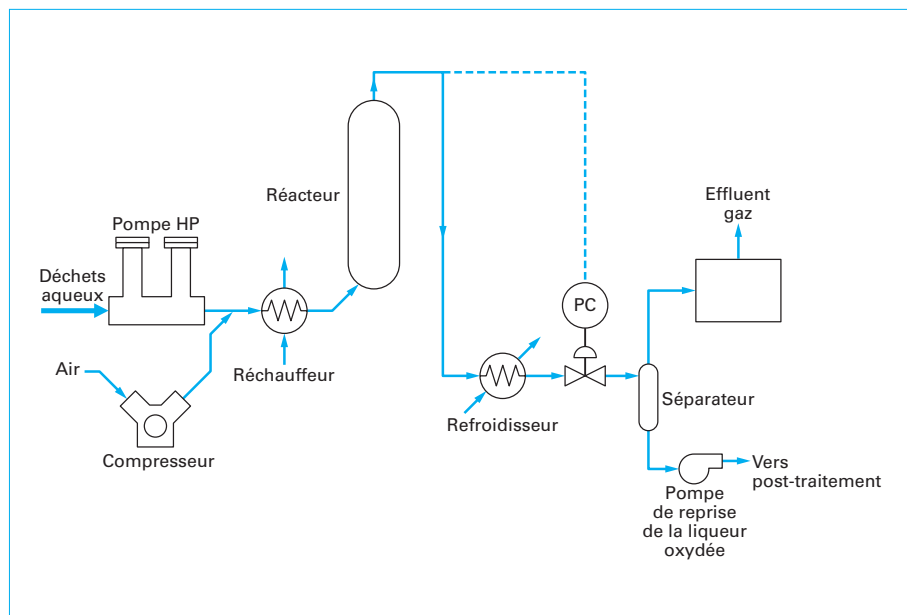


Figure 7 – Schéma d'une installation OVH Zimpro

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. La plupart des composés organiques sont oxydés stœchiométriquement : le carbone organique en dioxyde de carbone, l'hydrogène en eau, les halogènes en halogénures minéraux, les sulfates organiques et minéraux en sulfates, les composés phosphorés en phosphates, l'azote en ammoniaque, nitrate ou azote gazeux [9].

Ce type de procédé est applicable pour des **déchets liquides pompables**, ayant un taux de matières sèches compris entre 1 et 15 %, avec une fraction minérale inerte comprise entre 1 et 40 g/L, la taille des particules incluses n'excédant pas 500 μm .

Les déchets liquides visés sont :

- les déchets aqueux de synthèse chimique ;
- les effluents de lessivage chimique ;
- les déchets liquides huileux ;
- les solvants en phase aqueuse ;
- les déchets de peinture ;
- les boues résiduelles, etc.

Deux types de procédés peuvent être mis en œuvre :

- les procédés en conditions sous-critiques ;
- les procédés en conditions supercritiques ;

suivant la valeur du couple température/pression utilisé, relativement au couple caractéristique de l'eau dans son état critique (374,15 °C-221,2 bar).

5.1 Procédés OVH sous-critiques

En régime sous-critique, 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. On parle alors quelquefois de **procédé diphasique**.

Compte tenu des limitations diffusionnelles de l'oxygène en phase dispersée, les temps de séjour nécessaires, dans ces conditions, sont élevés : dans la pratique, de l'ordre de 15 à 60 min pour un taux de conversion de la charge organique de 99 %. Les

composés aromatiques halogénés sont plus récalcitrants et leur taux de conversion ne dépasse pas, dans ces conditions, des valeurs voisines de 70 %. De même, la matière organique peut se retrouver en suspension dans le milieu réactionnel.

Les différents procédés disponibles sont les suivants.

■ Procédé Zimpro

Ce procédé, développé notamment par la société US Filter, utilise un réacteur à colonne verticale, constitué d'une colonne à bulles à co-courant, qui peut être munie intérieurement de déflecteurs, augmentant l'efficacité de l'agitation du mélange gaz-liquide. La taille du réacteur doit être compatible avec le débit et le temps de séjour souhaités.

Les principales étapes du procédé (figure 7) sont les suivantes :

- pressurisation du déchet aqueux par pompe haute pression, ainsi que de l'agent gazeux oxydant (air ou oxygène), à l'aide d'un compresseur ;
- préchauffage du mélange gaz-liquide par un réchauffeur sur source externe, ou par un échangeur placé sur la sortie des effluents oxydés ;
- introduction dans un réacteur pressurisé, à flux ascendant, avec élévation de la température du mélange réactionnel par oxydation de sa fraction organique ;
- refroidissement du mélange dans un échangeur alimenté en eau externe, ou par les effluents froids entrants ;
- dépressurisation du mélange liquide-gaz et séparation du mélange ;
- post-traitement des gaz et du liquide oxydé.

Ce procédé a été appliqué non seulement au traitement de déchets liquides organiques, mais aussi de déchets phénoliques, cyanurés et de pesticides.

Les composés gazeux formés sont majoritairement de l'eau, du CO et du CO₂, du NH₃, avec présence de dérivés organiques à faibles poids moléculaires (COV), comme des aldéhydes, cétones et hydrocarbures. Ces produits sont distribués, en sortie de réacteur, entre la phase liquide et la phase gazeuse. Les COV formés ont une concentration totale en matières organiques, mesurée en hydrocarbures totaux et exprimée en CH₄, de l'ordre de 10 à 1 000 ppm. L'effluent liquide, en sortie de procédé, contient de

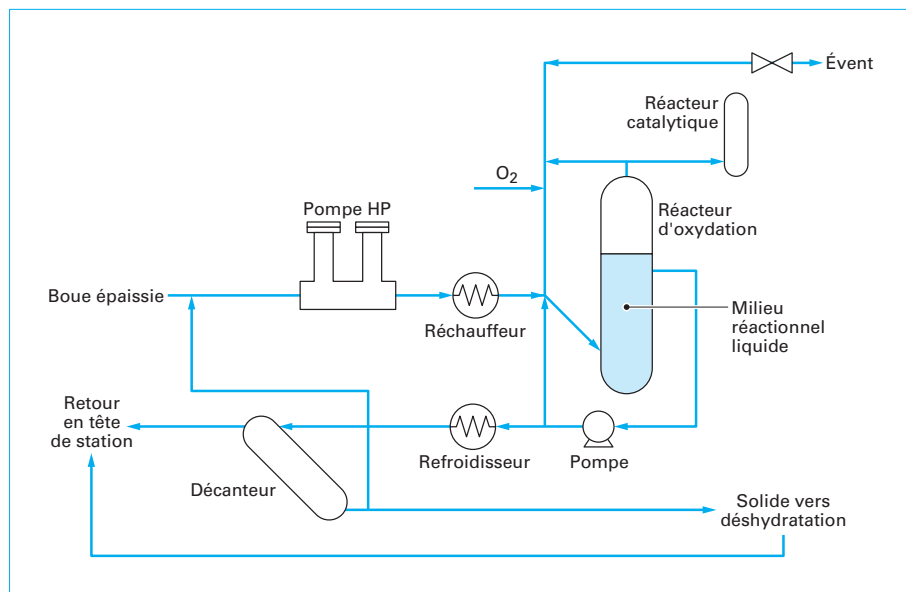


Figure 8 – Schéma de principe du procédé Athos

l'eau et des composés organiques solubles, de faibles poids moléculaires tels que des acides carboxyliques et des composés partiellement oxydés, aisément traitables par procédé biologique couplé. Les résidus solides formés, constitués d'inertes, de métaux lourds et de sels devenus insolubles au cours du traitement, et représentant en général moins de 0,1 % de la masse de l'effluent entrant, peuvent être séparés de la phase liquide, séchés, puis mis en décharge. Dans la plupart des cas, ces solides ne sont pas lixiviables, les métaux lourds s'avérant piégés dans une matrice minérale.

La capacité de traitement moyenne de telles installations est de l'ordre de 1 à 40 m³/h pour des effluents de DCO compris entre 10 et 100 g/L.

Plusieurs unités sont en fonctionnement. Citons, par exemple :

- Casmalia Ressources (USA), pour le traitement d'eaux cyanurées, d'effluents phénoliques, de sulfures et pesticides ;
- Bofors-Nobel (USA), pour la régénération de charbons actifs chargés en solvant ;
- Dominion Foundries (USA) et Nippon Steel (J), pour la détoxification de liqueurs d'abattage de gaz de cokerie, contenant entre autres des cyanures, phénols et thiocyanates ;
- Northern Petrochemical (USA), pour le traitement des liqueurs caustiques d'abattage de gaz ;
- Ciba Geigy (CH), Bayer (D), BASF (D) et Eastman Fine Chemicals (UK), pour le traitement d'effluents de synthèses organiques ;
- Asahi Chemicals (J), pour le traitement d'effluents aqueux de fabrication de l'acrylonitrile, contenant de l'acétonitrile, de l'acide cyanhydrique et de l'acrylamide.

■ Procédé Athos

Ce procédé est développé par la société OTV. C'est un procédé continu, dérivé du procédé Zimpro, et adapté au traitement des boues. Il met en œuvre un réacteur vertical de traitement, comportant deux phases : une phase liquide de fond surmontée par un ciel gazeux (figure 8). Le procédé fonctionne à des pressions de 45-50 bar, pour des températures de régime comprises entre 230 et 250 °C. L'agent oxydant utilisé est de l'oxygène. Les temps de séjour sont de l'ordre de 60 min, permettant des taux de conversion de la fraction organique voisins de 80 %.

Ce procédé est utilisé à la réduction de la fraction organique récalcitrante des boues de stations de traitement biologique, à 40 g/L de MS, pour une DCO comprise entre 40 et 80 g/L.

Les gaz, en sortie du réacteur d'oxydation, subissent un traitement catalytique.

Le débit total des gaz produits est voisin de 1 000 Nm³ de gaz par tonne de matière sèche, de composition moyenne : CO₂ = 19 % ; H₂O = 75 % ; N₂ = 2 % ; O₂ = 4 %.

Les teneurs associées en oxydes d'azote restent inférieures à 0,1 mg/Nm³ et celles en dioxine inférieures à 30 pg/Nm³.

L'effluent liquide du procédé a une DCO résiduaire de 10 à 20 g/L, correspondant à la présence d'acide acétique et d'alcools gras, aisément traitables par voie biologique, après renvoi en tête de station. Cette phase liquide est également riche en NH₃ et CO₂ dissous.

Les résidus solides, après décantation, sont déshydratés mécaniquement et éliminés.

Une installation, d'une capacité de traitement de 3 m³/h, est réalisée à la station de Ginestous, près de Toulouse. Elle est actuellement en cours d'industrialisation pour le traitement de boues urbaines.

■ Procédé Mineralis

Ce procédé est développé par la société Degrémont. Il s'agit d'un procédé similaire aux précédents, essentiellement adapté au traitement des boues de station d'épuration, de DCO initiales comprises entre 20 et 100g/L. Il fonctionne sous des pressions de 70 à 100 bar et pour des températures comprises entre 270 et 300 °C. L'agent oxydant est de l'oxygène pur. Les temps de séjour y sont de 30 min. Les taux d'abattement obtenus de la DCO sont de l'ordre de 80 à 90 %.

Les gaz produits subissent un traitement catalytique avant rejet à l'atmosphère. L'effluent liquide produit a une DCO résiduaire de 10-20 g/L ; il est renvoyé en tête de station, après traitement de la charge azotée ammoniacale. Enfin, les résidus solides, de COT < 3 %, sont déshydratés jusqu'à des siccités d'au moins 55 % et envoyés en centre de stockage de déchets.

Une unité, d'une capacité de traitement de 0,5 m³/h, est réalisée à la station d'Orbe, en Suisse.

Le procédé est en cours d'industrialisation pour le traitement urbain des boues.

■ Procédé IHI

Ce procédé, développé par la société Ishikawajima-Harima Heavy Industries (IHI, Japon), repose sur une première étape visant au pré-traitement par hydrolyse des déchets aqueux, conduisant à sa solubilisation, suivi d'une seconde étape d'oxydation du produit en oxydation sous-critique. L'agent oxydant utilisé est l'air. Il vise le traitement de boues de traitement biologique, le traitement d'effluents aqueux contenant de la matière organique incluant des composés chlorés. Trois unités, de capacité allant de 10 à 40 t/j, sont en exploitation.

■ Procédé Vertech en puit de forage

Ce procédé d'oxydation en voie humide s'appuie sur un réacteur enterré en puit vertical et formé de trois tubes concentriques. L'agent oxydant (air ou oxygène) est injecté dans le tube central et débouche en fond de puits ; l'effluent à traiter est, lui, injecté vers le bas du forage, dans l'annulaire intermédiaire, puis remonte par la partie annulaire externe vers le haut du puits. Le diamètre du tube, ainsi que sa longueur, sont dimensionnés pour obtenir le temps de séjour et la pression statique nécessaires au processus d'oxydation. La pression y est créée naturellement par la hauteur de la colonne de liquide à traiter (1 000 à 1 500 m). Les effluents entrants, en circulation descendante dans le conduit central, sont préchauffés par l'écoulement retour ascendant des produits chauds oxydés à partir du fond du puits, dès la formation du mélange gaz-liquide. L'excès de chaleur peut être récupéré grâce à un échangeur placé en sortie de puits.

Une unité industrielle a été réalisée à Apeldoorn (Pays-Bas) et consiste en un forage de 1 280 m de profondeur, pour 95 cm de diamètre, dans lequel est disposé le réacteur Vertech. Cette installation est particulièrement dédiée au traitement de boues de station d'épuration.

5.2 Procédés OVH supercritiques

En régime supercritique, la pression est voisine de 250 bar et la température est comprise entre 375 et 600 °C. Dans ce cas, le mélange eau-oxygène est homogène, l'oxygène et la fraction organique, telle que benzène, hydrocarbures, ammoniac... devenant solubles dans le milieu réactionnel. On parle alors quelquefois de **procédé d'oxydation monophasique**.

Il en résulte des **temps de séjour** inférieurs à la minute pour une conversion à 99 % de la charge organique totale du déchet.

Par contre, dans ces conditions, la fraction minérale ainsi que les sels organiques (NaCl, CaCl₂...), pourtant réputés très solubles, deviennent pratiquement insolubles dans l'eau supercritique, facilitant leur séparation, en fin de réaction, mais favorisant également les processus d'encrassement/dépôt au sein des réacteurs en conditions supercritiques.

Le réacteur et, éventuellement, l'échangeur, sont les composants principaux de l'installation.

Afin de limiter les processus de corrosion, particulièrement sévères en régime supercritique, ces composants doivent être réalisés en alliages à haute teneur en nickel, présentant non seulement une grande résistance à la corrosion, mais également une bonne tenue mécanique à haute températures et pressions, tels que l'Hastelloy C-276, jusqu'à 550 °C, et l'Inconel 625, jusqu'à 650-700 °C. Ils peuvent éventuellement être chimisés en titane.

En ce qui concerne l'échangeur/préchauffeur utilisé dans le cas de traitements d'effluents dilués, celui-ci peut être soumis à des phénomènes d'encrassement ou d'entartrage, qui peuvent nécessiter de limiter la concentration en sels des effluents à traiter. En effet, la solubilité des sels de calcium et de sodium, en particulier, décroissant avec l'augmentation de la température, des processus de dépôt/encrassement peuvent survenir dans l'échangeur, limitant ainsi ses performances thermiques.

Les faibles temps de séjour nécessaires, en régime supercritique, à l'oxydation complète des fractions organiques, permettent d'appliquer le procédé au traitement d'**effluents liquides concentrés (> 20 g/L)**. Cette limite inférieure correspond au seuil d'auto-suffisance énergétique du procédé, c'est-à-dire correspond à la concentration moyenne en fraction organique nécessaire pour porter, par oxydation à l'air, les produits de réaction à une température voisine de 400-500 °C, sans préchauffage du déchet aqueux entrant.

Cette limite est abaissée à environ 10 g/L quand l'agent oxydant est l'oxygène pur. Afin de pouvoir maintenir la température interne du réacteur sans dépasser 650 °C, la charge organique des effluents à traiter ne doit pas dépasser une certaine valeur, comprise entre 100 et 150 g/L. Pour des concentrations supérieures, les effluents liquides doivent être préalablement dilués. Par contre, pour des concentrations en organiques inférieures à 10-20 g/L, les effluents aqueux entrant devront être préchauffés, en général à l'aide d'un échangeur fonctionnant en récupérateur sur la sortie du réacteur, ou bien on pourra ajouter, en entrée, un composé secondaire liquide à fort contenu énergétique (par exemple : alcool, fioul, huiles usagées...).

Les différents procédés disponibles sont les suivants.

■ Procédé Modar

Deux schémas de base du procédé sont applicables suivant la concentration en organique des effluents à traiter.

Pour des effluents concentrés, dans la plage de concentration allant de 10-20 à 100 g/L, les effluents sont introduits dans le réacteur, sans préchauffage, par une pompe haute pression (≈ 250 bar). De l'oxygène, conservé sous forme liquide, est pompé jusqu'à la pression du réacteur puis vaporisé (figure 9). On peut également utiliser de l'air surpressé. Les produits organiques sont oxydés dans un réacteur adiabatique pressurisé, la chaleur produite étant suffisante, dans ce cas, pour porter le milieu réactionnel à des températures de 600-650 °C. L'effluent traité est ensuite refroidi dans un échangeur, produisant de la vapeur.

Pour des effluents aqueux plus concentrés (> 100 g/L), ils peuvent être également traités après dilution à l'eau ou avec un co-déchet de plus faible concentration et/ou contenu énergétique.

Pour des effluents dilués (<10-20 g/L), un échangeur de chaleur destiné à préchauffer l'effluent est disposé en entrée du réacteur, ou bien un co-déchet plus concentré est ajouté à la charge à traiter.

Dans chacun des cas, les sels insolubles sont extraits, soit en fond de réacteur si les produits gazeux de la réaction, ainsi que l'eau supercritique, quittent le réacteur par le haut, soit dans un décanteur aval. Une partie de cette eau supercritique peut être recyclée dans le réacteur, à l'aide d'une pompe haute pression. L'autre partie, composée d'un mélange CO₂ - N₂/eau, est refroidie dans un générateur de vapeur ou dans un échangeur/récupérateur. Le mélange est ensuite dirigé vers un premier séparateur liquide/gaz haute pression, puis détendu et, enfin, de nouveau traité dans un second séparateur liquide/gaz basse pression. L'étagement des séparations permet de minimiser les problèmes d'érosion/corrosion. Des sels peuvent être retirés du séparateur sous forme de saumure.

Les composés organiques, susceptibles d'être traités avec succès (> 99,9 %) par ce procédé, sont, par exemple :

- les composés chlorés aliphatiques : tétrachlorure de carbone, chloroforme, hexachlorocyclohexane, chlorure de méthylène, trichloroéthane... ;
- les composés chlorés aromatiques ou insaturés : chlorobenzène, 2-chlorophénol, 0-chlorotoluène, tétrachloroéthylène... ;
- des huiles de transformateurs ;
- des composés azotés : ammoniac, cyanures, diméthylformamide, nitrobenzène, urée... ;
- des composés soufrés, par exemple du diméthylsulfoxyde.

Avec un système de pompage haute pression adapté, les boues ou suspensions solide/liquide peuvent être convenablement traitées par ce procédé, les solides organiques étant solubles dans l'eau supercritique et donc aisément oxydables.

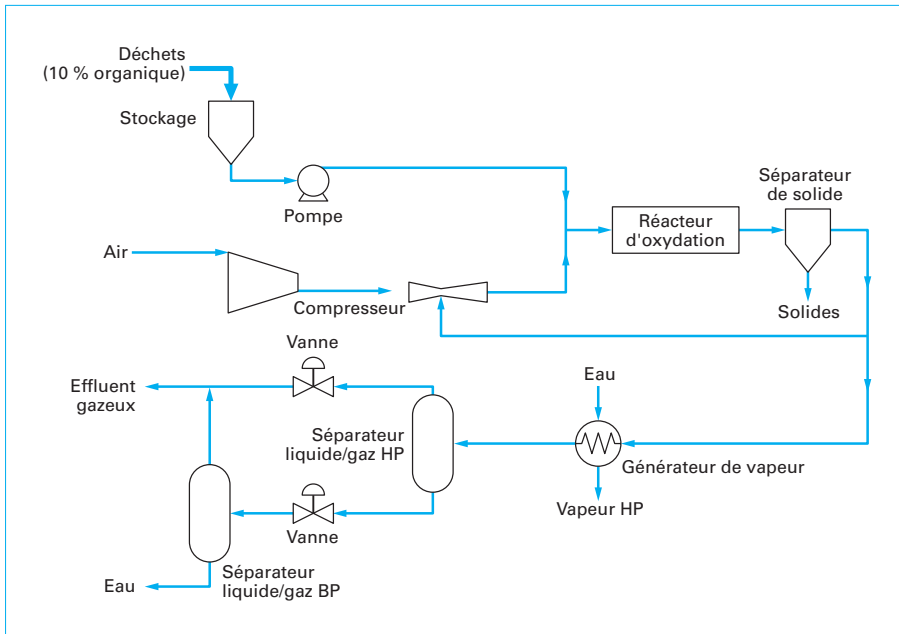


Figure 9 – Schéma de principe du procédé Modar, appliqué au traitement d'effluents concentrés

De nombreux développements ont été réalisés concernant des adaptations ou perfectionnements du principe de base du procédé Modar. Plusieurs unités de traitement OVH supercritique ont été réalisées dans ce sens à partir des années 1990. Citons, par exemple :

- General Atomics (San Diego, USA), pour le traitement de déchets dangereux d'armements, de propergols... (250 L/h) ;
- Ebara (J), pour le traitement de déchets de laboratoires photographiques, huiles de coupe... ;
- Organo (J), pour le traitement des PCB, CFC et dioxines (100 L/h à 2 m³/j) ;
- Hydrothermale Oxydation Option (F), pour le traitement de déchets aqueux organiques et d'effluents fortement chlorés et chargés en sels.

■ Procédés d'oxydation en réacteur tubulaire

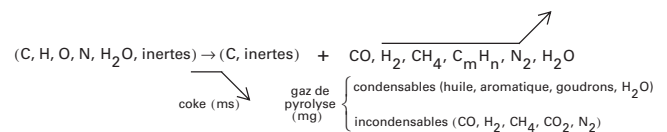
Il est basé sur la mise en œuvre d'un réacteur d'oxydation monophasique tubulaire pouvant atteindre plusieurs centaines de mètres de long, fonctionnant à 550 °C et 250 bar, pour des temps de séjour de l'ordre de la minute. L'avantage du procédé est de permettre un écoulement interne de la phase liquide en régime piston, minimisant les problèmes de mélange au sein du réacteur agité. Cela permet également l'emploi de tubes industriels, classiquement fortement résistants à la pression, sous températures élevées, ce qui reste une contrainte importante pour des réacteurs de grands volumes, en conditions supercritiques.

Ce type de technologie est développé essentiellement par la société Chematur Engineering. L'agent oxydant est de l'oxygène pur vaporisé à partir d'un réservoir d'oxygène liquide. Ce type de technologie est mis en œuvre dans plusieurs installations :

- Hunstmann (Austin, USA), réalisée par Eco Waste Technologies, pour le traitement d'effluents d'industries de chimie fine (1 m³/h) ;
- Karlskoga (S), pour le traitement de déchets aqueux organiques (250 L/h) ;
- Shinko Pantec/Kobe Steel (J), pour le traitement de boues (1,3 m³/h) ;
- Hydroprocessing (Texas, USA), pour le traitement de boues biologiques (5 m³/h).

6. Procédés de pyrolyse

La pyrolyse des déchets, également désignée par **thermolys**e, 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 :



Les déchets visés sont des **solides** ou des **boues**, et notamment :

- des matériaux contenant une fraction inerte valorisable, de type métaux, ceux-ci n'étant pas oxydés lors du traitement pyrolytique, et donc recyclables. C'est le cas des rebuts de fabrication de pièces composites métal-caoutchouc, pour l'élimination de pneus usagés... ;
- des matériaux subissant des changements de phase, en fonction du niveau de température, et donc entraînant des processus de ramollissement avec agglomération de la charge à traiter. C'est le cas de déchets plastiques ou de déchets contenant des métaux fusibles ;
- des matériaux contenant une fraction volatilisable aux températures de l'incinération. C'est le cas des déchets contenant des sels ou des métaux vaporisables ;
- des matériaux fortement azotés, chlorés ou soufrés, leur pyrolyse limitant la génération de polluants gazeux de type NO_x, HCl et SO_x ;
- des boues biologiques contaminées, permettant leur séchage/hygiénisation et carbonisation de leur fraction organique.

Les réacteurs de pyrolyse sont des fours étanches à l'air, donc maintenus en légère surpression. L'ensemble des dispositifs d'introduction ou d'extraction de la charge doivent être conçus de façon à minimiser les entrées d'air parasite.

Un **prétraitement** des charges solides peut être effectué tel que séchage, criblage, broyage... Celles-ci doivent, en général, être compactées par vis ou poussoir, avant introduction dans l'enceinte de traitement, afin de limiter l'apport d'air dans la charge entrante. Dans le cas des boues, celles-ci doivent être préalablement déshydratées mécaniquement, ou introduites en mélange.

Ces fours sont de taille modérée, compte tenu du volume spécifique, relativement faible, des gaz produits : de l'ordre de 1 000-1 500 Nm³/t de déchet traité contre 5 500-7 000 Nm³/t, en incinération. De plus, ils ne nécessitent pas de réfractorisation poussée, compte tenu des niveaux peu élevés des températures pratiquées.

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.

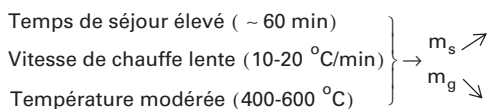
Deux modes de conduite de la pyrolyse peuvent être appliqués au traitement pyrolytique des déchets :

- la **pyrolyse lente, ou carbonisation**, à température modérée ;
- la **pyrolyse rapide**, à haute température.

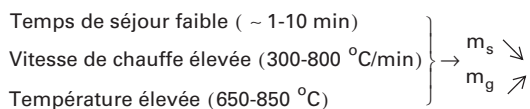
Les proportions entre les différentes phases formées, leurs compositions respectives ainsi que la répartition des métaux, du soufre, du chlore entre les phases produites, dépendent de la nature des déchets traités et des conditions de la réaction (température, pression, durée...). En particulier, une 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. 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. Ceux-ci sont susceptibles de provoquer des processus de dépôt/encrassement dans les conduits aval, par condensation à moyenne température (200-350 °C). Ces dépôts peuvent être prévenus par isolation ou chauffage externe des conduits. Dans le cas de procédés de pyrolyse couplés à une unité de combustion intégrée, ils sont brûlés en phase gazeuse. Ils peuvent également être craqués thermiquement, afin de fournir un gaz combustible épuré, utilisable en moteur thermique par exemple.

Ainsi, en désignant par m_s et m_g , les masses produites par pyrolyse, respectivement en solide et en gaz, on a :

- en pyrolyse lente :



- en pyrolyse rapide :



Par exemple, pour une tonne de déchet brut contenant par exemple 20 % d'humidité, une pyrolyse lente produit, après séchage (200 kg d'eau) :

- un gaz combustible, typiquement 380-400 kg par tonne de déchets bruts, composé d'un mélange complexe de gaz inconden-

sables (hydrogène, monoxyde de carbone, méthane...) ainsi que d'hydrocarbures et/ou goudrons condensables ;

- un résidu solide carboné appelé coke, semi-coke ou charbon (≈ 420-400 kg par tonne de déchets bruts), contenant de l'ordre de 40 % de matériaux inertes.

Dans le cas d'une pyrolyse rapide, la fraction de gaz produits passe typiquement à 550-600 kg/t et la production de coke est réduite à 200-250 kg/t. Elle nécessite des réacteurs à coefficients de transfert thermique élevés, fonctionnant éventuellement en mode ablatif (réacteurs cycloniques, par exemple), à chauffage interne de la masse à pyrolyser par des médias inertes, eux-mêmes chauffés en enceinte externe, ou bien à apport calorifique à forte densité de puissance, tel que fourni par torche à plasma, en atmosphère réductrice par exemple. Une pyrolyse rapide peut également être réalisée en introduisant le déchet dans un bain de sels fondus (thermophile liquide), fournissant l'apport thermique nécessaire à la réaction de décomposition [9].

En pyrolyse lente, les cokes produits peuvent être valorisés thermiquement dans une installation de combustion, disposée sur place, en aval de l'installation de pyrolyse. On parle alors d'*installation à pyrolyse intégrée*. Si cela n'est pas le cas, les cokes produits doivent être préalablement refroidis, en sortie de four, sous peine de dépôts de feu, et ce, par aspersion ou immersion dans l'eau, puis traités, avant de pouvoir envisager leur utilisation en tant que combustible secondaire.

En pyrolyse lente, le carbone fixe et la fraction minérale des cokes de pyrolyse, produit majoritaire dans ce cas, peuvent être séparés, en voie humide, à efficacité croissante, par des procédés mécaniques (broyage, criblage, décantation, flottation...) ou physico-chimiques (agglomération sélective, en bac agité, du carbone fixe formé (*char*) par ajout d'agents hydrophobes, type fuel, et décantation de la fraction minérale). Ce déchargement du coke conduit à son enrichissement en carbone fixe et, donc, à l'accroissement de son pouvoir calorifique.

Le chlore présent dans le déchet, se retrouvant après pyrolyse essentiellement dans le coke, peut être éliminé par lavage à l'eau, en cuve agitée, après ajout de composés basiques (soude), formant des saumures.

La plupart des métaux lourds, en général fixés préférentiellement sur la fraction minérale du coke, se retrouvent dans le bac de décantation.

Les cokes lavés, alors considérés comme combustible secondaire, peuvent être transportés vers un site de valorisation énergétique ou de co-incinération (cimenterie, sidérurgie...), où ils peuvent être brûlés ou gazéifiés en temps différé. En ce sens, la pyrolyse permet un stockage d'énergie, par exemple, en inter-saisonnier, pour une utilisation en tant que co-combustible lors d'une demande en énergie.

Par ailleurs, l'utilisation du procédé de pyrolyse lente permet d'envisager la mise en place de petites unités décentralisées, produisant des cokes d'éventuellement mauvaise qualité (fortement cendreuse, charge polluante élevée), ceux-ci étant ensuite transportés, regroupés et incinérés ou gazéifiés dans un centre spécialisé disposant d'unités de traitement des fumées.

En pyrolyse rapide, le produit majoritaire formé est, au contraire, un gaz combustible. Celui-ci peut être craqué thermiquement, afin d'en éliminer les traces de goudrons, et épuré, afin d'alimenter un moteur thermique ou une turbine à gaz à des fins de production d'énergie électrique. Dans ce cas, l'apport endothermique nécessaire à la pyrolyse peut être réalisé par combustion, dans une chambre séparée de taille réduite, de tout ou partie du coke résiduel produit en faible proportion massique par rapport au gaz. L'avantage de ce type de procédé est la suppression de tout résidu solide carboné, hormis les cendres, éliminant ainsi le problème de devenir des cokes de pyrolyse rencontré dans les procédés de pyrolyse lente.

La pyrolyse des déchets peut être également réalisée sous pression réduite : on parle de *pyrolyse sous vide*.

L'**Annexe 1** [G 2 053] regroupe les différents types de procédés de pyrolyse, les technologies associées et leur mise en œuvre au stade industriel ou pilote, ainsi que le type des déchets adaptés [9], [32], [33], [34].

7. Procédés de gazéification

La gazéification d'un déchet résulte d'un processus thermochimique 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 (CO , H_2), dans la seconde étape, dite de gazéification, par réactions thermochimiques, en présence d'un agent gazeux de gazéification (air, O_2 , H_2O).

Les procédés actuels de gazéification des déchets visent essentiellement, non pas la production de gaz de synthèse, considérés comme matière première pour l'industrie chimique, mais la destruction thermique de ces déchets, avec valorisation du contenu énergétique des gaz combustibles produits.

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, par la présence du ballast azote introduit par l'air, 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 ($\text{PCI} > 25\text{-}35 \text{ MJ/Nm}^3$).

Signalons qu'une gazéification à l'oxygène, permettant de fournir un gaz combustible exempt d'azote, permet d'envisager la séparation/capture du CO_2 issu de sa combustion, et ce, par exemple, par condensation de la vapeur d'eau des fumées de combustion du gaz produit.

L'utilisation d'enceintes de gazéification pressurisées permet la production de gaz combustibles sous pression, bien adaptés, après épuration, à l'alimentation de moteurs thermiques à gaz, ou de turbines à gaz, couplés à un alternateur, pour la production électrique. Sinon, comme c'est le cas en gazéification à pression atmosphérique, le gaz combustible produit doit être comprimé avant introduction en moteurs ou turbines à gaz.

Les hauts rendements autorisés par l'utilisation de turbines à gaz, du fait des températures élevées pratiquées dans les chambres de combustion des turbines à gaz, permettent d'atteindre des taux de conversion en énergie élevés (45-55 %), abaissant, en conséquence, le rapport CO_2/kWh produit, par rapport aux installations d'incinération conventionnelles. Rappelons que les cycles à turbines à gaz permettent également l'emploi de cycles combinés performants (IGCC) [17]. Une turbine à vapeur peut, en effet, être disposée à l'échappement de la turbine à gaz, alimentée en gaz de gazéification, participant ainsi à l'augmentation de la fourniture en énergie électrique dans le cas de marches à condensation. Celle-ci autorise également la production combinée chaleur-force, dans le cas de turbines à vapeur en marche à contre-pression, permettant la production simultanée d'énergie électrique et l'alimentation d'un réseau de chauffage, par exemple.

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. Ce type de procé-

dés, qui semble présenter peu d'intérêt par rapport à l'incinération classique, est en réalité porteur d'améliorations décisives.

L'étagement des procédés intégrés (pyro-gazéification/post-combustion) permet, en effet, de traiter les solides à températures modérées et défaut d'air important, dans l'étagement de pyro-gazéification, permettant d'y éviter les problèmes de fusion de cendres, ainsi que de conduire à la réduction de la taille des installations, compte tenu des faibles facteurs d'air pratiqués ($\sim 0,2\text{-}0,3$), par rapport à l'incinération conventionnelle de déchets solides ($\sim 1,8\text{-}2$, par rapport à la stœchiométrie). La combustion des gaz produits dans une chambre secondaire peut, comme c'est le cas pour la combustion des gaz combustibles, être complète avec des facteurs d'air peu élevés par rapport à la combustion des solides, à savoir de 1,1-1,2, et ce à hautes températures. Il en résulte une amélioration globale du rendement thermique de l'installation, jointe à une réduction de sa taille (le facteur d'air global étant réduit à 1,3) par rapport à une installation d'incinération de même puissance. De plus, les niveaux de températures accessibles en combustion phase gaz, dans la chambre secondaire, permettent d'envisager l'intégration, dans cette chambre, d'une zone dédiée à la vitrification des fractions minérales du déchet, éliminant le recours à une installation de vitrification dédiée.

Signalons également l'existence de procédés de gazéification, à haute température, de déchets industriels dangereux et/ou hospitaliers, par torche à plasma, incluant, en général, une vitrification des résidus minéraux formés, tels que les procédés Solena (US) et Resorption (Canada).

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.

Les différents procédés associés à ces quatre groupes sont nombreux. Pour chacun d'eux, les **Annexes 2 à 5** [G 2 053] présentent de façon synthétique le principe de fonctionnement, les technologies associées, le type de déchets traités ainsi que quelques exemples de réalisations existantes (pilote ou industrielle) [35] à [39].

8. Dispositifs de récupération/valorisation d'énergie

8.1 Valorisation énergétique en incinération

Les fumées issues de la chambre de combustion/ postcombustion doivent être refroidies avant leur traitement et leur rejet à l'atmosphère. Ce refroidissement est assuré avec ou sans récupération de l'énergie calorifique associée, et ce, en fonction de la taille de l'installation.

■ Refroidissement (*quench*) des fumées

Adapté aux installations industrielles de petites puissances, celui-ci est réalisé dans une chambre de dilution à l'air frais ou par pulvérisation d'eau à contact direct avec les fumées. On utilise quelquefois des chaudières à tubes de fumées.

■ Récupération d'énergie calorifique

La chaleur dégagée par la combustion des déchets est récupérée sous forme de vapeur surchauffée dans un ensemble four-chaudière

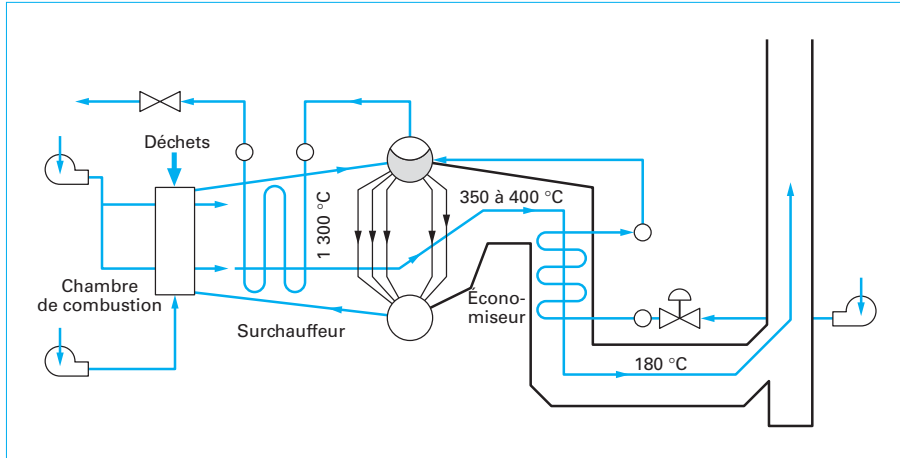


Figure 10 – Schéma de principe d'une chaudière type tubes d'eau

(évaporateur/surchauffeur), constitué d'un circuit d'eau (*tubing*) placé en sortie de foyer ou intégré dans celui-ci (figure 10). Cette vapeur est produite par échanges thermiques radiatifs (foyer/tubes d'eau) et/ou convectifs (fumées/tubes d'eau). L'alimentation en eau de la chaudière passe par un échangeur secondaire (économiseur), afin de préchauffer l'eau avant introduction dans le ballon, permettant ainsi une récupération thermique plus poussée de l'énergie disponible dans les fumées. Un réchauffeur d'air est quelquefois placé en aval du circuit fumées, afin de préchauffer l'air de combustion, améliorant le rendement thermique global de récupération et permettant également la combustion de déchets à faibles PCI (boues résiduaires, par exemple) et/ou la réduction de consommation en combustibles d'appoint.

Le rendement η_c de la chaudière peut être estimé par :

$$\eta_c = D_v (h_{vs} - h_{eau}) / B \cdot PCI$$

avec D_v débit de vapeur (kg/h), h_{vs} enthalpie spécifique de la vapeur surchauffée produite, fonction de son niveau de température et de pression (kJ/kg), h_{eau} enthalpie spécifique de l'eau d'alimentation, B débit massique des déchets traités (kg/h), et PCI pouvoir calorifique inférieur des déchets traités (kJ/kg).

La vapeur produite est typiquement de la vapeur 30-45 bar, surchauffée à 320-400 °C.

Les principaux fabricants de chaudières sont : Babcock, Beliard, Beri, Comeco, CNIM, ESP, Fire Power, Lardet, Leroux, SACM, SEUM, Sogea, Stein, Wanser...

Dans les fours tournants, le circuit chaudière est placé en aval.

Dans les fours à grille, la chaudière est disposée en aval du foyer, soit verticalement, soit horizontalement, une partie des faisceaux de tubes de la chaudière pouvant être intégrée dans la paroi réfractaire de la chambre primaire (écran d'eau), augmentant le rendement énergétique de 4 à 6 %.

De même, les fours à lit fluidisé LFD sont en général équipés d'une chaudière intégrée en aval, permettant des rendements de récupération de 75 à 85 %. Les gaz de combustion peuvent également être utilisés pour préchauffer l'air de fluidisation/c Combustion, comme cela est souvent nécessaire pour assurer l'auto-thermicité de déchets à faible PCI. Ce préchauffage de l'air peut également être utilisé pour présécher les déchets avant incinération.

Dans les fours LFR, la chaudière n'est pas intégrée au four et ne permet alors que des rendements de récupération de l'ordre de 70-72 %. L'absence de chaudière intégrée est également à l'origine de difficultés de conduite (surchauffe), liées à la faible capacité d'extraction de la chaleur dans cette configuration.

Les LFC, équipés d'une chaudière intégrée, après cyclone de séparation, permettent des rendements de récupération de l'ordre de 80 à 85 %. En particulier, la disposition constructive de type LFC à lit externe permet non seulement une récupération thermique optimale, mais aussi un contrôle de la température du lit (figure 5).

■ Valorisation énergétique

La vapeur produite peut être valorisée par trois voies principales :

- *alimentation d'un réseau de chauffage*, le contenu énergétique de la vapeur produite étant transféré à un circuit d'eau surpressée, par l'intermédiaire d'un échangeur vapeur/eau ;
- *transformation en électricité*, la vapeur produite étant détendue dans une turbine à vapeur couplée à un alternateur (marche à condensation, 0,2 bar en sortie). Des rendements de conversion atteignant 35 % peuvent être atteints ;
- *co-génération ou production mixte chaleur/force*, la turbine à vapeur utilisée doit alors autoriser une marche en contre-pression (cycle combiné), l'échappement de la turbine n'excédant pas une dizaine de bars, et permettant d'alimenter un circuit de chauffage externe. Le rendement de récupération est dans ce cas de l'ordre de 80 %.

8.2 Valorisation énergétique en pyrolyse/gazéification

Le produit majoritaire d'une **pyrolyse** 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), les dispositifs de traitement des fumées et de récupération calorifique par chaudière aval étant similaires aux dispositifs utilisés en incinération conventionnelle ;
- 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, elle-même montée sur un alternateur (figure 11). Une récupération thermique sur les

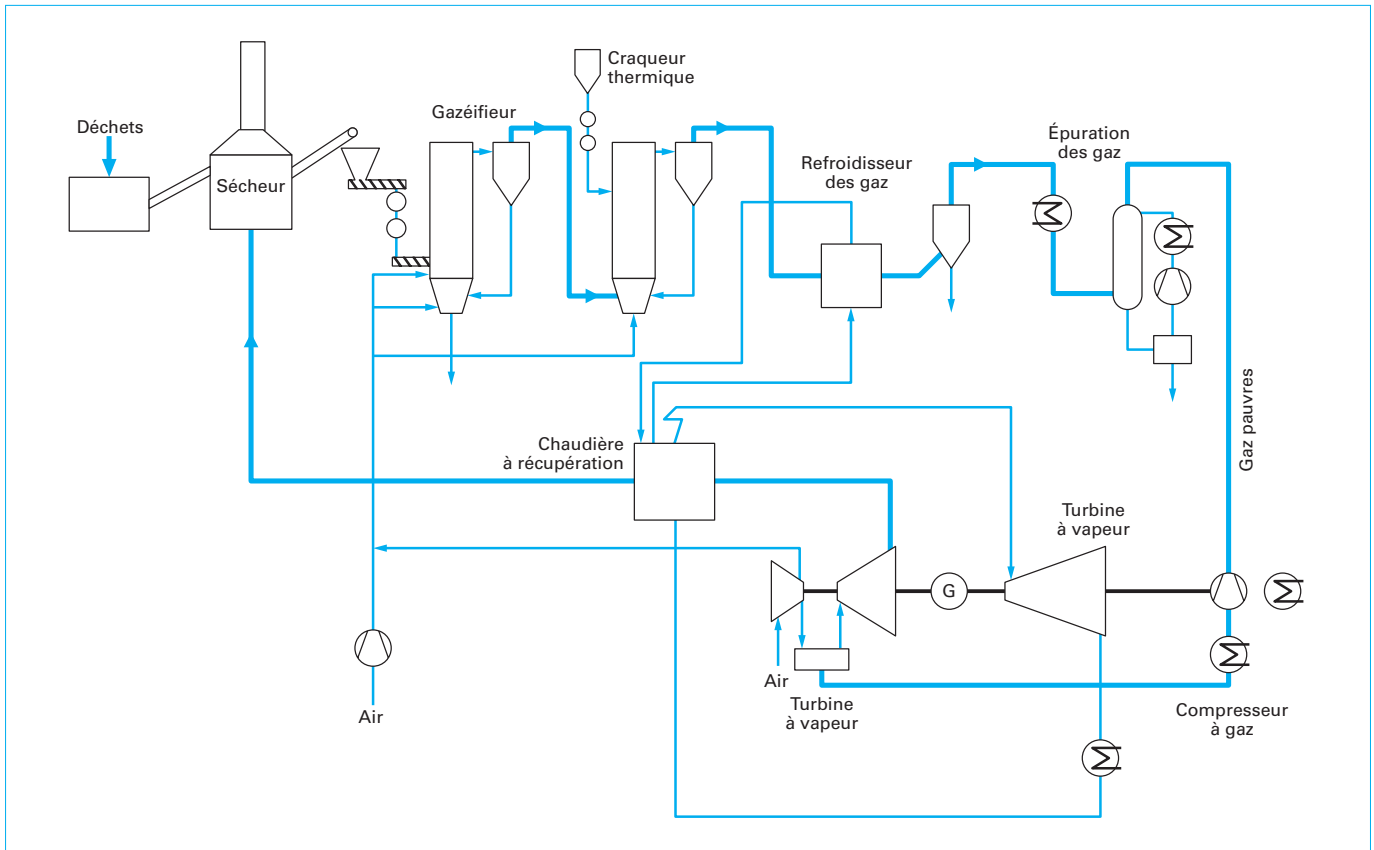


Figure 11 – Schéma de principe d'une valorisation énergie en gazéification (procédé TPS)

fumées chaudes issues de la turbine à gaz peut être effectuée à l'aide du circuit d'eau alimentant la chaudière à vapeur. La vapeur produite est, soit utilisée à l'alimentation d'un réseau de chauffage, soit à l'alimentation d'une turbine à vapeur couplée à un alternateur, ou fonctionnant en co-génération (installation IGCC).

La valorisation énergétique en **pyro-gazéification intégrée** est réalisée par combustion des gaz formés, avec récupération du contenu calorifique des fumées générées, par une chaudière à vapeur conventionnelle, la vapeur surchauffée produite étant valorisée par détente dans une turbine à vapeur, en marche à condensation (production électrique) ou à contre-pression (production combinée chaleur-force).

9. Dispositifs 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_x, NO_x...). Il convient donc, après récupération thermique, d'effectuer des opérations de dépoussiérage et de neutralisation des fumées, avant leur rejet à l'atmosphère [14] [40].

Un ensemble de normes est applicable à ces rejets particuliers et gazeux.

Les principaux équipementiers en matière de traitement des fumées sont : AAF, ABB, Air Industrie, Ansaldo Volund, Basse-Sambre, CNIM, Delta Neu, Descamps, Deutsche Babcock, Pillard, Fer-

beck, Flakt Industrie, FLS Miljo, Gec Alstom, Genevet, Hamon, Krebs, LAB, LGL, Lurgi, Niro, NPI, Proceair, Seghers BT, Servithen, Socrematic, Sogea, Stein Heutey, Stein Muller, Sulzer, Tnee, Vicarb, Voest Alpine, Von Roll, Walter...

9.1 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.

Les dispositifs cycloniques permettent une efficacité de séparation de 95 % pour des particules de 150-200 µm. Leur efficacité peut être améliorée par l'emploi de multicyclones, constitués d'une batterie de cyclones de plus petit diamètre. Le rendement de captation peut alors atteindre 95 % pour des particules de 20-30 µm. Cependant, ces équipements ne permettent pas la séparation de poussières de diamètres inférieurs à 5-10 µm. Ils laissent passer l'essentiel des métaux lourds condensés sur les particules les plus fines.

■ 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. Ils ont

une efficacité de 95 % pour des particules de 3 μm et pour une perte de charge au col de 15 mbar, mais ne permettent pas la captation de particules sub-microniques. Leur efficacité de captation croît avec l'augmentation de la perte de charge, ce même rendement de 95 % étant obtenu pour des particules de 1 μm , pour une perte de charge de 50 mbar. Ainsi, les laveurs Venturi ne permettent de capter les particules sub-microniques qu'au détriment d'une perte de charge élevée.

Ces dispositifs sont simples du point de vue construction et permettent de traiter des débits atteignant 200 000 Nm^3/h .

■ 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, à contre-courant. Les manches sont isolables par tranche de 10 %, afin de permettre une marche continue de l'équipement. Leur température de fonctionnement doit être limitée à 125-250 $^{\circ}\text{C}$, en fonction de la nature du média filtrant utilisé. La perte de charge associée à ce type de filtre est de l'ordre de 10 à 20 mbar. Ils permettent des efficacités de captation de 95 % pour des particules de 0,1 μm . Les performances des filtres à manche autorisent des teneurs, après dépoussiérage, de l'ordre de 3 à 5 mg/Nm^3 , compatibles avec les normes de rejet les plus strictes.

Ces efficacités peuvent être encore améliorées par l'emploi de cartouches filtrantes en céramique poreuse.

■ Dépoussiéreurs électrostatiques

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 (plaques). La perte de charge associée à ce type de filtre est relativement faible, de l'ordre de 1 à 3 mbar. Une efficacité de captation de 95 % peut être obtenue pour des particules de 4 μm .

L'électrofiltre permet, dans certains cas (utilisation de 3 à 5 champs), d'approcher les teneurs obtenues en sortie de filtre à manche. On peut aussi atteindre des valeurs limites en sortie de l'ordre de 10 mg/Nm^3 . L'efficacité globale de captation peut être encore améliorée par utilisation d'électrofiltres humides.

La figure 12 permet de comparer les efficacités de captation particulaire, obtenues pour les différents dispositifs décrits précédemment, en fonction de la granulométrie des poussières entrantes.

9.2 Dispositifs d'abattage/neutralisation des fumées

Différents procédés d'abattage sont actuellement disponibles (figure 13).

■ Épuration par voie sèche et réactif alcalin

L'épuration des fumées par voie sèche (figure 13a) consiste à injecter dans les fumées un réactif (chaux ou bicarbonate de soude), sous forme de solide pulvérulent sec, pour assurer la neutralisation des gaz acides (SO_2 , HCl, HF).

Dans le cas de la chaux, celle-ci est introduite dans un réacteur en amont d'un système de dépoussiérage (électrofiltre ou filtre à manche), placé en aval. Ceci permet de capter les poussières, mais aussi les sels calciques formés lors du contact réactionnel agent sorbant/gaz acide et le réactif en excès. Une recirculation des résidus est nécessaire pour diminuer la consommation de produit neuf.

Du fait de la réactivité modérée de la chaux $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dans la plage de fonctionnement du dispositif d'abattage (200-250 $^{\circ}\text{C}$), un refroidissement des fumées en amont peut être effectué (procédé sec refroidi), dans la plage 120-160 $^{\circ}\text{C}$. Cela permet de faire passer les teneurs en SO_2 de la plage 50-120 ppm (7 % O_2), obtenue en

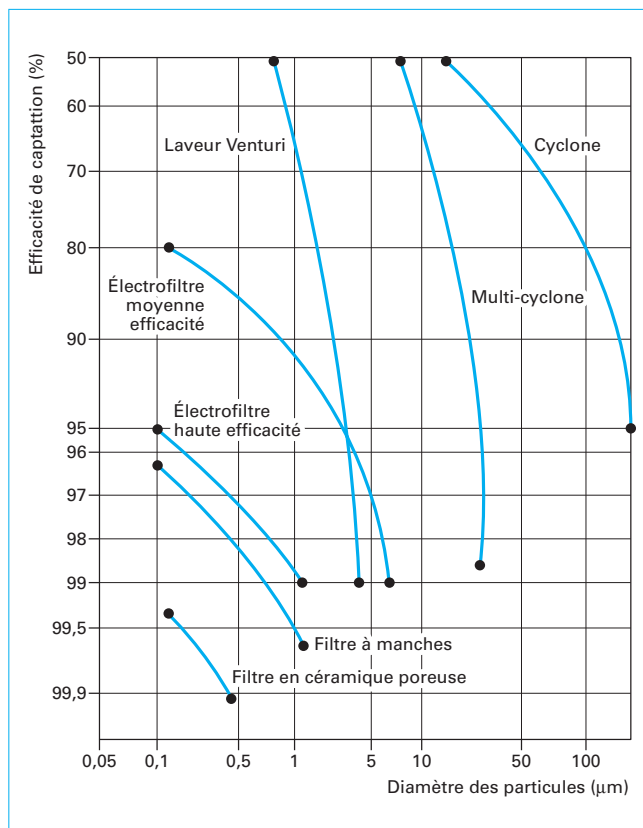


Figure 12 – Efficacités comparées des différents dispositifs de séparation solide/gaz

procédé sec conventionnel, à 20-40 ppm. De même, les teneurs en HCl peuvent passer de la plage 50-120 ppm à 10-30 ppm, en procédé sec refroidi.

Le procédé sec à la chaux implique, pour satisfaire les normes, des sur-stœchiométries du rapport Ca/S, de l'ordre de 3 à 4, imposant des consommations de réactif de l'ordre de 40 à 60 kg/t . Le procédé sec refroidi à la chaux permet, avec un facteur stœchiométrique voisin de 2, d'atteindre ces normes, avec une consommation en réactif de l'ordre de 25 à 30 kg/t .

L'utilisation de chaux à grande surface spécifique (> 40 m^2/g) permet d'atteindre une consommation de 16 kg/t , pour un rapport stœchiométrique inférieur à 2.

Le procédé sec par réactif sodique consiste à injecter du bicarbonate de sodium NaHCO_3 dans les fumées. Ce procédé se distingue du procédé sec à la chaux par le fait qu'il ne nécessite pas de réacteur de neutralisation avant le filtre à manche, du fait de sa réactivité, l'essentiel de la neutralisation étant effectué sur le filtre. De plus, la température optimale de réaction étant comprise entre 150 et 220 $^{\circ}\text{C}$, le refroidissement des fumées n'est pas nécessaire. De même, la recirculation des résidus d'abattage n'est plus nécessaire.

■ Épuration par voie semi-humide

Comme dans le cas du procédé sec, le principe du procédé semi-humide (figure 13b) 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, à une concentration de 30-150 g/L , et pulvérisé dans un réacteur/contacteur.

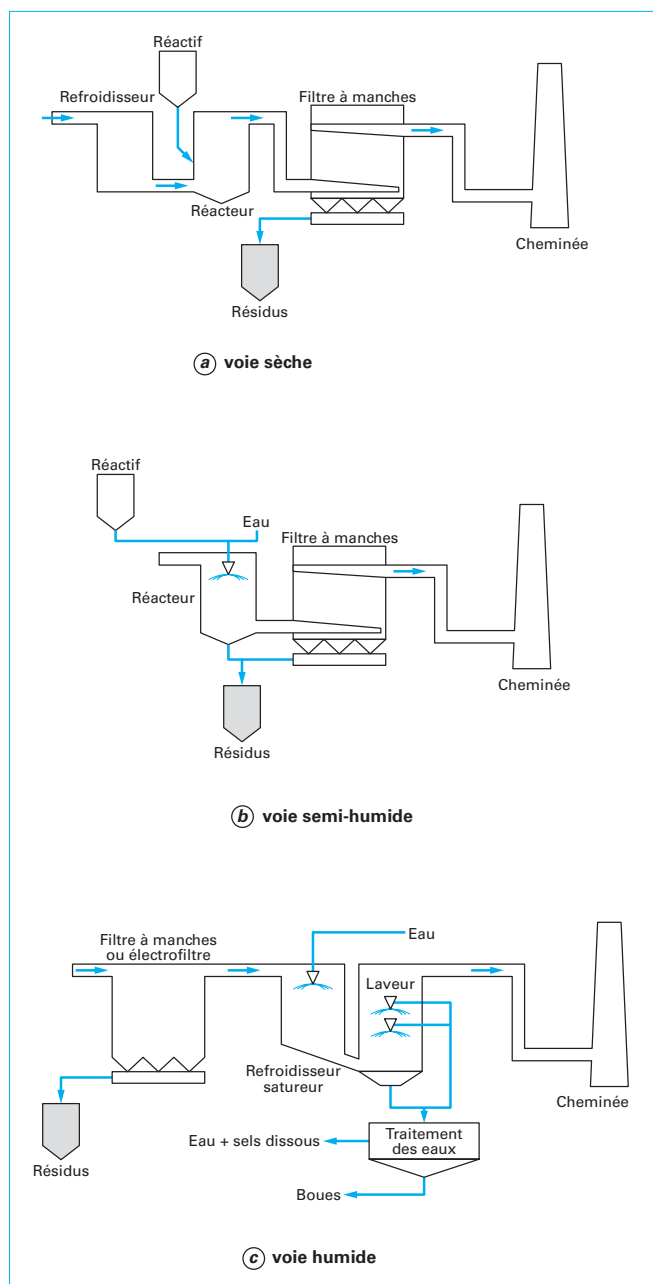


Figure 13 – Schémas de principe du procédé d'épuration des fumées

Dans une première étape, l'eau est complètement évaporée, entraînant une diminution de la température des fumées jusqu'à 150 °C, proche de l'optimum de réactivité de la chaux, ce contact gaz/liquide permettant la solubilisation de l'acide chlorhydrique et sa neutralisation par la chaux. La réaction de neutralisation se poursuit en contact gaz/solide.

Les temps de séjour nécessaires sont compris entre 10 et 15 s. Le rapport stœchiométrique est abaissé à des niveaux inférieurs à ceux obtenus en procédé sec refroidi, permettant une consommation de chaux de 16 à 19 kg/t. Un dispositif de dépoussiérage aval permet la captation des poussières, des sels produits et du réactif en excès.

■ 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 manche pour éviter les problèmes d'encrassement, suivi d'un refroidissement par *quench* à l'eau, jusqu'à une température de 65 °C, et d'un laveur vertical dans lequel est envoyée la solution de lavage, celle-ci étant recyclée en permanence (figure 13c).

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 SO₂ 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. Les liqueurs de purge sont transférées dans une fosse puis traitées, les produits finaux étant récupérés sous forme de gâteau de filtration à 40 % MS (matières sèches), contenant les sels (CaSO₄, CaCl₂, CaF₂) et les métaux lourds précipités, ainsi qu'un rejet liquide (eau salée).

La consommation en réactif nécessaire à la satisfaction des normes est de 1,5 kg NaOH (à 50 %) par tonne de déchet et/ou de 9 kg/t de Ca(OH)₂.

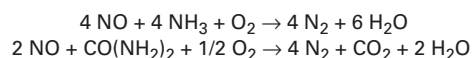
Le procédé humide peut être couplé à un procédé semi-humide, placé en amont, afin de permettre le recyclage de l'effluent du procédé humide dans la tour d'atomisation du semi-humide, ce qui permet d'éviter tout rejet liquide au milieu naturel.

9.3 Techniques complémentaires en épuration des fumées

Des techniques spécifiques pour la captation des oxydes d'azote, dioxines/furannes et composés organiques volatiles (COV) sont progressivement mises en place pour traiter les rejets des installations de traitement thermique des déchets.

■ Procédé de réduction sélective non catalytique (SNCR) des NOx

Les procédés SNCR visent à la dénitrification (dé-NOx) des fumées par injection d'un agent réducteur (ammoniac ou urée) directement dans le four ou proche du four, sans catalyseur. Les réactions de réduction des NOx en azote moléculaire s'effectuent naturellement entre 850 et 1 100 °C :



La zone d'injection de la solution doit être à une température voisine de 900 °C. Au-delà, le NH₃ se décompose, impliquant une augmentation de la consommation en réactif. En deçà, la cinétique de réduction est trop lente, ce qui entraîne des teneurs élevées en réactif n'ayant pas réagi (fuite d'ammoniac). L'efficacité d'abattement des NOx, par procédé SNCR, est généralement comprise entre 40 et 70 %.

■ Procédé de réduction sélective catalytique (SCR) des NOx

Le procédé SCR 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.

La température optimale de réduction est comprise entre 300 et 400 °C, ce qui nécessite la présence d'un réchauffeur en amont de la dénitrification, si celle-ci est placée après la désulfuration (configuration *low-dust*), ce qui est généralement le cas en traitement des déchets. Le catalyseur utilisé peut être de l'oxyde de vanadium (V₂O₅), de l'oxyde de fer (Fe₂O₃), des oxydes de chrome (CrO₃), supportés sur alumine ou oxyde de titane et préalablement mis en forme (granulés, nids d'abeilles...). Les performances en dénitrification SCR peuvent atteindre 70-80 %, ce qui permet en général de satisfaire largement les 200 mg/Nm³ en rejet de NOx.

■ Procédé de *reburning* en dénitrification

Ce procédé consiste à réduire les NOx 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. Une partie du combustible secondaire va être oxydée par l'oxygène issu de la zone primaire, l'autre partie étant craquée, produisant ainsi des radicaux hydrocarbonés. Ceux-ci vont conduire, *via* un processus réactionnel complexe, à la transformation d'une grande partie des NOx en azote moléculaire.

Cette zone de *reburning* doit être suivie d'une zone de postcombustion, destinée à oxyder complètement les imbrûlés et composés intermédiaires générés dans la zone de *reburning*.

Des rendements de réduction des NOx, compris entre 50 et 60 %, peuvent ainsi être obtenus.

Le combustible injecté doit représenter de l'ordre de 10 % de la charge calorifique totale du four, pour un fonctionnement optimum.

■ Procédés d'adsorption sur charbon actif et/ou sur coke de lignite

Les charbons actifs et/ou les coques de lignite sont des médias solides poreux, à grande surface spécifique interne (500-1 000 m²/g). Ils peuvent être utilisés en traitement des fumées en aval d'une épuration classique (sec, semi-humide, humide). Leur fonction principale est de capter les composés organiques tels que dioxines/furannes 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 bien utilisés en lit fixe dans une plage de température d'environ 100-150°C.

La consommation spécifique en charbons actifs est de 1 à 2 kg/t de déchets traités, pour atteindre un rejet à moins de 0,1 mg/Nm³ en mercure, et à moins de 0,1 ng/Nm³ TEQ en dioxines.

■ Procédés de traitement des composés organiques volatiles (COV)

Les COV résiduels issus d'un procédé de traitement thermique de déchet sont, la plupart du temps, détruits à 700-800 °C, par postcombustion, en incinération. Ils peuvent également faire l'objet d'une destruction par oxydation catalytique, à des températures comprises entre 200 et 400 °C, en fonction des conditions opératoires et du catalyseur utilisé. Cette technique est utilisée en oxydation en voie humide. Ils peuvent, dans certains cas, être récupérés par adsorption sur charbon actif bénéficiant, en ça, d'un traitement de dé-Diox existant sur l'installation de traitement thermique.

10. Procédés de traitement des résidus ultimes

Les résidus ultimes des procédés de traitement thermique des déchets industriels sont essentiellement des produits minéraux solides ou des boues résiduelles toxiques, qu'il convient de stabili-

liser, vis-à-vis des processus de lixiviation naturelle, qui entraîneraient, sinon, un relargage, vers le milieu naturel, des polluants contenus dans ces résidus (chlorures, métaux lourds...).

Un résidu est considéré comme stabilisé, au sens réglementaire, quand sa perméabilité et sa fraction lixiviable ont été réduites et quand sa tenue mécanique a été améliorée. On vérifie le caractère stabilisé du résidu traité par application des protocoles de lixiviation normalisés. Ces résidus stabilisés sont enfin stockés en centre de stockage de déchets (décharges de classes I et II).

Les résidus d'incinération de déchets industriels, désignés par REFID, comprennent :

- les cendres volantes (cendres sous chaudière, cendres sous filtre) ;
- les résidus de neutralisation des fumées ;
- les gâteaux de filtration des eaux de lavage des fumées.

Deux principales techniques de stabilisation sont actuellement disponibles [26] :

- **la stabilisation/solidification par liants hydrauliques (ou minéraux).** Ceux-ci consistent en différents réactifs: liants hydrauliques (chaux, ciments), réactifs à caractère pouzzolanique (cendres volantes, scories sidérurgiques, laitiers...), silicates, argiles, adjuvants de formulation. Les résidus à stabiliser sont incorporés par malaxage dans une formulation spécifique des liants minéraux avec lesquels ils réagissent (transformation de l'eau libre en eau liée, adsorption, réduction, précipitation), puis conditionnés sous forme de blocs solidifiés ou de couches solides, disposés en stockage ultime.

- **la vitrification** des résidus solides peut être réalisée dans des dispositifs adjoints à l'unité principale de traitement des déchets et placés en aval des traitements de fumées, ou bien, après transport, dans des unités spécialisées, par regroupement géographique des résidus à traiter.

Les principaux procédés de *vitrification séparée* utilisés, dans ce cas, sont basés sur la fusion des résidus minéraux (1 400-1 800 °C), préalablement introduits dans des poches de fusion, chauffés par torche à plasma à arc soufflé ou transféré (technologies Euplasma [41], Ebara... par exemple), ou bien sont vitrifiés après introduction dans une enceinte haute température, chauffée par brûleurs oxy-gaz, permettant la séparation/récupération, par distillation thermique, des chlorures métalliques inclus dans les résidus à traiter ainsi que la fusion de leur fraction minérale (procédé *VitriFlash*, de GdF/UTC). Les minéraux fondus sont enfin refroidis, par air ou par eau, conduisant à la formation d'une matrice vitreuse, désignée par *vitriifié dense* si les métaux lourds sont majoritairement inclus dans la matrice, ou allégée, si ces métaux lourds ont été préalablement distillés et récupérés. Ces matériaux sont en général en granulés, et satisfont les normes de lixiviation.

Une autre voie consiste à utiliser des procédés de traitement thermique des déchets à *vitrification intégrée*, décrits précédemment, et reposant sur l'utilisation de deux enceintes étagées, l'une à basse température (traitement pyrolytique), et l'autre à haute température (combustion/gazéification), permettant la fusion simultanée des fractions minérales du déchet traité et leur vitrification.