

Valorisation énergétique des déchets par voie thermochimique (pyrolyse, dépolymérisation, gazéification)

Retour sur les développements passés et avis d'expert



**VALORISATION ENERGETIQUE DES DECHETS
PAR VOIE THERMOCHIMIQUE
(PYROLYSE, DEPOLYMERISATION, GAZEIFICATION)**

**RETOUR SUR LES DEVELOPPEMENTS PASSES
ET AVIS D'EXPERT**

RAPPORT FINAL

juin 2017

G. ANTONINI – PROCETECH

Créée à l'initiative du Ministère en charge de l'Environnement, l'association RECORD est depuis 1989, le catalyseur d'une coopération entre industriels, institutionnels et chercheurs.

Acteur reconnu de la recherche appliquée dans le domaine des déchets, des sols pollués et de l'utilisation efficace des ressources, RECORD a comme objectif principal le financement et la réalisation d'études et de recherches dans une perspective d'économie circulaire.

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

Avertissement :

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

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

Avant – Propos :

Ce rapport n'est pas un état de l'art. D'autres procédés, d'autres installations industrielles existent dans le monde et ne sont pas présents dans cette étude. C'est le cas notamment d'installations industrielles récentes car il a été jugé qu'à date, elles ne bénéficiaient pas encore d'un retour d'expérience suffisant. C'est pourquoi seuls des procédés ou des installations ayant conduit leur développement à terme sont mentionnés et étudiés dans le cadre de ce travail.

- ✓ Pour toute reprise d'informations contenues dans ce document, l'utilisateur aura l'obligation de citer le rapport sous la référence :

RECORD, Valorisation énergétique des déchets par voie thermo-chimique (pyrolyse, dépolymérisation, gazéification). Retour sur les développements passés et avis d'expert, 2017, 139 p, n°14-0245/1A

- ✓ Ces travaux ont reçu le soutien de l'ADEME (Agence de l'Environnement et de la Maîtrise de l'Energie)
www.ademe.fr

Comité de suivi de l'étude :

Fabrice ABRAHAM – RENAULT, Bénédicte COUFFIGNAL – RECORD, Grégory DUBOIS – MEEM, Sylvain DURECU – TREDI, Thierry GOSSET – SARPI, Olivier GUERRINI – ENGIE, Gérard KECK – RECORD, Lionel KOSIOR – SUEZ, André KUNEGEL – ADEME, François RUELLE – RENAULT, François THERY – EDF

© RECORD, 2017

RESUME

Les techniques et procédés associés (pyrolyse, gazéification, dépolymérisation,...), font l'objet de recherches et développements permanents, souvent foisonnants, dans le but d'en améliorer les performances économiques et environnementales. Cependant, dans la multiplicité des innovations proposées, certaines ont fait, ou feront l'objet, d'échecs avérés, pour des raisons aussi bien techniques qu'économiques, freinant le développement de la filière, malgré son intérêt potentiel en valorisation énergétique.

Il est donc utile de dresser un historique desdits développements, en matière de valorisation thermo-chimique des déchets, passés ou en cours, des REX associés et d'identifier les causes des réussites et des échecs constatés ou prévisibles

Dans ce sens, vingt-sept procédés de conversion thermo-chimique de déchets, ayant été développé dans un passé récent en France et dans le monde, ont été étudiés, afin de distinguer ceux ayant été des succès de ceux ayant conduit à des échecs.

Pour chacun des exemples fournis, on a rappelé :

- Les principales caractéristiques du procédé mis en œuvre et de ses performances attendues,
- L'historique de son développement,
- Les raisons technico-économiques de son échec ou semi-échec, ou bien de son succès.

Cette analyse a permis d'identifier les principales causes techniques de ces échecs et d'apporter un certain nombre de recommandations concernant le développement de futurs procédés de conversion thermo-chimique des déchets.

MOTS CLES

Déchets, pyrolyse, gazéification, incinération, valorisation énergétique, procédés, succès, échecs

SUMMARY

Associated techniques and processes (pyrolysis, gasification, depolymerization...), are the subject of ongoing research and development, often teeming with the aim of improving the economic and environmental performance. However, in the multiplicity of proposed innovations, some have been, or will be, proven failures, for both technical and economic reasons, constraining the development of the sector, despite its potential interest in energy recovery.

It is therefore useful to draw an historical development for thermo-chemical valorizations of wastes, past or present, associated REX and to identify the causes of successes and setbacks encountered or foreseeable.

In this sense, twenty-seven waste thermo-chemical conversion processes, developed in the recent past, in France and in the world, were studied to distinguish between processes that have been commercial successes, from processes that led to failures.

For each of the examples provided, it was recalled:

- The main features of the process implemented and its expected performance,
- The history of its development,
- The technical and economic reasons for the failure or partial failure, or of its success.

This analysis has permit to identify the main technical causes of these failures and make a number of recommendations for the development of future waste thermo-chemical conversion processes.

KEY WORDS

Waste, pyrolysis, gasification, incineration, energy conversion, successful/unsuccessful processes.

SOMMAIRE

1. OBJET ET PREAMBULE	p 7
2. PRINCIPALES CARACTERISTIQUES DES DECHETS BRUTS ET CSR	p 8
2.1 L'état physique	
2.2 Composition élémentaire des déchets	
2.3 Pouvoirs calorifiques	
2.4 Préparation de la charge entrante	
3. LA VALORISATION ENERGETIQUE DES DECHETS PAR INCINERATION	p 16
4. LES PROCESSUS THERMOCHIMIQUES DE CONVERSION DES DECHETS	p 22
4.1 Pyrolyse	
4.2 Dépolymérisation thermochimique	
4.3 Gazéification	
5. TRAITEMENT DES DECHETS PAR PYROLYSE	p 43
5.1 Exemples d'échecs en traitement par pyrolyse	p 43
Procédé Andco-Torrax (US)	
Procédé Softer de Nexus Technologies (France)	
Procédé Eddith de Thide Environnement (France)	
Procédé TWR de Siemens (Allemagne)	
Procédé DTV de Traidec (France)	
Procédé PyroVac (Canada)	
Procédé Chartherm de Thermya (France)	
Procédé Proget Energy (Italie)	
Procédé Citron (Suisse)	
5.2 Exemples de succès en traitement par pyrolyse	p 68
Procédé Nesa	
Procédé BioGreen	
6. TRAITEMENT DES DECHETS PAR DEPOLYMERISATION	p 72
Procédé CDP de l'IFP (France)	
Procédé Agilyx (USA)	
Procédé KDV AlphaKat (Allemagne)	
7. TRAITEMENTS THERMOCHIMIQUES DES DECHETS PAR GAZEIFICATION	p 77
7.1 Exemples d'échecs en gazéification	p 77
Procédé ThermoSelect (Suisse)	
Procédé PGI de Ancor (France)	

Procédé OrgaWatt de Litélis (France)	
Procédé Plasco (Canada)	
Procédé Carbo V de Choren (Allemagne)	
Procédé Biogeva d'Eneria (France)	
Procédé SPGV de Solena (USA)	
Procédé PyroAI de OP Systèmes (France)	
7.2 Exemple de demi-succès en gazéification	p 103
Procédé Pit-Pyroflam de Basse-Sambre (Belgique)	
7.3 Exemples de succès en gazéification	p 106
Le procédé Foster-Wheeler Energia OY (Finlande)	
Le procédé G&MF de JFE (Japon)	
Le procédé TwinRec d'Ebara (Japon)	
Le procédé Energos (Norvège)	
8. LES PRICIPALES PATHOLOGIES EN PYROLYSE & GAZEIFICATION ET RECOMMANDATIONS	p 119
8.1 Problèmes de coulabilité mécanique de la charge solide	
8.2 Problèmes liés aux défauts de préparation de la charge entrante	
8.3 Problèmes liés aux entrées d'air intempestives dans le réacteur	
8.4 Problèmes liés à la fusibilité d'une fraction du déchet	
8.5 Problèmes liés au mode de chauffage des réacteurs de pyrolyse	
8.6 Dépôts/encrassement par condensation des goudrons contenus dans les gaz de pyrolyse/gazéification	
8.7 Problèmes à la teneur du déchet entrant en éléments alcalins (Na, K)	
8.8 Problèmes liés aux processus de corrosion en atmosphère réductrice	
8.9 Problèmes d'arrêt/démarrage des installations	
8.10 Problèmes liés à l'abattage du syngaz en milieu réducteur	
8.11 Problèmes liés à l'absence de débouchés commerciaux des produits formés	
9. PERSPECTIVES ET CONCLUSION	p 135

SOURCES BIBLIOGRAPHIQUES

Pour plus de lisibilité, les références bibliographiques ont été reportées dans le texte.

GLOSSAIRE

ASU : *Air Separation Unit*,
CCA : Chrome-Cuivre-Arsenic,
CSR : Combustible Solide de Récupération,
DAE : Déchets d'activités Economiques
DTC : Dépolymérisation thermique catalytique,
DTNC : Dépolymérisation thermique non catalytique,
D3E : Déchets Electriques et Electroniques,
DRE : *Destruction Removal Efficiency*,
FGR : *Flue Gas Recycling*,
FOD : Fuel-oil Domestique,
FT : Procédé Fisher-Tropsh,
GTA : Groupe Turbo-Alternateur
HT : Haute température,
LFC : Lits Fluidisés Circulants,
LFD : Lit Fluidisé Dense (ou bouillonnant),
MEA : monoethanol-amine,
OM : Ordures ménagères
OMr : Ordures ménagères résiduelles,
PCI : Pouvoir Calorifique Inférieur,
PEC: *Purchase Equipment Cost*,
PSW: *Plastic Solid Waste*,
RAP : Récupération Assistée du Pétrole,
RBA : Résidus de Broyés Automobile,
SEC: *Specific Energy Comsumption*,
SNG: *Synthetic Natural Gas*,
TAG : Turbine à Gaz,
TMB : Tri Mécano Biologique,
VLE : Valeur Limite d'Emission.

1. OBJET ET PREAMBULE

La valorisation énergétique des déchets par voie thermochimique est un sujet à fort enjeu technico-économique et environnemental.

Les techniques et procédés associés (incinération, pyrolyse, gazéification, dépolymérisation, ...) font l'objet de recherches et développements permanents, souvent foisonnants, dans le but d'en améliorer les performances économiques et environnementales.

Cependant, dans la multiplicité des innovations proposées, certaines ont fait ou feront l'objet d'échecs avérés, pour des raisons aussi bien techniques qu'économiques, freinant le développement de la filière, malgré son intérêt potentiel en valorisation énergétique.

Il est donc utile de dresser un historique desdits développements en matière de valorisation thermochimique des déchets, passés ou en cours, des retours d'expérience (REX) associés et d'identifier les causes des réussites et des échecs constatés ou prévisibles, et ce, afin de mieux appréhender le cadre des développements à venir, potentiellement viables.

Citons, par exemple :

- Pyrolyse (11) :
 - Procédé Andco-Torrax (US),
 - Procédé Softer de Nexus Technologies (France),
 - Procédé Eddith de Thide Environnement (France),
 - Procédé TWR de Siemens (Allemagne),
 - Procédé DTV de Traidec (France),
 - Procédé PyroVac (Canada),
 - Procédé Chartherm de Thermya (France),
 - Procédé Proget Energy (Italie),
 - Procédé Citron (Suisse),
 - Procédé Nesa,
 - Procédé BioGreen (France).

- Dépolymérisation (3) :
 - Procédé CDP de l'IFP (France),
 - Procédé Agilyx (USA),
 - Procédé KDV AlphaKat (Allemagne),

- Gazéification (13) :
 - Procédé ThermoSelect (Suisse),
 - Procédé PGI de Ancor (France),
 - Procédé OrgaWatt de Litélis (France),
 - Procédé Plasco (Canada),
 - Procédé Carbo V de Choren (Allemagne),
 - Procédé Biogeva d'Eneria (France),
 - Procédé SPGV de Solena (USA),
 - Procédé PyroAl de OP Systèmes (France),
 - Procédé Pit-Pyroflam de Basse-Sambre (Belgique),

- Le procédé Foster-Wheeler Energia OY (Finlande),
- Le procédé G&MF de JFE (Japon),
- Le procédé TwinRec d'Ebara (Japon),
- Le procédé Energos (Norvège)

Ce rapport n'est pas un état de l'art. D'autres procédés, d'autres installations industrielles existent dans le monde et ne sont pas présents dans cette étude. C'est le cas notamment d'installations industrielles récentes car il a été jugé qu'à date, elles ne bénéficiaient pas encore d'un retour d'expérience suffisant. C'est pourquoi seuls des procédés ou des installations ayant conduit leur développement à terme sont mentionnés et étudiés dans le cadre de ce travail.

On commencera par rappeler la filière conventionnelle de valorisation énergétique des déchets par incinération.

On présentera ensuite les principaux processus alternatifs, mis en jeu dans la conversion thermochimique des déchets (pyrolyse, dépolymérisation, gazéification).

Signalons que les trois processus d'incinération, de gazéification et enfin de pyrolyse, correspondent à différents modes de comportements thermochimiques, obtenus par diminution du facteur d'air :

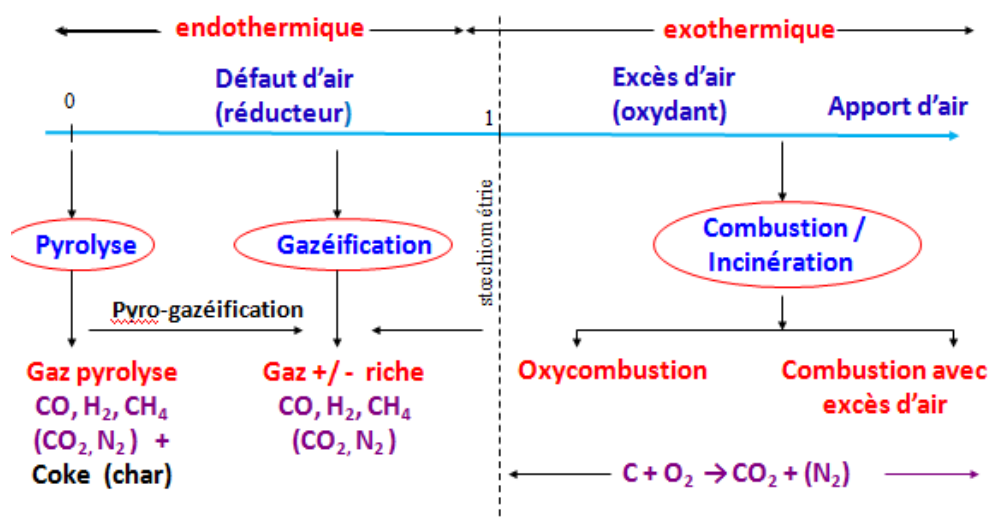


Figure 1 : Les différents processus thermochimiques

Enfin, on fournira, dans un troisième temps, et ce, par mode de conversion thermochimique, les exemples les plus significatifs d'expériences réalisées, dans un passé récent, en conversion thermochimique des déchets, en France et à l'étranger, à échelle de pilote de démonstration ou à échelle industrielle, ayant, soit abouti à un constat d'échec, soit nécessité des améliorations, soit enfin, ayant été des succès.

Dans chacun des exemples fournis, on rappelle :

- Les principales caractéristiques du procédé mis en œuvre et de ses performances attendues,
- L'historique de son développement,
- Les raisons de son échec ou semi-échec, ou bien de son succès.

Enfin, dans une dernière partie, on fournira un certain nombre de recommandations, visant à éviter les principaux écueils rencontrés dans le choix et la mise en œuvre de procédés de valorisation des déchets par voie thermochimique.

2. PRINCIPALES CARACTERISTIQUES DES DECHETS BRUTS ET CSR

Les principales caractéristiques d'un déchet, utiles à connaître en vue de leur traitement thermique, concerne :

2.1 L'état physique

Les déchets sont souvent hétérogènes et peuvent se présenter sous différents états physiques (solide, pâteux).

Dans le cas de déchets solides hétérogènes, la masse volumique apparente, l'humidité et la granulométrie moyenne conditionnent leurs propriétés de coulabilité/tassement (en silos), ainsi que leur manœuvrabilité en transport, et donc corrélativement, les équipements de stockage et de manutention adaptés à ces produits.

La **masse volumique apparente** des solides granulaires, c'est-à-dire leur masse par unité de volume dans un empilement, est une donnée également importante pour l'estimation du contenu énergétique, des coûts de stockage et de transport. Celle-ci peut s'estimer par :

$$\rho = (1 - \varepsilon) \rho_s$$

où ε est la porosité de l'empilement, ou taux de vide, avec $\varepsilon < 1$.

Ce taux de vide en empilement peut varier, pour des déchets, de 0,6 à 0,9. On a donc toujours $\rho < \rho_s$. La masse volumique vraie, ρ_s , varie de 400 kg/m³ pour les résidus légers, à 800 kg/m³ pour les produits lourds.

On définit l'**humidité** d'un déchet en fonction de la masse totale MH du produit humide par rapport à la masse MS de sa matière sèche, soit par le rapport :

$$H (\%) = \frac{MH - MS}{MH}$$

L'**hygroscopie** des déchets, c'est à dire leur aptitude à fixer l'humidité, influe également sur la cohésion d'un empilement de déchets pulvérulent, en stockage. Des ponts liquides peuvent se développer aux points de contact solide-solide, soit à partir de l'eau libre présente à la surface des grains humides, soit par condensation capillaire.

La **manœuvrabilité** d'un solide divisé, pulvérulent ou grossier, peut être évaluée au moyen de paramètres d'écoulement tels que l'angle de talus, et de paramètres d'aptitude au stockage (indice de Hausner, en test de tassement).

- ✓ *Mesure de l'angle de talus* : d'un emploi général, cette méthode est empirique mais simple, rapide et concrète. Il en existe une multitude de variantes donnant des valeurs différentes : angle mesuré par versement < angle mesuré par écoulement < angle mesuré par glissement.

La méthode la plus répandue est une méthode dans laquelle le solide est versé à hauteur de cône fixe, avec chute libre, tant que le cône n'atteint pas l'entonnoir.

Les valeurs guide concernant la mesure de l'angle de talus de hauteur par versement en chute libre sont résumées dans le tableau suivant :

Angle de talus	Coulabilité	Écoulement
< 30°	Excellente	Facile
30 à 50 °	Passable	Difficile
> 50°	Exécrable	Impossible

Tableau 1 : Coulabilité d'un solide divisé définie par son angle de talus

- ✓ *Mesure de l'indice de tassement* : un test de tassement permet de mesurer les masses volumiques du déchet tassé, ρ^∞ et non tassé, ρ_0 , en empilements. Ces deux grandeurs permettent de déterminer l'indice de Hausner, défini comme le rapport de la masse volumique tassée sur celle non tassée, qui traduit le degré de compressibilité de l'empilement de solides divisés, pulvérulent ou grossier. Cet indice est également utilisé pour caractériser l'aptitude à l'écoulement des solides divisés comme le montre le tableau suivant :

Indice de Hausner ρ^∞ / ρ_0	Écoulement
1 - 1,25	bon
1,25 - 1,4	moyen
> 1,4	mauvais

Tableau 2 : Coulabilité d'un solide divisé définie par son indice de tassement

Une grande variabilité concernant l'aptitude au stockage et à la manutention de déchets bruts est observée dans la pratique.

Concernant les déchets pâteux, le principal critère à prendre en compte est leur viscosité μ (Pa.s), souvent exprimée en centipoise (1 cpo = 10^{-3} Pa.s). Les fluides deviennent pâteux au-delà de 2 000 cpo. Ils deviennent pelletables à partir de 4 000 cpo.

Ces fluides pâteux sont souvent hétérogènes (suspensions liquide-liquide, suspensions solide-liquide). La fraction volumique ϕ de la phase dispersée divisée (liquide ou solide), dispersée dans la phase continue (liquide), s'exprime par : $\phi = 1 - \epsilon = V_d/V$.

On détermine facilement la concentration massique C_m du mélange (par séparation, séchage, puis pesées ...). Connaissant les masses volumiques ρ_D et ρ_C des deux phases, on peut en déduire la fraction volumique ϕ du mélange, soit : $\phi = \rho_C C_m / \{\rho_D - (\rho_D - \rho_C) C_m\}$

De cette fraction volumique ϕ , on peut déduire la viscosité du mélange, par exemple, en utilisant la corrélation de Thomas, valable dans la fourchette : $0 < \phi < 0,6$:

$$\mu(\phi) = \mu_c \{1 + 2,5 \phi + 10,05 \phi^2 + 0,00273 \exp(16,6 \phi)\}$$

La viscosité du mélange croît donc avec sa fraction volumique ϕ , et donc avec sa concentration massique C_m , pour atteindre des valeurs très élevées quand la porosité de la suspension devient proche de l'empilement compact ($\varepsilon \sim 0,4$).

Un autre élément à prendre en compte dans l'évaluation de la viscosité des mélanges, est son éventuel caractère non-newtonien. Dans ce cas, la viscosité se met à dépendre du taux de cisaillement $\dot{\gamma}$ (s^{-1}) appliqué au fluide et devient donc une viscosité apparente, dépendant des conditions d'écoulement. Par exemple, en stockage agité, on a : $\dot{\gamma} \sim 5-10 s^{-1}$, alors qu'en pompage, on a : $\dot{\gamma} \sim 100-200 s^{-1}$, tandis qu'en pulvérisation, on a : $\dot{\gamma} \sim 10\ 000-20\ 000 s^{-1}$.

La viscosité apparente d'un tel mélange peut croître (comportement dilatant) ou décroître (comportement pseudo-plastique), en fonction du taux de cisaillement appliqué, et ce, en fonction de la nature de la phase dispersée.

Par exemple, les boues, consistant essentiellement en dispersions de solides inertes dans l'eau, ont un comportement pseudo-plastique, avec : $\mu_{app} = K \dot{\gamma}^{n-1}$, avec K , leur indice de consistance, et n , leur indice de pseudo-plasticité ($n < 1$).

L'état physique d'un déchet peut être modifié ou adapté par des opérations de préparation préalable, selon sa forme initiale, par :

- déshydratation mécanique
- déchiquetage/broyage
- criblage/séparation
- homogénéisation /mélange
- séchage granulation, etc.

Par exemple, en séchage de boues, la déshydratation progressive de la charge, entraîne l'accroissement progressif de la fraction volumique ϕ du solide dans le mélange solide-liquide, conduisant à des viscosités progressivement croissantes, jusqu'à la « crise rhéologique », pouvant entraîner la rupture des mobiles (hélice, vis, ...) de convoyage/brassage du mélange dans l'installation.

2.2 Composition élémentaire des déchets

L'analyse élémentaire (*proximate analysis*) d'un déchet fournit la composition d'un déchet sur brut, en indiquant sa composition massique centésimale en ses différents constituants élémentaires (carbone, hydrogène, oxygène, azote, ...), sa teneur en inertes, sa teneur en eau, et en ses différents éléments traces (sodium, phosphore, azote, métaux lourds, ...). Cette composition peut également être exprimée sur sec (hors humidité), ou sur pur et sec (hors humidité et cendres). Elle permet une évaluation préalable, non seulement du contenu thermochimique du déchet, mais également des émissions gazeuses induites et de la nature des cendres produites après sa combustion et/ou pyrolyse-gazéification.

Ces éléments intéressent également les processus de corrosion/encrassement des dispositifs de traitement thermique et de récupération de chaleur (chaudière par exemple).

Une autre différence essentielle entre les déchets de type ménagers et les combustibles conventionnels, est la composition des cendres, en particulier la **teneur en composés alcalins**.

Les fortes teneurs en matières minérales, particulièrement du fait de la présence de composés alcalins (Na, K), qui diminue la température de fusion de ces cendres, sont susceptibles d'amplifier les

processus d'enrochage des installations thermiques utilisées en aval. Ces dépôts minéraux fondus se solidifient sur les parois des tubes des chaudières et des surchauffeurs, provoquant une perte de rendement des installations de récupération calorifique.

Certains matériaux tels que l'oxyde d'aluminium, l'oxyde de calcium, l'oxyde de magnésium, la dolomite ($\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$) et le kaolin, peuvent être utilisés en ajout dans le foyer pour relever les températures de fusion des cendres.

Par exemple, l'addition de 3% en masse de kaolin, permet de faire passer la température de déformation des cendres siliceuses en présence d'alcalins, de 770°C à 1280°C.

2.3 Pouvoirs calorifiques

La quantité de chaleur dégagée par la combustion complète d'une unité de masse du déchet, désignée par Pouvoir Calorifique Supérieur, PCS (kJ/kg , kWh/kg , kJ/Nm^3), est directement liée à la composition élémentaire du combustible. Le PCS peut être exprimé sur brut ou sur sec.

Dans la pratique, la vapeur d'eau présente dans les fumées de combustion n'est pas recondensée et est donc perdue à la cheminée.

Cette vapeur d'eau provient, d'une part, de sa formation lors de la combustion, par la recombinaison de l'hydrogène du combustible (H) avec l'oxygène de l'air comburant, et d'autre part, de la vaporisation de l'eau initialement contenue dans le combustible, sous forme d'humidité (E).

Le pouvoir calorifique utile, effectivement disponible, soit le PCI sur brut, est donc le PCS sur brut, moins l'énergie calorifique nécessaire à la formation de la vapeur d'eau, dépendante de la chaleur latente L_v , de vaporisation de l'eau. En prenant $L_v \sim 600 \text{ kcal/kg}$ d'eau évaporée = 2500 kJ/kg , on a, en première approximation :

$$\text{PCI}_{\text{BRUT}} = \text{PCS}_{\text{BRUT}} - 0,025 (9\text{H} + \text{E}) \quad (\text{MJ/kg})$$

H, étant le pourcentage massique (%) en hydrogène du déchet, sur brut.

E, étant l'humidité initiale (% massique), sur brut.

Un certain nombre de corrélations ont été fournies, qui permettent le calcul des PCS et PCI des combustibles, à partir de leur composition élémentaire (formule de Dulong, corrélation de Vandralek, ...). La corrélation de Vandralek est recommandée pour les cas de solides fortement carbonés (par exemple, cokes de pyrolyse) :

$$\text{PCS} = [78,6 + 2,8 (100 - \text{C})^{0,25}] \text{C} + 215 (\text{H} - 0,1 \text{O}) + 25 \text{S} \quad (\text{kcal/kg})$$

Les grandeurs C, H, O, S désignent les teneurs massiques (%) en carbone, hydrogène, oxygène et soufre du déchet;

En général, nous recommandons d'utiliser la corrélation plus récente de Channiwala, exprimée sur sec (*A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels. S.A. Channiwala, P.P. Parikh, Fuel 81, p 1051, 2002*):

$$\text{PCS} = 0,3491 \text{C} + 1,1783 \text{H} + 0,1005 \text{S} - 0,1034 \text{O} - 0,0151 \text{N} - 0,0211 \text{I} \quad (\text{en MJ/kg})$$

avec C, H, O, N, S et I représentant respectivement les teneurs massiques centésimales en carbone, hydrogène, oxygène, azote, soufre et inertes (cendres), sur **base sèche**.

Le domaine de validité de cette corrélation est très large :

- ✓ $0\% < C < 92,25\%$; $0,43\% < H < 25,15\%$; $0\% < O < 50\%$; $0\% < N < 5,6\%$; $0\% < S < 94,08\%$;
 $0\% < I < 71,4\%$
- ✓ $4,745 \text{ MJ/kg} < \text{PCS} < 55,345 \text{ MJ/kg}$.

L'erreur absolue entre valeur calculée et valeur mesurée est inférieure à 1,5% dans ce domaine de validité.

2.4 Préparation de la charge entrante

Si les déchets entrants dans un incinérateur ne nécessitent que peu de préparation, les déchets entrants dans un gazéifieur doivent, en général, **être préparés** (déferrailage, criblage, broyage, séchage) de façon à **contrôler leur cinétique de gazéification et la sélectivité des réactions de conversion**, par uniformisation des propriétés thermochimiques de la charge, au sein du réacteur.

Le degré de préparation de la charge entrante (homogénéisation, calibration, séchage) est fonction principalement de la technologie de gazéification utilisée, certaines nécessitant :

- ✓ une préparation modérée (par exemple, fours tournants), d'autres nécessitant,
- ✓ une préparation poussée (par exemple, certains types de lits fluidisés)

Dans une approche globale de valorisation conjointe, à la fois matière, par recyclage, et énergie, le développement **d'unités de tri mécanique** et/ou **d'unités de tri mécano-biologique** (TMB) permet d'envisager l'alimentation des gazéifieurs par un véritable combustible solide de récupération (CSR).

Les déchets non-dangereux, pouvant faire l'objet d'un tri préalable, sont :

- Les ordures ménagères brutes (OM), les OMr (déchets ménagers après collecte sélective, ou poubelle grise), les encombrants, les D3E, les déchets verts,
- Déchets triés à la source : poubelles jaunes (bouteilles plastiques, papiers, emballages carton, métaux), déchets en provenance de déchèteries (apport volontaire),
- Les DAE (Déchets d'activités économiques) : Déchets d'emballages, les DIB, les déchets organiques, les D3E, les déchets verts, les déchets de construction/démolition,
- Les déchets en provenance d'Eco-organismes : D3E, déchets de mobiliers professionnels, déchets de mobilier des ménages.

La majeure partie du flux de déchets généré peut être trié. Cette action dépend principalement des critères suivants :

- Tonnage à traiter,
- Composition des déchets (putrescible, inerte, énergétique, matière première secondaire),
- Part de produits recyclables et valeurs de ces produits,
- Nature et localisation des exutoires de valorisation,
- Coûts de l'enfouissement.

Les freins au tri des déchets sont plus de nature économique que technique.

Il convient cependant de différencier les types de tri en fonction des natures de flux :

Les flux faiblement mélangés :

Ces gisements sont constitués de produits « propres » au sein desquels on souhaite récupérer les éléments principaux à des fins de recyclage, du fait de la valeur des produits.

Dans ces catégories, on trouve en particulier :

- les collectes sélectives des ménages,
- les déchets industriels « propres et secs »,
- les déchets électriques et électroniques (DEEE).

Sur ces gisements, l'objectif consiste à récupérer le maximum de produits (taux de captage supérieur à 80%) et respectant des taux de pureté très sévères (compris entre 80 et 95% de pureté).

Ce mode de tri est principalement réalisé dans le cadre de flux supervisés par des Eco-organismes et qui font l'objet de soutiens financiers de leur part.

Les flux en mélange :

Ces flux regroupent tous les gisements qui doivent être soumis à des séparations, que celles-ci soient rendues nécessaires pour recycler et valoriser des fractions, ou pour éviter des pollutions sur certains flux (récupération des piles dans les flux organiques).

Le tri séparatif des déchets repose sur quelques grands principes déclinés dans divers outils.

- Le tri par granulométrie. Les outils associés sont : broyeur, déchiqueteur, trommels cribleurs, cribles vibrants, cribles à étoiles ou à disques, cribles à barreaux.
- Le tri par densité/ élasticité. Les outils associés, sont : les séparateurs aérauliques (*wind-shifter*), les séparateurs à bains d'eau, les cribles balistiques, les cribles à disques inclinés.
- Le tri par propriété physico-chimique. Ces techniques sont principalement utilisées pour la récupération des métaux ferreux et non-ferreux. Les outils associés, sont : les séparateurs ferromagnétiques (aimantation des ferreux par poulie magnétique), les séparateurs à courant de Foucault (non-ferreux), les séparateurs pour métaux amagnétiques (inox).
- Le tri par spectrométrie : les séparateurs à rayons X (retrait des plastiques bromés), les séparateurs par tri spectrométrique en infrarouge ou tri optique (séparation PE/PET, séparation PVC, ...)
- Le conditionnement des fractions triées : il est réalisé par mise en balles. Les outils associés sont des presses mécaniques.

La combinaison de tout ou partie de ces modes de séparation permet d'aboutir à la performance recherchée en recyclage matière et en préparation de CSR (Combustible Solide de Récupération).

Le tri mécano-biologique, TMB, permet la séparation de la fraction organique des déchets de type OM et/ou OMr, de leur fraction sèche combustible.

Le flux entrant d'OMr est séparé en une fraction humide (organique fermentescible) et une fraction sèche combustible (papier, bois, plastique, carton). Les fractions recyclables (tête de tri des plastiques PET Clair, PET Couleur, PEHD, ferreux, non-ferreux) du déchet sont extraites par tri sélectif intégré au TMB.

La composition moyenne des OMr entrantes et la répartition massique des trois fractions potentiellement valorisables, sont données dans l'exemple ci-dessous (OMr) :

FRACTIONS	Valeur estimée	Recyclables	combustibles	methanisables
Putrescibles (FFOM)	29,76%			29,76%
Plastiques	13,00%	2,50%	10,50%	
Papiers	12,00%	4,00%	8,00%	
Cartons	7,00%	3,50%	3,50%	
Textiles sanitaires	7,80%		3,90%	3,90%
textiles	3,67%		3,67%	
Metaux	3,10%	2,50%		
Complexes	3,00%		3,00%	
Inertes	6,85%			
Refus et fines	13,88%			
	100,06%	12,50%	32,57%	33,66%

Tableau 3 : Composition moyenne des OMr et séparation des flux par TMB
(Documentation Sémardel)

Le schéma général d'implantation d'un TMB, est représenté ci-dessous :

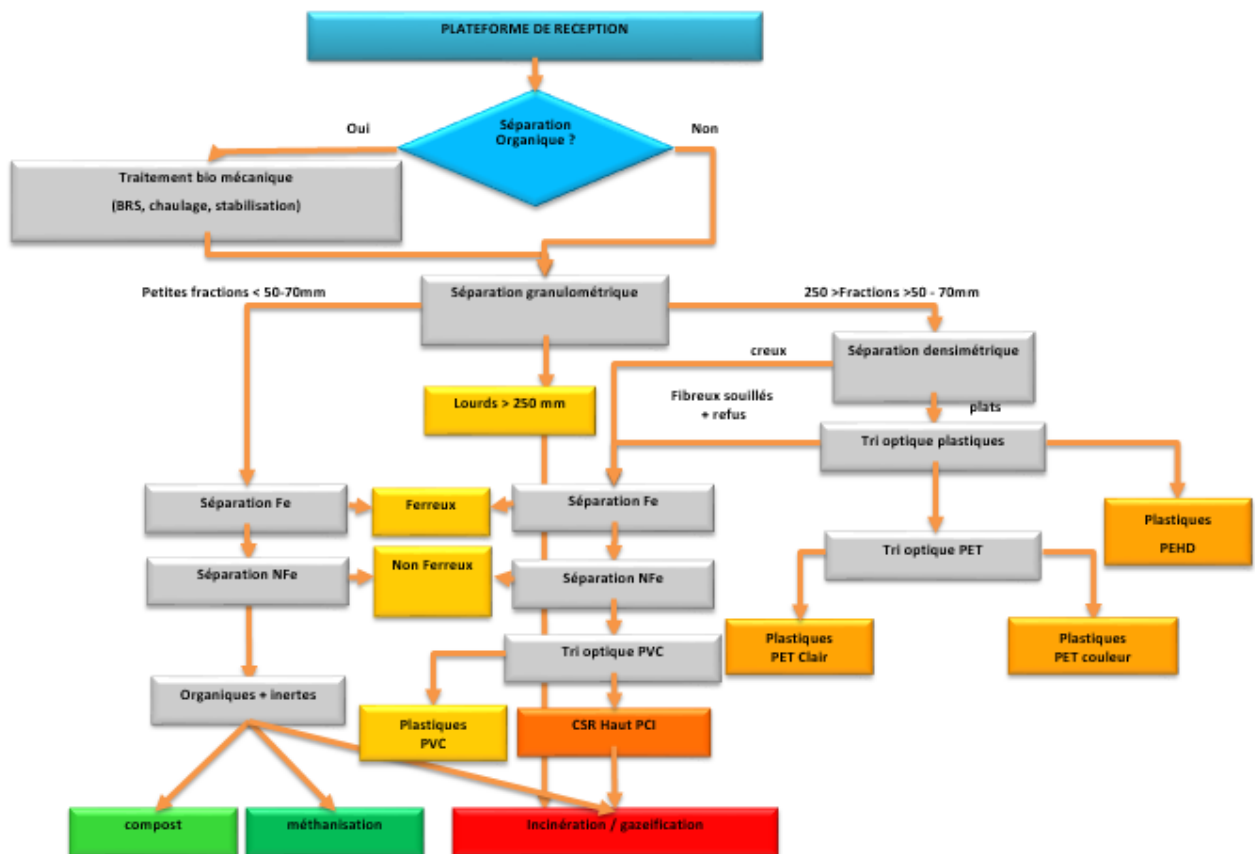


Figure 2 : Schéma général d'un TMB (Documentation IHOL)

La fraction humide fait l'objet d'une opération de compostage (digestion aérobie) et/ou de méthanisation (digestion anaérobie), pour une production de biogaz, lui-même valorisable par combustion en moteurs thermiques par exemple.

La fraction sèche, après conditionnement sous forme de CSR, fait l'objet d'une valorisation énergie, par combustion et/ou gazéification.

Il faut cependant souligner qu'en général le PCI des CSR est élevé (> 4 kWh/kg), interdisant leur combustion en foyers à grilles conventionnels. Ce type de CSR est valorisable en cimenteries, dans des unités de combustion adaptées (lits fluidisés, grilles refroidies, ...) et/ou dans des unités de gazéification.

Les fractions triées (métaux, plastiques) sont recyclées.

Le coût moyen d'équipement d'un TMB (Process + Bâtiment + VRD), est de 80 € HT/t d'OMr entrante.

Le coût moyen de fonctionnement d'une telle unité, est voisin de 63 € HT/t d'OMr entrante.

Ainsi, les refus de tri mécanique et la fraction sèche des TMB peuvent faire l'objet d'une valorisation énergétique, après leur mise en forme sous forme de CSR.

Les CSR sont des **combustibles dérivés de déchets, à fort pouvoir calorifique et à granulométrie et composition physico-chimique constantes**, leur conférant la capacité de se substituer utilement à des combustibles conventionnels.

La filière des CSR s'est développée, jusqu'à peu, sans réel cadre réglementaire et normatif.

La norme CEN/TR/15359, publiée en janvier 2007, définit un système de classification des CSR basé sur **les trois caractéristiques** suivantes :

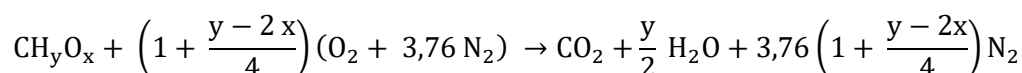
- ✓ le PCI,
- ✓ la teneur en chlore,
- ✓ la teneur en mercure.

Propriété	Unité	Classe 1	Classe 2	Classe 3	Classe 4	Classe 5
PCI	MJ / kg	> 25	> 20	> 15	> 10	> 3
Cl	% sur sec	< 0,2	< 0,6	< 1	< 1,5	< 3
Hg	Mg/ Nm3	< 0,02	< 0,03	< 0,08	< 0,15	< 0,5

Tableau 4 : Classification CEN des CSR

3. LA VALORISATION ENERGETIQUE DES DECHETS PAR INCINERATION

La valorisation énergétique des déchets est classiquement réalisée par sa combustion/incinération, qui correspond à son oxydation exothermique, à haute température (T~950°C), en général avec l'air comme gaz comburant :



La puissance thermique Φ , libérée par combustion dans un foyer, est alors égale au produit du débit B de combustible par le Pouvoir Calorifique Inférieur PCI du déchet entrant, soit : $\Phi = B \times \text{PCI}$.

La combustion directe des déchets, en incinération, étant obtenue en mode hétérogène (déchets solides en vrac), elle doit être réalisée en présence de forts excès d'air ($e \sim 60-80\%$), afin de pouvoir être complète (absence d'imbrûlés solides et gazeux).

Par contre, et afin d'obtenir simultanément une valorisation énergétique maximum, il est nécessaire de tenter de réduire l'excès d'air, afin de réduire les pertes thermiques convectives à la cheminée et augmenter ainsi, le potentiel de valorisation énergétique η_p de la charge entrante, défini comme la puissance thermochimique Φ entrante, diminuée des pertes thermiques à la cheminée, à la puissance Φ . Or, les pertes convectives augmentent quand l'excès d'air augmente et le rendement potentiel de valorisation η_p , décroît :

$$\eta_p = 1 - \rho_f C_{pf} \left(V_{FH}^0 + \frac{e}{100} V_A^0 \right) \frac{(T_f - T_0)}{PCI}$$

avec :

V_A^0 et V_{FH}^0 , respectivement les pouvoirs comburivore et fumigène humide du déchet,
 e , l'excès d'air (%),
 T_f la température de rejet des fumées à la cheminée,
 ρ_f et C_{pf} , la masse volumique et chaleur spécifique moyennes de fumées,
 PCI , le pouvoir calorifique inférieur du déchet.

Le savoir-faire de l'homme de l'art, en incinération, consiste alors à trouver le bon compromis face à cette double contrainte : obtenir, à la fois une combustion complète, tout en minimisant les excès d'air utilisés. En pratique, les opérateurs travaillent avec des excès d'air élevés, compris entre 60 et 80%, correspondant à des volumes spécifiques de fumées rejetés à l'atmosphère, variant de 6 500 à 7 500 Nm³/tonne entrante, fonction croissante du PCI de la charge.

La chaleur produite est récupérée via les parois des fours (murs membranes) et/ou en aval du four, dans une chaudière, par chauffage d'un fluide caloporteur (eau, huile).

Le rendement η_c d'une chaudière peut être estimé par le rapport entre la puissance thermique transférée au caloporteur, à la puissance thermique thermochimique entrante :

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

avec : Dv débit de vapeur produit (kg/h), h_{vs} enthalpie spécifique (kJ/kg), du caloporteur en sortie, h_{eau} l'enthalpie spécifique du caloporteur en entrée, B débit massique de déchets traités (kg/h), et PCI , leur pouvoir calorifique inférieur (kJ/kg).

Les chaudières de petites puissances (< 100 kWth) sont en général à tubes de fumée. Elles sont utilisées pour produire de l'eau ou de l'huile chaude, destinées à couvrir des besoins de chauffage (locaux, process, ...).

Dans les installations de petite puissance, la chaudière, à tubes de fumées, est disposée horizontalement, au-dessus de la voûte de la chambre primaire, les fumées provenant cette chambre étant renvoyée, à contre-courant au-dessus de la voûte, afin de la maintenir en température, avant d'être dirigées vers le faisceau tubulaire de la chaudière.

Les installations de grandes puissances (> 500 kWth) fonctionnent par circulation naturelle ou forcée d'eau dans les tubes d'un l'évaporateur (tubes d'eau) produisant de la vapeur. La chaleur est récupérée sous forme d'eau chaude, d'eau surpressée ou de vapeur surchauffée ($P \sim 10-40$ bars, $T \sim$

300-400°C). Elles sont utilisées pour le chauffage tertiaire ou industriel, ou pour l'alimentation d'un réseau de chaleur.

Dans les installations de grandes puissances, de type 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),

Quand la chaleur produite est transformée en vapeur surchauffée dans une chaudière de récupération, celle-ci peut alimenter un groupe turbo-alternateur (GTA), pour la production conjointe d'électricité et de chaleur, permettant d'atteindre, dans ce cas, des rendements de valorisation énergétique, en cogénération, supérieurs à 70%.

L'électricité produite est donc, en général, remise sur le réseau, et la chaleur utilisée par un tiers, pour du séchage, du chauffage. La chaleur produite par de grandes installations de cogénération peut également être utilisée pour alimenter des réseaux de chauffage urbains, pourtant encore peu développés en France.

Cependant, le rendement de valorisation énergétique de ce type d'installation reste limité par les forts excès d'air à utiliser, pour atteindre une combustion complète, entraînant de forts débits de fumées (~ 6000-7000 Nm³/t), et donc des pertes thermiques convectives, à la cheminée, importantes.

Les principaux types de four d'incinération, sont :

- **les fours à soles étagées** : ils s'appliquent aux déchets solides broyés, ainsi qu'aux produits pâteux,
- **les fours à grilles** : ils s'appliquent à des déchets solides faiblement préparés (déferrailage, retrait des encombrants, ...). Dans ce type de four, la combustion a lieu sur un support mobile, en général une grille inclinée, constituée soit de barreaux (mouvements de translation du déchet), soit de rouleaux (mouvements de rotation), et/ou de gradins. L'épaisseur de la couche de déchets est contrôlée par le dispositif d'alimentation (100-350 kg/m² de surface de grille/h), afin de minimiser le contact de la flamme avec les barreaux.

L'air primaire de combustion, en fort excès, est soufflé sous la grille, de façon uniforme ou étagée, via des caissons de distribution. Les gaz produits par la combustion primaire 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 postcombustion complète des matières volatiles et imbrûlés formés au niveau de la grille

Les fumées produites sont extraites, en partie haute, vers une enceinte verticale équipée de réfractaires, couplée ou non à une chaudière de récupération.

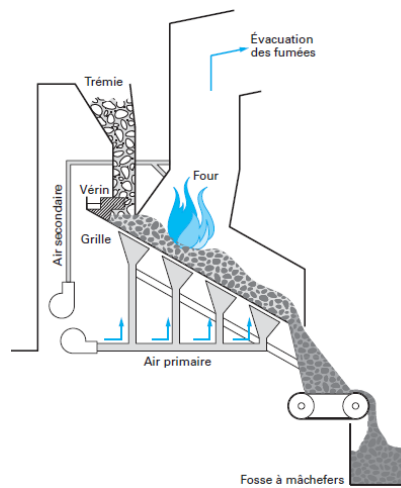


Figure 3 : Schéma de principe d'un four à grille

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 950°C.

Les capacités de traitement des fours à grilles sont élevées et ceux-ci peuvent traiter de 5-40 t/h, voire plus. Le type de déchets solides traité est varié (OM, DAE, DIS) allant de produits à faible pouvoir calorifique (~ 6-8 MJ/kg) jusqu'à des déchets densifiés à plus fort contenu énergétique (~10-12 MJ/kg).

Par contre, la technologie des fours à grille ne permet pas la combustion de combustibles solides à forts PCI (PCI >14 MJ/kg), tels que les CSR (Combustible Solide de Récupération), sous peine d'endommager la grille (apparition de points chaud et de dards thermiques). Il est alors nécessaire d'avoir recours à d'autres technologies telles que les fours à grilles refroidies, les lits fluidisés, etc.

- **les fours rotatifs** : ils conviennent pour un large spectre de déchets. Ce type de four consiste essentiellement en une enceinte cylindrique réfractorisée, légèrement inclinée sur l'horizontale (1 à 4°), mis en mouvement de rotation lente (moins de 2 tr/min), ou d'oscillation, pour permettre la mise en mouvement et le brassage de la charge. 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 la charge.

L'avancement de la charge est, en général, à co-courant des fumées.

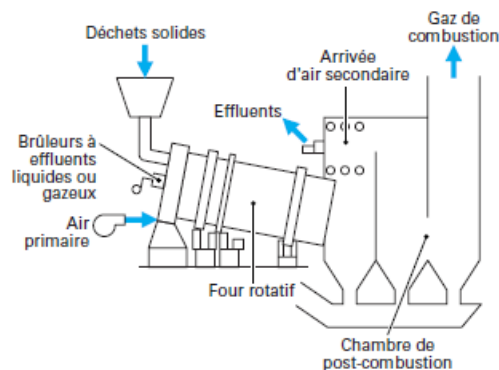


Figure 4 : Schéma de principe d'une installation à four tournant

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

Les valeurs moyennes des temps de séjour varient entre 45 mn et 1h30, suivant le type de déchet traité. Ce type de four couvre une gamme de capacité de traitement allant de 2 à 10 t/h.

- **les fours à lit fluidisé** : ils s'appliquent au traitement thermique de liquides, de boues et des déchets solides divisés.

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), des déchets, 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 ($e = 30$ à 40 %, contre 60 à 80 % 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 du déchet entrant, 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.

On distingue deux types principaux de technologies à lits fluidisés :

- **Les lits fluidisés denses** (ou bouillonnants) :

Ils se caractérisent 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 comprises entre de $0,6$ à 3 m/s.

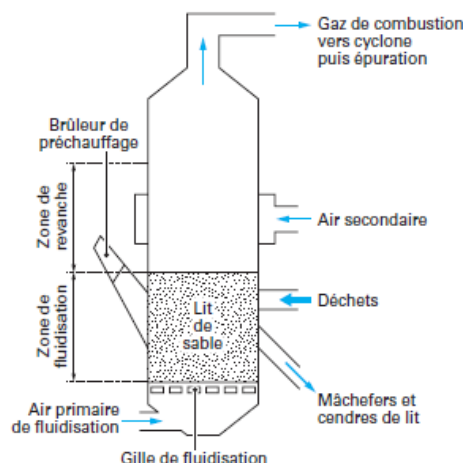


Figure 5 : Schéma de principe d'un four à lit fluidisé dense (LFD)

Les forts coefficients de transfert thermique interne (500-800 W/m²°C), permettent 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%.

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.

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.

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 constituée de deux parties inclinées, facilite l'extraction des mâchefers. Des buses de distribution d'air à injection étagée sont disposées le long des soles inclinées. La vitesse d'air en périphérie étant supérieure à la vitesse en zone centrale, il en résulte une double circulation interne du lit, 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.

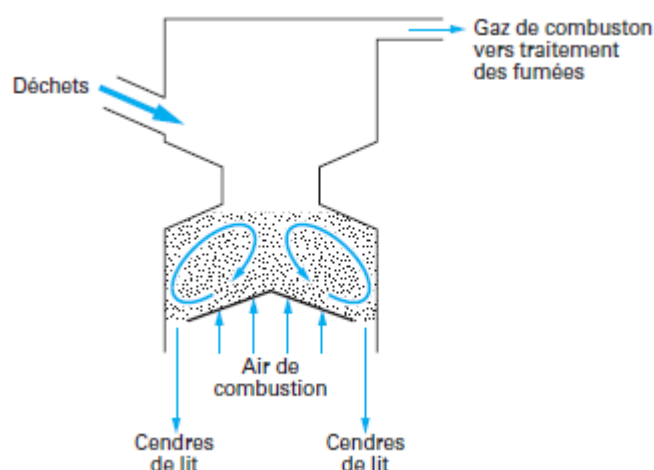


Figure 6 : Schéma de principe d'un four LFD tournant

Cependant, la perte de charge imposée par ce système de fluidisation peut pénaliser la consommation électrique des auxiliaires.

- **Les lits fluidisés circulants (LFC) :**

Les LFC utilisent 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. Contrairement aux LFD, la limite supérieure du lit n'est plus nette, et l'entraînement des particules au-dessus du lit est important. 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 externe. Le diamètre 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.

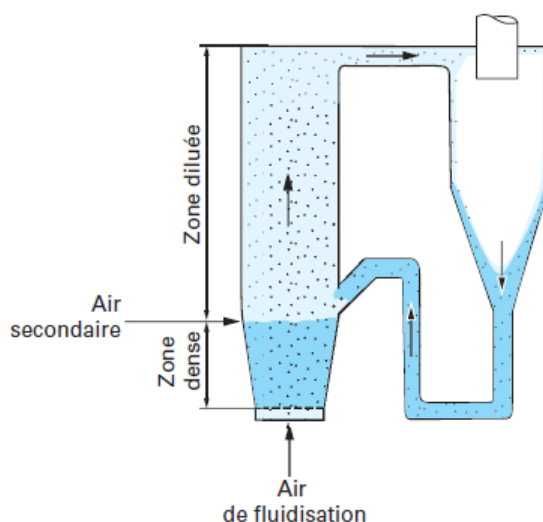


Figure 7 : Schéma de principe d'un four LFC

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.

Le taux de recirculation des solides, rapporté au débit de biomasse 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%.

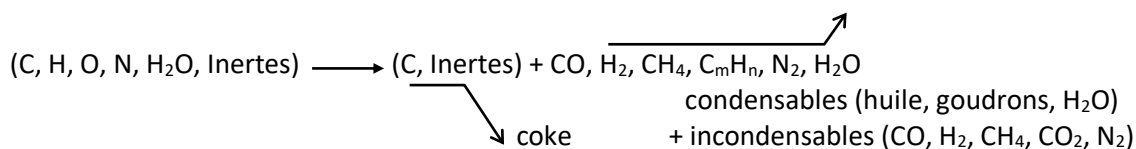
La technologie des LFC s'adresse essentiellement à des unités d'une capacité supérieure à 15 t/h.

4. LES PROCESSUS THERMOCHIMIQUES DE CONVERSION DES DECHETS

En complément à l'incinération, la filière de conversion thermochimique des déchets, en vue de leur valorisation énergétique, s'est développée ces dernières années. On distingue deux modes principaux de conversion thermochimique : la pyrolyse de déchets et leur gazéification.

4.1 Pyrolyse

Elle correspond à sa décomposition thermique d'un déchet solide, sous l'action de la chaleur, en absence d'air ($O_2 < 1\%$), le transformant en résidu carboné (coke de pyrolyse), en liquides et en gaz, en défaut d'air et à pression atmosphérique. Cette réaction est globalement endothermique.



La composition et les quantités des produits de la réaction dépendent du déchet traité, du niveau de température imposé et de la vitesse de chauffe.

Les différentes options d'utilisation de la pyrolyse en traitement de déchets sont reportées dans la figure suivante :

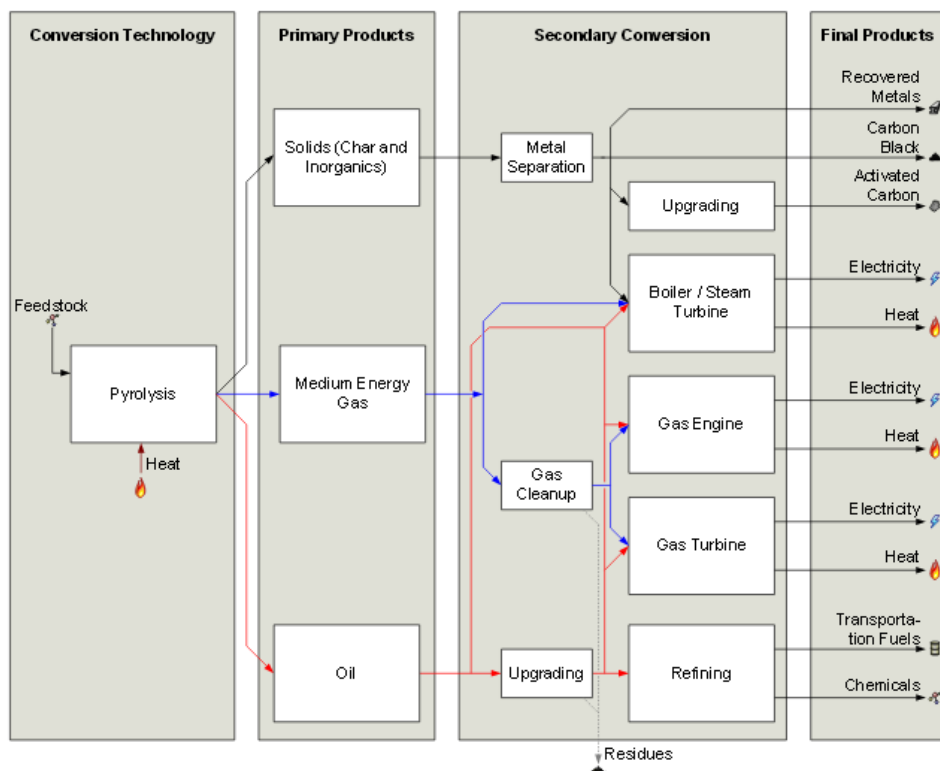


Figure 8 : Les différentes options de valorisation par pyrolyse

La pyrolyse permet, en particulier la récupération de métaux non oxydés, dans le traitement des RBA ou des D3E.

Suivant les conditions de pyrolyse, on peut soit favoriser la formation de cokes, soit la formation de vapeurs organiques.

On distingue donc les pyrolyses lentes des pyrolyses rapides.

a. Pyrolyse lente

Une pyrolyse lente est réalisée en imposant de faibles températures de traitement et un long temps de séjour de la charge à traiter dans le réacteur. Elle se caractérise par des températures comprises entre 350 et 550°C, et des vitesses de chauffe comprises entre 0,01 et 2°C/s, permet de maximiser la production de coke au détriment des gaz de pyrolyse. Le produit recherché est, dans ce cas, un résidu carboné (coke) à valoriser.

Les technologies de pyrolyse lente sont généralement basées sur des lits fixes, des fours à soles étagées, des fours tournants, des fours à vis chauffantes.

En sortie du dispositif, les gaz et vapeurs produites sont séparés du coke qui doit être refroidi avant sa mise à l'air libre, sous peine de départ de feu.

Les gaz de pyrolyse peuvent subir une première étape de condensation, en vue de la valorisation des huiles récupérées à partir des fractions condensables. Dans ce cas, les gaz incondensables sont en général oxydés afin de fournir l'énergie calorifique nécessaire à l'endothermicité des réactions amont (séchage, dévolatilisation des matières volatiles et pyrolyse de la matrice carbonée).

Les gaz de pyrolyse peuvent également être brûlés directement, assurant ainsi, l'auto-thermicité du procédé.

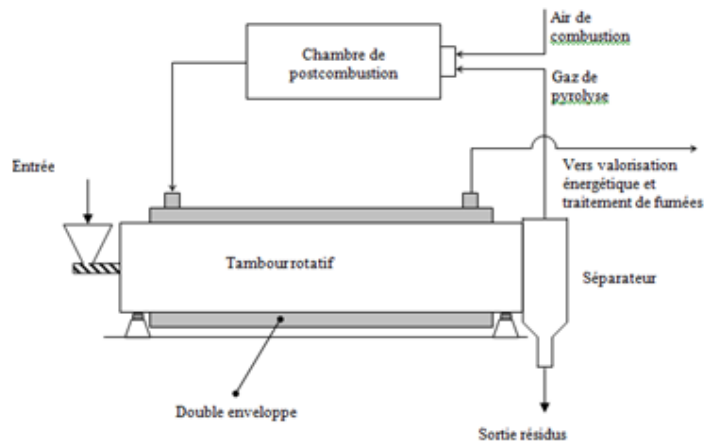


Figure 9 : Schéma de principe d'un procédé de pyrolyse lente

Le coke de pyrolyse, issu de la phase de pyrolyse/carbonisation, est un solide carboné poreux, dont les cavités sont, a priori, remplies de goudrons, issus de la phase de pyrolyse. Cependant, compte tenu des faibles températures de traitement utilisées, il contient toutes les fractions minérales (cendres), initialement contenues dans le déchet traité, ainsi que pratiquement l'ensemble des composés chlorés et soufrés et les métaux lourds du déchet entrant. Ce coke, quand il est préparé à partir de déchets, doit donc impérativement être épuré (lavage, décendrage, ...), avant une utilisation ultérieure.

b. Pyrolyse rapide

Elle est réalisée à température élevée (450-700°C) et temps de séjour réduits, ce qui permet de maximiser la fraction liquide produite, au détriment du coke produit.

Avec des vitesses de chauffage élevées (100-500°C/s) les réactions primaires sont rapides et conduisent à la production d'huiles avec des rendements maximum de 80% en masse.

Il est clair que la vitesse de chauffage est le paramètre le plus difficile à maîtriser. Elle dépend fortement des conditions de transfert de chaleur au sein de la particule. Dans ces conditions, la pyrolyse rapide ne peut se concevoir, a priori, que pour des déchets de faibles granulométries (1 à 6 mm), avec des teneurs en eau faibles (10% d'humidité maximum) au-delà desquelles les conditions de montée en température au sein de la particule ne sont plus respectées.

Les technologies utilisées sont les pyrolyseurs ablatifs (disque chaud tournant, cône tournant), les réacteurs à lits fluidisés, à vortex et les pyrolyseurs sous vide. Les gaz de pyrolyse rapide sont condensés en sortie du pyrolyseur. L'huile récupérée peut être valorisée en tant que combustible liquide. Cependant, elles contiennent une fraction solide, voisine de 0,5%, consistant en microparticules de carbone et silice. La composition élémentaire des huiles montrent que celles-ci sont fortement oxygénées, bien qu'ayant un pouvoir calorifique variant de 14 à 20 MJ/kg, en fonction de leur forte teneur en eau (15-35%). Les bio-huiles ont une masse volumique proche de 1200 kg/m³, très élevée comparée à celle des combustibles liquides classiques (0,85-0,96 kg/l).

Leur viscosité peut varier de valeurs aussi faibles que 25 cSt jusqu'à des valeurs de plus de 1000 cSt, selon la teneur en eau, la quantité de composés légers et le temps de stockage de l'huile.

Dans le cas où le déchet entrant contiendrait une fraction bois, le pH des huiles produites sera très faible, synonyme de forte acidité des huiles, du fait de la formation d'acide acétique. Cela constitue indubitablement la contrainte la plus importante pour l'utilisation des huiles de pyrolyse, par

exemple en chaudière ou moteur thermique, car elle entraîne la corrosion des équipements, si ceux-ci ne sont pas prévus pour.

Les huiles de pyrolyse rapide constituent donc un combustible liquide de qualité médiocre (faible PCI, forte teneur en oxygène, pH acide, présence de polluants, problèmes de stabilité en stockage, ...).

Les incondensables sont oxydés en chambre de postcombustion, les fumées chaudes produites servant au chauffage du pyrolyseur. Les condensats sont valorisés sous forme d'huiles de pyrolyse rapide. Le coke résiduel formé peut être valorisé en tant que combustible solide, sous réserve de sa teneur en polluants.

4.2 Dépolymérisation thermochimique

Différents procédés ont été développés, qui permettent de transformer ces déchets quand ceux-ci sont essentiellement polymériques (plastiques, pneumatiques, ...).

- **Pneus usagés** : En France, 430 000 t/an de pneus usagés sont traités annuellement. De l'ordre de 20 000 t sont recyclées en pneus rechapés, 100 000 t sont recyclés en tant que granulats, poudrette et 200 000 t en combustibles (cimenteries).

La structure interne complexe typique d'un pneumatique automobile est représentée dans la figure ci-dessous :

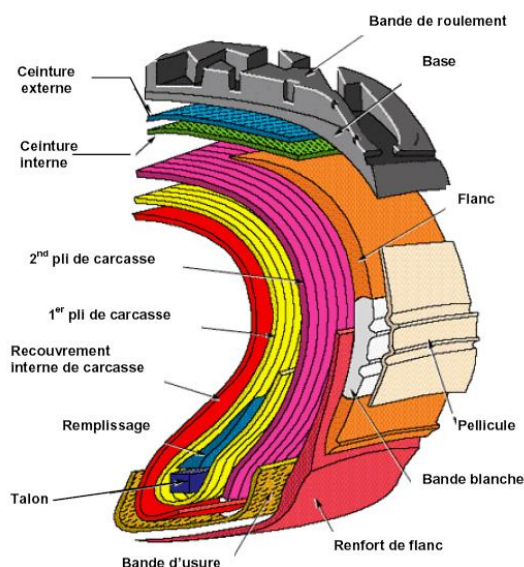


Figure 10 : Structure interne d'un pneu automobile (coupe)

La composition massique moyenne des pneus usagés de VL avec carcasse métallique est (Document INEDDY, 2015) :

- Fraction caoutchoutique : 47%
- Charge en noir de carbone : 21,5%
- Charge en ZnO : 2%
- Charge en soufre : 1%
- Eléments métalliques : 16,5%
- Textiles : 5,5%
- Autres : 6,5%

La composition élémentaire moyenne de la matrice caoutchoutique, hors carcasse métallique, est (mesures effectuées par la société Villers-Services) :

C = 88,6% ; H = 8,4% ; S = 1,4%, N = 0,4%, I = 1,2%

Le PCI des pneus usagés de VL est voisin de : 30 200 kJ/kg (donnée Aliapur), ce qui représente un fort potentiel en valorisation énergétique.

➤ **Déchets plastiques** : Le gisement annuel total de déchets plastiques (PSW, *Plastic Solid Waste*) en France, est de 3,3 Mt/an (2012).

Ce gisement est réparti en 6 catégories de plastiques usagés :

- Les PSW issus des déchets ménagers (type OM et OMr) et des emballages (type DAE),
- Les PSW issus de la filière VHU (Véhicules hors d'usage),
- Les PSW issus de la filière DEEE (Déchets électriques et électroniques),
- Les PSW issus de la filière BTP (déchets de construction/démolition)
- Les PSW issus de la filière FPAU (films plastiques agricoles),
- Les autres PSW non classés.

On considère les deux principales filières de valorisation des PSW de post-consommation, en France :

- le recyclage mécanique,
- la valorisation énergétique.

Le reste des flux est envoyé en décharge.

Filières	Total PSW	PSW ménagers et DAE	PSW VHU	PSW D3E	PSW BTP	PSW FPAU	Autres
% du total	100% (3,3Mt/an)	79% (40%OM + 39%DAE)	5%	5%	3%	4%	4%
Enfouissement	40%	33,5%	76,2%	24,2%	40,7%	90%	100%
Recyclage	21,5%	23,9%	11,3%	21%	16,1%	10%	-
Incinération	38,5%	42,7%	12,5%	54,8%	43,2%	-	-

Tableau 5 : Filières de valorisation des PSW, en France (Données Enea, 2015)

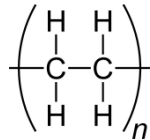
On distingue deux grands types de plastiques, selon leur comportement à la chaleur :

✓ **Les thermoplastiques** (ou thermofusibles) : Ce sont des matières plastiques qui se ramollissent et/ou fondent, sous l'action de la chaleur et se durcissent de manière réversible en se refroidissant.

La plupart des plastiques utilisés dans l'emballage sont des thermoplastiques, ce qui permet de les recycler par voie thermochimique.

Les principaux thermoplastiques dans les déchets sont : Polyéthylène (PE), Polyéthylènes haute et basse densité (PEhd, PEbd), Polychlorure de vinyle (PVC), Polyéthylène téréphtalate (PET), Polypropylène (PP), Polystyrène (PS, PSE, ABS), Polyamide (PA).

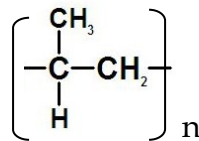
- PE : Le thermoplastique le plus présent dans les PSW est le polyéthylène (PE) :



Sous la dénomination de polyéthylène on désigne les polyoléfines issues de la polymérisation de l'éthylène. Il existe de nombreux types de polyéthylènes et principalement deux grandes familles qui se définissent en fonction de leur masse volumique :

- polyéthylènes basse densité ou PEBD (en anglais LDPE) : $0,92 \text{ g/cm}^3 < \rho < 0,94 \text{ g/cm}^3$.
 - polyéthylènes haute densité ou PEHD (en anglais HDPE) : $0,95 \text{ g/cm}^3 < \rho < 0,97 \text{ g/cm}^3$.
- Le pouvoir calorifique inférieur du PE est de 43 MJ/kg. Sa température de ramollissement à chaud est comprise entre 100 et 130°C.

- PP : Le deuxième polymère très utilisé est le polypropylène (PP) :

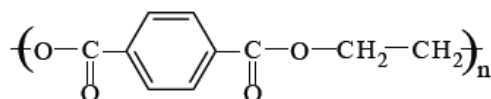


Le pouvoir calorifique inférieur du PP est de 43 MJ/kg. Sa température de ramollissement à chaud est de 165°C.

En France, les polyoléfines (PE et PP) entrent dans la constitution des plastiques à hauteur de 58% dans les emballages.

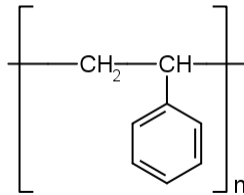
- PET : Le polyéthylène téréphtalate (PET) est un thermoplastique entrant notamment dans la fabrication de la majorité des bouteilles en plastique, et que l'on retrouve dans les déchets.

Ce polymère est obtenu par la polycondensation de l'acide téréphtalique et de l'éthylène glycol.



La masse volumique du PET est : $\rho = 1,34-1,39 \text{ g/cm}^3$. Sa température de fusion est : $T_f = 245^\circ\text{C}$.

- PS : Très présent dans les PSW, se trouve le polystyrène (PS) :



Le polystyrène est le plus commun de la famille des polymères styréniques. Cette famille contient les différents copolymères du styrène, tels que le styrène-butadiène (SBR), l'acrylonitrile butadiène styrène (ABS).

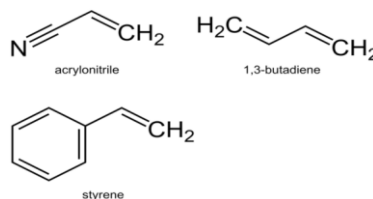
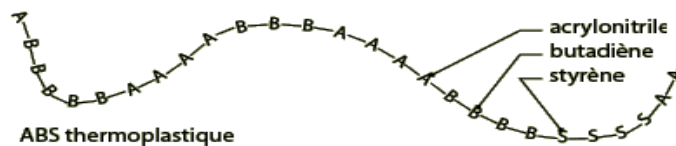
La température de ramollissement du PS à chaud est de 100°C.

L'application la plus connue du PS est le polystyrène expansé ou PSE, utilisé comme matériau d'emballage.

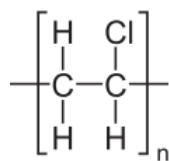
- l'ABS (acrylonitrile butadiène styrène)

Température de ramollissement : 110°C

Température de fusion : 210°C



- PVC : Enfin, le polychlorure de vinyle (PVC) :



Pour sa part, le PVC entre dans la constitution des plastiques à hauteur de 21% dans l'emballage. Son principal inconvénient est sa forte teneur en chlore.

Sa température de ramollissement à chaud est comprise entre 100 et 120°C.

- ✓ **Les plastiques thermodurcissables** : Ce sont des matières plastiques qui sous l'action de la chaleur, se durcissent progressivement, sans fondre, pour atteindre un état solide irréversible.

Ces matières ne peuvent être recyclées par voie thermochimique. Exemples : Polyuréthane (PUR), silicone, Polyesters insaturés (UP).

Les déchets polymériques thermoplastiques peuvent être convertis en liquides ou en gaz, à savoir, en liquides par solvolyse ou par dépolymérisation thermique ou en gaz combustible, par gazéification.

Les déchets polymériques thermodurcissables peuvent uniquement être convertis en gaz combustibles, par gazéification.

a. Solvolyse à chaud

Les procédés de dépolymérisation thermochimiques par solvolyse mettent en œuvre la dissolution à chaud (200-350°C) des déchets polymériques, ou la dé-vulcanisation de déchets caoutchoutiques, sous atmosphère inerte, dans un solvant adapté, suivi de sa régénération.

Par exemple, il est possible de traiter des pneumatiques usagés par ce type de procédé, en travaillant à 250°C dans de l'huile anthracénique. Le liquide obtenu, après un certain nombre de post-traitements, permet le recyclage des fractions métalliques, du noir de carbone et des charges minérales contenues initialement dans les pneumatiques.

Le polyéthylène (PE) et le polypropylène (PP) sont des polymères présentant un taux de cristallinité élevé. Il en résulte une énergie réticulaire du réseau qui s'ajoute aux autres énergies de cohésion. C'est pourquoi ces polymères ne sont solubles qu'à partir de leurs températures de fusion, et ce, dans les solvants non ou peu polaires, tels que les hydrocarbures aliphatiques et aromatiques. Parmi ceux-ci, les produits lourds, de hauts points d'ébullition, sont les plus appropriés.

Les solvants utilisés peuvent être, selon le polymère utilisé, une huile, du méthanol, du glycol ou de l'eau, en particulier en conditions hypercritiques.

- **La méthanolyse** : Le procédé consiste à dépolymériser le plastique dans le méthanol (CH₃OH), chaud et sous pression (T ~ 200°C, P ~ 2 MPa)
- **La glycolyse** : processus de dépolymérisation moléculaire, à 250°C, par transestérification entre les groupes ester du polymère et d'un diol, en général, l'éthylène glycol (EG) en excès, pour obtenir le monomère bis (2 -téréphtalate d'hydroxyéthyle) (BHET), selon le schéma réactionnel suivant : $(PET)_n + (n-1) EH \rightarrow n BHET$
- **L'hydrolyse** : dépolymérisation par action d'eau chaude (T ~200°C), sous pression, en présence de NaOH et catalyseurs. On peut réaliser l'hydrolyse des plastiques en eau supercritique.

Différents solvants peuvent être utilisés en **conditions hypercritiques** : l'eau (SCWO, 380°C, 20 MPa), le toluène, le benzène (310-370°C, 4-6 MPa), ...

Par exemple, pour le polystyrène, dans du toluène, dans un ratio de 1/10, en conditions hypercritiques (360°C, 4,2 MPa) le rendement en monomère (styrène) est de 77%, au bout de 20 mn. (*H. Ke et al. / Polymer Degradation and Stability 89, 2005, 312*)

De même, le PET est dépolymérisé en eau hypercritique (400°C, 40 MPa) en monomères, acide téréphtalate (TPA) et en éthylène-glycol (EG), avec un rendement de 98% en 30 mn (*M. Goto / J. of Supercritical Fluids 47 (2009)*).

Bien qu'efficaces, ces procédés sont pénalisés par les conditions réactionnelles difficiles, et ce, particulièrement pour la mise en place de procédés en continu.

b. Dépolymérisation thermique

La dépolymérisation thermique est une décomposition thermique endothermique (pyrolyse) des chaînes polymériques de plastiques thermofusibles, en atmosphère réductrice. Elle permet d'aboutir, par craquage thermique, soit à la régénération du monomère, soit à des différents composés valorisables, dont essentiellement, une huile assimilable à un combustible liquide de substitution, de type fuel.

On distingue quatre types de dépolymérisation thermique :

- **Craquage thermique** ou dépolymérisation thermique non-catalytique (DTNC),
- **Vapocraquage** : dépolymérisation en présence de vapeur d'eau (DVC),
- **Craquage catalytique** ou dépolymérisation thermique catalytique (DTC)
- **Hydrocraquage**, ou dépolymérisation catalytique par hydrocraquage (DCHC),

En dépolymérisation thermique non-catalytique en atmosphère réductrice, la charge plastique, entrante dans le procédé, peut subir un pré-conditionnement de fusion/densification, avant son introduction dans le réacteur. Il s'agit d'une étape de chauffage et fusion préalable des fractions thermofusibles (PP, PE, ...) des PSW, qui permet :

- la séparation des indésirables résiduels (plastiques thermodurcissables, verre, métaux, bois, papier, ...) par fusion de la charge brute entrante, seule la fraction thermofusible étant fondue, et aisément séparée par pompage,
- de supprimer l'eau présente dans la charge entrante, par vaporisation,
- de réduire les quantités d'air parasite incorporées dans l'enceinte,
- d'obtenir un mélange fondu homogène et sec des matériaux thermofusibles (PE, PET, PP, PS, ...), avant leur entrée dans le réacteur de dépolymérisation.

Le procédé de dépolymérisation conduit alors, après condensation des vapeurs organiques produites, à un combustible liquide pouvant se substituer aux essences et gas-oils conventionnels, pour l'alimentation de chaudières ou de moteurs thermiques.

Pour maximiser la production d'huile, il est nécessaire d'utiliser plutôt un réacteur de pyrolyse rapide, en dépolymérisation thermique.

Avec des **vitesse de chauffage élevées** (~200-300°C/s) et des coefficients de transfert élevés (~ 400-500 W/m²°C), les réactions primaires sont rapides et conduisent à la production d'huiles avec des rendements pouvant atteindre 60-70% en masse. Un « *quench* » à froid rapide est nécessaire pour minimiser les repolymérisations secondaires.

La vitesse de chauffage est le paramètre le plus difficile à maîtriser. Elle dépend fortement des conditions :

- ✓ de granulométrie et de l'humidité de la charge en PSW,
- ✓ de transfert de chaleur au sein du réacteur, et donc du type de technologie utilisée.

Cependant, cette possibilité reste, en général, limitée par la faiblesse des coefficients de transfert thermique interne rencontrés dans les pyrolyseurs commerciaux (~ 50-80 W/m²°C en réacteur batch, par ex.)

Par pyrolyse rapide, les plastiques thermofusibles sont convertis majoritairement en vapeurs, formées d'hydrocarbures gazeux, à chaînes courtes, et ayant un large spectre de poids moléculaires. Ainsi, cette dépolymérisation thermique fait passer un plastique, d'un polymère macromoléculaire à N = 50 000 -150 000 atomes de carbone polymérisés, à un gaz contenant des hydrocarbures gazeux ayant un nombre de carbone allant de : N = 1 à 30 :

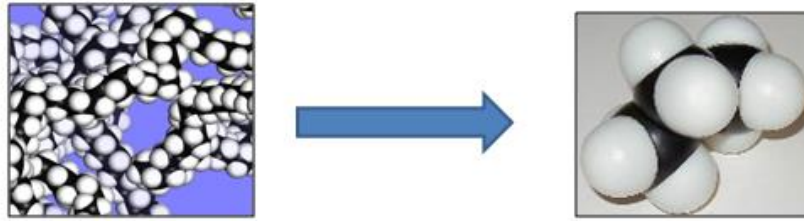


Figure 11 : Décomposition thermique du PET ($N \sim 50\ 000$) en hydrocarbures gazeux légers ($1 < N < 30$)

Les fractions les plus légères de ces hydrocarbures gazeux produits, sont incondensables ($1 < N < 3$), tandis que les hydrocarbures gazeux de poids moléculaires plus élevés ($N > 6$) sont condensables, permettant ainsi d'envisager leur récupération par simple refroidissement des vapeurs d'hydrocarbures produite par la décomposition pyrolytique rapide du polymère initial :

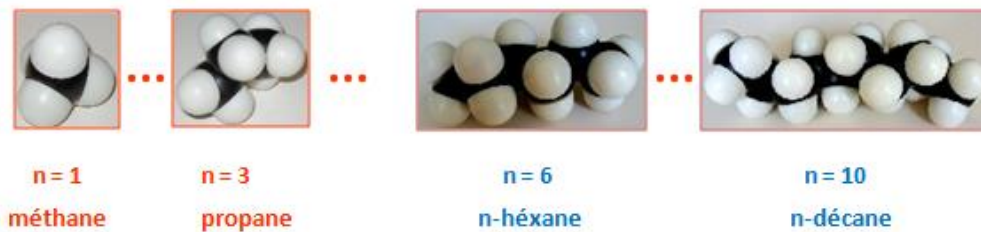


Figure 12 : Répartition des hydrocarbures gazeux produits, en fractions incondensable et condensable ($N > 6$)

La répartition en masse des produits de dépolymérisation, dépend de :

- la nature du polymère,
- la température de traitement,
- la vitesse de chauffe,
- la présence ou non de catalyseurs (DTC, DTNC).

La distribution en masse des hydrocarbures gazeux produits lors d'une décomposition thermique non catalytique (DTNC) peut être représentée schématiquement par la figure suivante :

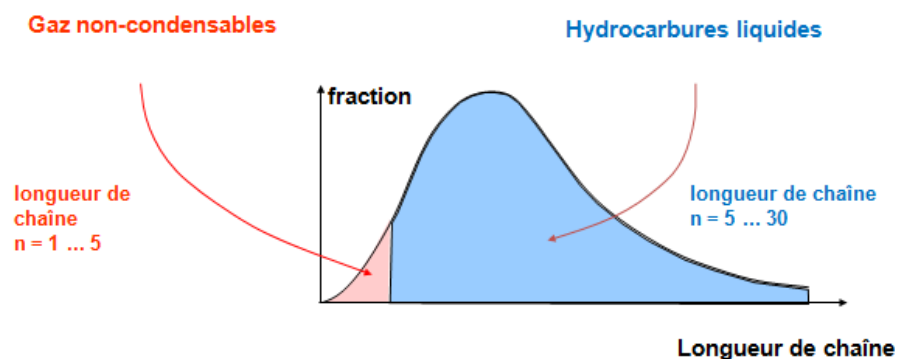


Figure 13 : Répartition massique des fractions incondensables et condensables dans les vapeurs d'hydrocarbure produites en dépolymérisation thermique non catalytique (DTNC)

La distribution en masse des hydrocarbures gazeux produits lors d'une décomposition thermique catalytique (DTC) peut être représentée schématiquement par la figure suivante :

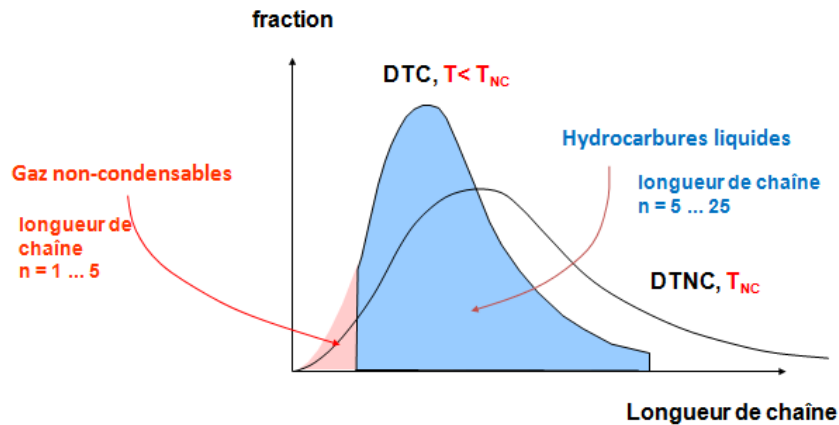


Figure 14 : Répartition massique des fractions incondensables et condensables dans les vapeurs d'hydrocarbure produites en dépolymérisation thermique catalytique (DTC)

La DTC permet d'abaisser la température de dépolymérisation, tout en déplaçant la distribution des poids moléculaires des espèces dépolymérisation vers des fractions plus légères qu'en DTNC.

Après pyrolyse rapide, les vapeurs formées sont condensées, soit en monomère à des fins de régénération du polymère initial, soit en huile formée d'hydrocarbures liquides récupérés sous forme de CLR (Combustible Liquide de Récupération). Cette huile peut être dirigée vers une colonne de distillation, permettant de séparer les coupes légères des coupes lourdes, dans la plage : $5 < N < 30$. La fraction incondensable des vapeurs organiques formées est, en général, oxydée, permettant ainsi, par postcombustion, de fournir la chaleur nécessaire aux réactions endothermiques de dépolymérisation, permettant ainsi d'aboutir à un procédé autothermique.

L'organisation générale d'un procédé de dépolymérisation thermique des déchets plastiques est reportée ci-dessous :

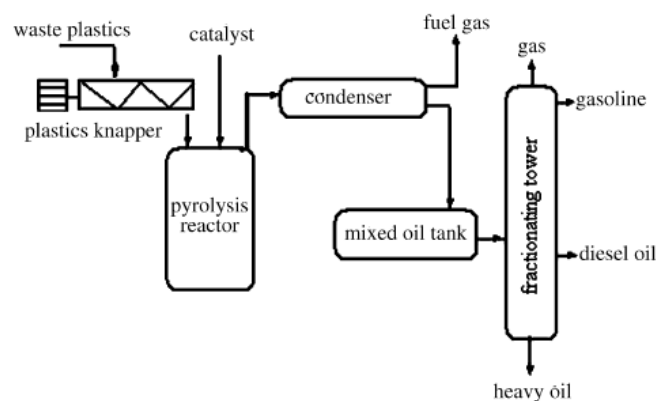


Figure 15 : Schéma de principe d'un procédé de dépolymérisation thermique

Les **principaux types de réacteurs** utilisés pour la pyrolyse rapide, sont les réacteurs :

- à lit fluidisé dense, à lit swirlé, à lit fluidisé circulant, à *spouted bed* (lit à jet) conique (CSBR),
- à pyrolyse ablative,
- par mise en rotation en réacteur conique chauffé,
- à bain de métal fondu,
- par pyrolyse sous vide ou sous pression réduite.

Les principales technologies mises en œuvre en pyrolyse rapide, visent à :

- Imposer une vitesse de chauffe rapide, ce qui suppose, en général, l'emploi de granulométries fines et de produits secs,
- Imposer une température voisine de 500°C,
- Réduire les temps de séjour de la phase gaz produite (< 2 s), au sein du réacteur, afin de minimiser les réactions secondaires,
- Refroidir rapidement (*quench*) les gaz pour condenser les vapeurs, sans apparition de réaction secondaires.

Les avantages / inconvénients des procédés DTNC non catalytiques, sont :

Avantages :

- Pas de nécessité de préparation poussée de la charge entrante,
- Coûts opératoires modérés (pas de réactifs/catalyseurs, auto-thermicité, ...),
- Rendements de conversion en huiles, élevés (~ 70%), en cas de pyrolyse rapide,
- Production d'un liquide combustible, à large spectre d'hydrocarbures, allant de C₁₀ - C₂₅, contenant des paraffines (hydrocarbures saturés), des oléfines (hydrocarbures possédant une double liaison carbone/éthylénique) et des aromatiques, assimilable à un gasoil (oléfines: 0-19%, hydrocarbures saturés : 18-86%, aromatiques : 14-82%),
Pouvoir calorifique : PCI ~ 40 MJ/ kg (PCI_{FOD} = 42,5 MJ/kg),
Masse volumique : 800 – 850 kg/m³ (FOD < 850 kg/m³),
Viscosité : 5 cpo (FOD : < 6 cpo).
Point éclair : 53°C (FOD : 55°C)
Température d'auto-inflammation : 240°C (FOD : 250°C)

Inconvénients :

- Nécessité de broyer finement la charge entrante. On peut y remédier par fusion préalable de la fraction thermofusible, suivie de sa pulvérisation dans le réacteur,
- Nécessité de sécher la charge entrante. Cette opération peut être réalisée par fusion préalable de la charge,
- Nécessité de réaliser un traitement thermique en réacteur à fort coefficient de transfert, permettant un fonctionnement en pyrolyse rapide,
- Nécessité de refroidir rapidement les vapeurs de pyrolyse,
- Les produits fournis ne satisfont pas les critères de composition des essences pour moteur, essentiellement concernant leur volatilité élevée (chaînes en C5-C8). Cependant, cette huile peut être dirigée vers une colonne de distillation, permettant de séparer les coupes légères des coupes lourdes, dans la plage : 5 < N < 30, augmentant, *a contrario*, les coûts opératoires.

Les avantages / inconvénients des procédés DTC catalytiques, sont :

Avantages :

- Abaissement des températures de dépolymérisation.
Par exemple, la température de dépolymérisation du PS passe de 550-600°C en DTNC, à 380-400°C en DTC, avec catalyseur MgO, CaO (*N. Kumar, Bachelor Thesis, NIT, 2010*).
- La DTC permet d'améliorer les rendements de dépolymérisation.
Par exemple, les rendements de dépolymérisation du polystyrène (PS), sur la base de la production d'huile, sont comparés dans la figure suivante, entre une DTNC et une DTC,

conduites à 350°C, utilisant différents catalyseurs (Z. Zhang et al. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 34, 4514, 1995) :

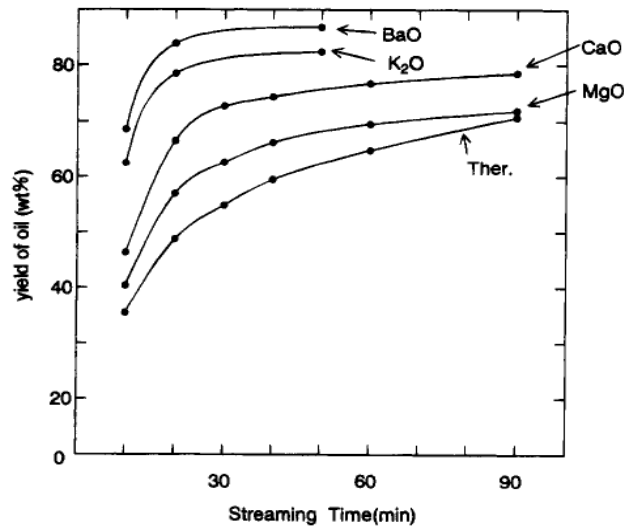


Figure 16 : Comparaison entre les rendements de dépolymérisation thermique du PS, en DTNS et DTC

- La DTC permet la production directe de fractions légères, constituant un mélange assimilable à de l'essence. Les condensats sont constitués d'un mélange d'hydrocarbures saturés, réparti en chaînes carbonées allant de C₅-C₁₄ (alors que l'essence se réparti en C₅-C₁₂, autour de l'heptane en C₇H₁₆); masse volumique : 760 kg/m³.

Inconvénients :

- Surcoûts liés à l'utilisation de catalyseurs,
- Risques d'empoisonnement des catalyseurs.

4.3 Gazéification

4.3.1 Le principe de la gazéification

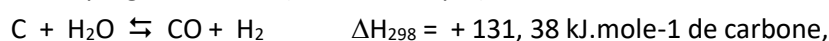
Elle concerne les procédés qui permettent de transformer des déchets solides, à haute température, en un gaz combustible dont les principaux constituants sont du monoxyde de carbone, du dihydrogène, du méthane, du dioxyde de carbone, de l'azote et de la vapeur d'eau.

La gazéification résulte d'un processus thermo-chimique en deux étapes : une étape de pyrolyse suivie d'une étape de gazéification. Ces deux étapes, conduisant à la gazéification de la charge entrante, peuvent être réalisées dans une même enceinte thermique ou dans deux réacteurs séparés par action d'un agent de gazéification (O₂, H₂O, CO₂) en atmosphère réductrice.

Cette conversion thermo-chimique de la charge entrante, en gaz combustible, est réalisée en défaut d'air global (*starved air condition*).

Les réactions principales impliquées, sont indiquées ci-dessous :

- ✓ Réaction de vapo-gazéification (endothermique) :



- ✓ Réaction de Boudouard (endothermique) :

$$\text{C} + \text{CO}_2 \rightleftharpoons 2 \text{CO} \quad \Delta H_{298} = + 172, 58 \text{ kJ.mole}^{-1} \text{ de carbone,}$$
- ✓ Réaction de gazéification par l'oxygène (exothermique) :

$$\text{C} + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightleftharpoons \text{CO} \quad \Delta H_{298} = - 111 \text{ kJ.mole}^{-1} \text{ de carbone}$$
- ✓ Réaction de formation d'hydrocarbures

$$n \text{C} + m/2 \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{C}_n\text{H}_m \quad \text{exothermique}$$

$$n \text{CO} + (n + m / 2) \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{C}_n\text{H}_m + n\text{H}_2\text{O} \quad \text{exothermique}$$
- ✓ Réaction de conversion déplacée (shift conversion) :

$$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2 \quad \Delta H_{298} = - 41, 98 \text{ kJ.mole}^{-1}$$
- ✓ Réaction de formation du méthane :

$$\text{C} + 2\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_4 \quad \Delta H_{298} = -74,87 \text{ kJ.mole}^{-1} \text{ de carbone}$$

La formation des produits dans les réactions endothermiques ($\Delta H_{298} > 0$) est favorisée par l'augmentation de la température. Par contre, la formation des produits dans les réactions exothermiques ($\Delta H_{298} < 0$) est défavorisée par l'augmentation de la température, ce qui est le cas des réactions de conversion déplacée et de formation du méthane.

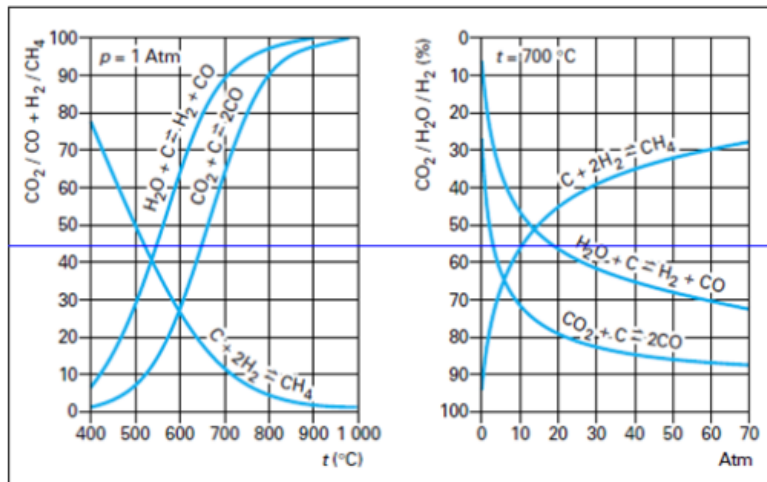


Figure 17 : Variation des constantes d'équilibre en gazéification

Une augmentation de la pression entraîne une évolution du système dans le sens de la diminution du nombre de moles gazeuses. Ainsi, une pression élevée défavorise les réactions de vapo-gazéification et de Boudouard, mais favorise la production du méthane.

Si l'on s'intéresse à l'obtention d'un gaz de synthèse riche en CO et H₂, on a intérêt à opérer à basse pression et à température élevée. On est alors en régime de gazéification atmosphérique.

Par contre, si l'on veut obtenir un gaz à pouvoir calorifique élevé, donc riche en hydrocarbures, dont le méthane, on doit travailler à une pression élevée et à une température relativement faible, qui doit toutefois être compatible avec la cinétique des réactions thermochimiques. On est alors en régime de gazéification sous pression.

4.3.2 Les différents types de gazéificateurs

Concernant les réacteurs de gazéification, ils peuvent être classés globalement en six groupes : les gazéificateurs à lits fixes (co ou contre-courant), à four tournant, à sole rotative, les gazéificateurs à lits fluidisés (dense LFD, ou circulants LFC), les gazéificateurs à lits entraînés et les gazéificateurs indirects :

➤ Les procédés à lit fixe tombants

Ils sont généralement de construction simple et robuste. Le combustible ou le déchet forme un lit dense au sein du réacteur et se déplace verticalement, par gravité.

Un ajustement granulométrique modéré de la charge entrante est nécessaire, de façon à minimiser les processus de renardage et d'écoulements préférentiels au sein du lit tombant. De plus, dans le cas de produits légers (CSR en vrac), un compactage préalable par granulation ou extrusion est nécessaire, de façon à ce que la matière puisse constituer un lit percolable, sans tassement gravitaire.

On distingue :

✓ Les procédés à contre-courant (« *up-draft* »)

L'alimentation du déchet ou du combustible est faite en partie haute et celle de l'air en partie basse. Les produits de réaction sortent par le haut du réacteur.

Ces procédés acceptent un taux d'humidité élevé et génèrent un gaz chargé en goudrons, formés lors de la phase de pyrolyse.

✓ Les procédés à co-courant (« *down-draft* »)

L'alimentation du déchet est faite en partie haute du réacteur et celle de l'air dans une zone intermédiaire avec restriction de diamètre. Les produits de réaction sortent par le bas. Le gaz produit, traversant la zone d'oxydation à haute température, est craqué et entraîne donc moins de goudrons.

✓ Les procédés étagés,

Ces procédés ressemblent aux procédés à co-courant mais les deux étapes de pyrolyse et de gazéification sont réalisées dans des réacteurs distincts, ce qui permet un contrôle séparé.

➤ Foyers tournants étagés

Ils consistent en un four tournant, dans lequel la charge entrante est gazéifiée à contre-courant des gaz produits. Ils utilisent un étage de gazéification à l'air, en sortie de four.

Ils ne nécessitent pas de préparation poussée du déchet à traiter. Ils sont bien adaptés à la gazéification intégrée.

➤ Chambre à sole tournante

La charge entrante est déposée en couche sur une sole réfractaire tournante et subit une gazéification progressive, dont le taux peut être ajusté par la vitesse de rotation imposée à la sole.

➤ Les procédés à lits fluidisé

Des particules inertes sont mises en suspension dans le réacteur, ce qui favorise les échanges thermiques et massique entre le solide et le gaz. Ces procédés nécessitent un ajustement initial de la répartition granulométrique de la charge entrante à gazéifier, c'est-à-dire une préparation initiale du déchet.

On distingue :

- Les procédés à lit fluidisé dense (LFD), avec vitesse de fluidisation relativement faible (1 à 2 m/s) sans entraînement du lit.
 - Les procédés à lit fluidisé circulant (LFC) avec vitesse de fluidisation plus élevée (4 à 10 m/s) avec entraînement d'une partie du lit et également à lit fluidisé rotatif (LFR).
- Les procédés à lit entraîné

Ils mettent en œuvre un réacteur à contact direct solide-gaz descendant, en présence d'air ou de vapeur d'eau à haute température (1200-1400°C).

Ils permettent la vitrification des cendres et le craquage thermique des goudrons produits. Ils sont basés sur des enceintes fortement réfractorisées, compatibles avec leur forte température de fonctionnement.

Ce type de procédé nécessite une préparation poussée du déchet à traiter.

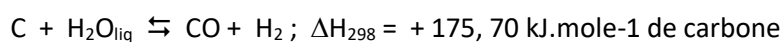
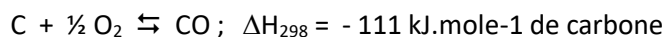
- Les gazéifieurs indirects

Cette technologie s'appuie sur une :

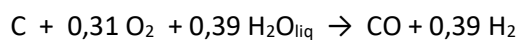
- Gazéification indirecte d'une partie du coke : on brûle dans un second réacteur (lit fluidisé) une partie du coke pour faire l'apport thermique nécessaire aux réactions de gazéification à la vapeur d'eau du premier réacteur (transfert de chaleur par le sable),
- Gazéification indirecte d'une partie du gaz : combustion d'une partie du gaz généré pour faire l'apport thermique de la réaction de gazéification à la vapeur d'eau sur une injection de la vapeur d'eau (transfert de chaleur par échangeur immergé).

Il est important de remarquer que l'oxydation partielle d'une faible fraction du carbone (~10%), contenu dans la charge entrante, à l'air, ou à l'air enrichi, permet, par son exo-thermicité, de fournir l'énergie calorifique nécessaire aux deux premières réactions endothermiques.

C'est le mode de fonctionnement autothermique d'un gazéifieur. Dans ce cas, les réactions majoritaires sont :



En combinant les deux réactions et en imposant l'auto-thermicité, on a :



Le rendement de gazéification du carbone est : $\eta_G = (\text{PCICO} + 0,39 \text{PCIH}_2) / \text{PCIC} = (282,4 + 0,39 \times 241,8) / 393,5 = 0,95$ (95%)

Les températures nécessaires sont relativement modérées : 600 - 800°C en gazéification à l'air.

Un apport d'énergie calorifique peut également être effectué par un apport externe d'énergie calorifique (gazéifications allothermiques), en général par utilisation d'électricité (torche à plasma), achetée au réseau, ou fournie en autoconsommation de l'électricité produite par l'installation.

On distingue les procédés où la torche est disposée à contact direct avec la charge, des procédés de chauffage indirect par torche à plasma, via un lit de coke.

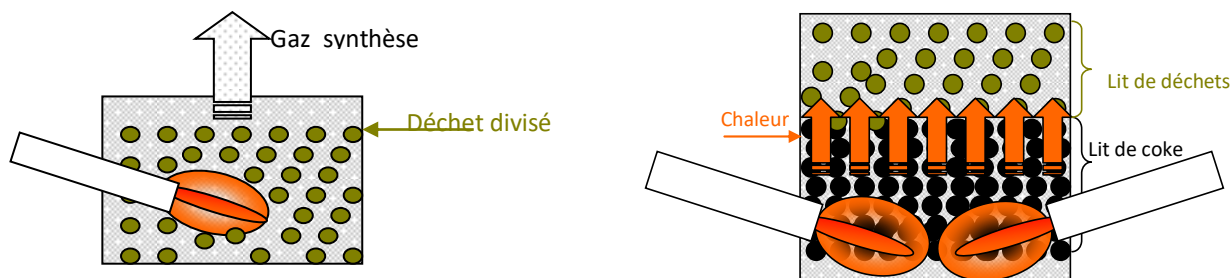


Figure 18 : Gazéification par torche à plasma à contact direct avec le lit de déchet (à gauche) ou via un lit de coke (à droite)

Compte tenu des températures pratiquées (2000°C), avec des torches à plasma, les fractions minérales du déchet sont fondues et s'écoulent à la base du lit. Elles sont récupérées dans un bain d'eau, conduisant à la formation de vitrifiats, non lixiviables. De même, le gaz de synthèse est exempt de goudrons, compte-tenu du niveau de température élevé de la chambre de gazéification.

4.3.3 Les différents paramètres influençant la gazéification

D'une manière générale, en gazéification, le produit des réactions est donc un gaz combustible (CO , H_2 , CH_4 , CO_2 , H_2O , N_2), souvent désigné par syngaz, généré à haute température, sous pression ou non, et un résidu inerte. La composition du gaz de synthèse produit dépend de divers paramètres, tels que :

- ✓ la composition du solide entrant, et en particulier, son humidité et son taux de matières volatiles,
- ✓ la nature de l'agent de gazéification,
- ✓ la température et la pression de fonctionnement,
- ✓ le type de contacteur gaz-solide utilisé en tant que réacteur.

Le PCI du gaz combustible produit par gazéification (syngaz) dépend de la nature de la charge traitée (humidité, taux de matières volatiles,...), du couple température-pression, de l'agent de gazéification ainsi que de la technologie du gazéifieur utilisée :

- **La gazéification à l'air**, la plus répandue, ou par des mélanges air/vapeur d'eau conduit à un gaz pauvre contenant 55 à 60 % d'azote avec un PCI de 4,2 à 7,5 MJ/Nm³,

- **La gazéification par utilisation de mélanges oxygène/vapeur d'eau**, par suppression du ballast azote, permet de produire des gaz combustibles à contenu énergétique intermédiaire ($7,95 \text{ MJ/Nm}^3 < \text{PCI} < 15,9 \text{ MJ/Nm}^3$) entre gaz pauvres et gaz riches ($\text{PCI} > 25,1\text{-}35,1 \text{ MJ/Nm}^3$). La gazéification à l'oxygène permet ainsi d'augmenter le pouvoir calorifique du gaz produit, mais nécessite des consommations importantes d'oxygène industriel, ou l'installation d'unités de séparation de l'air (ASU), couplées au gazéifieur.

4.3.4 Deux modes de fonctionnement bien distincts

On distingue deux modes principaux de fonctionnement en gazéification, désignés respectivement par gazéification de 1^{ère} génération et gazéification de 2^e génération.

4.3.4.1 Gazéification de 1^{ère} génération (ou gazéification intégrée)

Elle se caractérise par le fait que les intrants sont convertis en chaleur, c'est-à-dire que la combustion du syngaz est réalisée de manière intégrée au procédé de gazéification. L'énergie thermo-chimique des intrants est donc rendue disponible sous forme de chaleur sensible des fumées. En sortie de ces procédés, on a d'une part une fraction solide correspondant aux minéraux présents dans la charge entrante, et d'autre part les fumées chaudes issues de la combustion du syngaz. L'énergie de ces fumées peut être récupérée sous forme de vapeur alimentant un groupe turbo-alternateur en production d'électricité et de chaleur. Dans certains cas, elle peut être utilisée directement dans certains procédés industriels par contact direct entre les fumées chaudes et le procédé (séchage, cuisson, ...).

Cette combustion homogène est réalisée avec un faible excès d'air ($e \sim 10\text{-}15\%$). Dans le cas de gazéification intégrée de déchets, ces procédés permettent une haute efficacité de conversion énergétique, par réduction des volumes de fumées rejetées à l'atmosphère ($3\ 500\text{-}4\ 000 \text{ Nm}^3/\text{t}$, contre $6\ 500$ à $7\ 500 \text{ Nm}^3/\text{t}$, en combustion conventionnelle), et ce, du fait des faibles excès d'air nécessaires à la combustion complète du syngaz (combustion homogène gaz-gaz), contrairement à l'incinération conventionnelle, mettant en jeu une combustion hétérogène, nécessitant de forts excès d'air. Cette diminution significative du volume des fumées permet en outre de réduire la taille des équipements de traitement des fumées. Cette diminution de la taille des équipements n'a cependant un impact économique significatif que dans le cas d'unités de grande capacité.

Quand le syngaz est produit à partir de déchets, les fumées doivent faire l'objet d'un traitement d'abatage, avant rejet à l'atmosphère. Celui-ci est réalisé en milieu oxydant, de façon conventionnelle. En effet, les polluants gazeux, formés en atmosphère réductrice, au sein du gazéifieur (H_2S , HCl , C_nH_m , ...), sont oxydés en postcombustion, pour former des polluants gazeux conventionnels (SO_2 , ...):

- Oxydation de l'hydrogène sulfureux : $\text{H}_2\text{S} + 3/2 \text{ O}_2 \rightarrow \text{SO}_2 + \text{H}_2\text{O}$
- Oxydation des goudrons : $\text{C}_n\text{H}_m + (n + m/4) \text{ O}_2 \rightarrow n \text{ CO}_2 + (m/2) \text{ H}_2\text{O}$

On pourra réaliser une d'épuration des fumées (de-SOx, de-Cl, de-NOx, de-Diox, ...), en voie sèche, au bicarbonate de soude, par exemple, ou en voie humide, associées à un dépoussiérage en continu (FAM, filtre à manches décolmatables), et satisfaire ainsi les meilleures normes de rejets atmosphériques.

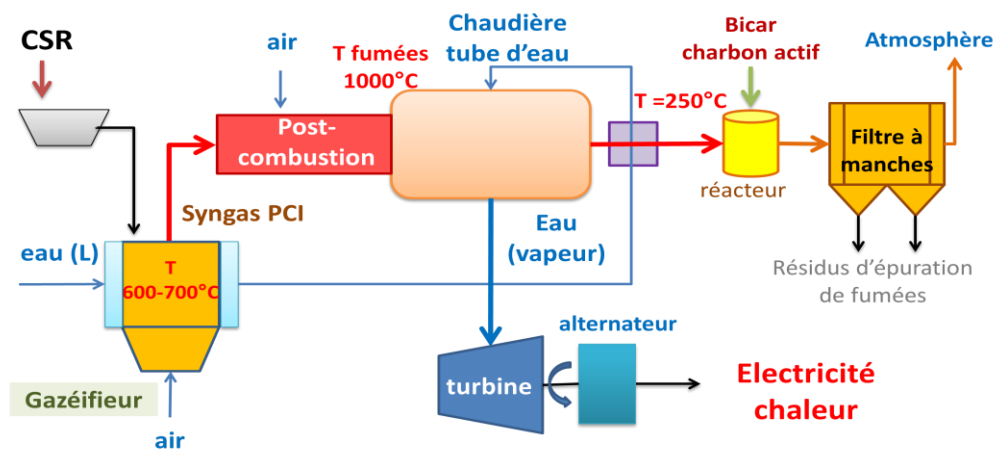


Figure 19 : Schéma d'implantation typique d'un procédé de pyrogazéification intégrée

4.3.4.2 Gazéification de 2^e génération

La deuxième génération de procédés de gazéification se caractérise par le fait que les intrants sont convertis en gaz de synthèse, mais l'énergie thermo-chimique des intrants n'est pas libérée et reste donc disponible.

En sortie de ces procédés, on a d'une part un gaz de synthèse contenant l'essentiel de l'énergie de l'intrant, et d'autre part une fraction solide correspondant aux minéraux présents dans la charge entrante, éventuellement mélangée à une quantité variable en fonction des procédés, de carbone résiduel qui n'a pas réagi.

Les syngaz peuvent être orientés vers divers usages selon les applications envisagées :

- Production électrique par combustion interne en moteur à gaz, voire en turbine à gaz. L'un des intérêts de la gazéification alimentant des moteurs à gaz pour la production d'électricité est le rendement élevé des moteurs (35 à 40%) contre autour de 20 à 25% avec une turbine à vapeur en incinération ou en gazéification intégrée.
- Combustion en process industriel (four verrier, four de cuisson, ...),
- Conversion thermo-chimique (production d'hydrocarbures oléfiniques et paraffiniques par procédé FT, *Fisher-Tropsch*, production de SNG, *Synthetic Natural Gas*, par procédé de méthanation, ...) en élaboration de combustibles de substitution aux combustibles fossiles (gaz naturel ou autres combustibles),
- Valorisation sous forme matière pour la chimie ou la pétrochimie (synthèse du méthanol, production d'H₂ par conversion déplacée à la vapeur d'eau, ...)

Dans tous les cas d'applications, le syngaz produit en 2^{ème} génération **doit d'abord être épuré** en milieu réducteur et éventuellement comprimé.

Notons que la gazéification peut éventuellement être réalisée sous pression, afin d'alimenter, après épuration, soit le moteur en syngaz comprimé, soit un procédé catalytique de conversion matière sous pression.

Par exemple, les équipements de combustion interne (moteurs, TAG) imposent que le gaz combustible utilisé réponde à un cahier des charges contraignant dont les seuils de polluants à ne pas dépasser sont généralement les suivants :

Application	Goudrons mg/Nm ³	Particules mg/Nm ³	Alcalins mg/Nm ³	Ammoniac mg/Nm ³	Chlorures mg/Nm ³	Sulfures mg/Nm ³
Moteur	< 50	< 50	< 1	< 50	< 10	< 100
Turbine	< 5	< 30	≈ ppmv			

Tableau 6 : Exemple de cahier des charges pour l'utilisation de gaz de synthèse (moteur, turbine à gaz)

Les abattages nécessaires en gazéification de 2^e génération, concernent non seulement la présence de goudrons, mais aussi, des particules fines, l'hydrogène sulfureux, de chlorures, de sulfure d'alcalins et d'ammoniac, potentiellement émis lors du processus de gazéification.

Cette épuration doit être effectuée en milieu réducteur, c'est-à-dire, de façon non conventionnelle.

En gazéification, le soufre éventuellement présent dans la charge à gazéifier, est émis majoritairement sous forme de H₂S gazeux, en présence de sulfure de carbone COS et de thiophène C₄H₄S, et ce, du fait de l'atmosphère réductrice des gazéificateurs (*V.Paasen, S Cieplik, M.Phokawat, Coal and Environmental Research ECN-C-06-032, 2006*).

Le chlore est émis, en atmosphère réductrice, majoritairement sous forme de HCl, d'abord par dévolatilisation (T < 400°C), puis par volatilisation des sels, de type NaCl, KCl, à partir de 700°C. A 900°C, de 30 à 60% du chlore est encore dans la charge.

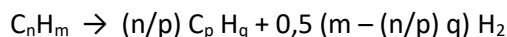
Les alcalins (Na, K) commencent eux, à se volatiliser à partir de 600°C, pour atteindre des taux de volatilisation voisins de 70% à 900°C, le restant demeurant dans la fraction minérale en sortie gazéifieur (cendres) ou dans les cendres volantes, entraînées hors du lit, même à haute température. De l'ordre de 80% de l'azote contenu dans la charge entrante est converti en gaz. L'azote lié au combustible, se transforme principalement en azote moléculaire N₂, en ammoniac NH₃ et en acide cyanhydrique HCN.

Quand le déchet entrant est chauffé, en atmosphère réductrice, sa structure moléculaire est déconstruite, par rupture thermolytique des liaisons intermoléculaires internes, conduisant à la formation de composés hétérocycliques, d'aromatiques légers (toluène, styrène, éthylbenzène,...), de composés poly-aromatiques légers (indène, naphthalène, phénanthrène,...), et poly-aromatiques lourds (pyrène, fluoranthène,...) Les fractions légères sont gazeuses, et les fractions les plus lourdes sont désignées par goudrons primaires. Ces goudrons primaires peuvent poursuivre leurs réactions, par repolymérisation, par exemple, et conduire à des goudrons secondaires.

Les goudrons sont des hydrocarbures lourds, de type C_nH_m, facilement condensables, ayant une masse moléculaire supérieure à celle du benzène (> 78 g/mol). Leur pouvoir calorifique est compris entre 20 et 40 MJ/kg.

Leur concentration moyenne brute dans le gaz de synthèse dépend de la nature de la charge, et de la technologie de gazéification utilisée. Pour des gazéificateurs à lit fixe tombant, par exemple, elle varie de 10–150 g/Nm³ de syngaz pour un fonctionnement à contre-courant, et de 0,01– 6 g/Nm³ en fonctionnement à co-courant.

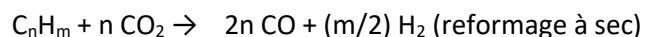
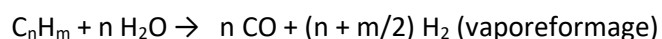
D'une manière générale, la concentration en goudrons dans le syngaz est d'autant plus faible que la température de régime du gazéifieur est élevée, et ce, du fait des processus de craquage interne des goudrons formés :



Les techniques d'abattage aval des goudrons (abattage ex-situ), concernent des post-traitements du gaz de synthèse. Ce sont les lavages à l'eau ou aux solvants (huile, méthylester de colza, ...), les craquages catalytiques, par passage en lit (dolomie, Ni, ...), les craquages thermiques directs, nécessitant un chauffage externe du syngaz, par exemple, par torche à plasma, nécessitant des températures élevées (~ 1200-1300°C) et des temps de séjour compris entre 0,5 et 1 s.

L'abattage des composés polluants, et en particulier les goudrons, peut également être réalisé in-situ, par exemple dans des gazéificateurs à lits fluidisés.

Dans le cas des goudrons, ceux-ci peuvent être reformés *in-situ*, par la vapeur d'eau ou le CO₂ en présence de catalyseurs, dits primaires. Les goudrons y sont alors convertis catalytiquement en CO et en H₂ par la vapeur d'eau et le CO₂ présents dans l'atmosphère du gazéifieur :



Parmi les catalyseurs utilisés pour l'abattage *in situ* des goudrons, on peut faire une distinction entre deux types de catalyseurs différents : les oxydes non métalliques (dolomite, olivine, ..), et les oxydes métalliques (Ni) supportés, ces derniers étant essentiellement actifs pour le reformage des goudrons

Les composés alcalins (Na, K), contenus dans le gaz de synthèse, sont sous forme vapeur, pour des températures supérieures à 800°C. Lors du refroidissement du gaz, ceux-ci se condensent sous formes d'aérosols très fins (< 5 µm), difficiles à piéger. Leur piégeage peut être réalisé à chaud, par des filtres céramiques, ou des lits de filtration contenant des adsorbants solides (charbon actif, bauxite activée).

Il existe deux modes principaux d'intégration des procédés d'abattage dans une unité de traitement aval des gaz de synthèse, produits par un gazéifieur : le traitement des gaz à froid (*Cold Gas Cleaning*, CGC), et le traitement des gaz à chaud (*Hot Gas Cleaning*, HGC)

Ce traitement des syngaz en milieu réducteur, en sortie de gazéifieur, s'impose également quand celui-ci est destiné à alimenter des unités de conversion catalytique (*Fisher Tropsch FT*, *Synthetic Natural Gas SNG*, ...):

Application	Goudrons mg/Nm ³	Particules mg/Nm ³	Alcalins	Ammoniac	Chlorures	Sulfures
Synthèse FT	< 0,01	< 0,01	< 10 ppbm	< 20 ppbm	< 10 ppbm	< 10 ppbm

Tableau 7 : Cahier des charges pour l'utilisation d'un syngaz en conversion catalytique

On voit donc que l'épuration du syngaz en milieu réducteur, nécessaire en gazéification de 2^e génération, met en jeu des processus complexes et des technologies spécifiques.

En particulier, concernant par exemple les procédés d'abattage du H₂S, quatre types principaux de développements ont été réalisés.

Les deux premiers consistent à traiter le H₂S dans les gaz de synthèse, soit par :

- lavage par des amines ou par solvants physiques (procédé humide),
- capture oxydante par des oxydes de fer, de type Fe₂O₃ (procédé sec).

Ces types de procédés sont désignés par procédés AGR (*Acid Gas Removal*).

Les deux autres types concernent :

- absorption du H₂S, suivie d'une oxydation en soufre élémentaire (Procédé Claus), procédé déjà utilisé pour la désulfuration du gaz naturel,
- la destruction par plasma du H₂S, avec valorisation en soufre et en hydrogène, par plasma (A. Czernichowski, P. Jorgensen, *ISPC 19 Conférence, Bochum, 2009*)

Ils permettent la valorisation du soufre, et sont désignés par procédés SRU (*Sulphur Recovery Unit*)

Des travaux de recherche restent nécessaires dans ce domaine.

5. TRAITEMENT DES DECHETS PAR PYROLYSE

5.1 Exemples d'échecs en traitement par pyrolyse

5.1.1 Le procédé ATS Andco-Torrax System (US)

a. Description du procédé

Le Système Torrax est un système de conversion des déchets solides à haute température qui utilise un procédé de pyrolyse à fusion/ scorification (*The Andco-Torrax slagging pyrolysis solid waste disposal system, J. Szekely et al. Third national chemical engineering Conference, 20 August 1975*).

Les déchets entrants ne font l'objet d'aucune préparation préalable.

La production d'énergie est réalisée sous la forme d'un gaz pauvre combustible (PCI = 1855 kcal / Nm³). Le slag produit est un résidu vitrifié, composé des inertes, initialement contenus dans les déchets entrants.

Le réacteur de pyrolyse, consistant en un four vertical à cuve, improprement désigné par gazéifieur, est la pièce centrale de l'équipement. Celui-ci est alimenté, en partie haute par les déchets, qui descendent en subissant successivement une étape de séchage, puis de pyrolyse, le gaz de pyrolyse formé refluant vers le haut, le coke formé étant, pour une part, brûlé en partie basse par injection d'air préchauffé (870°C), injecté en tuyères radiales, entraînant la fusion des inertes, et, d'autre part, entraîné vers le haut, avec le gaz de pyrolyse. Cette fraction de résidus carbonés est récupérée en sortie de réacteur par un cyclone permettant la séparation gaz/résidus carbonés. Ces résidus constituent un combustible solide secondaire.

Les fumées neutres de combustion ($O_2 < 1\%$) remontent à contre-courant de la charge descendante, entraînant sa pyrolyse, puis son séchage, avant d'être récupérées, en mélange avec les gaz de pyrolyse, en partie haute du réacteur, à une température voisine de $450^\circ C$.

L'énergie calorifique nécessaire au préchauffage de l'air de combustion des cokes de pyrolyse est fournie par la combustion d'une fraction (15% en volume) des gaz combustibles formés, récupérés en partie haute du réacteur.

Leur combustion est réalisée dans une chambre secondaire dont les fumées sont dirigées vers un ensemble de deux régénérateurs en céramique, balayés alternativement par les fumées chaudes, pour en chauffer les parois, puis par de l'air neuf, ainsi préchauffé à des températures voisines de $1\ 000^\circ C$, par balayage des briques céramiques, elles-mêmes réchauffées dans le cycle précédent. Le reste du gaz combustible produit (85%), est envoyé vers une unité de valorisation énergétique (chauffe industrielle, chaudière, ...).

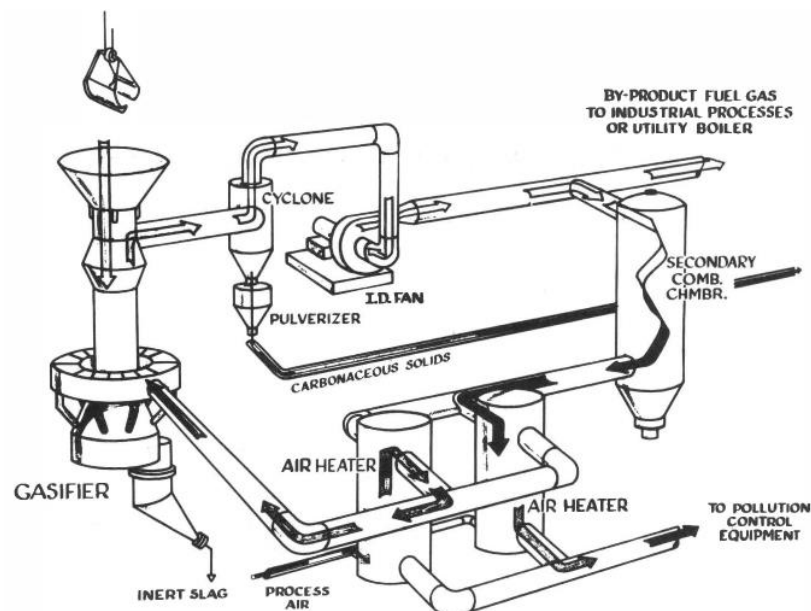


Figure 20 : Schéma du procédé ATS

Les produits formés sont de deux types :

- Un combustible gazeux,
- Un combustible solide

La répartition du contenu énergétique (thermochimique + chaleur sensible) des produits formés, est indiquée dans la figure ci-dessous :

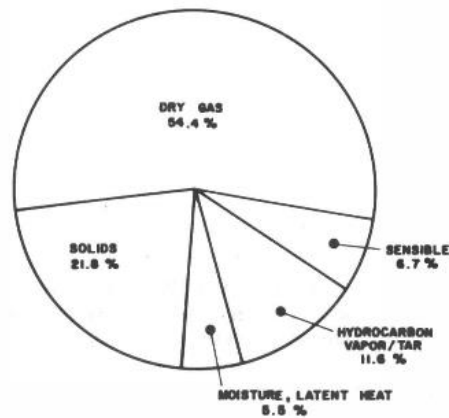


Figure 21 : Répartition du contenu énergétique des produits formés

Typiquement pour des DMA (Déchets ménagers et assimilés), la composition volumétrique centésimale de la fraction incondensable du gaz de pyrolyse, représentant 54,4% du contenu énergétique, est la suivante :

$H_2 = 15,4\%$; $CO = 14,4\%$; $CH_4 = 2,6\%$, $C_2H_6 = 1,5\%$, $CO_2 = 14,3\%$; $O_2 = 2\%$; $N_2 = 49,4\%$

La fraction combustible condensable (vapeurs organiques et goudrons), représente 11,6% du contenu énergétique.

Le contenu thermochimique, sur sec, de ce gaz, ainsi livré, représente donc 76,2% du contenu énergétique livré, auxquels s'ajoute leur contenu en chaleur sensible, soit, 6,7%.

Le gaz (condensables + incondensables), étant livré à une température de 290°C, les goudrons restent sous forme de vapeur, en mélange avec les incondensables, conduisant à un PCI, du mélange gazeux, de $PCI = 1\ 655\ kcal/Nm^3$.

Le combustible solide secondaire (résidus carbonés) représente 21,8% de l'énergie livrée. C'est un combustible de Pouvoir Calorifique voisin de : $PCI = 5\ 100\ kcal/kg$, contenant : C = 42%, MV = 35% et 20% de cendres.

L'énergie exportée sous forme de gaz combustible et de résidus carbonés, représente ainsi 85,9% de l'énergie PCI entrante ($\eta = 85,9\%$).

Des campagnes d'essais de démonstration, visant à l'utilisation du gaz pauvre, produit par une unité de 68 t/jour, en chaudière de récupération, ont été réalisées sur une période 3 000 h, permettant la production de 3 150 kg de vapeur / tonne de déchets entrants.

b. Historique du développement

Dans le but d'accélérer le développement des technologies de traitement thermiques des déchets, le gouvernement fédéral des Etats-Unis a mis en place, en 1965, le « *Solid Waste Act* » qui permettait de subventionner, par l'aide au financement, le développement et l'évaluation de nouvelles technologies de traitement thermique des déchets. Ce programme a permis la mise en place de diverses installations, à échelle pilote industriel, dont le procédé ATS (Andco Torrax System).

En 1969, la Société Carborundum a conduit une étude portant sur la faisabilité de l'utilisation de pyrolyse pour convertir l'énergie contenue dans les déchets solides en un combustible qui puisse être facilement compatible avec les carburants traditionnels. Une *joint-venture* entre Carborundum et Andco Inc. a abouti à la création de la société Torrax Systems, Inc. Cette société a été chargée du développement du process. Une usine de démonstration a été construite et exploitée à Orchard Park, New York. La capacité de l'usine était de 68 tonnes / jour de déchets solides. La production d'énergie était sous forme de gaz de pyrolyse, de PCI compris entre 1300 et 1900 kcal / Nm³. Ce gaz combustible était brûlé sur place, dans une chaudière de récupération.

En 1973, la société Systèmes Torrax, Inc. a été intégrée dans la société Carborundum.

L'unité de démonstration de 68 t/jour, à Orchard Park, New York (US), démarrée en 1971 a été arrêtée en 1979.

Les six unités industrielles, en tout, utilisant le procédé ATS, mises en place dans le monde entre 1976 et 1982, allant de 87 à 400 t/jour, ont toutes été des échecs.

Citons également, dans ce cas, l'unité ATS d'Orlando (US) et l'unité Hamamatsu (Japon).

En 1976, une unité ATS a été installée à Luedellangue (Luxembourg), pour le traitement d'OM. Celle-ci a dû être arrêtée rapidement, pour cause de dysfonctionnements.

Dès 1977, la ville de Grasse a décidé la construction d'une usine de pyrolyse ATS, pour éliminer ses ordures ménagères. Celle-ci n'a jamais fonctionné et a été arrêté en 1979.

Une autre unité ATS, de 440 t/jour, a été mise en place à Créteil, pour traiter des OM. Celle-ci a dû rapidement être arrêtée. Elle a été convertie en unité de traitement thermique de déchets industriels et hospitaliers et est finalement arrêtée à ce jour.

c. Les raisons de l'échec du procédé ATS

Les principales raisons techniques et économiques de ces échecs, ont été :

- Apparition de processus de « renardage » (*channeling*) des gaz dans le réacteur, entraînant des défauts de conversion de la charge. Rappelons que les dimensions caractéristiques du réacteur cylindrique vertical de ces installations, étaient de 12 à 15 m de haut, avec des diamètres allant de 1,8 à 2,7 m de diamètre. Ces « renardages » étaient dus aux phénomènes de tassement des OM dans le réacteur, aux processus d'agglomération de la charge, par le ramollissement des fractions fusibles (plastiques) des déchets entrants, rendant la porosité de l'empilement non-uniforme transversalement et, de façon générale,
- Problèmes de bouchage du réacteur, dus à la non-préparation de la charge,
- Fuites de joints, problèmes d'étanchéité,
- Apparitions d'explosions de gaz, par entrée d'air,
- Coulée du *slag* non maîtrisée et corrosion HT de la poche de coulée et des réfractaires,
- Bouchage de conduits par des goudrons condensés,
- Rendement énergétique effectif médiocre, voisin de 62%,
- Complexité de la technologie.
- Difficulté de trouver un utilisateur industriel du gaz produit, celui-ci devant être transporté à chaud, vers l'utilisateur, et ce, en présence de goudrons,
- Difficulté de valoriser le char formé,

- Coût élevé de l'installation (procédé HT),
- Coûts d'exploitation prohibitifs.

5.1.2 Procédé Softer de Nexus Technologies (France)

a. Description du procédé

Les déchets (OM, pneus, RBA, ...), préalablement déchetés, sont versés par lots de 8 tonnes, dans des sortes de wagonnets mobiles de 15 m³ qui avancent à l'intérieur d'un four tunnel, maintenu à 450-600°C, par un balayage à contre-courant et à contact direct avec les fumées chaudes issues de la postcombustion des gaz de pyrolyse.

Toutes les 45 minutes, on introduit un nouveau wagonnet et on en sort un autre, à l'autre extrémité du tunnel. Les wagonnets séjournent ainsi dans le four pendant plus de sept heures en avançant progressivement vers la sortie. Les gaz de pyrolyse sont collectés sur le tunnel, brûlés en postcombustion externe, les fumées chaudes, ainsi générées, étant renvoyées dans le four.

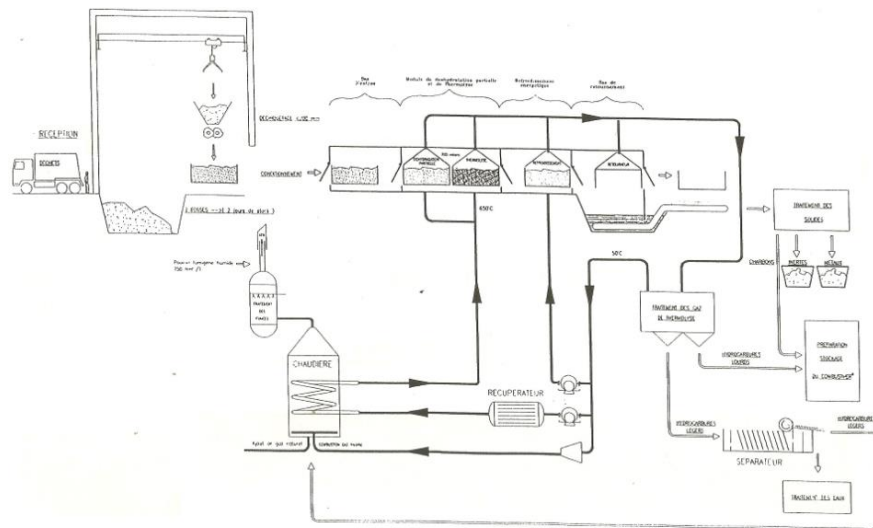


Figure 22 : Schéma du procédé Softer de Nexus

Les durées de chauffage/pyrolyse sont longues, afin que les températures de pyrolyse soient atteintes et permettent les réactions attendues dans les déchets qui se trouvent au centre des tas.

Il s'en dégage un gaz, dit de thermolyse, qui peut être utilisé directement pour chauffer le four ou pour de la cogénération.

Le résidu solide formé, de type solide pulvérulent, est considéré comme un combustible secondaire, le « *combuster* ».

Cette technologie se voulait constituer une réponse au problème du traitement des faibles capacités, de 30 000 à 80 000 tonnes par an.

b. Historique du développement

Une unité pilote a été montée début 1990 en France, à Châteaurenard (Bouches-du-Rhône), qui permettait de traiter 700 kg de déchets en 2 heures. Le résidu qui en ressort a une masse de 360 kg, dont 255 kg de résidus carbonés (coke).

Ce procédé, commercialisé par la société TTD (Saint-Cloud, Hauts-de-Seine), a été choisi en 1997, par le SITCOM de la Loupe à Digny en Eure-et-Loir, pour un démarrage en 2002 d'une unité de capacité 30 000 t/an.

L'arrêt de la construction de l'unité de Digny, en 2001, a stoppé le développement du procédé Softer.

c. Les raisons de l'échec du procédé

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec, ont été :

- Procédé discontinu-répétitif, associé à des ouvertures/fermetures du tunnel, entraînant des fortes pertes thermiques,
- Installation à grande surface de déperdition thermique,
- Problèmes de départ de feu des cokes de pyrolyse produits, en sortie de tunnel, lors de leur mise à l'air,
- Problèmes de manutention, liés aux chargements/déchargements des wagonnets.
- Difficulté de trouver des débouchés pour la valorisation du char formé,
- Coûts d'exploitation élevés, pour partie liés au fait que le procédé était insuffisamment mis au point lorsque la première unité industrielle a été mise en place.

5.1.3 Procédé Eddith de Thide Environnement (France)

a. Description du procédé

Ce procédé de pyrolyse de déchets, réalisée par la société Thide Environnement, débutait par une étape de préparation des déchets, avec une phase de broyage à 15-20 cm, destinée à éviter l'introduction d'objets d'une taille trop importante dans le réacteur, suivie d'une phase de séchage à 90% de siccité. Les déchets concernés étaient des OM, des RBA, des DIB, etc.

Les déchets séchés étaient ensuite introduits dans un réacteur de pyrolyse en continu, à four tournant, chauffé indirectement, à 450-600°C, pendant un temps de séjour compris entre 45 mn et 1 heure, par double-enveloppe, dans laquelle circulaient des fumées chaudes, récupérées en aval du procédé.

Les gaz de pyrolyse formés (300-500 kg/t) étaient extraits du four tournant et brûlés à 1 100°C, dans une chambre de combustion, jouxtant le réacteur de pyrolyse. Les fumées chaudes produites étaient utilisées d'une part, pour le chauffage du four (25%) et d'autre part, pour le séchage des déchets entrants.

Ces fumées transitent ensuite par une unité de valorisation énergétique qui permet de transformer une partie de l'énergie contenue dans les fumées en vapeur, en eau chaude ou en électricité, suivant les besoins externes.

Les fumées sont enfin épurées par un système de traitement avant évacuation à l'atmosphère.

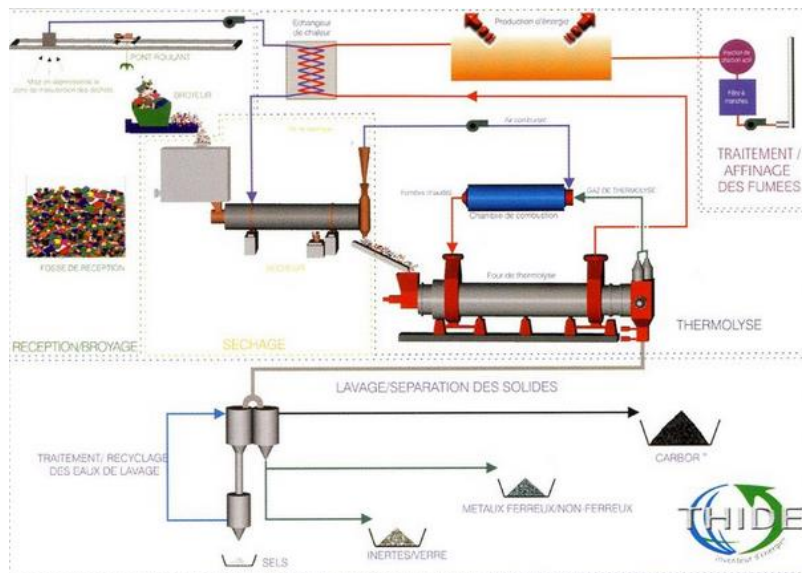


Figure 23 : Schéma du procédé Eddith de Thide Environnement

De son côté, la phase solide sortante, soit 240 kg/t entrante, s'apparentait à du char (résidu carboné), représentant 300-400 kg/t de déchet entrant. Ce résidu était soutiré du réacteur de pyrolyse par un sas étanche. Le coke produit était ensuite refroidi et débarrassé, par lavage, de l'essentiel des composés chlorés qu'elle contenait (avec un taux initialement prévu à moins de 0,5%, mais plus élevé dans la pratique). Cette étape de refroidissement permettait aussi la séparation d'une partie des matières minérales inertes, tels que graviers et verres (160-200 kg/t), métaux ferreux (25-30 kg/t) et non ferreux (5-10 kg/t), qui étaient récupérés puis lavés, en vue d'un recyclage éventuel.

La dernière opération consistait en une filtration et un séchage, pour aboutir à un combustible carboné, à raison de 120 à 160 kg/t. Ce combustible solide secondaire avait une humidité voisine de 20%, un PCI compris entre 3 500 et 4 500 kcal/kg et des teneurs en cendres (~ 20%) et en métaux lourds, élevées. Le nom commercial de ce produit était le Carbor®, celui-ci considéré par ses promoteurs, comme un combustible solide secondaire de récupération.

b. Historique du développement

La société Thide Environnement a développé le procédé Eddith avec l'IFP et le CEA, avant d'être rachetée par Sater Parachini, puis par GdF et enfin reprise par le SMAV (Syndicat Mixte Artois Valorisation).

Un pilote, de capacité 0,5 t/h, a été mis en place, en 1992, à Vernouillet (Eure et Loire).

La première usine de thermolyse, dénommée Arthélyse, a été mise en place à Arras (Pas-de-Calais), en juin 2004, exploitée par le SMAV.

Sa capacité de traitement annoncée était de 50 000 t de déchets/an, dont 8 000t/an de DIB et 2 000 t/an de boues. Elle comportait deux lignes indépendantes, pouvant traiter 3,2 t/h chacune. La capacité effective de traitement de l'unité, n'était, en 2006, que de 35 000 t/an, et ce, du fait de nombreuses difficultés apparues en exploitation et malgré les nouveaux investissements de l'opérateur, entraînant le dépôt de bilan de la société Thide Env.



Figure 24 : Installation à Arras de l'unité Arthélyse de pyrolyse Eddith (Thide Env.)

Fin 2007, le SMAV a repris l'exploitation de l'unité. L'installation n'était alors toujours pas réceptionnée, celle-ci ne pouvant alors manifestement pas traiter plus de 25 000 t/an. Des études visant à trouver des débouchés commerciaux au Carbor, ont été lancées, afin d'arrêter la mise en décharge du Carbor produit.

Le four de thermolyse a enfin été complété par un foyer cyclone à cendres fondues dans lequel était censé être brûlé le Carbor, avec coulée des inertes du Carbor, sous forme de cendres fondues, puis vitrifiées. Quelques essais, dans ce sens, ont été réalisés, conduisant à des résultats non convaincants.

L'installation d'Arras a finalement été fermée 2009, puis démantelée.

Une licence du procédé Eddith a, par ailleurs, été cédée au groupe Hitashi (Japon). Une usine a été construite et démarrée en 1999 à Nakaminato (Japon), d'une capacité de 1 t/h. Une autre usine, a été également installée, en 2002, à Itoigawa, avec une capacité de traitement de 25 000 t/an, à l'aide de deux lignes de 1,6 t/h.

c. Les raisons de l'échec du procédé

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec ont été :

- Dimensionnement de l'installation pour des PCI de déchet entrant, ne correspondant pas à la réalité (Arras),
- Erreurs de dimensionnement, ayant entraîné une nécessité de brassage des déchets dans la fosse de réception et un allongement des temps de séjour des déchets dans le réacteur de pyrolyse, par réduction du débit d'entrée,
- Nécessité d'injecter du gaz naturel dans le four, afin de relever son niveau de température et compenser ainsi le PCI trop faible des déchets,
- Fortes variations du PCI des gaz de pyrolyse produits par l'unité (de 1 500 à 3 000 kcal/kg), avec nécessité d'introduire du gaz naturel dans la chambre de postcombustion,
- Processus de dilatation intempestive du four de pyrolyse, entraînant des entrées d'air,
- Processus de bouchage des conduits par des fines carbonées et des goudrons,
- Impossibilité de valoriser le Carbor en combustion et obligation de mettre le mettre en décharge,
- Capacité de traitement plus faible que prévue et coûts d'exploitation prohibitifs, entraînant une perte d'exploitation de 2 M€, en 2008,
- Impossibilité de trouver des débouchés au Carbor produit, en tant que combustible solide dérivé, utilisable en chauffe industrielle, ou bien en tant qu'agent réducteur en

pyroméallurgie, par exemple. Cette non-volonté de reprise du produit par des opérateurs extérieurs, était largement liée aux caractéristiques très médiocres du produit proposé, à savoir, un combustible cendreux, à forte teneur en chlore et en soufre, ainsi qu'en métaux lourds. Ces polluants étaient adsorbés sur le carbone et donc pratiquement impossibles à séparer dans des conditions technico-économiques viables. Les repreneurs potentiels du Carbor se trouvaient alors dans l'obligation de l'utiliser dans des installations de valorisation thermique équipées d'un traitement des fumées,

- Coûts de traitement largement non conformes aux prévisions : alors qu'on avait avancé, pour 2009, un tarif de 132 €/t, le coût réel approchait les 300 €/t.

5.1.4 Procédé TWR de Siemens (Allemagne)

a. Description du procédé

Le procédé TWR (*Thermal Waste Recycling*) associait :

- un four à thermolyse horizontal, de type four rotatif, fonctionnant à 450°C, comportant un grand nombre de tubes de chauffage, permettant un transfert thermique à la charge à pyrolyser, via la circulation de fumées chaudes de combustion, ainsi que son brassage. Le temps de séjour des solides dans le réacteur y étant voisin d'une heure, ceux-ci étant successivement séchés, dégazés et pyrolysés,
- une chambre de postcombustion des gaz produits, à haute température de 1 300°C, permettant la fusion/vitrification des inertes, sous forme d'un granulat vitreux stable. Une partie des fumées produites est renvoyée au réacteur de pyrolyse, pour chauffer la charge au travers des tubes de fumées la traversant.

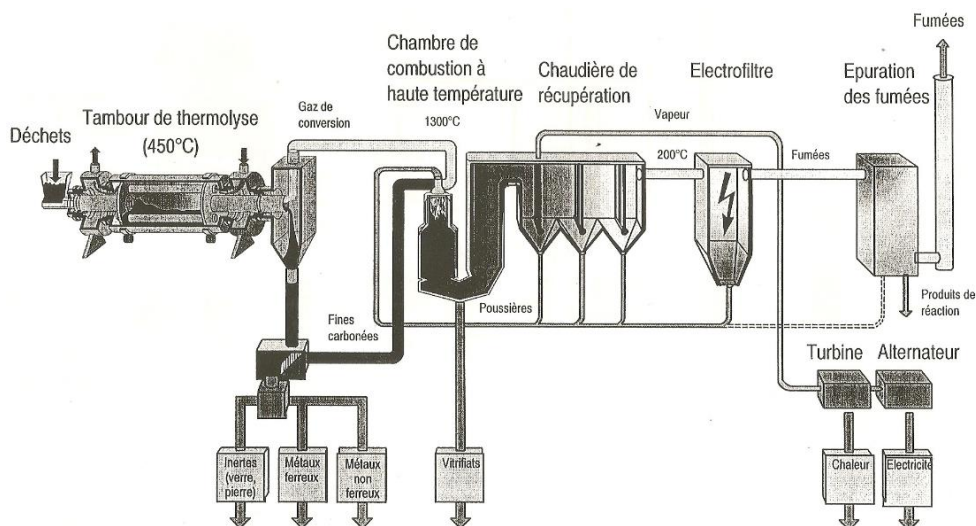


Figure 25 : Schéma du procédé TWR de Siemens

En sortie du four de pyrolyse, un premier étage de séparation permettait la récupération d'une fraction des inertes, des métaux ferreux et non-ferreux, après refroidissement à 150°C

Le gaz de pyrolyse et les fines carbonées, entrainées en sortie de réacteur, étaient dirigés vers une chambre HT, permettant la fusion/vitrification des inertes entrainés.

Ces deux chambres étaient suivies d'une chaudière de récupération, elle-même suivie d'un électrofiltre et d'un traitement des fumées, avant rejet à l'atmosphère.

La vapeur produite (40 bars, 400°C) par la chaudière était utilisée pour alimenter un GTA, fonctionnant en cogénération.

b. Historique du développement

La société Siemens a réalisé en 1995-96 une installation pilote, de capacité de 0,5 t/h, à Ulm (Allemagne).

Siemens a ensuite installé, en 1997, une thermolyse TWR de grande capacité de 2x10 t/h (150.000 tonnes/an) à Fürth, en Allemagne, ainsi qu'en 1999, une installation à Ludwigshafen, de 2x10 t/h.

En parallèle, Siemens a exporté sa technologie au Japon et mis en place, en 1997, une unité TWR d'une capacité de 1 t/h à Yokohama.

L'installation de Fürth a été interrompue à plusieurs reprises. Plusieurs dysfonctionnements, dans différentes parties de l'installation, sont en effet apparus. Suite à une fuite de gaz de pyrolyse, le 12 août 1998, un quartier entier de la ville de Fürth ayant dû être évacué, Siemens a décidé de fermer son usine.

c. Les raisons de l'échec du procédé

Les principales raisons techniques de cet échec ont été :

- Siemens semble avoir extrapolé à grande échelle un pilote industriel installé à Ulm, sans suffisamment tenir compte des caractéristiques techniques différentes des déchets traités sur le site de Fürth,
- le prétraitement des déchets (avant entrée dans le four) était manifestement mal adapté aux caractéristiques spécifiques de la technologie innovante de Siemens (avec des tuyaux de chauffage incorporés dans le four et non à l'extérieur de celui-ci). La présence de ferrailles, insuffisamment broyées, a entraîné des dysfonctionnements manifestes,
- Apparition de processus de fuites, corrosion, bouchages en exploitation,
- Problèmes de départ de feu et d'explosions,
- La technologie du traitement des solides issus de thermolyse n'était pas suffisamment performante.

5.1.5 Procédé DTV de Traidec (France)

a. Description du procédé

Ce procédé se caractérise par une alimentation continue, d'un four de pyrolyse, permettant de traiter de 0,1 à 0,4 t/h de déchets, préparés à des granulométries inférieures à 30 mm et 15% d'humidité. Le four est maintenu à 500 mbar. La température opératoire du four est inférieure à 600°C, pour un temps de séjour du solide inférieur à 45 mn.

b. Historique du développement

Une installation pilote, d'une capacité de 500 kg/h, a été montée dans la région Rhône-Alpes (Ste Foy l'Argentière), en 1999.

c. Les raisons de l'échec du procédé

La société Traidec, dont le procédé de pyrolyse était en cours de développement, mais n'ayant pas trouvé de client industriel, a dû déposer le bilan, en 2002, pour des raisons essentiellement financières.

5.1.6 Procédé PyroVac (Canada)

a. Description du procédé

Le principe repose sur une pyrolyse en bain de sels fondus, à 550°C et sous pression réduite (de l'ordre de 15 kPa), (*Industrial scale demonstration of the Pyrocycling process, C. Roy et al., 1th World Conference for Energy in Industry, Seville, Proceedings Sciences Publishers, p. 1032, 2001*)

Ainsi, même si les vitesses de chauffage sont relativement faibles et correspondent à celles rencontrées dans les procédés de pyrolyse lente, le vide généré dans le procédé permet d'avoir des temps de séjours des vapeurs primaires très courts. Ces vapeurs sont, de ce fait, très rapidement évacuées hors de la zone réactionnelle, évitant les réactions secondaires.

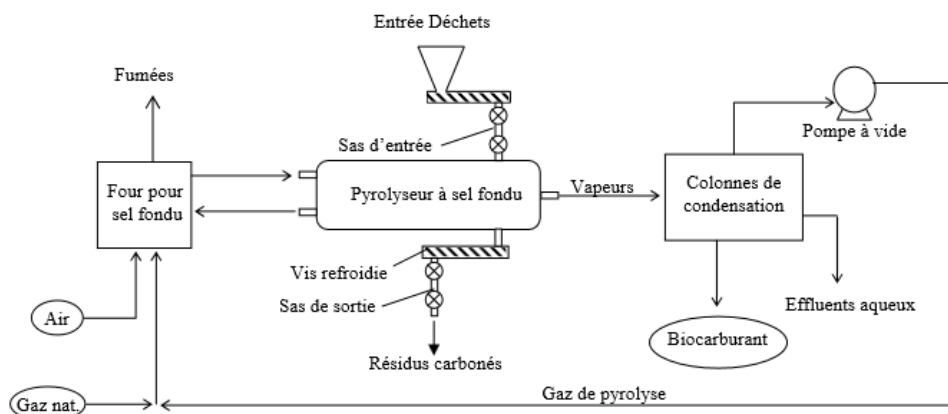


Figure 26 : Schéma du procédé PyroVac

La dépression dans le réacteur est le facteur principal qui permet le contrôle de la qualité et des proportions des produits résultants (huile, coke, incondensables).

Après prétraitement, les déchets sont introduits dans le pyrolyseur sous vide. Les déchets sont transportés par deux plateaux horizontaux qui sont chauffés, de l'intérieur (apport thermique indirect), par un mélange des sels fondus, maintenu à une température de 550°C. Ce fluide caloporteur circule en continu entre le réacteur et un four à gaz extérieur. Il se compose d'un mélange de nitrate de potassium, nitrite de sodium et nitrate de sodium et est principalement chauffé à l'aide d'un brûleur à gaz installé dans une chambre externe, elle-même alimentée par les gaz produits non condensables du processus.

Un réchauffeur électrique d'induction est optionnellement utilisé pour maintenir une température constante à l'intérieur du réacteur.

Une fois la matière organique du combustible chauffée, elle se décompose en vapeurs qui sont extraites du réacteur à l'aide d'une pompe à vide. Ces vapeurs sont alors orientées sur deux épurateurs dans lesquels les huiles lourdes et légères sont récupérées. Les gaz non condensables sont dirigés vers le brûleur du four à sels fondus. Le solide carboné produit est refroidi à la sortie de réacteur.

Le procédé était, d'après ses promoteurs, adapté à tout type de déchet contenant une fraction organique (bois, pneus, boues pétrolières, RBA, ...).

Les rendements de conversion obtenus sont reportés dans le tableau ci-dessous :

Tableau I Rendements obtenus lors du Pyrocyclage^{MC} de divers rebuts (% masse)				
Rebut traité	Huile	Résidu solide	Eau	Gaz
% en poids				
Pneus usagés	55	35	2	8
Résidus pétroliers	30	18	50	2
RBA	18	62	16	4
Écorces*	45	30	15	10
Boues municipales*	30	45	14	11

* Sur base anhydre

Tableau 8 : Rendements massiques du procédé Pyrovac

Appliqué aux pneus usagés, le procédé Pyrocyclage permet de recueillir du noir de carbone et de l'acier pouvant être recyclés, de même qu'une huile pyrolytique qui s'apparente à un fuel lourd no. 2. La qualité du noir de carbone récupéré permet de le recycler sans traitement additionnel pour confectionner des articles en caoutchouc de bas de gamme, tels des garnitures et bandes de roulement ou de finition. Par ailleurs, lorsque l'huile pyrolytique est soumise à une distillation, elle peut être séparée en différentes fractions commercialisables (solvants, produits base de synthèse, ...).

Des essais de traitement pyrolytique de RBA ont été réalisés, démontrant la possibilité de réduire le volume de résidus ultimes, à mettre en décharge, tout en permettant le recyclage de fractions métalliques (~14%), non oxydées.

b. Historique du développement

Ce sont les équipes de l'Institut Pyrovac, centre de recherche canadien spécialisé en pyrolyse sous vide qui ont mis au point le procédé Pyrocyclage, et ce, en relation avec la société Pyrodev Inc., entre 1981 et 1985

Initialement, c'est sur l'élimination des pneus usés que se concentre la technique. Une unité pilote de pyrolyse des pneus usagés est montée.

Mais suite à plusieurs rachats, ce premier pilote est arrêté. Le groupe Pyrovac se tourne alors vers le traitement de la biomasse. Une unité de démonstration industrielle d'une capacité de 3,5 t/h est créée à Jonquière, au Québec en 1998. Elle est utilisée pour des déchets de bois et des écorces.

Selon le type de déchets, les réacteurs développés par l'Institut Pyrovac et le groupe d'ingénierie de Pyrodev, allaient de l'échelle laboratoire (15 L) en fonctionnement discontinu (ex : RBA) puis au procédé continu (50 kg/h), en réacteur de 850 L, pour le cas des pneus usagés, biomasses souillées, jusqu'à l'échelle de l'unité de démonstration de 3 000 kg/h



Figure 27 : Installation pilote de Jonquière (Québec, Canada)

Le Groupe Pyrovac Inc. a été mis en faillite en juillet 2002.

L'installation de Jonquière a été arrêtée en 2002, démantelée, les équipements étant revendus afin de préparer le remembrement de l'équipement dans la ville de Gold Beach en Oregon où on y produit du biochar (usage agricole).

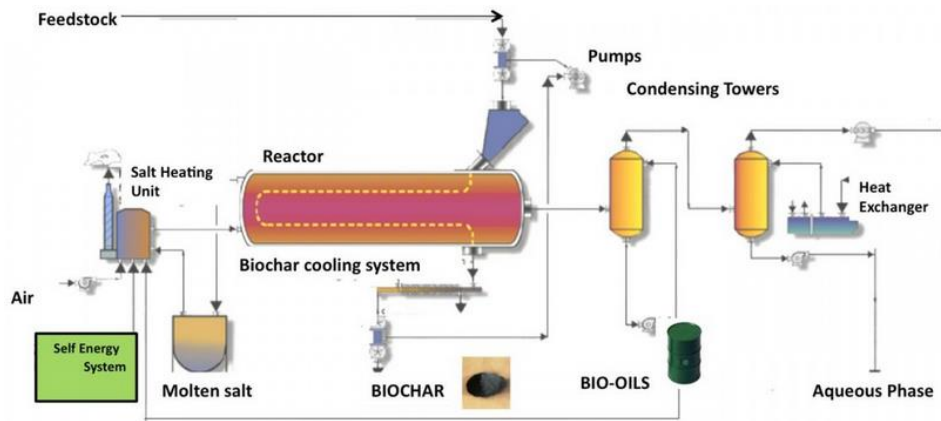


Figure 28 : Procédé Pyrovac appliqué à la production de biochar

c. Les raisons de l'échec du procédé

Les principales raisons techniques de cet échec ont été :

- Les coefficients de transfert des déchets solides, de tailles grossières, en contact avec des soles fixes, étaient faibles, et ce, d'autant plus qu'ils ne subissaient aucun processus d'agitation/retournement dans leur transport au sein du réacteur, entraînant des limitations aux processus de transfert thermique entre le sel fondu et la charge entrante,
- Problèmes de maintenance opérationnelle, liés à la complexité de la technologie (sels fondus, vide, ...).

5.1.7 Procédé Chartherm de Thermya (France)

a. Description du procédé

Le procédé « Chartherm » a été développé par la Société Thermya (*The Chartherm Process, L. Helsen, Waste Management, 29, p. 1649, 2009*). Il se proposait de traiter des bois adjuvantés (bois B et C), en particulier traités CCA, à l'aide d'un processus thermique, conduit en atmosphère réductrice, à basse

température (350-400°C), permettant la distillation pyrolytique lente de la charge entrante, en partie haute, dans une colonne verticale, et formant un lit mobile poreux descendant, étagée en température.

Le procédé « Chartherm » permettait, en moyenne, d'obtenir en sortie une proportion de coke de 34,7% du bois brut entrant à 15% d'humidité. Ce coke, désigné par « Carmath », était ensuite « raffiné », pour en extraire deux fractions :

- Une fraction fine, le « Corban », constituée essentiellement de solides carbonés, peu pollués et donc, potentiellement valorisable en charbon actif,
- Un refus, contenant, a priori la majorité des métaux lourds et CCA.

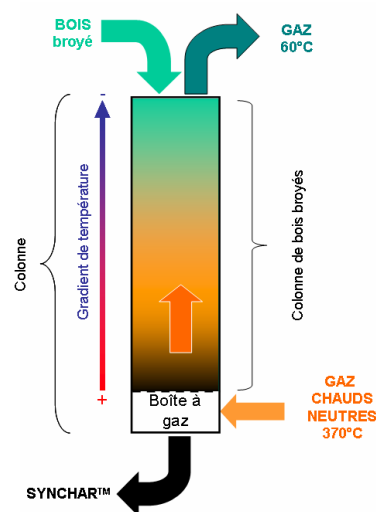


Figure 29 : Schéma de principe du procédé Chartherm

Le processus pyrolytique lent, à basse température utilisé, par nature endothermique, était réalisé à l'aide de fumées chaudes et neutres ($O_2 < 2\%$), injectées en bas de colonne à 370°C, et provenant de la combustion des effluents gazeux sortant à 60°C, à contre-courant de l'avancement de la charge, en partie haute de la colonne.

Le temps de séjour dans la colonne, de la charge à traiter, était compris entre 8 et 12 h.

Pour un débit entrant de 1,5 t/h de bois contaminé, à 15% d'humidité, la colonne était constituée d'un tube en acier de 10 mètres de haut et de 2,5 m de diamètre interne.

L'ensemble était supporté par une structure métallique, elle-même installée dans un bâtiment.

L'alimentation en bois contaminé, par le haut, était réalisée à partir d'une trémie pouvant stocker 3 t de bois broyé, alimentant, par un convoyeur capoté, un dispositif de double sas, permettant d'empêcher toute entrée d'air dans la colonne, celle-ci fonctionnant en atmosphère réductrice ($O_2 < 2\%$).

Le bas de la colonne était muni d'un système de grilles mobiles permettant :

- ✓ Le supportage du lit fixe de bois broyé,
- ✓ L'évacuation du char, à l'aide d'un racleur, vers une sortie équipée d'un dispositif à double sas,

- ✓ La distribution des gaz chauds caloporteurs injectés dans la colonne, dans une boîte à vent réfractorisée, pour assurer l'apport thermique nécessaire aux réactions thermochimiques internes.

L'avancement de la charge, au sein de la colonne, était réalisé par l'évacuation du char, en bas de colonne, obtenu par raclage du char formé et évacuation vers un sas. Ce dispositif de raclage était original, mais ayant fait l'objet de peu de qualifications préalables à échelle industrielle.

Les processus thermochimiques subis par la charge à traiter, sont :

- La charge entrante à flot tombant, est d'abord séchée, puis pyrolysée, les gaz et vapeurs émis circulant vers le haut de la colonne, à contre-courant de la charge : le lit est alors étagé en température et composition,
- La production de carbone fixe est maximisée par pyrolyse lente à basse température (< 450°C), contrairement à un processus de pyrolyse rapide à température élevée, qui maximiserait la production de gaz de pyrolyse. Ce carbone fixe provient des réactions de carbonisation directe, mais également des réactions de décompositions des goudrons, justifiant ainsi la faible fraction de goudrons condensables en sortie de colonne. Le char, obtenu en bas de colonne, était désigné par la Société Thermya, « Synchar ». Il contient peu de matières volatiles résiduelles, et est essentiellement constitué de carbone fixe (C > 85%), celui-ci gardant la structure de sa matrice lignocellulosique initiale, rendue poreuse par le processus de dévolatilisation.
- Les métaux lourds (chrome, cuivre) et l'arsenic, initialement contenus dans la charge entrante, ont subis des processus de dévolatilisation et recondensation en partie haute, et ce, de façon répétés, entraînant, potentiellement, la croissance d'agglomérats consolidés, de tailles significatives, au sein de la matrice carbonée, probablement par encapsulation. Ceci permettait d'envisager leur séparation dans une phase ultérieure de traitement du carbone fixe généré. La matrice carbonée résiduelle pouvait :
 - ✓ développer des surfaces spécifiques internes importantes (300-450 m²/g), les rapprochant de charbons actifs conventionnels. Ce type de produit était désigné par CARMATH, par la Société Thermya, ou bien,
 - ✓ être utilisée en charge carbone finement divisée, de type noir de carbone (carbon black), compte tenu des teneurs importantes en carbone fixe de ces charges. Ce type de produit était désigné par CORBAN, par la Société Thermya.
- Les gaz et vapeurs émis par la charge subissaient, au sein de la colonne, des cycles internes répétés de désorption/dévolatilisation, et de recondensation des gaz et vapeurs condensables sur la charge descendante, du fait de l'étagement vertical des températures rencontrées par la charge dans son mouvement descendant. En effet, 50% de la hauteur de la colonne, en partie haute, est à une température inférieure à 70°C, la température croissant progressivement vers le bas, dans les 50% restant, de 70°C à 370°C.

Les gaz émis, en sortie de colonne, étaient essentiellement constitués par :

 - ✓ Les fractions incondensables combustibles légères (CO, CH₄, ...). Celles-ci ont, en effet, été auto-épurées, en particulier de leurs goudrons condensables, ceux-ci ayant été capturés par

le lit, en partie haute de colonne, à basse température, puis entraînés vers le bas, où ils sont redistillés du fait des températures progressivement plus élevées qu'ils rencontrent.

- ✓ De l'eau sous forme d'un mélange liquide-vapeur, en équilibre à 60°C, formant un aérosol (brouillard).

En se basant sur une unité pouvant traiter 1500 kg/h de bois souillé, à 15% d'humidité, l'enthalpie portée par une fraction (40%) des gaz de postcombustion, injectés en bas de colonne à 370°C à raison de 1500 kg/h, permettait, a priori, de réaliser cet apport thermique nécessaire. Le débit de gaz, à 60°C en sortie de colonne, était constitué de la somme des débits des gaz de pyrolyse produits et du débit de fumées neutres, injecté en bas de colonne, soit un total de 2 500 kg/h.

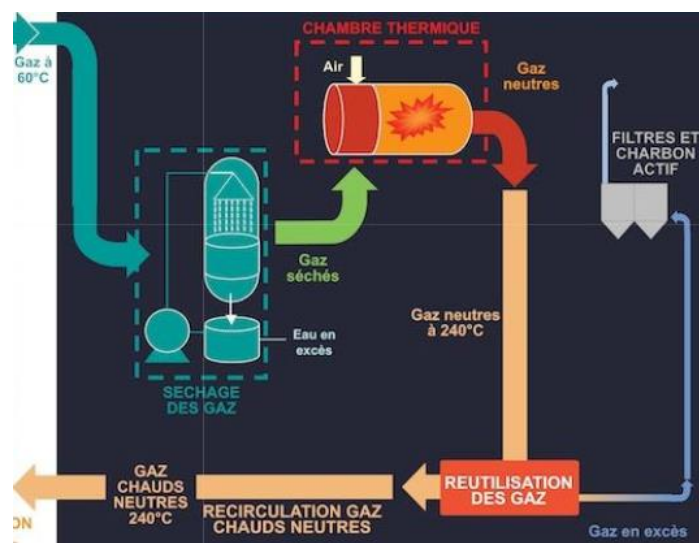


Figure 30 : Schéma de principe de la boucle externe de traitement des buées par de postcombustion et recyclage des fumées, en bas de colonne.

Ces gaz étaient d'abord déshumidifiés dans une colonne de lavage à l'eau, dirigés vers une chambre de postcombustion, assistée au gaz naturel, les fumées produites étant refroidies puis recyclées en partie basse de la colonne de « charthérisation ». On voit qu'il était impératif que la teneur en oxygène des fumées de postcombustion recyclées en bas de colonne, soit inférieure à 2%, sous peine d'oxyder une fraction de la charge à traiter, en provoquant son échauffement, voire des départs de feu.

En bas de colonne le produit était extrait par des sas étanches et amené jusqu'à un système permettant d'écraser le produit afin de laisser sortir des gaz chauds. Cette étape constituait un refroidissement préalable important du solide.

Le produit était ensuite refroidi dans une vis d'Archimède, puis criblé, avant d'être convoyé vers un stockage tampon. Les vis de refroidissement (2x5=10 m de long) tournaient dans des fourreaux cylindriques de diamètre intérieur de 400 mm, équipés d'une double enveloppe refroidie par circulation d'eau.

Un convoyeur étanche assurait le transport du solide refroidi des silos vers une unité de séparation/raffinage. Le stockage tampon permettait ainsi d'assurer le découplage des fonctionnements des unités de « charthérisation » de celle du « raffinage ».

La première étape de « raffinage », consistait en un broyage par moulin pendulaire (broyage par pression) qui devait permettre de ne pas détruire les agglomérats de métaux et minéraux formés dans le char (granulométrie, a priori très fine (< 1µm)).

De plus, la migration en surface constatée des minéraux et des métaux, lors de la « Charthérisation » mène à la formation de zones consolidées composées à la fois de métaux de minéraux et de carbone. Lors du broyage, il était donc important d'écraser doucement le produit afin de préserver les zones consolidées au regard de la matrice carbone complètement friable.

Dans ces conditions, les zones consolidées auraient une granulométrie et une masse volumique suffisantes pour permettre leur séparation centrifuge de la fraction de fines de carbone non souillées, constituant le produit valorisable commercialement (Corban et Carmath). Les produits sortant étaient entrés dans une centrifugeuse ventilée.

Les fines de carbone étaient entraînées par transport aéroulique vers un multi-cyclone de séparation, tandis que la charge minérale polluée était récupérée à la périphérie de la centrifugeuse pneumatique.

L'efficacité de procédé de raffinage était, *a priori*, attestée par les résultats d'analyse en composition, la charge polluante se concentrant dans la fraction grossière.



Figure 31 : Répartition massique des produits de « Chartherisation »

b. Historique du développement

Le procédé « Chartherm » a été développé dès 1994 par Jean-Sébastien Héry (société Beaumartin), et ce, en collaboration avec l'Université de Leuven (Belgique). La société Thermya a été créée avec le rachat, en 1994, des brevets « Chartherm » à la société Beaumartin par JS Héry et H. Chauvin. Une unité pilote a été mise en place en 1995, à Saint Médard d'Eyrans en Gironde.

La technologie a d'abord été mise au point pour recycler les bois traités, peints ou vernis (traverses de chemin de fer, poteaux électriques, ...) classés « déchets dangereux » par la réglementation européenne car pouvant contenir de l'arsenic, du chrome et du cuivre. Une fois broyé, le bois était placé dans une colonne traversée de gaz chauds, ne laissant au fond qu'un produit carboné avec les minéraux initialement présents dans le bois et les éventuels métaux lourds (opération de Charthérisation). Le résidu était broyé en poudre fine et passé en centrifugeuse pour séparer le carbone des éléments polluants.

La société Thermya se développe. Elle est distinguée par le prix Société d'Avenir 2007. Fin 2007, une usine de traitement de 10 000 t/an, devait être construite en Normandie, près de Caen, à Blainville-sur-Orne. Ce projet n'a cependant jamais abouti.

Parallèlement, la société Thermya, développait, dès 2006, un procédé de torréfaction de bois, désigné par « Torspyd », basé sur le même type de réacteur que le procédé Chartherm. Une installation de ce type a été mise en place en 2011 dans le nord de la France, près de Mazingarbe, pour le compte de la société LMK Energy. Des problèmes de départ de feu en base de colonne et la rupture du dispositif de raclage mécanique, ont entraînés, au démarrage de l'installation, un arrêt d'urgence, l'ensemble des produits ayant dus être évacués et l'installation nettoyée de tous les goudrons déposés.

La liquidation judiciaire de Thermya est prononcée en 2012. Elle est rachetée, en juillet 2012, par la Société Areva Bioenergies, filiale du groupe Areva.

c. Les raisons de l'échec du procédé

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec ont été :

- Le réacteur utilisé pour le traitement pyrolytique de bois CCA était de grande taille (18 m, en tout), alimenté en partie basse par des gaz chauds, potentiellement oxydants, en provenance d'une chambre de postcombustion, disposée en aval. Des teneurs en oxygène dans ces fumées chaudes, souvent supérieures à 2%, entraînaient des problèmes d'échauffement du bas de la colonne, entraînant l'arrêt du processus, sous peine de problèmes de départ de feu dans la colonne. La rétention élevée de la charge dans la colonne (~10 t) sans possibilité d'évacuation rapide rendait problématique tout arrêt d'urgence,
- Des problèmes mécaniques fréquents survenaient sur les bras du racleur tournant, en bas de colonne, en particulier, en présence d'incuits, entraînant l'arrêt de l'installation et la nécessité de vider l'ensemble de la colonne, pour réparer,
- Problèmes de maintenance opérationnelle, liés à la complexité de la technologie (entrée d'air, émissions de CO à la postcombustion, etc.),
- Problèmes de mauvaise condensation des éléments polluants en particules fines, plus denses,
- Problèmes d'efficacité et de sélectivité de la séparation centrifuge des produits pyrolysés, associés à des risques d'explosion dans le broyeur.
- Fragilité financière de la société Thermya,
- Impossibilité de faire face aux problèmes financiers soulevés par l'échec du démarrage d'une unité de taille industrielle.

5.1.8 Procédé Proget Energy (Italie)

a. Description du procédé PE

Le procédé développé par la société Proget Energy en 2004, est un procédé de dépolymérisation thermique de pneus usagés, en discontinu répétitif, dans des réacteurs batch cylindriques verticaux, étanches à l'air.

L'intérêt du procédé réside essentiellement dans le fait que les pneus usagés ne nécessitent aucun traitement préalable (déchetage, broyage, criblage), avant chargement dans un réacteur.

Le schéma général du procédé PE est reporté dans la figure ci-dessous :

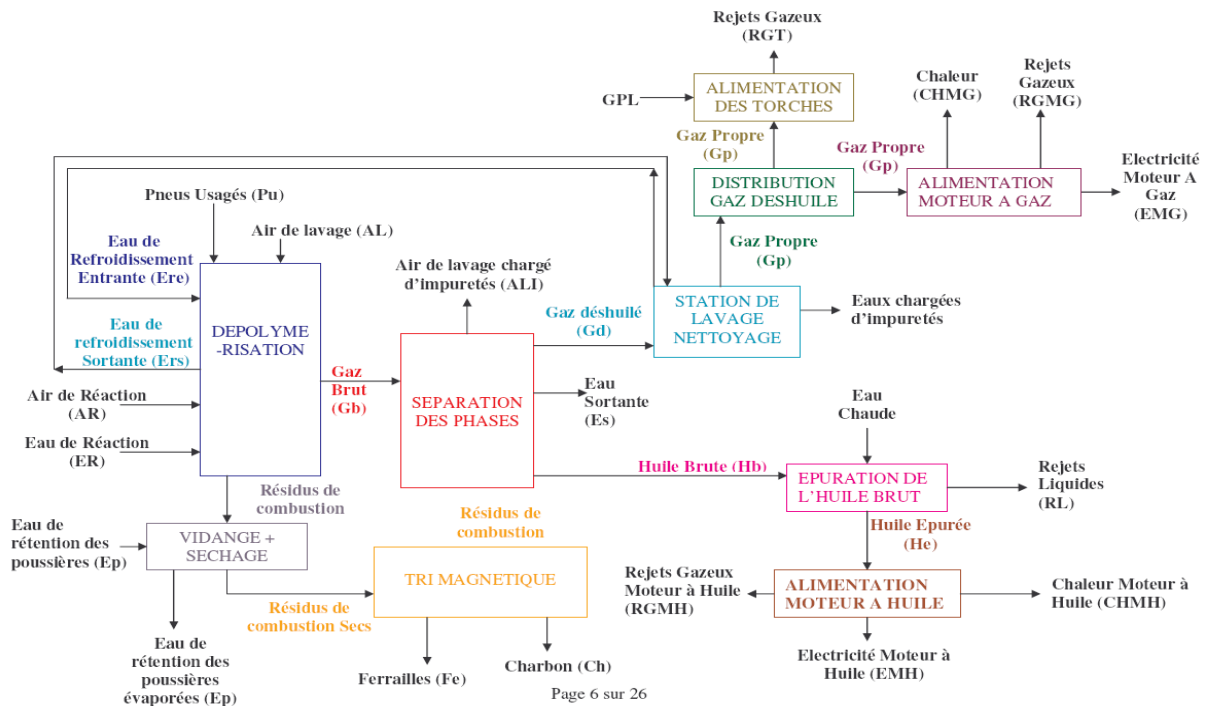


Figure 32 : Schéma de l'installation Proget Energy de retraitement des pneumatiques usagés

Chaque réacteur de traitement thermo-chimique dispose, en partie basse d'un double fond, fonctionnant en boîte à vent, alimenté par deux entrées d'air latérales, à débit contrôlé par le biais d'une régulation sur la température interne médiane du réacteur. La boîte à vent est séparée en deux zones (demi-camembert), dans chacune desquelles débouche un injecteur d'air. Le double fond est constitué d'une « grille », laissant passer l'air dans la partie basse du réacteur, et supportant la charge.

L'ensemble des réacteurs de pyrolyse est installé à l'intérieur d'un bâtiment (Cf. figure ci-dessous)



Figure 33 : Bâtiment et zone de chargement

Chacun des réacteurs est chargé en pneus usagés entiers par un engin élévateur, par le haut, le couvercle étanche étant en position ouverte.

Chacun de ces réacteurs peut traiter, par batch, de l'ordre de 3 tonnes de pneus usagés, en discontinu.



Figure 34 : Réacteur batch PE de dépolymérisation des pneus

L'assemblage de six réacteurs, fonctionnant en parallèle, permet de lisser la production de gaz.



Figure 35 : Ensemble de réacteurs PE et goulottes de chargement

Deux brûleurs à gaz (GPL), disposés latéralement, débouchant dans le réacteur, sont disposés en partie basse, au-dessus de la grille interne



Figure 36 : Brûleur GPL disposé en partie basse du réacteur

L'apport calorifique nécessaire à la réaction de décomposition est alors fourni par la combustion partielle d'une partie de la charge entrante, la réaction étant initiée par les brûleurs GPL, à haute température de flamme (> 600°C).

Une quantité d'huile lourde, provenant du décantât des huiles produites par le procédé, est également introduite, à partir d'un réservoir de stockage, dans la charge, en partie haute du réacteur, afin de faciliter la réaction.

La température de régime de la partie basse du lit est comprise entre 300 et 400°C.

La réaction est conduite, en transitoire dans chaque réacteur, pendant une durée variant de 8 à 13 h, à basse température avec extraction en continu des gaz produits. Au cours de ce processus, la zone réactionnelle (300-400°C) reste localisée en partie basse, grâce à la régulation du débit d'entrée de l'air, sur la température médiane du réacteur. Cette zone réactionnelle est réfractorisée.

La charge, progressivement pyrolysée à partir du bas du réacteur, subit alors un mouvement vertical descendant continu, la zone réactionnelle restant fixe. Les gaz et vapeurs produits refluent alors vers le haut, en participant au réchauffement progressif de la charge descendante.

La température en partie haute du réacteur est de l'ordre de 180°C. Si celle-ci devient supérieure à cette consigne, le débit d'air injecté en partie basse est réduit.

Quand la température de sortie du lit se met à croître au-delà de 200°C, signifiant que toute la charge a été consommée, on peut considérer que la phase de pyrolyse est terminée. En effet, les gaz de pyrolyse produits en partie basse, atteignent alors directement la partie haute du réacteur, en provoquant une élévation de la température haute. Le cycle de pyrolyse est alors interrompu par arrêt de l'injection d'air et par injection d'eau de refroidissement, à un débit de 40 l/mn.

Le cycle de pyrolyse dure de l'ordre de 10 heures.

Au total, ce sont 500 l d'eau qui sont injectés dans le réacteur, pour son refroidissement en fin de processus. L'excès d'eau de refroidissement est récupéré en partie basse, stocké, en vue d'une réutilisation dans une séquence de refroidissement d'autres réacteurs. Cette phase de refroidissement dure de 6 à 8h.

On peut considérer qu'un cycle complet de chargement – pyrolyse – refroidissement – décharge, est réalisé en 24 h.

La capacité de traitement de l'installation, comportant six réacteurs de pyrolyse, en parallèle, est de 24 t/jour.

Les gaz chargés produits sont extraits en continu par un ventilateur disposé en aval. Pour une tonne de pneus traitée, le débit sortant du réacteur (gaz et huile), est de 400 Nm³/h.

Le bilan matière de la réaction de dépolymérisation des pneus, est, pour une tonne de pneus traitée :

- ✓ Entrant :
- 1000 kg de pneus
- 500 kg d'air
- ✓ Sortant :
- 800 kg de gaz
- 370 kg d'huile
- 160 kg de semi-coke
- 170 kg de métaux

Le bilan énergie de la réaction de dépolymérisation, est, pour une tonne de pneus traitée :

- ✓ Entrant :
- Pneus : 8,9 MWh
- GPL : 0,4 MWh

✓ Sortant :

- Gaz : 1,56 MWh
- Huile : 4,17 MWh
- Semi-coke : 1,06 MWh
- Pertes : 2,5 MWh

Le rendement énergétique de conversion des pneus est de 76,3%, avec des pertes thermiques du procédé, représentant, de l'ordre de 27% de l'énergie entrante.

En sortie du réacteur, les gaz et vapeurs produits passent dans un séparateur/décanteur, fournissant une fraction d'huile brute de pyrolyse, de l'eau et des gaz incondensables combustibles.

L'huile de pyrolyse, produite à raison de 0,33-0,38 kg/ kg entrante, a un PCI de 9700 kcal/kg. Elle est fortement chargée en particules de noir de carbone et en soufre. Elle est décantée et stockée en réservoir.

L'huile préalablement décantée est pompée, à partir du réservoir de stockage, pour être ensuite épurée, sur site, par centrifugation, et stockée. Elle est enfin utilisée en alimentation de moteur thermique à huile, couplé à un alternateur.

L'huile épurée contient, à l'alimentation du moteur, une charge massique en carbone fixe résiduel sédimentable de 0,77% et, une teneur en soufre de 1,1 à 1,45%.

On représente, ci-dessous le moteur de type marin, utilisé sur le site.

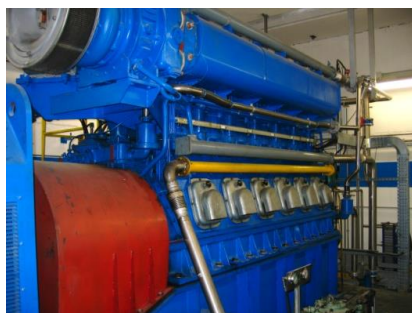


Figure 37 : Ensemble moteur alimenté en huile

Les gaz combustibles sont produits par l'unité de pyrolyse, à raison de 1,067 Nm³/kg entrant. Ils sont ensuite lavés.

Le gaz incondensable déshuilé et lavé a une composition moyenne : (CO = 27% ; CO₂ = 11% ; CH₄ = 10%, N₂ = 49%), pour un PCI = 2100 kcal/Nm³.

Le gaz produit est un gaz pauvre, contenant une importante teneur en azote, entraînant la formation de NO_x en combustion dans des moteurs thermiques à gaz.

Lorsque l'installation fonctionnait, ce gaz était valorisé par combustion, dans des moteurs thermiques (Caterpillar), eux-mêmes couplés à un alternateur, pour une production d'électricité.

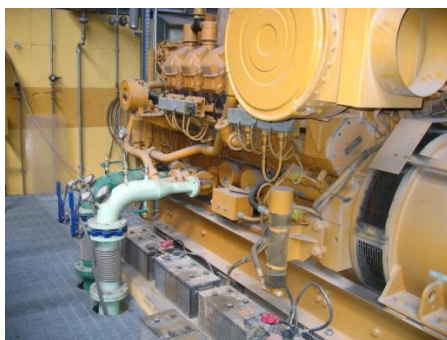


Figure 38 : Unité de moteur à gaz

Les gaz en excès, ou produits dans les régimes transitoires sont lavés et brûlés en torchère. L'air de combustion est introduit en partie basse de la torchère, à l'aide d'un distributeur équipé de volets de réglage. Les fumées, en sortie de torchère, sont rejetées à l'atmosphère à une température comprise entre 600 et 870°C, suivant la teneur en hydrogène des gaz brûlés.

En fin de réaction, de l'eau est ajoutée au réacteur, pour en refroidir la charge, constituée d'un mixte de semi-coke et des fibres métalliques du pneu. L'eau en excès, contenue dans le réacteur, est vidangée par ouverture d'une vanne de fond, puis la cuve est ouverte et basculée pour en récupérer la charge solide.

Cette phase de vidange, par basculement du réacteur, est réalisée sous brouillard d'eau.

La charge solide (métaux/semi-coke) est ensuite séchée à l'air libre.

Cette charge séchée est séparée par trommel rotatif, permettant d'en extraire, par tri magnétique, la charge métallique, pour fournir un coke sec, potentiellement valorisable. Les ferrailles peuvent être revendues en l'état



Figure 39 : Mélange semi-coke-métaux

b. Historique du développement

Un brevet, posant les bases du procédé PE, a été déposé à l'international en 2005 (PCT/IT2005/000309, Installation et procédé pour la production de substances combustibles par dépolymérisation de produits en gomme).

Une installation industrielle, basée sur ce procédé, a été implantée à Arma di Taggia (Italie du Nord), en 2007. Le directeur de la société Proget Energy était Mr Massimo Ghilardi. Cette unité a été arrêtée et démantelée en 2011.

c. Les raisons de l'échec du procédé

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec, ont été :

- Nombreux problèmes d'émissions de poussières et de vapeurs, lors de l'ouverture des réacteurs et de leur basculement, malgré la pulvérisation d'un brouillard d'eau,
- Difficultés de séchage de la charge solide en mélange (métaux/semi-coke). En effet, il faut remarquer que le coke produit a une capacité de rétention d'eau élevée (4 fois), celle-ci étant utilisée pour asperger la charge en fin de conversion. Le séchage de la charge à l'air libre, nécessite des temps longs et des surfaces importantes, indépendamment des problèmes d'envol ou de départ de feu,
- L'huile de pyrolyse produite contient une forte teneur en « *carbon-black* », très fins. Elle doit donc être épurée par centrifugation, pour pouvoir être utilisée en moteur thermique à huile. La charge massique en carbone fixe résiduel non-sédimentable est de 0,77%. De plus, la teneur en soufre des huiles produites, est de 0,69%, soit 4 fois la teneur acceptée pour le FOD,
- Le coke produit est un combustible solide très cendreuse qui contient encore de nombreux métaux, le rendant impropre à la commercialisation (en chaudière, par exemple),
- Le gaz de synthèse produit est pauvre car contenant de grandes quantités d'azote. Ces teneurs élevées en azote entraînent la formation de NOx en combustion du gaz en moteur thermique (NOx ~ 2500 mg/Nm³),
- La mauvaise qualité de l'huile et du coke produits, qui n'a pas permis de les commercialiser, rendant l'installation non rentable,
- L'installation nécessitait de nombreux travaux de mise aux normes (émissions, rejets aqueux, etc.). Les sommes correspondantes n'ont pu être dégagées,
- Les tentatives de cession du procédé n'ont pas abouti.

L'ensemble de ces raisons a conduit à la fermeture de l'unité.

5.1.9 Procédé Oxy-Reducer de Citron (Suisse)

a. Description du procédé

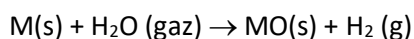
La charge entrante, consistant en déchets métalliques devant être recyclés, auxquels sont ajoutés des déchets organiques et des eaux souillées. Cette charge est introduite et déposée en couche d'épaisseur ajustable, sur la sole réfractaire tournante, d'un four circulaire horizontal. Cette charge subit une pyrogazéification progressive, sous l'effet du rayonnement de la voûte, dont le taux peut être ajusté par la vitesse de rotation imposée à la sole.

La structure du four à sole tournante utilisé par la société, permet de fonctionner en mode régénératif, permet l'utilisation de l'énergie calorifique récupérée en aval, pour la réintroduire en entrée du procédé. Ceci permet la minimisation du recours à des énergies d'appoint, en général fossiles importées (gaz naturel, charbon, fuel).



Figure 40 : Le four à sole rotative Oxyreducer

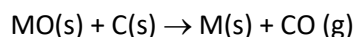
La fraction métallique, composée de métaux et oxydes de métaux, est d'abord complètement oxydée. Cette opération est réalisée par injection d'eau à haute température. Dans la pratique, on utilise des eaux usées, leur contenu en métaux lourds étant également accessoirement oxydé. Dans des conditions de température suffisante pour que l'eau soit sous forme de vapeur, on a :



L'hydrogène formé est lui-même oxydé en eau, dans l'atmosphère de traitement du four.

Une fois ces oxydes métalliques formés dans la charge il est nécessaire de les réduire pour abaisser leur point de vaporisation, de façon qu'ils puissent être séparés de la charge solide en phase gaz. En effet, les oxydes de métaux ont des températures d'ébullition généralement très élevées (> 1200°C) Cette opération est réalisée grâce à l'introduction simultanée de déchets solides organiques, qui subissent, en atmosphère réductrice une décomposition pyrolytique les transformant en carbone fixe et en matières volatiles, qui s'échappent de la charge pour être finalement brûlées en phase gaz, par introduction d'air dans la dernière zone du réacteur.

Le carbone fixe formé, au sein de la charge, contenant les oxydes formés précédemment, permet la réduction des oxydes en métal élémentaire, à bas point de fusion, et donc leur séparation par vaporisation en phase gaz :



Par exemple, le zinc métal, formé par réduction des oxydes de zinc, se vaporise à partir de 920°C, et se sépare ainsi de la charge, pour passer en phase gaz, sous forme de vapeurs métalliques. Celles-ci sont récupérées en aval, par condensation, permettant le recyclage du zinc, initialement contenu dans les déchets sous forme oxyde.

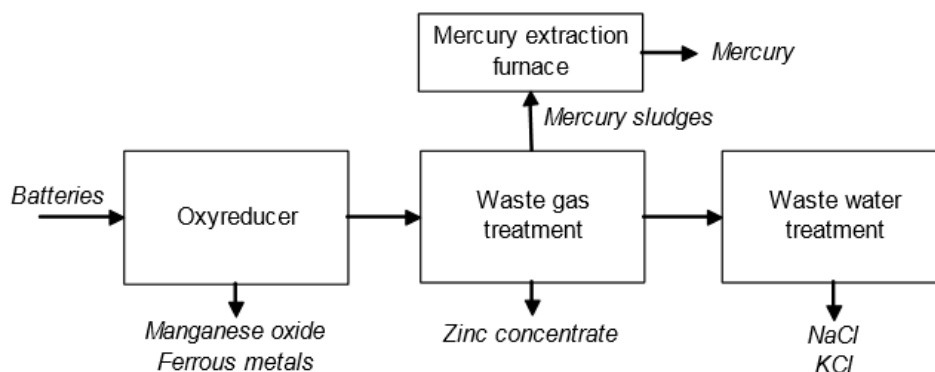


Figure 41 : Schéma de fonctionnement de l'installation Citron

b. Historique du développement

Le procédé Oxy-Reducer a été développé par Citron Holding AG (Suisse). Une unité industrielle, d'une capacité de 130 000 t/an, a été installée à Rogerville, près du Havre, en France, en 1998.



Figure 42 : Installation Citron, au Havre

L'installation récupérait des métaux à partir de piles usagées, d'accumulateurs, de résidus de broyage automobile, de catalyseurs usagés, de boues d'hydroxydes. En 2003, par exemple, l'installation a reçu 71 000 t de déchets.

Citron a obtenu en 2007, l'« Innovation Award », du gouvernement suisse, pour son brevet d'« Oxyreducer ».

L'unité du Havre a dû être arrêtée en 2011. La faillite de la société Citron AG, a été déclarée en 2011.

c. Les raisons de l'échec du procédé

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec ont été :

- Problèmes de préparation de la charge entrante,
- Le transfert thermique apparaît comme le facteur potentiellement limitant à la productivité du four, toute augmentation de l'épaisseur de la charge, et/ou de sa vitesse d'avancement dans le four, affectant les temps caractéristiques de pénétration de la chaleur, et donc ralentissant les cinétique de dévolatilisation de la fraction organique ainsi que la conversion des oxydes par le carbone fixe généré dans la charge par pyrolyse. En particulier, la charge étant traitée en couche statique essentiellement par transfert radiatif de la voute, elle voit sa couche supérieure devenir rapidement isolante, gênant ainsi la pénétration de la chaleur dans les couches inférieures, au fur et à mesure de son avancement dans le four.
- Problèmes récurrents de bâtissage (enrochage) de l'intérieur du four et des équipements en aval. La formation de couches épaisses de dépôts sur les parois, entraîne l'arrêt de l'installation, son refroidissement afin de pouvoir extraire les concrétions du four,
- Problèmes de déformation de la sole tournante,
- Problèmes d'entrée d'air parasite, en particulier, au niveau du joint tournant du four,
- Problèmes concernant le respect des normes générales d'hygiène et de sécurité.
- La société Citron a dû se soumettre à la TGAP ; l'administration assimilant l'activité de la société à de l'incinération et non à du recyclage matière, comme demandé par celle-ci.

- Un incendie s'est déclaré dans l'installation, en octobre 2010, causant des pertes matérielles importantes et une baisse brutale du chiffre d'affaires,
- La société n'est pas parvenue à satisfaire ses obligations vis-à-vis de ses actionnaires, ce qui a conduit à une cessation de paiement.

5.2 Exemples de succès en traitement par pyrolyse

5.2.1 Le procédé Nesa

a. Description du procédé

Le procédé de pyrolyse lente Nesa est basé sur un réacteur de pyrolyse à étages multiples. (P.D. Oudenne, *The CMI NESA pyrolysis process*, Sohn Int. Symp. Ad. Processing of Metals and Materials, 5, p. 419, 2006).

Dans le réacteur, les produits à traiter circulent d'étage en étage, de haut en bas, tandis que les gaz circulent généralement à contre-courant. Sur les étages supérieurs, la matière est séchée par l'action des gaz provenant des zones inférieures. Dans cette zone, la température des gaz diminue par transfert de leur chaleur sensible aux produits à traiter. Après avoir été séchés, les produits sont ensuite chauffés sous atmosphère pauvre en oxygène. Dans ces conditions, les matières organiques sont volatilisées pour produire un gaz combustible. La chaleur nécessaire au procédé est produite par la combustion de tout ou d'une partie des matières volatilisées et éventuellement d'un combustible d'appoint. Après l'étape de pyrolyse, les produits ne contiennent plus que des matières minérales et du carbone fixe.

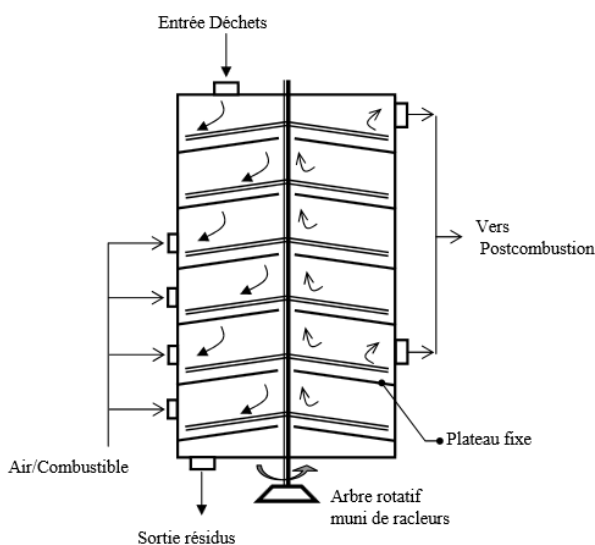


Figure 43 : Schéma de principe du réacteur de pyrolyse Nesa

La combustion du carbone fixe est réalisée dans les étages inférieurs du réacteur et requiert un excès d'air. Une partie des gaz provenant de la combustion du carbone fixe remonte vers les zones supérieures, alors que l'autre partie est soutirée et renvoyée directement à la chambre de postcombustion avec les gaz aspirés du sommet du pyrolyseur.

Le procédé de pyrolyse, suivie de la combustion du carbone fixe résiduel permet la séparation des solides et des gaz. Les gaz sont intimement mélangés à l'air par leur admission tangentielle dans la chambre de postcombustion conçue pour assurer l'oxydation complète des matières volatiles à une température supérieure à 850°C et répondre aux exigences règlementaires.



Figure 44 : Four de pyrolyse Nesa

Ce procédé est bien adapté au traitement de déchets industriels solides, de boues de station d'épuration

b. Historique de développement

Deux unités de traitement de boues de papeterie ont été installées à la Papeterie Zanders à Berglich Gladbach (Allemagne).

La première unité a été construite en 1980, traitant 4 000 kg/h de boues à 34% de matières sèches, des solvants résiduels et des déchets de papier et de bois.

La deuxième unité a été construite fin 1990, pour le traitement de 5 500 kg/h de boues industrielles et de 360 kg/h d'eau contenant des solvants. Cette dernière unité de pyrolyse est constituée d'un four de pyrolyse à étages de 5,7 m de diamètre extérieur, d'une chambre de postcombustion séparée opérant à 900°C, d'un échangeur de chaleur air/fumées (pour préchauffer de l'air à 500°C), d'une chaudière à tubes d'eau permettant une production de 5 tonnes de vapeur à 16 bars, d'un saturateur suivi d'une tour de neutralisation, d'un ventilateur de tirage et d'une cheminée.

Une installation de traitement de boues de STEP, a été installée dans une usine de Ciba-Geigy, à Monthey (Suisse). Cette unité est constituée d'un four de 3,9 m de diamètre extérieur à sept étages, d'une chambre de postcombustion opérant à 900°C, d'un échangeur air-fumées et d'une chaudière de production d'eau chaude alimentant un sécheur.

L'installation permet deux modes d'alimentation soit :

- directe depuis la presse centrifuge de déshydratation mécanique des boues,
- depuis le sécheur à boues.

La SIAAP a équipé, en 2006, son usine de traitement d'eaux, par une unité de pyrolyse Nesa pour la valorisation énergétique de ses boues.

La société CMI met à disposition des industriels une plateforme d'essais à Seraing (Belgique), disposant d'une unité de pyrolyse Nesa.



Figure 45 : Plateforme d'essais CMI

5.2.2 Le procédé BioGreen d'ETIA (France)

a. Description du procédé

Le procédé BioGreen (ex Spira-Joule) est un procédé de pyrolyse lente, en continu, utilisant un réacteur à vis tournante, chauffée électriquement par passage de courant (350-750°C) et disposée dans une auge réfractaire.



Figure 46 : Le réacteur Spira-Joule

La température de traitement est parfaitement régulée par un actionneur électronique gérant la puissance électrique injectée dans la vis.

Des organes de brassage sont fixés sur la spire assurant un traitement parfaitement homogène. Des moyens d'extraction des résidus solides et de la fraction gazeuse sont disposés pour permettre une séparation optimale des flux matière.

Le temps de séjour est contrôlé par la vitesse de rotation de la vis et est compris entre 5 et 30 mn.



Figure 47 : Réacteur de pyrolyse BioGreen

L'extraction des résidus solides de pyrolyse est réalisée en continu après leur refroidissement dans un échangeur à vis à double enveloppe à circulation de fluide frigoporteur en boucle fermée.

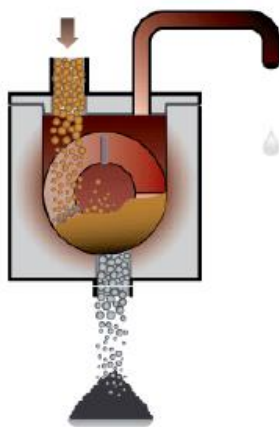


Figure 48 : Flux d'entrée/sortie du réacteur BioGreen

Les vapeurs organiques sont extraites en partie supérieure de la phase gazeuse puis :

- Soit sont refroidies dans un condenseur pour récupérer les matières organiques condensables et l'eau ; les gaz non condensables étant renvoyés au brûleur d'une chambre de combustion ou un filtre à charbon actif via un scrubber,
- Soit sont évacuées sans refroidissement préalable vers une chambre de postcombustion pour combustion oxydante et production de fumées chaudes pouvant être valorisées thermiquement.

Les principales caractéristiques de ce réacteur continu de dépolymérisation, sont :

- Temps de séjour : 15 - 40 mn,
- Température : 300 – 750°C,
- Débit : < 2 t/h.

b. Historique du développement

La société ETIA a été créée en 1989, hébergée à sa création dans le Centre de Transfert de l'UTC, puis transférée dans la zone industrielle de Compiègne. Son activité était alors la mise au point de procédés de dé-bactérisation des solides divisés alimentaires, en vrac, par chauffage direct (Procédé SafeSteril), utilisant le principe du réacteur Spira-Joule.

Cette activité a ensuite été diversifiée par le traitement pyrolytique de biomasses et déchets, conduisant au procédé BioGreen.

Depuis 2003, une vingtaine d'installations sont en fonctionnement ou en cours de fabrication, d'une capacité allant jusqu'à 2 tonnes/heure.

Ces installations sont réparties géographiquement : en France, en Indonésie, aux USA, en Israël, en Pologne, ...

6 TRAITEMENT DES DECHETS PAR DEPOLYMERISATION

6.1 Exemples d'échecs en dépolymérisation

6.1.1 Procédé CDP de l'IFP (France)

a. Description du procédé

Ce type de procédé a été développé par l'IFP, pour la production d'un combustible de pneus (CDP), utilisables en chaudières industrielles, conçues pour consommer du fuel lourd n°2 et n°6. Dans ce cas, le CDP peut substituer de l'ordre de 30% du fuel conventionnel, en mélange, sans détarage de la chaudière.

La décomposition/dé vulcanisation de pneus usagés est obtenue par immersion dans un solvant organique chaud (250-300°C), sous atmosphère inerte.

Ce solvant assure le rôle de caloporteur, permettant par son chauffage externe, d'assurer la décomposition thermique en l'absence d'air de la matrice caoutchoutique.

Les produits de décomposition restent dans le solvant : on parle alors de solvolysé.

Les produits gazeux sont récupérés dans le ciel du réacteur, puis brûlés dans une chambre de combustion secondaire, l'énergie calorifique fournie étant utilisée pour couvrir l'ensemble de la demande en énergie de la solvolysé

Les inertes et surtout le noir de carbone (~25% du pneu) se retrouvent en phase dispersée dans l'huile.

Le noir de carbone peut être récupéré par filtration à chaud, et recyclé.

Les fractions métalliques (carcasse du pneu) sont aisément séparées par décantation en fond de réacteur, et recyclées.

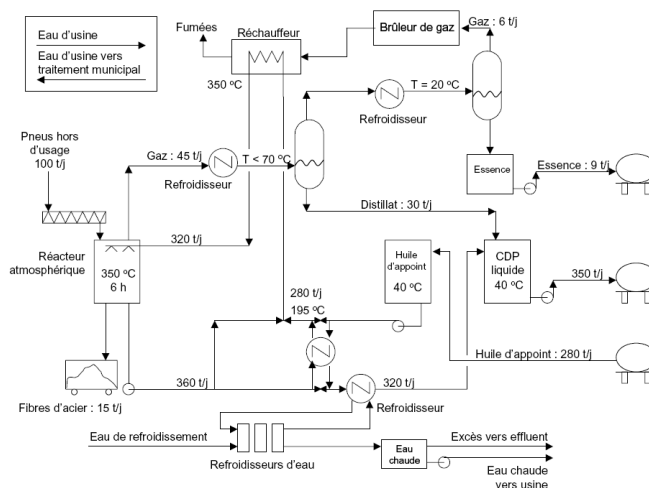


Figure 49 : Schéma d'une installation IFP de solvolysé de pneus usagés.

Les gommés et caoutchouc vulcanisés sont solvolysés dans les huiles aromatiques, à des températures de l'ordre de 250-270°C, sous atmosphère inerte. Des huiles-moteur usagées peuvent être utilisées.

Le temps de séjour moyen de la charge dans le réacteur atmosphérique est voisin de 6 heures.

L'ensemble de la matrice élastomérique se retrouve en solution dans l'huile, augmentant son pouvoir calorifique. Le solvolysat peut être utilisé en tant que combustible secondaire liquide, sous réserve de disposer, sur l'installation, d'un traitement de désulfuration.

La solvolysé intervient comme une opération de décomposition du déchet, sans tri préalable des inertes (charges, métaux..), utile pour l'élimination de déchets mixtes ou composites par exemple, les pneus.

Une usine traitant 100t/j de pneumatiques usagés était en projet mais n'a pas vu le jour. Celle-ci, en utilisant 280 t/j d'huiles usagées, devait produire 350 t/j de combustible liquide (CDP), 9 t/j d'essence légère, 15 t/j de fibres d'acier et 6 t/j de gaz combustibles incondensables, ceux-ci étant brûlés sur site pour couvrir les besoins de chauffage de l'installation. Le CDP produit pouvait permettre de substituer 30% des fuels conventionnels.

b. Historique du développement

Une unité à échelle pilote a été mise en place à l'IFP, en 1990. Cette unité a rapidement été arrêtée et le projet abandonné.

c. Les raisons de l'échec du procédé

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec ont été :

- Difficultés de préparation de la charge (broyage des pneus, avec carcasse métallique),
- Peu de qualité du solvolysat obtenu
- Fractions solides (carbon-black et charges) très difficilement séparables du solvolysat,
- Pas de débouché pour le noir de carbone récupéré celui-ci ne pouvant pas être recyclé dans la fabrication de pneumatiques neufs, du fait de sa granulométrie et des impuretés contenues,
- Peu de débouchés pour le CDP, celui-ci étant trop chargé en solides fins et fortement soufré,
- Coûts de production élevés, non compensés par la revente des métaux.

6.1.2 Procédé Agilyx – 1^{ère} génération (USA)

Le procédé Agilyx est un procédé de dépolymérisation de déchets plastiques en batch, fonctionnant en discontinu répétitif, pour la production de fuels, à partir de mélanges de PSW (*Plastic Solid Waste*).

Le procédé est tolérant vis-à-vis de l'introduction de charges inertes (verre, papier, métaux, ...).

La durée de traitement complet, pour un batch, est de 4 à 6 h. Les inertes et le char produit sont récupérés en mélange en fond de chacun des réacteurs, et ce, après refroidissement.

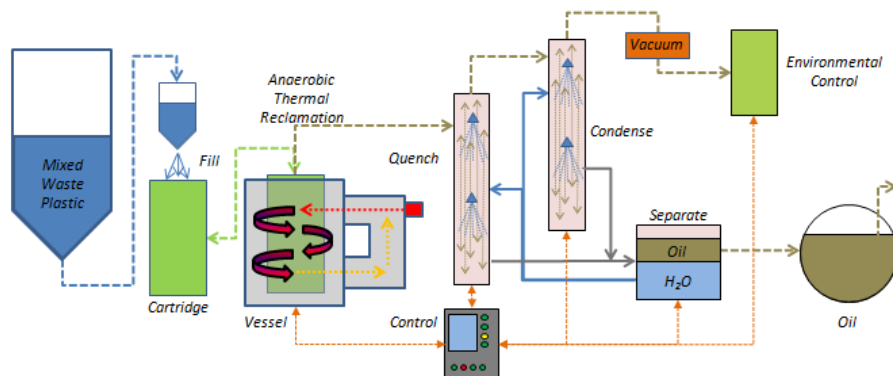


Figure 50 : Schéma de principe du procédé de dépolymérisation Agilyx

Une unité Agilyx, pour pouvoir travailler en continu, nécessite la mise en place d'un ensemble comprenant 8 réacteurs en série, pour une capacité de traitement annuelle de 20 t/jour de PSW permettant la production de 19 000 L/jour de fuel (6,36 ML/an).

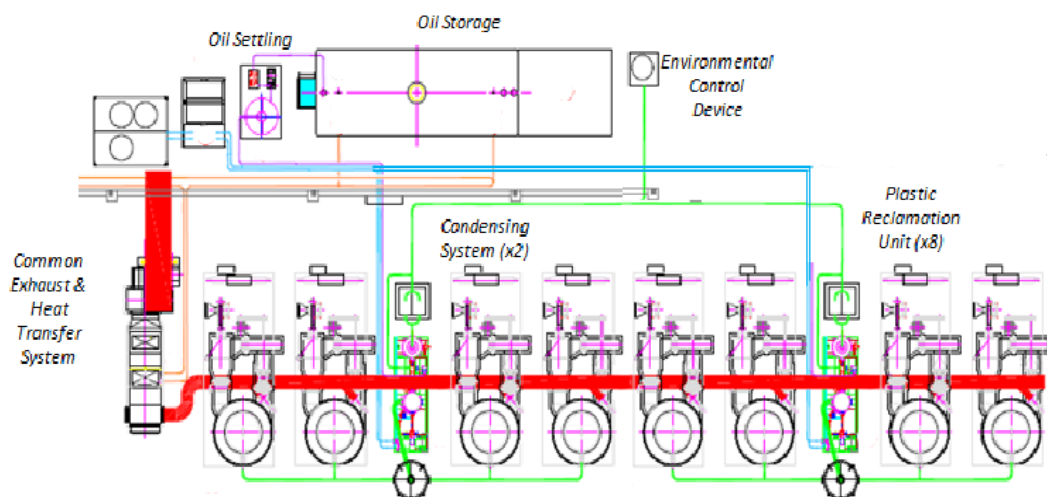


Figure 51 : Couplage des réacteurs Agilyx

Le rendement massique de transformation est de 80% en huiles, 8% en résidus carbonés, 10% en gaz incondensables, et le reste sous forme de vapeur d'eau. Ce rendement s'entend hors inertes.



Figure 52 : Installation Agilyx de dépolymérisation de PSW

a. Historique du développement

Le procédé a été développé par la société Agilyx (Portland, OR, USA) en 2006. La société Total a participé, dès 2011, au développement du procédé. Le procédé, peu performant, a été récemment profondément modifié, par utilisation d'un réacteur à vis, avec abandon de la technologie initiale.

b. Les raisons de l'échec du procédé 1^{ère} génération

Les principales raisons techniques de cet échec, ont été :

- Procédé discontinu-répétitif, nécessitant l'association de réacteurs en série, chacun étant géré séparément,
- Mauvais coefficient de transfert thermique interne réacteur batch, chauffage externe en double enveloppe, etc. entraînant la production de fortes quantités de coke, en s'éloignant des conditions de pyrolyse rapide, et ce, au détriment de la production d'huile,
- Pas d'évacuation mécanisée des inerts en fond de chacun des réacteurs, celle-ci étant réalisée manuellement par les opérateurs,

6.1.3 Procédé KDV AlphaKat (Allemagne)

a. Description du procédé

Le Procédé KDV AlphaKat est un procédé de traitement couplé de dépolymérisation thermique catalytique de plastiques & biomasses, à l'aide d'une turbine de cisaillement, en présence d'un média de solvolyse, permettant la dissolution des plastiques, tout en formant un fluide caloporteur (*Feasibility study and quality assurance of the end-product of Alphakat KDV technology, R. Fakhrai, KTH School of Industrial Engineering and Management, SE-100 44 Stockholm, 2015*)

Le processus peut être divisé en plusieurs phases principales :

- Le matériau plastique est broyé à une granulométrie < 3 mm, est chargé dans un réservoir de prétraitement, mélangé avec un catalyseur et des hydrocarbures. Il est également nécessaire d'ajouter de la chaux (la réaction ne peut avoir lieu que dans des conditions alcalines, à des valeurs de pH supérieures à 8,5)

- Le mélange est chauffé à 200°C, et se transforme en boue libérant son eau, et un dispositif de filtrage en extrait le gravier, les éclats de verre, les morceaux de métal et autres particules solides non désirées.
- La boue filtrée entre dans **une turbine à friction**, tournant à grande vitesse, où la friction induite crée une élévation de la température à 280°C, avec un temps de séjour de 3 minutes,

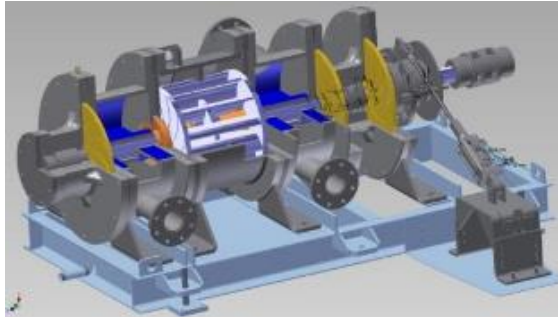


Figure 53 : Turbine à friction AlphaKat

- La dépolymérisation, obtenue à 280°C, conduit à la formation d'un mélange de vapeur huile-eau. Le mélange gazeux huile-vapeur est distillé et l'eau séparée, pour obtenir un **combustible diesel de synthèse**
- Extraction des résidus inertes, le catalyseur étant récupéré, nettoyé et réintroduit dans le circuit.

b. Historique du développement

La société AlphaKat GmbH a été fondée par le Dr. Kock, sur la base d'un brevet de liquéfaction catalytique de matières organiques « *Friktionsturbinen-Verölungstech* ».

Une unité pilote a été installée à Eppendorf (Allemagne), d'une capacité de production de 150 l/h.



Figure 54 : Unité de démonstration AlphaKat, à Eppendorf (Allemagne)

La société AlphaKat a proposé commercialement son procédé dans des unités permettant la production de 150 l/h (KDV 150) à 2000 l/h (KDV 2000) de gas-oil.

Une unité KDV a été installée en Espagne, chez SANEA, devant traiter des CSR d'OMr pour produire 550 l de fuel/t CSR. Cette unité a été arrêtée du fait de son mauvais fonctionnement en continu et de désaccords concernant les brevets.

Une installation a été montée en Pologne (KDV 1000), ainsi qu'en Croatie. Aucune information n'a été fournie par AlphaKat concernant le fonctionnement effectif de ces unités.

Un rapport d'étude de 2015, élaboré par KTH School of Industrial Engineering (Stockholm, Suède), a conclu à l'absence de performance réelle du procédé.

c. Les raisons de l'échec du procédé

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec ont été :

- Le principe d'une co-dépolymérisation de plastiques en présence de composés lignocellulosiques, bien que permettant une hydrogénation partielle des produits formés (*M. Brebu et al. / Fuel 89 (2010)*), n'a aucune réalité dans le procédé AlphaKat, qui suppose une rupture mécanique de l'eau par une turbine de cisaillement, pour libérer l'hydrogène nécessaire.
- Problèmes d'usure rapide de la turbine à friction
- Absence d'efficacité réelle du procédé
- Aucune unité en fonctionnement.

7 TRAITEMENTS THERMOCHIMIQUES DES DECHETS PAR GAZEIFICATION

7.1 Exemples d'échecs en gazéification

7.1.1 Procédé ThermoSelect (Suisse)

a. Description du procédé

Le procédé comporte trois étages de traitement des déchets entrants (*The ThermoSelect facility, W.F.M. Hesseling, TNO Report 126, décembre 2002*) :

- Un étage de compression des déchets entrants, préalablement broyés, par presse hydraulique, permettant la réduction du contenu en air des déchets et leur déshydratation mécanique
- Un étage de dégazage et de pyrolyse du déchet compacté, en réacteur horizontal, avec une légère conicité, chauffé en double-enveloppe, à une température de paroi de 600°C, par passage de fumées de combustion du syngaz formé en aval. Le temps de séjour du solide dans cette zone est voisin de deux heures,
- Un étage de gazéification du coke de pyrolyse formé, débouchant directement dans le réacteur HT, avec injection massive d'oxygène (~ 450 kg/t) et de gaz naturel, permettant d'y atteindre de très hautes températures (1500°C). Le coke alimentant directement le réacteur de gazéification, la compaction préalable du solide, prévient, par effet de presse-étoupe, l'étage amont de pyrolyse de tout retour de syngaz. Le syngaz est récupéré à 1200°C en partie haute de cette chambre, tandis que les inertes sont fondus à 2000°C et sont récupérés en partie basse, puis

vitrifiés par trempe à l'eau, avec séparation des métaux. Les granulés inertes formés peuvent être valorisés en technique routière.

Le syngaz produit, après avoir été refroidi (*quench*) et lavé, peut être revendu en tant que gaz combustible de synthèse, pour des applications matière (chimie) ou énergie (cogénération).

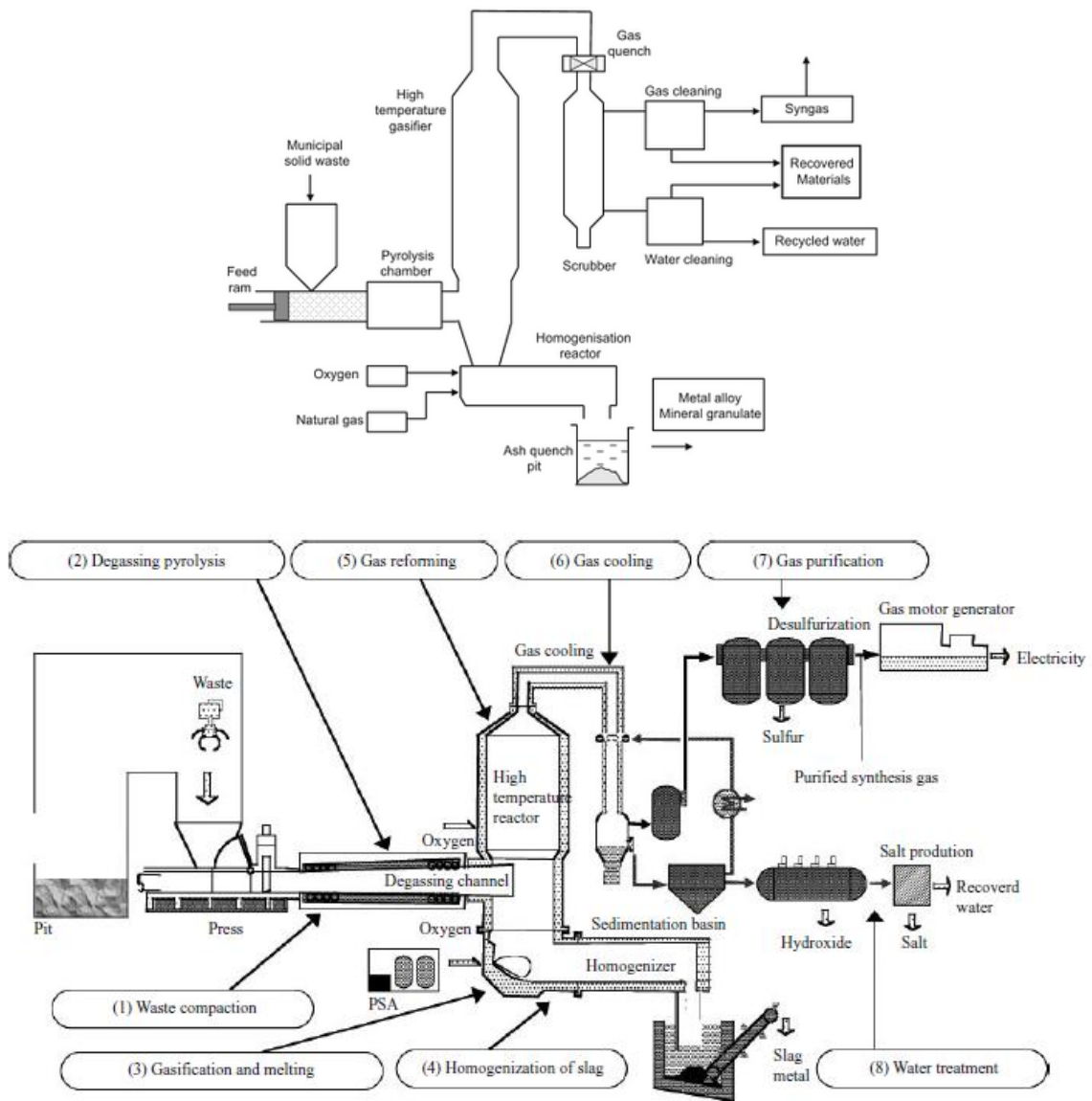


Figure 55 : Schéma du procédé Thermosteel

Les principales caractéristiques du gaz de synthèse fourni, sont reportées dans le tableau ci-dessous :

Component		Concentration
H ₂	(%)	32.4
CO	(%)	43.1
CO ₂	(%)	18.8
LHV	(MJ/Nm ³)	8.9

Tableau 9 : Composition et PCI du syngaz produit

Le bilan matière du procédé Thermoselect, est reporté dans la figure ci-dessous :

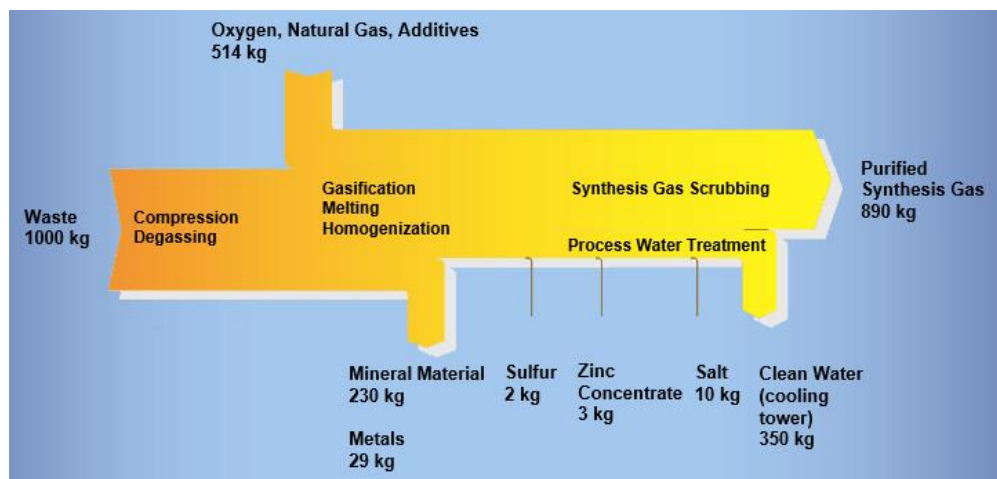


Figure 56 : Bilan matière du procédé Thermoselect pour des OM

b. Historique du développement

Détenue majoritairement par son inventeur suisse, M. Kiss, la société a construit, en 1992, une usine d'une capacité de 4,2 t/h (soit 30 000 tonnes annuelles) à Fondotoce, dans le Nord de l'Italie. Cette unité de traitement a été arrêtée en 1998.

Une unité Thermoselect a été mise en place en 2002, à Karlsruhe (Allemagne), permettant le traitement de 225 000 t/an de déchets.

Cette installation comportait trois unités de pyrogazéification, couplées à deux chaudières (64 bars, 485°C), alimentant un GTA, pour la production d'électricité (12 MWe), et le réseau de chauffage de la ville (50 MWth). L'unité consommait 82 t/an d'oxygène et 7,2 t/an de gaz naturel.

Cette unité n'a fonctionné commercialement que 6 mois, et ce, à capacité réduite (70%), puis a été arrêtée en 2004 pour cause de risques encourus trop élevés.



Figure 57 : L'installation Thermoselect, à Karlsruhe (Allemagne)

Un contrat de licence a été conclu avec Kawasaki Steel, du groupe JFE, et Thermoselect S.A. Deux unités de ce type ont été installées au Japon. En particulier, l'usine de Chiba installée en 1998 près de Tokyo au Japon, traite selon le procédé Thermoselect 300 t/jour, essentiellement de déchets industriels.



Figure 58 : Installation Thermoselect de Chiba (Japon)

c. Les raisons de l'échec du procédé

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec ont été :

- Problèmes de fuites au niveau de la liaison canal de pyrolyse/ réacteur de gazéification,
- Problèmes d'écoulement du *slag* fondu. Bouchages du canal d'évacuation,
- Consommation élevée de gaz naturel,
- Consommation élevée d'oxygène. La consommation en oxygène d'une unité est en effet, voisine de 500 kg/tonne de déchet entrant, induisant des coûts d'exploitation très élevés,
- Nécessité d'arrêter le chauffage externe du réacteur de pyrolyse (unité de Karlsruhe), entraînant une consommation plus élevée d'oxygène et de gaz naturel,
- Les autorités allemandes ont été très exigeantes quant aux valeurs limites d'émissions, en particulier en situation d'urgence. D'importants moyens de combustion et d'épuration des fumées ont dû être mis en place pour ces situations d'urgence, pour pallier aux éventuels dysfonctionnements des équipements normalement en service. Ceci a entraîné un important surinvestissement.

7.1.2 Procédé PGI d'Ancor (France)

a. Description du procédé

Le procédé PGI (Pyrolyse-Gazéification-Inertage) est un procédé de destruction-valorisation de déchets par gazéification. Il se compose de trois modules de base :

- Un réacteur équipé d'une lance à air ou à air enrichi, débouchant dans un bain de minéraux fondus et d'un dispositif d'alimentation de déchets, en partie haute, avec soutirage d'un « slag » fondu en partie basse, celui-ci étant refroidi en sortie pour former un vitrifiat,
- D'un ensemble, de type chaudière, permettant la récupération d'énergie calorifique et/ou, le refroidissement des gaz en sortie du réacteur,
- Un ensemble de traitement des fumées, avant rejet à l'atmosphère, par aspersion d'eau additivée, en boucle fermée.

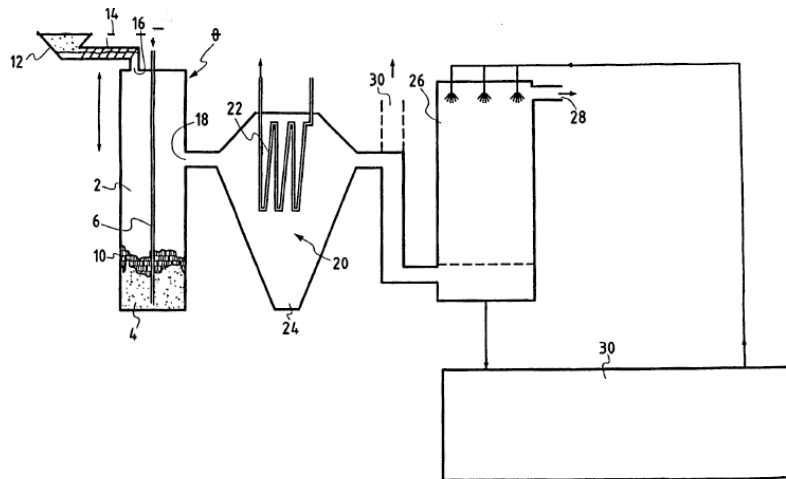


Figure 59 : Schéma de principe du procédé PGI

Le comburant (air ou air enrichi en O₂) est introduit au sein du bain de cendres fondues, ce qui permet son brassage et la répartition de l'agent oxydant entre le bain et le ciel surmontant le bain.

Le solide, introduit dans le réacteur, est pyrolysé par immersion, puis gazéifié en régime autothermique par oxydation partielle du carbone fixe formé, la chaleur libérée maintenant le bain à l'état fondu. Le gaz de synthèse produit bulle au travers du bain fondu et est oxydé en partie haute du réacteur : c'est donc un procédé de gazéification intégré.

Le PCI du syngaz produit est d'autant plus grand que le comburant injecté par la lance, au sein du réacteur, est riche en oxygène. La température interne du réacteur croît donc directement avec la teneur en O₂ de l'air enrichi injecté, cette teneur étant réglable et donc, pouvant servir à ajuster la température de traitement aux déchets traités, ceux-ci contenant des fractions minérales à points de fusion variés.

Une opération de démonstration du procédé, à échelle pilote, d'une capacité de 300 kg/h a été réalisée à Linxe (France).

Ce procédé était destiné aux composés à la fois pollués et présentant de fortes teneurs en composés minéraux, ceux-ci devant être directement incorporés dans un vitrifiat.

Les fortes températures de traitement en bain fondu (1 100 à 1 500°C) permettent également la destruction thermique de composés toxiques présents dans charge polluante des déchets traités, ainsi que leur blocage dans une matrice vitrifiée, non-lixiviable.

Le domaine d'application du procédé, concerne donc :

- Les résidus de la carbochimie,
- Les résidus de la pétrochimie,
- Les bois traités et/ou adjuvantés (bois B & C) et, en particulier les bois traités CCA.

Ses avantages potentiels auraient été :

- Technologie dérivée de celle des fours à lance, utilisés dans la métallurgie des non-ferreux et ayant fait l'objet d'extrapolation à des échelles industrielles (~ 100 t/h). Les promoteurs du procédé semblaient pouvoir s'appuyer sur le constructeur de ce type de four (groupe international XSTRATA), qui a déjà fourni l'unité pilote réalisée sur Linxe.

- Faible rétention de la charge au sein du réacteur, conduisant à la mise en place d'un procédé, a priori, fiable, dans lequel un simple arrêt de l'alimentation, conduit à l'arrêt rapide de la production de gaz combustibles,
- Coefficients de transfert thermique internes élevés, au sein du bain fondu, entre la charge et le bain caloporteur,
- Traitement des déchets à haute température, la température étant ajustable entre 1100 et 1700°C par utilisation d'un comburant plus ou moins riche en oxygène (air enrichi), avec destruction thermique des polluants toxiques contenus dans la charge entrante,
- Minimisation des envols particulaires, ceux-ci étant incorporés dans le bain fondu,
- Craquage thermique des goudrons, au sein du bain fondu,
- Génération d'un syngaz propre, épuré des polluants particulaires et des goudrons, valorisé par postcombustion en partie haute du réacteur (gazéification intégrée),
- Inertage des polluants métalliques et des fractions minérales des déchets dans une coulée vitrifiée, conduisant à des résidus solides vitrifiés, à matrice non-lixiviable,
- Incorporation des alcalins, présents dans la charge à traiter, dans le bain fondu, limitant les problèmes de dépôts en aval. Possibilité d'ajuster la viscosité et la composition du bain fondu et donc, de faciliter la coulée, par ajout d'agents fondants, par exemple, du calcin,
- Valorisation énergétique du contenu thermo-chimique des déchets par postcombustion des syngaz générés (gazéification intégrée),
- Epuration des effluents gazeux issus du procédé, par des procédés d'abattage conventionnels (voie humide ou voie sèche).

b. Historique du développement

Le brevet de base du procédé PGI est un brevet français, déposé le 3 décembre 1999 (numéro d'enregistrement : 99 15246) ; les inventeurs étant Mrs J. Proot et A. Garnier. En lien, il existe également un brevet européen (EP 1 235 889), auquel a été adjoint un certain nombre de validations par pays (France, Italie, Allemagne, UK, Canada, USA, etc.).

La société Ancor a été créée en 2004 pour développer ce procédé. Elle a depuis déposé le bilan. En 2013, la société Pyro Green a racheté les brevets détenus par la société Ancor.

c. Les raisons de l'échec du procédé

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec, ont été :

- Absence de réalité technique du procédé mis en place, malgré le montage d'une unité pilote à Linxe,
- Surcoûts liés à la consommation d'oxygène,
- Problèmes de corrosion des lances à oxygène,
- Problèmes de bouchage et d'absence de coulée continue du slag.

Malgré les difficultés financières rencontrées, des aides financières multiples ont permis de maintenir cette structure plusieurs années en activité.

7.1.3 Procédé OrgaWatt de Litélis (France)

a. Description du procédé OrgaWatt

Il s'agit d'une technologie de gazéification atmosphérique à lit fixe horizontal et courants croisés, pouvant traiter du bois sain et des déchets de bois (bois B).

Dans le procédé Orgawatt® de gazéification, le combustible solide est introduit dans le réacteur par un système d'alimentation automatique, puis l'avancée le long de la grille de la charge entrante est réalisée, sous forme d'un lit fixe à surface inclinée, avec des vitesses variables, par un piston.

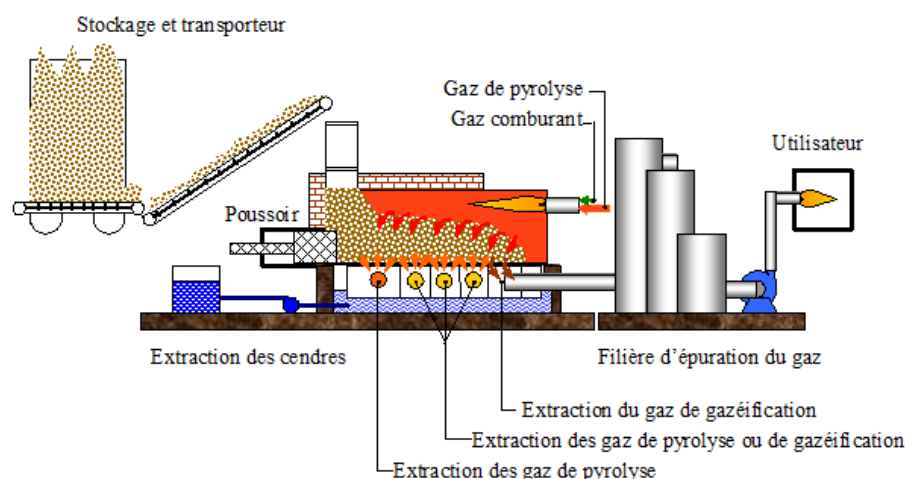


Figure 60 : Schéma de principe du procédé Orgawatt

Sous l'effet de la chaleur, le combustible contenant du carbone subit une réaction de séchage/pyrolyse (dans la première partie du lit), et est transformé en coke.

Le gaz de pyrolyse qui en résulte, est tiré à travers la grille par un ventilateur « chaud », disposé en aval. Ce gaz de pyrolyse contenant du CO, CO₂, CH₄, H₂, H₂O, des goudrons et des polluants inorganiques, est réintroduit dans le réacteur et brûlé dans le ciel en présence du comburant (air ou oxygène).

L'oxydation du gaz de pyrolyse fournit l'énergie nécessaire à la conversion thermochimique complète du combustible et à la destruction des polluants indésirables.

Après cette étape d'oxydation, le gaz oxydé débarrassé des goudrons et des autres molécules, repasse à travers le lit de charbon, lequel forme la dernière partie du lit horizontal. Une réaction de réduction a alors lieu.

En final, le gaz qui sort du gazéifieur est composé de CO, H₂, CH₄, et autres gaz inertes en quantité plus ou moins importante selon que le comburant introduit est de l'air ou de l'oxygène

Le résidu solide, après gazéification du carbone fixe, est extrait par gravité du gazéifieur. La gazéification du carbone fixe n'étant pas forcément complète, le résidu solide peut contenir une fraction variable de carbone.

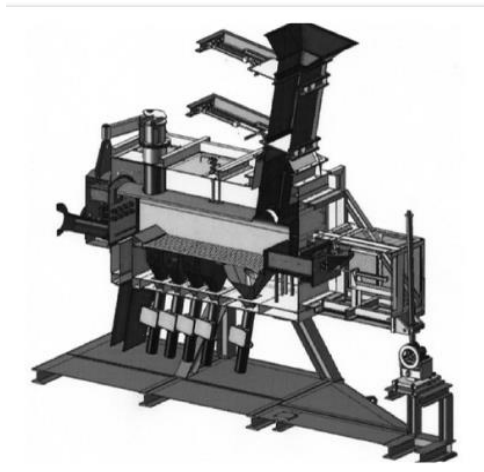


Figure 61 : le four de gazéification Orgawatt

b. Historique du développement

A l'origine, l'innovation technologique de la gazéification, décrite ci-avant, s'appuie sur des travaux de Recherche réalisés par l'IRSTEA (ex- CEMAGREF, ex-CNEEMA). Ces travaux visaient à améliorer le fonctionnement du gazéifieur De LaCotte, utilisant un réacteur vertical à lit tombant, avec cracking des gaz de pyrolyse et recyclage.

Les gaz de pyrolyse, prélevés au haut du réacteur vertical, étaient craqués à 1100°C, dans une enceinte externe, par injection d'une faible quantité d'air, les gaz craqués étant réintroduits au centre du réacteur vertical (1/4 des gaz montent, pour le maintien de la pyrolyse, 3/4 des gaz descendent et gazéifiaient la charge descendante (réaction avec C). Le syngaz était récupéré en bas du réacteur.

Cette disposition constructive a permis de faire passer la teneur en goudrons du syngaz de 1400 ppm à 48 ppm.

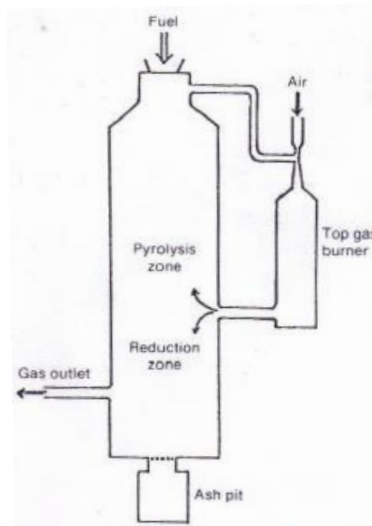


Figure 62 : Schéma de principe du gazéifieur De LaCotte

Dans le but d'améliorer les performances du gazéifieur De LaCotte, le CNEEMA a mis en place un réacteur horizontal, traitant 1 t/h (1x 4 m), alimentant un moteur. Les premiers essais datent de 1978-1980.

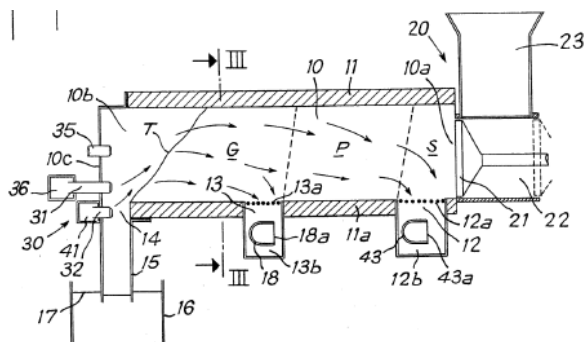


Figure 63 : Schéma de principe du gazéifieur CNEEMA

- La charge à gazéifier est introduite à travers (23) et se déplace horizontalement, grâce au piston à mouvement alternatif (22).
- Le gaz de pyrolyse produit dans la première section du réacteur (section P) est extrait à travers l'ouverture (43) par un extracteur,
- Il est craqué à travers le brûleur (36) avec une faible quantité d'air,
- Le gaz de pyrolyse craqué + la vapeur d'eau générée par l'humidité de la biomasse, réagit avec le carbone actif, formée dans la phase pyrolytique, pour former du syngaz,
- Le syngaz est alors extrait à travers l'ouverture (18) par un second extracteur.

Le brevet CNEEMA insistait sur la nécessité de placer le brûleur au pied du talus pour que le gaz circule dans la charge. Le gaz circulait, en fait, dans la zone à faible perte de charge (ciel du réacteur) et ne pénétrait dans la charge qu'à l'aplomb des deux ouvertures.

Pour tenir compte de la réduction de hauteur du lit dans le réacteur, un nouveau prototype a été construit dans lequel la charge circulait horizontalement mais le réacteur a été découpé en secteurs à hauteur de biomasse homogène comportant un extracteur par secteur et autant de ciels séparés. Ce prototype a été un échec car il s'est avéré très difficile d'ajuster le cracking du gaz pyrolytique dans des ciels séparés.

Ensuite, le coût des énergies fossiles n'étant pas assez dissuasif, notamment lors des contre-chocs pétroliers de cette époque, le Cemagref a abandonné ces investigations dans ce domaine, après avoir déposé deux brevets.

Un contrat de partenariat entre la société Litélis et la cellule de valorisation du Cemagref, donnera à Litélis l'exclusivité des plans réalisés à l'époque. Litélis a alors proposé des améliorations structurelles du gazéifieur Cemagref/CNEEMA, ce qui lui a permis de déposer un brevet en mars 2007, intitulé «Procédé et installation pour la gazéification à puissance variable de matières combustibles», portant sur le gazéifieur et l'unité de traitement des gaz et mettant en exergue la possibilité de varier de puissance du gazéifieur sans modification des dimensions du réacteur. Litélis a ensuite monté un pilote, sur un site de l'Inéris (Creil), en 2010.

L'ensemble des résultats obtenu, malgré de nombreuses difficultés opératoires, a cependant permis de valider le principe général de fonctionnement du procédé de gazéification Orgawatt®, et de montrer certains avantages de ce système très compact intégrant dans le même four les différentes étapes de transformation de la biomasse, séchage, pyrolyse et gazéification. Cependant de nombreuses difficultés de fonctionnement ont été observées, qui auraient nécessité des investissements supplémentaires, avant de passer à une installation de taille industrielle.

La société Litélis a été mise en liquidation en 2014.

c. Les raisons de l'échec du procédé Orgawatt

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec ont été :

- Problèmes de blocage du poussoir,
- Le réacteur horizontal s'avère très sensible à la granulométrie de la charge entrante, celle-ci influençant l'avancement de la charge et modifiant les paramètres de recirculation des gaz, par variation de la porosité du lit,
- Problèmes de contrôle de la répartition des zones de pyrolyse et zones de gazéification, par vannes papillons, se bloquant et/ou se bouchant par condensation de goudrons,
- Problèmes de pertes de charge décroissante à l'extraction des gaz de pyrolyse, liés à la variation longitudinale du lit,
- La géométrie complexe du lit horizontal, son ciel et des recirculations de gaz, provoquent des pertes thermiques importantes, ainsi que des problèmes de fuite (entrée d'air parasite), limitant le rendement de gazéification à des valeurs voisines de 70-76%,
- Capacité financière de la société Litélis insuffisantes pour poursuivre le développement,
- Echec des tentatives visant à faire entrer une société de « *capital risk* » dans le pool d'actionnaires.

7.1.4 Procédé Plasco Energy Group (Canada)

a. Description du procédé PEG

Le procédé PEG est un procédé de gazéification atmosphérique assisté par plasma (www.plascoenergygroup.com).

Le procédé PEG repose sur le couplage de trois modules de traitement des déchets entrants :

- Un gazéifieur horizontal à gradins, alimenté par vis en déchets, préparés en amont. Ce réacteur est étagé en trois zones : séchage, pyrolyse et gazéification, les températures internes étant étagées entre 300 et 800°C. Ce gazéifieur peut éventuellement être assisté par plasma, mais la majeure partie de l'énergie thermique nécessaire est fournie par l'oxydation partielle de la charge entrante, à l'air, celui-ci étant, de plus, préchauffée par récupération thermique en aval du procédé,

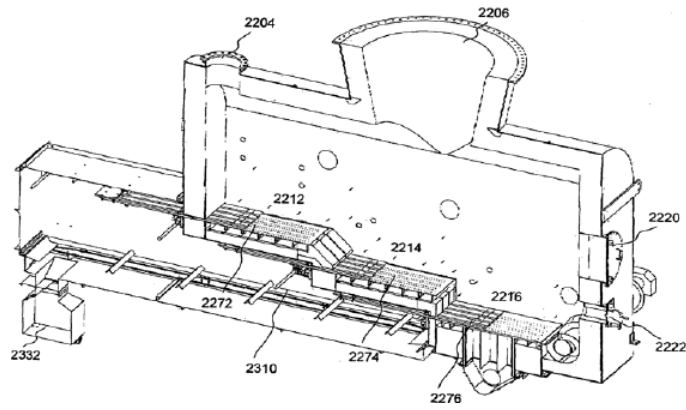


Figure 64 : le réacteur de gazéification Plasco

- Une chambre de gazéification du char avec renvoi du syngaz au gazéifieur, couplée à une de vitrification des résidus inertes formés (cendres), chauffée par torche à plasma,
- Une chambre de « raffinage », à haute température, chauffée par torche à plasma, permettant le craquage des goudrons formés, le syngaz étant ensuite refroidi dans un échangeur syngaz/air, permettant le préchauffage de l'air envoyé au gazéifieur, à 800°C.

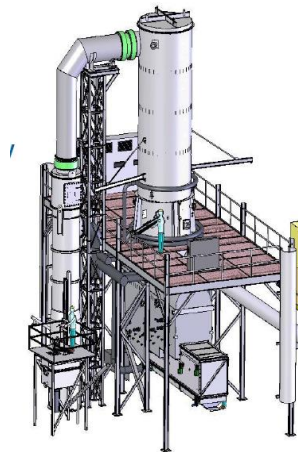


Figure 65 : Schéma du gazéifieur PEG à trois chambres

Le syngaz produit a la composition volumétrique centésimale suivante :

[CO] = 18%, [CO₂] = 7%, [H₂] = 21%, [N₂] = 48% and [H₂O] = 6%

C'est donc un gaz pauvre, du fait de sa forte teneur en diazote.

Le syngaz produit, débarrassé de ses goudrons, est enfin envoyé à des moteurs thermiques, après épuration, à des fins de production d'électricité.

L'organisation générale du procédé Plasco est reportée dans la figure suivante :

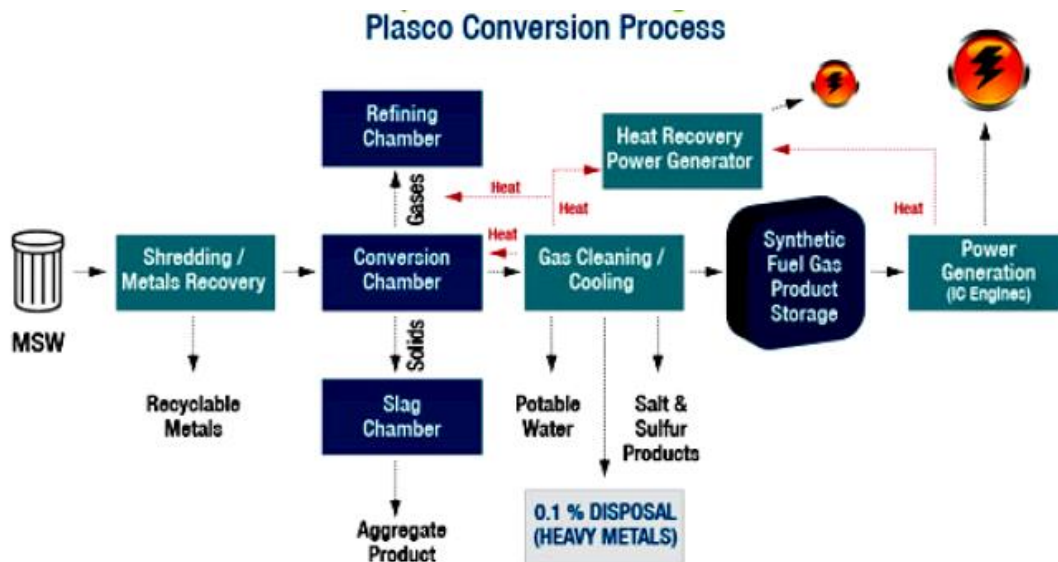


Figure 66 : Schéma d'organisation du procédé Plasco

b. Historique du développement

Plasco Energy Group est une entreprise privée, créée en avril 2005.

En avril 2006, la société Plasco a convenu d'un partenariat avec la Ville d'Ottawa pour la construction d'une usine de démonstration d'échelle commerciale (85 t/j d'OM) sur le site d'enfouissement municipal du chemin Trail Road. Cette unité devait être constituée de quatre modules identiques à celui d'une installation pilote, fonctionnant en parallèle. Cette commande était sous condition d'obtention des performances annoncées sur le pilote.

La construction a été terminée en 2007 et l'usine a commencé à traiter les déchets en janvier 2008. Ce procédé devait conduire notamment à la production d'électricité par des moteurs alimentés par le gaz de synthèse issu de la gazéification, et d'un résidu solide amorphe appelé « vitrifiat ».



Figure 67 : L'unité Plasco de Trail Road

De nombreuses difficultés d'exploitation du procédé ont fait que, 18 mois après le démarrage de l'installation, la capacité réelle de traitement obtenue, était très inférieure aux attentes.

La situation ne s'étant pas significativement améliorée ensuite, la Ville d'Ottawa a lancé un nouvel Appel d'Offres en 2014, pour trouver une solution alternative au procédé PEG.

c. Les raisons de l'échec du procédé PEG

L'unité PEG d'Ottawa a été arrêtée en 2014.

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec ont été :

- Faible disponibilité de l'installation, production en continu, non démontrée,
- Impossibilité de faire fonctionner le réacteur sous des conditions de température très différentes pour les différentes étapes (séchage, pyrolyse, gazéification) alors qu'elles devaient toutes être réalisées dans la même enceinte,
- Impossibilité d'atteindre les capacités de traitement annoncées,
- Rendement effectif de gazéification faible, voisin de 70%,
- Autoconsommation électrique des torches à plasma (torches + refroidissement + transformateur) très élevée (0,5 MWhe/t de déchets), conduisant à un rendement de production électrique de l'unité, inférieur à 20%,
- Modifications de conception. Initialement le gazéifieur était censé fonctionner sans assistance plasma, ce qui n'a pas été possible et a donc nécessité la mise en place d'une torche supplémentaire sur le gazéifieur,
- Problèmes de corrosion/encrassement au niveau de l'échangeur syngaz/air, le syngaz étant fortement chargé en envols particulaires (10 g/m³),
- Défauts de préparation de la charge entrante, problèmes mécaniques du poussoir du gazéifieur, défauts d'avancement de la charge dans le gazéifieur, fuites, rupture par surchauffe du filtre à manches, ...
- Le dispositif d'abattage du soufre (de type Thiopaq) produit en gazéification sous forme H₂S, avec récupération du soufre, n'a pas permis de revente de soufre, compte tenu de sa qualité,
- Perte de confiance des investisseurs, face aux retards accumulés dans la mise au point du procédé et à ses contre-performances.

7.1.5 Procédé Carbo V de Choren Industries GmbH (Allemagne)

a. Description du procédé Carbo V

Le procédé Carbo V met en œuvre un réacteur entraîné, à contact direct solide-gaz descendant, en présence d'air ou de vapeur d'eau à haute température (1200-1400°C) (*Carbo-V Process, T. Blades, M. Rudolff, O. Schulz, ISAF XV, San Diego, septembre 2005*)

Le procédé Carbo V est un procédé étagé :

- Un étage à basse température (450°C), le NTV, utilisé pour la pyrolyse lente du déchet entrant. Le NTV est un réacteur horizontal, équipé d'un système d'avancement et d'agitation interne de la charge, l'apport d'énergie calorifique étant fourni sous le lit agité, par introduction d'air au travers d'une sole poreuse, l'oxydation partielle de la charge libérant l'énergie nécessaire au processus de pyrolyse,
- Une étape de broyage du coke produit, jusqu'à une granulométrie millimétrique
- Un étage de gazéification, à haute température (HTV), comprise entre 1200 et 1400 °C, en lit entraîné, du coke broyé, introduit en partie haute d'une tuyère verticale, avec les gaz de pyrolyse, en provenance du NTV, ainsi qu'avec de l'air ou de l'oxygène.

Les hautes températures pratiquées dans la tuyère permettent la gazéification du coke, les goudrons produits étant dès lors, craqués thermiquement, ainsi que la vitrification des inerts, conduisant à la formation d'un slag annulaire descendant.

Ce slag est récupéré, en partie basse, en bain d'eau, permettant la vitrification des inerts, sous forme de granulés, de type basaltique.

Le HTV utilise une enceinte fortement réfractorisée, compatible avec sa température de fonctionnement.

Ce type de procédé nécessite une préparation poussée du déchet à traiter.

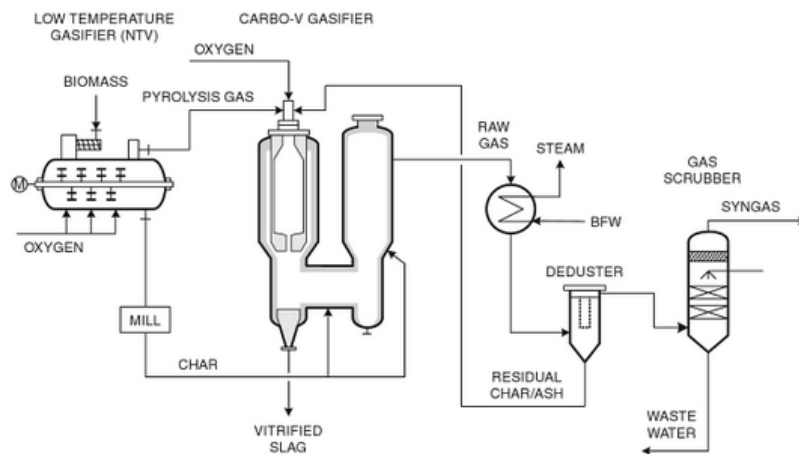


Figure 68 : Procédé de gazéification à lit entraîné (Carbo V)

Le syngaz produit est évacué en partie haute du HTV et, après refroidissement en chaudière de récupération et épuration par lavage, alimente un moteur thermique pour la production d'électricité (3 MWe).

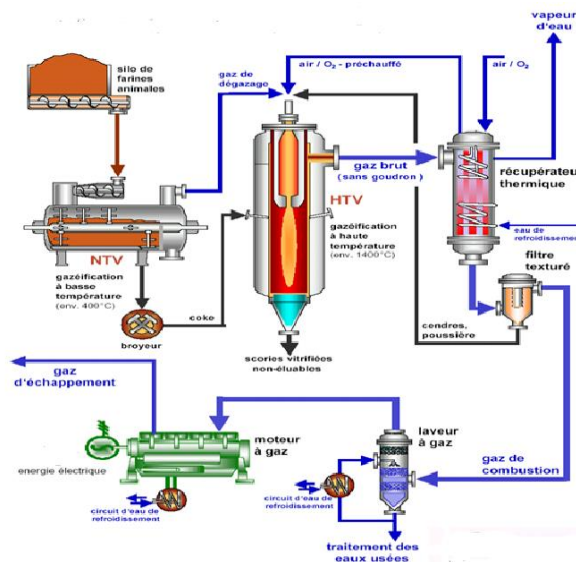


Figure 69 : Schéma général de la valorisation énergétique dans le procédé Carbo V

Le syngaz produit peut également être converti en essence synthétique (procédé Fisher-Tropsh), par couplage au procédé MDS, de la société Shell, par exemple.

b. Historique du développement

Une installation pilote de 1 MW (Alpha Plant) a été mise en place à Freiberg, en Allemagne, en 2003, et exploitée par la société CHOREN, jusqu'en 2004.

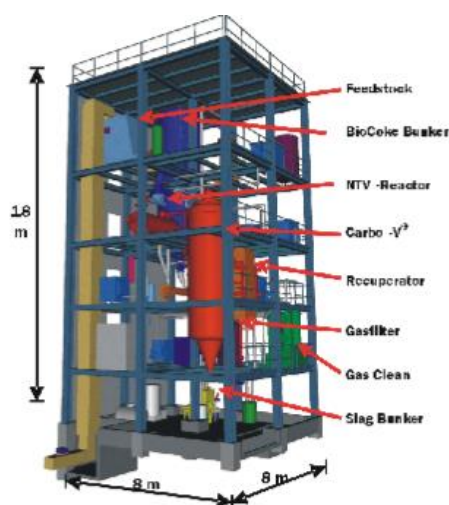


Figure 70 : Le pilote Alpha Plant, de Choren

Cette installation a été couplée, en 2004, à une unité de conversion Fisher-Tropsch.

Une autre unité de 45 MW (Beta Plant) a été démarrée en 2009, avant d'être arrêtée, pour des problèmes de mise au point.

Une licence de ce procédé Carbo V a également été prise par le CEA, en France, pour développer une unité de fabrication de biocarburants liquides, à partir d'une gazéification de biomasse propre, suivie d'une synthèse catalytique (projet Syndiese de Bure). Cette voie a finalement été abandonnée par le CEA.

La technique s'est finalement révélée complexe à mettre en place, tout en requérant de très lourds investissements. En dépit des performances du procédé et d'un potentiel jamais remis en cause, la société Choren a déposé le bilan en juillet 2011.

Cependant, le Groupe Linde a finalement acquis la technologie en février 2012, avec tous les brevets associés.

Le groupe papetier UPM a également annoncé, en février 2012, la volonté de construire, sur la base du procédé Carbo V, une unité utilisant des résidus de pâte à papier, à Lappeenranta en Finlande. Cette unité devrait produire 100 000 tonnes de biodiesel avancé pour un investissement de 150 millions d'euros et sa construction devait démarrer dès l'été 2012. Ce projet n'a finalement pas abouti (information VTT, 2015).

c. Les raisons de l'échec du procédé Carbo V

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec ont été :

- Très grande complexité du procédé (procédé utilisant des transferts de charges du NTV au HTV, procédé haute température, ...),
- Problèmes de corrosion haute température, en atmosphère réductrice,

- Problèmes de maîtrise de coulée du slag le long des parois de tuyère, en fonction de la température et de la composition des cendres,
- Problèmes de broyage en sortie NTV. Le broyage millimétrique du coke, en sortie du NTV, était initialement réalisé à sec et chaud, induisant des problèmes de départ de feu. Ce broyage a dû ensuite être réalisé en humide, pour des raisons de sécurité, mais en refroidissant la charge (perte de chaleur sensible) et en conférant au coke un fort taux d'humidité, avant son introduction dans l'étage HTV.
- Développements très coûteux, associés à de lourds investissements et finalement non supportables par la société CHOREN.

7.1.6 Procédé Biogeva d'Eneria (France)

a. Description du procédé Eneria

Le procédé Biogeva utilise la technologie de gazéification à lit fixe, le syngaz produit venant alimenter, après épuration, des moteurs thermiques, pour la production d'électricité.

Le combustible ou le déchet, sont introduits en partie haute d'un réacteur vertical, formant un lit dense de faible épaisseur au sein du réacteur et se déplacent verticalement, vers le bas, par gravité.

De l'air est introduit en partie basse. Les produits de réaction remontent à contre-courant de la charge descendante et sortent par la partie supérieure du lit vertical (procédé up-draft).

Un ajustement granulométrique modéré de la charge entrante est nécessaire, de façon à minimiser les processus de renardage et d'écoulements préférentiels au sein du lit fixe. Les particules de combustibles doivent donc avoir une taille inférieure à environ 1 cm^3 .

Dans ces conditions, le lit est étagé par zones : une zone d'oxydation partielle, une zone de gazéification, une zone de pyrolyse et enfin, une zone de séchage de la charge entrante.

Ce type de procédé accepte des humidités élevées et génèrent un syngaz chargé en goudrons, formés lors de la phase de pyrolyse. La formation des goudrons dépend beaucoup de l'épaisseur du lit et les gazogènes de PRME produisent peu de goudrons pour des gazogènes à contre-courant. La production de goudron est équivalente à celle d'un lit fluidisé circulant. (10 à 15 g/Nm^3 de syngaz)
Les constituants principaux des goudrons sont les Hydrocarbures Aromatiques Polycycliques (HAP), composés comprenant plusieurs cycles aromatiques, les Composés Organiques Volatils (COV) et les phénols.

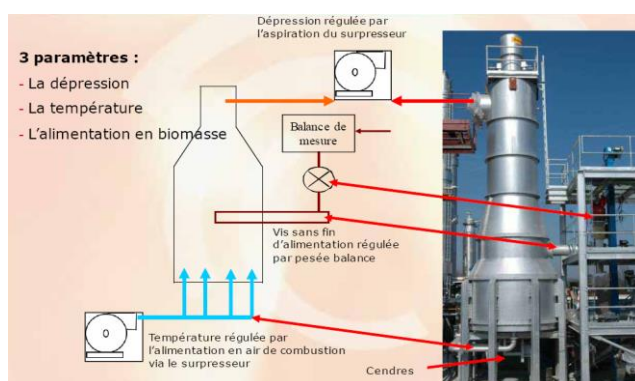


Figure 71 : Le procédé PRME Bio-Vega (EBV-Eneria)

Ces goudrons se condensent facilement ce qui implique des difficultés pour la bonne marche du procédé de gazéification et également pour les équipements en aval. Par exemple, les goudrons se condensent sur les points froids de l'installation et induisent des problèmes d'usure et de corrosion des installations, ainsi qu'une moins bonne efficacité des échanges thermiques. De plus, les goudrons peuvent former du coke par cokage ou des suies par polymérisation. Tous ces dépôts sont à l'origine de colmatages des canalisations ou des installations.

Ces goudrons, hydrocarbures lourds, facilement condensables, doivent donc être éliminés du gaz de synthèse, par exemple, par des procédés de lavage à l'eau (abandonné car l'eau est difficile à épurer et demande trop d'énergie) ou aux hydrocarbures. En effet, le cahier des charges fourni par les motoristes, impose une teneur très faible en goudrons à l'admission dans le moteur (pas de goudrons condensables à plus de 10°C).

Eneria a fait le choix d'utiliser le procédé d'abattage sélectif des goudrons OLGA (*Oil based Gaz washer*), développé et breveté par ECN, en 2001, utilisant un hydrocarbure pour capturer les goudrons contenus dans le syngaz, avec régénération de l'huile et recyclage des goudrons dans le gazéifieur.

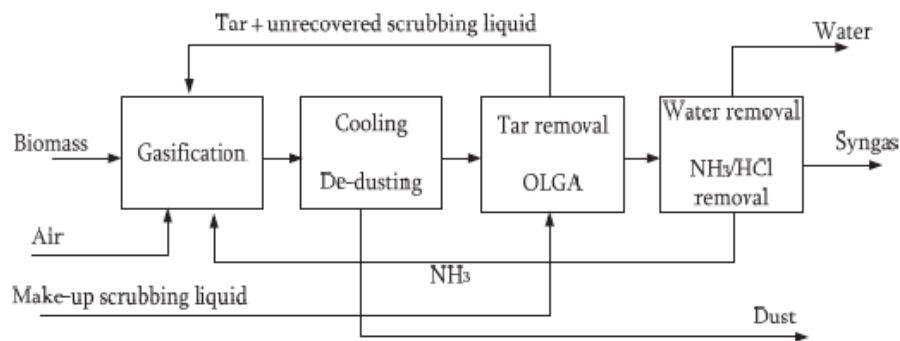


Figure 72 : Schéma-bloc de fonctionnement du procédé OLGA

Un strict étagement des températures, après refroidissement du syngaz, permet de condenser successivement les goudrons, puis l'eau, contenue dans le syngaz. Le fonctionnement du procédé dépend donc de la température de sortie du syngaz, du point de rosée des goudrons et de l'eau, paramètres souvent difficilement contrôlables (composition de la charge, composition des goudrons, ...).

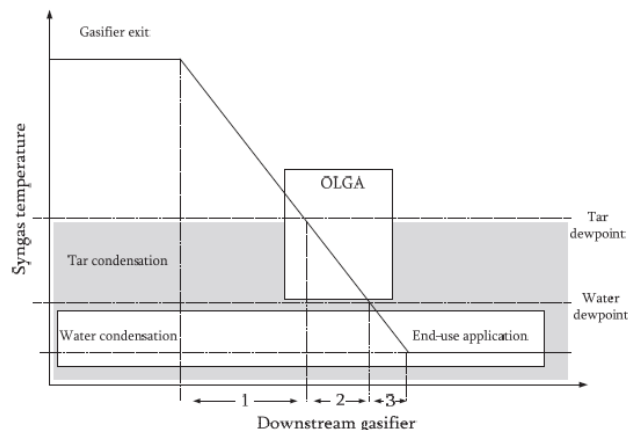


Figure 73 : Etagement des températures nécessaire au fonctionnement du procédé OLGA

Une fois épuré et refroidi (40°C), le syngaz produit est envoyé en moteur à combustion interne (Caterpillar), pour la production d'électricité, via un groupe alternateur monté sur le moteur.

b. Historique du développement

La société Eneria, concessionnaire de Caterpillar, ayant obtenu avec son partenaire EBV, six projets à l'appel d'offre CRE1 a décidé de valider les technologies utilisées sur un démonstrateur de 4 MW thermique. Elle a donc fait l'acquisition du gazéifieur américain PRME, celui-ci étant assez largement utilisé aux US.



Figure 74 : Unités PRME de Riviana Foods de 12 MWe (à gauche) et de Cargill de 6,5 MWe (à droite), aux US

Ces unités américaines sont des installations de gazéification intégrée, le syngaz produit par les PRME, étant directement brûlé en chaudière, elle-même équipée d'un groupe turbo-alternateur, pour la production d'électricité. Cependant, dans le cas d'une alimentation du syngaz produit en moteur, celui-ci devait être fortement épuré au préalable.

L'unité de démonstration, d'une puissance de 4 MWth, a été installée en 2006, à Moissanes (Haute-Vienne, France), par Eneria, comprenant un gazéifieur PRME, alimentant un ensemble moteur (1 MWe), le syngaz étant au préalable épuré de ses goudrons, par un module de lavage OLGA d'ECN.



Figure 75 : Unité EBV-Eneria à Moissanes

Le procédé OLGA d'ECN s'est avéré très difficile à mettre en œuvre sur site, car nécessitant un strict respect de l'étagement des températures pour le stripping des goudrons légers, la vapeur d'eau contenue dans le syngaz ne devant pas être condensée dans le solvant, mais rigoureusement en aval. Le procédé OLGA a fonctionné correctement malgré des difficultés de mise en œuvre. L'exploitant a dû supporter de nombreux problèmes de maintenance et de fiabilité.

Des modifications ont dû être apportées au système OLGA, conduisant à des résultats plus satisfaisants.



Figure 76 : Procédé de lavage des goudrons (Olga) disposé en sortie des installations de gazéification PRME (Eneria)

En 2008, Eneria a demandé à CAT de financer une unité de craquage thermique, en substitution au procédé OLGA.

Europlasma a installé une unité de craquage fonctionnant avec une torche à plasma. Eneria a fait fonctionner ce craqueur thermique avec introduction partielle d'air, puis avec d'air enrichi en oxygène afin de tester ses performances en élimination de goudrons (2009 /2010). Ce craquage par oxydation partielle du syngaz s'est avéré satisfaisant, mais ce, au prix d'une dégradation du rendement globale de l'unité, une fraction du syngaz produit étant oxydée. De plus, ce craquage thermique s'avère produire des suies, inacceptables pour les moteurs. Eneria a cependant pu montrer qu'il était possible d'éliminer ces suies par des filtres à manches.

Par ailleurs, le moteur CAT 3516 A+ fonctionne bien avec du syngaz convenablement épuré.

Enfin, le remplacement du gazéifieur PRME, par trop générateur de goudrons, a été envisagé, démarche qui s'est conclue par un accord de développement conjoint, avec la société Xylowatt (Belgique). Celle-ci dispose, en effet, d'une technologie de gazéifieur à lit fixe tombant, permettant, *a priori*, de limiter fortement les teneurs en goudrons dans le gaz de synthèse. Un accord de coopération a été signé entre les deux sociétés, en 2011. Mais Xylowatt a été dans l'incapacité d'atteindre 1 MW électrique par injection d'oxygène dans son gazogène *downdraft* limité à 750 kW.

Eneria a finalement décidé d'arrêter son développement en cours. L'installation de Moissanes a été arrêtée fin 2011 et démontée. Le groupe moteur CAT a été revendu en conteneur pour fonctionner sur du syngaz en Slovaquie.

Aucune vente du procédé n'est intervenue depuis.

c. Les raisons de l'échec

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec ont été :

- Mauvais choix initial d'utiliser la technique d'abattage sélectif des goudrons Olga d'ECN (*Energy Research Center of Netherlands*), cette technologie complexe, bien que performante au laboratoire, s'avérant problématique en extrapolation d'échelle, ne serait-ce qu'à échelle pilote de démonstration, entraînant de nombreux problèmes de maintenance et de performance du procédé,
- Le craquage thermique par torche à plasma, en remplacement du procédé OLGA, a été testé et semble plus simple que le procédé d'abattage OLGA, mais conduit à des rendements plus faibles, ainsi qu'à la génération intempestive de suies que l'on doit éliminer avec un filtre à manches supplémentaire,
- Impossibilité de revendre de l'énergie au réseau. Le groupe électrogène du site alimentait uniquement des bancs de charge,
- L'installation était conçue pour valider des technologies dans le but de réaliser les 6 centrales CRE1. Cependant, compte tenu des difficultés rencontrées sur site d'une part et, d'autre part, que les prix des matériaux aient fortement augmenté entre la remise des offres (2005) et 2008, au moment où les autorisations ICPE ont été acquises, ces centrales n'ont pas été construites.

7.1.7 Le procédé SPGV de Solena (USA)

a. Description du procédé SPGV

Le Groupe Solena Group Inc., a conçu, développé et breveté le procédé SPGV "*Solena Plasma Gasification Vitrification*", basé sur un réacteur allothermique, chauffé par torche à plasma représenté sur la figure ci-dessous pour permettant de convertir de la biomasse et/ou des déchets en un gaz de synthèse propre ou "*BioSynGaz* », (*Report Solena DGPS Description, PUB04DR01A. 100622, 2010*).

Un schéma de principe du réacteur SPGV est reporté dans la figure ci-dessous :

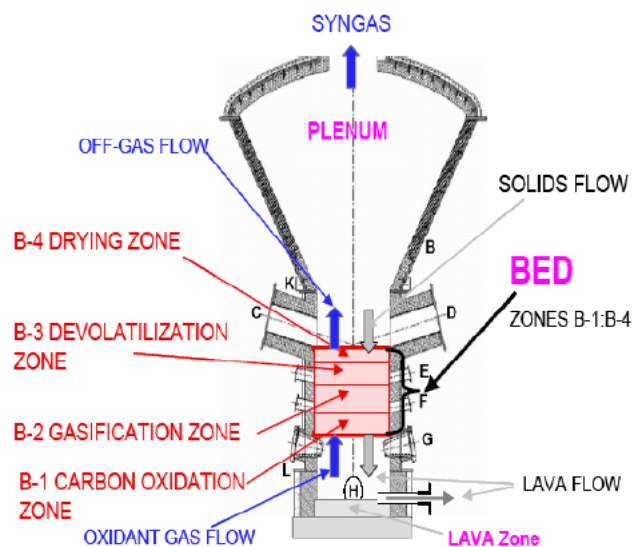


Figure 77 : Le réacteur SPGV

Des quantités prédéterminées de CSR (PCI ~ 20 MJ/kg), de coke de pétrole (5%) et de calcaire (2,5%) sont introduites en mélange dans le réacteur, via un système d'alimentation à vis, pour y former un lit fixe.

Quatre torches, alimentées électriquement, sont disposées, en partie basse, pour chauffer le lit.

Le type de torche à plasma utilisée est à arc naturel, de type non-transféré. Elle est composée de deux électrodes tubulaires en cuivre (amont et aval par rapport à la direction d'écoulement du plasma) reliées par une chambre d'injection « swirlée » de gaz vecteur, en général, de l'air. On a reporté, dans la figure suivante, un schéma en coupe de cette torche à plasma.

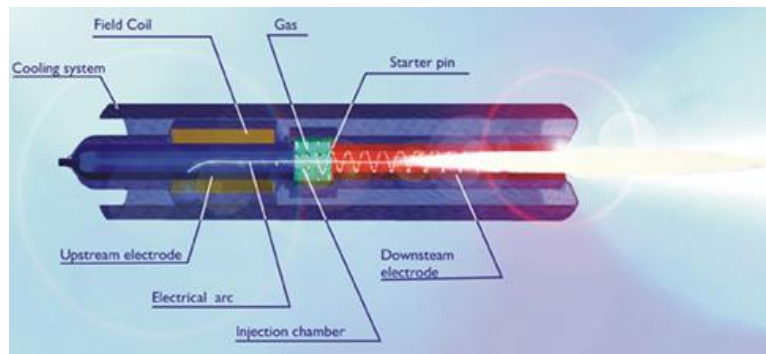


Figure 78 : Torche D2000, utilisée dans le gazéifieur Solena

Pendant le fonctionnement en régime permanent, afin d'éviter la fusion de l'électrode amont, la racine de l'arc est déplacée dans une rotation à grande vitesse au moyen d'un champ magnétique auxiliaire produit par une bobine magnétique, coaxiale à l'électrode amont.

Les électrodes et la chambre d'injection sont refroidies par de l'eau déminéralisée sous pression. Les parties de la torche qui sont insérées dans le réacteur sont refroidies par circulation d'eau en double-enveloppe.

De l'air enrichi ($O_2 \sim 95\%$) est introduit par des tuyères, disposées radialement. Celui-ci est produit par des unités ASU (Air Separation Unit), sur site.

Les températures internes du réacteur, sont alors très élevées (2 000-3 000 °C). Le régime de fonctionnement est sous-stœchiométrique. Dans ces conditions, le gaz de synthèse généré est un gaz riche, débarrassé de ses goudrons par cracking thermique.

Une unité SPGV traitant un débit entrant de CSR de 18 t/h, de PCI égal à 20 MJ/kg, produit un débit de syngaz de 25,4 t/h, de PCI = 11,8 MJ/kg, avec une composition volumétrique centésimale, donnée par :

$$[CO] = 41,3\%, [CO_2] = 5,3\%, [H_2] = 38,3\%, [N_2] = 1,9\% \text{ and } [H_2O] = 12,4\%$$

Le syngaz produit est donc un gaz riche et propre (absence de goudrons, du fait des hautes températures de gazéification). Celui-ci peut, après refroidissement et épuration, être envoyé en alimentation d'une turbine à gaz, la chaleur perdue en refroidissement étant utilisée pour une production de vapeur en chaudière. Ce couplage permet d'atteindre des hauts rendements en conversion électrique.

Le procédé SPGV repose donc sur une gazéification de 2^e génération.

Les fractions minérales, initialement contenues dans le CSR entrant, sont fondues et récupérées en bas du réacteur, avant d'être vitrifiées en bain d'eau. Le débit de vitrifiats produit par une installation

traitant 18 t/h de CSR, est typiquement de 2,5 t/h. L'addition de calcaire en entrée permet de contrôler la viscosité de la coulée, celle-ci étant voisine de 7,5 Pa.s à 1 200°C.

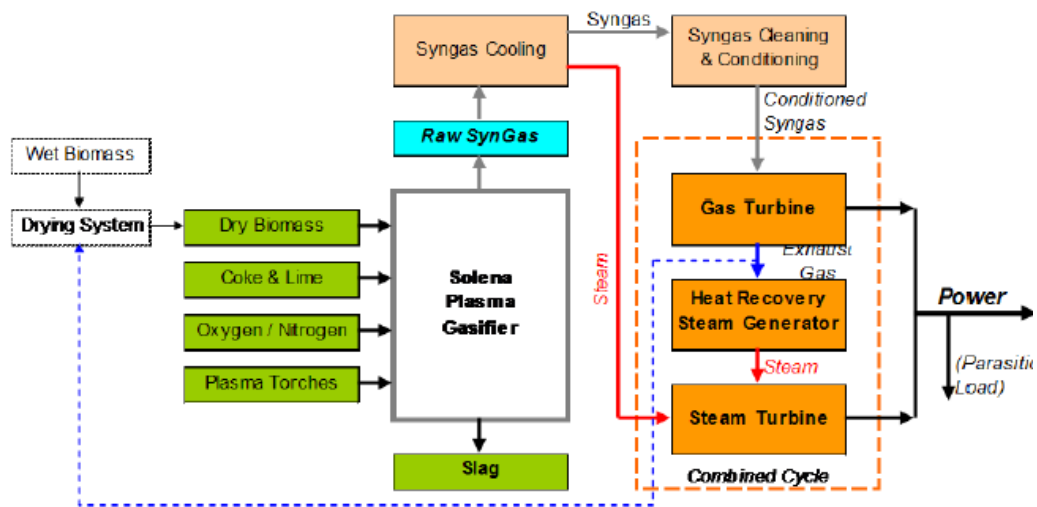


Figure 79 : Le procédé SPGV de Solena

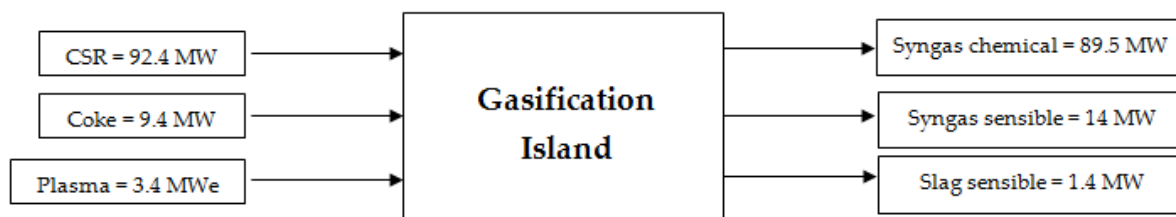
Les consommations spécifiques du procédé SPGV, sont, par tonne de CSR entrante :

- Consommation d'oxygène : 453 kg/t,
- Consommation de coke : 50 kg/t,
- Consommation de calcaire : 25 kg/t,
- Consommation d'air de torche : 167 kg/t,
- Consommation d'électricité (majoritairement pour les torches) : 180 kWh/t,

Les grandeurs spécifiques produites, sont :

- Un gaz de synthèse : 1,45 t/t, avec un PCI = 2 420 kcal/kg,
- Un vitrifiat : 195 kg/t.

Le bilan énergie s'établit comme suit :



On voit que l'apport électrique, soit 3,4 MWe, ne représente que 3% de la puissance thermique entrante.

Ainsi, l'apport énergétique nécessaire aux réactions endothermiques de gazéification et à la vitrification des inerts, est majoritairement fourni par les réactions d'oxydation partielle du CSR et du coke, au sein du SPGV. Ce type de réacteur devrait plutôt être désigné par « gazéification assistée par plasma ».

Une Unité SPGV, consommant 18 t/h de CSR, peut produire une puissance électrique de 40 MWe.

b. Historique du développement

Le procédé SPGV a été développé aux Etats-Unis, dans les années 1990. Un premier pilote a été mis en place en 1996 à Raleigh, North Carolina (USA).

Un deuxième pilote plus abouti a été démarré en 2000, à Madison, PA (USA) qui a fonctionné pendant une durée cumulée de 8 400 heures.

La société Solena a été créée en 2001.

Trois brevets ont été déposés, portant, en particulier, sur le procédé de base et son intégration en Procédé IGCC Plasma (brevet américain US n° 6987792) délivré le 17 janvier 2006 et brevet européen (UE n° EP1419220B1) délivré le 16 novembre 2005.

Un projet visant à la production d'électricité par PIGCC, à partir d'OMr, a été monté en 2008, mais n'a pas abouti.

Un projet de couplage de la technologie SPGV avec une unité Fisher-Tropsch, pour la fabrication de jet-fuel, à partir de CSR, a été entrepris, avec des partenaires comme British-Airways. La mise en opération commerciale était prévue fin 2014. Ce projet n'a finalement pas abouti.

Solena a déposé de nombreux autres projets (Cordoue en Espagne, Sydney en Australie, ...), dont aucun n'a abouti, conduisant à la faillite de la Société, en juin 2015.

c. Les raisons de l'échec du procédé

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec ont été :

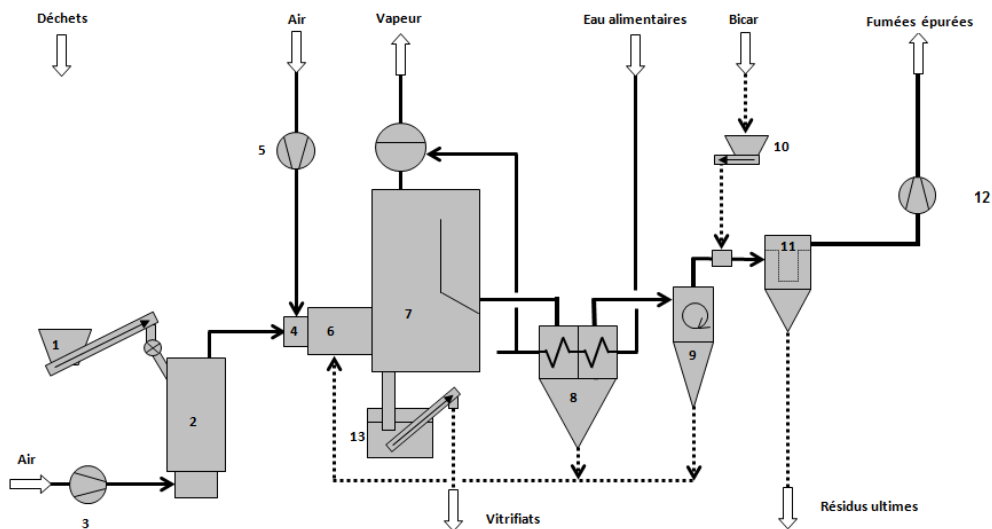
- Procédé très complexe (torches à plasma, hautes températures, ASU, ...),
- Coûts opératoires élevés (consommation d'oxygène de 453 kg/t, coke, électricité, ...),
- Coûts d'équipement très élevé (1,9 M€/MW entrant),
- Le procédé n'a pas pu trouver d'applications, compte tenu du montant des investissements nécessaires, jugés rédhibitoires,
- Le développement de la société par Capital Risque a été mal maîtrisé.

7.1.8 Le procédé PyroAI de OP Systèmes (France)

a. Description du procédé PyroAI

Le procédé PyroAI est basé sur une pyrogazéification intégrée de CSR, en lit fluidisé dense et postcombustion du gaz de synthèse produit, avec vitrification intégrée des résidus solides, chaudière de récupération, en aval, et système de traitement des fumées en voie sèche, avant rejet à l'atmosphère.

Le schéma de l'installation est représenté ci-dessous :



- 1 Trémie d'alimentation
- 2 Gazéifieur
- 3 Ventilateur de fluidisation
- 4 Brûleur de gaz de pyrolyse
- 5 Ventilateur de combustion
- 6 Chambre de combustion
- 7 Chaudière
- 8 Economiseur
- 9 Cyclone
- 10 Dosage de bicar
- 11 Filtre à manches
- 12 Ventilateur d'extraction

Figure 80 : Schéma de principe du procédé PyroAl

Ce procédé est basé sur un ensemble, constitué par :

- ✓ une première enceinte, à lit fluidisé dense atmosphérique fonctionnant à moyenne température (550 °C) en défaut d'air (15% de la stœchiométrie). Cet air est préchauffé jusqu'à une température de 180°C, par un préchauffeur utilisant de la vapeur produite en aval. Le gaz de synthèse sort de cette chambre à une température de 450°C. Le PCI du gaz produit est de 10,3 MJ/Nm³.
- ✓ une chambre de combustion des gaz produits, à haute température et faible excès d'air (e = 20%). La température des gaz de sortie de la postcombustion est de 1400°C, contenant moins de 3% O₂. Le niveau de la température des fumées dans la chambre secondaire (~ 1400°C), permet la fusion de l'ensemble des particules minérales introduites dans la chambre. Grâce à la position du brûleur et à la géométrie du foyer, ces particules sont projetées sur les parois pour être captées par la couche de cendres fondue, en ruissellement, permettant ainsi le conditionnement des résidus ultimes sous forme de vitrifiât.
- ✓ Une chaudière de récupération. L'énergie calorifique disponible dans les fumées de combustion du deuxième étage du procédé, est récupérée en aval, par une chaudière intégrée conventionnelle, qui assure le refroidissement des fumées avant leur traitement en voie sèche (bicar), en produisant de la vapeur saturante 22 bars.

b. Historique du développement

Une unité de ce type, de capacité nominale de 4 MWth, a été mise en place en 2008 à Lacq (64), sur la plateforme industrielle Induslacq.

Cette unité pouvait traiter en continu 600-900 kg/h de refus de tri de DIB de PCI = 3500-4000 kcal/kg, d'humidité comprise entre 25 et 39%, broyé à granulométrie comprise entre 0-25 mm (broyeur à couteaux). Elle fournissait de la vapeur à 22 bars, revendue au site Induslacq.



Figure 81 : Installation PyroAl de Lacq et dispositif LFD associé

Après diverses tentatives infructueuses pour commercialiser son procédé, la société OP Systèmes a été mise en liquidation judiciaire en 2016. L'installation de Lacq a été récupérée par Arkema, déjà présent sur le site.

c. Les raisons de l'échec du procédé

Les principales raisons techniques et économiques de cet échec ont été :

- Problèmes d'entrée d'air à l'alimentation du réacteur,
- Grande sensibilité du procédé à la qualité de la préparation de la charge, difficultés pour Op Systèmes pour obtenir des charges préparées selon leurs spécifications,
- Sensibilité de l'écluse d'alimentation du réacteur en CSR aux sur-longueurs de composants 2D provoquant des arrêts d'alimentation du réacteur par blocage de l'équipement,
- Instabilité de la conversion thermochimique liée aux variations de la teneur en eau des éléments constitutifs du CSR, compte tenu des faibles quantités introduites (~ 500 kg/h).
- Problèmes d'extraction des résidus inertes du LFD (section des orifices d'extraction trop faible, problème d'acheminement des résidus minéraux vers les orifices, ...),
- Problèmes de corrosion au niveau des tubes de l'économiseur,
- Problèmes au niveau du brûleur à gaz pauvre, celui-ci étant très chargé en envols particulaires combustibles (< 15 mm), à sa sortie du LFD, provoquant des accumulations et ramollissement de la fraction plastique du CSR (~30% PET) au niveau de l'alimentation du brûleur.
- Procédé intégré de fusion/vitrification des cendres et résidus solides inopérant à l'air (conception initiale). Dans tous les cas de test, la température des fumées obtenue après le brûleur du syngaz était insuffisante pour obtenir la vitrification complète des cendres. Le taux

de cendre influe sur le résultat. Avec un CSR riche en déchets de bois, le taux de cendre est trop faible pour envisager la vitrification et faire l'économie de charge de la mise en classe 1. L'utilisation d'un fort appoint d'oxygène était nécessaire, augmentant fortement les coûts de fonctionnement de l'installation.

7.2 Exemples de demi-succès en gazéification

7.2.1 Le procédé Pit-Pyroflam, de Basse-Sambre (Belgique)

a. Description du procédé Pit-Pyroflam

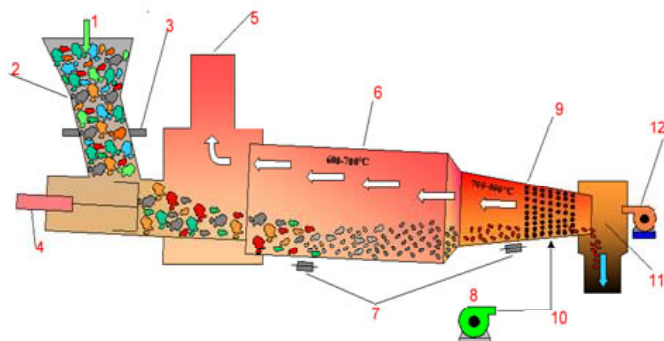
Il s'agit là d'un procédé de gazéification intégré de déchets (1^{ère} génération).

Ce procédé, de pyrogazéification atmosphérique des déchets, est basé sur l'utilisation d'un four rotatif horizontal légèrement incliné, divisé en deux zones, fonctionnant à contre-courant entre la charge et les gaz de gazéification. Ce four fonctionne en défaut d'air ($d \sim 52,5\%$).

Un poussoir d'alimentation (4) introduit les déchets (2) qui entrent dans la première zone (6) où le séchage et la pyrolyse de la charge, processus tout deux endothermiques, sont réalisés par le courant des gaz chauds (600–700°C) générés dans la seconde zone (9). Le temps de séjour des solides dans la première zone est de l'ordre de 45 minutes.

De l'air est introduit, par un distributeur tronconique, dans la deuxième zone (10 et 12), pour la génération de la chaleur interne et l'entretien des réactions de gazéification, dans une gamme de température de 750–850 °C. Ainsi, le fonctionnement du réacteur est autothermique.

Le carbone résiduel étant complètement gazéifié à la sortie de cette zone, après 40 minutes de



1 = chargement ; 2 = trémie ; 3 = volet ; 4 = poussoir ; 5 = gaz de pyrolyse et gazéification du coke vers valorisation 6 = cellule de pyrol
7 = galets supports ; 8 = air d process ; 9 = cellule de gazéification ; 10 = résidu solide inerte ; 11 = cendrier ; 12 = brûleur de préchauffage

Figure 82 : Schéma de principe du procédé PIT-Pyroflam

temps de séjour, les cendres sont alors évacuées (11). Le gaz de synthèse reflux à contre-courant de la charge, et est récupéré en (5)

Une telle unité de traitement de déchets, se compose de :

- une fosse de réception des déchets
- un grappin de reprise des déchets
- une trémie de chargement (2),
- un four rotatif de pyrogazéification (6 et 9),
- une chambre de postcombustion réfractorisée,
- une chaudière de récupération,

- un ensemble de traitement des fumées (injection de bicar et charbon actif),
- un filtre à manches,
- des équipements de récupération des résidus solides
- une cheminée d'évacuation des fumées avec extracteur.

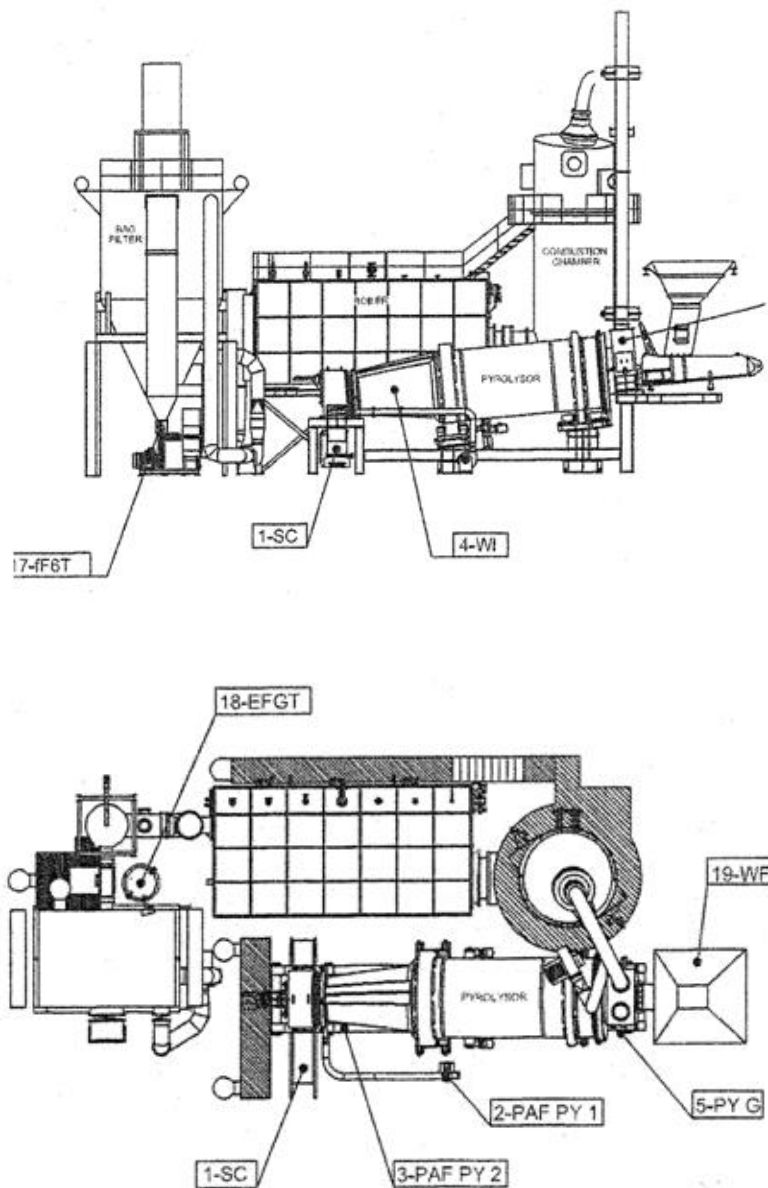


Figure 83 : Schéma d'implantation de l'ensemble four – postcombustion-chaudière de récupération – réacteur de neutralisation - filtre à manches

Le rendement énergétique de conversion thermo-chimique du pyro-gazéifieur est de : 83 %.

Le rendement énergétique global de conversion (chaleur sensible + contenu thermo-chimique du syngaz) est de : 95 %.

Le rendement potentiel de valorisation énergétique de l'installation, hors pertes thermiques, est de : 87 %.

b. Historique du développement

Ce procédé a été initialement développé par la société Serpac (Louis Rousseau). Une unité de ce type a été installée en 1996 à Budapest (Hongrie), avec une capacité de 8000 t/an. Cette unité a été démantelée en 2001 et la société Serpac a fait faillite. Le procédé a été repris en 2003, dans le cadre d'un accord entre les sociétés TFP Basse-Sambre et Sanifa, filiale du Groupe Sita.

Le groupe belge TFP-Basse-Sambre a construit une unité industrielle de ce type, à Reykjavik, sur le site de Kalka (Islande), en exploitation depuis 2005.



Figure 84 : Installation de Reykjavik

Elle traite les déchets ménagers et d'activité de la ville de Reykjavik. Le débit de déchets entrants est de : 1,6 t/h. Ceux-ci ont un PCI élevé du fait de la forte proportion d'emballages dans les déchets islandais (PCI ~ 12,2 MJ/kg, sur brut).

Elle travaille avec un taux de disponibilité très élevé (93%) et un coût d'entretien et de fonctionnement très réduits.

Pourtant, aucune autre réalisation de ce type n'a vu le jour.

c. Les raisons du demi-succès

La principale raison technique de ce succès en demi-teinte, est liée au fait d'avoir installé une chambre de postcombustion réfractorisée, qui s'avère peu adaptée au procédé. En effet, la température de combustion du syngaz atteint, du fait de cette chambre réfractorisée, des valeurs très élevées, pouvant entraîner la fusion partielle des cendres volantes. Il a donc été décidé d'injecter de fortes quantités d'air de dilution, et ce, afin d'abaisser la température des fumées.

De fait, le volume spécifique des fumées produites (7200 Nm³/t) s'apparente alors à ceux observés en incinération. Le procédé perd ainsi un de ses avantages potentiels, à savoir la réduction du volume des fumées émises, par rapport à l'incinération. L'utilisation d'une chambre de postcombustion refroidie, par circulation d'eau externe est donc à envisager, cette circulation d'eau pouvant d'ailleurs fonctionner en tant qu'économiseur de la chaudière de récupération, disposée en aval.

7.3 Exemples de succès en gazéification

7.3.1 Le procédé Foster-Wheeler Energia OY (Finlande)

a. Description du procédé FW

Le système de gazéification LFC atmosphérique, développé par FW est relativement simple (C. Wilen et al, *Finish expert report, Environmental Institute, 2004*).

Il se compose d'un réacteur de gazéification à lit fluidisé circulant (LFC), d'un cyclone en sortie de LFC pour séparer les gaz et les solides divisés et d'une jambe de retour pour renvoyer la matière circulante en partie inférieure du gazéificateur.

Tous ces composants sont entièrement réfractorisés.

En sortie de cyclone, le syngaz chaud circule dans un préchauffeur d'air, en double enveloppe sur la jambe descendante de sortie du syngaz, située en dessous du cyclone.

Les solides circulants contiennent du char (carbone fixe), qui est brûlé avec l'air de fluidisation, générant ainsi la chaleur nécessaire pour les processus de gazéification, essentiellement endothermiques. La matière en circulation sert également de fluide caloporteur et stabilise les températures de traitement. Les cendres grossières s'accumulent dans le réacteur et sont retirées, en partie basse, par une vis refroidie à l'eau.

La figure ci-dessous présente les principaux composants du gazéifieur LFC.

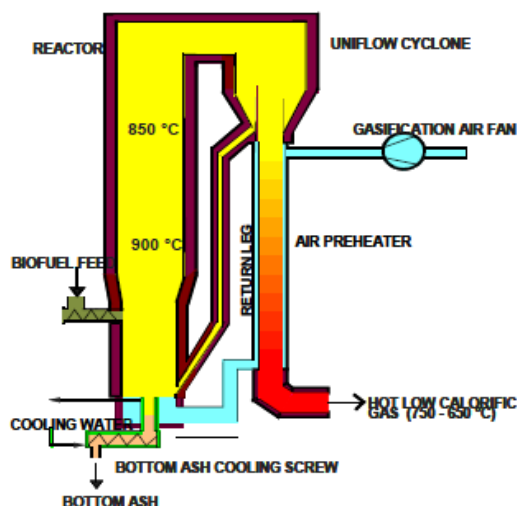


Figure 85 : Gazéifieur LFC de Foster Wheeler

Le syngaz chaud est dirigé vers une chaudière de récupération, de façon à fonctionner en gazéification intégrée, pour la production conjointe d'électricité et de chaleur, via un GTA.

Dans une version améliorée du procédé, le syngaz peut être partiellement refroidi (~400°C) dans une chaudière de récupération, disposée directement en sortie du LFC, puis épuré à chaud à l'aide de filtres céramique décolmatables par soufflage, permettant la récupération des chlorures d'alcalins, du plomb et du zinc, sous forme solide.

Le syngaz ainsi débarrassé de ses composés potentiellement corrosifs peut être dirigé vers une chaudière pouvant dès lors fonctionner à très haute pression/ température (120 bars, 540°C), sans problèmes de corrosion, améliorant ainsi le rendement global de valorisation énergétique.

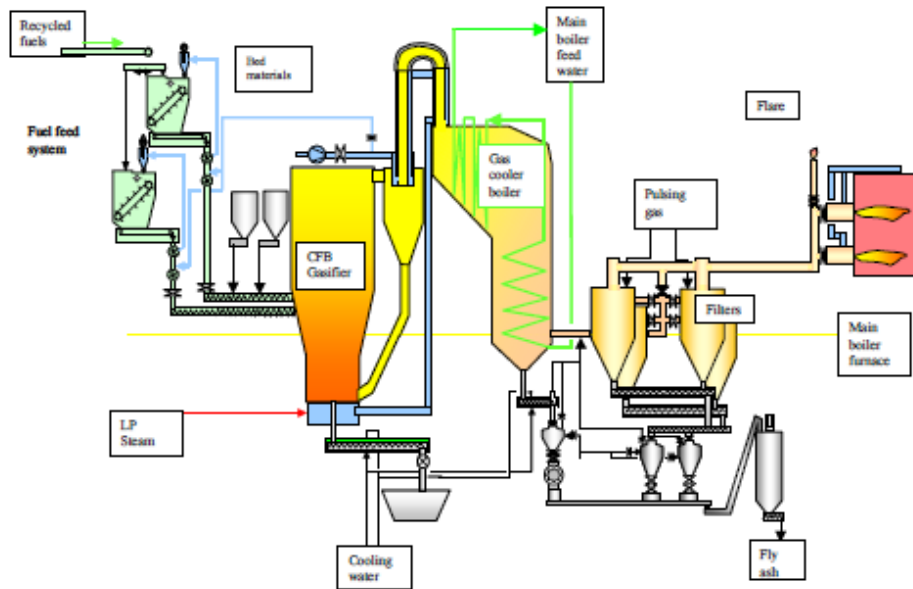


Figure 86 : Installation FW de refroidissement/épuración du syngaz, avant combustion

L'amélioration du rendement de production électrique qui en résulte est illustrée ci-dessous, en comparaison avec une incinération conventionnelle, équipée d'une turbine (40 bars, 400°C) fonctionnant en condensation :

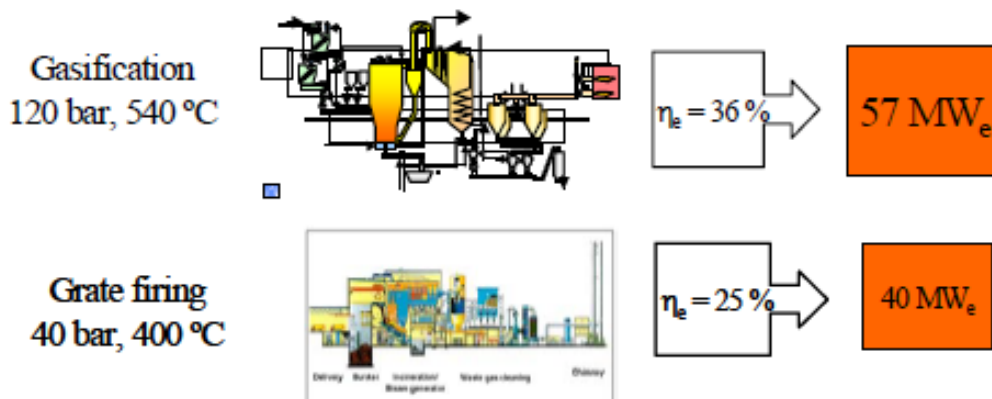


Figure 87 : Comparaison des performances d'une unité LFC FW et d'une UVE conventionnelle

b. Historique du développement

Le premier gazéificateur LFC, relié à une chaudière de postcombustion, a été construit en 1997 à la centrale de Kymijärvi Lahden Lämpövoima Oy, pour un montant total d'investissement de 12 M€, dont 3M€ ont été alloués par la CE, dans le cadre du programme Thermie.

La centrale de Kymijärvi produit de l'énergie électrique (167 MWe) et de la chaleur (240 MWth) pour le chauffage urbain de la ville de Lahti, en Finlande. Le gazéificateur Lahti a été couplé à une chaudière Benson produisant de la vapeur 40 bars, surchauffée à 540°C.

Le gazéificateur Lahti a débuté son exploitation commerciale en 1998 et a initialement utilisé des biomasses, telles que des écorces, des copeaux de bois, de sciure de bois et des déchets de bois non contaminés. D'autres combustibles ont également été testés par la suite, à savoir des CSR, issus de déchets ménagers, des traverses de chemin de fer et les pneus déchiquetés. Du fait de leur disponibilité croissante et de la réduction progressive des coûts d'élaboration des CSR, la part des CSR dans l'alimentation du gazéifieur, a progressivement augmenté, au détriment de biomasses propres. Le gazéificateur peut fonctionner avec des mélanges variables de combustibles (déchets, CSR, biomasses), et ce, avec les disponibilités de 96 % ou plus.



Figure 88 : Unité de cogénération de Lahti

Ce type de gazéifieur LFC, fonctionnant dans la gamme 15-150 MWth, est distribué, non seulement par Foster Wheeler, mais également, sous licence, par Carbona/Andritz, ainsi que par Metso Power.

Une nouvelle unité de cogénération de ce type, d'une puissance de 160 MWth, a été démarrée en mai 2012, à Lahti (Kymijärvi II), permettant la valorisation de 250 000 t/an de CSR. Cette unité a été construite dans le cadre d'un partenariat entre la société Lahti Energy, une société appartenant à la ville de Lahti, et la société Metso, qui a fourni les deux gazéifieurs LFC (30 m de haut, pour 5 m de diamètre), le dispositif d'épuration à chaud du syngaz (4 000 filtres céramique), ainsi que la chaudière (121 b, 540°C). Le GTA a été fourni par Siemens (SST 800 Tandem turbine, et alternateur Siemens Gen5-100A-2P).

Cette unité fournit 50MWe d'électricité et 90 MWth au réseau de chauffage urbain de la ville.

Le coût total d'équipement de cette installation a été de 160 M€, dont une aide de 7 M€ de la CE, ainsi qu'une subvention de 15 M€ du gouvernement finlandais (Programme New Technologies).

Le succès de cette nouvelle installation est, aux dires des promoteurs, lié principalement à la qualité des CSR utilisés (mélange plastiques, papiers, carton, bois), ainsi qu'à l'innovation ayant consisté à réaliser une épuration à chaud du syngaz, permettant l'utilisation d'une chaudière HP/HT, à fort rendement de valorisation énergétique.

7.3.2 Le procédé G&MF de JFE (Japon)

7.4 Description du procédé GMF (Gasification & Melting Furnace)

Le gazéifieur JFE est un gazéifieur à air enrichi, fonctionnant à haute température (~1600°C), pouvant être alimenté en CSR (*Waste melting system offered by JFE, M. Nishino, JFE Technical Report, n°13, mai 2009*).

Du coke sidérurgique, additionné à de la chaux ou du calcaire, sont introduits simultanément avec les CSR. Ces CSR peuvent avoir un PCI élevé (~20 MJ/kg).

Le réacteur JFE "Gasifying and Melting Furnace" peut être divisé, du bas vers le haut, en trois zones :

- ✓ la zone à haute température de combustion et fusion en atmosphère réductrice
- ✓ la zone de gazéification et pyrolyse
- ✓ la zone de traitement du gaz à haute température en atmosphère réductrice

La zone 1 est la partie la plus basse du réacteur. Le coke est introduit dans le réacteur par l'alimentation en partie haute du réacteur, puis tombe par gravité et s'accumule dans cette zone avec le carbone fixe et les cendres produites lors de la gazéification des CSR qui a lieu dans la partie supérieure (zone2). Dans la zone 1, les parties combustibles brûlent grâce à l'air enrichi, introduit dans la section par le conduit principal (*main tuyere*).

L'air est aspiré depuis l'atmosphère par un ventilateur (*main tuyere blower*) et est enrichi en oxygène (à raison de 35% du volume) pour obtenir la température correcte de combustion.

L'apport d'air du ventilateur est régulé par des volets réglables situés au niveau de l'aspiration.

Le mélange gazeux enrichi est envoyé dans la section par 6 injecteurs disposés en étoile.

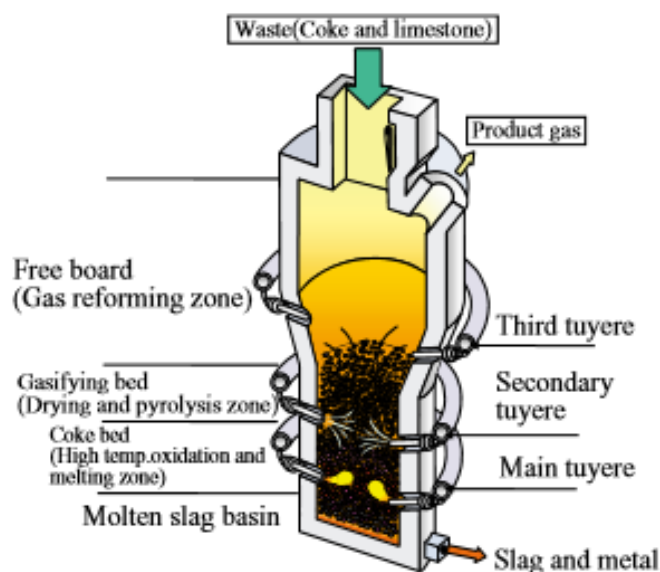


Figure 89 : Le gazéifieur JFE

La température dans cette section peut atteindre 2000°C. Dans ces conditions, la partie non combustible du matériel à traiter, fond et s'écoule par gravité au travers d'ouvertures situées dans la partie basse du réacteur, à une température d'environ 1600°C.

La zone 2 est la partie intermédiaire du réacteur. Les CSR et les produits auxiliaires (coke et chaux), introduits par l'alimentation en partie haute, se rejoignent dans cette section en tombant par gravité. Grâce à la température élevée (600-700°C) atteinte par la combustion partielle des gaz formés dans la zone 1, l'eau qu'ils contiennent s'évapore, la partie volatile se gazéifie, les cendres et le carbone fixe tombent vers le bas de la zone 1.

Le gaz produit dans la zone 2 remonte dans la zone 3, où il est en partie brûlé grâce à l'apport d'air fourni par le conduit supérieur (*third tuyere*). De cette manière, une température supérieure à 850°C y est constamment maintenue pendant au moins deux secondes, condition qui permet l'achèvement de la décomposition des dioxines et des goudrons.

Ce réacteur peut être monté dans un ensemble de 1^{ère} génération, avec récupération de chaleur par chaudière, ou bien être utilisé en gazéifieur de 2^e génération.

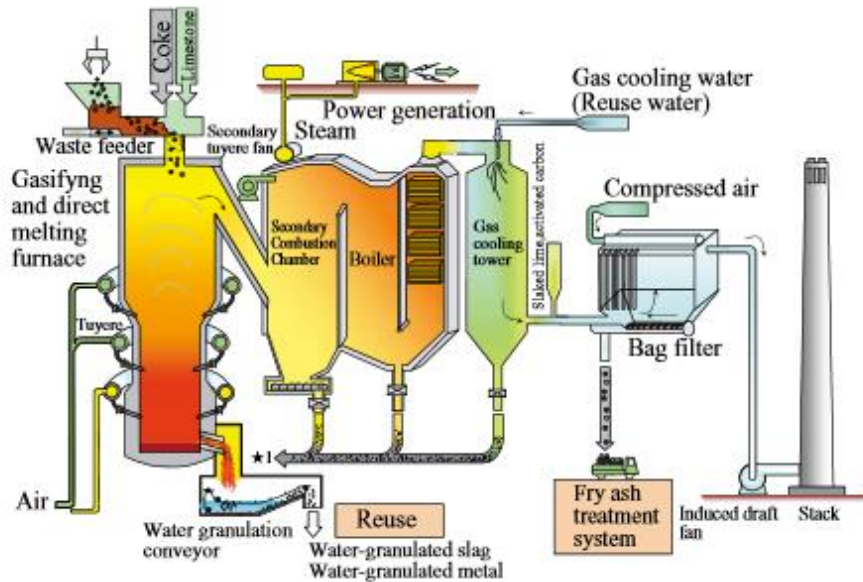


Figure 90 : Installation de gazéification intégrée de JFE

Les inertes fondus sont récupérés sous forme d'une coulée de « *slag* ». La vitrification des inertes suppose, après l'étape de fusion, le refroidissement rapide de la coulée.

Ceci est réalisé par simple coulée du matériau fondu dans un bain d'eau froide, refroidi en continu, provoquant non seulement la solidification du matériau, par trempage, sous forme d'une matrice vitreuse, mais également son éclatement sous la forme de granulats millimétriques vitrifiés (< 5 mm), désignés sous l'appellation de techno-sable.

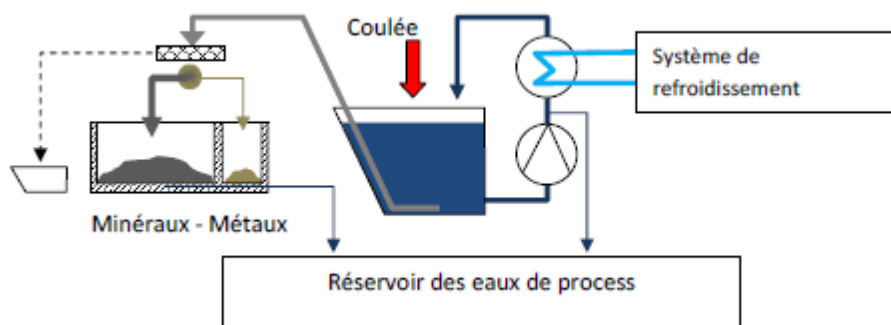


Figure 91 : Coulée en bassin d'eau refroidie

Les inertes contiennent des métaux ferreux et non-ferreux résiduels, en mélange avec la charge minérale. Grâce à leurs propriétés physico-chimiques différentes, ces métaux ne se mélangent pas

lors de la phase de refroidissement de la coulée et son éclatement. Ils sont alors aisément séparés de la fraction granulaire du vitrifiat.

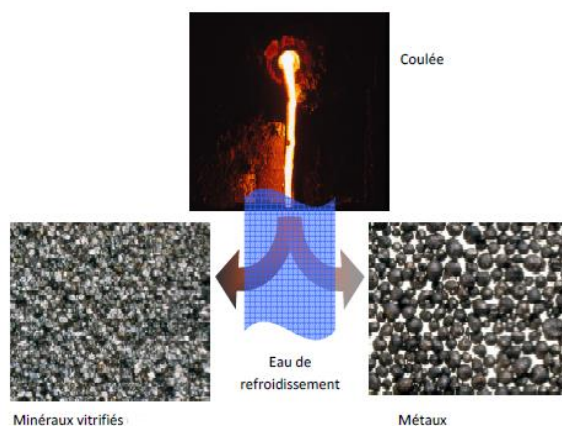


Figure 92 : Séparation des métaux des minéraux inertes

Par contre, si on désire bloquer les métaux lourds dans la matrice vitreuse stable, une formulation d'une composition minérale adaptée, est nécessaire. En particulier, l'ajout de chaux permet le blocage des métaux lourds sous forme d'oxydes métalliques. Une telle composition peut être ajustée par ajouts de, ou des composants déficitaires.

Dans ces conditions, la composition massique moyenne typique d'un vitrifiat produit à haute température est, pour ce qui concerne ses composés majoritaires : $\text{SiO}_2 = 40\text{-}50\%$, $\text{Al}_2\text{O}_3 = 10\text{-}15\%$, $\text{CaO} = 15\text{-}32\%$, permettant le blocage des métaux lourds sous forme d'oxydes métalliques tels que : Fe_2O_3 , PbO , TiO_2 , Cr_2O_3 , CdO , ZnO , NiO .

Les valeurs de résistance et de dureté de fracture, déterminées pour le vitrifiat obtenu, sont, en général, comparables à celles du basalte. Le vitrifiat présente, de plus, une stabilité chimique très bonne, vis-à-vis du lessivage à l'eau (ISO 719) et dans une solution alcaline (ISO 695).

Le techno-sable ainsi produit satisfait les normes de lixiviation et peut donc être utilisé sous forme de matériau inerte, dans diverses applications.

Les principales applications industrielles du techno-sable, sont :

- **Techniques routières :**

Pour construire une route, différentes couches et sous couches sont mises en place. D'une part, le vitrifiat peut être utilisé comme agrégat d'enrobés, dans une matrice bitumineuse.



D'autre part, il peut être utilisé en sous-couches routières. En effet, en sous-couches routières, les entreprises de travaux publics utilisent des gravés non traités (0 – 31,5 mm, en général).

Le vitrifié présente toutes les caractéristiques physiques et répond aux normes environnementales pour se substituer à ces matériaux standards. Pour une homogénéisation de granulométrie il peut tout à fait être mélangé aux granulats routiers.

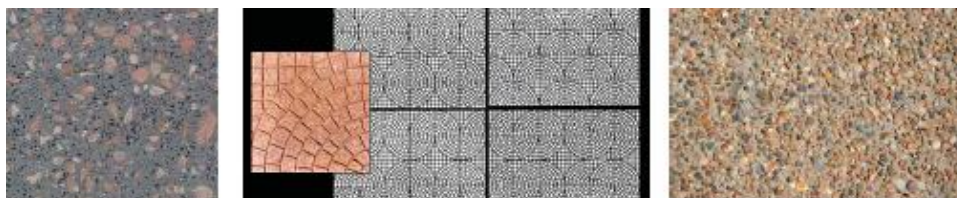
- **Matériau de remblai** (*Back-Filling Material*) :

Les vitrifiés, conformes aux déchets inertes (classe 3) peuvent servir de matériau de remblai pour les canalisations et autres. En effet, leur aspect inerte permet une bonne isolation et aussi, sert à stabiliser et protéger la canalisation (lit de sable) pour prévenir des différentes évolutions du terrain.



- **Matériau de revêtement** (*Paving Material*) :

Le vitrifié, avec polissage et grésage, peut être utilisé pour fabriquer les matériaux de revêtement de sol. Il vient en substitution au sable dans le procédé de fabrication.



- **Fabrication de parpaing** (*Concrete Block*) :

Ce matériau est composé à 90 % de pierres, de graviers et de sable. La granulométrie des granulés vitrifiés (techno-sable) possède, du fait de leur mode d'élaboration, les mêmes caractéristiques que celles du sable et, par conséquent peuvent rentrer dans la composition d'un parpaing.



7.5 Historique du développement

JFE Engineering a débuté ses développements concernant un gazéifieur HT avec fusion intégrée des cendres, en 1992. Après la mise en place d'une unité pilote, en 1995, le procédé a obtenu un soutien

financier du gouvernement japonais, en 1998. La première unité industrielle de traitement de déchets, a été réalisée en 2000.

On reporte dans le tableau ci-dessous, la liste des unités industrielles mises en service de 2003 à 2008.

Reference plants	Capacity×Furnace	Completion date
Hidaka, Hokkaido	19 t/day × 2 furnaces	Feb. 2003
Kakamigahara, Gifu	64 t/day × 3 furnaces	Mar. 2003
Amagi, Fukuoka	60 t/day × 2 furnaces	Mar. 2003
Morioka-Shiwa, Iwate	80 t/day × 2 furnaces	Mar. 2003
Saiki, Oita	55 t/day × 2 furnaces	Mar. 2003
Fukuyama, Hiroshima	314 t/day × 1 furnace	Mar. 2004
Kasama, Ibaraki	72.5 t/day × 2 furnaces	Mar. 2006
Aki, Kochi	40 t/day × 2 furnaces	Mar. 2006
Hamada, Shimane	49 t/day × 2 furnaces	Nov. 2006
Chikushino, Fukuoka	125 t/day × 2 furnaces	Mar. 2008

Tableau 10 : Unités JFE GMF, installées au Japon, de 2003 à 2008

Depuis 2008, le groupe japonais JFE, leader mondial dans ce secteur industriel, a réalisé au Japon environ 40 installations de gazéification, avec une capacité totale traitement de presque 10.000 tonnes journalières de CSR.

Pour ce qui est de l'Europe, une première installation de gazéification JFE de déchets urbains, a été réalisée en 2008 en Italie, sur le site de Malagrotta à Rome, par la société Sorain-Cecchini. Cette unité est actuellement en fonctionnement.

7.3.3 Le procédé TwinRec d'Ebara (Japon)

a. Description du procédé

Les composants principaux du procédé Ebara TwinRec (*Gasification of solid wastes, U. Arena, M. L. Mastellone, IFSA Meeting, novembre 2005*), sont :

- Un gazéifieur à lit fluidisé rotatif avec une grille inclinée basé sur la technologie de lit fluidisé rotatif permettant la séparation des non-combustibles solides, des fractions métalliques à recycler. Les conditions opératoires sont :
 - Température: 600-800°C
 - Pression: 0,5-1,6 MPa
- Une chambre de combustion cyclonique à parois refroidies à l'eau permettant, par la formation d'une couche vitrifiée, de protéger ses parois des hautes températures internes régnant dans la chambre (1300-1500°C). Les cendres fines sont ainsi fondues et récupérées en fond de réacteur, sous forme de granulés vitrifiés.

Ce procédé permet de traiter des OMr, CSR, RBA et des D3E.

Le schéma de principe du procédé TwinRec est reporté dans la figure ci-dessous :

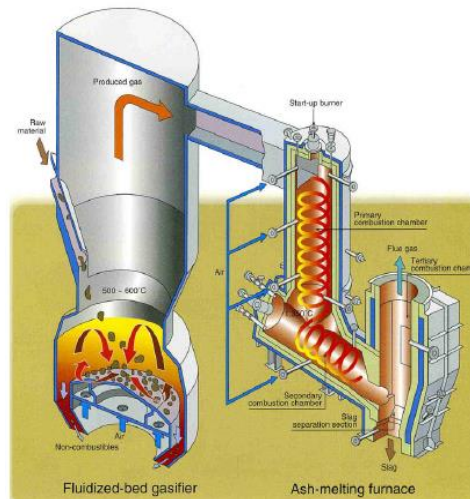


Figure 93 : Schéma de principe du procédé TwinRec

Après gazéification/vitrification, l'énergie calorifique libérée est valorisée en chaudière, couplée à un GTA, tandis que les fumées sont épurées, avant rejet à l'atmosphère. C'est donc un procédé de 1^{ère} génération.

Le rendement d'une installation TwinRec en production d'électricité, est de 25%. Son rendement global en cogénération, avec valorisation de l'énergie calorifique (vapeur process, chauffage urbain), est de 70%.

Les résidus vitrifiés sont valorisés en Génie Civil.

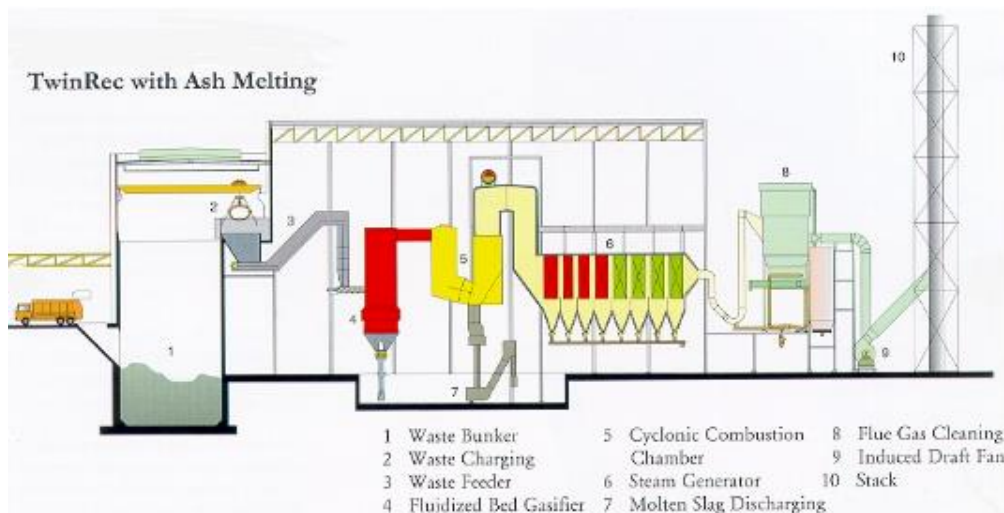


Figure 94 : Schéma d'implantation d'une unité TwinRec

b. Historique du développement

La société Ebara a développé son procédé TwinRec, de 1995 à 1997, en s'appuyant sur une installation pilote de 7 t/jour pour 1, 5 MWth, basée à Sodeguara (Japon), dans laquelle différents déchets ont été testés (OM, RDF, déchets plastiques, résidus broyés d'automobile)

Depuis, un certain nombre d'installations industrielles ont été réalisées :

- Fujisawa, 1997 : 24 t/j pour 4,8 MWth (OM, CSR, déchets plastiques, résidus broyés d'automobile)
- Ritto, 2001, 38 t/j pour 9,1 MWth (déchets plastiques, déchets liquides, déchets médicaux)
- Aomori, 2000 : 2 x 225 t/j de résidus broyés d'automobile (67%) avec boues (33%), (PCI = 14,3 MJ/kg)



Figure 95 : Unité Ebara TwinRec à Aomorii (Japon)

Le process détaillé mis en œuvre dans l'unité d'Aomorii, pour le traitement des RBA, est représenté dans la figure suivante :

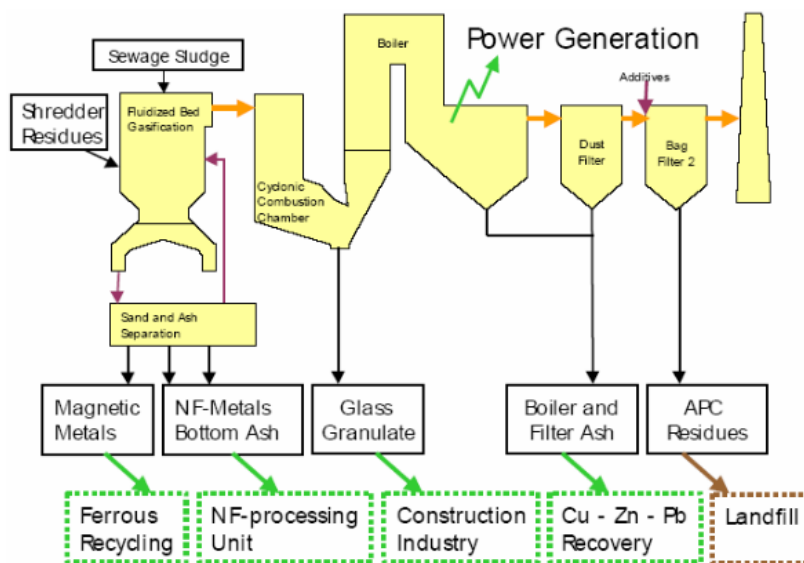


Figure 96 : Traitement des RBA dans l'unité TwinRec d'Aomorii (Japon)

Ce procédé permet une préparation que très grossière (jusqu'à 20 ou 30 cm).

La géométrie de la sole du lit fluidisé et les orifices en pied de lit fluidisé de grande section permettent l'évacuation de solides inertes de grosse taille. Une hauteur importante de matériaux en dessous de ces orifices permet d'assurer l'étanchéité par rapport à l'atmosphère extérieure et évite les entrées d'air qui perturberaient l'atmosphère dans le lit fluidisé.

L'atmosphère réductrice du lit fluidisé, associée à l'abrasion provoqué par le lit de sable, permet de récupérer les métaux non oxydés, très propres, ce qui a un impact fort sur le bilan économique de l'installation, surtout dans le cas de traitement de RBA qui sont riches en métaux.

- Joestu City, 2000 : 1 x 15,7 t/j de boues sèches (68%) avec déchets plastiques (32%), (PCI = 12,3 MJ/kg),
- Kurobe, 2000 : 1 x 63 t/j de résidus broyés d'automobile (41%), déchets plastiques (13%), copper slag, sorbants (46%), (PCI = 10,2 MJ/kg),
- Sakata Area, 2002 : 2 x 98 t/j d'OM (PCI = 10,9 MJ/kg),
- Kawaguchi, 2002 : 3 x 140 t/j d'OM (PCI = 13 MJ/kg),



Figure 97 : Unité Ebara TwinRec à Kawaguchi (Japon)

- Ube City, 2002 : 3 x 66 t/j d'OM (PCI = 12,5 MJ/kg),
- Chuno Union, 2003 : 3 x 66 t/j d'OM (PCI = 11,3 MJ/kg),
- Minami-Shinshu, 2003 : 2 x 46,5 t/j d'OM (PCI = 8,4 MJ/kg),
- Nagareyama City, 2004 : 3 x 69 t/j d'OM (PCI = 11,7 MJ/kg),
- Tokyo Rinkai Corp. : 2006 : 2 x 275 t/j de déchets industriels (PCI = 13 MJ/kg),
- Hini City : 2007 : 3 x 60 t/j d'OM (PCI = 7,5 MJ/kg)

Ces unités sont actuellement en exploitation commerciale.

7.3.4 Le procédé Energos (Norvège)

a. Description du procédé

Il s'agit d'un procédé commercial de gazéification intégrée (1G), reposant sur deux chambres, une de gazéification sur grille horizontale, l'autre de postcombustion des gaz combustibles produits (*Characterization of syngas produced from MSW gasification at commercial scale Energos Plants, G. del Alamo et al, Waste Management, 32, p. 4835, 2012*) :

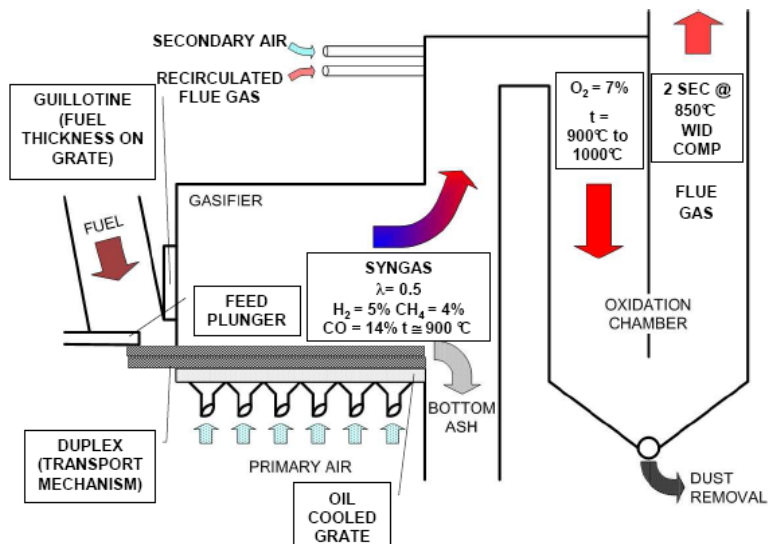


Figure 98 : Procédé de gazéification intégrée Energos

Les fumées, en sortie de postcombustion sont dirigées vers un ensemble aval de chaudière de récupération et d'un traitement des fumées, avant rejet à l'atmosphère.

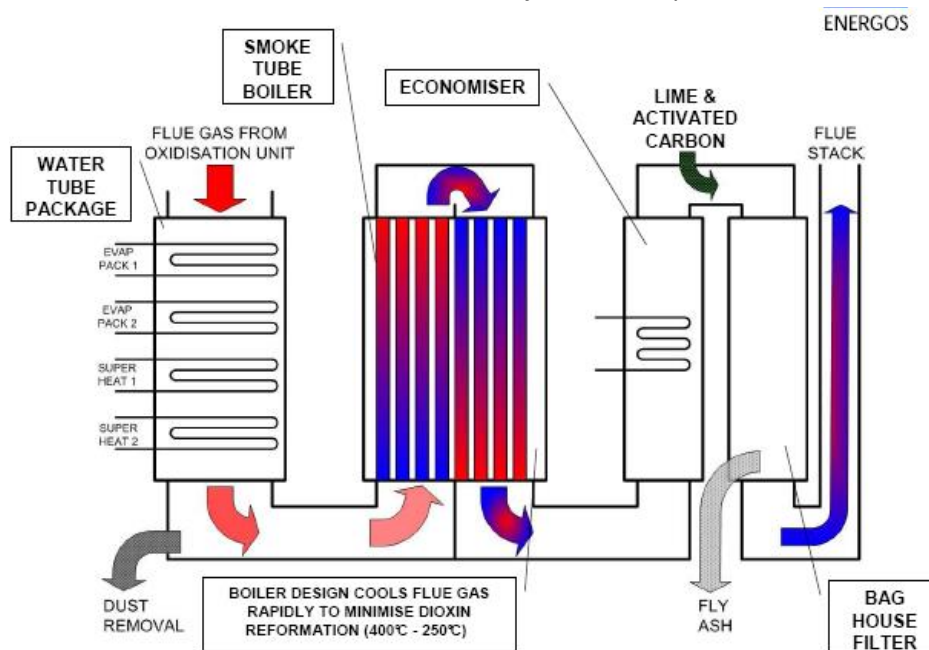


Figure 99 : Ensemble de récupération et de traitement aval des fumées

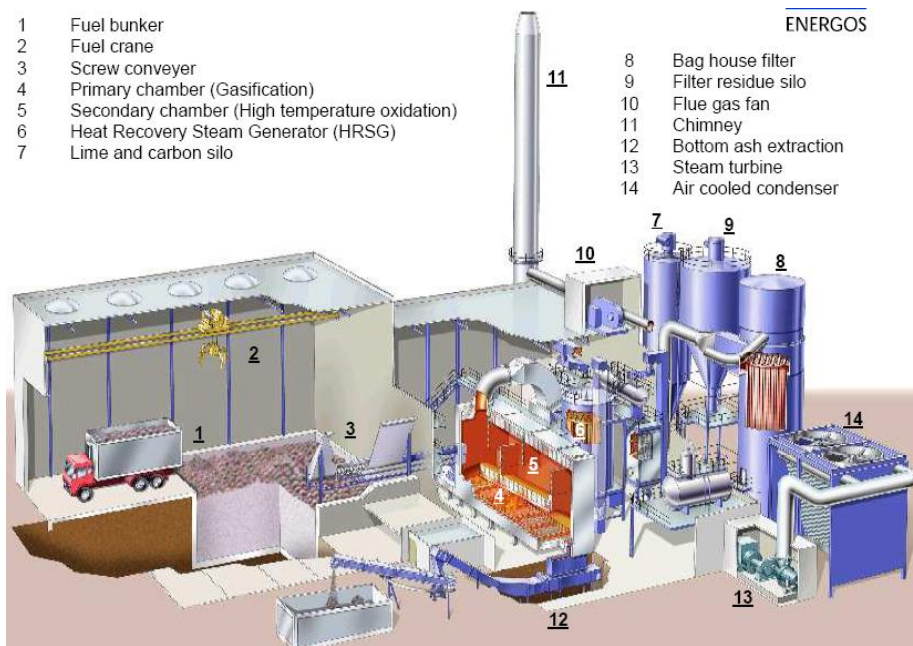


Figure 100 : Installation de pyrogazéification intégrée utilisant le procédé Energos

b. Historique du développement

La technologie a été développée dans les années 90 par la société Energos, avec le soutien de l'Université de Trondheim (Norvège).

La première unité industrielle de gazéification Energos, d'une puissance installée de 27 MW, a démarré en 2002, pour le compte de Østfold Energi.

Une seconde unité de ce type a été installée dans l'île de Wight (UK), en 2008, en réhabilitation d'un incinérateur existant. Cette unité Energos traite 30 000 t/an de CSR, de PCI compris entre 11 et 14 MJ/kg. L'unité fournit principalement de l'électricité, via un GTA à moyenne pression, monté sur la chaudière de récupération.

La puissance nette exportée, après autoconsommation, est de : 1,8 MWe. Pour un taux d'utilisation de 7 500 h/an, la valorisation énergétique est de 13 500 MWh. La quantité de cendres produites (sous chaudière et sous filtre) est de 5 500 t/an. Elles sont évacuées en centre de stockage.

Une autre unité, d'une puissance de 32 MW a démarré en mars 2010, à Sarpsborg (Norvège), pour la fourniture d'énergie au site industriel de Borregaard Industries.

Mentionnons également l'installation KAVG Minden (Allemagne), d'une capacité de 15 MWth, consommant des RDF (40 kt RDF/an), de PCI = 10-14 MJ/kg. La chaleur est fournie sous forme vapeur surchauffée (13 bars, 240°C) au site voisin de production chimique de Siegfried PharmaChemikalien.



Figure 101 : Installation KAVG à Minden (fonctionnement au RDF)

La société Energos a installé un total de six unités de gazéification, en Norvège et Allemagne, en plus de l'unité installée en Grande-Bretagne.

La société Energos, avec son groupe Ener-G, a été rachetée, début 2016, par le groupe anglais Centrica, qui possède deux des plus gros producteurs d'électricité, British Gas pour la Grande Bretagne et Direct Energy, pour l'est des Etats-Unis.

8. LES PRINCIPALES PATHOLOGIES EN PYROLYSE/GAZEIFICATION ET RECOMMANDATIONS

On apporte ci-après, de manière non exhaustive, les différentes pathologies identifiées, subies par les réacteurs de pyrolyse/gazéification de déchets, celles-ci s'avérant être les causes techniques d'échecs des procédés évoqués précédemment.

Des recommandations sont faites pour pallier ces problèmes, et ce, dans le but d'augmenter les chances de succès en ce qui concerne la mise en place d'unités de valorisation énergétique des déchets par voie thermo-chimique.

8.1 Problèmes de coulabilité mécanique de la charge solide

- **La manœuvrabilité** des déchets solides divisés doit être, au préalable, caractérisée, par la mesure de :

- ✓ **l'angle de talus** : il dépend du facteur de forme des solides et de l'humidité :

Angle de talus	Coulabilité	Ecoulement
< 30°	Excellente	Facile
30 à 50 °	Passable	Difficile
> 50°	Exécrable	Impossible

Cas défavorables : Problèmes à l'avancement de la charge en four à soles horizontale, par bâtissage de ponts solides (type OrgaWatt ou Plasco).

- ✓ **l'indice de tassement** :

Il dépend de la dureté du solide divisé.

Indice de Hausner ρ^* / ρ_0	Écoulement
1 - 1,25	bon
1,25 - 1,4	moyen
> 1,4	mauvais

Cas défavorables : Problèmes de tassement/agglomération en pyrolyseurs-gazéificateurs à lits tombants, alimentés en déchets compressibles (*fluff*), et/ou avec présence de fractions fusibles. Ceux-ci entraînent des réductions locales de la porosité du lit, provoquant des processus de renardage (conversion non-homogène) avec dé-stratification thermique du lit, pouvant aller jusqu'au bouchage du réacteur. Ainsi, ce type de réacteur, appliqué à des déchets, n'est donc guère extrapolable à des puissances supérieures à ~ 1 MWth.

Recommandations : Les solutions envisagées pour pallier cet inconvénient sont :

- ✓ Utiliser des dispositifs mécaniques de brassage interne de la charge. Ces équipements sont fragiles, puisque devant travailler à chaud et coûteux en énergie électrique consommée par les moteurs nécessaires. Ils sont, de plus, inenvisageables à grandes puissances.
- ✓ Utiliser des dispositifs d'extraction par raclage mécanique des résidus inertes, en bas de lit. Cependant, ces dispositifs peuvent être soumis à d'importants problèmes d'érosion, la partie minérale des cendres pouvant être fortement abrasive à chaud, en cas de présence d'indésirables (verre, métaux). La rupture de cet équipement est souvent observée, contraignant à l'arrêt de l'installation.

Dans le cas du procédé de pyrolyse Thermya, des problèmes mécaniques fréquents survenaient sur les bras du racleur tournant, en bas de colonne, en particulier, en présence d'incuits, pouvant aller jusqu'à la rupture du bras, entraînant l'arrêt de l'installation et la nécessité de vider l'ensemble de la colonne, pour réparer.

- ✓ Améliorer les indices de manœuvrabilité (angle de talus, indice de tassement), par une préparation préalable de la charge (broyage, criblage,...).
- ✓ La manœuvrabilité des déchets solides divisés peut être améliorée par mise en œuvre de procédés de **densification par compression**, visant sa granulation/ pelletisation, avant son alimentation. Elle permet, en effet, une diminution de l'indice de tassement. L'extrusion des déchets permet la densification du CSR de 250 kg/m^3 à 600 kg/m^3 , l'extrudât devant ensuite être découpé en pellets.

Cependant, les inconvénients de la densification sont :

- La consommation spécifique d'énergie électrique nécessaire à la densification est voisine de : 130 kWhe/t , mais peut descendre à 60 kWhe/t , dans le cas de CSR pré-broyés à 60-80 mm,
- Les conditions opératoires sont souvent problématiques avec des déchets (dégazage, départs de feu, ...). Dans le cas d'extrusion, la présence résiduelle d'infusibles dans le

déchet peut bloquer la sortie du produit, et provoquer une auto-combustion du produit dans l'extrudeuse. On montre, ci-dessous un essai de pelletisation d'un déchet constitué d'un mélange papier, carton, bois, plastique (25%, sur sec) à une humidité initiale de 18%, assimilable à un CSR (*documents communiqués par Mr D. Chrétien, Sémardel*) :



Figure 102 : Essai de pelletisation d'un mélange CSR, avec extrusion perturbée par élément métallique avec début de combustion dans le corps de la filière d'extrusion

8.2 Problèmes liés aux défauts de préparation de la charge entrante

- Si les déchets entrants dans un incinérateur ne nécessitent que peu de préparation, les déchets entrants dans un gazéifieur doivent, en général, être préparés (déferrailage, criblage, broyage, séchage à $H < 25\%$), de façon à contrôler **leur cinétique de conversion et la sélectivité des réactions**, par uniformisation des propriétés thermochimiques et de la granulométrie de la charge, au sein du réacteur.
- Le degré de préparation de la charge entrante (homogénéisation, calibration, séchage) est fonction principalement de la technologie de pyrolyse/gazéification utilisée, certaines nécessitant :
 - ✓ une préparation modérée (par exemple, fours tournants),
 - ✓ une préparation plus ou moins poussée (par exemple, lits fixes, lits fluidisés).

Ces opérations sont cependant coûteuses en énergie. Leurs SEC (*Specific Energy Consumption*), sont :

- ✓ SEC en séchage : $1 < SEC_{\text{séchage}} < 1,4 \text{ MWh}_{\text{th}}/\text{t}$ eau évaporée),
 - ✓ SEC en broyage : $150 < SEC_{\text{broyage}} < 350 \text{ kWh}/\text{t}$, avec coefficient d'équivalence (équivalence énergétique entre énergie électrique et énergie primaire) voisin de 3.
- Les refus de tri mécanique (DAE, D3E), ainsi que la fraction sèche des TMB, peuvent faire l'objet d'une étape de tri-préparation complémentaire en vue de la production de CSR,

homogénéisés et calibrés, permettant leur valorisation énergétique, par combustion, pyrolyse ou gazéification.

La consommation spécifique en énergie nécessaire à l'élaboration de CSR est, en général, inférieure à 50 kWh/t OM entrante, y compris le broyage final fin <25 mm.

8.3 Problèmes liés aux entrées d'air intempestives dans le réacteur

La pyrolyse devant impérativement être réalisée en milieu réducteur ($O_2 < 2\%$), toute entrée d'air entraîne des baisses de rendement de conversion du déchet en coke, par oxydation d'une fraction de la charge ($C + O_2 \rightarrow CO_2$).

Une entrée d'air contrôlée peut cependant être recherchée lorsque l'énergie nécessaire pour les réactions de pyrolyse est fournie par oxydation partielle de la charge.

En cas d'entrées d'air importantes, cette oxydation peut entraîner des départs de feu.

Les réacteurs de pyrolyse doivent, en général, être maintenus en légère dépression par un extracteur, disposé en aval, et ce, de façon à en extraire les vapeurs organiques formées.

Ces entrées d'air intempestives peuvent résulter **de l'existence d'une porosité interstitielle ϵ** des déchets, généralement sous forme de solides divisés. En stockage, la porosité du *packing*, est : $\epsilon \sim 0,4 - 0,6$.

La porosité interstitielle dépend du facteur de forme du déchet solide (sphères, tiges, ...), la valeur minimum ($\epsilon \sim 0,4$) étant obtenue pour des sphères.

Cette porosité contient de l'air ($\sim 40-60\%$ en volume). Cet air est introduit, en même temps que la charge dans le pyrolyseur/gazéifieur, par le dispositif d'alimentation.

Recommandations :

- ✓ Chasser l'air interstitiel, par un balayage du silo de stockage à l'azote ou au CO_2 (→ surcoûts opératoires)
- ✓ Augmenter la sphéricité par broyage/atritition préalable, type broyeur à boulets ou à barreaux (→ surcoûts opératoires)
- **Du mode d'alimentation des déchets.** Ceux-ci sont introduits dans le réacteur, en discontinu répétitif (sassées), ou bien, en continu (vis). Ces dispositifs sont souvent peu étanches, entraînant l'introduction d'air au niveau de l'alimentation du déchet.

Recommandation :

Utiliser une alimentation à double sas (*lock-hopper*), ou bien des vis suffisamment longues, pour permettre de bénéficier d'un « presse-étoupe », par augmentation de la perte de charge.

- **De l'existence de fuites du réacteur**, en particulier aux joints de dilatation, aux raccords tournants (cas des pyrolyseurs rotatifs),

Dans le cas du procédé Eddith de Thide Environnement, des processus de dilatation intempestive du four de pyrolyse entraînaient des entrées d'air dans le réacteur de pyrolyse.

Recommandation :

Utiliser des joints étanches (joints coulissants à presse-étoupe, compensateurs de dilation, bagues d'étanchéité, joints cassette, roto-joints,...).

- **Du mode d'évacuation des produits solides** de la réaction (cokes), pouvant entraîner des entrées d'air intempestives dans le réacteur, *via* sa sortie, elles-mêmes pouvant provoquer l'inflammation du coke chaud (~ 400°C) en sortie de pyrolyseur.

Recommandation :

Nécessité de refroidir des solides en sortie de réacteur, par échangeur indirect coke/eau (vis refroidie, ...), ou par pulvérisation dosée d'eau, en excluant la trempe du coke en bain d'eau, du fait de leur forte capacité d'absorption (~3-4 fois) et des pertes associées du PCI du coke.

8.4 Problèmes liés à la fusibilité d'une fraction du déchet

Les déchets comportent souvent une fraction d'éléments plastiques thermofusibles (PSW).

Les thermofusibles sont des matières plastiques qui se ramollissent sous l'action de la chaleur, puis fondent.

La plupart des plastiques présents dans les déchets d'emballage sont des thermoplastiques : Polyéthylène (PE), Polyéthylène haute densité (PEHD), Polychlorure de vinyle (PVC), Polyéthylène téréphtalate (PET), Polypropylène (PP), Polystyrène (PS), Polyamide (PA).

Leurs températures de ramollissement sont :

$$\text{PE: } T_R = 130^\circ\text{C}, \text{ PP: } T_R = 165^\circ\text{C}, \text{ PET: } T_R = 245^\circ\text{C}, \text{ PS: } T_R = 100^\circ\text{C}.$$

→ Lors de leur alimentation, ou au sein du réacteur de pyrolyse-gazéification, la fraction thermofusible des déchets se ramollit, provoquant le collage et l'agglomération des solides divisés.

La fusion de la fraction fusible du déchet, de chaleur latente L_f se produit rapidement, au bout d'un temps caractéristique, de :

$$\tau_f = \frac{\rho_p d^2 L_f}{12 \lambda_g (T_\infty - T_f)}$$

où d est le diamètre moyen du déchet de masse volumique ρ_p , L_f est la chaleur latente de fusion du plastique, avec T_f , sa température de fusion et λ_g , la conductivité thermique de la phase gaz.

→ **Dans le cas particulier de l'utilisation de réacteurs à lit fixe tombant**, cette fusion entraîne le ramollissement, le tassement et le collage des solides divisés dans le lit, faisant décroître la porosité interstitielle ϵ du lit fixe tombant, et provoquant :

- ✓ **Le renardage** de la phase gaz à co- ou à contre-courant, et donc une inhomogénéité de traitement des déchets, au sein du lit,
- ✓ **L'augmentation de la perte de charge** subie par la phase gaz au sein du lit

La perte de charge à la traversée d'un lit, dépend de sa porosité, de la taille moyenne d , des éléments constitutifs du lit, de la masse volumique ρ et de la viscosité dynamique μ du gaz traversant, ainsi que de sa vitesse en fût vide U , rapport du débit volumique du flux gazeux à la section droite du lit :

$$\frac{\Delta P}{H} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu U}{d^3} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho U^2}{d}$$

Par exemple, pour $d = 1 \text{ cm}$ et $U = 1 \text{ m/s}$, on a :

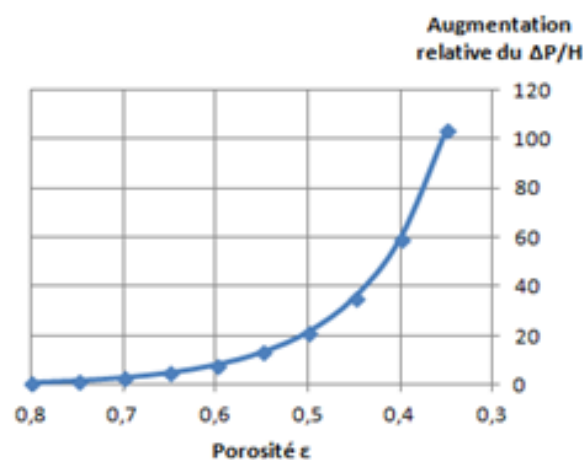


Figure 103 : Variation de la perte de charge en fonction de la porosité du lit

Ce processus de colmatage progressif de la porosité interstitielle peut aller jusqu'au bouchage du lit.

Recommandation :

Minimiser la fraction fusible des déchets entrants. Utiliser des dispositifs de brassage mécanique interne de la charge, montés sur arbre rotatif. Limiter la section des réacteurs pour limiter les risques de renardage.

→ Dans le cas des réacteurs à lits fluidisés (LFD) :

Les processus de ramollissement de la charge entrante provoquent l'agglomération du média de fluidisation (sable), conduisant à des phénomènes de dé-fluidisation du lit.

Il peut aussi il y avoir des problèmes de collage des fines ramollies (présence d'alcalins dans la charge) et construction de concrétions dans certaines parties plus froides du réacteur (par exemple, à proximité de la sortie des gaz), conduisant à des bouchages ou à des décollements de blocs qui retombent dans le lit.

Recommandation :

Une partie du gaz de fluidisation peut être injectée tangentiellement dans le lit dense, permettant une forte agitation mécanique du média de fluidisation, car création d'un écoulement interne additionnel *swirlé*.

8.5 Problèmes liés au mode de chauffage des réacteurs de pyrolyse

La pyrolyse étant une réaction endothermique, il est nécessaire d'apporter de l'énergie calorifique à la charge traitée. Le flux thermique transféré est donc directement lié au coefficient de transfert thermique global de cet échange.

Cet apport thermique à la charge divisée peut être réalisé par :

- Par transfert indirect entre une double-enveloppe disposée autour du réacteur, elle-même balayée par des fumées chaudes (postcombustion des incondensables de la pyrolyse des déchets).

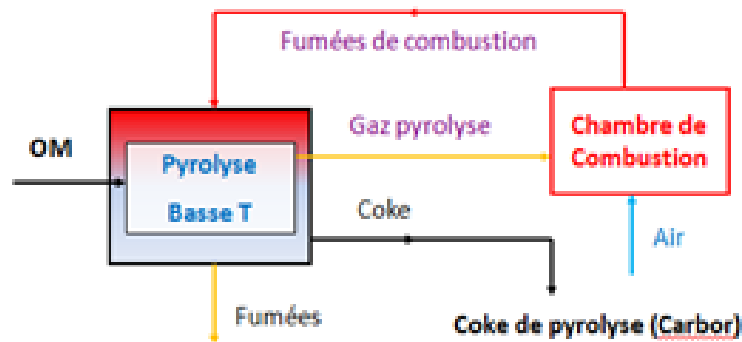


Figure 104 : Chauffage par transfert indirect

Dans ce cas, les coefficients d'échange paroi /solides divisés sont médiocres, en lit fixe tombant : $\sim 40\text{-}50 \text{ W/m}^2\text{°C}$, en four à vis rotative : $70\text{-}80 \text{ W/m}^2\text{°C}$. Ceci est, en grande partie lié au fait que la conductivité thermique effective λ_{eff} du déchet, sous forme de milieu granulaire (solides divisés) :

- décroît avec la porosité de l'empilement. Elle est, de plus, beaucoup plus faible, que celle du solide constituant le lit : $\lambda_{\text{eff}} \ll \lambda_s$, du fait de la présence de gaz, de faible conductivité thermique, dans sa porosité interstitielle :

$$\frac{\lambda_{\text{eff}}}{\lambda_s} = \frac{1 + 2 \beta \phi + (2 \beta^3 - 0,1 \beta) \phi^2 + \phi^3 \times 0,05 \exp(4,5 \beta)}{(1 - \beta \phi)} \quad \beta = \frac{\lambda_s - \lambda_g}{\lambda_s + 2 \lambda_g} \quad \phi = 1 - \varepsilon$$

- dépend de la température du solide divisé, soit $\lambda_{\text{eff}} = \lambda_{\text{eff}}(T)$. En effet, la conductivité thermique effective diminue au cours du chauffage de la charge :

$$\lambda_{\text{eff}}(T) / \lambda_{\text{eff}}(T_0) \sim T^{-0,52} \quad (20 < T < 800^\circ\text{C}).$$

Ainsi, un déchet chauffé à partir d'une paroi, verra la couche en contact avec la paroi, devenir rapidement isolant, gênant la pénétration de la chaleur plus avant.

→ Problèmes de chauffage par conduction dans l'étage de pyrolyse (*degazing reactor*) du procédé Thermo-Select :

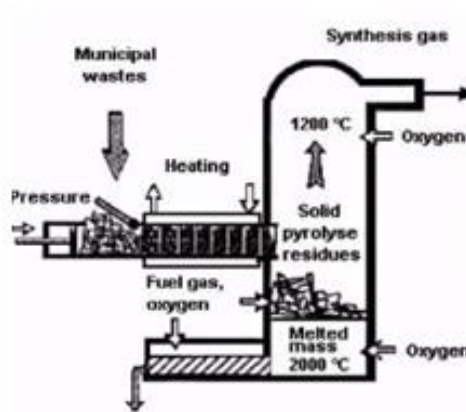


Figure 105 : Mode de chauffage dans le réacteur Thermo-Select

La charge entrante y est poussée mécaniquement dans une chambre cylindrique horizontale, chauffée extérieurement par double-enveloppe. La vitesse de chauffage de la charge est alors entièrement contrôlée par sa conductivité effective de la charge. Celle-ci étant faible, la pénétration de chaleur est lente et de forts gradients radiaux de température apparaissent, conduisant à une inhomogénéité du traitement thermique de pyrolyse de la charge entrante (incuits au centre, surcuits en périphérie).

→ Problèmes de chauffage du déchet par conduction et rayonnement dans le réacteur à sole tournant du procédé Citron (*Oxy-Reducer*) :

Le déchet à pyrolyser, est déposé en couche sur une sole tournant, et chauffé par conduction par la sole et par transfert radiatif par la voute.

Ce processus rendait difficile la conduite du four, empêchant, en particulier, l'augmentation du débit de traitement, l'épaisseur de la couche entrante, dans les conditions du dimensionnement de l'installation, ne pouvant pas dépasser ~ 10 cm.

Recommandation :

Installer des dispositifs de retournement de la charge sur la sole tournante ou prendre correctement en compte la limitation en épaisseur lors du dimensionnement des équipements, afin de permettre le débit de traitement souhaité tout en maintenant le temps de séjour nécessaire.

→ Problèmes de chauffage par conduction dans l'étage de pyrolyse du procédé PyroVac :

- ✓ le procédé fonctionnant sous vide, la conductivité thermique effective du déchet est très faible,
- ✓ le solide divisé est disposé en couche, sur le plateau, lui-même chauffé par circulation interne de sels fondus, a une conductivité thermique effective qui décroît avec l'avancement des réactions.

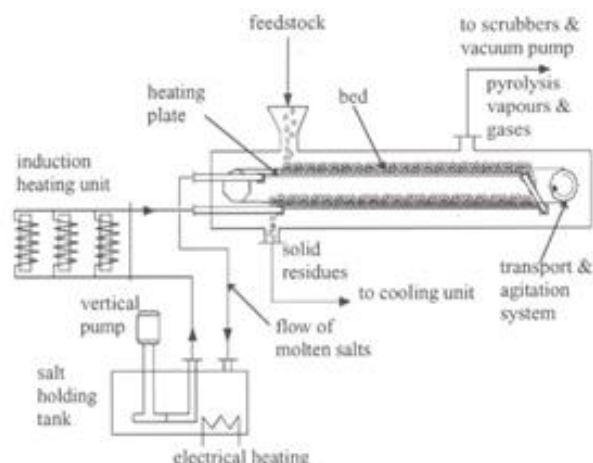


Figure 106 : Mode de chauffage dans le procédé PyroVac

Ainsi, compte-tenu des faibles conductivité thermique effective des déchets et de leur diminution avec l'augmentation de la température en cours de traitement, il est nécessaire d'utiliser des réacteurs à grande surface d'échange, ou bien, de réduire l'épaisseur de la couche de déchets dans le réacteur, entraînant une baisse de débit de coke produit.

Recommandation :

Installer un dispositif de retournement de la couche en mouvement.

- Par contact direct :
 - ✓ par balayage convectif de la charge par un gaz inerte (CO_2 , N_2), préalablement chauffé,
 - ✓ par des fumées neutres ($\text{O}_2 < 2\%$), issus d'une chambre de postcombustion des gaz de pyrolyse (FGR). Dans ce cas, si la teneur en O_2 de gaz de balayage est supérieure à 2%, il peut en résulte des départs de feu dans le réacteur.

Le Procédé de pyrolyse de Thermya, qui mettait en œuvre pour son chauffage un recyclage des fumées de postcombustion des gaz de pyrolyse, entraînait fréquemment des élévations intempestives de la température interne du réacteur. En effet, la teneur en oxygène des gaz recyclés, étant, dans la pratique, souvent bien supérieure à 2%, entraînaient des processus d'oxydation pouvant conduire à des départs de feu.

Ces problèmes de départ de feu en bas de colonne ont entraînés des arrêts d'urgence, ont nécessité que l'ensemble des produits soit évacué et l'installation nettoyée de tous les goudrons déposés.

Pathologies rencontrées dans le cas particulier des pyrolyses rapides

Une pyrolyse rapide ou « flash » appliquée, par exemple, à la dépolymérisation des PSW, doit permettre de minimiser la production de solides carbonés (coke), et de maximiser la production de gaz condensables, permettant ainsi d'aboutir, après condensation, à une production optimale d'un liquide combustible (*filière plastic to fuel*).

Les principales pathologies associées sont essentiellement liées aux processus de transfert thermique vers le solide divisé :

- Des **vitesse de chauffage de la charge insuffisantes** ($< 200-300^{\circ}\text{C/s}$) et des coefficients de transfert médiocres ($< 400-500 \text{ W/m}^2\text{C}$), ne permettant pas des réactions primaires rapides, conduisant à la production d'huiles avec des rendements inférieurs à 50-60% en masse, par formation de coke.

La vitesse de chauffe est le paramètre le plus difficile à maîtriser. Elle décroît fortement en fonction :

- ✓ de la granulométrie et de l'humidité de la charge en PSW → possibilité d'utiliser une phase fondue, en préparation de charge, avec injection dans le réacteur par pulvérisation. La fraction fusible de la charge peut, en effet, être préalablement fondue, permettant l'élimination de l'eau et des indésirables, puis pulvérisée en *spray* de fines gouttelettes fondues (200-400 μm), granulométrie difficilement accessible par broyage,
 - ✓ de la faiblesse des coefficients de transfert thermique interne rencontrés, dans la plupart des pyrolyseurs commerciaux ($\sim 40-60 \text{ W/m}^2\text{C}$ en réacteur batch, par ex.),
Les mauvais coefficients de transfert thermique interne réacteur batch, utilisé, par exemple, par le procédé Agilyx de dépolymérisation thermique des déchets plastiques, fonctionnant par chauffage externe en double enveloppe, ont entraîné la production de fortes quantités de coke, en s'éloignant des conditions de pyrolyse rapide, et ce, au détriment de la production d'huile. Ceci a entraîné la faillite du procédé Agilyx dans sa première version.
- Un « **quençh** » à froid insuffisamment rapide dans l'étape de condensation des vapeurs organiques. Ceci entraîne l'apparition de processus de repolymérisations secondaires, avec formation de goudrons. L'utilisation d'une condensation par pulvérisation d'eau à contact direct, est déconseillée, du fait de la possibilité de formation d'émulsion huile-eau, difficilement séparable ultérieurement.

Recommandation :

Favoriser au maximum la mise en œuvre de transferts convectifs internes, par utilisation de dispositifs de brassage mécanique (retournement, agitation, vibro-fluidisation, ...), ou bien utiliser des réacteurs à forts coefficients de transfert interne, tels que les LFD ($\sim 400-600 \text{ W/m}^2\text{C}$) ou LFC.

8.6 Dépôts/encrassement par condensation des goudrons contenus dans les gaz de pyrolyse/gazéification

Quand le déchet entrant est chauffé, en atmosphère réductrice, sa structure moléculaire est déconstruite, par rupture thermolytique des liaisons intermoléculaires internes, conduisant à la formation de fractions légères gazeuses, et de fractions plus lourdes, facilement condensables (en dessous de 350°C), désignées par goudrons primaires. Ces goudrons primaires peuvent poursuivre leurs réactions, par repolymérisation, par exemple, et conduire à la formation de goudrons secondaires.

Les processus de dépôt/encrassement des installations aval de pyrolyse/gazéification, résultent :

- ✓ de la condensation des goudrons sur les éléments froids ($T < 350^{\circ}\text{C}$) de l'installation aval (conduits de sortie, cyclone, ...),

- ✓ du piégeage des envols particulaires dans les dépôts de goudrons dans les conduits de liaison réacteur/chambre de postcombustion des gaz de pyrolyse/gazéification.

Ces dépôts/encrassement provoquent un grand nombre de dysfonctionnements (bouchage des conduits, coulures goudronnées, ...).

Recommandation :

→ Isolation thermique poussée des conduits en contact avec l'extérieur, voire traçage à chaud des canalisations pour éviter les points froids,

→ Chauffage des gaz de pyrolyse/gazéification, en sortie de réacteur, afin de réaliser le craquage thermique des goudrons

La réaction de craquage thermique suit une cinétique de premier ordre :

$$C_G(t) = C_{G0} \exp [-k t], \text{ avec : } k = A \exp \{ - E/RT \} \text{ et :}$$

Avec : $f = C_G(\tau) / C_{A0}$,

E : énergie d'activation (J / mol) ;

T : température absolue (K) ;

R : constante molaire des gaz parfaits (= 8,314 J / mol.K) ;

A : pré-facteur exponentiel (s⁻¹).

La DRE d'une espèce (*Destruction Removal Efficiency*), au bout d'un temps de séjour τ , est : DRE = 100 (1- f), en %.

Les coefficients cinétiques du craquage thermique interne des goudrons ont été déterminés par Morf P. (*Ph.D. thesis. Swiss Federal Institute of Technology, Zurich; 2002*). Ils valent:

$$A = 4 \times 10^4 \text{ s}^{-1}, E = 76,6 \text{ kJmol}^{-1}$$

La DRE des goudrons atteint ~100% pour des températures supérieures à 1 000°C, quel que soit le temps de séjour utilisé.

Le craquage thermique du syngaz peut être réalisé en post-traitement, par :

- ✓ utilisation de torche à plasma. Cette solution a l'avantage de ne pas dégrader le PCI du syngaz. Cependant, consommant de l'électricité, elle renchérit, *a priori*, fortement le coût opératoire du procédé, avec, de plus, un coefficient d'équivalence en énergie primaire voisin de trois.
- ✓ introduction d'une faible quantité d'air dans le syngaz, ce qui permet, par oxydation partielle, d'atteindre les températures de craquage thermique des goudrons, mais ce, au détriment, de la concentration en CO-H₂ et donc, du PCI du syngaz, ainsi que du rendement net de gazéification.

→ Fonctionnement à haute température (> 1000°C), dans le cas des gazéificateurs seuls, afin d'y réaliser un craquage thermique *in situ* des goudrons formés. Ces hautes températures de fonctionnement peuvent être atteintes par une gazéification des déchets à l'air enrichi ou à l'oxygène (procédé JFE).

Des surcoûts liés à l'utilisation d'oxygène, ainsi qu'à la réfractorisation poussée de l'enceinte du réacteur sont cependant à prévoir.

→ L'abattage catalytique *in situ* des goudrons peut être mis en œuvre dans le cas de gazéificateurs LFD (dolomite, olivine, oxydes métalliques (Ni) supportés).

L'olivine est considérée comme étant le matériau le plus prometteur pour le craquage des goudrons en lit fluidisé (L. Devi, K.J. Ptasinski, F.J.J.G. Janssen, S.V.B. van Paasen, P.C.A. Bergman, J.H.A. Kiel, *Renewable Energy*, 30, 2005).

C'est une olivine dopée (contenant 3,7 % de NiO) qui est utilisée dans le procédé FICFB de Güssing (Pfeifer C, Rauch R, Hofbauer H., *Ind. Eng. Chem. Res.*, 43, 1634, 2004) : la concentration en goudrons en sortie de réacteur (lit entraîné) est de 1,2 mg/ Nm³ pour une température de gazéification de 850°C et un ratio vapeur d'eau / biomasse de 0,6.

Cependant, dans le cas des déchets, ces catalyseurs peuvent rapidement s'empoisonner (S), imposant l'obligation de les régénérer (→ surcoûts),

→ Lavage des goudrons :

Il peut être réalisé à l'eau ou par des hydrocarbures.

Des laveurs à eau, de type Venturi, peuvent être utilisés pour abattre *ex situ* des goudrons contenus dans le gaz, en sortie de gazéifieur.

Des niveaux de goudrons, jusqu'à 20-40 mg/Nm³, et des niveaux de particules voisins de : 10 - 20 mg / Nm³ peuvent être réalisés avec un laveur à l'eau (Jansen JC, Jonsson K, HagmanLa M., *Biological detoxification of tar-water, Water Sci Technol.*, 46, p59, 2002).

De l'ordre de 60 à 70% des goudrons peuvent être nettoyés des gaz bruts en voie humide. Néanmoins, ces systèmes sont assez chers. En outre, ces procédés refroidissent le gaz, tandis que l'énergie contenue dans les goudrons est perdue. Enfin, ces systèmes génèrent beaucoup d'effluents aqueux contaminés, avec la nécessité d'un traitement avant rejet à l'environnement.

Concernant le lavage aux hydrocarbures, il s'agit d'un post-traitement, susceptible, après refroidissement du syngaz, d'absorber les goudrons, ceux-ci étant solubles dans les hydrocarbures (Procédé type Olga d'ECN, Bergman PCA, van Paasen SVB, Boerrigter H., *Pyrolysis and gasification of biomass and waste. Edit. by Bridgwater AV. Newbury, UK, CPL Press, 347, 2003*)

Un strict étagement des températures, après refroidissement du syngaz, permet de condenser successivement les goudrons, puis l'eau, contenus dans le syngaz. Le fonctionnement du procédé dépend donc de la température de sortie du syngaz, du point de rosée des goudrons et de l'eau, paramètres souvent difficilement contrôlables (composition de la charge, composition des goudrons, ...).

Ce type de procédé de lavage des goudrons a été mis en œuvre dans le procédé de gazéification développé par EBV/Eneria/CAT dans son unité de Moissanes. Cette technologie complexe de lavage à l'huile, bien que performante au laboratoire, s'est avérée problématique en extrapolation d'échelle, entraînant de nombreux problèmes de maintenance et de performance du procédé, qui ont conduit à l'arrêt de l'installation.

8.7 Problèmes à la teneur du déchet entrant en éléments alcalins (Na, K)

Les composés alcalins (Na, K) contenus dans le gaz de synthèse sont sous forme vapeur pour des températures supérieures à 800°C. Lors du refroidissement du gaz, ceux-ci se condensent sous formes d'aérosols très fins (< 5 µm), difficiles à piéger. Leur piégeage peut être réalisé à chaud, par des filtres céramiques, ou des lits de filtration contenant des adsorbants solides (charbon actif, bauxite activée).

La température des filtres à chaud doit être comprise entre 300 et 500°C. Au-dessus de 500°C, les alcalins traverseront le filtre, et, en dessous de 300°C, le filtre sera colmaté par des dépôts de chlorure d'ammonium NH₄Cl (C. Higman and M. van der Burgt, "Gasification", Elsevier, 2003).

L'ajout de cyclones, en amont du filtre à chaud, permet de réduire la charge déposée sur le média de filtration.

De plus, de fortes teneurs en matières minérales, associées à la présence de composés alcalins (Na, K) dans le déchet, entraînent la diminution de la température de ramollissement/ fusion des fractions minérales (formation d'eutectiques).

Ceci entraîne des processus de dépôts de cendres collantes dans les gazéificateurs HT, ainsi que l'apparition d'enrochage dans les installations utilisées en aval.

Ces dépôts minéraux fondus se solidifient sur les parois des tubes des chaudières et des surchauffeurs (1G), provoquant une perte de rendement des installations de récupération calorifique.

Recommandations :

- Utiliser des gazéificateurs à une température de fonctionnement $T < 900^{\circ}\text{C}$,
- Utiliser des gazéificateurs dotés d'un étage de vitrification. L'abaissement des températures de fusion facilitera d'autant l'écoulement du vitrifié,
- Utiliser des filtres à chaud ($300^{\circ}\text{C} < T < 500^{\circ}\text{C}$),
- Certains matériaux, utilisés en ajout dans un réacteur HT, sont susceptibles de relever les températures de fusion des cendres, comme l'oxyde d'aluminium, l'oxyde de calcium, l'oxyde de magnésium, la dolomite (CaCO₃.MgCO₃) et le kaolin.

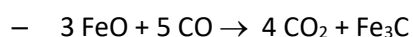
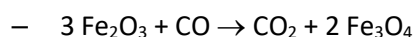
Par exemple, l'addition de 3% en masse de kaolin, permet de faire passer la température de déformation des cendres siliceuses en présence d'alcalins, de 770°C à 1280°C, évitant ainsi leur ramollissement.

8.8 Problèmes liés aux processus de corrosion en atmosphère réductrice

Les processus de corrosion, subis par les enceintes de pyrolyse et/ou de gazéification de déchets, sont essentiellement liés aux compositions des atmosphères rencontrées. Celles-ci, très réductrices, contiennent du CO, de l'H₂ et de la vapeur d'eau, en présence de gaz acides H₂S, HCl.

➤ **Corrosion par CO :**

- ✓ Attaque des oxydes métalliques : le CO en milieu réducteur peut provoquer une attaque des couches protectrices d'oxyde de fer, sur les parties métalliques de l'enceinte. Les réactions associées sont :



Ces réactions, lentes à basse température, deviennent rapides au-dessus de 400°C et conduisent à la fragilisation des surfaces.

- ✓ Processus de carburation : en présence de fortes teneurs en CO, les aciers subissent également un processus de carburation: $xM + 2 y CO \rightarrow M_xC_y + y CO_2$

Le carbure de métal ainsi libéré diffuse à l'intérieur de l'alliage, et peut précipiter aux joints de grains, fragilisant le métal.

➤ **Corrosion par H₂ :**

- ✓ « *Hydrogen blistering* » :

Compte tenu du type d'atmosphère générée en gazéification, des processus de fragilisation par l'hydrogène sont présents. Ce phénomène provient de la capacité de l'hydrogène à diffuser dans les métaux.

Il affecte les alliages à caractéristiques mécaniques élevées et se traduit par la propagation rapide de fissures (comme la corrosion sous contrainte). L'hydrogène s'insère dans le matériau et diminue l'énergie de cohésion entre les atomes. L'endommagement causé est connu sous le nom de cloquage par hydrogène :

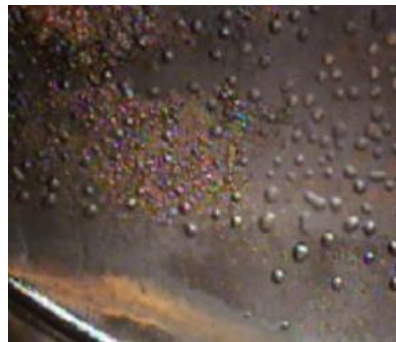


Figure 107 : Hydrogen blistering

- ✓ Décarburation : De plus, dans le cas des aciers utilisés à haute température, l'hydrogène peut réagir avec les carbures de fer (formés par corrosion par CO) et former du méthane. Ce phénomène, connu sous le nom de décarburation, abaisse la résistance à la rupture de l'acier.
- ✓ Présence de H₂S : elle favorise la pénétration de l'hydrogène, accélérant la dégradation des aciers.

8.9 Problèmes d'arrêt/démarrage des installations

Certains réacteurs de pyrolyse/gazéification présentent des difficultés d'inertie des réactions de conversion avec maintien de dégagements de gaz combustibles, lors de leurs phases d'arrêt (intempestif ou d'urgence).

Ceci est lié au type de réacteur utilisé, en particulier en ce qui concerne la rétention de la charge au sein du réacteur, elle-même liée à l'efficacité des coefficients de transfert thermique interne (forte rétention si coefficients de transfert faibles et inversement).

Par exemple, dans le cas des lits fixes tombant, ceux-ci présentent l'inconvénient d'avoir une forte rétention de la charge contenue dans le réacteur, associée à de longs temps de séjour internes (~ 50-200 mn).

Dans le procédé de pyrolyse de Thermya, le temps de séjour dans la colonne, de la charge à traiter, était compris entre 8 et 12 h ! Pour un débit entrant de 1,5 t/h de bois contaminé, à 15% d'humidité, la colonne était constituée d'un tube en acier de 10 mètres de haut et de 2,5 m de diamètre interne.

En cas d'arrêt d'urgence, ou de problèmes en exploitation (rupture mécanique, bouchage, ...), les processus de pyrolyse et de gazéification (elle-même évoluant vers une pyrolyse) se poursuivent pendant des durées significatives (~ 10-20 mn), après arrêt de l'alimentation. Cet état de fait impose le recours à un dispositif de torchère, destinée à éviter l'accumulation de gaz combustible dans l'installation.

De plus, quand ce syngaz est produit à partir de déchets, il peut arriver que les autorités réglementaires imposent la mise en place d'un dispositif d'abattage des fumées issues de la combustion en torchère. Ceci renchérit fortement le coût d'équipement de l'installation.

A l'opposé, les réacteurs LFD, par exemple, du fait de leurs forts coefficient de transfert thermique interne (~ 500-800 W/m²°C), ont des faibles rétentions de la charge à gazéifier. En cas d'arrêt d'urgence, les processus de gazéification s'arrêtent en moins d'une minute.

8.10 Problèmes liés à l'abattage du syngaz en milieu réducteur

Ces problèmes sont spécifiques des installations de gazéification 2G (deuxième génération) et sont liés à la nécessité, dans ce cas, de réaliser une épuration poussée du syngaz, avant son introduction dans un moteur à gaz ou une turbine à gaz, pour une production d'électricité, *via* un alternateur.

En effet, ces équipements (moteurs, TAG) nécessitent que le gaz combustible utilisé, respectent un cahier des charges contraignant sur les seuils de polluants à ne pas dépasser :

Application	Goudrons mg/Nm ³	Particules mg/Nm ³	Alcalins mg/Nm ³	Ammoniac mg/Nm ³	Chlorures mg/Nm ³	Sulfures mg/Nm ³
Moteur	< 50	< 50	< 1	< 50	< 10	< 100
Turbine	< 5	< 30	≈ ppmv			

Tableau 11 : Cahier des charges pour un syngaz, en entrée moteur et TAG

Les abattages nécessaires en gazéification de 2^e génération concernent non seulement la présence de goudrons, en particulier les goudrons lourds, mais aussi des particules fines, de l'hydrogène sulfureux, de chlorures, de sulfure d'alcalins et d'ammoniac, potentiellement émis lors du processus de gazéification.

Cette épuration doit être effectuée en milieu réducteur, c'est-à-dire de façon non conventionnelle. En effet, si l'épuration de gaz est facilement réalisée en milieu oxydant (fumées d'incinération, fumées issues de la postcombustion 1G de syngaz), il n'en va pas de même quand le syngaz doit être épuré avant sa combustion en moteur interne.

Par exemple, le soufre contenu dans un déchet est converti en H₂S en sortie de gazéification. Après combustion oxydante (1G), celui-ci est oxydé en SO₂, facilement capturable, alors que dans les procédés 2G, il doit être abattu en milieu réducteur.

Les procédés d'abattage en milieu réducteur, bien que maîtrisés dans l'industrie chimique (par exemple, abattage de H₂S par le procédé Claus), sont complexes et difficiles de mises en œuvre dans le cas du traitement de déchets, compte-tenu de leur charge polluante.

Cela explique les nombreux échecs observés, en traitement de déchets, dans la mise en œuvre de procédés de gazéification de 2^e génération (EBV-Eneria, PEG de Plasco, ...).

8.11 Problèmes liés à l'absence de débouchés commerciaux des produits formés

- **En pyrolyse, le produit-cible, le coke**, est, compte-tenu des basses températures de traitement, chargés des éventuels polluants initialement contenus dans le déchet (métaux lourds, soufre, chlore, ...), donc non-valorisable (en chaudière, par exemple). Le semi-coke produit est un combustible solide pollué et très cendreuse.

Une des causes essentielles de l'échec du procédé Eddith (Thide Env.), de pyrolyse d'OM, a été l'impossibilité de trouver des débouchés au Carbor produit, en tant que combustible solide dérivé, utilisable en chauffe industrielle, ou bien en tant qu'agent réducteur en pyrométallurgie, par exemple. Ce refus de reprise du produit par des opérateurs extérieurs était largement lié au fait que le Carbor restait un déchet et que, de plus, il avait des caractéristiques très médiocres, à savoir un combustible cendreuse, à forte teneur en chlore et en soufre, ainsi qu'en métaux lourds, les obligeant à obtenir une autorisation d'exploiter de type incinération et équiper à leur installation d'un traitement des fumées *ad hoc*.

Dans le cas de pyrolyse de pneus, le noir de carbone récupéré n'a souvent que peu de valeur commerciale (pollution par des goudrons, des métaux lourds), à moins de lui appliquer un post-traitement. Certains équipementiers semblent néanmoins avoir trouvé des marchés de niche qui permettent une valorisation économiquement intéressante des produits.

- **L'huile de pyrolyse** produite peut contenir, suivant le procédé, de fortes teneurs en « *carbon-black* », très fin (~0,7%). Elle doit donc être épurée par centrifugation pour pouvoir être utilisée en moteur thermique à huile.

En pyrolyse de pneus, la teneur en soufre des huiles produites, est de 0,69%, soit 4 fois la teneur acceptée pour le FOD.

Ces médiocres qualités, ont conduit à la fermeture de l'unité de pyrolyse des pneus, développée par Projet Energy (Italie).

- **Le gaz de synthèse** produit en gazéification est en général, un gaz pauvre. Dans certains usages, le faible PCI ne pose aucune difficulté, car celui-ci est compensé par la quantité pour obtenir l'énergie souhaitée. Dans d'autres applications, il peut être nécessaire que le PCI soit augmenté

par utilisation d'air enrichi en tant qu'agent de gazéification, par abaissement de sa teneur en azote. Cependant, il en résulte un surcoût de fonctionnement, lié soit à l'achat d'oxygène, soit à l'installation d'une unité de séparation de l'air (ASU). De plus, il est chargé en poussières et en goudrons condensables, rendant difficile son utilisation dans des installations de 2^e génération, à moins d'une épuration poussée en milieu réducteur. Cette difficulté n'existe pas pour les procédés de 1^{ère} génération, le syngaz étant directement oxydé, l'abattage des polluants étant alors réalisable en milieu oxydant, à l'aide des mêmes procédés conventionnels d'abattage, que ceux utilisés en incinération et permettant de satisfaire les VLE européennes concernant les rejets atmosphériques.

Par ailleurs, en pyrolyse de pneus usagés, le syngaz contient de grandes quantités de soufre et d'azote. Ces teneurs élevées en azote, entraînent la formation de NOx en combustion du gaz en moteur thermique (NOx ~ 2500 mg/Nm³).

- **Les résidus solides**, une fois vitrifiés, restant considérés comme un déchet, ils sont donc difficilement valorisables en technique routière ou en génie civil.

9. PERSPECTIVES ET CONCLUSION

Cette revue des problèmes auxquels fait face le développement de procédés thermochimiques de valorisation énergétique des déchets, peut paraître décourageante, confirmant que l'innovation dans ce domaine est difficile au plan scientifique et technique.

La filière a sans doute fait preuve d'un excès de confiance en minimisant les difficultés de la transposition des technologies de gazéification, déjà largement maîtrisées pour la valorisation énergétique du charbon minéral ou de la biomasse propre, vers leur application aux déchets.

Cependant, on a vu que, non seulement de nombreux procédés de ce type ont déjà démontré leur fiabilité dans le domaine des déchets, mais également, que les bénéfices à en attendre sont importants en termes de rendement de valorisation énergétique des déchets.

En particulier, les gazéificateurs permettent de traiter des déchets à forts PCI (PCI > 4-5 MWh/t), de type CSR. *A contrario*, en incinération les PCI concernés ne peuvent guère dépasser 3 MWh/t, sous peine de devoir utiliser des grilles refroidies, ces hauts PCI entraînant des phénomènes de dards thermiques, susceptibles d'endommager les grilles. C'est une des raisons pour laquelle, actuellement en France, la plupart des incinérateurs ne peuvent pas utiliser de CSR, en tant que charge entrante.

En termes de valorisation énergétique des déchets, on a vu qu'une installation de gazéification de 1^{ère} génération, permet la réduction du volume spécifique des fumées grâce à une combustion homogène du syngaz, à faibles excès d'air ($e \sim 10-15\%$), permettant de passer de 6 500-7 500 Nm³/t, pour la combustion conventionnelle hétérogène à 3 500-4 500 Nm³/t. Il en résulte une importante diminution des pertes thermiques à la cheminée et par là, une augmentation du rendement potentiel de valorisation énergétique η_p de l'installation, défini comme le rapport entre la puissance thermique récupérable, à la puissance PCI entrante.

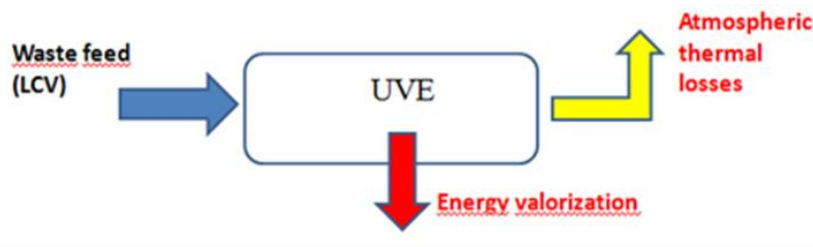


Figure 108 : Rendement potentiel de valorisation énergétique

En effet, pour un déchet donné (à PCI et à pouvoirs comburivore V_A et fumigène V_F , donnés) et avec une température de rejet T_f des fumées imposée par les températures de rosée, les pertes convectives augmentent quand l'excès d'air e augmente, entraînant la décroissance du rendement potentiel η_P de valorisation énergétique :

$$\eta_P = 1 - \rho_f C_{Pf} \left(V_{FH}^0 + \frac{e}{100} V_A^0 \right) \frac{(T_f - T_0)}{PCI}$$

Ainsi, à l'inverse, le rendement η_P croit quand l'excès d'air diminue. Une amélioration voisine de 30% du rendement énergétique potentiel de valorisation, peut être ainsi obtenue pour une unité de gazéification intégrée, par rapport à une unité conventionnelle d'incinération, à même puissance PCI entrante.

La réduction des volumes de fumées rejetées à l'atmosphère, permet également la réduction de la taille de l'installation, en particulier des équipements d'abattage des fumées, et par là, permet de réduire son emprise au sol.

Les conséquences en sont, une meilleure acceptabilité du public, ainsi qu'une réduction de son coût d'équipement (*Purchase Equipment Cost*, PEC).

Ainsi, une installation de gazéification de 1^{ère} génération fonctionnant en cogénération avec traitement de fumées (gazéifieur + chaudière + GTA + TF), a-t-elle un PEC voisin de 0,8-0,9 M€ / MW_{PCI entrant}, alors qu'une installation d'incinération de même puissance (~ 10-20 MW_{PCI}) a un PEC voisin de 1,1-1,2 M€ / MW_{PCI entrant}.

Par ailleurs, concernant la valorisation énergétique des déchets, la filière de gazéification de 2^{ème} génération, avec épuration poussée en milieu réducteur du syngaz produit, offre des perspectives nouvelles, en particulier celles de pouvoir fournir :

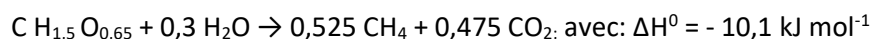
➤ **un gaz de synthèse propre (CO, H₂) :**

Le syngaz, une fois épuré, est utilisable en tant que combustible gazeux, susceptible d'être utilisés en chauffe industrielle (fours de cuisson, fours verrier, ...),

➤ **un gaz synthétique (SNG) :**

Ce gaz synthétique équivaut à du gaz naturel (CH₄), après conversion du syngaz par méthanation. En effet, une fois le syngaz épuré en milieu réducteur, celui-ci peut être converti par méthanation en

bio-SNG (Synthetic Natural Gas)¹, combustible gazeux assimilable à du méthane, suivant la réaction globalement exothermique :

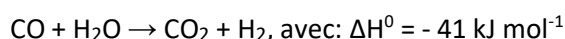


Cette réaction est réalisée, dans la pratique, en quatre étapes : une gazéification du déchet (endothermique), une épuration poussée du gaz de synthèse produit, une méthanation catalytique du gaz de synthèse pré-épuré ($CO + 3 H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$), suivies d'une séparation des gaz formés. Ces réactions sont effectuées autour de 320°C, sous pression de 25 bars, à l'aide d'un catalyseur constitué de NiO déposé sur alumine. L'eau formée est condensée et éliminée.

Ce gaz combustible propre (SNG) peut alors être réinjectés dans un réseau de gaz naturel ou bien encore être comprimé (GNV) ou liquéfié (GNL), pour être utilisé en transport, ou pour une valorisation énergétique distribuée et/ou différée.

➤ Une source de dihydrogène :

En effet, le syngaz produit, avec épuration poussée en milieu réducteur, permet également d'envisager une production d'hydrogène par mise en œuvre d'une conversion déplacée du CO par de la vapeur d'eau (*Water Gas Shift Reaction*). La réaction WGSR (*Water Gas Shift Reaction*), mise en jeu dans cette conversion déplacée, s'écrit :



Comme cette réaction est exothermique, la conversion du CO décroît quand la température augmente. Il faut donc d'abord refroidir le gaz et conduire, ensuite, cette réaction dans un réacteur catalytique à deux étages séparés. Cette opération doit être réalisée dans deux réacteurs en série : un réacteur à haute température (HT), suivi d'un réacteur à basse température (LT).

La réaction de conversion déplacée est d'abord effectuée à une température de : 350 à 400°C avec un catalyseur à base d'oxyde de fer et de chrome (Fe_2O_3/Cr_2O_3). Dans ces conditions, on peut amener la teneur du mélange gazeux en monoxyde de carbone jusqu'à : $[CO] = 3$ à 4%.

La concentration résiduelle en monoxyde de carbone peut encore être abaissée, dans une deuxième étape, à 0,1%, en réduisant la température du mélange gazeux autour de : 190 à 260°C, et en utilisant un catalyseur supporté à base d'oxyde de cuivre et de zinc ($Cu/ZnO/Al_2O_3$).

Une voie alternative est de séparer en continu l'hydrogène produit par conversion déplacée, dans un dispositif de séparation membranaire, utilisant des membranes de diffusion au palladium, ou des céramiques microporeuses.

Après séparation de l'hydrogène produit, celui-ci peut être utilisé pour une valorisation énergétique (piles à combustibles, ...) ou une valorisation matière dans des procédés chimiques ou pétrochimiques.

➤ La production de méthanol :

Le mélange CO/H₂ constituant le syngaz, une fois épuré peut également être utilisé en synthèse organique. Sa principale utilisation en synthèse est la production de méthanol, CH₃OH (MeOH). La réaction correspondante s'écrit :



¹ Dénomination réservée au gaz issu de Biomasse

Le rendement massique moyen de production de méthanol est voisin de 55%. Le méthanol est un solvant utilisé comme tel dans de nombreux domaines, tels que les peintures, l'industrie chimique, le textile. C'est un intermédiaire de synthèse chimique important.

Le méthanol est classiquement produit par reformage du gaz naturel et synthèse du mélange CO/H₂ produit. Il est également produit à partir de naphthas pétroliers, d'hydrocarbures liquides et de charbon.

Une application importante du méthanol (CH₃OH) de synthèse, pourrait être la production **d'oléfines légères** (éthylène et propylène), désignée par filière MTO (*Méthanol to Olefins*), suivie d'un craquage catalytique des oléfines (Olefin-Cracking Process, OCP), pour aboutir à des oléfines légères. Les oléfines légères produites pourraient ensuite être polymérisées en matériaux plastiques (polyéthylène et polypropylène).

Cette filière peut, en particulier, venir substituer l'éthylène d'origine pétrochimique, utilisé pour la production d'oxyde d'éthylène ou de polyéthylène.

Le méthanol produit peut également servir à produire du **formaldéhyde** (HCOH), ou formol, par exemple, par oxydation catalytique en phase vapeur du bio-méthanol. Le formol produit sert de point de départ à la synthèse de matériaux thermodurcissables, telles que les résines urée-formol, utilisées dans les panneaux de particules, ainsi que des colles à base d'urée-formol, ou mélamine-formol.

Enfin, on peut également faire réagir le méthanol produit avec un mélange gazeux de CO et H₂O, pour produire de **l'acétone** (C₃H₆O), solvant très utilisé dans l'industrie, car permettant de solubiliser de nombreuses espèces organiques et étant, de plus, miscible avec l'eau. C'est également un composé à la base de la fabrication de plastiques et de médicaments

➤ Vers la capture du CO₂ :

D'une manière générale, les installations de traitement thermique des déchets (Incinération/Gazéification Intégrée), sont émettrices de grandes quantités de CO₂ dans leurs rejets atmosphériques. Le paquet « Energie-Climat » de la Communauté européenne impose désormais une réduction, à la source, de 20% au moins, des émissions atmosphériques de gaz à effet de serre.

Deux types de systèmes de capture du CO₂, avant rejet à l'atmosphère, sont actuellement envisagés pour des installations de production d'énergie :

- Les systèmes à capture du CO₂ par absorption en aval d'une combustion conventionnelle. Elle est difficile à mettre en œuvre, compte-tenu des faibles teneurs en CO₂ dans les fumées oxydantes de combustion,
- La capture sur fumées concentrées en CO₂, telles qu'issues d'installations de gazéifieur intégrés à fonctionnement modifié (oxy-gazéification intégrée), par remplacement de l'air par de l'oxygène ou de l'air enrichi, l'azote de l'air étant lui, remplacé par un recyclage des fumées, puisées en aval (O₂/recyclage de fumées FGR) :

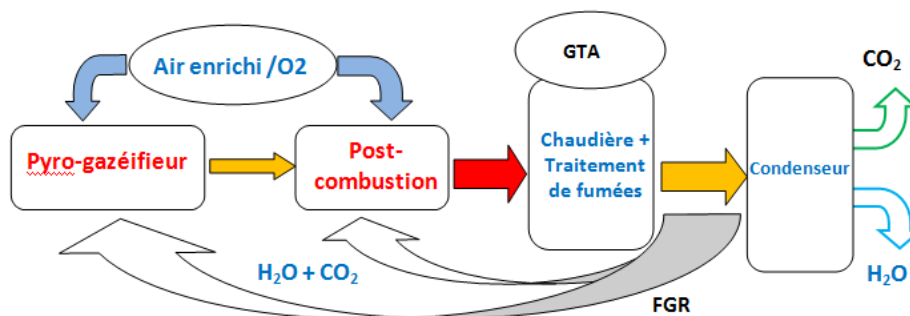


Figure 108 : Schéma de principe de la capture CO₂ en oxy-gazéification intégrée

Le ballast azote de l'air est, dans ce cas, remplacé par des fumées neutres soutirées en aval (FGR, *Flue Gas Recycling*), après épuration des fumées. Le remplacement de l'azote de l'air par des fumées neutres recyclées, permet de conserver la plupart des paramètres de fonctionnement de l'installation, sans détarage de la chaudière.

Les fumées, après épuration, sont alors constituées majoritairement de CO₂ + H₂O. La condensation de la vapeur d'eau permet alors la séparation facilitée du CO₂, suivie de sa valorisation (gaz industriel, récupération assistée du pétrole, synthèse d'urée, de méthanol, minéralisation *ex situ*, biosynthèse d'huiles végétales, ...).

L'installation d'un ensemble O₂/FGR, sur une unité de gazéification Intégrée en place, a cependant un coût (installation d'une ligne d'extraction des fumées, d'un ventilateur et d'une Unité d'enrichissement de l'air). Ce coût est cependant moins élevé que celui d'une installation d'absorption du CO₂ (MEA).

Ces modifications peuvent toutefois être apportées dans un deuxième temps, par « *revamping* » d'une installation de gazéification existante, alors qu'elles sont totalement impossibles sur un incinérateur.

En conclusion, les filières de gazéification de 1^{ère} et de 2^e générations offrent de nombreuses perspectives d'amélioration de la valorisation énergétique des déchets, aussi bien en termes d'amélioration des rendements de conversion (chaleur/électricité) par rapport aux installations d'incinération conventionnelles, qu'en terme de mise à disposition de nouveaux vecteurs énergétiques (syngas, méthane, hydrogène, ...), avec possibilité de capture du CO₂ avant rejet à l'atmosphère. Cependant, il conviendra, à termes, de lever certains verrous, en particulier celui concernant l'abattage des syngaz en milieu réducteur.

Pour que ces filières puissent apporter leur contribution à l'atteinte de divers objectifs environnementaux comme la réduction du recours aux énergies fossiles, le développement des énergies renouvelables et la limitation de l'enfouissement des déchets, il est primordial que les Pouvoirs Publics maintiennent ou mettent en place les aides financières pour accompagner la résolution des difficultés de mise au point qui peuvent subsister, assurer le développement technologique et la viabilité des unités industrielles, notamment dans le contexte actuel de prix des énergies fossiles très bas.