

**Titre:** Modélisation et validation expérimentale de la production de syngaz  
Title: par gazéification des matières résiduelles

**Auteur:** Christelle Havegeer Richard  
Author:

**Date:** 2020

**Type:** Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

**Référence:** Havegeer Richard, C. (2020). Modélisation et validation expérimentale de la  
Citation: production de syngaz par gazéification des matières résiduelles [Mémoire de  
maîtrise, Polytechnique Montréal]. PolyPublie.  
<https://publications.polymtl.ca/5469/>

 **Document en libre accès dans PolyPublie**  
Open Access document in PolyPublie

**URL de PolyPublie:** <https://publications.polymtl.ca/5469/>  
PolyPublie URL:

**Directeurs de  
recherche:** Robert Legros  
Advisors:

**Programme:** Génie chimique  
Program:



**POLYTECHNIQUE MONTRÉAL**

affiliée à l'Université de Montréal

**Modélisation et validation expérimentale de la production de syngaz par  
gazéification des matières résiduelles**

**CHRISTELLE HAVEGEER RICHARD**

Département de génie chimique

Mémoire présenté en vue de l'obtention du diplôme de *Maîtrise ès sciences appliquées*

Génie chimique

Septembre 2020



# **POLYTECHNIQUE MONTRÉAL**

affiliée à l'Université de Montréal

Ce mémoire intitulé :

## **Modélisation et validation expérimentale de la production de syngaz par gazéification des matières résiduelles**

présenté par **Christelle HAVEGEER RICHARD**

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

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

**Olivier HENRY**, président

**Robert LEGROS**, membre et directeur de recherche

**Jason Robert TAVARES**, membre



## REMERCIEMENTS

Je souhaite remercier mon directeur de recherche Robert Legros pour m'avoir accueillie dans la chaire de recherche sur la valorisation des matières résiduelles (CRVMR). Il m'a accompagnée et aidée durant toute ma recherche.

Je souhaiterais également remercier James Butler et Jennifer Littlejohns pour m'avoir donné l'opportunité de travailler sur une unité pilote de gazéification et aidé dans ma recherche. Je remercie également Kevin Austin pour sa patience et son aide pour l'opération sur l'unité pilote.

Je remercie toute la chaire de recherche CRVMR pour leur aide au quotidien et notamment pour le tri manuel des matières résiduelles, sans quoi je n'aurais jamais fini à temps ma recherche.

Je remercie Polytechnique Montréal ainsi que l'ICAM qui m'ont donné l'opportunité d'effectuer cette maîtrise.

Je remercie également les centre de tri de matières résiduelles de Valoris et de Tomlinsen qui m'ont permis de mieux comprendre le marché réel des matières résiduelles et ses difficultés.

Enfin, je remercie tous les partenaires de la chaire CRVMR sans qui ce projet n'aurait pas existé.



## RÉSUMÉ

La gestion des matières résiduelles (GMR) est un enjeu critique pour toutes les municipalités. Bien que le Québec ait mis en place des politiques de collectes tri-sélective depuis 1998, en 2018, 5 361 000 tonnes d'ordures ménagères (OM) sont enfouies au Québec. Le compostage et le recyclage permettent une valorisation simple de composés identifiés et triés à la source, cependant ils ne permettent pas d'agir sur la partie la plus importante des matières générées : les ordures ménagères. Celles-ci sont hétérogènes, mélangées, contaminées et donc très difficilement valorisables par le recyclage.

Cependant, il est possible de les valoriser par la gazéification. La gazéification est un traitement thermique, consistant à provoquer une combustion partielle de la matière en utilisant un débit d'air inférieur à celui d'une combustion complète. La matière est convertie en trois produits distincts : des cendres qui peuvent être enfouies mais ne représente plus que typiquement 30% de la masse entrante, un liquide qui doit être nettoyé et représente environ 10% de la masse entrante et finalement un gaz de synthèse, appelé syngaz, mélange de CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> et H<sub>2</sub>O, représentant typiquement 60% de la masse entrante pouvant être utilisé pour produire des composés complexes tel que le méthanol, l'éthanol, l'ammoniac, ou simplement de la chaleur et de l'électricité.

L'objectif de cette étude est d'aider à la prise de décision des municipalités pour le choix d'un mode de valorisation des ordures ménagères. Pour cela un modèle de procédé (MP) de gazéification a été développé et intégré à un outil d'analyse de flux de matières (Material Flow Analysis : MFA), afin de prédire les propriétés du syngaz en fonction de la composition d'un flux d'OM entrant. Ce MP de gazéification a ensuite été validé lors d'une campagne expérimentale à l'aide d'un gazéificateur pilote dans lequel 9 différents mélanges d'OM ont été testés. Le MP est capable de calculer les conditions d'opérations optimales pour la production de syngaz et aussi prédire la conversion en méthanol envisageable lors de la gazéification d'un mélange donné. En effet, pour un mélange entrant donné, le MP prédit le profil de température dans le réacteur à partir de relations stœchiométriques et cinétiques et d'un bilan d'énergie, permettant ainsi de prédire la composition des courants de sortie de gaz de synthèse et de solides. Le MP peut également calculer la contamination créée, notamment au niveau de la production de gaz alcalins.

Afin de tester le MP de gazéification développé, celui-ci a été intégré dans le cadre d'un MFA représentant un système de gestion des OM. Un centre de tri d'ordures ménagères a été modélisé



afin de suivre l'ordre de gestion des 3RVE. Pour un kilogramme d'OM acheminé, 0,55kg ont été envoyés vers les boucles de recyclage organique, 0,04 kg vers un recyclage des matières plastiques et 0,41kg ont été récoltés dans les rejets et aurait été envoyés vers l'enfouissement à faute de valorisation. Ce flux rejeté a ensuite été gazéifié numériquement grâce au MP de gazéification afin de déterminer le profil de température, ainsi que le ratio d'air nécessaire pour l'optimisation de la qualité du syngaz produit. Ainsi pour 1kg d'OM alimenté, jusqu'à 0,086kg de méthanol peuvent être produit et 0,031kg d'éthanol. Cependant, près de 124 ppm de HCl seront produits, soit 25 fois plus que la réglementation en place au Québec, un nettoyage important des gaz est donc nécessaire.

Le MP de gazéification développé et intégré à l'outil d'aide à la décision permet donc aux municipalités de prendre un choix déterminant sur la gestion des OM, basé sur la quantité de matière récupérables, en accord avec l'ordre des 3RVE, sur la quantité de produits obtenus et sur les besoins de traitement nécessaires.



## ABSTRACT

Waste management is a critical issue for all municipalities. Although Quebec has had tri-selective collection policies in place since 1998, in 2018, 5,361,000 tonnes of household waste (HW) will be landfilled in Quebec. Compost and recycling allow for the simple recovery of identified and sorted compounds at the source; however, they do not allow for action on the most important part of the materials generated: household waste. This is heterogeneous, mixed, contaminated and therefore very difficult to recycle.

However, it is possible to recover them through gasification. Gasification is a thermal treatment, which consists of causing partial combustion of the material using an air flow rate lower than that of complete combustion. The material is converted into three distinct products: ash that can be buried but typically represents only 30% of the input mass, a liquid that must be cleaned and represents about 10% of the input mass and finally a synthesis gas, called syngas, a mixture of CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> and H<sub>2</sub>O, typically representing 60% of the input mass that can be used to produce complex compounds such as methanol, ethanol, ammonia, or simply heat and electricity.

The objective of this study is to help municipalities in their decision-making process to choose a household waste recovery method. For this purpose, a gasification process model (PM) was developed and integrated with a Material Flow Analysis (MFA) tool to predict the properties of the syngas as a function of the composition of an incoming household waste stream. This gasification MP was then validated during an experimental campaign using a pilot gasifier in which 9 different of construction renovation and demolition waste mixtures were tested. The PM can calculate the optimal operating conditions for producer gas production and of predicting the conversion to methanol that can be expected during the gasification of a given mixture. Indeed, for an incoming mixture, the PM predicts the temperature profile in the reactor based on stoichiometric and kinetic relationships and an energy balance, thus making it possible to predict the composition of the syngas and solids output streams. The PM can also calculate the contamination created, particularly in the production of alkaline gases.

To test the developed gasification PM, it has been integrated into an MFA representing a household waste management system. A household waste sorting centre was modelled to follow the 3RVE management order. For every kilogram of household waste sent, 0.55 kg were sent to organic recycling loops, 0.04 kg to recycling and 0.41 kg were collected in the waste stream and would have been sent to landfill if not recovered. This reject stream was then digitally gasified using the



gasification PM to determine the temperature profile and air ratio required to optimize the quality of the syngas produced. Thus, for 1kg of OM fed, up to 0.086kg of methanol can be produced and 0.031kg of ethanol. However, close to 124 ppm of HCl will be produced, 25 times more than the regulations in place in Quebec, so a significant cleaning of the gases is necessary. The gasification PM developed and integrated into the decision-support tool therefore allows municipalities to make a determining choice on the management of the OM, based on the quantity of recoverable material, in accordance with the 3RVE order, the quantity of products obtained and the treatment needs.



## TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS .....	III
RÉSUMÉ.....	IV
ABSTRACT .....	VI
TABLE DES MATIÈRES .....	VIII
LISTE DES TABLEAUX.....	XII
LISTE DES FIGURES .....	XIII
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS .....	XVI
LISTE DES ANNEXES .....	XVIII
CHAPITRE 1 INTRODUCTION.....	1
CHAPITRE 2 REVUE DE LA LITTÉRATURE.....	3
2.1 Gestion des matières résiduelles .....	3
2.1.1 Principe des 3RVE .....	3
2.1.2 Matières résiduelles résidentielles.....	4
2.1.3 Commerces et Institutions (ICI).....	6
2.1.4 Construction rénovation et démolition (CRD) .....	6
2.1.5 Outil d'aide à la décision.....	7
2.2 Valorisation thermique.....	8
2.2.1 Combustion .....	8
2.2.2 Pyrolyse.....	9
2.2.3 Oxydation hydrothermale.....	10
2.2.4 Gazéification .....	10
2.3 Gazéification .....	11
2.3.1 Processus de gazéification.....	11
2.3.2 Voie de valorisation des produits .....	12
2.3.3 Types de réacteurs .....	16
2.3.4 Conditions d'opérations .....	18
2.4 Types de modèles .....	25
2.4.1 Caractéristiques générales .....	25
2.4.2 Équilibre de thermodynamique / Stœchiométrie.....	26



2.4.3	Cinétique .....	27
2.4.4	Intelligence artificielle.....	28
2.4.5	Conditions d'opérations étudiées dans la littérature .....	28
2.4.6	Modélisation du Tar .....	29
2.4.7	Résumé de la modélisation.....	29
CHAPITRE 3 OBJECTIF ET MÉTHODOLOGIE.....		32
3.1	Objectif principal.....	32
3.2	Objectifs spécifiques .....	32
3.3	Méthodologie .....	32
CHAPITRE 4 PRÉSENTATION DU MODÈLE.....		34
4.1	Choix du modèle .....	34
4.2	Modélisation.....	35
4.2.1	Hypothèses générales .....	35
4.2.2	Zone de Séchage.....	37
4.2.3	Zone de Pyrolyse.....	37
4.2.4	Zone d'oxydation .....	42
4.2.5	Zone de réduction.....	45
4.3	Bilans d'énergie .....	48
4.3.1	Échanges de chaleur .....	48
4.3.2	Calcul de l'énergie pour chacune des zones.....	48
4.3.3	Enthalpie de réactions .....	49
4.3.4	Échange de chaleur avec le syngaz .....	51
4.4	Tendances.....	54
4.4.1	Humidité.....	56
4.4.2	Ratio air réel/air stœchiométrique .....	59
4.4.3	Agent Oxydant .....	62
4.4.4	Ajout de plastique.....	64
4.4.5	Sensibilité sur la température .....	66
4.5	Prise en compte de la contamination du gaz .....	67
4.5.1	Hypothèses .....	67
4.5.2	Réactions .....	67



4.5.3	Propriétés thermodynamiques .....	68
4.5.4	Réactions considérées .....	69
4.6	Comparaison entre les diverses utilisations des produits .....	69
4.6.1	Nettoyage du syngaz .....	70
4.6.2	Production de méthanol par syngaz issu d'OM .....	70
4.6.3	Conversion en éthanol de syngaz issue d'OM .....	72
4.6.4	Conversion énergétique .....	73
4.7	Discussion .....	74
CHAPITRE 5 CAMPAGNE EXPÉRIMENTALE SUR UN GAZEIFICATEUR PILOTE ...		75
5.1	Préparation des recettes de CRD .....	75
5.1.1	Récupération des matières .....	75
5.1.2	Tri manuel .....	75
5.1.3	Caractérisation des catégories de matières .....	77
5.1.4	Choix des mélanges .....	77
5.1.5	Préparation des mélanges de CRD .....	79
5.2	Description de l'unité pilote de gazéification du CNRC .....	80
5.2.1	Présentation du réacteur de gazéification .....	80
5.2.2	Méthodologie expérimentale .....	81
5.2.3	Paramètres d'opération .....	83
CHAPITRE 6 VALIDATION EXPÉRIMENTALE DU MODÈLE DE PROCÉDÉ .....		86
6.1	Paramètres .....	86
6.1.1	Paramètres contrôlés .....	86
6.1.2	Paramètres décisifs .....	86
6.1.3	Conditions d'opération .....	87
6.2	Comparaison des résultats expérimentaux aux prédictions du modèle .....	88
6.2.1	Comparaison des résultats obtenus par expériences .....	88
6.2.2	Limites expérimentales .....	98
CHAPITRE 7 CRÉATION D'UN OUTIL D'AIDE À LA DÉCISION .....		100
7.1	Modèle VMR .....	100
7.1.1	Choix du mélange .....	100
7.1.2	Modélisation de la chaîne .....	101



7.1.3	Résultats de la séparation .....	102
7.2	Potentiel de valorisation par flux .....	103
7.2.1	Composition macroscopique .....	103
7.2.2	Composition élémentaire.....	103
7.2.3	Conditions d'opérations .....	104
7.3	Résultats .....	105
7.3.1	Composition .....	105
7.3.2	Efficacités.....	106
7.3.3	Valorisation .....	106
7.3.4	Contamination .....	108
7.4	Potentiel de valorisation par flux groupés .....	109
7.4.1	Composition macroscopique .....	109
7.4.2	Composition élémentaire.....	109
7.4.3	Valorisation .....	110
7.4.4	Contamination .....	111
CHAPITRE 8	CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS .....	112
RÉFÉRENCES	.....	114



## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1 Récapitulatif des voies de valorisations possible .....	15
Tableau 2.2 Résumé des avantages et inconvénients des réacteurs .....	17
Tableau 2.3 Exemple de composition attendues pour la gazéification de MR en fonction de l'agent oxydant (La Villetta et al., 2017) .....	18
Tableau 2.4 Résumé des avantages et inconvénients des modes de modélisations .....	29
Tableau 4.1 Coefficients d'Arrhenius pour la zone de réduction .....	47
Tableau 4.2 Composition des recettes .....	55
Tableau 4.3 Conditions opératoires .....	55
Tableau 4.4 Éléments et composés considérés par réaction .....	69
Tableau 5.1 Recettes dérivées .....	78
Tableau 5.2 Masse volumique des recettes densifiées .....	84
Tableau 5.3 Débit volumique et température de l'air à l'entrée afin aspiration à l'intérieur du réacteur. ....	84
Tableau 6.1 Conditions d'opérations obtenues par recettes .....	87
Tableau 6.2 Comparaison entre l'estimation de la composition en CO <sub>2</sub> et CH <sub>4</sub> et les résultats expérimentaux .....	91
Tableau 6.3 Profil de température dans l'anneau où le syngaz circule (K) .....	98
Tableau 7.1 Composition du flux de OM identifié par Recyc-Québec .....	100
Tableau 7.2 Ratio O/C et H/C en fonction des flux .....	104
Tableau 7.3 Analyse immédiate de la matière .....	104
Tableau 7.4 Profil de température initial .....	105
Tableau 7.5 Valorisation du syngaz .....	107
Tableau 7.6 Contamination prédite par flux de rejets .....	108
Tableau 7.7 Composition élémentaire des flux groupés .....	110
Tableau 7.8 Composition immédiate des flux groupés .....	110
Tableau 7.9 Production de méthanol par kilogramme de OM alimenté .....	110
Tableau 7.10 Contamination prédite par flux de rejets .....	111



## LISTE DES FIGURES

Figure 2.1 Principe des 3RVE.....	3
Figure 2.2 Représentation surfacique de la production de déchets par foyer en fonction du type de collecte .....	5
Figure 2.3 Caractérisation des matières résiduelles issues des ICI .....	6
Figure 2.4 Diagramme de van Krevelen .....	21
Figure 2.5 Schéma du montage pour le calcul de l'angle de repos.....	24
Figure 4.1 Représentation du réacteur de gazéification avec les flux de matières et d'énergie .....	35
Figure 4.2 Exemple de forme des biens avant (à gauche) et après (à droite) densification .....	36
Figure 4.3 Schéma de séchage et de dévolatilisation des OM .....	39
Figure 4.4 Comparaison entre la composition de différentes formes de biomasse et les mélanges obtenus de matières résiduelles (Phyllis2, 2020) .....	50
Figure 4.5 Effet de l'humidité des mélanges sur l'efficacité (à gauche CGE, à droite CCE) .....	56
Figure 4.6 Effet de l'humidité des mélanges sur la composition dans le syngaz [%].....	57
Figure 4.7 Température dans la zone de réduction en fonction de l'humidité des mélanges .....	57
Figure 4.8 Effet de l'humidité des mélanges sur le ratio $H_2/CO$ (à gauche) et sur le PCI (à droite) .....	58
Figure 4.9 Profil de température dans le réacteur en fonction de l'humidité des mélanges .....	59
Figure 4.10 Effet du ratio ER sur l'efficacité de la conversion du carbone (CCE) [%] (à gauche) et sur l'efficacité de gaz froid (CGE) [%] (à droite).....	59
Figure 4.11 Effet du ratio ER sur la composition dans le syngaz (en haut à gauche $CO$ [%], en haut à droite $H_2$ [%], en bas $CO_2$ [%]) .....	60
Figure 4.12 Effet du ratio ER sur le PCI [ $MJ/Nm^3$ ].....	61
Figure 4.13 Profil de température dans le réacteur par recette au ratio ER optimal et au ratio ER maximal .....	61
Figure 4.14 Effet de l'agent oxydant sur l'efficacité (à gauche CGE, à droite CCE) .....	63
Figure 4.15 Effet du choix de l'agent oxydant sur la composition du syngaz (en haut à gauche $CO$ [%], en haut à droite $H_2$ [%], en bas $CO_2$ [%]).....	63
Figure 4.16 Effet du choix de l'agent oxydant sur le ratio $H_2/CO$ (à droite) et le PCI [%] (à gauche) .....	64



Figure 4.17 Effet de la proportion de plastique sur l'efficacité (à gauche CGE, à droite CCE) ....	64
Figure 4.18 Effet de la proportion de plastiques sur la composition du syngaz (à gauche CO [% mol], à droite H <sub>2</sub> [% mol]) .....	65
Figure 4.19 Effet de la proportion de plastique sur le ratio H <sub>2</sub> /CO (à gauche) et le PCI [MJ/Nm <sup>3</sup> ] (à droite) .....	65
Figure 4.20 Effet de la variation de la température de sortie du syngaz sur les températures de chaque zone .....	66
Figure 4.21 Schéma des voies de valorisation du syngaz .....	69
Figure 4.22 Schéma du processus de production d'éthanol.....	73
Figure 5.1 Composition de la partie combustible des mélanges .....	76
Figure 5.2 Répartition des matières inertes et combustibles par mélanges.....	76
Figure 5.3 Processus de prétraitement des CRD .....	79
Figure 5.4 Position des capteurs dans le réacteur.....	81
Figure 5.5 Évolution du débit d'air entrant et du débit de syngaz sortant en fonction du temps ...	82
Figure 5.6 Fragment de briquettes alimenté au réacteur .....	83
Figure 6.1 Comparaison entre l'estimation de la composition en CO et les résultats expérimentaux .....	88
Figure 6.2 Proportion massique de carbone présente par recette .....	89
Figure 6.3 Comparaison entre l'estimation de la composition en H <sub>2</sub> et les résultats expérimentaux .....	89
Figure 6.4 Proportion massique d'hydrogène présente par recette.....	90
Figure 6.5 Ajout d'eau par expériences afin de contrôler la température du réacteur.....	91
Figure 6.6 Ratio ER par recette .....	92
Figure 6.7 Comparaison entre l'estimation du ratio H <sub>2</sub> /CO et les résultats expérimentaux .....	92
Figure 6.8 Ratio H <sub>2</sub> /CO prédit par le modèle en fonction du ratio ER .....	93
Figure 6.9 Comparaison entre les prédictions du ratio H <sub>2</sub> /CO et les résultats expérimentaux .....	93
Figure 6.10 Comparaison entre les prédictions du modèle et les résultats expérimentaux sur la température de séchage .....	95
Figure 6.11 Comparaison entre les prédictions du modèle et les résultats expérimentaux sur la température de pyrolyse .....	96



Figure 6.12 Comparaison entre les prédictions du modèle et les résultats expérimentaux sur la température d'oxydation .....	96
Figure 6.13 Comparaison les prédictions du modèle et les résultats expérimentaux sur la température de réduction .....	97
Figure 6.14 Lecture de la composition dans le réacteur en fonction du temps .....	99
Figure 7.1 Débits massiques par flux pour 1kg de OM alimenté.....	102
Figure 7.2 Composition des flux de rejets.....	103
Figure 7.3 Composition des flux de sorties du syngaz produits par les flux de rejet 1, 2 et 3. en pourcentage molaire. (À gauche CO, à droite H <sub>2</sub> en % vol) .....	105
Figure 7.4 Efficacités CCE (à gauche) et CGE (à droite) en fonction du ratio ER pour les flux de rejets 1, 2 et 3 .....	106
Figure 7.5 Evolution du pouvoir calorifique inférieur et du ratio H <sub>2</sub> /CO par recette en fonction du ratio ER .....	106
Figure 7.6 Production de méthanol, d'éthanol et d'électricité par flux en fonction du ratio ER appliqué .....	107
Figure 7.7 Composition en biens des flux groupés .....	109



## LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

a	activité (-)
$C_i$	Concentration ( $\text{kmol/m}^3$ )
$C_p$	Capacité calorifique à pression constante ( $\text{J.kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ )
CRD	Déchets issus de construction renovation et démolition
CRF	Coefficient de réactivité du char (-)
D	Diamètre des particules (cm)
H	Enthalpie ( $\text{kJ/kmol}$ )
$K_R$	Constantes d'équilibre
$k_{\text{char}}$	Taux de réaction du char
$k_{\text{tar}}$	Taux de réaction du tar
$\dot{m}_i$	Débit massique ( $\text{kg/s}$ )
$M_i$	Masse molaire ( $\text{kg/kmol}$ )
MFA	Analyse de flux de matières
MP	Modèle de procédé
MR	Matières résiduelles
MSW	Matières résiduelles d'origine résidentielles (municipal solid waste)
$\dot{n}_i$	Débit molaire ( $\text{kmol/s}$ )
OM	Ordures ménagères
P	Pression (Pa)
PCI	Pouvoir calorifique inférieur ( $\text{J/kg}$ )
PCS	Pouvoir calorifique supérieur ( $\text{J/kg}$ )
$r^*$	Coefficient de dispersion
R	Constante universelle des gaz parfait ( $8314 \text{ J} \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ )
T	Température (K)
U	Coefficient de transmission thermique ( $\text{W.m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ )
y	Ratio molaires ( $\text{mol/mol}$ )

### Indices

CF     Carbone fixe



F	alimentation
i	Composé (CO, H <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> O, N <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S, NH <sub>3</sub> )
k	Numéro de la réaction
o	zone d'oxydation
p	zone de pyrolyse
r	zone de réduction
s	zone de séchage
WG	Water-gaz-shift
y	zone (séchage, pyrolyse, oxydation ou réduction)

### Lettres grecques

$\Delta G_i^\circ$	Energie libre de Gibbs (J/kmol)
$\Delta g_{f_i}^\circ$	Energie libre de formation de Gibbs (J/kmol)
$\Delta H_k$	Enthalpie de réaction (J/kmol)
$\xi_k$	Avancement de la réaction
$\nu$	Coefficient de stœchiométrie



## LISTE DES ANNEXES

ANNEXE 1 ÉNERGIE LIBRE DE GIBBS.....	121
ANNEXE 2 ENTHALPIES .....	122
ANNEXE 3 COMPOSITION DU FLUX DE CRD .....	124
ANNEXE 4 COMPOSITION DU FLUX DES ORDURES MÉNAGÈRES .....	126
ANNEXE 5 COMPOSITION ET CONDITIONS D'OPÉRATIONS DES RECETTES .....	128
ANNEXE 6 SCHÉMA GLOBAL DE L'UNITÉ PILOTE DE GAZÉIFICATION.....	130
ANNEXE 7 RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX.....	131
ANNEXE 8 COMPARAISON DES PROFILS DE TEMPÉRATURES .....	139
ANNEXE 9 FLUX SIMPLIFIÉ DE VALORIS .....	140
ANNEXE 10 MODÉLISATION DE LA CHAÎNE DE TRI DE VALORIS .....	141



## CHAPITRE 1 INTRODUCTION

La gestion des matières résiduelles (MR) est un problème de taille pour les collectivités. En 2018, au Canada, c'est 25 millions de tonnes de déchets qui sont amenés à des fins d'élimination dont plus de 5 millions juste au Québec (Statistique Canada, 2020). La gestion de ces matières entraîne un coût économique et environnemental conséquent. L'utilisation de la hiérarchie des 3RVE permet d'avoir un ordre d'action pour réduire ces coûts. Le Québec, en mettant en place le système de consignes sur les bouteilles en verres et les cannettes en aluminium permet d'augmenter le taux de réutilisation des matières. De plus, le tri à la source en trois poubelles distinctes permet d'améliorer la valorisation des matières grâce au recyclage du bac bleu, à la valorisation des résidus alimentaires et organiques grâce au compost et à la méthanisation du bac brun. Cependant, les ordures ménagères (OM) sont encore très peu valorisées alors qu'elles correspondent à 72% des matières générées (Recyc-Québec, 2015) et sont directement enfouies (Recyc-Quebec, 2018a).

Comme les OM sont très hétérogènes, elles ne conviennent pas à un recyclage direct. Il peut cependant être intéressant d'employer une valorisation énergétique. L'incinération, la pyrolyse ou la gazéification permettent de transformer un déchet solide en un produit liquide ou gazeux, diminuant la quantité de matière à enfouir. Les gaz produits peuvent ensuite être utilisés pour une récupération de chaleur ou dans le cas de la pyrolyse et de la gazéification être transformés en produits d'intérêt, donnant une valeur positive aux OM. La gazéification est un procédé simple, permettant de produire un mélange de monoxyde de carbone et d'hydrogène, appelé syngaz, grâce à une combustion de la matière en carence d'oxygène, contrairement à la pyrolyse qui produit un liquide carboné qui doit passer dans de nombreuses étapes de traitement avant de pouvoir être valorisé.

Afin de prendre une décision sur la gestion optimale sur la gestion des OM, il est nécessaire de mettre en place des outils adaptés. Un logiciel basé sur l'analyse de flux de matière (MFA) permet de simuler la composition d'un flux en fonction des modèles de procédés (MP) qui composent une ligne de traitement de la matière. Ainsi, un modèle de procédé pour la gazéification permet de visualiser en fonction du flux de matière entrant la qualité du syngaz produit et ainsi simuler le type de valorisation possible. L'utilisation d'un tel outil permet de décider de l'intérêt de la gazéification en fonction du mélange de matière entrant.



L'objectif de cette étude est donc de développer un modèle de procédé pour la gazéification des OM capable de capturer l'effet des propriétés des flux d'OM sur la qualité du syngaz et de l'intégrer dans un outil d'aide à la décision.

Pour atteindre cet objectif, un modèle phénoménologique de l'unité de gazéification sera développé, puis validé grâce à une campagne expérimentale sur une unité de gazéification pilote. Le modèle sera ensuite intégré dans l'outil de prise de décision VMR-Sys et une étude de cas, basée sur le mélange d'OM produites au Québec, sera effectuée, afin de caractériser le potentiel de la technologie de gazéification dans un système de gestion des OM.



## CHAPITRE 2 REVUE DE LA LITTÉRATURE

### 2.1 Gestion des matières résiduelles

La gestion des matières résiduelles est un problème qui a toujours existé mais qui, depuis l'industrialisation massive se complexifie. L'énorme hétérogénéité des applications et des objets créés entraîne un besoin de gestion important, que ce soit pour le traitement de fin de vie ou pour la création de matière première. Afin de résoudre les problèmes sociaux liés à la gestion des matières résiduelles, nuisances, problèmes sanitaires, volumes occupés, des techniques de management ont été mises en place. La plus commune consiste au principe 3RVE (Christensen, 2010).

#### 2.1.1 Principe des 3RVE

Le principe des 3RVE est un concept permettant de prioriser la gestion des déchets. Il s'agit dans un premier de temps de réduire la production de déchets à la source et de réutiliser autant que possible. Ces deux premiers aspects se situent particulièrement au niveau du générateur de déchets qui doit participer de son côté à leur gestion. Une fois la matière récupérée par un organisme de gestion des déchets, elle peut être recyclée, ou valorisée chimiquement ou énergétiquement (compostage, méthanisation, traitements thermiques). Si aucun de ces traitements ne peut être appliqué, la matière est éliminée (sites d'enfouissement) (Christensen, 2010). Cette hiérarchie n'est cependant pas obligatoire, et peut être revue en fonction de résultats obtenus par analyse de cycles de vie (Québec, 2020).

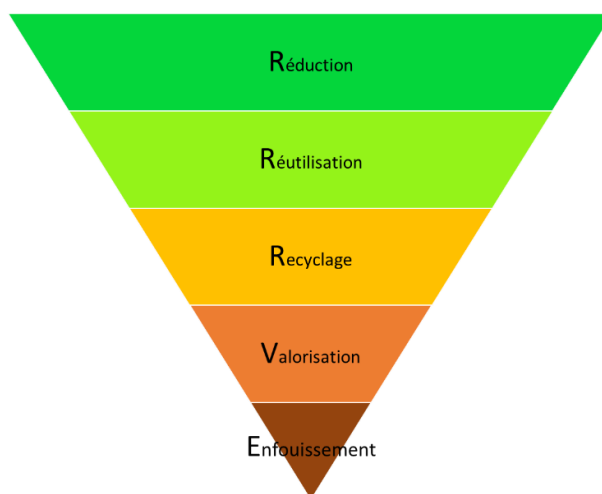


Figure 2.1 Principe des 3RVE



Comme l'objectif principal des centres de tri est le recyclage, une grande partie est aujourd'hui acheminée à l'enfouissement dû aux difficultés de tri. L'utilisation de valorisation thermique permet de valoriser une plus grande partie de la matière résiduelle tout en diminuant le volume à enfouir et en prenant en compte l'hétérogénéité de l'alimentation. Ce type de valorisation est beaucoup plus flexible sur l'hétérogénéité de la matière entrante et permet de valoriser des flux mélangés.

L'identification et la compréhension de la génération et du type de matières générées est un problème d'envergure dans la gestion des matières résiduelles. En effet, celles-ci sont par définition hétérogènes en type de matières, selon les saisons, les années, les lieux de génération. Il est important d'en avoir une idée appropriée néanmoins, afin de choisir le mode de valorisation adéquat. Cette étude se basera donc sur la situation actuelle de la collecte des déchets au Québec. Les matières résiduelles sont communément séparées selon 3 types : les matières résiduelles résidentielles, les matières issues de la construction et démolition (CRD) et enfin les matières issues des commerces et institutions.

### **2.1.2 Matières résiduelles résidentielles**

Les matières résiduelles résidentielles (Municipal Solid Waste : MSW) correspondent à la majorité des déchets générés et est particulièrement fluctuante en fonction des régions. Il s'agit de plus de trois millions de tonnes à gérer chaque année (Recyc-Québec, 2015). Comme de nombreux moyens de séparation à la source sont mis en place, écocentres, compost individuel, l'estimation précise des quantités réelles générées est difficile. Les MSW sont en général composés de quatre grandes catégories : ordures ménagères (reste de nourriture, emballages, déchets de salle de bains, jouets, vêtements etc.), les encombrants (meubles, gros électroménagers etc.), les déchets de jardins (herbes, fleurs etc.), déchets dangereux (solvants, huiles, peintures, batteries etc.). Les encombrants et les déchets dangereux sont récupérés séparément afin de pouvoir être éliminés correctement.

Au Québec, la collecte des matières résiduelles résidentielles est découpée en une collecte à trois voies. Une collecte de matière organique ayant pour but le compost ou la méthanisation correspondant à 6% des déchets générés, une collecte sélective ayant pour but le recyclage récupère environ 22% des matières et enfin la collecte des OM comprenant 72% des matières (Recyc-Québec, 2015).



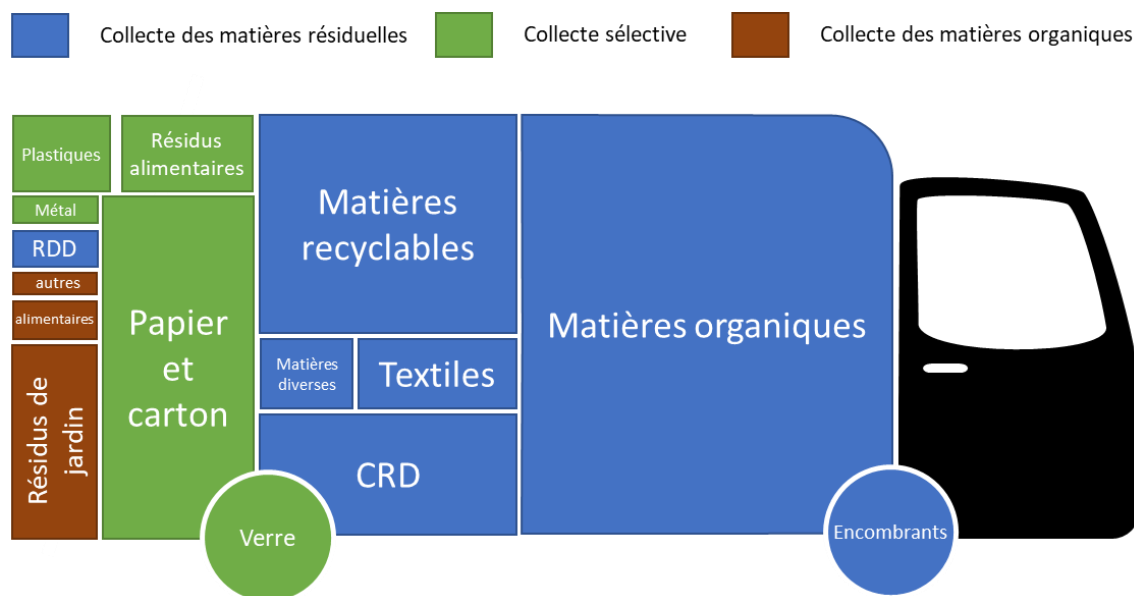


Figure 2.2 Représentation surfacique de la production de déchets par foyer en fonction du type de collecte

Chacune de ces catégories de matières a ses propriétés propres, lui permettant d'être recyclée à condition d'être séparée, d'où l'intérêt d'un tri à la source. Les collectes sélectives (de recyclables et de matières organiques) constituent les principales voies de valorisation. Elles sont faiblement contaminées et leur composition est définie par des critères précis, permettant de traiter et valoriser au mieux les matières collectées. Malgré cela, plus de 11% des matières recyclables sont rejetés dans les OM (Recyc-Quebec, 2018b). Les OM sont, elles, beaucoup plus complexes à valoriser, dû à leur hétérogénéité et très grande proportion de contaminants. Les centres de tri permettent de diminuer cette hétérogénéité en séparant les matières organiques, les matières recyclables et les inertes du reste du mélange. Pour un centre de tri d'ordures ménagères, seul 37% de la matière entrante en moyenne est réellement valorisée, 44% est enfouie directement et 19% servent aux recouvrement journaliers (Thibault, 2019). Cependant, certains des rejets se situent vers la fin de la ligne de traitement et sont composés de très peu d'inertes, ils pourraient donc être valorisés thermiquement, ce qui permettrait de diminuer le recours à l'enfouissement (Thibault, 2019).



### 2.1.3 Commerces et Institutions (ICI)

La gestion des matières résiduelles issues des commerces et institutions (ICI) dépend de la municipalité tant que les matières ne sont pas dangereuses, bien que certaines entreprises choisissent de gérer elles-mêmes leurs déchets notamment au niveau des matières organiques (Chamard, 2015). Le papier et carton sont récupérés par des entreprises spécialisés, permettant une valorisation importante dû à leur haut niveau de pureté. La gestion des matières provenant des ICI récupérées par la municipalité peut s'apparenter aux matières produites par les résidents et comporte les mêmes enjeux (Recyc-Quebec, 2018b).

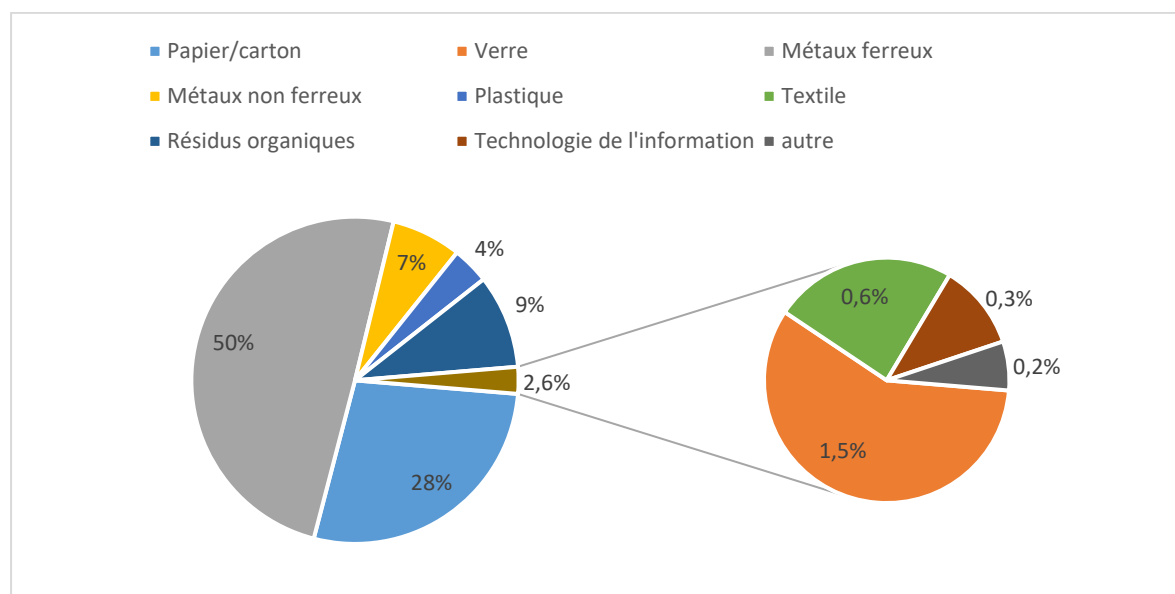


Figure 2.3 Caractérisation des matières résiduelles issues des ICI

### 2.1.4 Construction rénovation et démolition (CRD)

Les résidus issus de la construction, démolition et rénovation (CRD) sont récupérés dans des centres de tri privés qui vont ensuite trier les matières afin de les recycler. Ces matières sont composées en majorité de bois (56%) qui peut être recyclé ou valorisé énergétiquement. Une part importante de ce mélange est constitué d'inertes : métaux (7%), gypse (1%), agrégats (22%), mais ils peuvent être déchiquetés et recyclés. Le carton (1%) et les bardeaux d'asphaltes (4%) peuvent être soit recyclés soit valorisés énergétiquement. Le reste de la matière (9%) doit être enfoui (Recyc-Quebec, 2018d). De nombreuses voies de valorisation sont donc possibles, tant que les matières sont séparées efficacement. Or, la séparation n'est pas toujours possible et un grand nombre de matière se retrouvent enfouies : près de 80% des CRD acheminés sont éliminés dans un



site d'enfouissement (Timmins, 2019), malgré les possibilités de recyclage. Or, les CRD triés correspondent aux matières trouvées dans les OM triées. Il est donc également possible de les valoriser.

Un bref aperçu des quantités et types de déchets produits permet d'avoir une première idée sur le besoin de valorisation existant. Bien que les voies de tri et les écocentres permettent un premier tri à la source, celui-ci n'est pas suffisant pour séparer totalement les matières. Les centres de tri permettent d'améliorer et d'augmenter la récupération des matières, mais une grande partie d'entre elles constituent toujours des rejets. Comme chacune des voies de collecte favorise le recyclage, le taux de rejets est très important, dû à la difficulté d'effectuer un tri plus précis. Actuellement, au Québec, seuls 4% des matières éliminées sont incinérées, le reste étant enfouis directement (Recyc-Quebec, 2018a). La valorisation énergétique au Québec est gérée par des centres privés et s'occupent majoritairement des rejets provenant des ICI, particulièrement les usines papetières (74%) et centres de tri de CRD (Recyc-Quebec, 2018c). Il s'agit uniquement de valorisation par combustion de la matière, voire d'incinérations sans valorisation subséquentes. En considérant les valorisations thermiques, il est possible de trouver une solution pour augmenter la quantité totale de matières valorisées, tout en prenant en considération la difficulté de séparation des matières. Cette étude a donc pour objectif d'identifier la possibilité de valorisation de mélanges hétérogènes complexes, par valorisation thermique.

### **2.1.5 Outil d'aide à la décision**

Comme vu précédemment, la gestion des matières résiduelles repose sur un principe très large et de nombreux aspects sont à prendre en compte (composition et propriété de l'alimentation, existence d'un marché pour le recyclage, besoin énergétique, variabilité, efficacité de tri...). La création d'un outil d'aide à la décision (MaRCOT) a pour objectif d'aider à visualiser les intérêts de chaque procédé en fonction du flux d'OM considéré. Cet outil est divisé en trois sous-outils : VMR-Gen, qui permet de prédire le flux d'OM généré en fonction de la population, VMR-Sys où les MP sont intégrés et qui suit les conversions du flux de matières alimenté, et finalement VMR-Imp qui compare les procédés entre eux à l'aide d'analyse de cycle de vie. En simulant une usine de tri, il est possible de prédire la composition de ses rejets ainsi que leurs propriétés. La simulation de la gazéification de ces rejets permettra ensuite de décider sur l'intérêt de la mise en place d'une



telle valorisation, en fonction de la composition du flux sélectionné. Et ce en fonction des contaminants produits, des besoins d'enfouissement et de l'énergie récupérable. MaRCOT devra donc permettre de décider pour un flux donné par VMR-Gen la valorisation optimale auquel il puisse prétendre.

## 2.2 Valorisation thermique

De nombreuses voies de valorisation existent. Elles ont toutes des conditions d'opérations, des mélanges préférentiels et des produits différents. Il est donc nécessaire de comprendre leurs différences afin de choisir la voie de valorisation la plus adaptée pour les OM.

### 2.2.1 Combustion

La combustion est le traitement thermique le plus courant. Il permet de valoriser une grande variation de déchets différents, à condition que le système de traitement des gaz sortant soit suffisant. L'humidité doit être inférieure à 50% et la composition en cendres doit être inférieure à 60%, sinon un autre combustible doit être alimenté en simultané (Hulgaard & Vehlow, 2010). En dehors de cette zone de propriétés, l'ajout de combustible auxiliaire est nécessaire afin de maintenir la combustion à l'intérieur du réacteur. C'est pourquoi, un prétraitement de la matière est souvent requis avant une combustion. Les déchets résidentiels, ceux issus des commerces et institutions ainsi que les déchets de construction et démolitions sont de bonnes sources de combustion car ils contiennent une faible part d'inertes pour une grande composition de combustibles (plastiques, papier et carton, bois etc.) Les paramètres principaux pour le choix de l'utilisation de la combustion d'un mélange sont : la part en humidité, la part en cendres et la valeur calorifique. Ils sont présentés en annexe 3 pour les matières issues des déchets de construction et de démolition et en annexe 4 pour les OM. Il est ensuite possible de récupérer l'énergie thermique directement ou de la transformer en électricité grâce à une boucle de Rankine, où en utilisant une chaudière (Hulgaard & Vehlow, 2010). Les gaz produits ne peuvent pas être valorisés chimiquement et doivent être traités avant d'être libérés à l'environnement. Les cendres doivent également être traitées avant d'être éliminées. Cette technologie est connue depuis très longtemps et les systèmes l'opérant sont très efficaces, ce qui permet une récupération maximale de l'énergie. L'inconvénient principal de cette technologie est sa contamination importante. La quantité d'halogènes présents dans les OM peut conduire à la formation de dioxines et furanes, de gaz acides, de métaux lourds, etc. L'unité



de traitement des gaz est complexe afin d'éviter la production en aval d'autres gaz dangereux. De plus, cette technologie connaît une très mauvaise acceptabilité sociale à cause de l'émission dangereuse de ces nombreux gaz, complexes à nettoyer, ce qui est souvent une des raisons d'échec pour l'implantation d'une telle usine (Baxter, Ho, Rollins, & Maclaren, 2016).

### 2.2.2 Pyrolyse

La pyrolyse est une opération consistant à amener à haute température de la biomasse sans y apporter d'agent oxydant. Cette opération endothermique a lieu entre 300 et 1000°C, et permet de produire du gaz, du char, des cendres et de gaz condensables appelés tars (Pandey, Bhaskar, Stöcker, Sukumaran, & Stöcker, 2015). La pyrolyse peut être effectuée selon deux méthodes : la méthode classique consiste en une pyrolyse lente. La température est augmentée doucement dans le réacteur jusqu'à une température comprise entre 400°C et 900°C pendant un long temps de séjour : 10-60min. Les produits seront majoritairement du charbon (30-40%) et des mélanges complexes d'hydrocarbures lourds (phénols, acides organiques...) appelés tar (40-45%). Le reste est un mélange gazeux de d'hydrogène, méthane, monoxyde de carbone, dioxyde de carbone et peut atteindre 20 à 35% de la masse entrante. Le deuxième mode de pyrolyse est la pyrolyse éclair. Le temps de résidence est plus court 1-10min et la température plus élevée 600-1000°C. Le bois est également amené plus rapidement à la température finale. Ce mode de pyrolyse produira majoritairement des produits gazeux, pour une augmentation de 500°C à 1000°C, la quantité de gaz passe de 10% à 70% de la masse entrante. Très peu de charbon est formé : entre 0 et 20%, et le reste constitue les tars : entre 30 et 70% (Doat & Déglise, 1982). La pyrolyse permet de valoriser les déchets sous forme chimique et énergétique. En effet, les gaz et tars produits peuvent être brûlés pour créer de la chaleur ou de l'électricité, ou être converti chimiquement en produits d'intérêts (Win et al., 2020). La pyrolyse est une opération complexe nécessitant un grand contrôle. Les besoins en prétraitement de la matière sont donc plus importants que pour la combustion. Les éléments produits ont une haute valeur calorifique ce qui améliore théoriquement les rendements de valorisation comparativement à la combustion. Cependant, cette technologie est plus récente et donc moins efficace que la combustion (Astrup & Bilitewski, 2010). Cette technique produit moins de dioxines et furanes ou de composés azotés que la combustion dû à l'absence d'agent oxydant, ce qui réduit le besoin en post-traitement des gaz.



### 2.2.3 Oxydation hydrothermale

Il s'agit d'une opération durant laquelle un mélange de biomasse sous forme liquide est oxydé. Notamment utilisé pour les effluents et résidus organiques, cette technologie dégrade la matière tout en récupérant l'énergie. Cette opération a lieu à basse température (150 – 650°C) et à haute pression (15 à 300 bars) (Deydier, 2012). Ce traitement permet de valoriser des flux qui serait difficilement incinérés en temps normal (pouvoir calorifique trop faible, trop haute humidité...). Elle produit des gaz carboniques et de l'eau et demande donc un post-traitement relativement faible. Cependant, dans le cadre des matières issues des CRD, MSW ou ICI, l'oxydation hydrothermale n'est pas nécessaire. Les matières sont faiblement humides, ce qui diminue grandement l'intérêt de l'utilisation de ce mode de valorisation (Deydier, 2012).

### 2.2.4 Gazéification

La gazéification consiste à amener à haute température un mélange de biomasse en y ajoutant très peu d'agent oxydant (Palmer, Severy, Chamberlin, Eggink, & Jacobson, 2018). La température dépend du type de réacteur choisi mais peut varier entre 500°C pour un lit fluidisé à 1500°C pour un réacteur à plasma. Il s'agit donc d'un mode de valorisation situé entre la pyrolyse et la combustion : les produits formés sont plus facilement valorisables que pour la pyrolyse et l'apport d'oxygène permet d'opérer le réacteur uniquement avec l'énergie de la combustion. La gazéification a lieu sans apport d'énergie supplémentaire : de façon autothermique. Cette opération permet de produire plus de gaz que la pyrolyse, qui représente alors entre 30 – 60% de la masse initiale et peu de tar, entre 10- 20% de la masse initiale (Astrup & Bilitewski, 2010). Le gaz formé est un mélange d'hydrogène, monoxyde de carbone, dioxyde de carbone et méthane dont les proportions varient en fonction de la géométrie de gazogène choisie. La masse de solide produite est alors typiquement entre 30 et 50% de la masse initiale. Le gaz est facilement valorisable et peut être brûlé dans un moteur à combustion pour produire de l'électricité ou, grâce à une réaction de Fischer-Tropsch être converti en hydrocarbures légers ou autres produits chimiques d'intérêt (Spath & Dayton, 2003). La gazéification permet d'améliorer le rendement en gaz comparativement à la pyrolyse, ce qui simplifie la valorisation chimique.

La gazéification demande un prétraitement initial de la matière afin de simplifier sa manutention. En effet, comme pour la pyrolyse, le contrôle de la gazéification est complexe, et bien que le réacteur puisse réagir avec une variabilité importante de matières, il est conseillé d'homogénéiser



le mélange avant l'opération afin de stabiliser le contrôle des opérations (Astrup & Bilitewski, 2010). La gazéification, ayant lieu à haute température et avec une faible proportion d'agent oxydant, produit moins de composés azotés ou de dioxines et furanes et nécessite donc d'une plus petite unité de traitement que la combustion (Butler, Littlejohns, Luque, Hernander, & Skrivan, 2018; Klein, 2002; Lopes, Okamura, & Yamamoto, 2015).

Comme la gazéification permet d'obtenir des produits valorisables chimiquement et thermiquement, et ce malgré la variabilité de matières entrantes, qu'elle nécessite un faible apport énergétique et produit peu de gaz nocifs, elle semble être une voie de valorisation thermique intéressante pour les déchets solides tels que les OM.

## **2.3 Gazéification**

### **2.3.1 Processus de gazéification**

Le processus de gazéification a lieu sous quatre étapes principales. Dans un premier temps, la matière est séchée et l'humidité présente dans les particules est vaporisée. La biomasse entrante est ensuite convertie par pyrolyse : l'augmentation de la température dans le réacteur sans ajout d'air entraîne une dévolatilisation de la matière en composés simples : monoxyde de carbone, dioxyde de carbone, hydrogène, méthane, vapeur, tar et en char, composés soufrés et composés azotés (P. Basu, 2010). Lors de la pyrolyse les premières réactions hétérogènes ont lieu, transformant le char et tar en gaz incondensables au fur et à mesure que la température augmente. L'agent oxydant oxyde ensuite les gaz incondensables, le tar et le char dans la troisième étape. Enfin, après avoir été oxydé, le mélange sera réduit. En effet, comme la température est toujours assez élevée le tar et le char sont convertis en gaz incondensables et la réaction de water gaz-shift rétabli l'équilibre dans la répartition de l'oxygène (Higman & van der Burgt, 2008). Le char et les cendres produits sont ensuite récupérés dans un réservoir à la sortie du réacteur. Le syngaz et le tar sont eux acheminés vers la station de post-traitement. Dans la plupart des réacteurs, le syngaz produit va échanger sa chaleur avec l'intérieur du gazogène afin de faciliter la montée en température dans le réacteur et la mise en place des réactions. Le syngaz est ensuite traité puis converti et valorisé sous la forme désirée (Butler et al., 2018).

Bien que ces réactions soient décrites les unes après les autres, les distinctions entre chacune d'entre elles sont souvent floues et dépendent directement de la géométrie du réacteur. En fonction du type



de gazogène, les réactions peuvent apparaître en des zones plus ou moins successives ou apparaître au même endroit en fonction du temps.

## 2.3.2 Voie de valorisation des produits

### 2.3.2.1 Électricité et chaleur

La co-combustion du syngaz est une application simple qui entraîne peu de modifications sur une chaudière déjà existante. Elle peut ainsi permettre de remplacer 10% de charbon et donc réduire l'utilisation de combustibles fossiles. Or une partie importante des contaminants présents dans l'alimentation peuvent se retrouver dans le syngaz, tel que le chlore, l'azote ou le soufre. Il est donc nécessaire d'effectuer un prétraitement du syngaz avant de l'envoyer vers la co-combustion (Boerrigter & Rauch, 2006).

Il est également possible d'utiliser le syngaz pour une production simultanée de chaleur et d'électricité. Un moteur à gaz peut en effet être utilisé pour produire 1/3 d'électricité et 2/3 de chaleur à partir de syngaz. Cependant la présence de tar peut s'avérer coûteuse pour l'équipement en réparation et en maintenance (Butler et al., 2018). Il est donc nécessaire de mettre en place un traitement efficace du tar pour éviter les dépôts qui peuvent endommager le moteur.

### 2.3.2.2 Gaz naturel synthétique

Particulièrement efficace dans le cas où la proportion en méthane est importante, la méthanation permet de convertir catalytiquement le CO et le H<sub>2</sub> en méthane et en eau (Spath & Dayton, 2003).



De nombreuses réactions ont lieu simultanément, tel que la réaction de Boudouard ou l'hydrogénation du carbone ce qui rend sa prédiction très complexe (Boerrigter & Rauch, 2006). La température est assez basse entre 275 – 325°C et des catalyseurs à base de nickel sont employés (Lebarbier et al., 2014). Le gaz naturel synthétique peut ensuite être employé comme carburant pour des chaudières, diminuant ainsi l'utilisation de cette ressource fossile.

### 2.3.2.3 Conversion complexes

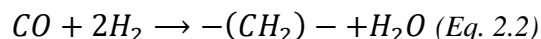
La production d'hydrocarbures est l'un des objectifs principaux de la gazéification des OM. Il s'agit en effet, de 41% des besoins en énergie primaire au Canada (Statistics Canada, 2016). L'utilisation de biomasse gazéifiée permet d'obtenir des mélanges carbonés provenant de sources



renouvelables. Cependant, ce type de conversion ne peut être effectué que dans les cas de gazéifications sous pression et à haute température ou provenant de gazéification à basse température ayant subi une conversion catalytique supplémentaire (Boerrigter & Rauch, 2006).

#### 2.3.2.3.1 *Conversion Fischer-Tropsch*

La synthèse catalytique de Fischer-Tropsch permet de produire des hydrocarbures sous forme de paraffine avec très peu d'hydrocarbures non saturés.

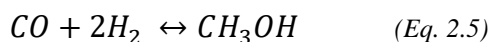
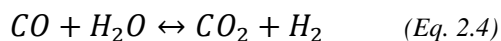
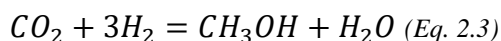


La réaction étant fortement exothermique, elle doit être contrôlée très précisément (Spath & Dayton, 2003). Le procédé de Fischer-Tropsch permet de produire une huile légère, qui peut être convertie en diesel, des oléfines légers et des hydrocarbures lourds. Comme les catalyseurs sont très sensibles, il est important d'avoir un gaz contenant très peu d'impuretés (inférieur à 1ppmV) pour réaliser cette conversion (Spath & Dayton, 2003). La réaction de Fischer Tropsch entraîne une grande variabilité de produits, définie par le modèle Anderson-Schulz-Flory (Albuquerque, Costa, & Barbosa, 2019). Le contrôle des opérations est donc très sensible. C'est pourquoi la réaction de Fischer-Tropsch n'est que très peu appliquée commercialement (Torres Galvis & de Jong, 2013). De plus, les catalyseurs sont facilement contaminés par les produits soufrés pouvant être présent dans le gaz.

#### 2.3.2.3.2 *Production de méthanol*

Le méthanol est la matière première du formaldéhyde et peut ensuite être transformé en matières plastiques, résines synthétiques, peintures explosifs, tissus infroissables... C'est plus de 95 millions de tonnes qui sont produites chaque année (Kajaste, Hurme, & Oinas, 2018), dont la demande augmente annuellement.

La réaction générale de production de méthanol consiste en une hydrogénation du dioxyde de carbone sur catalyseur. La réaction de water-gaz-shift a également lieu en parallèle ce qui permet de fournir du dioxyde de carbone à partir du monoxyde de carbone.



Bien que le méthanol puisse également être produit par la gazéification du charbon, la voie principale de synthèse est la conversion du gaz naturel en gaz de synthèse puis la conversion



catalytique de ce syngaz en méthanol. Le gaz naturel doit d'abord être reformé pour ensuite produire du méthanol. Le gaz est ensuite alimenté au réacteur de synthèse du méthanol, pour un rendement compris entre 5 et 14 % molaire de méthanol à la sortie. Le syngaz non réagi est recirculé à l'intérieur du réacteur afin d'améliorer l'efficacité du rendement. Le méthanol est ensuite distillé afin de retirer les alcools plus lourds formés. Le ratio molaire obtenu en fin de réaction est finalement de 0,9312 mol de méthanol produite par mol de méthane alimenté initialement, grâce à la recirculation des gaz (Blumberg, Morosuk, & Tsatsaronis, 2017).

Du méthanol peut également être produit à l'aide d'une réaction catalytique du monoxyde de carbone, du dioxyde de carbone et de l'hydrogène. Le rapport  $H_2/CO$  doit être ajusté lors d'une réaction de water gas shift (Spath & Dayton, 2003). Une fois le gaz modifié, il est possible de le transformer en méthanol. Le rendement par passage est relativement faible aux alentours de 4 à 7% de formation de méthanol par passage. Cependant, en faisant recirculer le syngaz, le rendement final de conversion molaire du monoxyde de carbone en méthanol est de 99% avec une sélectivité supérieure à 99% (Spath & Dayton, 2003).

#### 2.3.2.3.3 *Production d'éthanol*

L'éthanol est un composé utilisé dans une large gamme de produit. Cependant, son intérêt principal est qu'il peut être utilisé tel quel comme biocarburant. Le Brésil est un pays pionnier dans l'utilisation d'éthanol comme carburant et 90% des voitures vendues en 2009 pouvaient rouler à l'éthanol (Johnson & Silveira, 2014). Cependant, aujourd'hui l'éthanol est produit à partir de maïs, sa production est donc en rivalité avec la production de nourriture humaine ou animale, créant ainsi des débats sociaux (Kacimi, 2008).

La production traditionnelle d'éthanol est basée sur la fermentation de biomasse composée de sucres à 6 atomes de carbones, appelés hexoses. La biomasse principalement utilisée au Québec est le maïs grâce à sa facilité de production (Gouvernement du Canada, 2020). Le maïs est broyé, puis liquéfié. L'amidon est ensuite hydrolysé en sucres, qui seront ensuite fermentés en alcool par des levures. L'alcool est ensuite distillé afin d'obtenir de l'éthanol pur (Chavanne & Frangi, 2008). On considère que sur du maïs, 29,4% de la masse est constituée de glucane et xylane, les deux sucres principaux nécessaires à la fermentation en éthanol (Y. Kim et al., 2008). De plus, le rendement théorique maximal pouvant être obtenu en industrie pour la fermentation du maïs en



éthanol est de 47g d'éthanol par 100g de sucres fermentescibles (Y. Kim et al., 2008). On obtient donc finalement un rendement de 13,82g d'éthanol produit pour 100g de maïs fermenté.

La conversion du syngaz en éthanol à partir de matières résiduelles est encore à l'étude mais semble être possible (Spath & Dayton, 2003). En transformant le syngaz en méthanol par la réaction précédente, puis en faisant réagir le méthanol avec du CO et du H<sub>2</sub>, il est possible d'obtenir de l'éthanol grâce à un catalyseur RuO<sub>2</sub>-n-Bu<sub>4</sub>PBr-CoI<sub>2</sub>. 80% du méthanol est converti, avec une sélectivité en éthanol de 56% (Lin & Knifton, 1983; Subramani & Gangwal, 2008). Le reste du méthanol est converti en n-propanol (4%), formiate de méthyle (5%), acétate de méthyl (10%), acétate d'éthyle (12%) et éther diéthylique (2%) (Lin & Knifton, 1983).

Le tableau 2.1 présente un récapitulatif des conditions d'opérations ainsi que de la qualité du syngaz attendue en fonction des voies de valorisations.

Tableau 2.1 Récapitulatif des voies de valorisations possible

<i>Produit</i>	<i>Electricité et chaleur</i>	<i>Gaz naturel</i>	<i>Fisher-Tropsh</i>	<i>Méthanol</i>	<i>Ethanol</i>
<i>Matière fossile utilisée</i>	Charbon, Gaz naturel	Gaz naturel	Pétrole	Gaz naturel	Maïs
<i>Rendement</i>	30% électricité 40% chaleur	97% du CO converti 50% de sélectivité en CH <sub>4</sub>	89% du CO converti 45% du H <sub>2</sub> converti 31% du CO <sub>2</sub> converti	99% du CO converti 99% de sélectivité en méthanol	80% du Méthanol converti 56% de sélectivité en éthanol
<i>Pression</i>	1 atm	1 bar	25-60 bar	100-500 bar	275,8 bars
<i>Température</i>	300-500°C	275-325°C	200-350°C	220-275°C	200°C
<i>Contaminants à éviter</i>	Tar Cendres	Soufre, Arsenic, Cuivre, Plomb, chlore	NH <sub>3</sub> , HCN, H <sub>2</sub> S, COS, HCl, Alcalins, tar	Soufre, Halogènes, Fer et Nickel	Soufre, Halogènes, Fer et Nickel
<i>Catalyseurs</i>		Base nickel	Base fer ou cuivre	ZNO/Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	RuO <sub>2</sub> -n-BuPBr-CoI <sub>2</sub>
<i>Qualité du syngaz attendue</i>	>5 MJ/Nm <sup>3</sup>	H <sub>2</sub> /CO = 1	H <sub>2</sub> /CO = 2	H <sub>2</sub> /CO = 3	H <sub>2</sub> /CO = 1

(Lebarbier et al., 2014; Martínez, Mahkamov, Andrade, & Lora, 2012; Spath & Dayton, 2003; Srinivas, Malik, & Mahajani, 2007)

Ainsi, la composition du syngaz a une grande importance sur le type de valorisation envisageable. Or la composition du syngaz dépend directement de la composition du mélange d'OM à



l'alimentation. Afin de déterminer l'intérêt de la valorisation d'un flux d'OM, il est donc nécessaire de modéliser le type de syngaz que celui-ci peut produire pour ensuite déterminer le type de valorisation auquel il peut correspondre.

### 2.3.3 Types de réacteurs

De nombreux types de réacteurs ont été développés pour répondre aux différents besoins, que ce soit pour de l'analyse de laboratoire ou pour de la production d'électricité à grande échelle. Il est important de comprendre et de connaître les caractéristiques de chaque réacteur afin de pouvoir modéliser efficacement leurs comportements et comprendre leurs réactions internes. Chaque réacteur possède un fonctionnement différent et le MP doit donc être modélisé en fonction du type de réacteur choisi. Le tableau 2.2 permet de présenter les différents points d'intérêt d'un réacteur de gazéification afin de choisir le réacteur sur lequel le MP de gazéification se basera.

Les lits fixes ont un fonctionnement plus simple d'opérations et de très long temps de résidence. Les lits fluidisés sont plus difficiles d'opérations mais permettent la gazéification à grande échelle d'OM, pour un temps de résidence très court. Cependant, ils produisent une quantité de particules et de tar importants ce qui complique le nettoyage à la suite du réacteur (La Villetta, Costa, & Massarotti, 2017). Le lit fixe à courant descendant permet de produire une faible production de tar, et de particules pour une conversion importante de carbone alimenté en gaz, il permet une gazéification à petite échelle efficace pour un coût d'installation réduit (P. Basu, 2010). Les zones de réactions sont facilement délimitables à l'intérieur avec un long temps de résidence, ce qui permet de résoudre une grande partie des réactions par voies stœchiométriques car les équilibres peuvent être atteints à l'intérieur du réacteur, contrairement à un lit fluidisé (Safarian, Unnþórsson, & Richter, 2019). Il semble donc être un bon compromis pour la création d'un MP sur la gazéification. Cependant, comme il est peu flexible au regard de la taille et du type d'alimentation (Mazzoni, Almazrouei, Ghenai, & Janajreh, 2017), un prétraitement est nécessaire, afin d'homogénéiser l'alimentation et la taille des particules.



Tableau 2.2 Résumé des avantages et inconvénients des réacteurs

	Lits fixes		Lits fluidisés				Plasma
	Courant descendant	Courant ascendant	Lit fluidisé bouillonnant	Lit fluidisé circulant	Flux entraîné	Lit double fluidisé	Plasma
Niveau technologique	Simple	Simple	Complexe	Complexe	Complexe	Complexe	Complexe
Flexibilité de l'alimentation en taille et type	Non	Non	Oui	Oui	Non	Non	Oui
Température dans le réacteur [°C]	700-1000	700-1000	550-900	550-900	550-900	550-900	>1500
Niveau de tar	Faible	Élevé	Moyen	Moyen	Faible	Moyen	
Quantité de particules	Faible	Moyenne	Élevé	Élevé			
Température du gaz à la sortie	Élevé	Faible					Élevé
Temps de résidence	Long	Long	Faible	Faible	Faible	Faible	Faible
Efficacité de conversion du carbone	Excellente	Bonne	Bonne	Bonne	Bonne	Faible	Bonne
Capacité maximale de Scale-up	250 kW	250 kW	1 MW	1 MW	> 1MW	> 1MW	
Facilité d'opération	Faible contrôle	Faible contrôle	Contrôle des températures	Contrôle des températures	Non	Non	Oui
Mélange gaz-solide	Mauvais	Mauvais	Bon	Bon	Bon	Bon	
Catalyse possible	Non	Non	Oui	Oui	Non	Oui	

(Alauddin, Lahijani, Mohammadi, & Mohamed, 2010; Fabry, Rehmet, Rohani, & Fulcheri, 2012; Mazzoni et al., 2017; Puig-Arnavat, Bruno, & Coronas, 2010)



### 2.3.4 Conditions d'opérations

Le choix du réacteur, ainsi que le type de biomasse gazéifiée ont un impact important sur la qualité du syngaz produit, tout comme les conditions d'opérations. Il est nécessaire de comprendre les enjeux de ces conditions afin de produire une grande quantité de syngaz avec la plus faible proportion de contaminants possible.

#### 2.3.4.1 Agent oxydant

##### 2.3.4.1.1 Type d'agent oxydant

Plusieurs types d'agent oxydant peuvent être employés : de l'air, de l'air enrichi en dioxygène, du dioxygène pur, de la vapeur d'eau, du dioxyde de carbone ou des mélanges de ces oxydants. Le choix de l'oxydant a un impact sur les coûts opératoires ainsi que sur les compositions finales obtenues (Puig-Arnavat et al., 2010). En effet, l'utilisation de l'air est peu chère puisqu'elle peut être prélevée dans l'environnement directement, mais elle réduit énormément l'efficacité du réacteur, puisque 79% de l'agent oxydant étant du diazote et que celui-ci ne réagit pas, il diminue le pouvoir calorifique du gaz produit et utilise une partie de l'énergie à l'intérieur du réacteur pour augmenter sa température. De plus, il entraîne une augmentation de la taille de l'unité de traitement du syngaz et peut entraîner la formation de NO<sub>x</sub> dans les systèmes à haute température. L'utilisation de vapeur d'eau ou de CO<sub>2</sub> nécessite un apport de chaleur supplémentaire mais permet d'obtenir un gaz très riche en hydrogène et avec donc un très haut pouvoir calorifique (La Villetta et al., 2017). Utiliser des mélanges air/vapeur ou dioxygène/CO<sub>2</sub> permet d'utiliser l'énergie produite par la combustion de l'oxygène apporté pour favoriser les réactions endothermiques sans ajouter de l'énergie supplémentaire. Le tableau 2.3 permet d'illustrer l'effet du choix de l'agent oxydant sur la composition du syngaz et de son pouvoir calorifique supérieur (PCS) qui prend en considération l'énergie libérée par l'eau lors de sa vaporisation.

Tableau 2.3 Exemple de composition attendues pour la gazéification de MR en fonction de l'agent oxydant (La Villetta et al., 2017)

Agent oxydant	Composition du gaz de synthèse (%vol, base sèche)					PCS syngaz [MJ/Nm <sup>3</sup> ]
	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	



Air (lit fixe courant descendant)	17	21	13	1	48	5,7
Air (lit fixe courant ascendant)	11	24	9	3	53	5,5
O <sub>2</sub> (lit fixe courant descendant)	32	48	15	2	3	10,4
Air (lit circulant)	14,1	18,7	14,7	3,5	47,7	n.d.
Vapeur (lit circulant)	34,2	27,2	22,7	11,1	4,8	n.d.
Air (lit bouillonnant)	5 – 16,3	9,9 – 22,4	9,0 – 19	2,2 – 6,2	42 – 62	3,7 – 8,4
Vapeur pure (lit bouillonnant)	38 – 56	17 – 32	13 – 17	7 – 12	0	12,2 – 13,8
O <sub>2</sub> – Vapeur (lit bouillonnant)	13,8 – 32	42,5 – 52,0	14 – 36	6,0 – 7,5	0	10,3 – 13,5

#### 2.3.4.1.2 Ratio d'équivalence

Le ratio d'équivalence (ER) est un paramètre majeur de la gazéification. Il permet de qualifier le taux d'agent oxydant entrant en fonction de l'agent oxydant nécessaire à une combustion complète.

$$ER = \frac{\text{masse agent oxydant réelle}}{\text{masse agent oxydant stoechiométrique}} \quad (\text{Eq. 2.6})$$

Si le ratio ER est nul, alors il s'agit d'une réaction de pyrolyse pure sans ajout d'oxygène. Si le ratio ER est égal à 1, alors il s'agit d'une combustion complète. Le ratio ER impacte la quantité d'oxygène présent et a donc un effet sur le profil de température à l'intérieur du gazogène obtenu grâce à la combustion (La Villetta et al., 2017). Le ratio ER est donc un paramètre clé de la gazéification et dépend des OM et des conditions d'opérations. Il doit être déterminé par gazogène et par type d'alimentation. Dans la littérature, il est recommandé pour la gazéification de rechercher un ratio ER compris entre 0,2 et 0,5 pour maximiser la conversion de carbone en gaz incondensables (Ghassemi & Shahsavan-Markadeh, 2014; La Villetta et al., 2017; Striūgas, Zakarauskas, Džiugys, Navakas, & Paulauskas, 2014; Vonk, Piriou, Felipe Dos Santos, Wolbert, & Vaïtilingom, 2019).



### 2.3.4.2 Source de chaleur

La source de chaleur entraînant les réactions pyrolytiques endothermiques peut être fournie soit par la combustion elle-même, la gazéification est alors qualifiée d'auto-thermale. Soit par ajout extérieur de chaleur à l'aide d'un échangeur de chaleur ou grâce à une résistance thermique, dans ce cas on parle de gazogène indirect ou de gazéification allothermique (Puig-Arnavat et al., 2010). Dans le cas d'un réacteur à lit fixe, la gazéification est permise par la combustion elle-même. L'ajout de chaleur n'étant utilisé que pour le lancement de la réaction.

### 2.3.4.3 Profil de température

La température a un impact fort sur la dévolatilisation des OM, modifiant la composition du char, tar et des gaz produits. L'augmentation de la température entraîne une augmentation de la production de gaz et une diminution de la production de tar et de char. Le profil de température dans le réacteur a donc un impact sur toutes les zones. En effet, une diminution de la température de réaction dans la zone de réduction entraîne une diminution de la production d'hydrogène (Aydin, Yucel, & Sadikoglu, 2018). Une augmentation de la température dans la zone de réduction entraîne une augmentation conséquente de la quantité de tar et de char réduit et donc une augmentation de l'efficacité de conversion du carbone (Couto, Rouboa, Silva, Monteiro, & Bouziane, 2013).

La température n'est pas un paramètre contrôlable dans la plupart des cas, puisqu'elle dépend d'autres paramètres tel que le type et la quantité d'agent oxydant entrant, soit le ratio ER, les dispersions thermiques, les débits de gaz et d'OM entrant (La Villetta et al., 2017).

### 2.3.4.4 Matière résiduelle

#### 2.3.4.4.1 Ratio H/C et O/C

Il s'agit de deux ratios utilisés pour décrire les propriétés de la matière première. En augmentant le ratio oxygène sur carbone dans l'alimentation (O/C), la combustion est de plus en plus complète : ce qui diminue le pouvoir calorifique du gaz. En effet, Dai et al. ont augmenté dans leur modèle numérique le pourcentage massique d'oxygène dans l'alimentation, passant d'un ratio O/C de 0,45 à 0,85, entraînant une diminution de 1,2 mol de  $H_2$  et une augmentation de production de CO de 1,1 mol, diminuant le ratio  $H_2/CO$  de 1,8 à 0,8 (Dai et al., 2019). L'augmentation du ratio O/C a donc un impact direct sur la qualité du syngaz obtenu. Le pouvoir calorifique de la matière résiduelle diminue en augmentant le rapport hydrogène sur carbone (H/C) : diminuant la quantité



d'énergie disponible à la conversion, bien que le pourcentage de  $H_2$  augmente avec l'augmentation du ratio  $H/C$ . En effet, pour une augmentation de 2,67% à 9,67% d'hydrogène dans la matière première, la proportion d'hydrogène présent dans le syngaz passe de 1,0 à 4,7mol pour une quantité identique de CO produite (Dai et al., 2019). Dai ne remarque ces effets que pour des températures de gazéification supérieures à 800°C (Dai et al., 2019). Le diagramme de van Krevelen, tracé ici grâce aux données de Ahmad et al. (Ahmad & Subawi, 2013), permet de visualiser les différents types de biomasse afin de les comparer. La matière résiduelle possède donc deux ratios  $O/C$  et  $H/C$  beaucoup plus grand que ceux du charbon et de l'antracite, ce qui explique que leur pouvoir calorifique soit plus faible et que le syngaz obtenu par gazéification soit composé de plus de dioxyde de carbone (Prabir Basu, 2010). De plus, la forte proportion en oxygène tend à augmenter la proportion de gaz produite lors de la combustion alors que l'augmentation de la proportion en hydrogène augmente la proportion en liquides produits (Prabir Basu, 2010).

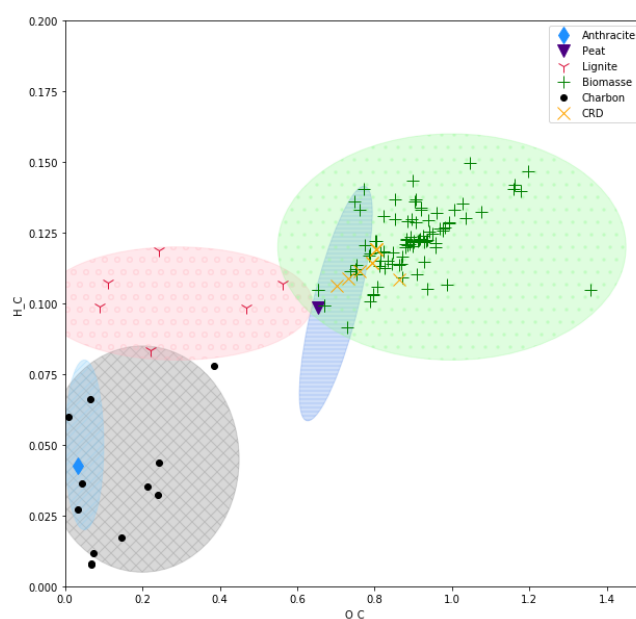


Figure 2.4 Diagramme de van Krevelen

#### 2.3.4.4.2 Contaminants

De nombreux contaminants peuvent se retrouver dans les OM. En effet, les plastiques à haute teneur en chlore, les métaux ou les matières inertes peuvent contaminer les cendres, les tars produits ou encore le gaz en réagissant à l'intérieur du réacteur. Le chlore est l'un des éléments à surveiller puisqu'il peut réagir et produire des composants comme l'acide chlorhydrique, le chlorure de sodium ou le chlorure de potassium qui sont des gaz toxiques pour la santé humaine et pour les



équipements en place (Butler et al., 2018). En effet, lors d'une étude expérimentale sur la gazéification de biomasse contenant du chlore, Björkman trouva que à 900°C, 40 à 70% du chlore était présent dans le gaz ou le tar (Björkman & Strömberg, 1997). La conversion du chlore en gaz est donc importante. La contamination en métaux lourds peut également poser un problème lors de la gestion des cendres. Il est donc nécessaire de connaître la composition de l'alimentation pour pouvoir mettre en place les équipements de nettoyage des gaz adéquats (Björkman & Strömberg, 1997; Butler et al., 2018).

#### 2.3.4.4.3 Volatilité et cendres

L'analyse approximée de la matière permet d'obtenir le taux de volatilité des OM entrants, ce qui permet de prévoir l'efficacité de production des gaz comparativement à la production de char et de tar. Un haut taux de volatilité est donc un très grand facteur sur l'efficacité finale de transformation chimique (Puig-Arnavat et al., 2010). La composition en cendres permet, elle, de prévoir le taux minimal de cendres produites lors de la gazéification et le taux de carbone fixe permet de déterminer la quantité de char produite dans la zone de réduction (Sharma, 2010). L'analyse approximée a donc une conséquence importante sur la conversion de la matière en gaz dans la zone de pyrolyse. Cet impact sera visible dans toutes les étapes du modèles subséquentes et sur la qualité du syngaz en lui-même.

#### 2.3.4.4.4 Densité

La densité des OM a un impact important sur la facilité à l'alimenter au gazéificateur. Une densité trop faible complexifie l'alimentation des matières, puisqu'elles ne sont pas assez lourdes pour casser les blocages qui peuvent se créer à l'intérieur des réservoirs (Hamel, Hasselbach, Weil, & Krumm, 2007). Ainsi, la densité n'a pas un impact direct sur la qualité du syngaz obtenu mais a un impact sur le déroulement correct des expériences (Narnaware, Srivastava, & Vahora, 2017). Comme le calcul de la densité peut s'avérer complexe dû aux formes irrégulières des particules, la densité apparente est utilisée pour caractériser les matières.

$$\rho_{bulk} = \frac{\text{masse totale d'une pile de particules}}{\text{volume total d'une pile de particules}} \quad (Eq. 2.7)$$

Elle a été standardisée par l'agence américaine pour les tests de matériaux (ASTM) (ASTM, 2013).

#### 2.3.4.4.5 Humidité



L'humidité des OM a un effet très important sur les produits de la gazéification. En effet, plus d'énergie est nécessaire pour convertir la matière en gaz, car une quantité supérieure d'eau doit être vaporisée. Il est donc plus difficile d'avoir un gazogène autothermique avec des OM à haute humidité. Pérez et al. ont expérimenté l'effet de l'augmentation de 5% d'humidité pour une même alimentation dans un lit fixe à courant descendant, (de 10,96% à 16,14% d'humidité) et ont remarqué une diminution de 200 kJ/Nm<sup>3</sup> sur le pouvoir calorifique du syngaz obtenu pour chaque taille de particules testée (Pérez, Melgar, & Benjumea, 2012), diminuant la valorisation possible. Les réacteurs à lit fixe à courant descendants, sont les réacteurs les plus sensibles et ne fonctionnent qu'avec une humidité inférieure à 15%, contre 55% pour les lits fixes à courant ascendants (La Villetta et al., 2017). En effet, l'humidité des OM peut permettre dans un premier temps d'augmenter la proportion en hydrogène dans le syngaz produit, mais si la proportion en eau est trop importante alors l'énergie nécessaire pour le séchage sera trop importante comparativement à l'énergie disponible.

#### 2.3.4.4.6 Angle de repos

L'angle de repos (ou angle de talus naturel) permet de mesurer l'angle de surface libre d'un tas. Il est utilisé pour caractériser la facilité d'alimentation d'un groupe de solide. C'est un indicateur clé pour les poudres, mais son intérêt n'est pas défendu unanimement par la littérature pour les morceaux plus épais (Ileleji & Zhou, 2008). L'alimentation étant un point clé de tout procédé impliquant des solides, il a été choisi d'utiliser autant d'indicateurs que possible pour avoir une meilleure idée de la faisabilité de la gazéification de mélanges hétérogènes. Pour cela, la méthodologie étudiée par Ileleji et Zhou a été suivie (Ileleji & Zhou, 2008). Elle consiste à verser la matière résiduelle à l'intérieur d'un entonnoir dans une assiette de diamètre connu. Lorsque l'assiette arrête de se remplir que les matières glissent sur le talus produit on mesure la hauteur de celui-ci. On obtient l'angle de talus naturel grâce à la formule de la tangente.

$$\alpha = \frac{180}{\pi} * \arctan\left(\frac{2H}{D}\right) \text{ (Eq. 2.8)}$$



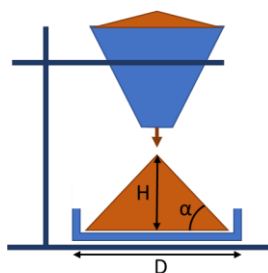


Figure 2.5 Schéma du montage pour le calcul de l'angle de repos

#### 2.3.4.4.7 Taille de particules

La taille des particules a un effet non négligeable sur la perte de pression à l'intérieur du gazogène et sur l'alimentation. En effet, une taille de particule non adéquate peut créer des chemins préférentiels, diminuant l'efficacité de conversion, voir des blocages : arrêtant complètement l'expérience. Pérez et al. ont observé une diminution de  $2,5 \text{ MJ/Nm}^3$  à  $0,6 \text{ MJ/Nm}^3$  pour une taille de particule passant de 6mm à 1,5cm (Pérez et al., 2012) pour une gazéification dans un lit fixe à courant descendant. La perte de pression est étroitement liée à la taille des particules et peut être prédite grâce à l'équation d'Ergun si la plage de valeur n'est pas trop grande (Keyser, Conradie, Coertzen, & Van Dyk, 2006). La taille des particules a également un impact sur la proportion de tar et de char produite, puisqu'en diminuant la taille des particules, la surface réactionnelle des réactions hétérogènes augmente, augmentant ainsi leur cinétique. Luo et al. ont ainsi pu observer que l'augmentation de la taille des particules de 5mm à 20mm pour une température d'opération identique, entraîne l'augmentation de la production de tar et de char de 7% à 20% massique pour une gazéification à vapeur dans un lit fixe (Luo et al., 2010). Des particules plus fines réagiront donc plus rapidement mais augmenteront la perte de pression à l'intérieur du réacteur.

Pour cette étude, la gazéification dans un lit fixe descendant sera étudiée. Comme il s'agit d'un réacteur simple d'utilisation, produisant peu de tar et efficace à petite échelle, il permet d'avoir une première idée de l'intérêt de la gazéification pour un mélange de matière donné. Le modèle sera ainsi valable pour tous les réacteurs à lits fixes mais ne pourra pas être utilisé pour un réacteur à lit fluidisé, pour qui le fonctionnement est très différent. La réaction n'est pas sous catalyse, ni sous forte pression et l'agent oxydant est de l'air, afin de produire de l'énergie à moindre coût. Le gaz produit sera donc un mélange de  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{CH}_4$  et tar, il ne qualifie pas pour des conversions complexes directes. Le modèle devra donc transformer le syngaz obtenu par des



réactions de water gaz shift et des nettoyages important afin de produire des produits tel que l'éthanol ou le méthanol. Pour cela, il est nécessaire de déterminer quel type de modèle permet une estimation adéquate des effets de la gazéification de la matière résiduelle.

#### 2.3.4.5 Efficacités

Le pouvoir calorifique inférieur (PCI) du syngaz peut être évaluée grâce à la formule suivante (Khosasaeng & Suntivarakorn, 2017).

$$PCI_{sg} = (10.782 * y_{CO}) + (12.628 * y_{H_2}) + (35.807 * y_{CH_4}) \quad (Eq. 2.9)$$

Avec  $y_i$  la composition volumétrique du syngaz.

L'efficacité de conversion du carbone (CCE) qui quantifie la part de carbone convertie de l'alimentation au syngaz, et donne ainsi une idée de l'efficacité de conversion chimique (Guo, Dong, Dong, & Guo, 2014). L'efficacité de gaz froid (CGE) est une comparaison entre la capacité calorifique de la matière première et la capacité calorifique du syngaz produit. Cette efficacité permet de qualifier la perte énergétique due aux réactions (Narnaware et al., 2017).

$$CCE = \frac{12(\dot{n}_{CO_2} + \dot{n}_{CO} + \dot{n}_{CH_4} + \dot{n}_{C_nH_m})}{22,4 * \dot{n}_C} * V_g * 100\% \quad (Eq. 2.10)$$

$$CGE = \frac{\dot{m}_g PCI_g}{PCI_f \dot{m}_f} \quad (Eq. 2.11)$$

Avec  $\dot{n}_i$  et  $\dot{m}_i$  les débits molaires [moles/s] et massiques [kg/s] respectivement.  $PCI_g$  et  $PCI_f$  les capacités calorifiques du syngaz produit [MJ/kg] et de l'alimentation [MJ/kg].  $T_h$  la température à la sortie du réacteur et  $T_c$  la température d'alimentation des mélanges.

## 2.4 Types de modèles

### 2.4.1 Caractéristiques générales

Le niveau de précision demandé au modèle dépend des objectifs de celui-ci. En effet, un modèle permettant un design préliminaire ou la simulation d'une unité en vue de son optimisation ne demande pas le même niveau de précision. Plusieurs modèles sont donc étudiés en fonction du besoin : des modèles basés sur l'intelligence artificielle, des modèles cinétiques et des modèles d'équilibres. L'utilisation de modèles permet également de mieux comprendre les mécanismes physiques et chimiques se déroulant à l'intérieur du gazogène, et ainsi d'étudier les paramètres mis en jeux plus facilement. De plus, faire des analyses en laboratoires peut s'avérer fastidieux, long et chers, l'utilisation d'un modèle fiable permet de diminuer ces coûts (Safarian et al., 2019).



Les modèles peuvent être dynamique et étudier le régime transitoire de la gazéification ou simplement étudier son régime permanent. L'objectif d'une étude sur le régime permanent permet d'étudier les moyens d'améliorer les produits bruts lors de la gazéification. Une étude sur le régime transitoire permet quant à elle d'étudier le démarrage et l'arrêt d'un gazéificateur ou d'étudier les perturbations qui peuvent lui être imposés durant un essai afin de corriger sur une installation expérimentale les effets de ces perturbations. Les modèles peuvent également être construits selon la géométrie du gazéificateur. Un modèle en 0D, va couper le réacteur en zones distinctes selon les réactions qui y ont lieu, sans prendre en compte la hauteur de ces zones. Les réactions y seront résolues en considérant que le mélange est parfait entre le gaz et les solides et ce à n'importe quel point du gazogène. Il s'agit de modèles basés sur l'équilibre des réactions qui considèrent un temps de réaction infini. Un modèle en 1D résoudra les réactions en fonction de la hauteur du gazogène. La résolution des réactions dépend de la position des OM dans le réacteur. Les réactions sont donc souvent incomplètes et basées sur la cinétique et le débit d'OM et d'air. Pour ces modèles, il est nécessaire de considérer un mélange parfait sur le diamètre du réacteur et les effets de bords sont négligés. Un modèle en 2D résout les réactions en fonction de la hauteur du gazogène et de la position du point étudié par rapport au centre du réacteur. Comme précédemment, il s'agit de modèles cinétiques qui permettent d'obtenir une résolution de réactions incomplètes mais qui en plus prennent en considération la différence de température en fonction de la position dans le réacteur selon le diamètre de celui-ci. De plus, en fonction de la position où l'agent oxydant est inséré, il est possible de prendre en considération une oxydation différente des OM.

Un modèle 3D considèrera le gazogène entier, en prenant en compte les chemins préférentiels possibles. Il s'agira majoritairement d'études par éléments finis dû à la forte demande en calculs. Trois types principaux de modèles existent : stœchiométrique, cinétique et basé sur l'intelligence artificielle. Geneviève Groleau présente une revue de littérature complète sur leurs fonctionnements propres (Groleau, 2019), une présentation succincte sera donc faite ici.

## 2.4.2 Équilibre de thermodynamique / Stœchiométrie

Un modèle thermodynamique considère que le temps de résidence à l'intérieur du réacteur est infini. Les composants sont parfaitement mélangés et toutes les réactions atteignent leurs équilibres respectifs (Safarian et al., 2019). Ce modèle est très efficace pour les lits fixes avec des températures d'opérations assez élevées et connues. Les résultats obtenus correspondent à



l'efficacité maximale atteignable pour un temps de résidence infini. La géométrie du gazogène n'est pas prise en compte, ils ne peuvent donc pas servir à designer une unité mais permettent d'avoir une compréhension des facteurs influençant l'efficacité maximale et donc proposent des pistes d'amélioration et d'optimisation. L'avantage premier de ce type de modèle est leur simplicité de mise en place et le faible temps de calcul. Ils se basent sur la minimisation de l'énergie de Gibbs pour des espèces données ou si les réactions sont connues, sur la stœchiométrie pure (Safarian et al., 2019). Ce type de modèle sous-estime la production de méthane et char en général. On estime en général les erreurs à environ 5%vol d'erreur pour le  $H_2$ , le CO et le  $CO_2$  et jusqu'à 100% d'erreur pour le  $CH_4$  (Safarian et al., 2019). Ce modèle est particulièrement utilisé dans la littérature car il est simple à mettre en place et permet une première approximation de la qualité du syngaz obtenu. De plus, comme il se base uniquement sur la stœchiométrie, il permet de modéliser une très grande variabilité d'OM entrant (Aydin et al., 2018; Bhavanam & Sastry, 2013). Ghassemi et Shahsavan-Markadeh ont produit un modèle basé sur l'équilibre de Gibbs ayant une erreur moyenne de 3,7% sur le CO, 10% sur le  $H_2$ , 9% sur le  $CO_2$  sans considérer la production de méthane (Ghassemi & Shahsavan-Markadeh, 2014). Sharma a développé un modèle de gazéification basé sur la stœchiométrie également et est en accord avec les essais expérimentaux, bien que de nouveau la proportion en méthane soit très faible, inférieure à 0.4% et que le tar soit négligé (Sharma, 2010).

### 2.4.3 Cinétique

Les modèles basés sur la résolution cinétique considèrent un temps de résidence non infini à l'intérieur du réacteur. Les réactions ne sont donc pas toutes menées à l'équilibre. La composition des produits dépend de la position dans le gazéificateur et des vitesses de réaction. Il est nécessaire de prendre en compte la dynamique des fluides et la géométrie du gazéificateur pour obtenir un résultat précis. Ce type de modèle est très impacté par les conditions d'opérations (La Villetta et al., 2017). Les modèles cinétiques prédisent la composition du gaz et le profil de température à l'intérieur des zones du gazogène. Ils peuvent être développés pour travailler en régime non permanent, évaluer les démarrages et évoluer en fonction du temps. Mais ils nécessitent un modèle détaillé de la dynamique des fluides à l'intérieur du réacteur en plus du modèle cinétique afin de modéliser la vitesse de réaction, le transport de matière, la taille des particules et le mélange à l'intérieur du réacteur. Les modèles cinétiques peuvent être très précis et détaillés mais comme les phénomènes sont très complexes, dû aux contacts hétérogènes entre les gaz et les solides, la



précision est difficile à obtenir (Safarian et al., 2019). Tinaut et al. ont développé un modèle unidimensionnel de gazéification à lit descendant, le profil de température dans le réacteur, ainsi que la hauteur de la zone de pyrolyse ont pu être correctement prédit par le modèle (Tinaut, Melgar, Perez, & Horrillo, 2008). Di Blasi a également développé un modèle unidimensionnel en régime non permanent ayant une erreur moyenne de 5% avec le CO, 20% avec le H<sub>2</sub>, 15% avec le CO<sub>2</sub>, 31% avec le CH<sub>4</sub> et 9% avec le N<sub>2</sub>, permettant de prendre en compte le tar et le méthane (Blasi, 2000).

#### **2.4.4 Intelligence artificielle**

Les résolutions par intelligence artificielle permettent d'avoir une prédiction très précise en fonction de la base de données expérimentales fournie. Mutlu et Yucel ont ainsi pu prédire la composition du syngaz en fonction du profil de température et du ratio ER de cinq expériences différentes, les prédictions étant plus précises que les prédictions de modèles stœchiométriques (Mutlu & Yucel, 2018). Ils obtiennent en effet une précision à comprise entre 89% et 96% après avoir entraîné des modèles avec plus de 5200 échantillons de données. Seulement, si les données entrantes sont biaisées alors les résultats seront biaisés. Ainsi, si une erreur de lecture apparaît sur un capteur et que les modèles sont entraînés avec cette erreur, le modèle ne permettra pas de corriger cette erreur. De plus, comme l'intelligence artificielle fonctionne comme une boîte noire, il est impossible de comprendre le fonctionnement précis et les résultats obtenus. L'utilisation d'une intelligence artificielle peut être utile lors du suivi d'opération d'une ligne afin de déterminer les conditions d'opérations initiales mais ne peut pas être utilisée pour créer une nouvelle usine avec un nouveau type de biomasse (Mutlu & Yucel, 2018).

#### **2.4.5 Conditions d'opérations étudiées dans la littérature**

Pour les modèles stœchiométriques, les conditions d'opérations sont des informations nécessaires à l'entrée du modèle. Ainsi, les températures de réactions sont imposées selon un profil fixe (Bhavanam & Sastry, 2013; Ghassemi & Shahsavan-Markadeh, 2014; Gil, 2016). Aydin pose une seule température, constante dans le réacteur, et itère jusqu'à ce que l'énergie libérée par les réactions soit cohérente avec cette température (Aydin et al., 2018). Le ratio ER est également imposé dans ces modèles (Aydin et al., 2018; Ghassemi & Shahsavan-Markadeh, 2014). Ainsi, les modèles stœchiométriques ne permettent pas actuellement de déterminer les conditions réelles dans



le réacteur mais permettent uniquement de déterminer pour une température donnée la composition dans le réacteur.

L'utilisation d'un modèle cinétique permet de calculer à chaque point, en fonction des réactions ayant lieu la température et la pression de ce point (Blasi, 2000; Tinaut et al., 2008). En effet, comme la cinétique permet de modéliser les contacts hétérogènes entre les gaz et les solides, elle est capable d'utiliser l'équation d'Ergun en tout point pour déterminer la perte de pression dans le réacteur (Keyser et al., 2006).

## 2.4.6 Modélisation du Tar

Les tars d'OM sont trop hydrogénés comparativement à ceux produits par le charbon et leur coût de retrait peut dépasser le coup de mise en place du projet. Il est donc vital de prendre en compte la production de tar dans la gazéification des OM. Les tars peuvent représenter entre 0.1 % et 10% des gaz produits (Safarian et al., 2019). Le tar est l'un des contaminants les plus important pour l'implémentation d'un gazogène d'OM et est un facteur important sur la pollution entraînée par la gazéification. Cependant, la composition des tars est complexe à définir : ils contiendraient jusqu'à 69 composants primaires, 87 secondaires et 36 tertiaires (Safarian et al., 2019). Il est souvent représenté dans la littérature par une ou 4 formules au maximum. Afin de faciliter les calculs, il est souvent assimilé à du benzène dans le cas de modélisations Aspen (Damartzis, Michailos, & Zabaniotou, 2012; Gagliano, Nocera, Bruno, & Cardillo, 2017) ou encore à la formule suivante :  $C_6H_{6,2}O_{0,2}$  dans les modélisations numériques, (Gil, 2016; Sharma, 2010; Tinaut et al., 2008). Leurs proportions doivent être imposée pour les modèles d'équilibres, car ce sont des éléments produits lorsque les réactions n'atteignent pas l'équilibre. La cinétique, elle, permet de prendre en compte le craquage du tar et sa formation (Safarian et al., 2019).

## 2.4.7 Résumé de la modélisation

Tableau 2.4 Résumé des avantages et inconvénients des modes de modélisations

	Équilibre	Cinétique	Intelligence Artificielle
Complexité	Faible	Élevée	Moyenne
Boite noire	Non	Non	Oui
Précision	Faible	Haute	Dépend de la base de données
Températures	Hautes (>750°C)	Hautes et Basses	
Prise en compte de la géométrie	0D	1D -2D	--



Prise en compte dynamique des fluides	Non	Oui	--
Prise en compte des réactions	Non	Oui	Non
Prédiction de l'efficacité	Maximale	Réelle	Réelle
Temps de résidence	Infini	Fini	--
Considération des pertes de chaleurs	Non	Oui	--
Type de réacteurs	Lit fixe	Lits fluidisés	--
Sensibilité		Contact gaz-solide	Données fournies

(La Villetta et al., 2017; Safarian et al., 2019)

La gazéification est un phénomène complexe permettant de valoriser énergétiquement et chimiquement la matière entrante. Elle nécessite un prétraitement afin d'homogénéiser la matière et de faciliter sa manutention mais peut produire du syngaz pour une grande proportion de matière entrante. La composition des OM et les conditions d'opérations ont un impact très important sur la qualité du syngaz obtenu, qui est déterminant pour le choix d'une méthode de valorisation. Il est donc nécessaire de connaître les conditions d'opérations utilisées pour déterminer le potentiel de valorisation par la gazéification d'un mélange de matières. Ainsi, pour pouvoir choisir entre plusieurs types de valorisations d'OM, pour une alimentation donnée, il est nécessaire de pouvoir prédéterminer les conditions d'opérations idéales. Or, d'après la littérature un grand nombre de modèles permettent de modéliser le fonctionnement de la gazéification. Cependant, pour ceux-ci le profil de température est souvent simplifié à une seule température identique dans tout le réacteur pour des modélisations stœchiométriques (Aydin et al., 2018; Kirsanovs et al., 2017). L'objectif de cette étude est donc de mettre au point un modèle stœchiométrique capable de déterminer les conditions d'opérations dans chacune des zones pour qualifier l'intérêt de la gazéification en fonction de la composition d'un flux de matière entrant. La validation expérimentale reste un point crucial de la modélisation. L'utilisation de coefficients expérimentaux est nécessaire afin d'affiner la résolution des équations au réacteur étudié. Comme l'objectif de cette étude est d'intégrer un MP dans un outil d'aide à la prise de décision dans la gestion des matières résiduelles, il est nécessaire de choisir un modèle adapté à cet objectif. Un modèle mixte cinétique et équilibre permet de simplifier les calculs tout en améliorant la précision du modèle sur la zone la plus importante du modèle : la zone de réduction. Ce type de modèle est particulièrement adapté à la modélisation de réacteurs à lits fixe descendant dont le temps de résidence est très long.



Ce mémoire permet donc de tester de l'intérêt d'une résolution mixte cinétique et équilibre pour un réacteur à lit fixe avec un calcul de la température dans chacune des zones. En effet, le calcul du profil de température dans le réacteur n'est aujourd'hui étudié que par la cinétique et les résolutions basées sur l'équilibre de Gibbs utilisent uniquement une température fixe pour toutes les réactions.



## **CHAPITRE 3    OBJECTIF ET MÉTHODOLOGIE**

### **3.1 Objectif principal**

L'objectif principal de cette étude est de développer et valider un modèle de procédé (MP) de gazéification afin de l'intégrer dans un outil d'aide à la prise de décision pour le choix de valorisation d'un flux d'OM.

### **3.2 Objectifs spécifiques**

Les objectifs secondaires de ces études sont :

- Développer un modèle de procédé de gazéification des ordures ménagères triées permettant de prédire la qualité du syngaz en fonction des conditions d'opérations et de la composition des intrants,
- Valider ce modèle avec des expériences sur une unité pilote de gazéification,
- Qualifier les produits de la gazéification en fonction de leur contamination, de leurs propriétés et des types de valorisation auxquels ils peuvent prétendre,
- Intégrer le MP dans un outil d'aide à la décision.

### **3.3 Méthodologie**

Afin de prédire la qualité idéale de syngaz productible pour une alimentation donnée plusieurs étapes sont nécessaires.

La première étape consiste à développer un MP de gazéification afin de prédire la qualité du syngaz produit en fonction d'un flux d'OM. Ce MP doit être capable de prendre en compte la composition de l'alimentation pour simuler la qualité du syngaz, sa quantité et ses contaminants. Afin de pouvoir être intégré dans une analyse de flux de matière (MFA), le MP n'aura en entrée que la composition du flux, il devra donc être capable de prédire les conditions d'opérations optimales pour la production de syngaz.

Ensuite, le modèle doit être validé grâce aux résultats expérimentaux. Ces résultats permettent d'avoir une validation physique des effets de l'alimentation, sur le profil de température dans le réacteur, les débits d'air nécessaires, la quantité de syngaz, tar et char produits, les contaminants trouvés et la qualité finale du syngaz. Les résultats sont ensuite comparés entre le modèle et la réalité afin d'affiner le modèle.



Afin que les résultats du MP puissent être analysés dans l'outil d'aide à la décision, les qualités du produit final, issu de la conversion du syngaz, seront ensuite étudiées. Une comparaison des modes de valorisation du syngaz en fonction de sa contamination (production d'électricité, production de méthanol et production d'éthanol) permettra de juger de l'intérêt de la gazéification pour un flux d'OM donné. Les informations nécessaires au modèle seront finalement les dimensions du réacteur et les informations sur les OM entrantes : composition, taille des particules et densité.



## CHAPITRE 4 PRÉSENTATION DU MODÈLE

### 4.1 Choix du modèle

L'approche proposée pour le développement d'un modèle de procédé de gazéification permettant de capturer l'effet de la composition des matières entrantes sur la qualité et les propriétés du syngaz produit est d'utiliser un modèle mixte cinétique/équilibre pour la zone de réduction, et un modèle stœchiométrique pour les zones de séchages, pyrolyse et oxydation pour un réacteur à lit fixe descendant avec un écoulement co-courant des gaz. L'utilisation de ce type de modèle permet d'alléger le calcul dans les phases qui atteignent l'équilibre, tel que le séchage et l'oxydation, et d'étudier de manière plus poussée la zone de réduction. La zone de pyrolyse est étudiée sous forme stœchiométrique car la modélisation cinétique de la pyrolyse est très complexe et dépendrait d'informations plus précises sur le type de liaisons pour être plus précise, non nécessaire pour une étude de faisabilité comme celle-ci.

Chaque zone est ainsi modélisée séparément et les sorties d'une zone deviennent les entrées de la suivante. Les échanges de chaleur sont effectués dans le sens de circulation des solides, à l'exception du syngaz, qui passe dans une conduite annulaire autour du réacteur et va donc échanger son énergie avec chacune des zones au travers de la coque d'acier. Le syngaz va également préchauffer l'air entrant. Un schéma récapitulatif de la géométrie considérée est présenté dans la figure 4.1. Les réactions à l'intérieur du réacteur sont ensuite étudiées afin que l'énergie nécessaire pour les réactions endothermiques soit égale à l'énergie produite lors de la combustion partielle. L'objectif du MP est donc de modéliser un réacteur autothermique permettant de prendre en compte la composition du flux entrant ainsi que l'impact des conditions d'opérations sur la composition du syngaz.



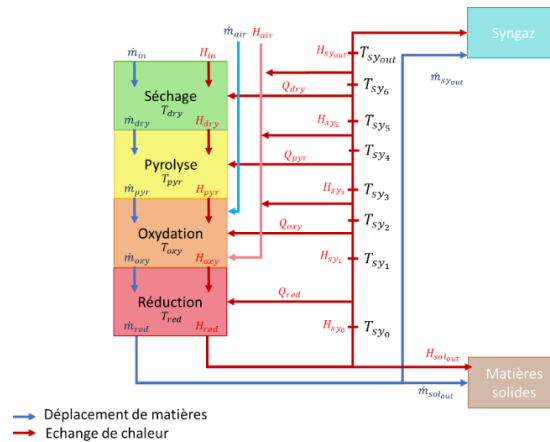


Figure 4.1 Représentation du réacteur de gazéification avec les flux de matières et d'énergie

## 4.2 Modélisation

Le modèle de procédé développé est donc une combinaison d'équations purement stœchiométriques pour les zones de séchage, pyrolyse et oxydation et d'un modèle cinétique/équilibre pour la zone de réduction. L'utilisation d'un tel modèle permet de faciliter les calculs, tout en permettant d'obtenir une composition du gaz de synthèse à la sortie du réacteur dépendante des conditions d'opérations (Jia, Xu, Abudula, & Sun, 2018; Safarian et al., 2019; Tinaut et al., 2008).

### 4.2.1 Hypothèses générales

De nombreuses hypothèses ont dû être posées pour simplifier l'élaboration du modèle.

- La pression est constante dans tout le réacteur.
- Le gaz et les solides sont considérés comme ayant atteint leurs équilibres thermiques locaux, justifié par le long temps de résidence des solides dans un lit fixe à courant descendant.
- Les particules de char et d'OM sont modélisées par des sphères toutes identiques de diamètre  $D$  dont la valeur dépendra de la zone.
- Les gaz sont supposés être des gaz parfaits.
- Le mélange gaz et solide est homogène en tout point.
- Le régime est supposé permanent et établi.
- Chaque zone échange de la chaleur avec ses zones voisines et avec le syngaz circulant autour du réacteur. On ne considère pas d'autres pertes de chaleurs.
- Les réactions sont découpées entre 4 zones distinctes : le séchage, la pyrolyse, l'oxydation et la réduction.



La sphéricité des particules affecte directement le transfert de chaleur entre les solides et les gaz ainsi que les réactions, il s'agit donc d'une hypothèse importante. Cependant, au vu de l'hétérogénéité importante de formes des OM, il est trop complexe de prendre en compte leur forme réelle. Cette hypothèse a donc dû être posée afin de simplifier le problème (Tinaut et al., 2008). De plus, l'utilisation d'outil de densification permet de simplifier la forme de la matière alimentée, permettant de s'approcher d'une sphère.



Figure 4.2 Exemple de forme des biens avant (à gauche) et après (à droite) densification

La découpe en zones de réactions à l'intérieur d'un réacteur n'est pas exacte et des zones mixtes peuvent apparaître. Cependant, une division à partir des températures à l'intérieur permet d'avoir une prédiction des réactions attendues dans cette zone (Sharma, 2010). Les températures des gaz dans le réacteur sont inférieures à  $1500^{\circ}\text{C}$ , et la pression est très proche de la pression atmosphérique, on peut donc considérer les gaz comme des gaz parfaits. Le mélange des solides est également supposé parfait. Le régime est supposé établi et permanent. Chaque zone est étudiée de manière distincte et les conditions du mélange sont supposées parfaites à l'intérieur du réacteur. Comme le temps de résidence dans un lit fixe est très long, chaque composé atteint l'équilibre en tout point du réacteur, la résolution stœchiométrique est donc cohérente. Le syngaz passe ensuite dans une zone annulaire qui entoure le réacteur, toute quantité de chaleur perdue ou gagnée par une zone est redistribuée par le syngaz et les pertes thermiques avec l'environnement sont négligées. Pour un réacteur de gazéification de type lit fixe descendant avec écoulement co-courant des gaz, la perte de charge peut être considérée faible, surtout si la quantité de char contenu dans le fond du réacteur est nettoyée régulièrement. La pression dans le réacteur de gazéification est donc constante (Buekens & Schoeters, 1985).



## 4.2.2 Zone de Séchage

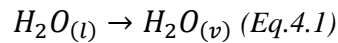
Dans cette zone, les OM sont introduites par gravité. Puisque les particules d'OM sont en contact avec de l'air non saturé, l'eau contenue dans ces particules migre dans l'air ambiant jusqu'à atteindre l'équilibre. Le transfert de chaleur est beaucoup plus important que le transfert de masse dans cette zone (Sharma, 2010).

### 4.2.2.1 Hypothèses

- La taille de la particule ne change pas après l'évaporation de l'eau.
- La masse volumique des particules diminue due à l'évaporation de l'eau.
- Le gradient de température dans les particules d'OM humide est négligé (Sharma, 2010).
- Le séchage est immédiat et complet dans toute la zone.
- La température est constante dans toute la zone et égale à  $T_s$ .

### 4.2.2.2 Modélisation

Le séchage est considéré parfait et immédiat, la totalité de l'humidité comprise dans l'alimentation passe donc sous forme gazeuse.



La masse volumique des particules diminue avec l'évaporation de l'eau, bien que la taille des particules reste constante.

$$\rho_s = \rho_F * \frac{\dot{m}_{MSW}}{\dot{m}_{MSW} + \dot{m}_{hum}} \text{ (Eq. 4.2)}$$

## 4.2.3 Zone de Pyrolyse

Dans cette zone, les particules d'OM séchées dans la zone précédente, subissent une réaction de pyrolyse. Cette réaction de pyrolyse dans un gazogène à lit fixe descendant est caractérisée par un taux de chauffage faible et un long temps de résidence. Le taux de volatilisation devient alors une fonction de la température et du temps de résidence (Sharma, 2010).

Les OM chauffées à haute température deviennent instables et se décomposent en gaz, en cendres et en char. Il s'agit du premier temps de la pyrolyse. Dans un second temps, une partie des gaz se décompose en gaz plus légers, grâce à l'effet catalyseur du char. Cette deuxième période de réaction n'est possible que pour des températures importantes dans le réacteur (supérieures à 600°C), de



telles températures sont facilement atteintes dans un lit fixe, ce qui permet un craquage important des tars (P. Basu, 2010).

#### 4.2.3.1 Hypothèses

- La réaction de pyrolyse est considérée comme instantanée dans toute la zone.
- Les particules d'OM sont converties en char, gaz incondensables, tar, vapeur et cendres comme défini dans la figure 4.3.
- Les gaz incondensables considérés seront le méthane, l'hydrogène, le monoxyde de carbone, le dioxyde de carbone, le sulfure d'hydrogène et l'ammoniac.
- Les particules de char produites sont considérées comme du carbone pur sous forme de graphite.
- La quantité de char produite dans la zone de pyrolyse est considérée comme fixe et est égale au carbone fixe présent dans les OM selon leur analyse proximée.
- La vapeur d'eau générée dans la zone de séchage des OM ne participe pas à la réaction de pyrolyse.
- Le diamètre de la particule diminue pour n'être finalement composé que de char et de cendres.
- La quantité de cendres est fixée par l'analyse approximée pour chacun des biens. Elle ne dépend donc pas des conditions d'opérations, mais uniquement du mélange alimenté.
- La température dans la zone est constante et homogène à  $T_p$ .
- La masse volumique de la particule est considérée constante.
- Le tar est représenté par la formule suivante :  $C_6H_{6.2}O_{0.2}$ .

Le char est simplifié par du carbone sous forme de graphite, bien qu'en réalité le char contienne aussi de petites quantités d'hydrogène et d'oxygène. Cependant, les proportions sont beaucoup plus faibles et peuvent donc être négligées comme première approximation (Blasi, 2000; Sharma, 2010). Le taux de production de char dans un réacteur dépend de la température et a pour tendance d'être plus faible à température élevée. Cependant, afin de simplifier l'étude, la quantité est considérée comme fixe et égale au carbone fixe contenu dans les OM alimentées (Fu et al., 2011; Sharma, 2010). En effet, seule une diminution de production de char de 5% peut être observée entre une température à 600°C et 1000°C (Fu et al., 2011). On peut donc supposer une production de char



dépendant uniquement des biens alimentés et constante malgré la température (Fu et al., 2011). La composition du tar est très complexe à modéliser, mais est souvent représentée par la formule  $C_6H_{6.2}O_{0.2}$  bien qu'elle puisse comprendre de très longues chaînes carbonées (Gil, 2016; Safarian et al., 2019; Tinaut et al., 2008). Cette hypothèse permet de prendre en compte la composition complexe du tar tout en simplifiant sa résolution mathématique. Les conditions d'opération dans la zone de pyrolyse sont considérées identiques dans toute la zone et le mélange est parfait : ce qui conduit à une formation uniforme des produits de pyrolyse dans toute la zone. Les cendres sont constituées de matières inertes et sont donc définies en fonction des biens alimentés. La vapeur d'eau générée dans la zone de séchage ne subit pas de réactions supplémentaires dans la zone de pyrolyse (La Villetta et al., 2017). Le reste de l'alimentation est ensuite décomposé en char, tar, vapeur et gaz incondensables. Toute la fraction organique des OM est transformée et il ne reste à la sortie de la zone de pyrolyse des matières solides que le char et les cendres.

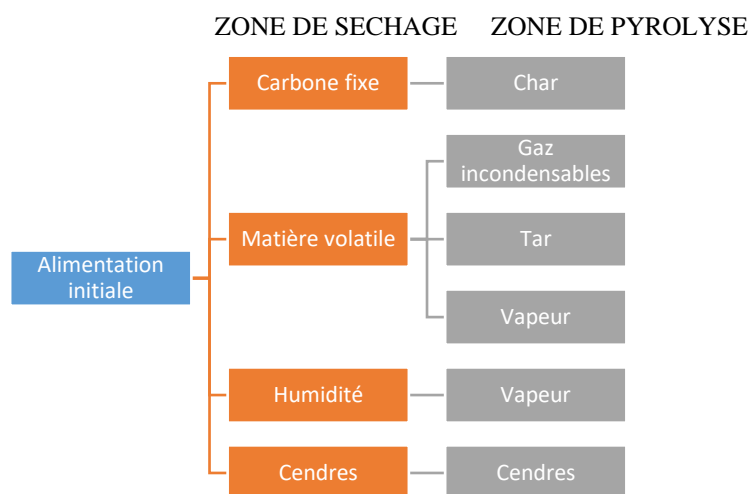


Figure 4.3 Schéma de séchage et de dévolatilisation des OM

#### 4.2.3.2 Composition de l'alimentation

L'analyse ultime et l'analyse proximale de l'alimentation des OM alimentées permettent de caractériser l'alimentation en fonction de sa composition élémentaire et de son pourcentage de matières volatiles, de cendres, d'humidité et de carbone fixe. Les cendres sont composées des matières inertes, tel que les métaux, ainsi que les halogènes. Les matières volatiles sont composées exclusivement de carbone, hydrogène, oxygène, azote et soufre, défini selon les ratios obtenus par



l'analyse ultimée. L'analyse élémentaire des cendres n'est malheureusement pas complète, et seule une partie est définie : les halogènes et les métaux.

#### 4.2.3.3 Équation générale :

L'équation générale permet de définir la transformation opérée par l'alimentation lors de la zone de pyrolyse. Afin de définir précisément ce qu'il se passe, l'alimentation est découpée selon sa composition élémentaire et des bilans par éléments sont effectués. Avec  $\dot{n}$  le débit massique,  $F$  l'alimentation, et  $\alpha_i$  le coefficient stœchiométrique du composé  $i$ .

$$\dot{n}_F + \dot{n}_{H_2O(v)} = \alpha_{CO} \dot{n}_{CO} + \alpha_{CO_2} \dot{n}_{CO_2} + \alpha_{H_2} \dot{n}_{H_2} + \alpha_{CH_4} \dot{n}_{CH_4} + \alpha_{H_2O} \dot{n}_{H_2O(v)} + \alpha_{char} \dot{n}_{char} + \alpha_{tar} \dot{n}_{tar} + \alpha_{H_2S} \dot{n}_{H_2S} + \alpha_{NH_3} \dot{n}_{NH_3} + \dot{n}_{cendres} \quad (Eq. 4.3)$$

##### 4.2.3.3.1 Bilan sur le carbone :

$$\dot{n}_{C_F} = \dot{n}_{CO} + \dot{n}_{CO_2} + \dot{n}_{CH_4} + \dot{n}_{char} + 6 * \dot{n}_{tar} \quad (Eq. 4.4)$$

##### 4.2.3.3.2 Bilan sur l'oxygène :

$$\dot{n}_{O_F} = \dot{n}_{CO} + 2 * \dot{n}_{CO_2} + \dot{n}_{H_2O} + 0.2 * \dot{n}_{tar} \quad (Eq. 4.5)$$

##### 4.2.3.3.3 Bilan sur l'hydrogène :

$$\dot{n}_{H_F} = 4 * \dot{n}_{CH_4} + 2 * \dot{n}_{H_2} + 6.2 * \dot{n}_{tar} + 2 * \dot{n}_{H_2S} + \dot{n}_{NH_3} \quad (Eq. 4.6)$$

##### 4.2.3.3.4 Bilan sur l'azote :

$$\dot{n}_{N_F} = \dot{n}_{NH_3} \quad (Eq. 4.7)$$

##### 4.2.3.3.5 Bilan sur le soufre :

$$\dot{n}_{S_F} = \dot{n}_{H_2S} \quad (Eq. 4.8)$$

Comme il y a 6 équations pour 10 inconnues, des informations supplémentaires sont nécessaires.

#### 4.2.3.4 Paramètres empiriques

Des rapports supplémentaires sont nécessaires pour définir le modèle. Des paramètres empiriques permettent de lier la formation des composés en fonction de la température dans la zone de pyrolyse. Il s'agit de rapports obtenus expérimentalement entre les proportions de composés produits par rapport à la production de dioxyde de carbone (Sharma, 2010). Ces rapports prennent



donc en compte les conditions d'opérations dans la zone de pyrolyse, qui ne dépend plus uniquement de la composition des OM entrants. Lorsque la température augmente dans la zone de pyrolyse, la deuxième étape pyrolytique peut avoir lieu grâce à l'aspect catalyseur du char et les tars sont craqués en gaz incondensables. Cet effet est particulièrement observé pour une température supérieure à 1073K, et afin d'éviter d'obtenir un flux négatif en tar, le débit de tar est fixé à zéro et l'équation 4.10 est retiré de la résolution mathématique pour obtenir 9 inconnues et 9 équations.

$$\Omega_1 = \frac{\dot{n}_{CO}}{\dot{n}_{CO_2}} = e^{-1.8447896 + \frac{7730.317}{T_p} + \frac{5019898}{T_p^2}} \quad (Eq. 4.9)$$

$$\frac{\dot{n}_{H_2O}}{\dot{n}_{CO_2}} = 1 \quad (Eq. 4.10)$$

$$\Omega_2 = \frac{\dot{n}_{CH_4}}{\dot{n}_{CO_2}} = 5 * 10^{-16} * T_p^{5.06} \quad (Eq. 4.11)$$

L'utilisation de ces paramètres est nécessaire car la zone a été modélisée grâce à la stœchiométrie, il est donc nécessaire d'obtenir autant d'équation que d'inconnues pour la résolution du modèle.

À des fins de simplifications, la quantité de cendres est égale aux cendres entrantes,  $\dot{n}_{cendres_F}$ , et le char est égal à la quantité de carbone fixe dans l'alimentation appelé  $\dot{n}_{CF_F}$ .

Le calcul matriciel Eq. 4.12 permet donc de résumer les équations présentées.

$$\begin{bmatrix} 0 & 1 & 1 & 1 & 6 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 1 & 2 & 0 & 6,2 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 2 & 0 & 0 & 4 & 0,2 & 2 & 3 & 2 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & -\Omega_1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -\Omega_2 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} \dot{n}_{H_2} \\ \dot{n}_{CO} \\ \dot{n}_{CO_2} \\ \dot{n}_{CH_4} \\ \dot{n}_{tar} \\ \dot{n}_{H_2O} \\ \dot{n}_{NH_3} \\ \dot{n}_{H_2S} \\ \dot{n}_{char} \\ \dot{n}_{cendres} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \dot{n}_{C_F} \\ \dot{n}_{O_F} \\ \dot{n}_{H_F} \\ \dot{n}_{N_F} \\ \dot{n}_{S_F} \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ \dot{n}_{cendres_F} \\ \dot{n}_{CF_F} \end{bmatrix} \quad (Eq. 4.12)$$

Il est ensuite possible de résoudre ce problème matriciel pour obtenir les débits molaires de chacun des composés en fonction des coefficients stœchiométriques, des rapports empiriques, des hypothèses sur les cendres et le char et de la composition élémentaire de l'alimentation.



#### 4.2.3.5 Diamètre de la particule

Dans la zone de pyrolyse, les matières volatiles passent en phase gazeuse selon les réactions précédentes et une partie solide demeure. Il s'agit d'un mélange de char et de cendres. A des fins de simplifications, la masse volumique des particules est considérée constante entre la masse volumique de la biomasse entrante et la masse volumique des char et cendres, la conversion des OM entraîne donc une diminution du diamètre des particules (Sharma, 2010).

$$D_p = \sqrt[3]{\frac{\dot{m}_{cendre_p} + \dot{m}_{char_p}}{\dot{m}_{OM_s}}} * D_s \quad (Eq. 4.13)$$

#### 4.2.4 Zone d'oxydation

Dans la zone suivante un agent oxydant est ajouté. Il permettra d'oxyder le monoxyde de carbone, l'hydrogène, le méthane, le tar et le char produits dans la zone de pyrolyse précédente. Pour réaliser la gazéification des OM, la part d'agent oxydant entrant doit être inférieure à la stœchiométrie et est souvent choisie pour un ratio ER compris entre 0,2 et 0,5 (Ghassemi & Shahsavan-Markadeh, 2014; La Villetta et al., 2017). L'oxydant ne réagit qu'avec une fraction des composés volatiles produits dans la zone de pyrolyse. Une approche heuristique, basée sur le travail de Sharma en 2010, permet de scinder l'oxydation entre les différents composés (Sharma, 2010).

##### 4.2.4.1 Hypothèses

- L'oxydation est effectuée composé par composé de façon instantanée, tant qu'il reste de l'oxydant.
- L'hydrogène réagit en premier.
- Les hydrocarbures (CO et CH<sub>4</sub>) réagissent ensuite.
- Le tar et le char sont consommés simultanément par la suite.
- Le H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> ne réagissent pas dans cette zone.
- La température est fixée à T<sub>o</sub> dans toute la zone.
- L'air entre dans le réacteur à la température T<sub>o</sub>.
- Toutes les particules ont la même taille.

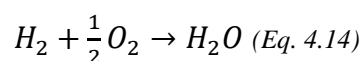
L'ordre de réaction a été déterminé grâce aux cinétiques de chacune des réactions, de plus celles-ci sont suffisamment rapides pour considérer l'oxydation immédiate (Sharma, 2010). Dans un réacteur de gazéification, l'air est inséré dans l'anneau entourant les zones de réactions et est donc



réchauffé avant de rentrer dans la zone d'oxydation par le syngaz et les réactions. L'air entre donc dans le réacteur à la température d'oxydation. Dans un gazogène, le  $H_2S$  provenant de la zone de pyrolyse risque de former du  $SO_2$ , mais dû à la très faible proportion de soufre dans les OM ainsi qu'aux faibles ER utilisés, la production de  $SO_2$  est négligée (Butler et al., 2018). De même, la production de  $NO_x$  peut être négligée dans la zone d'oxydation à cause du faible apport en oxygène (Butler et al., 2018).

#### 4.2.4.2 Oxydation de l'hydrogène

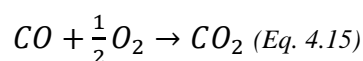
L'hydrogène est le premier composé à réagir avec l'agent oxydant pour former de la vapeur d'eau.



Si l'oxygène apporté est suffisant pour oxyder l'hydrogène, alors tout l'hydrogène est transformé en vapeur d'eau et l'oxygène réagit avec le composé suivant. Sinon l'oxygène réagit jusqu'à épuisement pour former de la vapeur d'eau, puis le modèle considère l'oxydation terminée.

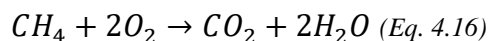
#### 4.2.4.3 Oxydation du monoxyde de carbone

L'oxygène restant réagit ensuite avec le monoxyde de carbone pour former du dioxyde de carbone. De nouveau, si le nombre de mole d'oxygène n'est pas suffisant, celui-ci s'épuise et la réaction d'oxydation s'arrête. Si cependant, une partie de l'oxygène reste après l'oxydation du monoxyde de carbone, alors l'oxygène réagit avec le méthane.

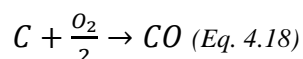
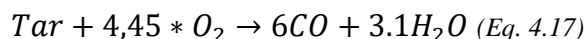


#### 4.2.4.4 Oxydation du méthane

La même méthodologie s'applique pour l'oxydation du méthane.



#### 4.2.4.5 Oxydation du tar et du char



Cette fois ci, l'agent oxydant va permettre l'oxydation simultanée du char et du tar. S'il y a suffisamment d'oxygène pour le char et le tar alors tout est oxydé et la réaction d'oxydation prends fin. Il est alors considéré que l'oxygène réagit avec tout le monoxyde de carbone présent jusqu'à



épuisement. Une telle situation ne devrait cependant pas arriver pour une réaction de gazéification où l'oxygène est en carence. Dans le cas où il n'y a pas assez d'oxygène pour oxyder la totalité du char et du tar alors une partie de chacun sera oxydée. Pour cela un coefficient de dispersion  $r^*$  est calculé en faisant le rapport de leurs taux de réactions respectifs.

$$r^* = \frac{k_{char}}{k_{tar}} \text{ (Eq. 4.19)}$$

$$k_{tar} = 2,07 * 10^4 * T_o * P^{0,3} * \exp\left(-\frac{41646}{T_o}\right) * C_{O_2} * C_{tar}^{0.5} \text{ (Eq. 4.20)}$$

$$k_{char} = 0,554 * \exp\left(-\frac{10824}{T_o}\right) * C_{O_2} \text{ (Eq. 4.21)}$$

Avec  $k_{tar}$  le taux de réaction du tar et  $k_{char}$  le taux de réaction du char.  $C_i$  est la concentration en composé  $i$  dans le gaz et  $T_o$  la température dans la zone d'oxydation (Sharma, 2010). Ainsi pour toute mole de tar oxydée  $r^*$  moles de char sont oxydées. Le nombre de moles d'oxygène nécessaire pour l'oxydation complète du tar doit donc supérieur ou égal  $\dot{n}_{O_2} \geq (4.45 + 0.5 * r^*) * \dot{n}_{tar_{pyr}}$ .

Les conditions d'opérations n'impactent donc les réactions d'oxydations que pour un ER important.

#### 4.2.4.6 Water gaz shift



À la suite des différentes étapes d'oxydation, et puisque la température à l'intérieur de la zone d'oxydation est suffisamment élevée, la réaction de « water gaz shift » (WGS) peut avoir lieu. Ainsi, la vapeur d'eau, le  $CO_2$ , le  $CO$  et le  $H_2$  se rééquilibrent dans le réacteur en fonction de l'énergie libre de Gibbs pour la température de cette zone.

$$\frac{\dot{n}_{CO_2oxy} * \dot{n}_{H_2oxy}}{\dot{n}_{COoxy} * \dot{n}_{H_2Ooxy}} = \exp\left(-\frac{\Delta G_{WGS}^\circ}{R * T_o}\right) \text{ (Eq. 4.23)}$$

Avec  $\Delta G_{WGS}^\circ$  l'énergie libre de Gibbs pour la réaction de WGS.

#### 4.2.4.7 Taille et masse volumique des particules

La masse volumique des particules est considérée constante dans cette étape. Le diamètre des particules diminue, dû à la dévolatilisation du char dans le cas où il y aurait suffisamment d'agent oxydant.

$$D_o = \sqrt[3]{\frac{\dot{m}_{cendre_o} + \dot{m}_{char_o}}{\dot{m}_{biomasse_p}}} * D_p \text{ (Eq. 4.24)}$$



### 4.2.5 Zone de réduction

La zone de réduction est la zone la plus complexe à modéliser car les réactions hétérogènes gaz et solides entre le char et les produits gazeux oxydants sont très présents. Un calcul purement stœchiométrique ne permettrait pas de calculer suffisamment finement la quantité de char restante à la sortie du réacteur et donnerait une approximation trop idéalisée du mélange sortant. Afin de la modéliser plus finement, il a été décidé d'utiliser une méthode de modélisation cinétique/équilibre. Cette méthode permet de considérer la géométrie du réacteur par son côté cinétique sans que les calculs ne soient trop complexes. Ainsi, la quantité de char craquée dépend à la fois des conditions d'opérations, de la composition des produits gazeux alimentés et de la géométrie du réacteur étudié. De plus, en utilisant le coefficient de réactivité du char (CRF) permet de prendre en compte l'effet catalyseur du char par le modèle (Jia et al., 2018; Safarian et al., 2019).

#### 4.2.5.1 Hypothèses

- La zone de réduction est simulée comme étant unidimensionnelle : le mélange de gaz et de solide est parfait et les conditions d'opérations sont toutes identiques sur la largeur du réacteur et égales à celles du point central du gazogène.
- La composition du gaz est déterminée par les cinétiques de réaction.
- La température est identique dans toute la section à  $T_r$ .
- Le  $H_2S$ , le  $NH_3$ , les cendres, le  $O_2$  et le  $N_2$  ne réagissent pas dans cette zone. On considère donc uniquement le  $CO$ , le  $CO_2$ , le  $CH_4$ , le  $H_2$ , la vapeur d'eau, le tar et le char.

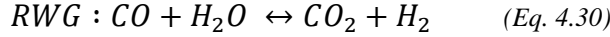
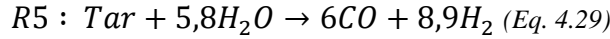
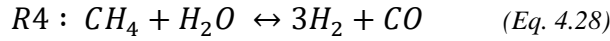
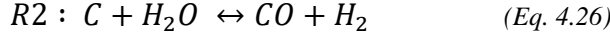
La réduction du  $H_2S$ ,  $NH_3$  et des contaminants connus et présents dans les cendres est explicité dans le paragraphe sur la gestion des contaminants à l'intérieur de la zone de réduction. Cette section n'explique que la réduction des chars, tar et méthane et le rééquilibrage des gaz incondensables grâce à la réaction de WGS (Hau Jorge, Ray, Thorpe Rex, & Azapagic, 2008; Jia et al., 2018). La composition du gaz est déterminée de manière unidimensionnelle : la géométrie du réacteur, notamment la hauteur de la zone de réduction a un impact sur la quantité de char pouvant être réduit. Cette quantité est déterminée par les cinétiques de réactions, basées sur les énergies libres de Gibbs et les concentrations de chacun des composés (Jia et al., 2018; Tinaut et al., 2008). On considère de plus, des conditions d'opérations uniforme dans la zone de réduction :



la température est constante et le mélange de gaz et le char est homogène sur la section du réacteur pour une position axiale. La zone de réduction est ainsi résolue de façon unidimensionnelle.

#### 4.2.5.2 Réactions

Les réactions de la zone de réduction correspondent à la réduction du méthane, du tar et du char, ainsi qu'à la réaction de WGS (Jia et al., 2018; Tinaut et al., 2008).



Les taux de réactions pour chacune de ces réactions sont définis pour chaque position axiale  $z$  à l'intérieur du réacteur.

#### 4.2.5.3 Taux de réactions axiaux

$$r_{R1} = C_{rf} * A_{R1} * \exp\left(-\frac{E_{R1}}{R*T}\right) * \left(y_{CO_2z} - \frac{y_{COz}^2}{K_{R1}}\right) \quad (Eq. 4.31)$$

$$r_{R2} = C_{rf} * A_{R2} * \exp\left(-\frac{E_{R2}}{R*T}\right) * \left(y_{H_2Oz} - \frac{y_{H_2z} * y_{COz}}{K_{R2}}\right) \quad (Eq. 4.32)$$

$$r_{R3} = C_{rf} * A_{R3} * \exp\left(-\frac{E_{R3}}{R*T}\right) * \left(y_{H_2z}^2 - \frac{y_{CH_4z}}{K_{R3}}\right) \quad (Eq. 4.33)$$

$$r_{R4} = C_{rf} * A_{R4} * \exp\left(-\frac{E_{R4}}{R*T}\right) * \left(y_{H_2Oz} * y_{CH_4z} - \frac{y_{COz} * y_{H_2z}^3}{K_{R4}}\right) \quad (Eq. 4.34)$$

$$r_{r5} = A_{r5} * \exp\left(-\frac{E_{R5}}{R*T}\right) * (C_{tarz}^{0,25} * C_{H_2Oz}^{1,25}) \quad (Eq. 4.35)$$

$$r_{WG} = A_{WG} * \exp\left(-\frac{E_{WG}}{R*T}\right) * \left(C_{COz} * C_{H_2Oz} - \frac{C_{CO_2z} * C_{H_2z}}{K_{WG}}\right) \quad (Eq. 4.36)$$

Avec  $y_{i_z}$  les ratios molaires du composé  $i$  à la position  $z$  et  $C_{i_z}$  qui correspond à la concentration en composé  $i$  dans le gaz à la position  $z$ . Les constantes d'équilibres  $K_R$  sont calculées grâce aux énergies libres de Gibbs.

$$K_{R1} = \exp\left(-\frac{2*G_{T,CO}^0 - G_{T,CO_2}^0}{R*T_r}\right) \quad (Eq. 4.37)$$

$$K_{R2} = \exp\left(-\frac{G_{T,CO}^0 + G_{T,H_2}^0 - G_{T,H_2O}^0}{R*T_r}\right) \quad (Eq. 4.38)$$



$$K_{R3} = \exp \left( - \frac{G_{T,CH_4}^0 - 2 * G_{T,H_2}^0}{R * T_r} \right) \text{ (Eq. 4.39)}$$

$$K_{R4} = \exp \left( - \frac{G_{T,CO}^0 + 3 * G_{T,H_2}^0 - G_{T,CH_4}^0 - G_{T,H_2O}^0}{R * T_r} \right) \text{ (Eq. 4.40)}$$

$$K_{WG} = 0,0265 * \exp \left( \frac{32900}{R * T_r} \right) \text{ (Eq. 4.41)}$$

#### 4.2.5.4 Coefficients d'Arrhenius

Les coefficients d'Arrhenius utilisés sont définis dans le tableau 4.1.

Tableau 4.1 Coefficients d'Arrhenius pour la zone de réduction

$k_j$	$A_j$	Unités de $A_j$	$E_j \left[ \frac{kJ}{kmol} \right]$	Références
R1	36,16	[-]	$77,39 \times 10^3$	(Jia et al., 2018)
R2	$1,517 \times 10^4$	[-]	$121,62 \times 10^3$	(Jia et al., 2018)
R3	$4,189 \times 10^{-3}$	[-]	$19,21 \times 10^3$	(Jia et al., 2018)
R4	$7,301 \times 10^{-2}$	[-]	$36,15 \times 10^3$	(Jia et al., 2018)
R5	70	$m^3 mol^{-1} s^{-1}$	$16,736 \times 10^3$	(Tinaut et al., 2008)
RWG	2,78	$m^3 mol^{-1} s^{-1}$	$12,6 \times 10^3$	(Tinaut et al., 2008)

La composition des produits à chaque point z est donc définie par le calcul matriciel entre la composition à la position  $z=x-1$ , la matrice  $v$  des coefficients stœchiométriques de chaque réaction, la matrice  $R$  des taux de réactions et  $V$  l'élément de volume considéré à la position  $z=x$ .

$$\dot{N}^{X-1} + v * R * V^X = \dot{N}^X \text{ (Eq. 4.42)}$$

$$\begin{bmatrix} \dot{n}_{CO} \\ \dot{n}_{CO_2} \\ \dot{n}_{H_2} \\ \dot{n}_{H_2O} \\ \dot{n}_{CH_4} \\ \dot{n}_{tar} \\ \dot{n}_{char} \end{bmatrix}^{X-1} + \begin{bmatrix} 2 & 1 & 0 & 1 & 6 & -1 \\ -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 1 & -2 & 3 & 8,9 & 1 \\ 0 & -1 & 0 & -1 & -5,8 & -1 \\ 0 & 0 & 1 & -1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 \\ -1 & -1 & -1 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} R1 \\ R2 \\ R3 \\ R4 \\ R5 \\ RWG \end{bmatrix} * V^X = \begin{bmatrix} \dot{n}_{CO} \\ \dot{n}_{CO_2} \\ \dot{n}_{H_2} \\ \dot{n}_{H_2O} \\ \dot{n}_{CH_4} \\ \dot{n}_{tar} \\ \dot{n}_{char} \end{bmatrix}^X \text{ (Eq. 4.43)}$$



## 4.3 Bilans d'énergie

### 4.3.1 Échanges de chaleur

La matière entre dans la zone de séchage puis descend dans la zone de pyrolyse, puis la zone d'oxydation puis la zone de réduction. Elle est ensuite séparée en deux courants : les gaz qui sont acheminés vers le haut du gazéificateur et vont ainsi échanger avec les différentes zones au travers de la paroi et avec l'air entrant, et les matières solides qui sont récupérées au bas du réacteur et qui n'échangeront pas d'énergie supplémentaire. Les flux d'échanges de chaleur sont présentés sur la figure 4.1.

On considère que le syngaz est à la même température que la zone de réduction et qu'il n'échangera donc pas avec cette zone. La zone de combustion est la zone la plus chaude du réacteur, c'est donc elle qui fournit de l'énergie au syngaz. Enfin le syngaz fournira de l'énergie à la zone de pyrolyse et à la zone de séchage et à l'air entrant. On considère que la zone d'échange a lieu sur toute la hauteur de la zone et sur 360°. Les températures étant considérées uniformes à l'intérieur des zones.

### 4.3.2 Calcul de l'énergie pour chacune des zones

Chaque zone est identifiée par l'enthalpie de la matière entrante, l'enthalpie de la matière sortante, l'énergie utilisée ou fournie lors des réactions et l'énergie thermique échangée avec le syngaz sortant.

#### 4.3.2.1 Enthalpie à la sortie d'une zone

Soit  $H$  l'enthalpie en kJ/kmol. Soit  $y$  l'indice représentant la zone sortante (alimentation, séchage, pyrolyse, oxydation et réduction, sortie de solides et les différentes positions d'échange du syngaz). Soit  $i$  l'indice représentant le composé étudié (CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, vapeur, CH<sub>4</sub>, NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S, tar, O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> pour les gaz et eau liquide, cendres, OM, Char pour les solides).

$$H_y = \sum \left( \dot{m}_{y_{igaz}} H_{igaz}(T_y) + \dot{m}_{y_{isol}} H_{isol}(T_y) \right) \quad (Eq. 4.44)$$

Avec

$$H_i(T_y) = \frac{1}{M_i} * \left( A * (T_y - T_{ref}) + B * (T_y - T_{ref})^2 + C * (T_y - T_{ref})^3 + D * (T_y - T_{ref})^4 \right) \quad (Eq. 4.45)$$



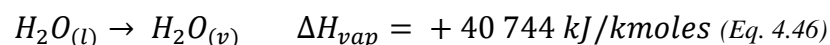
A, B, C, D étant des coefficients déterminés par la littérature pour chacun des composés, ils sont présentés en ANNEXE 2. Pour la zone d'oxydation, comme de l'air est ajouté il faut également calculer l'enthalpie de l'agent oxydant.

### 4.3.3 Enthalpie de réactions

Chaque zone est définie par les différentes réactions s'y déroulant. Chacune de ses réactions demande un apport d'énergie différents nécessaire à sa mise en place.

#### 4.3.3.1 Zone de séchage

Une seule réaction est mise en place durant cette zone : la vaporisation de l'eau liquide contenue dans l'alimentation en vapeur d'eau :



Donc  $\Delta H_{vap} = 40\,744 * \xi_s \text{ [kJ] (Eq. 4.47)}$

Avec l'avancement  $\xi_s$  égal au nombre de moles d'eau vaporisées à la sortie de la zone de séchage.

#### 4.3.3.2 Zone de pyrolyse

Il n'est pas possible d'obtenir une formule générale pour estimer l'énergie nécessaire pour la volatilisation de l'alimentation. En effet, cette énergie dépend des matières entrantes et de leurs liaisons (Daugaard & Brown, 2003). La formule obtenue ne dépendra donc pas des produits de la pyrolyse, ni des réactions ayant lieu, mais uniquement de la masse entrante.

Table 4.1 : Enthalpies de réaction de la pyrolyse en fonction de la biomasse

	Enthalpie MJ/kg	Humidité (base sèche) [%]	Enthalpie (base sèche) [MJ/kg]
Méthanol	2,00 ± 0,36	0,0	2,00 ± 0,36
Chêne	1,61 ± 0,26	8,0	1,46 ± 0,28
Graines d'avoines	1,04 ± 0,18	10,2	0,78 ± 0,20
Pin	1,77 ± 0,31	7,5	1,64 ± 0,33
Tige de maïs	1,53 ± 0,26	8,8	1,35 ± 0,28

(Daugaard & Brown, 2003)



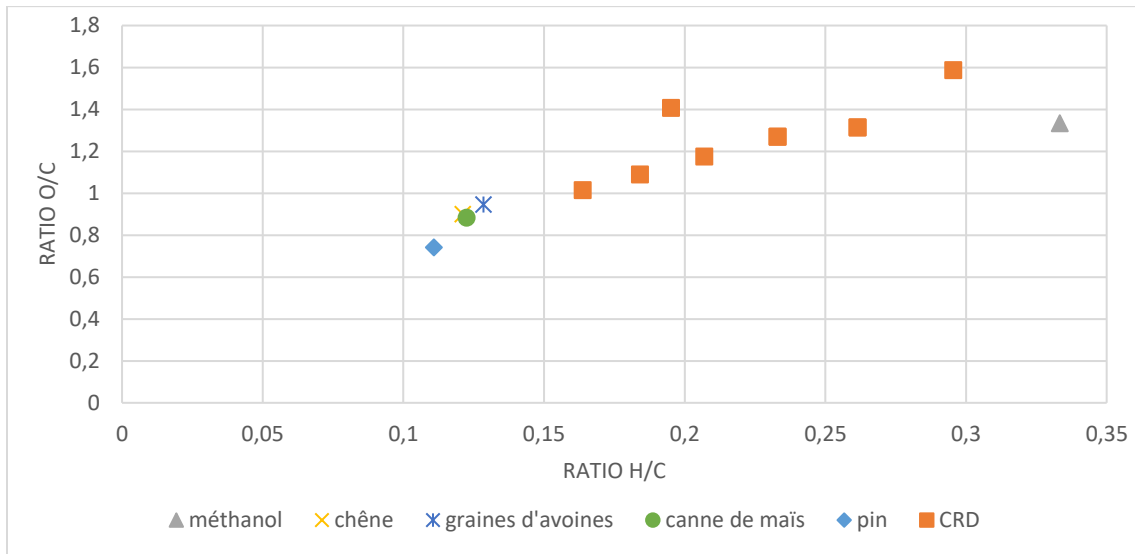


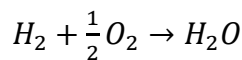
Figure 4.4 Comparaison entre la composition de différentes formes de biomasse et les mélanges obtenus de matières résiduelles (Phyllis2, 2020)

D'après la figure 4.4, le ratio O/C du méthanol est le plus cohérent avec celles obtenues dans les mélanges issus de matières résiduelles. L'enthalpie de réaction de la zone de pyrolyse est donc basée sur cette valeur :  $\Delta H_{pyr} = H_{méthanol} * \dot{m}_{alimentation}$ , avec  $\dot{m}_{alimentation}$  en base sèche.

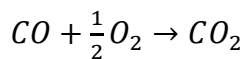
#### 4.3.3.3 Zone d'oxydation

La zone de combustion permet de fournir directement ou indirectement l'énergie à toutes les réactions. Il est donc nécessaire d'estimer correctement l'énergie produit par cette zone.

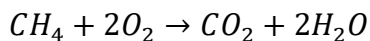
Les valeurs ont été obtenues grâce à l'étude de Higman (Higman & van der Burgt, 2008). La valeur pour l'oxydation du tar n'ayant pas été trouvée, elle a été posée identique à celle du char.



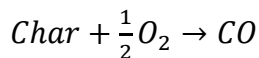
$$\Delta H_{oxy_1} = -242 \frac{MJ}{kmoles} \text{ (Eq. 4.48)}$$



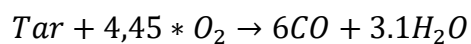
$$\Delta H_{oxy_2} = -283 \frac{MJ}{kmoles} \text{ (Eq. 4.49)}$$



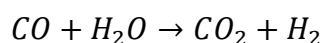
$$\Delta H_{oxy_3} = -520 \frac{MJ}{kmoles} \text{ (Eq. 4.50)}$$



$$\Delta H_{oxy_4} = -111 \frac{MJ}{kmoles} \text{ (Eq. 4.51)}$$



$$\Delta H_{oxy_5} = -111 \frac{MJ}{kmoles} \text{ (Eq. 4.52)}$$



$$\Delta H_{oxy_6} = -41 \frac{MJ}{kmoles} \text{ (Eq. 4.53)}$$

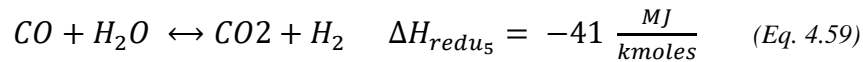
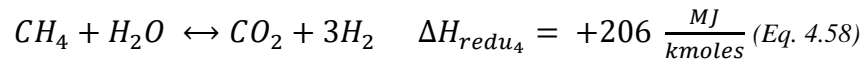
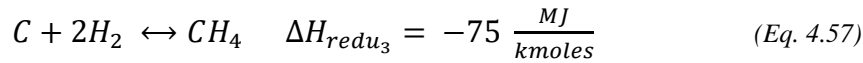
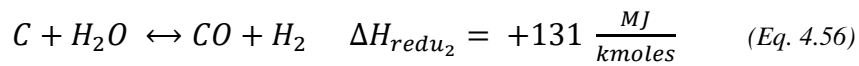
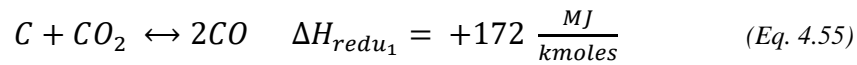


L'avancement de chacune des réactions est calculé, et la somme totale des produits des enthalpies de réactions avec leur avancement propre permet d'obtenir l'enthalpie de réaction finale de la zone d'oxydation.

$$\Delta H_{oxy} = \sum_{k=0}^6 (\Delta H_{oxy_k} * \xi_k) \quad (Eq. 4.54)$$

#### 4.3.3.4 Zone de réduction

La réduction récupère les gaz chauds produits lors de la zone d'oxydation. Elle peut donc faire intervenir un grand nombre de réaction endothermique ou exothermique grâce à cet apport énergétique et ainsi réduire la quantité de char (Higman & van der Burgt, 2008).



Comme pour la zone d'oxydation, l'avancement de chacune des réactions est calculé, et la somme totale des produits des enthalpies de réactions avec leur avancement propre permet d'obtenir l'enthalpie de réaction finale de la zone de réduction.

$$\Delta H_{redu} = \sum_{k=0}^5 (\Delta H_{redu_k} * \xi_k) \quad (Eq. 4.60)$$

#### 4.3.4 Échange de chaleur avec le syngaz

L'échange de chaleur avec le syngaz se fait au travers de la paroi. On considèrera que les températures des fluides et des solides seront homogènes et égales aux températures des parois pour faciliter les calculs. Comme le solide produit par la gazéification est récupéré en bas du réacteur, celui-ci garde son énergie et ne l'échange pas avec l'intérieur du réacteur. Il y a donc la création d'une séparation entre l'énergie solide et l'énergie gazeuse.

$$H_{red} = H_{sol_{out}} + H_{sy_0} \quad (Eq. 4.61)$$

Dans un premier temps, afin d'estimer l'énergie échangée, différents points de température pour le syngaz ont été définis à chacune des intersections de zone et avec l'air entrant. L'énergie échangée par le syngaz avec la zone sera ainsi la différence d'enthalpie entre ces deux températures.



Le syngaz en remontant de la zone de réduction rencontre d'abord : l'extérieur de la zone de réduction, avec qui l'échange est minime, puis l'extérieur de la zone de combustion qui permet d'augmenter sa température. Puis le syngaz rencontre l'air entrant dans la zone de combustion et le réchauffe. Le syngaz est ensuite en contact avec la zone de pyrolyse où il va donner l'énergie nécessaire à la conversion des OM. Le syngaz réchauffe de nouveau l'air entrant jusqu'à la température de la zone de pyrolyse. Ensuite le syngaz rencontre la zone de séchage à qui il va fournir l'énergie nécessaire à la vaporisation de l'eau. Finalement, le syngaz rencontre l'air entrant dans le réacteur et le réchauffe de la température ambiante à la température de séchage.

Ainsi on obtient neuf zones d'échanges de chaleur pour le syngaz.

$$\text{Au niveau de la zone de réduction : } Q_{sy_{red}} = H_{sy_0} - H_{sy_1} \text{ (Eq. 4.62)}$$

$$\text{Au niveau de la zone d'oxydation : } Q_{sy_{oxy}} = H_{sy_1} - H_{sy_2} \text{ (Eq. 4.63)}$$

$$\text{Avec l'air à l'entrée de l'oxydation : } Q_{sy_{air_{oxy}}} = H_{sy_2} - H_{sy_3} \text{ (Eq. 4.64)}$$

$$\text{Au niveau de la zone de pyrolyse : } Q_{sy_{pyr}} = H_{sy_3} - H_{sy_4} \text{ (Eq. 4.65)}$$

$$\text{Avec l'air au niveau de la pyrolyse : } Q_{sy_{air_{pyr}}} = H_{sy_4} - H_{sy_5} \text{ (Eq. 4.66)}$$

$$\text{Au niveau de la zone de séchage : } Q_{sy_{sec}} = H_{sy_5} - H_{sy_6} \text{ (Eq. 4.67)}$$

$$\text{Avec l'air au niveau du séchage : } Q_{sy_{air_{sec}}} = H_{sy_6} - H_{sy_{out}} \text{ (Eq. 4.68)}$$

Or les débits massiques restent identiques puisqu'il s'agit toujours du flux de syngaz sortant. Il est donc possible de simplifier le calcul de l'enthalpie en moyennant la valeur des capacités calorifiques ( $C_p$ ) entre les températures pour le syngaz et pour l'air. On obtient donc :

$$Q_{sy_{red}} = \dot{m} * C_p * (T_{sy_0} - T_{sy_1}) \text{ (Eq. 4.69)}$$

$$Q_{sy_{oxy}} = \dot{m} * C_p * (T_{sy_1} - T_{sy_2}) \text{ (Eq. 4.70)}$$

$$Q_{sy_{pyr}} = \dot{m} * C_p * (T_{sy_3} - T_{sy_4}) \text{ (Eq. 4.71)}$$

$$Q_{sy_{sec}} = \dot{m} * C_p * (T_{sy_5} - T_{sy_6}) \text{ (Eq. 4.72)}$$

Et pour l'air :

$$Q_{air_{oxy}} = \dot{m}_{air} * C_{p_{air}} * (T_o - T_p) \text{ (Eq. 4.73)}$$

$$Q_{air_{pyr}} = \dot{m}_{air} * C_{p_{air}} * (T_p - T_s) \text{ (Eq. 4.74)}$$

$$Q_{air_{sec}} = \dot{m}_{air} * C_{p_{air}} * (T_s - T_{air}) \text{ (Eq. 4.75)}$$



L'échange de chaleur peut également être défini par le transfert thermique au travers du réacteur. U est le coefficient de transmission thermique et A l'aire d'échange correspondant à la surface extérieure de la zone étudiée. L'échange est fait entre la température à l'intérieur du réacteur et la moyenne de températures du syngaz entre l'entrée et la sortie de la zone.

$$Q_{syred} = UA * \left( \frac{T_{sy1} + T_{sy0}}{2} - T_r \right) \text{ (Eq. 4.76)}$$

$$Q_{syoxy} = UA * \left( \frac{T_{sy2} + T_{sy1}}{2} - T_o \right) \text{ (Eq. 4.77)}$$

$$Q_{syppyr} = UA * \left( \frac{T_{sy4} + T_{sy3}}{2} - T_p \right) \text{ (Eq. 4.78)}$$

$$Q_{sysec} = UA * \left( \frac{T_{sy6} + T_{sy5}}{2} - T_s \right) \text{ (Eq. 4.79)}$$

On peut ainsi calculer chaque température en fonction de la température de sortie du syngaz, qui est supposée connue.

$$T_{sy5} = \frac{(\dot{m} * Cp + \frac{UA}{2}) * T_{sy6} - T_s * UA}{\dot{m} * Cp - \frac{UA}{2}} \text{ (Eq. 4.80)}$$

$$T_{sy3} = \frac{(\dot{m} * Cp + \frac{UA}{2}) * T_{sy4} - T_p * UA}{\dot{m} * Cp - \frac{UA}{2}} \text{ (Eq. 4.81)}$$

$$T_{sy1} = \frac{(\dot{m} * Cp + \frac{UA}{2}) * T_{sy2} - T_o * UA}{\dot{m} * Cp - \frac{UA}{2}} \text{ (Eq. 4.82)}$$

$$T_{sy0} = T_r \text{ (Eq. 4.83)}$$

La température du syngaz à la sortie de la zone de réduction étant égale à la température à l'intérieur de la zone de réduction. Une fois la température calculée, elle est utilisée pour obtenir l'échange de chaleur total. Les températures manquantes sont déterminées par les échanges d'énergies entre le syngaz et l'air.

$$\dot{m} * Cp * (T_{sy6} - T_{syout}) = \dot{m}_{air} * Cp_{air} * (T_s - T_{air}) \text{ (Eq. 4.84)}$$

$$\dot{m} * Cp * (T_{sy4} - T_{sy5}) = \dot{m}_{air} * Cp_{air} * (T_p - T_s) \text{ (Eq. 4.85)}$$

$$\dot{m} * Cp * (T_{sy2} - T_{sy3}) = \dot{m}_{air} * Cp_{air} * (T_o - T_p) \text{ (Eq. 4.86)}$$

Soit :

$$T_{sy6} = \frac{\dot{m}_{air} * Cp_{air} * (T_s - T_{air})}{\dot{m} * Cp} + T_{syout} \text{ (Eq. 4.87)}$$

$$T_{sy4} = \frac{\dot{m}_{air} * Cp_{air} * (T_p - T_s)}{\dot{m} * Cp} + T_{sy5} \text{ (Eq. 4.88)}$$

$$T_{sy2} = \frac{\dot{m}_{air} * Cp_{air} * (T_o - T_p)}{\dot{m} * Cp} + T_{sy3} \text{ (Eq. 4.89)}$$



Les températures calculées sont ainsi utilisées dans le calcul des échanges d'énergies entre le syngaz et les zones de réactions.

#### 4.3.4.1 Bilans finaux par zone

Bilan sur la zone de séchage :

$$H_{\text{séchage}} - H_{\text{alimentation}} = \Delta H_{\text{séchage}} + Q_{\text{sy}_{\text{dry}}} + Q_{\text{sy}_{\text{air}_{\text{dry}}}} \quad (\text{Eq. 4.90})$$

Bilan sur la zone de pyrolyse :

$$H_{\text{pyrolyse}} - H_{\text{séchage}} = \Delta H_{\text{pyrolyse}} + Q_{\text{sy}_{\text{pyr}}} + Q_{\text{sy}_{\text{air}_{\text{pyr}}}} \quad (\text{Eq. 4.91})$$

Bilan sur la zone d'oxydation :

$$H_{\text{oxydation}} - H_{\text{pyrolyse}} = \Delta H_{\text{oxydation}} + Q_{\text{sy}_{\text{oxy}}} + Q_{\text{sy}_{\text{air}_{\text{oxy}}}} \quad (\text{Eq. 4.92})$$

Bilan sur la zone de réduction :

$$H_{\text{réduction}} - H_{\text{oxydation}} = \Delta H_{\text{réduction}} + Q_{\text{sy}_{\text{red}}} \quad (\text{Eq. 4.93})$$

On obtient donc finalement 4 inconnues pour 4 équations. Il est donc possible de calculer la température dans chaque des zones et d'itérer jusqu'à ce que les bilans enthalpiques soient nuls.

## 4.4 Tendances

Dans les prochaines sections, la présentation des tendances capturées par le modèle est basée sur les trois mélanges de MR suivants:

- uniquement du bois travaillé,
- mélange issu d'une usine de tri de CRD avec beaucoup de bois (R-C4-H1),
- mélange issu d'une usine de tri de CRD avec beaucoup de papier (R-P4-H1).

Les recettes seront présentées dans le tableau 4.2 et elles correspondent à la plus grande variabilité observée pour la sortie de l'usine de CRD étudiée dans la section 5. Les conditions opératoires sont les mêmes pour toutes les recettes et sont présentés au tableau 4.3.



Tableau 4.2 Composition des recettes

	R-C4-H1 "Coarse"	R-P4-H1 "Papier"
Papier et carton	7,35%	24,72%
Bois travaillé	39,06%	44,22%
Bois pur	43,53%	15,34%
PVC	0,21%	0,69%
Polystyrène blanc d'isolation	0,65%	1,40%
Plastiques	0,96%	5,17%
Asphaltes	6,26%	3,09%
Polystyrène bleu et rose	0,26%	0,42%
Autres combustibles	0,64%	1,80%
Gypse	1,06%	2,52%
Inertes	0,00%	0,00%
Isolation en polyisocyanurate	0,01%	0,03%
Isolation en fibre de verre	0,02%	0,61%
Poussière	0,00%	0,00%

Tableau 4.3 Conditions opératoires

	<i>Conditions opératoires</i>
<i>Température entrée (K)</i>	291
<i>Température séchage (K)</i>	504
<i>Température pyrolyse (K)</i>	957
<i>Température oxydation (K)</i>	844
<i>Température réduction (K)</i>	1122
<i>Température sortie syngaz (K)</i>	566
<i>Pression (Pa)</i>	97950
<i>Diamètre réacteur (m)</i>	0,22
<i>Hauteur zone de réduction (m)</i>	0,051
<i>Aire du réacteur (m<sup>2</sup>)</i>	0,037
<i>Taille particules (m)</i>	0,05
<i>Densité (kg/m<sup>3</sup>)</i>	490
<i>ER</i>	0,20



### 4.4.1 Humidité

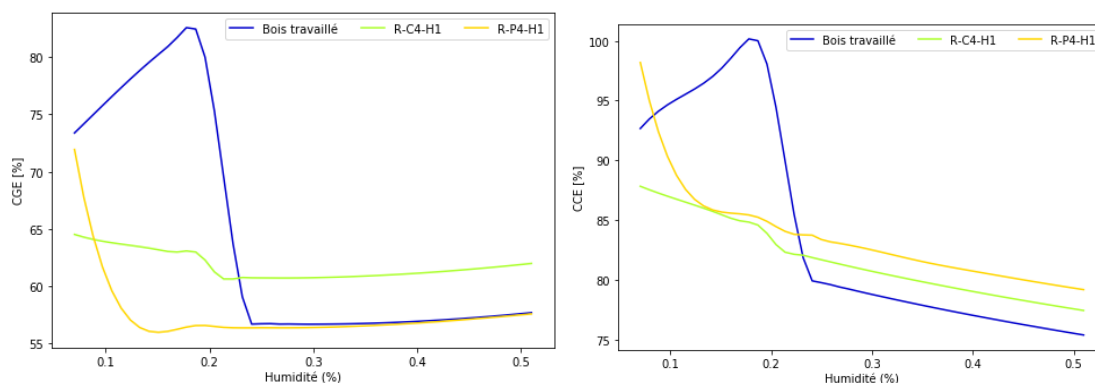
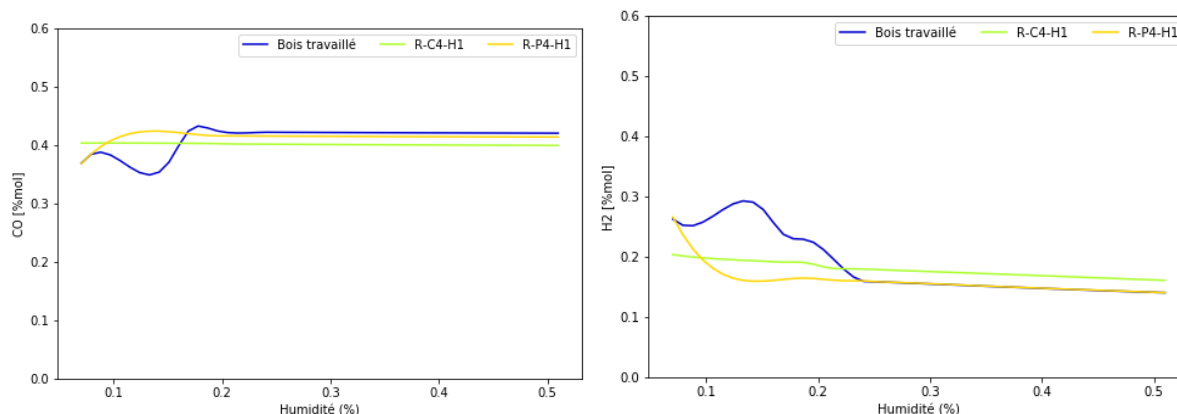


Figure 4.5 Effet de l'humidité des mélanges sur l'efficacité (à gauche CGE, à droite CCE)

L'humidité a un impact sur la conversion du carbone (CCE) dans le syngaz, puisque l'eau intervient dans la réaction de water-gaz-shift (WGS) et sur le craquage des tars et des chars. Bien que l'augmentation de la quantité d'eau dans le réacteur augmente le craquage des tars et des chars, puisque la température sera inférieure dans le réacteur, la quantité de  $H_2$  convertie diminuera et par conséquent la quantité d'énergie présente dans le syngaz diminuera (figure 4.5). Kirsanovs et al. observent également une diminution du CGE en fonction de l'humidité : des copeaux de bois avec une humidité à 11% obtiennent un CGE de 60%, alors qu'une humidité de 21% résulte un CGE de 45,6% (Kirsanovs et al., 2017).

La diminution brusque observée pour la recette à base de bois travaillé provient du fait que l'humidité devient suffisamment importante pour permettre la production de tar dans le modèle. La production de tar entraîne une diminution de production de  $CO$ , de  $H_2$  et de  $CO_2$ , ce qui va entraîner une diminution du CGE et du CCE abrupte.





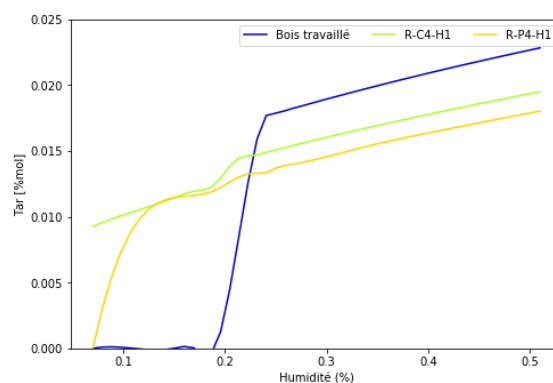


Figure 4.6 Effet de l'humidité des mélanges sur la composition dans le syngaz [%]

Comme la température dans la zone de pyrolyse diminue, une plus grande quantité de tar est produite, celle-ci réagira dans la zone de réduction pour produire du CO et du H<sub>2</sub> beaucoup moins produits dans la zone de pyrolyse à cause de l'humidité. La proportion de H<sub>2</sub> diminuera de 12%mol pour la recette R-P4-H1 et le bois travaillé et de 5%mol pour la recette R-C4-H1. L'hydrogène réagira ensuite avec le CO<sub>2</sub> dans la réaction de water-gaz-shift pour produire du CO. La figure 4.7 montre très clairement que la température dans le réacteur diminue fortement avec l'augmentation de l'humidité ce qui va tendre vers une production de CO.

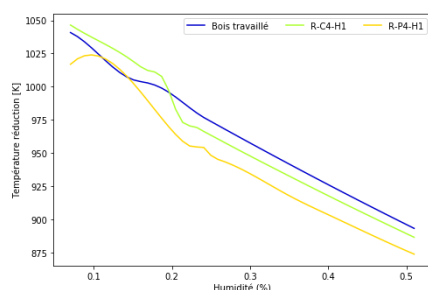


Figure 4.7 Température dans la zone de réduction en fonction de l'humidité des mélanges



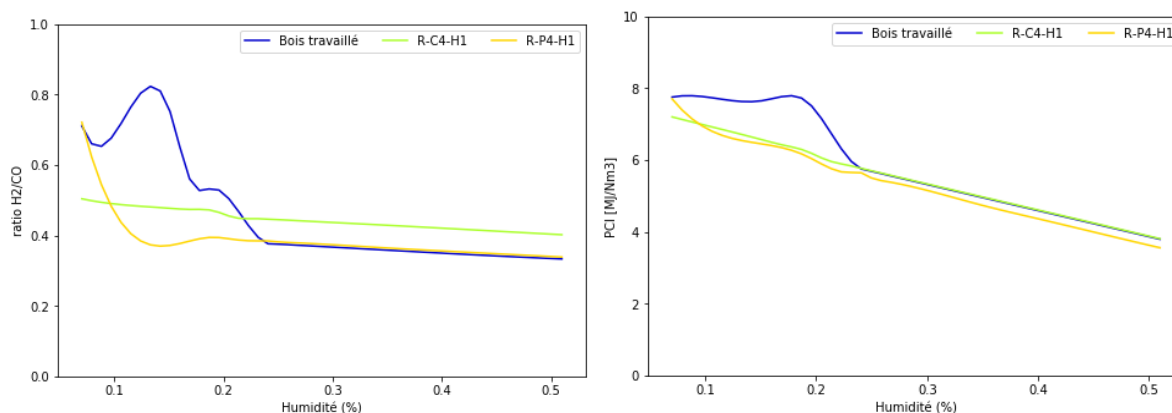


Figure 4.8 Effet de l'humidité des mélanges sur le ratio H<sub>2</sub>/CO (à gauche) et sur le PCI (à droite)

L'augmentation de l'humidité des mélanges entraîne une diminution du ratio H<sub>2</sub>/CO, car comme vu précédemment le réacteur n'a pas assez d'énergie pour produire de l'hydrogène grâce à la réaction de WGS. Cependant, l'impact le plus important est la diminution du pouvoir calorifique du gaz. Comme une partie importante de l'énergie est nécessaire pour vaporiser l'eau présente dans les CRD, moins d'énergie est disponible pour les réactions subséquentes et plus d'eau est présente dans le syngaz. Ainsi, plus les mélanges sont secs à l'entrée du réacteur plus le gaz a une énergie importante. Hsi et al. ont également constaté la diminution du pouvoir calorifique en fonction de l'humidité alimenté, ainsi, la gazéification de bois complètement sec produit un pouvoir calorifique à 5,56 MJ/Nm<sup>3</sup> et pour du bois avec un pourcentage d'humidité à 33%, le pouvoir calorifique obtenu est de seulement 4,42 MJ/Nm<sup>3</sup> (Hsi et al., 2008). Kirsanovs et al., ont également pu le voir en gazéifiant des copeaux de bois d'une humidité entre 11% et 21%, ils observent une réduction du pouvoir calorifique de 5,4 à 4,3 MJ/Nm<sup>3</sup> (Kirsanovs et al., 2017).

La figure 4.9 montre le profil de température dans le réacteur en fonction du pourcentage d'humidité des mélanges entrant. Ainsi, plus l'humidité dans l'alimentation augmente plus la température dans le réacteur va diminuer. C'est pour cette raison qu'il est difficile d'alimenter un réacteur à lit fixe réel avec une alimentation trop humide : la quantité d'énergie nécessaire à l'évaporation est trop importante.



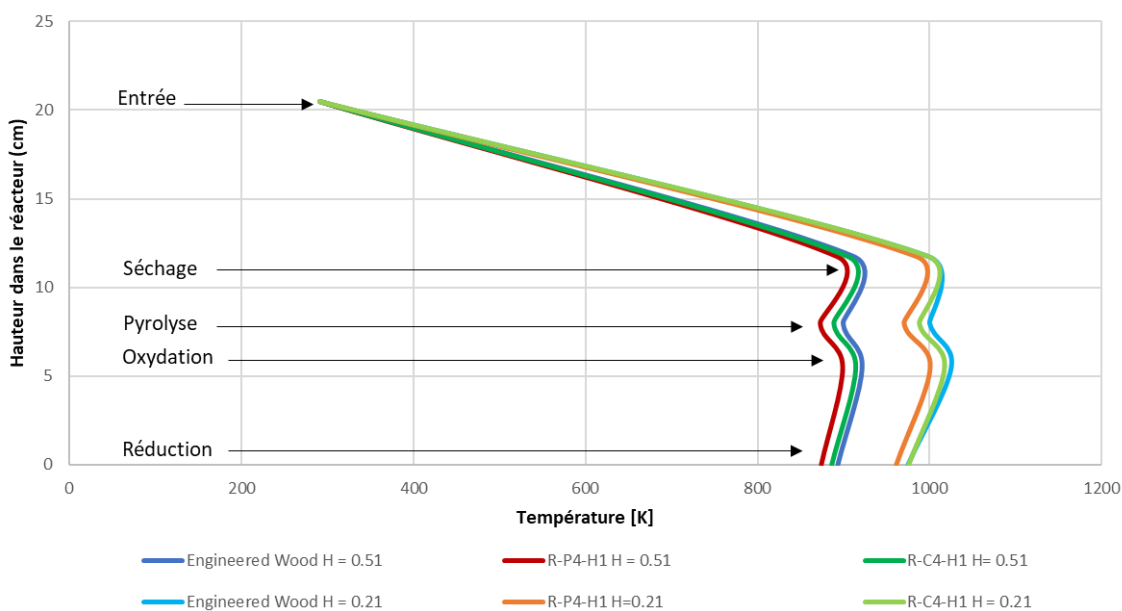


Figure 4.9 Profil de température dans le réacteur en fonction de l'humidité des mélanges

#### 4.4.2 Ratio air réel/air stœchiométrique

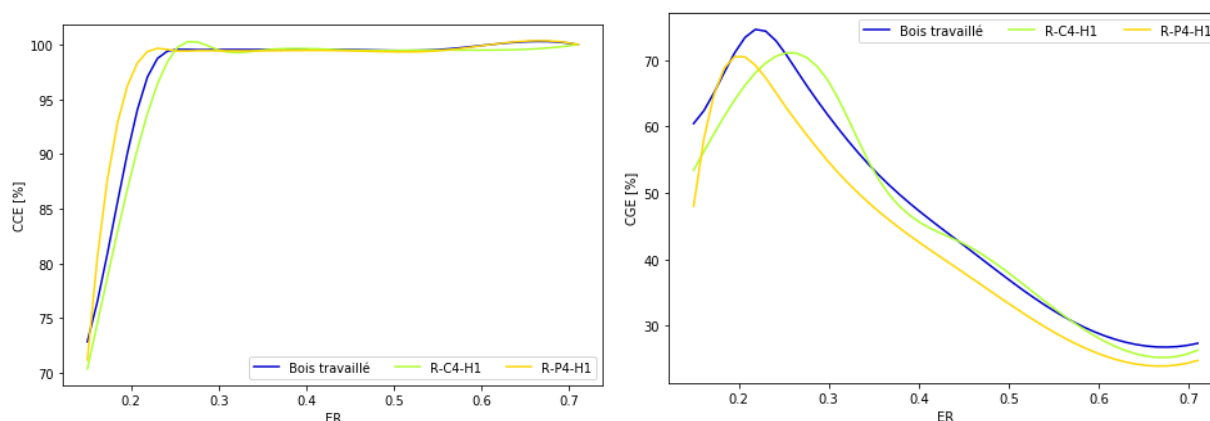


Figure 4.10 Effet du ratio ER sur l'efficacité de la conversion du carbone (CCE) [%] (à gauche) et sur l'efficacité de gaz froid (CGE) [%] (à droite)

On peut voir que plus le ratio ER augmente plus la conversion du carbone est importante. En effet, plus d'oxygène entre dans le réacteur, plus le tar et le char sont craqués ce qui augmente l'efficacité de conversion. Mais une plus grande proportion d'eau et de  $\text{CO}_2$  est produite ce qui va donc



diminuer le ratio CGE. On peut donc voir que le ratio ER optimal est situé entre 0.2 et 0.4 comme attendu par la littérature (Ghassemi & Shahsavan-Markadeh, 2014; Striūgas et al., 2014).

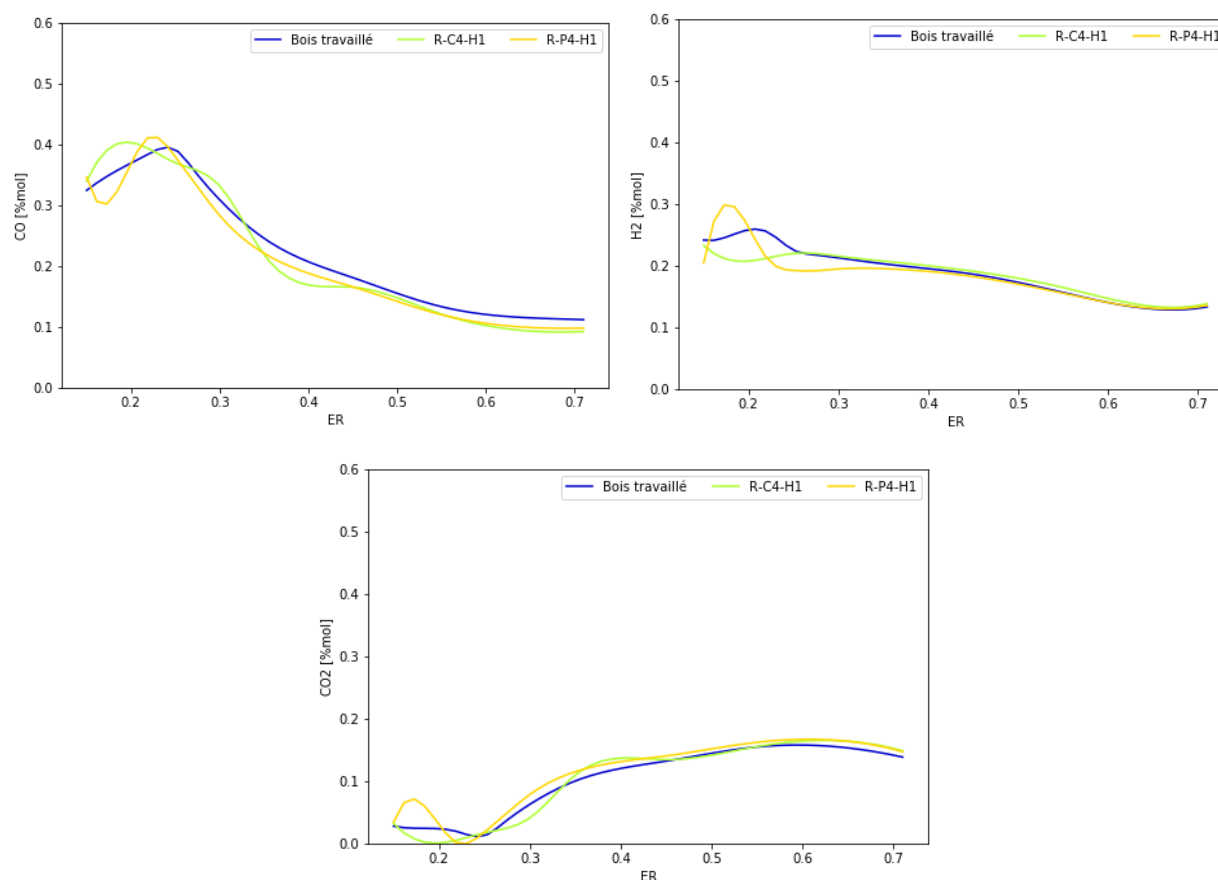


Figure 4.11 Effet du ratio ER sur la composition dans le syngaz (en haut à gauche CO [%], en haut à droite H<sub>2</sub> [%], en bas CO<sub>2</sub>[%])

Plus le ratio ER augmente plus le CO est oxydé en CO<sub>2</sub>. Khosasaeng et Suntivarakorn ont fait varier le ratio ER entre 0,15 et 0,5 dans un réacteur à lit fixe et ont pu observer que la composition en CO et en H<sub>2</sub> reste constante pour un ratio compris entre 0,15 et 0,37 avant de commencer à diminuer (Khosasaeng & Suntivarakorn, 2017). Ils notent également que le pouvoir calorifique augmente légèrement avant de diminuer (Khosasaeng & Suntivarakorn, 2017), comme observé sur la figure 4.12. L'augmentation du ratio ER entraîne donc une diminution de la quantité d'énergie présente dans le gaz et donc une diminution du pouvoir calorifique inférieur.



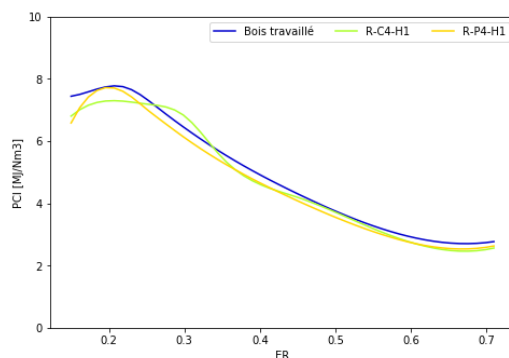


Figure 4.12 Effet du ratio ER sur le PCI [MJ/Nm<sup>3</sup>]

Le profil de température dans le réacteur est déterminé par le modèle de façon à procurer des conditions optimales pour un ratio ER donné. Ainsi, la figure 4.13 montre le profil de température pour la recette comprenant uniquement du bois à un ratio ER de 0,22, pour la recette R-C4-H1 à un ratio ER de 0,25 et pour la recette R-P4-H1 à un ratio de 0,2. Comme vu précédemment plus le ratio ER augmente plus la température dans le réacteur va augmenter tout en gardant le même profil à des températures supérieures. Ainsi, pour un ratio ER de 0,71 les températures dans le réacteur vont augmenter jusque près de 2000K : signifiant que trop d'énergie est produite par la combustion. Des températures aussi élevées risquent d'entraîner une fonte de cendres et de char dans le réacteur : créant ainsi des « clinkers » qui bloquent la zone de réduction et entraîne une diminution de la quantité et de la qualité du syngaz produit. Ainsi, le modèle est capable de déterminer le profil de température dans le réacteur, ce qui permet une meilleure compréhension des résultats obtenus.

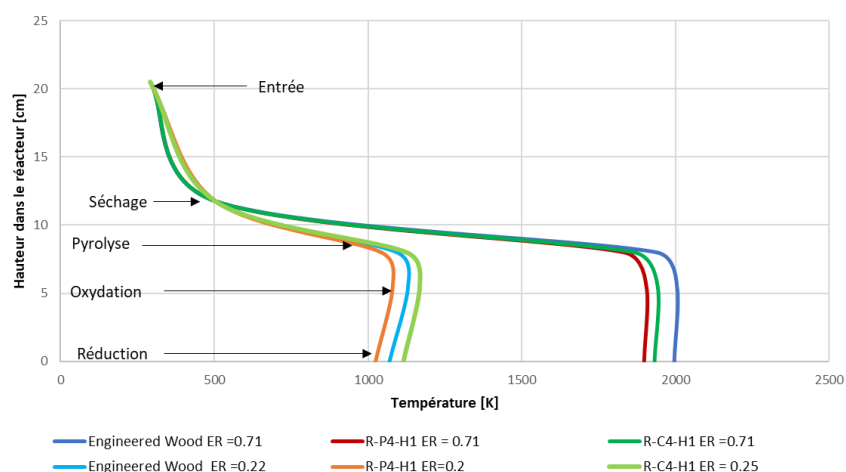


Figure 4.13 Profil de température dans le réacteur par recette au ratio ER optimal et au ratio ER maximal



### 4.4.3 Agent Oxydant

Le choix de l'agent oxydant a un impact très important sur la qualité du syngaz obtenu. 5 types d'intrants d'oxydant ont été comparés :

- 0 : 21% O<sub>2</sub> et 79% N<sub>2</sub>,
- 1 : 50% O<sub>2</sub> et 50% N<sub>2</sub>,
- 2 : 75% O<sub>2</sub> et 25% N<sub>2</sub>,
- 3 : 100% O<sub>2</sub>,
- 4 : 100% vapeur d'eau.

La quantité d'oxygène alimenté reste identique dans toutes configurations afin de conserver le même ratio ER alimenté.

La diminution de la quantité d'azote dans l'air entrant entraîne une diminution de la température à l'intérieur du réacteur. En effet, le calcul du profil de température à l'intérieur du réacteur est basé sur la température de sortie du syngaz à laquelle les besoins énergétiques des différentes zones sont ajoutés. Le modèle calcule donc le type de matières que le réacteur peut produire afin d'atteindre cette température de sortie en fonction des échanges d'énergie. Ainsi, si une plus faible quantité d'énergie est nécessaire pour réchauffer le syngaz, alors la réaction peut avoir lieu à des températures inférieures. Il y aura donc une augmentation de la production de tar et de char, de CO et de CO<sub>2</sub> mais une diminution de la production de H<sub>2</sub> (figure 4.15). Ce qui aura pour effet de diminuer la quantité de carbone présent dans les gaz (CCE) et l'énergie présente (CGE) (figure 4.14). Le modèle est donc adéquat pour l'air comme agent oxydant, mais la température de sortie doit être ajustée pour les autres agents oxydants afin d'avoir une meilleure estimation de la qualité du syngaz obtenu.



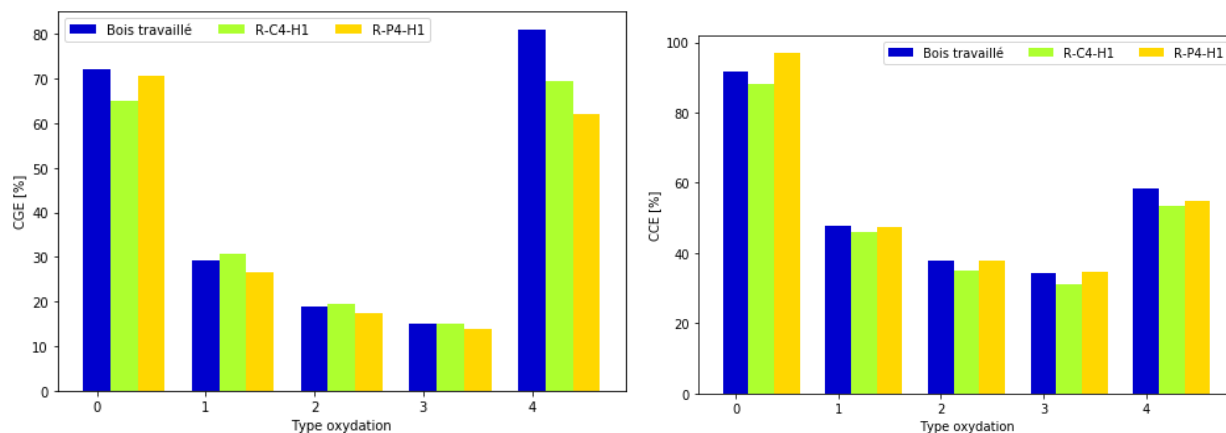


Figure 4.14 Effet de l'agent oxydant sur l'efficacité (à gauche CGE, à droite CCE)

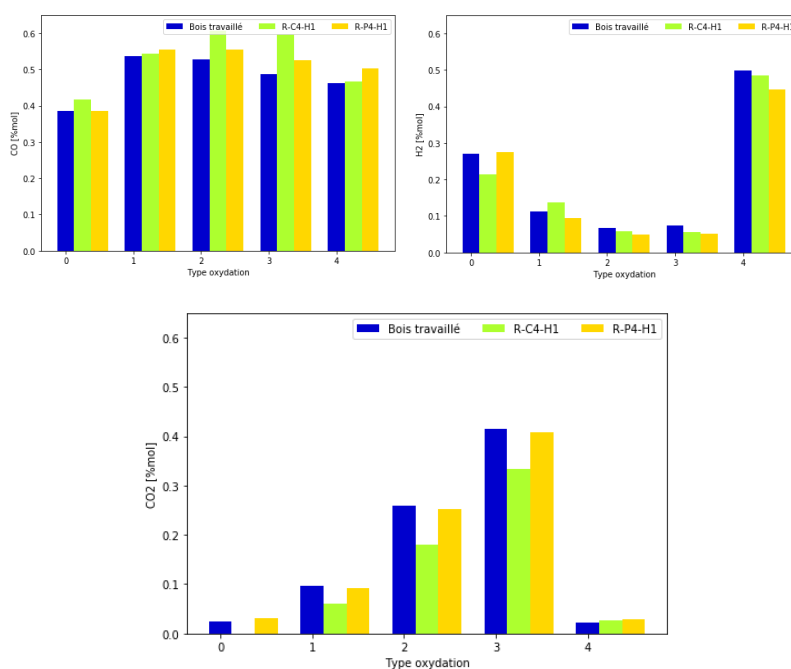


Figure 4.15 Effet du choix de l'agent oxydant sur la composition du syngaz (en haut à gauche CO [%], en haut à droite H<sub>2</sub> [%], en bas CO<sub>2</sub> [%])

L'utilisation de vapeur comme agent oxydant dans la zone d'oxydation permet d'augmenter grandement la quantité de H<sub>2</sub> produite (figure 4.15). En effet, seule la réaction de water gas shift dans le sens de la production de H<sub>2</sub> et de CO<sub>2</sub> permet de fournir de l'énergie dans le cas d'ajout de vapeur. Ce qui permet d'obtenir un ratio H<sub>2</sub>/CO et un PCI très important (figure 4.16).



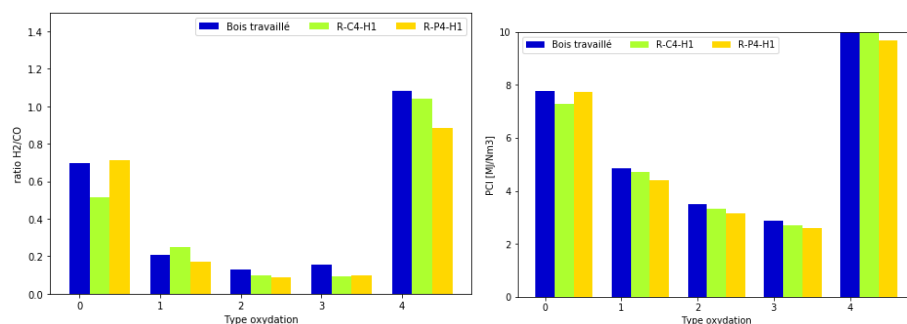


Figure 4.16 Effet du choix de l'agent oxydant sur le ratio  $H_2/CO$  (à droite) et le PCI [%] (à gauche)

#### 4.4.4 Ajout de plastique

Afin de tester l'impact du changement de composition de l'alimentation, la quantité de plastiques présent dans les mélanges a été modifiée. En conservant les mêmes proportions pour chacun des autres biens, la quantité de plastique a variée entre 0 et 60% de l'alimentation. Or le plastique contient une quantité importante de d'oxygène et une plus faible quantité d'hydrogène. Le mélange va donc produire une plus grande quantité de  $CO$  et de  $CO_2$  et une plus faible quantité de  $H_2$  (figure 4.18). La quantité de carbone convertie augmente donc, bien que l'énergie présente dans le syngaz diminue (figure 4.17). Ce qui aura pour effet d'entraîner la diminution du pouvoir calorifique du syngaz et du ratio  $H_2/CO$  (figure 4.19). Ainsi, la proportion de  $CO$  augmente de près de 10%mol pour une alimentation à près de 60% de plastiques (figure 4.18).

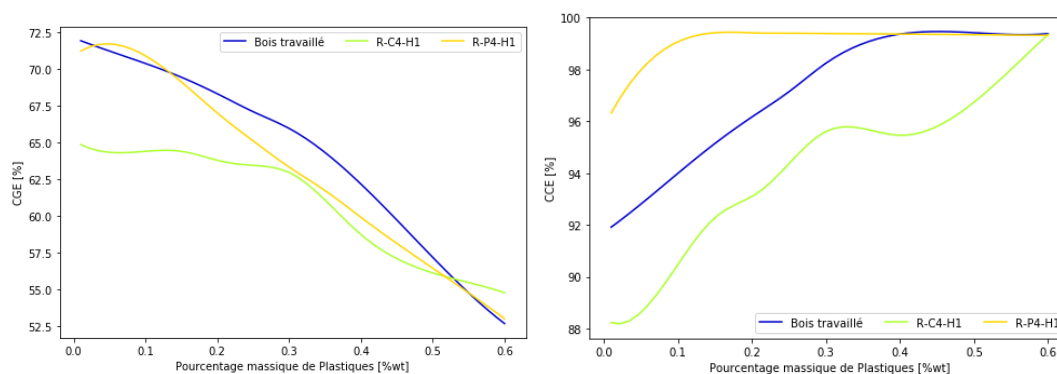


Figure 4.17 Effet de la proportion de plastique sur l'efficacité (à gauche CGE, à droite CCE)



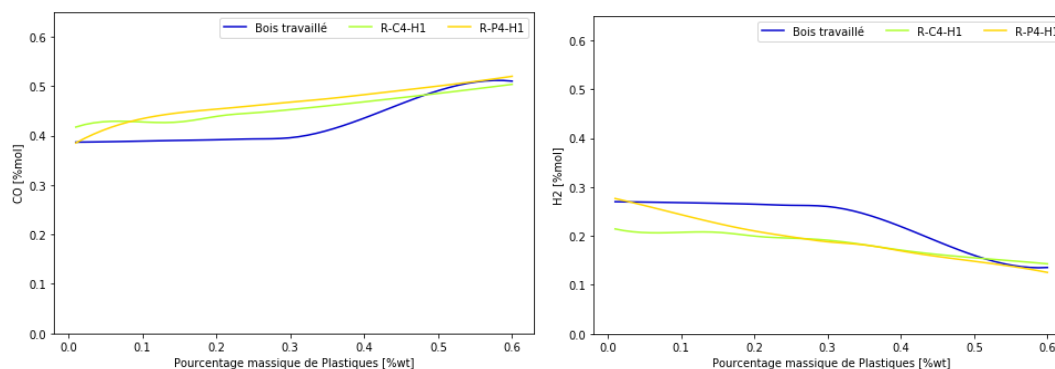


Figure 4.18 Effet de la proportion de plastiques sur la composition du syngaz (à gauche CO [%mol], à droite H<sub>2</sub> [%mol])

Les compositions initiales de chacune de recettes sont très proches, ainsi que la composition du syngaz. La variabilité obtenue par la sortie de la ligne de tri (différence entre la recette R-P4-H1 et R-C4-H1) ne semble pas être suffisante pour être observée, et de grandes modifications de l'alimentation semble être nécessaire pour observer l'impact de l'alimentation sur la qualité du syngaz obtenu, comme des mélanges avec 60% de plastiques, qui permettent de visualiser des différences significatives.

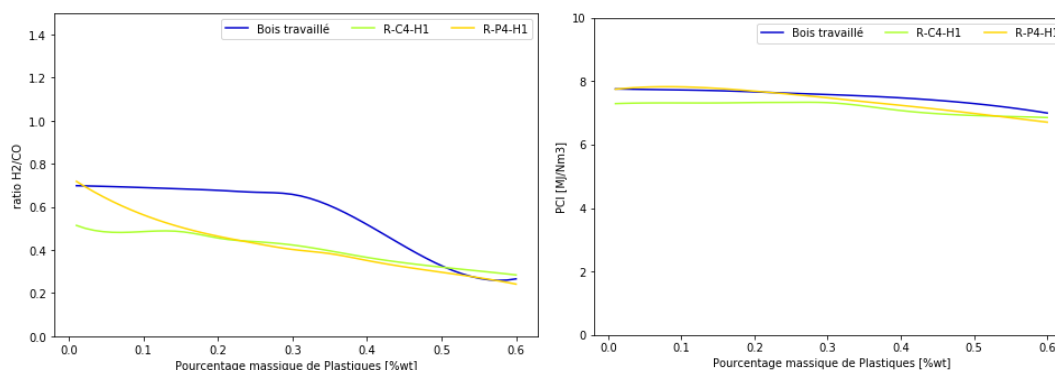


Figure 4.19 Effet de la proportion de plastique sur le ratio H<sub>2</sub>/CO (à gauche) et le PCI [MJ/Nm<sup>3</sup>] (à droite)



## 4.4.5 Sensibilité sur la température

### 4.4.5.1 Dans le réacteur

La variation du profil initial de température à l'intérieur du réacteur n'a pas d'impact sur celui-ci. Comme le profil s'ajuste en fonction de la température de sortie du réacteur et des réactions ayant lieu à l'intérieur, tant que les conditions d'opérations permettent une première itération sur la composition du gaz, celles-ci n'ont pas d'impact sur leurs valeurs finales.

### 4.4.5.2 Température syngaz

La température de syngaz à la sortie a, elle, un impact très important sur toutes les températures à l'intérieur du réacteur. Afin de visualiser cet impact sur le profil de température, celle-ci a été modélisée à  $\pm 250^\circ\text{C}$ . Puisque les températures de réactions sont calculées en fonction d'elle, le profil à l'intérieur du réacteur, ainsi que la composition du syngaz, y est très sensible. Il est donc nécessaire de choisir une température diminuant les erreurs avec les résultats expérimentaux pour calibrer le modèle.

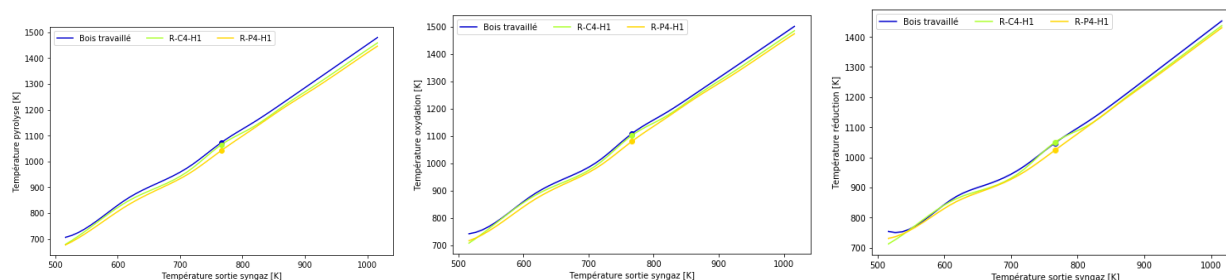


Figure 4.20 Effet de la variation de la température de sortie du syngaz sur les températures de chaque zone

Ainsi, le modèle est capable de calculer et de suivre les tendances principales observées par la littérature. De plus, le profil de température est prédit dans le réacteur ce qui permet de déterminer en amont les conditions attendues dans le réacteur pour la production du syngaz. Le MP de gazéification permet donc de prendre en compte la composition d'un flux entrant et de prédire le profil de température à l'intérieur du réacteur ainsi que la composition du syngaz.



## 4.5 Prise en compte de la contamination du gaz

Afin d'estimer la contamination du syngaz par les métaux et halogènes présents dans le flux de déchets alimentés au réacteur, un modèle thermodynamique a été créé. Le modèle considère l'oxydation, la chloration, l'hydrogénation pour différents éléments, très présents dans les déchets : les halogènes (chlore Cl, Brome Br et le fluor F), les alcalins (le potassium K et le sodium Na) ainsi que le soufre S et l'azote N. Ces éléments ont été choisis car ils sont les éléments les plus présents dans le mélange et peuvent former des composés très toxiques, qu'il faut donc absolument nettoyer à la sortie du réacteur (Butler et al., 2018).

Les composés pouvant être formés sont donc le HCl, le HBr, le HF, le NH<sub>3</sub>, le H<sub>2</sub>S, le K<sub>2</sub>O, le Na<sub>2</sub>O, le SO<sub>2</sub>, le SO<sub>3</sub>, le KCl, le NaCl, et le S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub>. D'après la littérature, il n'y a pas de formation significative d'autres hydrocarbures que le méthane aux températures attendues de la gazéification, le COS et le HCN ont donc pu être exclus (Higman & van der Burgt, 2008; Li, Grace, Watkinson, Lim, & Ergüdenler, 2001). Les dioxines et furanes nécessitent un environnement fort en oxygène pour être produits, ils peuvent donc être négligés pour un processus de gazéification (Lopes et al., 2015). Le modèle ne considère pas la cinétique des réactions ni la dynamique des fluides : car les températures de gazéification sont considérées suffisamment importantes pour qu'un équilibre thermodynamique soit possible ( $>800^{\circ}\text{C}$ ) (Hau Jorge et al., 2008). Ainsi, à partir de la composition élémentaire du flux d'OM entrant, le modèle peut prédire la contamination du syngaz en résolvant des équations de réactions d'équilibre.

### 4.5.1 Hypothèses

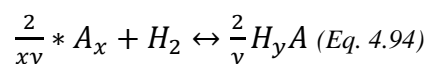
Les gaz sont considérés parfaits et complètement mélangés, tandis que les solides et les liquides sont purs. Comme la réaction a lieu à haute température et à une pression proche de la pression atmosphérique, les gaz peuvent être considérés comme des gaz parfaits. La fonte des cendres n'est pas considérée, car la température dans le réacteur est gardée inférieure à  $2000^{\circ}\text{C}$  (Butler et al., 2018). Le modèle fonctionne à une température fixe  $T_r$  et a lieu dans la zone de réduction.

### 4.5.2 Réactions

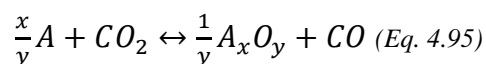
Pour chacune des réactions suivantes A représente le métal présent dans le courant de déchets.



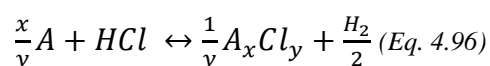
### 4.5.2.1 Réaction d'hydrogénation



### 4.5.2.2 Réaction d'oxydation

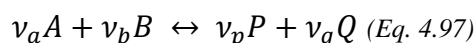


### 4.5.2.3 Réaction de chloration



## 4.5.3 Propriétés thermodynamiques

Pour une équation de la forme générale :



La constante d'équilibre peut être obtenue par la formule :

$$K_j = \exp \left[ -\frac{\Delta G_{rxn,j}^\circ}{RT} \right] \text{ (Eq. 4.98)}$$

Où  $\Delta G_{rxn,j}^\circ$  est l'énergie libre de réaction de Gibbs, calculé à partir de l'énergie libre de formation de Gibbs de chacune des espèces  $\Delta g_{f,i}^\circ$ .

$$\Delta G_{rxn,j}^\circ = \sum_{i=1}^N \nu_{ij} * \Delta g_{f,i}^\circ \text{ (Eq. 4.99)}$$

Lorsque la réaction atteint son équilibre, le quotient Q des activités  $a_i$  de chacun des composés devient égal à la constante d'équilibre. Si K est plus grand que Q pour une réaction, alors celle-ci n'atteint pas l'équilibre et continue jusqu'à épuisement des réactifs. Si K est plus petit que Q, alors la réaction inverse a lieu jusqu'à épuisement des produits.

$$Q_j = \frac{a_p^{\nu_p} * a_q^{\nu_q}}{a_a^{\nu_a} * a_b^{\nu_b}} = K_j \text{ (Eq. 4.100)}$$

Pour un gaz idéal, l'activité peut être estimée à l'aide de sa pression partielle, défini à l'équation Eq. 4.101. Pour des liquides et solides purs et non mélangés, leurs activités peuvent être simplifiées égales à 1.

$$a_i \approx \frac{n_i * P}{n_{gas} * P_0} \text{ (Eq. 4.101)}$$



#### 4.5.4 Réactions considérées

Seules les réactions présentées au tableau 4.3 sont considérées.

Tableau 4.4 Éléments et composés considérés par réaction

	H	O	Cl
Cl	HCl(g)		Cl <sub>2</sub> (s)
Br	HBr(g)		
F	HF(g)		
K		K <sub>2</sub> O(s)	KCl(g)
N	NH <sub>3</sub> (g)		
Na		Na <sub>2</sub> O(s)	NaCl(s)
S	H <sub>2</sub> S(g)	SO <sub>2</sub> (g) SO <sub>3</sub> (g)	S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub> (g)

La répartition de la contamination entre le syngaz et les cendres est ensuite effectuée en fonction de la phase du composé à la température de la zone de réduction.

#### 4.6 Comparaison entre les diverses utilisations des produits

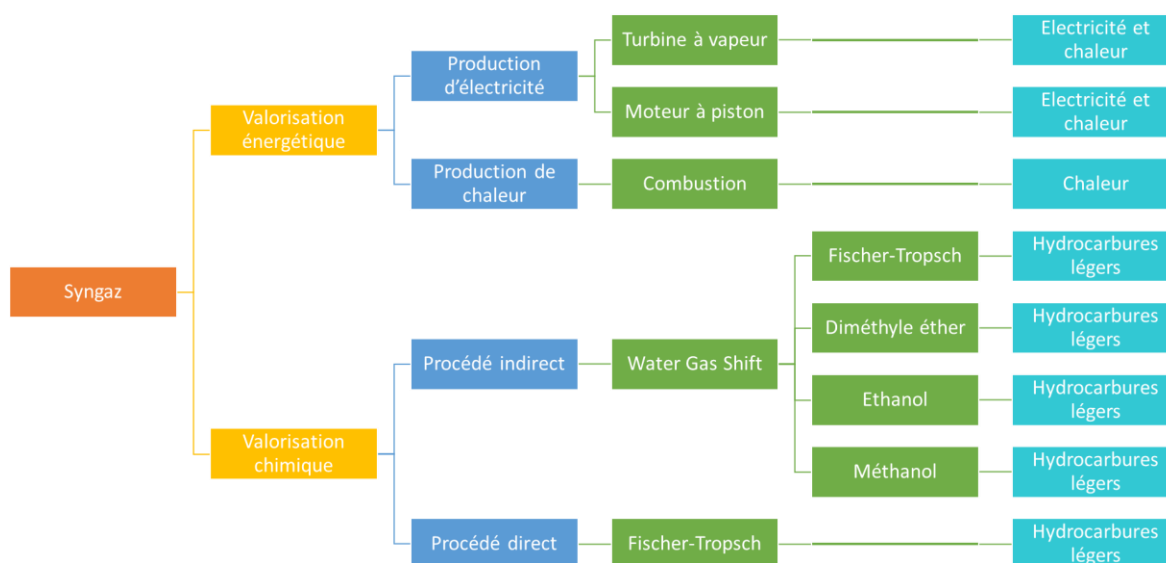


Figure 4.21 Schéma des voies de valorisation du syngaz

De nombreuses voies de valorisation du syngaz existent en fonction de sa qualité. Plus le ratio H<sub>2</sub>/CO augmente, plus les voies de valorisation du syngaz sont intéressantes, comme la production d'hydrogène, la formation de méthanol, éthanol ou diméthyle éther pouvant ensuite être utilisé en



tant que carburant ou être convertis en produits chimiques d'intérêt (Baratieri, Baggio, Bosio, Grigante, & Longo, 2009; Spath & Dayton, 2003). Dans le cas de notre étude actuelle, comme il s'agit d'un réacteur à lit fixe descendant et dont l'agent oxydant est de l'air, la proportion de l'hydrogène attendue est assez faible, inférieure à 20%. La valorisation par production d'hydrogène ou d'ammoniac n'est donc pas rentable (Boerrigter & Rauch, 2006; La Villetta et al., 2017). La production d'énergie thermique et électrique ou la conversion en alcool peut cependant être effectuée par voie catalytique si les ratio  $H_2/CO$  sont améliorés par réaction de water-gaz-shift et si le gaz est nettoyé. La réaction de Fischer Tropsch ne sera pas évaluée dans cette partie car elle produit une trop grande variabilité de produits qui rendent difficile leur valorisation directe.

#### 4.6.1 Nettoyage du syngaz

Le nettoyage du syngaz est considéré identique pour toutes les configurations et consiste en un nettoyage basique : constitué d'un cyclone demandant entre  $0.13$  et  $0.3 \times 10^{-3} \text{ kWh/Nm}^3$  (Baratieri et al., 2009).

Un filtre à sac est ensuite ajouté afin d'augmenter la récupération de cendres. Sa demande énergétique est de  $0,3$  à  $1,2 \times 10^{-3} \text{ kWh/Nm}^3$ . Comme un cyclone et un filtre à sacs sont utilisés en série, il est possible de considérer que les cendres sont à 100% retirés du syngaz. Enfin, une colonne d'absorption est ajoutée, celle-ci diminue la température du syngaz en dessous de  $100^\circ\text{C}$ , ce qui entraîne la liquéfaction des tars et de l'eau, et permet de retirer les composés halogénés et soufrés. L'efficacité de récupération est fixée à 100% pour le tar, et les contaminants. Bien que dans la réalité, la récupération des tars et des gaz halogénés soit comprise entre 60 et 70% (Lofti, 2020), il a été considéré pour cette étude préliminaire de la valorisation du syngaz que l'efficacité de nettoyage était idéale et égale à 100%. L'énergie nécessaire pour faire fonctionner la colonne d'absorption est estimé à  $1,5 \times 10^{-3} \text{ kWh/Nm}^3$  (Baratieri et al., 2009).

#### 4.6.2 Production de méthanol par syngaz issu d'OM

La synthèse de production de méthanol par syngaz issu d'OM est très proche de celle vu pour le gaz naturel. Le syngaz doit être fortement nettoyé juste après sa formation afin d'éviter l'empoisonnement des catalyseurs, notamment dû au soufre, à la vapeur d'eau, le fer et le nickel et au chlore (Spath & Dayton, 2003). Afin de limiter ces problèmes, le gaz est nettoyé à l'aide d'un



cyclone, d'un filtre à manche et d'une colonne d'absorption, ce qui est la norme en nettoyage de gaz (Baratieri et al., 2009; Butler et al., 2018).

Une fois le gaz nettoyé celui passe par une réaction de water-Gas-shift afin d'obtenir un rendement  $H_2/CO$  de 3 nécessaire pour une conversion en méthanol avec une base de syngaz issu d'OM (Spath & Dayton, 2003). Afin de déterminer les conditions d'opérations nécessaire pour obtenir un tel ratio, on estime que la réaction atteint l'équilibre et on résout l'équation afin de déterminer la quantité d'eau nécessaire à ajouter.

#### 4.6.2.1 Calcul de l'équilibre de la nouvelle composition du gaz de synthèse

D'après Newsome, la réaction de water gas shift peut avoir lieu à 350°C avec un catalyseur à base ferreuse (Newsome, 1980). Cette réaction peut permettre jusqu'à 99,5% de conversion du CO en  $H_2$  et est donc bien suffisant pour rééquilibrer le ratio  $H_2/CO$  suivant celui demandé.

$$\frac{(\dot{n}_{CO_2}-x)*(\dot{n}_{H_2}-x)}{(\dot{n}_{CO}+x)*(\dot{n}_{H_2O}+x+V)} = e^{-\frac{\Delta G_{WGS}^\circ}{R*T}} \quad (Eq. 4.102)$$

Avec  $\Delta G_{WGS}^\circ$ , l'énergie libre de Gibbs pour la réaction de water gaz-shift définie comme étant la somme des énergies libres de chacun de ses composés à la température d'opération et x le nombre de moles variant entre l'entrée du réacteur de Water gaz shift et sa sortie. Pour le ratio  $\frac{\dot{n}_{H_2}-x}{\dot{n}_{CO}+x} = 3$ , on obtient la valeur de x :  $x = \frac{\dot{n}_{H_2}-3\dot{n}_{CO}}{4}$ . En fixant la température T égale à 350°C dans l'équation le débit molaire nécessaire d'eau à ajouter dans le réacteur pour faire réagir le monoxyde de carbone peut être calculé, ici symbolisée par la lettre V.

$$V = \frac{(\dot{n}_{CO_2}-x)*(\dot{n}_{H_2}-x)}{e^{-\frac{\Delta G_{WGS}^\circ}{R*T}}*(\dot{n}_{CO}+x)} - (\dot{n}_{H_2O} + x) \quad (Eq. 4.103)$$

#### 4.6.2.2 Équilibre de la composition

Pour que la réaction de méthanisation fonctionne correctement, il est nécessaire d'obtenir un ratio  $\frac{\dot{n}_{H_2}-\dot{n}_{CO_2}}{\dot{n}_{CO}+\dot{n}_{CO_2}} \geq 2$  (Spath & Dayton, 2003). En effet, un ratio trop faible de  $CO_2$  ralentit la réaction mais si la proportion de  $CO_2$  est trop importante alors, il n'y a plus assez de monoxyde de carbone pour réagir et former du méthanol, ce qui diminue la sélectivité du méthanol produit (Lee & Sardesai, 2005). Pour cela, il a été décidé de capter le dioxyde de carbone afin de diminuer sa proportion dans le mélange gazeux et ainsi obtenir les recommandations nécessaires pour que la réaction ait



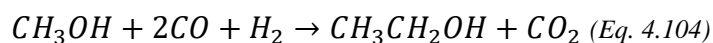
lieu. La capture du carbone par des procédés d'amines est courante et connue. Elle permet de capturer près de 90% du CO<sub>2</sub> avec une sélectivité supérieure à 99,5% (General Electric, 2020; Oreggioni et al., 2015). En modifiant le débit d'amine, il est donc possible de modifier l'absorption du CO<sub>2</sub> pour obtenir le ratio  $\frac{\dot{n}_{H_2} - \dot{n}_{CO_2}}{\dot{n}_{CO} + \dot{n}_{CO_2}}$  attendu. On considère la consommation électrique de la colonne d'absorption étant égale à 1,02 MJ<sub>e</sub>/kg CO<sub>2</sub>.

#### 4.6.2.3 Production de méthanol

Une fois le gaz modifié, il est possible de le transformer en méthanol. Le rendement par passage est relativement faible aux alentours de 4 à 7%. Cependant, en faisant recirculer le syngaz, un rendement final de conversion molaire du monoxyde de carbone en méthanol de 99% avec une sélectivité supérieure à 99% est atteint, pour un catalyseur basé sur du ZNO/Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, une température comprise entre 220 et 275°C et une pression à l'intérieur du réacteur de 100 à 500bars (Spath & Dayton, 2003).

#### 4.6.3 Conversion en éthanol de syngaz issue d'OM

La conversion de syngaz en éthanol est une réaction très recherchée, car elle permet de produire du carburant facilement sans avoir à utiliser du maïs. Elle n'est cependant toujours pas à l'échelle commerciale, bien que des bancs pilotes commencent à se développer (Spath & Dayton, 2003). La conversion en éthanol se fait à partir du mélange de méthanol et H<sub>2</sub>/CO obtenu. Le ratio H<sub>2</sub>/CO est de nouveau optimisé grâce à une réaction de water gas shift comme explicité précédemment. Cette fois-ci le ratio désiré est de 1. Le méthanol réagit ensuite selon la réaction Eq. 4.104. Grâce à un catalyseur RuO<sub>2</sub>-n-Bu<sub>4</sub>PBr-CoI<sub>2</sub>, 80% du méthanol est converti, avec une sélectivité en éthanol de 56% (Lin & Knifton, 1983; Subramani & Gangwal, 2008). La température est de 200°C, avec une pression de 275,8 bars. Le reste du méthanol est converti en n-propanol (4%), formiate de méthyle (5%), acétate de méthyl (10%), acétate d'éthyle (12%) et éther diéthylique (2%) (Lin & Knifton, 1983) qui seront simplifié sous le nom de mélange C<sub>3+</sub>.



Afin d'optimiser la production d'éthanol, il est nécessaire de découpler l'alimentation en syngaz en deux courants : le premier sera converti en méthanol et le second sera modifié pour avoir un ratio H<sub>2</sub>/CO égal à 1. Les deux courants seront ensuite rejoints pour produire l'éthanol. L'utilisation



de cette méthode permet d'éviter de produire une trop grande quantité de méthanol comparativement au CO disponible pour le transformer en éthanol.

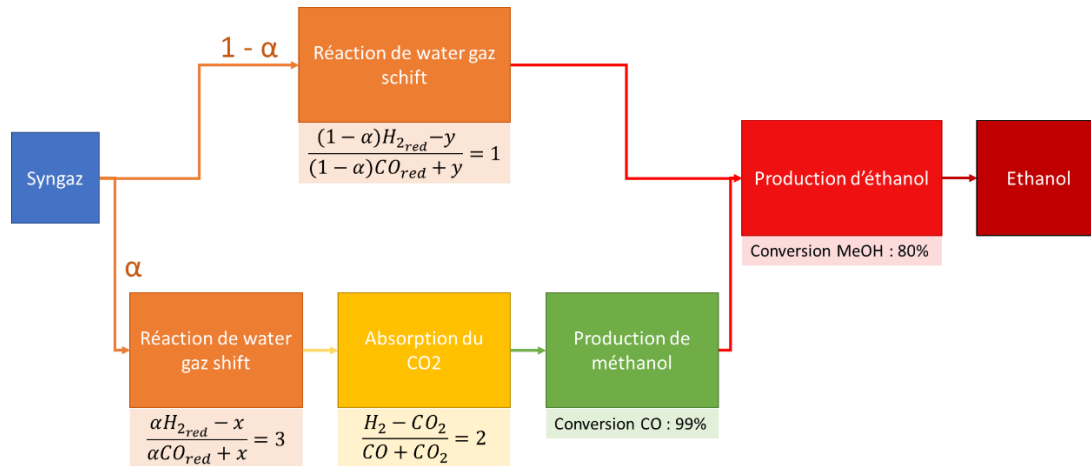


Figure 4.22 Schéma du processus de production d'éthanol

Le ratio de séparation  $\alpha$  entre la partie convertie en méthanol et la partie conservée dépend donc des coefficients de conversion pour la production de méthanol et la production d'éthanol ainsi que de la stœchiométrie de chacune des réactions, comme présenté à l'équation 4.105.

$$0,99 * (\alpha * \dot{n}_{CO_{red}} + x) * 0,80 * 2 = (1 - \alpha)\dot{n}_{CO_{red}} + y \quad (Eq. 4.105)$$

On obtient donc le ratio de séparation égal à  $\alpha = \frac{y + \dot{n}_{CO_{red}} - 0,99 * 0,80 * 2 * x}{\dot{n}_{CO_{red}} * (0,99 * 0,80 * 2 + 1)}$ .

#### 4.6.4 Conversion énergétique

Le moteur à piston permet de convertir le gaz en électricité en accord avec le cycle thermique de Otto. L'entrée est à température ambiante et la sortie est à 150°C. Le rendement de conversion de l'énergie thermique est posé à 40% et celui de la production d'électricité est fixé à 35%. Ces rendements correspondent à des moteurs ayant des capacités comprises entre 0.5 et 3 MW (Baratieri et al., 2009). Afin d'assurer une combustion complète, le ratio ER choisi pour la combustion est de 10.



## 4.7 Discussion

L'hypothèse la plus importante est la négligence des pertes thermiques. En effet, comme le calcul réside entièrement sur un équilibre énergétique, la négligence des pertes thermique a un impact important sur la température obtenue dans chacune des zones et sur les produits obtenus. Un calcul plus important des pertes énergétiques sur l'unité pilote permettrait de mieux les comprendre et ainsi d'avoir une estimation plus précise du profil de température dans le réacteur.

Les mélanges à l'intérieur du réacteur ne sont pas parfaits dans la réalité, il est donc possible que le modèle sous-estime la proportion de méthane et de  $\text{CO}_2$  produit. Bien que le temps de résidence soit assez long, toutes les réactions n'atteignent pas leurs équilibres notamment dans la zone de pyrolyse. L'hypothèse que la pyrolyse est instantanée et complète dans toute la zone aura pour effet de surévaluer la qualité du syngaz obtenu. En effet, il est possible qu'une partie de la biomasse ne soit pas pyrolysée mais continue à descendre dans le réacteur : ce qui aura pour effet une réaction non parfaite. En utilisant une résolution stœchiométrique, la qualité du syngaz sera surévaluée. Le taux de production de char sera lui sous-évalué car il ne comportera que le carbone fixe. L'utilisation d'une résolution cinétique dans la hauteur de la zone de réduction permet de diminuer la surévaluation du syngaz. En calculant ainsi pour chaque point la réactivité du char et du tar sans leur consommation complète.

Le modèle est suffisant pour une étude de faisabilité mais ne permet pas de dimensionner un réacteur en fonction de l'alimentation. Il permet cependant d'avoir une idée du profil de température attendu et calcul le syngaz optimal en fonction du ratio ER choisi.



## **CHAPITRE 5    CAMPAGNE EXPÉRIMENTALE SUR UN GAZEIFICATEUR PILOTE**

Dans ce chapitre, la campagne d'essais de gazéification sur des matières résiduelles de compositions variables est décrite. L'unité pilote de gazéification du Conseil National de Recherche Canada (CNRC) à Ottawa a été rendu disponible pour ces essais. Les différentes recettes de CRD, le réacteur de gazéification, les conditions d'opérations des essais et les résultats expérimentaux sont présentés dans les sections suivantes.

### **5.1 Préparation des recettes de CRD**

#### **5.1.1 Récupération des matières**

Pour la préparation des intrants à l'unité de gazéification, il a été décidé d'utiliser comme alimentation un flux de rejets d'un centre de tri industriel de matières issues de construction et démolition. Le flux a été choisi dû à sa forte proportion de plastiques et de bois et une faible proportion d'inertes. Il a été collecté à 4 périodes différentes entre avril et octobre 2019, afin de voir le type de variation observables et leurs effets sur la gazéification et les conditions d'opérations.

#### **5.1.2 Tri manuel**

Au total, environ 620 kg de matières ont été triées manuellement selon 14 catégories. Ces catégories ont été choisies en fonction de la proportion des matières trouvées et se distinguent de la manière suivante :

- Bois pur
- Bois travaillé (peint, traité, aggloméré...)
- Papier et carton
- PVC
- Isolation en polystyrène blanc expansé
- Isolation en polystyrène rose et bleu
- Autres plastiques (gobelets, sacs plastiques, jouets, boîtes plastiques, bouteilles en plastiques...)
- Isolation en polyisocyanurate
- Autres combustibles (composites, textiles, élastiques, mousses, produits de jardins, alimentaire...)
- Bardeaux d'asphaltes



- Gypse
- Isolation en fibre de verre
- Inertes (métaux, pierres, clous)
- Poussières (particules passant au travers d'un tamis de 0.25po)

Trois mélanges très distincts au niveau du mélange de matières combustibles ont pu être obtenus de ces tris, les deux derniers mélanges étant très similaires (voir Figure 5.1). L'humidité initiale obtenue pour toutes les recettes est comprise entre 8% et 18% en fonction des conditions météo apparue le jour de la collecte des matières.

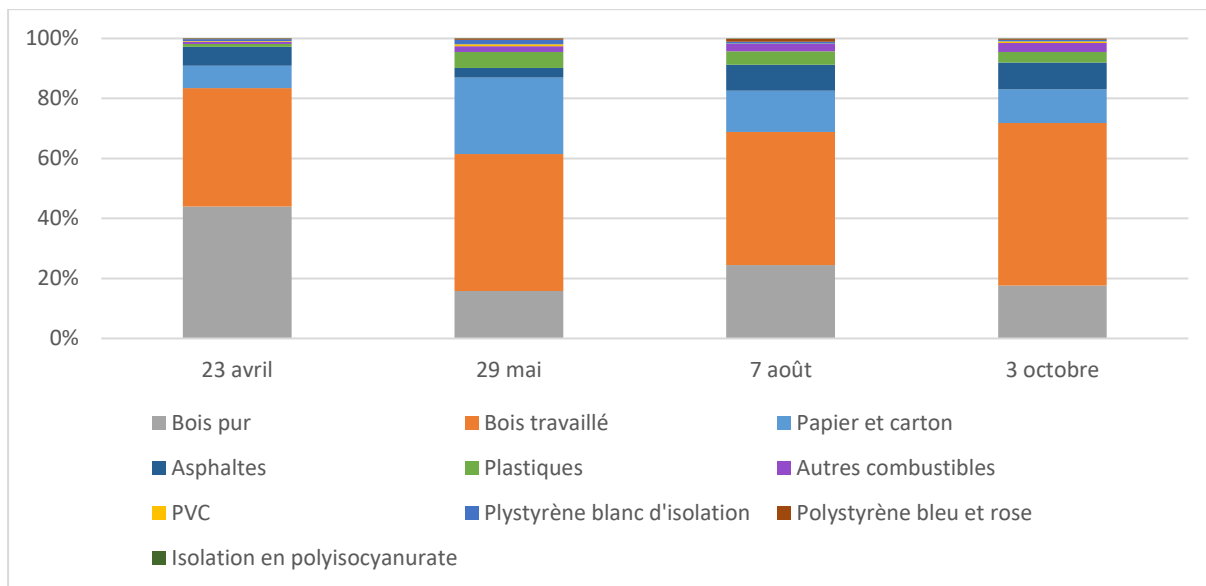


Figure 5.1 Composition de la partie combustible des mélanges

La répartition globale de la partie "matières combustibles" comparativement à la partie "matières inertes" est donnée à la Figure 5.2.

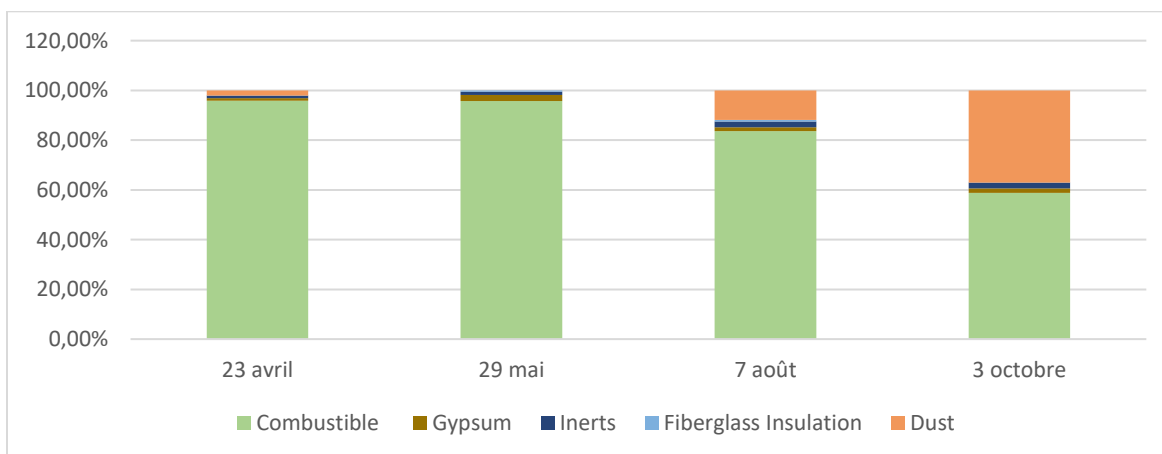


Figure 5.2 Répartition des matières inertes et combustibles par mélanges



Il est important de noter que la part de poussières varie énormément entre les essais. Un tamisage supplémentaire pourrait être nécessaire pour retirer les poussières et améliorer le mélange de CRD entrant. Il a été supposé que si ce flux avait été utilisé pour alimenter un gazéificateur, la mise en place d'un aimant et d'un tamis supplémentaire serait possible, mais que le gypse et l'isolation en fibre de verre ne pourrait pas être séparés du flux. Les mélanges étudiés lors des essais de gazéification sont donc basés sur le mélange de matière combustibles avec en plus le gypse et l'isolation en fibre de verre.

### 5.1.3 Caractérisation des catégories de matières

L'intérêt principal d'une séparation de matières est de pouvoir catégoriser l'alimentation, bien que celle-ci varie. Ainsi, en séparant le mélange en catégories homogènes, il est possible d'obtenir une estimation précise des caractéristiques de l'alimentation, uniquement basé sur la proportion des catégories de matières dans le mélange. Il est ensuite plus simple de comparer les résultats expérimentaux obtenus pour différents mélanges et de conclure sur les effets de l'alimentation sur la qualité du syngaz obtenu. Ainsi, chaque catégorie de matières a été analysée selon plusieurs paramètres. L'humidité a été obtenue grâce à l'analyseur Ohaus MB27. La densité apparente a été estimée en accord avec le standard de la ASTM, (ASTM, 2013). L'angle de repos a été calculé selon la méthodologie définie par Ileleji et Zhou pour les particules de maïs (Ileleji & Zhou, 2008). Chaque matière a ensuite été testée par l'Elementar Vario EL Cube pour déterminer sa composition élémentaire en C, H, O, N et S. La bombe calorimétrique à isoperibol Parr 6200 a été utilisée pour mesurer le pouvoir calorifique inférieur (PCI) de chaque catégorie. La concentration en cendres a été calculée en accord avec le standard ASTM (ASTM, 2012). Une analyse proximée supplémentaire a été effectuée grâce à l'analyseur thermogravimétrique à infrarouge TGA-TA Q-5000 IR. Les résultats sont présentés en annexe 3.

### 5.1.4 Choix des mélanges

Grâce au tri manuel, il a été possible de déterminer plusieurs cas de figure : cas idéal : beaucoup de bois et très peu de contaminants (mélange du 23 avril), cas non-idéal : peu de bois, une grande part de papier et de plastiques (mélange du 29 mai) et finalement le cas intermédiaire (mélanges du 7 août et 3 octobre). Il a donc été choisi de gazéifier ces différents mélanges afin de tester



l'impact de leur composition sur les produits de gazéification et les conditions d'opérations idéales. Les trois mélanges initiaux sont donc le R-C4-H1, le R-P4-H1, et le R-A4-H1. La lettre R signifie qu'il s'agit d'une recette et donc d'un mélange précis de matériaux différents. Le type de mélange employé est signifié par la lettre C, A, P. La lettre P signifie une quantité de papier importante comparativement aux autres recettes, la lettre A signifie que la recette originale a été ajustée, et la lettre C a été employée pour désigner le cas idéal (beaucoup de bois) car elle correspond au mélange obtenu pour la matière nommée « coarse » lors de l'échantillonnage initial. La proportion de mélange de CRD, comparativement à la proportion de pin ajouté est signifiée par le chiffre suivant :

- 1 : 25% de CRD et 75% de pin,
- 2 : 50% de CRD et 50% de pin,
- 3 : 75% de CRD et 25% de pin
- 4 : 100% de CRD sans ajout de pin.

L'indicatif H1 signifie le degré d'humidité, 1 étant le niveau normal et 2 étant un niveau correspondant à un ajout d'eau. Les recettes R-C4-H1 et R-P4-H1 ont été présentées dans la section X, les recettes dérivées sont présentées au tableau 5.1.

Tableau 5.1 Recettes dérivées

	R-C1-H1	R-C2-H2	R-C3-H1	R-A4-H1	R-A4-H2
Unités	% wt	% wt	% wt	% wt	% wt
Papier et carton	1,8%	3,7%	5,5%	9,49%	8,1%
Bois travaillé	9,8%	19,5%	29,3%	28,65%	24,4%
Bois pur	10,9%	21,8%	32,6%	48,90%	41,6%
PVC	0,1%	0,1%	0,2%	0,27%	0,2%
Polystyrène blanc d'isolation	0,2%	0,3%	0,5%	0,84%	0,7%
Plastiques	0,2%	0,5%	0,7%	1,24%	1,1%
Asphaltes	1,6%	3,1%	4,7%	8,07%	6,9%
Polystyrène bleu et rose	0,1%	0,1%	0,2%	0,33%	0,3%
Autres combustibles	0,2%	0,3%	0,5%	0,82%	0,7%
Gypse	0,3%	0,5%	0,8%	1,36%	1,2%
Inertes	0,0%	0,0%	0,0%	0,00%	0,0%
Isolation en polyisocyanurate	0,0%	0,0%	0,0%	0,01%	0,0%



Isolation en fibre de verre	0,0%	0,0%	0,0%	0,02%	0,0%
Poussière	0,0%	0,0%	0,0%	0,00%	0,0%
Pin	75,0%	50,0%	25,0%	0,00%	0,0%
Eau	0,0%	0,0%	0,0%	0,00%	15,0%

### 5.1.5 Préparation des mélanges de CRD

Deux périodes d'essais ont ainsi été prévues. Une première période lors de laquelle les déchets issus de construction rénovation et démolition (CRD) subissent un pré-traitement minimal : un séchage complet de l'alimentation entrante, puis chaque catégorie de matières est broyée séparément avant d'être mélangée avec les autres selon les quantités requises. Des ajouts de bois pur et d'eau sont également fait à certaines recettes afin de tester l'effet de l'humidité et de la dilution par le bois sur les produits de la gazéification.

Lors de la seconde période d'essai, la même méthodologie a été appliquée, cependant, les CRD ont été complètement moulues et densifiées sous forme de briquettes, ensuite cassées en petits blocs. L'objectif étant de qualifier l'intérêt d'une densification supplémentaire pour aider à l'alimentation de la matière. Le processus de préparation de la matière entrante est présenté à la Figure 5.3.



Figure 5.3 Processus de prétraitement des CRD



## 5.2 Description de l'unité pilote de gazéification du CNRC

### 5.2.1 Présentation du réacteur de gazéification

L'unité pilote de gazéification est présentée en entière en annexe 6 et une vue rapprochée du réacteur a été effectuée à la figure 5.4. Cette unité comprend les deux réservoirs d'alimentation et les vis sans fin pour transporter les OM, le réacteur de gazéification et l'unité de post-traitement du gaz. La plupart des données importantes sont situées sur le réacteur lui-même. Les dimensions les plus importantes du réacteur sont son diamètre interne de 21,6cm, et la hauteur de zone de réduction de 5,1 cm. Les paramètres les plus importants sont lus grâce à des capteurs qui envoient l'information au logiciel d'exploitation. L'humidité de la matière est donc lue dans le second réservoir juste avant son alimentation au réacteur. La température d'alimentation TT14 est également obtenue par un capteur placé dans le second réservoir. Le capteur LT2 est un capteur booléen qui régule l'alimentation dans le réacteur et entraîne ou non la vis sans fin. Deux prises de pression sont effectuées une à l'entrée du réacteur : c'est le capteur de pression PT2 et une à la sortie du syngaz par le capteur de pression PT5. L'évolution du profil de température est étudiée tout au long du réacteur : le thermocouple TT20 est placé à 15 in au-dessus de l'entrée d'air dans le réacteur et permet de donner une idée de la température dans le lit. Le thermocouple TT19 est placé 6.25 in au-dessus de l'entrée d'air et correspond à la zone supposée de séchage. Les thermocouples TT18, TT17 et TT16 sont placés très proches les uns des autres, on considèrera que le TT16 est celui représentant au mieux la zone de pyrolyse et il est placé à 2.5 in au-dessus de l'entrée d'air. Le thermocouple TT3 est placé à l'extérieur du réacteur, collé à la paroi. Il donne une approximation de la température d'oxydation dans le réacteur. Le thermocouple TT4 finalement permet d'obtenir une approximation de la température dans la zone de réduction. La température étant mesurée à la sortie de la zone de réduction, elle est donc sous-estimée. Finalement, le thermocouple TT5 mesure la température du syngaz avant son entrée dans le cyclone. Le débit de syngaz sera lu après être passé par le cyclone et la colonne d'absorption. La température de l'air entrant est lue par le thermocouple TT1 afin d'entrer dans l'échangeur de chaleur, qui permet de réchauffer l'air entrant en échangeant avec le syngaz. Le débit d'air entrant est également lu grâce à un débitmètre FT1 placé en amont.



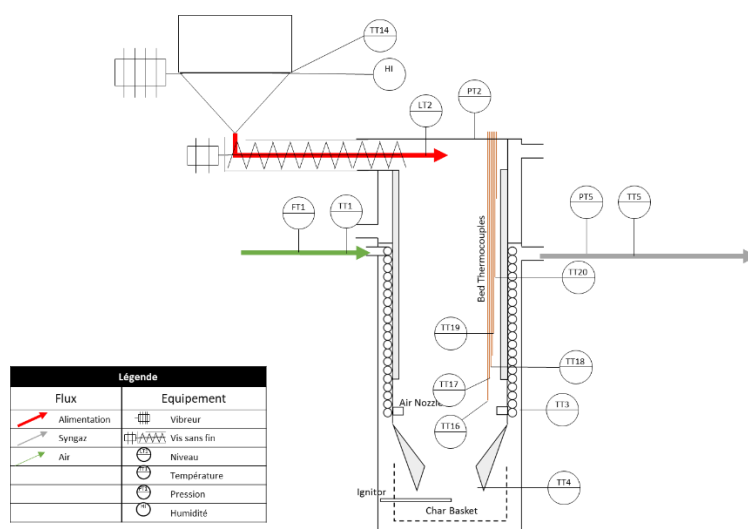


Figure 5.4 Position des capteurs dans le réacteur

## 5.2.2 Méthodologie expérimentale

Avant chaque expérience, le gazéificateur est vidé complètement afin d'éviter la présence de clinkers dans la zone de réduction qui réduirait fortement l'efficacité de la réaction. Les clinkers sont les amas de cendres fondues qui peuvent apparaître dans la zone de réduction lorsque la température est trop élevée. Le lit est ensuite reconstruit à l'aide de bois et de charbon. Deux expériences étaient prévues par jour afin de diminuer le temps de démarrage. La deuxième alimentation étant alimentée à l'aide d'un second réservoir suite à la gazéification du premier mélange. Les deux expériences sont donc facilement délimitables, permettant ainsi une identification facile des résultats. Les mélanges sont alimentés à l'aide d'une vis sans fin jusque dans le gazéificateur. L'air est alors tiré par les réactions à l'intérieur du réacteur, créant la combustion partielle. Les cendres produites tombent en bas du réacteur et sont acheminées jusque dans le réservoir à l'aide d'une vis sans fin. Le gaz est acheminé autour du réacteur, permettant de préchauffer l'air entrant. Il passe ensuite à l'intérieur d'un cyclone, permettant la récupération des cendres volantes. Le gaz est ensuite acheminé vers un échangeur de chaleur pour refroidir sa température avant de passer à l'intérieur d'une colonne à garnissage avec de l'huile de cuisson à environ 70°C comme solvant. Cette colonne à garnissage permet de récupérer les gaz condensables. Afin de vérifier qu'il n'y a plus de gaz condensables dans le syngaz, celui-ci est acheminé vers un séparateur gaz-liquide. Le gaz est ensuite échantillonné grâce à un analyseur FTIR : « (5 Hz) MKS Multi Gas 2030-HS FTIR ». Des échantillons sont également prélevés pour effectuer des analyses



chromatographiques et spectrométrie de masse. Le syngaz est ensuite acheminé vers un analyseur continu : le « 970P portable synthesis gas analyser » (Nova) qui permet de lire en temps réel la composition du gaz produit lors des essais. Le gaz est ensuite envoyé à la torche afin d'être complètement détruit. Un échantillonnage des gaz condensables est effectué autour de la colonne à garnissage en adéquation avec le standard CEN/TS 15329 (van de Kamp, de Wild, Knoef, Neeft, & Kiel, 2006).

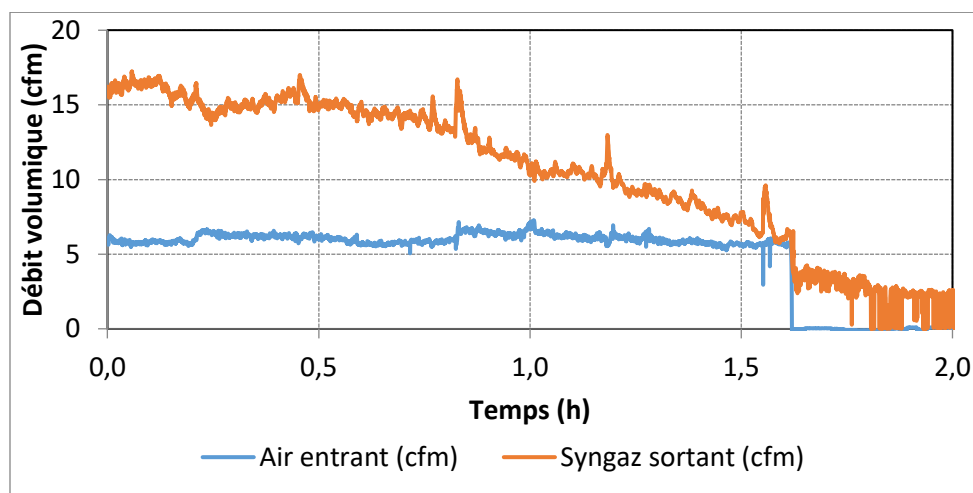


Figure 5.5 Évolution du débit d'air entrant et du débit de syngaz sortant en fonction du temps

Le débit du syngaz produit était dans un premier temps mesuré à l'aide d'un débitmètre de type « Mass flow meter », basé sur le débit massique. Cependant, le syngaz possédant généralement une grande quantité de tars à cette étape, la présence de dépôts diminuait grandement la capacité de lecture du capteur. Comme présenté sur la figure 5.5 où le débit lu de syngaz sortant diminue au fur et à mesure de l'expérimentation alors que l'entrée d'air reste identique. C'est pourquoi, une injection d'éthanol dans le courant de syngaz a été ajoutée afin de valider le débit de ce dernier : le débit d'éthanol étant connu lors de l'injection dans le circuit après le réacteur et sa proportion dans le syngaz pouvant être lu par le FTIR avec beaucoup de précision, il est possible de calculer le débit total de syngaz. Cependant, le Nova, qui permet la lecture de la composition du syngaz tout au long de l'opération ne distingue pas la différence entre le méthane et l'éthanol, la proportion en méthane lue sera donc surestimée, comparativement à la proportion réelle produite. En parallèle, le débit est également calculé à partir de la proportion de  $N_2$  dans le syngaz. En ajustant la proportion de  $N_2$  avec le débit d'air entrant, il est possible de connaître le débit de syngaz sortant. Cependant, cette méthode peut s'avérer complexe dans le cas d'infiltration d'air dans les conduites.



## 5.2.3 Paramètres d'opération

### 5.2.3.1 Contrôle des opérations

Pour cette installation de laboratoire, la quantité de paramètres contrôlés est très faible. En effet, l'air acheminé au réacteur est tiré par le besoin de combustion pour maintenir les réactions. Il n'est donc pas contrôlé à l'intérieur du réacteur directement, de même pour les températures qui résultent de la combustion partielle. Le pourcentage de fonctionnement du ventilateur peut cependant être modifié entre 0 et 100%, afin d'étouffer le réacteur si celui-ci s'emballe. L'alimentation des mélanges dépend de la vitesse de combustion à l'intérieur du réacteur et de la vitesse de conversion pyrolytique. Il est possible de secouer le réacteur afin de faire tomber les cendres et diminuer la perte de pression à l'intérieur du réacteur, ce qui tire plus d'air à l'intérieur du réacteur. L'alimentation des cendres au réservoir est également contrôlable afin de diminuer la perte de pression et la température dans la zone de réduction.

Comme les températures sont difficilement contrôlables dans le réacteur, l'ajout d'eau dans l'air insufflé a été rendu possible afin d'utiliser l'énergie du réacteur pour la vaporisation et ainsi diminuer la température à l'intérieur de celui-ci.

Ainsi pour ce réacteur à petite échelle les conditions d'opérations sont imposées par les réactions.

### 5.2.3.2 Conditions d'opérations obtenues

#### 5.2.3.2.1 Taille des particules

Toutes les particules sont sous formes de briquettes pour la deuxième période d'expériences, leur diamètre approximé est posé à 4cm.



Figure 5.6 Fragment de briquettes alimenté au réacteur



La densité des particules dépend de la composition en biens dans le mélange (papier, carton, plastiques, bois, asphaltes...). Comme le pin ajouté aux recettes n'est pas densifié mais est alimenté tel quel, l'ajout de pin aux recettes R-C1-H1, R-C2-H1, R-C3-H1 entraîne une diminution significative de la masse volumique. Elle reste cependant suffisamment haute pour assurer une alimentation facile. La recette contenant le plus de papier R-P4-H1 a une masse volumique plus faible que les deux autres recettes initiales (R-A4-H1 et R-C4-H1).

Tableau 5.2 Masse volumique des recettes densifiées

	Masse volumique (kg/m <sup>3</sup> )
R-C1-H1	224
R-C2-H1	263
R-C3-H1	339
R-C4-H1	486
R-A4-H1	459
R-A4-H2	459
R-P4-H1	448
R-C4-H1-B	486
R-A4-H1-B	459

#### 5.2.3.2.2 Agent oxydant

L'agent oxydant de toutes les expériences est l'air entourant l'unité pilote. L'air est aspiré et envoyé dans une conduite autour du réacteur afin de le réchauffer en extrayant l'énergie du syngaz. Sa température à l'entrée a donc un impact sur l'énergie retirée du syngaz.

Tableau 5.3 Débit volumique et température de l'air à l'entrée afin aspiration à l'intérieur du réacteur.

	Débit air (m <sup>3</sup> /s)	TT1 (°C)
R-C1-H1	0,0028	13,4
R-C2-H1	0,0030	13,0
R-C3-H1	0,0024	13,4
R-C4-H1	0,0016	18,5
R-A4-H1	0,0031	11,1



R-A4-H2	0,0021	12,5
R-P4-H1	0,0027	13,0
R-C4-H1-B	0,0034	10,5
R-A4-H1-B	0,0030	11,4

Le détail des résultats expérimentaux seront présentés simultanément avec les résultats du modèle de procédé dans le chapitre 6. Une présentation détaillée des conditions d'opérations et des résultats est présentée en annexe 7.



## CHAPITRE 6 VALIDATION EXPÉRIMENTALE DU MODÈLE DE PROCÉDÉ

### 6.1 Paramètres

#### 6.1.1 Paramètres contrôlés

Comme présenté précédemment, le réacteur gère seul l'alimentation en air, qui peut uniquement être étranglée en cas d'emballement du système. La température dans le réacteur est lue aux différents points et ne dépend que des réactions ayant lieu à l'intérieur, le débit d'alimentation dépend lui aussi du réacteur et ne peut pas être forcé. Finalement, le paramètre principal est la composition de l'alimentation. La qualité du syngaz et les conditions d'opérations sont dépendantes de cette composition initiale.

Les mêmes conséquences ont lieu pour le modèle. C'est à partir de la composition entrante de l'alimentation et des bilans énergétiques que le profil de température est calculé à l'intérieur du réacteur. Seulement, pour calculer les bilans énergétiques, il est nécessaire d'imposer la température de sortie du syngaz ainsi que le débit d'air entrant. Le modèle possède donc 2 points qui doivent être déterminés afin de fonctionner correctement. Afin de tester le fonctionnement du modèle, il est nécessaire d'imposer le ratio ER entrant ainsi que la température de sortie du syngaz obtenus expérimentalement pour vérifier que le modèle agit comme attendu expérimentalement.

#### 6.1.2 Paramètres décisifs

En dehors de ces deux paramètres contrôlés, de nombreuses informations sont nécessaires à l'entrée du modèle. Celui-ci dépend directement du débit d'OM entrant, de sa composition élémentaire et du débit d'air entrant. Le profil de température initial, la pression dans le réacteur, la géométrie du réacteur sont également des données nécessaires à l'entrée du modèle.

Les paramètres décisifs choisis sont donc :

- Les CRD entrants :
  - La composition la matière macroscopique de la matière (type de matières, papier, carton, plastiques...)
  - La composition microscopique de la matière (analyse élémentaire et immédiate), cette composition dépend directement de la matière macroscopique mais une étude séparée permet de mieux visualiser son impact
  - L'humidité de la matière



- Le pouvoir calorifique de la matière entrante
- Le profil de température dans le réacteur
- Le débit d'air entrant et le type d'agent oxydant

La contamination du syngaz n'ayant pas pu être déterminée expérimentalement, les résultats ne seront pas commentés ici.

### 6.1.3 Conditions d'opération

Les conditions d'opération imposées à l'entrée du modèle sont présentées en détail à l'annexe 5 et sont résumées au Tableau 6.1.

Tableau 6.1 Conditions d'opérations obtenues par recettes

	R-C1- H1	R-C2- H1	R-C3- H1	R-C4- H1	R-A4- H1	R-A4- H2	R-P4- H1	R-C4-H1- B	R-A4-H1- B
Débit entrant (kg/h)	14,46	11,91	12,76	8,85	18,59	20,63	17,51	16,00	12,76
$T_{in}$ (K)	286	286	286	291	284	285	286	283	284
$T_s$ (K)	596	642	497	504	376	346	599	485	388
$T_p$ (K)	893	937	909	957	669	768	985	627	792
$T_o$ (K)	919	934	918	844	840	897	958	938	953
$T_r$ (K)	1167	1157	1122	1122	1110	1121	1141	1123	1175
$T_{out_{syngaz}}$ (K)	627	644	677	566	661	618	679	740	723
Pression (Pa)	97708	98039	98565	97950	96817	97756	97454	97177	97715
Taille particules (cm)	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04
Densité (kg/m3)	224	263	339	486	459	459	448	486	459
Débit air (m3/s)	0,0028	0,0030	0,0024	0,0016	0,0031	0,0021	0,0027	0,0034	0,0030
Ratio ER	0,14	0,19	0,15	0,14	0,13	0,09	0,16	0,17	0,19
Ajout Eau (kg/s)	0,0014	0,0004	0,0004	0,0002	0,0002	0,0006	0,0003	0,0000	0,0002
$T_{air}$ (K)	286	286	286	291	284	285	286	283	284

Les profils de température initiaux sont posés égaux à ceux obtenus dans la partie expérimentale, de même que les pressions. Le débit d'air est égal à celui utilisé lors des expériences. Les ajouts d'eau ont également été pris en compte et ajoutés directement à l'humidité de la matière résiduelle.



Afin de compléter la définition des paramètres du MP, un coefficient de réactivité du char (CRF) égal à 100 et un coefficient de transfert thermique  $U$  égal à  $20 \text{ W/m}^2$  ont été choisis car ces valeurs semblent les plus réalistes. De plus, pour tenir compte des pertes d'énergie vers l'environnement, un écart de  $200^\circ\text{C}$  a été appliqué sur la température de sortie du syngaz. En effet, comme il s'agit d'un réacteur pilote les pertes de chaleur sont importantes, un écart de  $200^\circ\text{C}$  permet de les prendre en compte et d'obtenir un résultat plus fidèle.

## 6.2 Comparaison des résultats expérimentaux aux prédictions du modèle

### 6.2.1 Comparaison des résultats obtenus par expériences

Chaque recette a été modélisée exactement selon les conditions dans lesquels elle a été gazéifiée. Les résultats sont présentés dans les sections suivantes.

#### 6.2.1.1 Composition

##### 6.2.1.1.1 Monoxyde de carbone

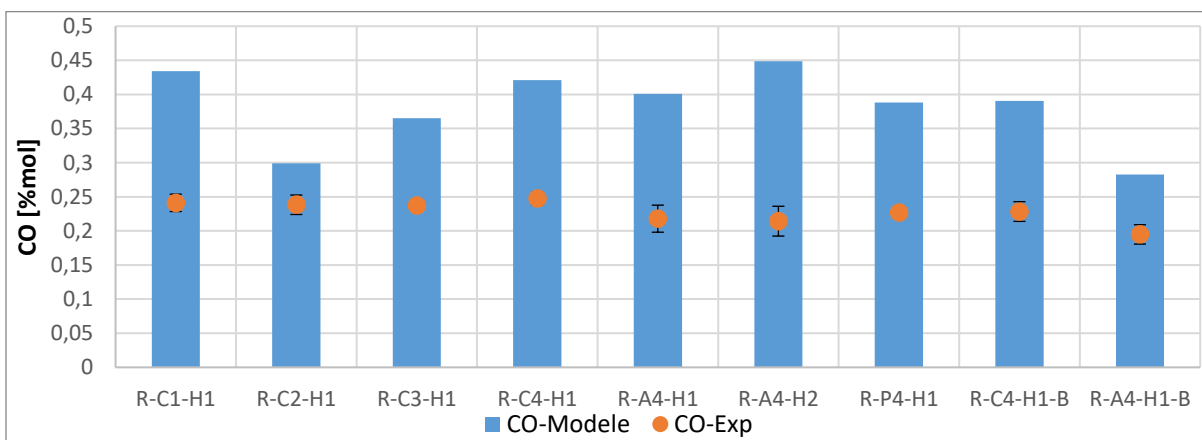


Figure 6.1 Comparaison entre l'estimation de la composition en CO et les résultats expérimentaux

Tout d'abord, il est possible de remarquer que les résultats expérimentaux présentent très peu de variations entre eux. Aucune différence notable n'est visible malgré la variation d'alimentation effectuée. La quantité de CO produite expérimentalement demeure pratiquement la même entre les différents essais à 22%. Striugas et al. obtiennent en effet entre 22,6% et 24,3% de CO pour la



gazéification à l'air de bois dans un lit fixe (Striūgas et al., 2014). Mais une variation devrait être observée entre les recettes. La proportion de CO prédite par le modèle voit notamment une augmentation de la production de CO entre R-C2-H1, R-C3-H1 et R-C4-H1, dû à la diminution de la quantité d'air aspiré par le réacteur, qui va diminuer la quantité de CO<sub>2</sub> produite. De plus, comme la quantité d'humidité est plus importante dans la recette R-A4-H2 que dans la recette R-A4-H1, pour la même composition on peut voir que la quantité de CO produite est plus importante, dû à la réaction de water-gaz-shift. Il n'est pas possible de lier ces résultats à la proportion massique de carbone dans l'intrant figure 6.2, car les tendances de production de CO<sub>2</sub> sont à l'inverse de celle pour le CO, ce qui permet finalement d'atteindre la quantité de carbone entrante.

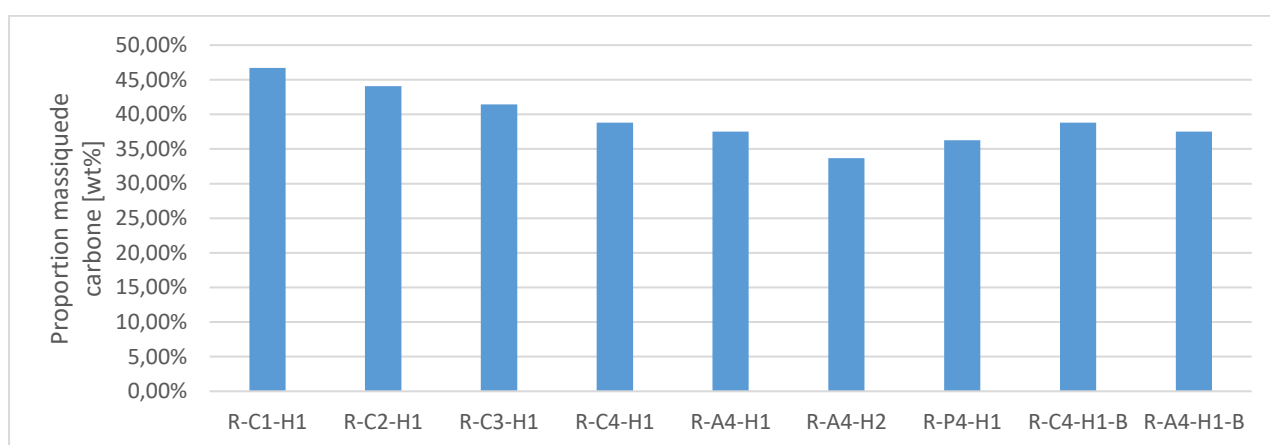


Figure 6.2 Proportion massique de carbone présente par recette

#### 6.2.1.1.2 Hydrogène

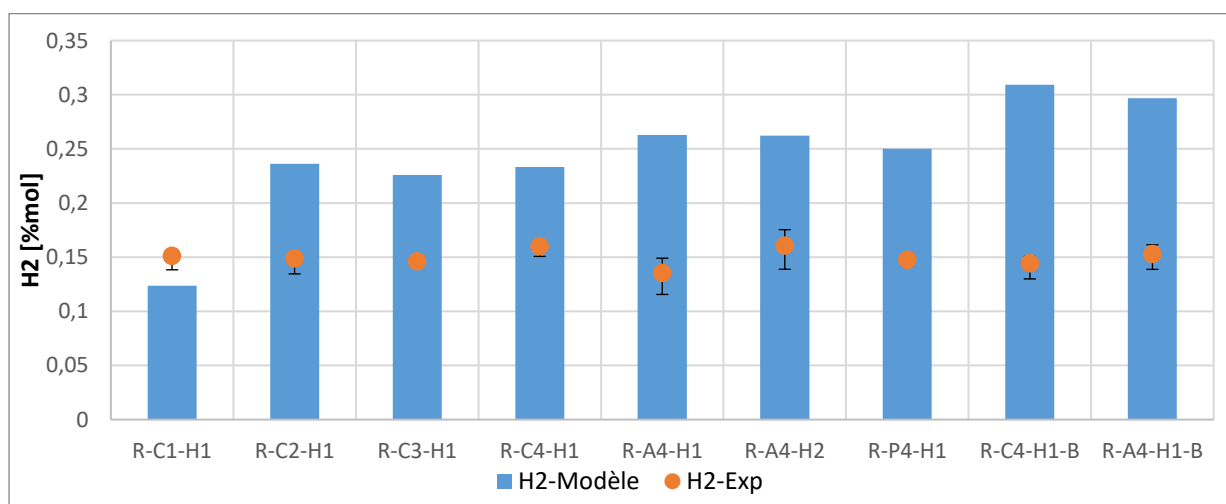


Figure 6.3 Comparaison entre l'estimation de la composition en H<sub>2</sub> et les résultats expérimentaux



De nouveau, les résultats expérimentaux sont très constants et ne peuvent être utilisés pour la validation expérimentale du modèle. La proportion d'hydrogène dans l'alimentation est très variable entre les différentes recettes, comme présenté à la figure 6.4.

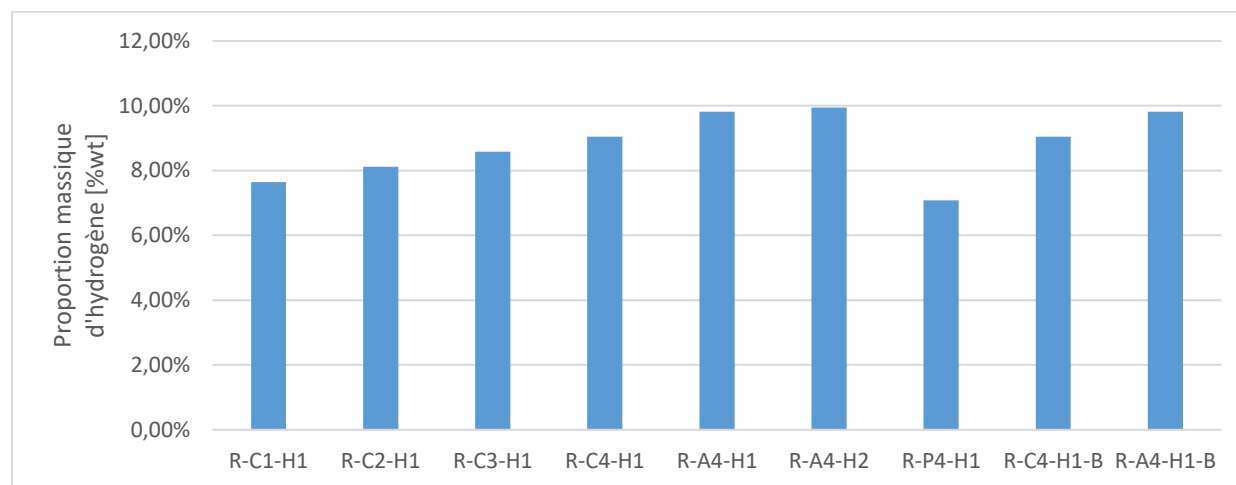


Figure 6.4 Proportion massique d'hydrogène présente par recette

Les mélanges R-P4-H1 et R-C1-H1 en ont la quantité la plus faible, or la proportion d'hydrogène dans le syngaz ne correspond pas aux proportions les plus faibles. Cela est dû au fait que pour augmenter le contrôle de la température dans le réacteur, une buse d'ajout d'eau a été installée sur l'air entrant, les quantités respectives d'eau ajoutées sont présentées à la figure 6.5. Ainsi, lorsque la température devient trop élevée dans le réacteur, l'humidité du mélange est augmentée artificiellement, la température diminue alors dans le réacteur et la proportion d'H<sub>2</sub> augmente. L'eau ajouté va donc nécessiter beaucoup d'énergie pour se vaporiser et la température va donc diminuer, ce qui aura un impact fort sur les conditions d'opérations dans le réacteur. C'est pourquoi le mélange R-C1-H1, contenant la plus grande part d'eau ajouté, produira la quantité d'hydrogène la plus faible. L'eau ajouté demande trop d'énergie, le modèle prédira donc une forte réaction de water-gaz-shift dans le sens de la production d'eau et de CO. Le mélange R-C4-H1-B est le seul mélange pour lequel l'ajout d'eau n'a pas été nécessaire. La qualité du syngaz produit est uniquement due à sa composition initiale. C'est donc celui qui produira la quantité d'H<sub>2</sub> la plus importante, d'après le modèle.



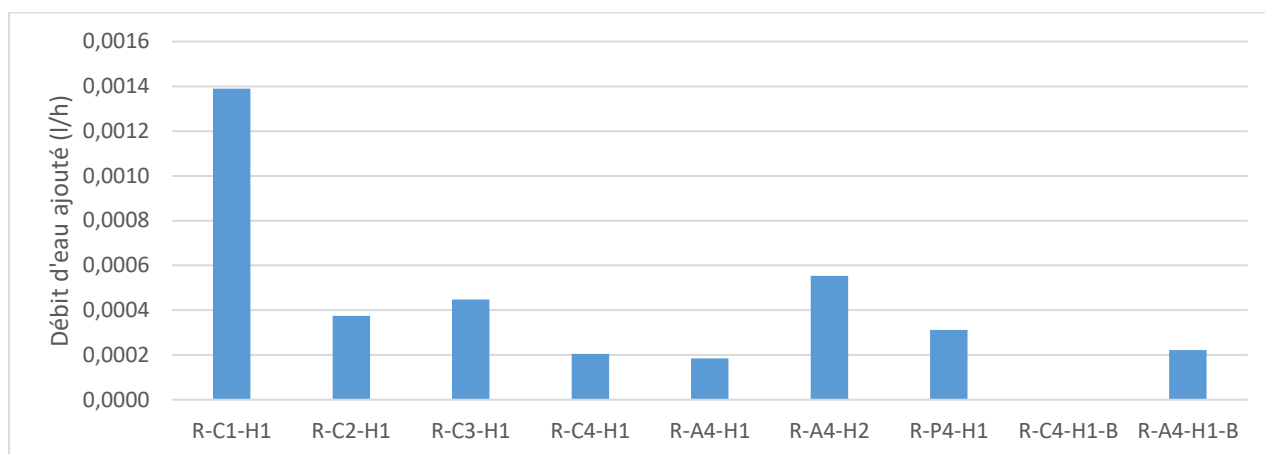


Figure 6.5 Ajout d'eau par expériences afin de contrôler la température du réacteur

#### 6.2.1.1.3 Dioxyde de carbone et méthane

Tableau 6.2 Comparaison entre l'estimation de la composition en CO<sub>2</sub> et CH<sub>4</sub> et les résultats expérimentaux

	CO <sub>2</sub>		CH <sub>4</sub>	
	Expérimental	Modèle	Expérimental	Modèle
CRD_R-C1-H1	10,55%	0,93%	3,99%	5,98%
CRD_R-C2-H1	10,52%	8,34%	4,56%	4,05%
CRD_R-C3-H1	6,18%	5,01%	2,82%	5,01%
CRD_R-C4-H1	10,90%	0,74%	3,60%	1,15%
CRD_R-A4-H1	11,89%	2,23%	7,78%	2,98%
CRD_R-A4-H2	13,17%	0,60%	5,08%	3,01%
CRD_R-P4-H1	7,31%	4,75%	2,37%	3,52%
CRD_R-C4-H1-B	11,00%	1,79%	5,83%	0,10%
CRD_R-A4-H1-B	12,63%	8,91%	5,67%	1,96%

Les résultats expérimentaux sont encore très proches entre eux et ne peuvent être utilisés pour valider les prédictions du modèle. D'après le modèle, la proportion de CO<sub>2</sub> produite entre les recettes R-C2-H1, R-C3-H1 et R-C4-H1 diminue au fur et à mesure que la proportion de matières résiduelles par rapport à la quantité de pin augmente dans le mélange, car le ratio ER diminue également : 0,19, 0,15 puis 0,14, comme le montre la figure 6.6. Ce qui explique, que la recette R-C4-H1 produisait une plus grande proportion de CO. Les différences de production entre la recette R-A4-H1 et R-A4-H1-B, qui ont exactement la même composition viennent du fait que le ratio ER



de la recette R-A4-H1-B soit supérieur à 0,19 tandis que pour la recette R-A4-H1, le ratio ER alimenté n'était que de 0,13. Ce qui peut expliquer le grand écart de proportion de CO<sub>2</sub> produit.

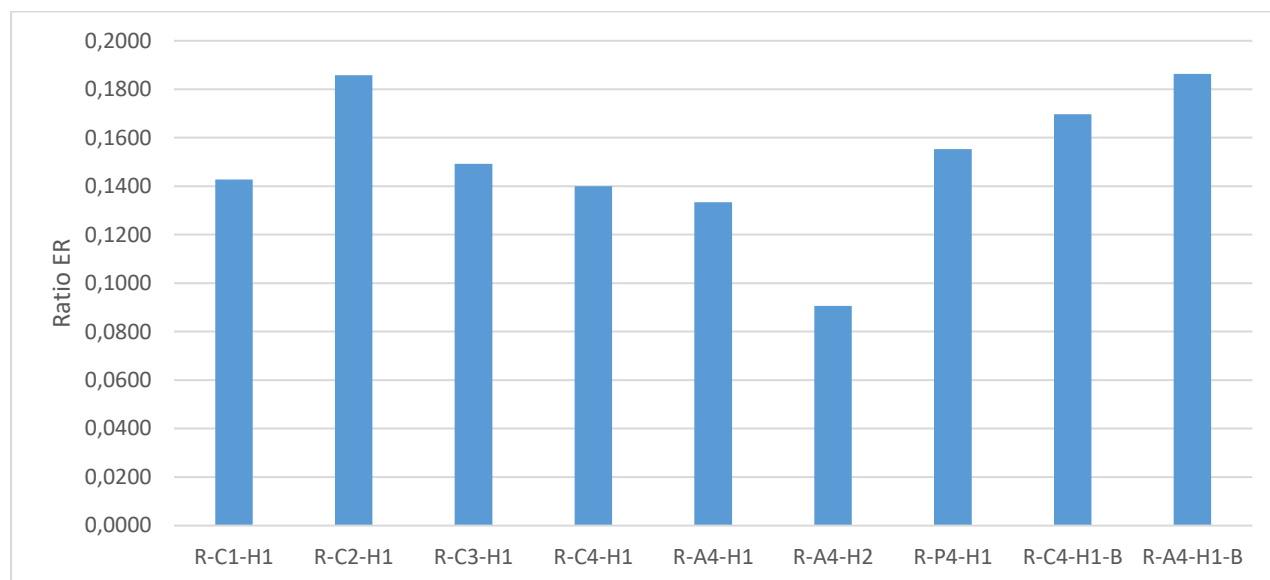


Figure 6.6 Ratio ER par recette

## 6.2.1.2 Critères d'efficacité

### 6.2.1.2.1 H<sub>2</sub>/CO

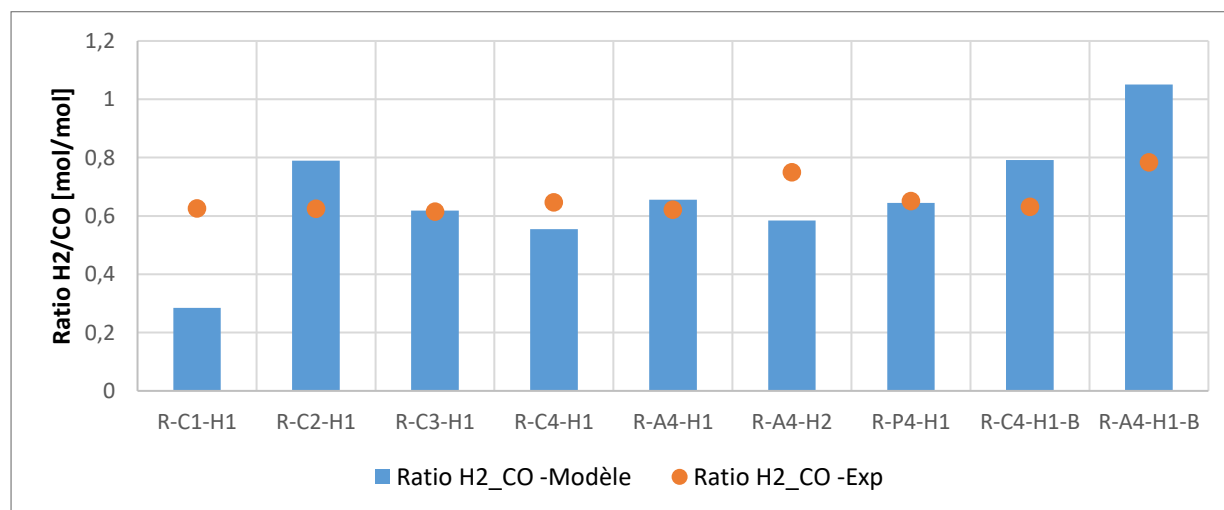


Figure 6.7 Comparaison entre l'estimation du ratio H<sub>2</sub>/CO et les résultats expérimentaux



Comme les proportions de  $H_2$  et  $CO$  étaient constantes expérimentalement, le ratio  $H_2/CO$  l'est également. Ils ne peuvent donc pas être utilisés pour la validation expérimentale. La recette R-C1-H1 ayant une quantité d'eau ajoutée très importante possède un comportement prédit très différent des autres recettes. Finalement, il est possible de noter que le facteur principal du ratio  $H_2/CO$  est le ratio ER, comme le montre la figure 6.7.

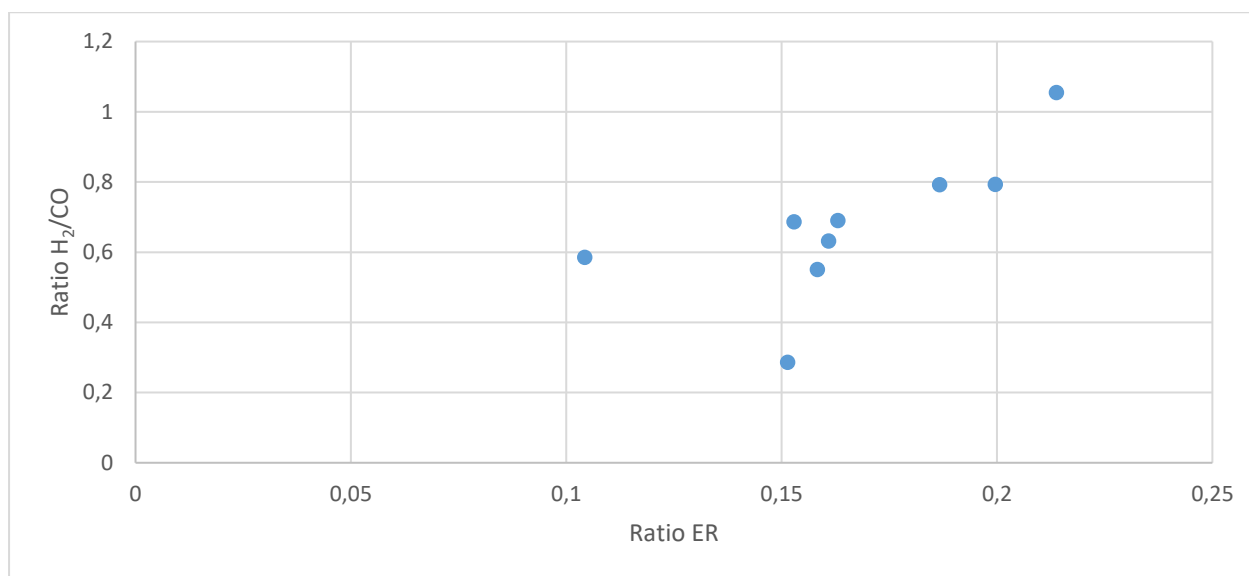


Figure 6.8 Ratio  $H_2/CO$  prédit par le modèle en fonction du ratio ER

#### 6.2.1.2.2 Pouvoir calorifique inférieur

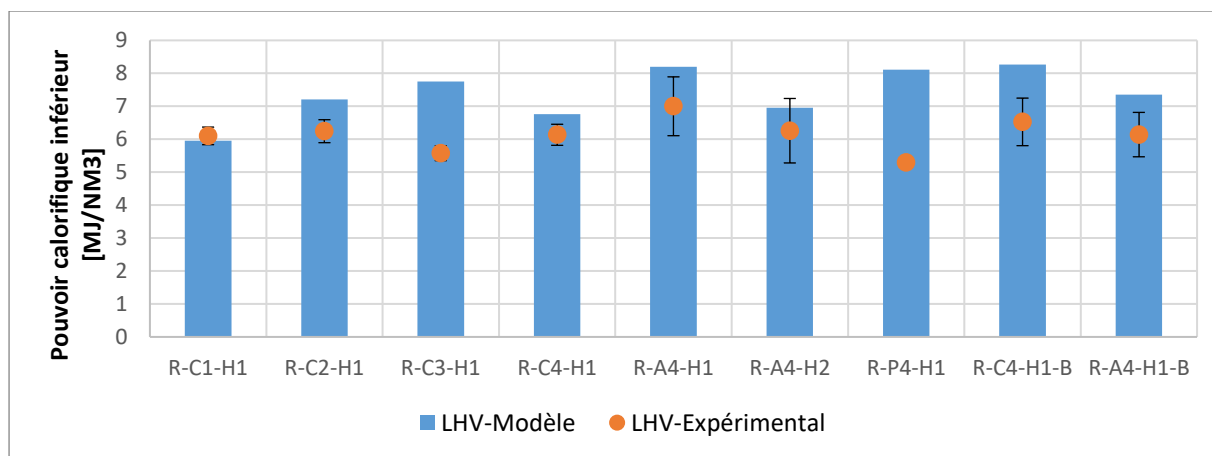


Figure 6.9 Comparaison entre les prédictions du ratio  $H_2/CO$  et les résultats expérimentaux



De nouveau, les résultats expérimentaux sont très homogènes et ne peuvent donc pas être utilisés pour la validation du modèle. Les syngaz obtenus par le modèle ont une capacité calorifique comprise entre 6 et 8,5 MJ/Nm<sup>3</sup>, correspondant au syngaz attendu d'une gazéification dans un lit fixe à courant descendant (Couto et al., 2013). Vonk et al. obtiennent en effet un pouvoir calorifique compris entre 4,9 et 5,4 MJ/Nm<sup>3</sup> pour la gazéification de matières résiduelles dans un lit fixe descendant (Vonk et al., 2019). Ouadi et al. obtiennent des pouvoir calorifiques compris entre 4,2 et 7,3 MJ/Nm<sup>3</sup> pour la gazéification de résidus d'usines papetières dans un lit fixe (Ouadi, Brammer, Kay, & Hornung, 2013). Cette capacité calorifique est suffisante pour assurer la production d'électricité stable par un moteur (Y. D. Kim et al., 2013).

#### 6.2.1.2.3 Efficacités

Table 6.1 Comparaison entre l'estimation l'efficacité de conversion du carbone (CCE) et l'efficacité de gaz froid (CGE) et les résultats réels

	CCE (%)		CGE (%)	
	Expérimental	Modèle	Expérimental	Modèle
<b>CRD_R-C1-H1</b>	52,0	74,6	46,0	60,9
<b>CRD_R-C2-H1</b>	72,8	94,2	63,0	72,0
<b>CRD_R-C3-H1</b>	43,0	90,7	37,9	74,2
<b>CRD_R-C4-H1</b>	60,3	76,7	46,7	59,8
<b>CRD_R-A4-H1</b>	62,5	89,8	55,5	75,2
<b>CRD_R-A4-H2</b>	41,6	74,3	33,0	75,6
<b>CRD_R-P4-H1</b>	40,1	95,7	31,8	72,2
<b>CRD_R-C4-H1-B</b>	51,5	99,7	42,0	84,5
<b>CRD_R-A4-H1-B</b>	76,3	99,6	65,2	76,3

L'efficacité du gaz froid expérimental (CGE) est comprise entre 32% et 65% ce qui correspond à l'efficacité moyenne pour ce type d'installation dans la littérature. En effet, Kirsanovs et al. trouvent des efficacités de gaz froid entre 45,6% et 61,9% pour la gazéification de bois dans un réacteur à lit fixe (Kirsanovs et al., 2017). Les expériences de gazéification de Vonk et al. sur la gazéification d'OM triées et de bois de CRD atteignent un CGE compris entre 38 et 52% (Vonk et al., 2019). Guo et al. obtiennent un CCE compris entre 50% et 90% en fonction du ratio d'air alimenté dans le réacteur et un CGE compris entre 35% et 65% pour la gazéification dans un lit fixe de tige de maïs (Guo et al., 2014). D'après le modèle, les mélanges R-A4-H2 et R-C1-H1, semblent montrer des efficacités plus faibles, dû à la quantité d'énergie nécessaire pour vaporiser



l'afflux supplémentaire d'eau. De nouveau, les mélanges possédant un ratio ER élevé permettent une meilleure conversion de la matière et des ratios CCE et CGE élevés.

### 6.2.1.3 Température

La température dans le modèle est calculée grâce aux produits formés. Un équilibre est formé à l'intérieur du réacteur et les températures ne sont pas définies dans les conditions d'opérations mais obtenues en fonction des produits formés.

#### 6.2.1.3.1 Séchage

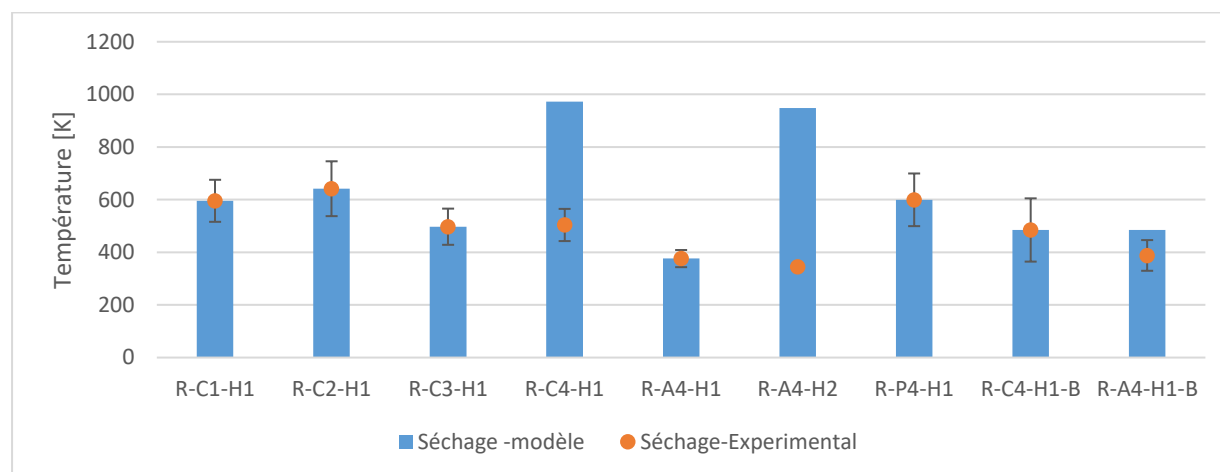


Figure 6.10 Comparaison entre les prédictions du modèle et les résultats expérimentaux sur la température de séchage

Il est intéressant de noter que pour la recette R-A4-H2, la température expérimentale TT19 est très faible, inférieure à 100°C. En effet, plus d'énergie est nécessaire pour extraire l'eau du mélange ce qui augmente la taille de la zone du lit et déplace légèrement la zone de séchage plus près de la zone d'oxydation et donc légèrement plus bas que le capteur TT19. Lors d'ajout d'eau supplémentaire pour la gestion de la température, l'eau entre directement dans la zone d'oxydation avec l'air, le déplacement de la zone de séchage n'est donc pas visible. La température calculée par le modèle pour la zone de séchage est supérieure à celle obtenue réellement. Comme la température n'a pas d'impact sur le modèle au niveau de la zone de séchage et que cette différence est uniquement due à la température imposée à la sortie du réacteur, cette erreur n'est pas significative pour le modèle.



### 6.2.1.3.2 Pyrolyse

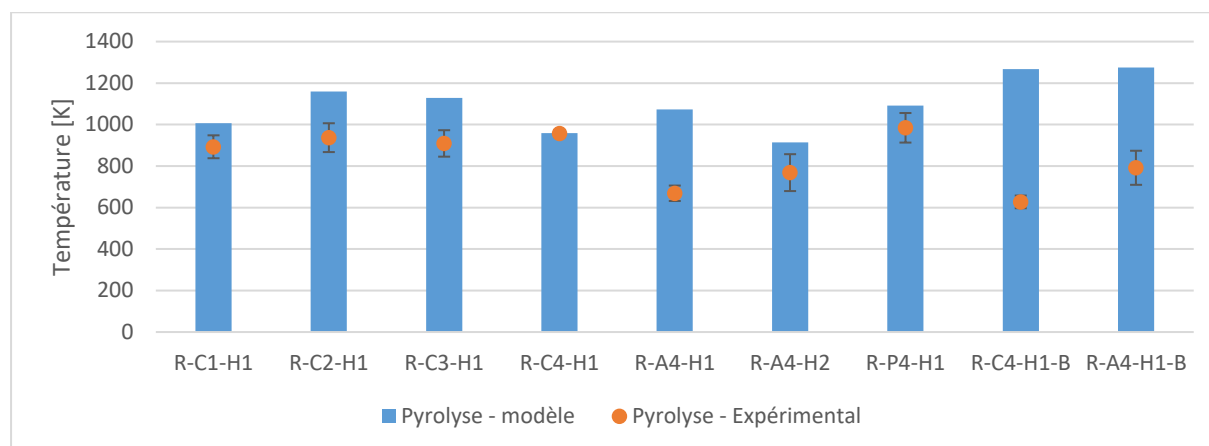


Figure 6.11 Comparaison entre les prédictions du modèle et les résultats expérimentaux sur la température de pyrolyse

La pyrolyse a lieu à des températures expérimentales majoritairement comprises entre 300 et 700 °C ce qui permet une dévolatilisation importante de la matière. Sauf pour la recette R-A4-H1 et R-C4-H1-B dont les températures expérimentales de pyrolyse semblent très faible (Astrup & Bilitewski, 2010). La température a un impact non négligeable dans la zone de pyrolyse et une surévaluation de la température dans la zone entraîne une diminution de la proportion de CO<sub>2</sub> et de H<sub>2</sub> et donc une augmentation de la proportion de CO.

### 6.2.1.3.3 Oxydation

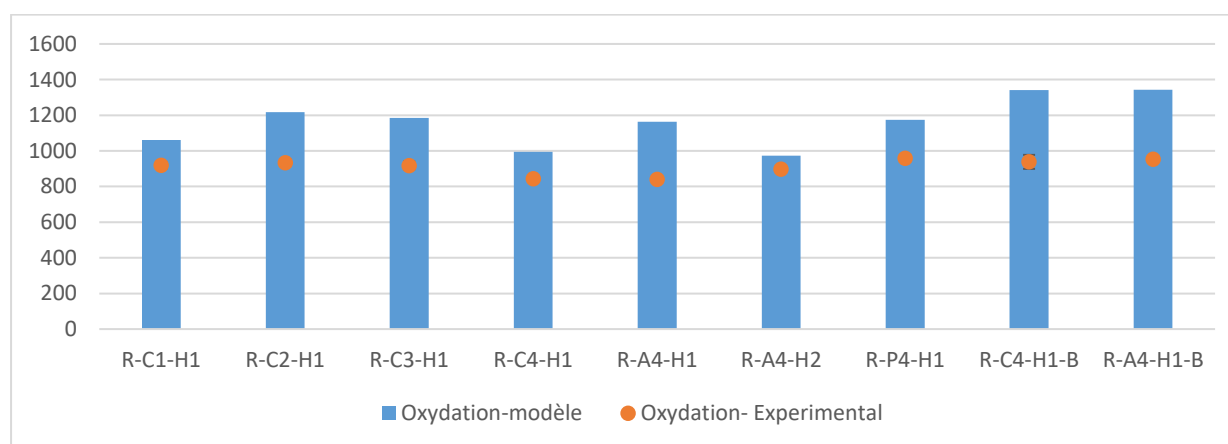


Figure 6.12 Comparaison entre les prédictions du modèle et les résultats expérimentaux sur la température d'oxydation



La température dans cette zone a un impact sur la réaction de water-gaz-shift en fin de réaction et sur le craquage du tar et du char, si le ratio ER est suffisant. Plus d'air est acheminé à la zone d'oxydation plus la température est élevée et plus de composés sont oxydés.

#### 6.2.1.3.4 Réduction

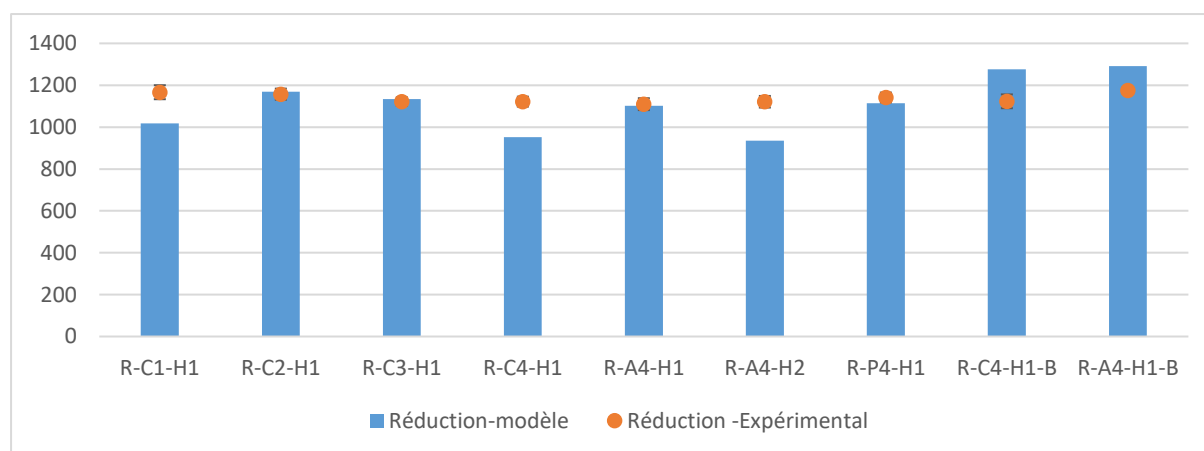


Figure 6.13 Comparaison les prédictions du modèle et les résultats expérimentaux sur la température de réduction

Il est possible de noter que bien que les températures à la sortie de la zone de pyrolyse étaient très différentes entre elles, les températures à la sortie de la zone de réduction sont assez uniformes.

Les températures sont toutes très proches dans la zone de réduction. Or la température a un impact très important dans la zone et sur le craquage des tar, char et méthane. L'augmentation de la température dans la zone de réduction permet un craquage important des tar et char et une conversion importante du CO en CO<sub>2</sub> par la réaction de water gaz shift. Luo et al. remarque en effet que l'augmentation de la température entre 600 et 900°C entraîne une réduction de 30% à 15% de la matière entrante pour des particules entre 1 et 2cm dans un réacteur à lit fixe (Luo et al., 2010).



### 6.2.1.4 Profil de température du syngaz

Tableau 6.3 Profil de température dans l'anneau où le syngaz circule (K)

	Modèle					Expérimental
	$T_{syred}$	$T_{syoxi}$	$T_{syppyr}$	$T_{sysec}$	$T_{syout}$	$T_{syoxi}$
CRD_R-C1-H1	1043	1042	1028	917	827	919
CRD_R-C2-H1	1200	1199	1178	985	844	934
CRD_R-C3-H1	1170	1169	1151	954	877	918
CRD_R-C4-H1	985	983	973	977	766	844
CRD_R-A4-H1	1143	1142	1114	899	861	840
CRD_R-A4-H2	959	959	947	953	818	897
CRD_R-P4-H1	1158	1157	1132	982	879	958
CRD_R-C4-H1-B	1326	1325	1299	1022	940	938
CRD_R-A4-H1-B	1329	1328	1303	975	923	953

Il est possible de remarquer que la température reste presque constante entre  $T_{syred}$  et  $T_{syoxi}$  : la zone de réduction ne récupère que peu d'énergie. De même entre  $T_{syoxi}$  et  $T_{syppyr}$ . Cependant la zone de pyrolyse et la zone de séchage récupère suffisamment d'énergie pour la réalisation des réactions endothermiques, ce qui explique les chutes de températures très importantes. La température expérimentale  $T_{syoxi}$  est légèrement plus faible que la température prédite par le modèle.

## 6.2.2 Limites expérimentales

Comme vu précédemment les résultats expérimentaux sont tous très homogènes, ce qui ne permet pas de les utiliser pour la validation expérimentale. Ainsi, la composition initiale de l'alimentation, ou les conditions opératoires n'ont pas l'air d'avoir d'impact sur la qualité du syngaz.

Le capteur était nettoyé entre chaque essai, et fut recalibré durant la période d'essais. Il observait des variations durant les essais et seules les périodes de stabilités, si possible sans injection d'éthanol, étaient observées (exemple pour le R-C4-H1 à la figure 6.14). Le capteur est donc capable d'observer des variations durant la période d'essais. La lecture homogène de la composition ne semble donc pas provenir d'un problème de lecture.



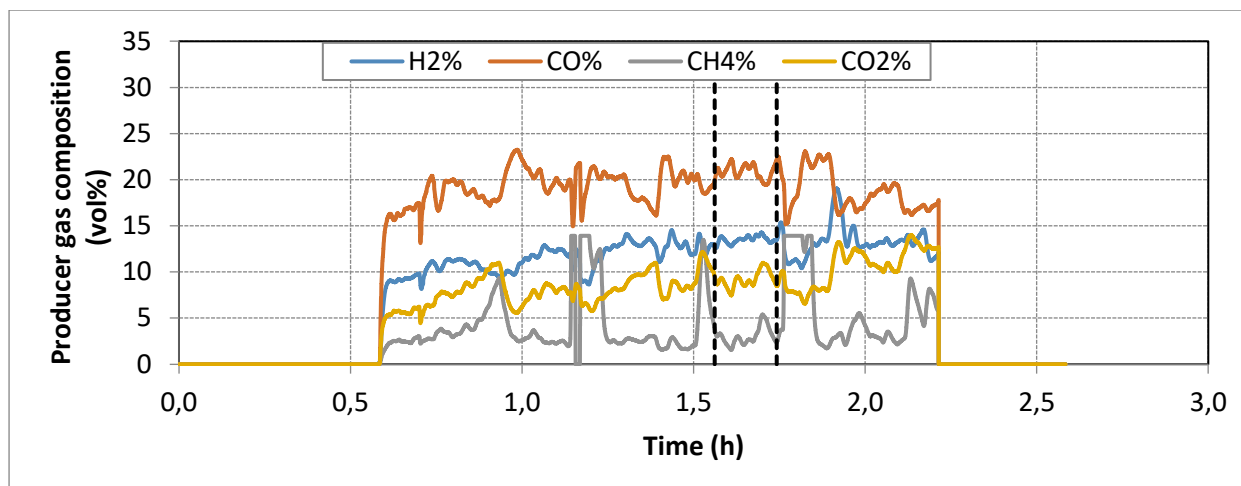


Figure 6.14 Lecture de la composition dans le réacteur en fonction du temps

Une autre raison pour l'homogénéité des résultats peut venir de l'ajout d'eau durant les expériences. Elle a été fortement utilisée pour réguler les températures et va donc lisser artificiellement les différences entre les expériences. Les températures sont beaucoup plus proches et il est plus difficile de voir des différences sur la composition. De plus, nous avons pu voir dans la section 4, que le modèle voyait lui aussi peu de différence entre les différents mélanges à base de bois. Il est donc possible que les mélanges alimentés soient trop proches entre eux pour qu'une différence puisse être observée dans une unité pilote. Une période d'essais avec des mélanges plus différents (majoritairement plastiques ou majoritairement papier) pourrait permettre de voir une meilleure variation de composition.

Finalement, le ratio ER était également très faible pour ces expériences : compris entre 0,10 et 0,20. Il est possible que le réacteur n'ait pas réussi à effectuer des réactions suffisamment complètes et une grande quantité de matières n'ayant pas réagi était présente dans les cendres. Ces réactions incomplètes peuvent également expliquer que la composition obtenue soit identique entre toutes les expériences.



## CHAPITRE 7 CRÉATION D'UN OUTIL D'AIDE À LA DÉCISION

Malgré que la campagne n'ait pas permis de valider les résultats du modèle, il a été choisi de l'intégrer dans VMR-Sys, afin de pouvoir tester l'intérêt de la gazéification dans une étude de cas réelle sur les OM triées.

L'objectif de cette étude est de déterminer quel flux, parmi les flux de rejets d'une usine de tri d'OM, permettrait de produire la plus grande quantité de méthanol. Pour cela, le mélange de matière résiduelle identifié par Recyc-Québec lors de leur étude de 2010 a été modélisé (Recyc-Quebec, 2010). Le modèle de tri des OM développé par la chaire de recherche a ainsi pu être utilisé pour modéliser les mélanges obtenus aux trois points de rejets de l'usine de Valoris (Girard, École polytechnique . Département de génie, & Legros, 2018; Thibault, 2019). Le modèle de gazéification a ensuite été utilisé pour tester le potentiel de gazéification de ces trois zones de rejets.

### 7.1 Modèle VMR

#### 7.1.1 Choix du mélange

Cette étude est basée sur le rapport produit par Recyc-Québec en 2010 (Recyc-Quebec, 2010). Cette étude avait été commandée pour qualifier les habitudes des citoyens pour la gestion de leurs OM. 3000 foyers de 47 municipalités ont été étudiés. Soit 60 000kg de matières traitées triées selon 102 catégories distinctes. L'étude a été portée sur 9 mois entre avril et décembre afin de diminuer l'impact de la saisonnalité sur le type de déchet obtenu. Afin de simplifier l'étude de cas les 102 catégories identifiées ont été rapprochés selon 21 catégories.

Tableau 7.1 Composition du flux de OM identifié par Recyc-Québec

Nom	% Masse entrante
Métaux ferreux	0,61%
Métaux non ferreux	1,32%
Verre	2,78%
Plastiques	3,11%
HDPE	0,37%
PET	0,62%



Papiers	2,47%
Journaux	0,67%
Carton plat	2,56%
Carton ondulé	1,34%
Tétrapack	0,87%
Matériaux organiques	18,57%
Résidus verts	5,38%
Résidus alimentaire	25,76%
Branches	7,07%
Bois	2,03%
Sacs plastiques	3,16%

Le débit considéré correspond à 27 tonnes par jour (pour 7h 30 de travail). Ce débit est basé sur les débits réels imposés à l'usine de Valoris (Thibault, 2019). Ce qui correspond à un débit de 1 kg/s.

### 7.1.2 Modélisation de la chaîne

L'annexe 9 correspond à la modélisation simplifiée de la chaîne de tri de Valoris. A des fins de simplifications, on considère que les RDD sont entièrement retirés du flux entrant pour simplifier la gestion des OM. Les OM sont ensuite acheminés au centre de tri où les encombrants sont séparés. Les OM sont ensuite alimentés à un trommel qui envoie les matières ayant un diamètre supérieur à 12po au tri manuel. Là, les cartons, plastiques durs, les métaux et le bois sont séparés manuellement par tri positif. Le reste constitue le flux de rejet 1. La matière ayant un diamètre inférieur à 12po est acheminée jusqu'à un aimant pour retirer les métaux puis à un second trommel. Ce trommel possède une taille de maille de 3po, et tout ce qui passe à travers est considéré comme étant de la matière organique et est envoyé au compostage. La matière comprise entre 3 et 12po passera ensuite par un tri balistique : la matière 2D est emportée par le trieur. Il s'agit du flux de rejet 3. La matière 3D qui tombe au bas du trieur balistique est ensuite acheminée vers un aimant, un trieur optique à PET, un trieur optique à plastiques et un courant de foucault. Toutes les matières qui ne sont pas récupérées par chacun de ces flux constituent le flux de rejet 2. L'intérêt de cette étude est donc de tester le potentiel de valorisation de ces voies de rejets. Les coefficients de transferts utilisés pour la modélisation de la ligne de tri sont présentés en annexe 8.



### 7.1.3 Résultats de la séparation

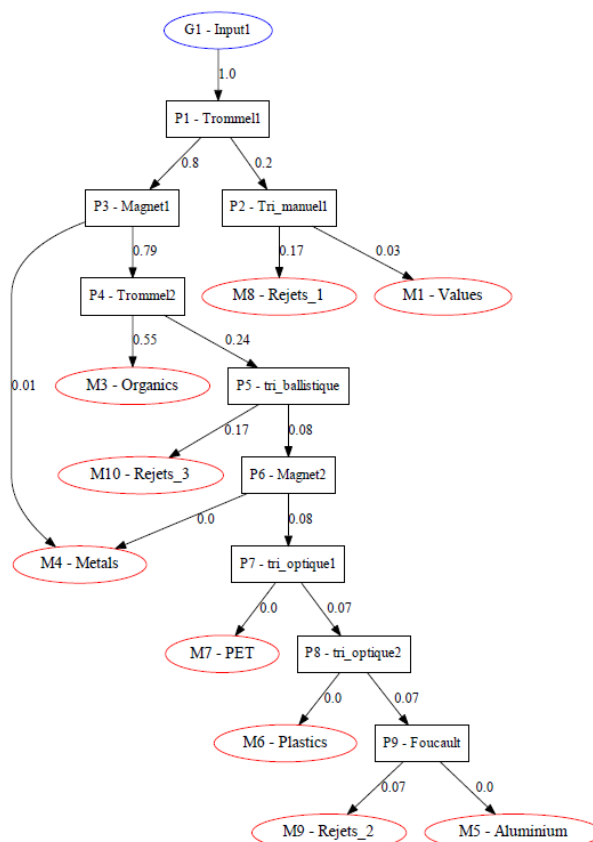


Figure 7.1 Débits massiques par flux pour 1kg de OM alimenté

La figure 7.1 présente les flux massiques obtenus pour le tri mécanique d'un kilogramme de matières alimenté. Il est possible de voir que les trois flux de rejets cumulent 40,6% de l'alimentation. 55% de l'alimentation est envoyé à la matière organique. Ce flux est composé à près de 90% de matières organiques, branches, résidus verts et résidus alimentaires. Une valorisation par compost ou méthanation est donc plus appropriée pour ce type de matière. Ce qui signifie que moins de 5% du flux alimenté est correctement valorisé grâce au recyclage. L'utilisation d'une valorisation thermique permettrait d'augmenter très grandement le taux de valorisation des OM, notamment si elle est appliquée aux flux de rejets.



## 7.2 Potentiel de valorisation par flux

Afin de déterminer le potentiel de valorisation de ces flux, il est nécessaire d'en connaître la nature.

### 7.2.1 Composition macroscopique

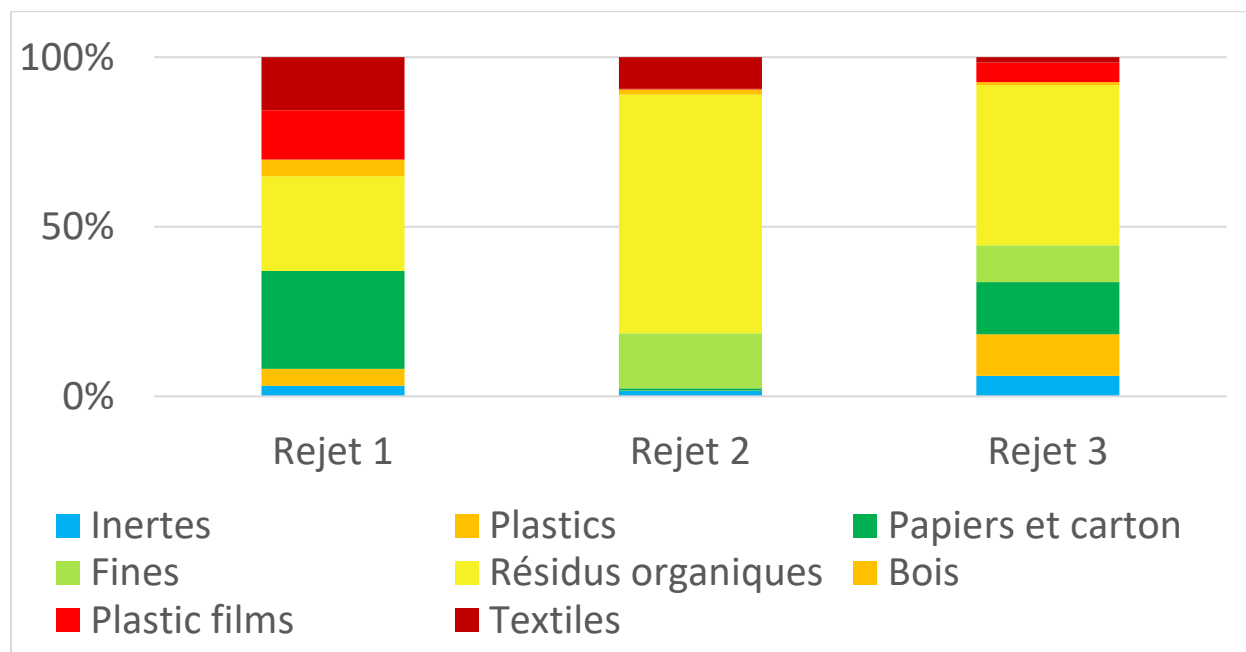


Figure 7.2 Composition des flux de rejets

Les débits sont très différents entre les flux. Le flux de rejet 1 a un débit de 0,172 kg/s et est composé à 3% d'inertes. Son pouvoir calorifique est assez important dû à la quantité importante de papiers et carton, de bois et de plastiques et atteint une valeur de 20 MJ/kg. Le débit du flux de rejet 2, est très faible à seulement 0,069kg/s. Il est composé à près de 84% de résidus alimentaire, son pouvoir calorifique est de seulement 15 MJ/kg. Il semble donc être le flux le moins intéressant de premier abord. Enfin, le flux de rejet 3 : son débit est de 0,166 kg/s. Il est composé de 7% d'inertes mais a également la plus grande concentration en plastiques de 14%. La masse valorisable par kilogramme augmente donc fortement, ainsi que son pouvoir calorifique : il arrive à 17 MJ/kg.

### 7.2.2 Composition élémentaire

Comme la composition macroscopique est très différente entre chacun des flux, leur composition élémentaire varie également énormément.



Tableau 7.2 Ratio O/C et H/C en fonction des flux

	Rejet 1	Rejet 2	Rejet 3
O/C	0,42	0,88	0,79
H/C	0,16	0,15	0,16

Le flux de rejet 2 possède un ratio O/C plus important que les deux autres flux. L'analyse proximée montre que le flux ayant la meilleure volatilité est le rejet 1, tandis que le flux 2 produira une quantité plus importante de char, dû à la proportion importante de carbone fixe. Dû à la très grande proportion de matières organiques dans le flux de rejet 2, l'humidité de ce flux est également importante.

Tableau 7.3 Analyse immédiate de la matière

	Rejet 1	Rejet 2	Rejet 3
Cendres	10,7%	7,8%	14,1%
Volatiles	63,3%	54,5%	58,5%
Carbone fixe	7,3%	11,3%	8,5%
Humidité	18,7%	26,3%	19,0%

### 7.2.3 Conditions d'opérations

Les conditions d'opérations initiales sont les mêmes pour toutes les recettes. La taille du réacteur employée est celle utilisée lors des résultats expérimentaux soit une hauteur de zone de réduction de 5,08 cm, pour un diamètre interne de 21,6cm. On considère que les particules seront alimentées sous forme de fragments de briquettes, avec un diamètre moyen de 4cm. La densité employée est une densité de 459 kg/m<sup>3</sup> ce qui correspondait à la densité moyenne étudiée lors des expériences. La pression à l'intérieur du réacteur est supposée égale à 97715 Pa, afin d'éviter les reflux de syngaz à l'extérieur des conduites en cas de fuites. Le débit d'air sera modifié dans le modèle afin de déterminer les conditions optimales d'opérations.



Tableau 7.4 Profil de température initial

	Conditions initiales (K)
Température d'entrée	285
Température de séchage	346
Température de pyrolyse	768
Température d'oxydation	897
Température de réduction	1121
Température de sortie du syngaz	618

## 7.3 Résultats

Afin de déterminer les conditions optimales de fonctionnement, une étude a été menée pour les trois flux de rejets. Les produits de la gazéification de ces derniers ont été modélisés afin de déterminer celui ayant la meilleure capacité de valorisation. Le ratio ER a été varié entre 0.1 et 0.5 afin de déterminer quel était le débit optimal d'air à employer pour maximiser la valorisation.

### 7.3.1 Composition

Comme l'humidité du rejet 2 est très élevé comparativement aux autres rejets et que le ratio O/C est plus élevé une plus grande proportion de  $H_2$  et de CO est produite (Dai et al., 2019). Comme les compositions de rejet 1 et du rejet 3 sont proches, il est possible de voir que la composition finale des deux flux est très proche. La proportion de CO et de  $H_2$  produite diminue avec l'addition d'air à l'intérieur du réacteur.

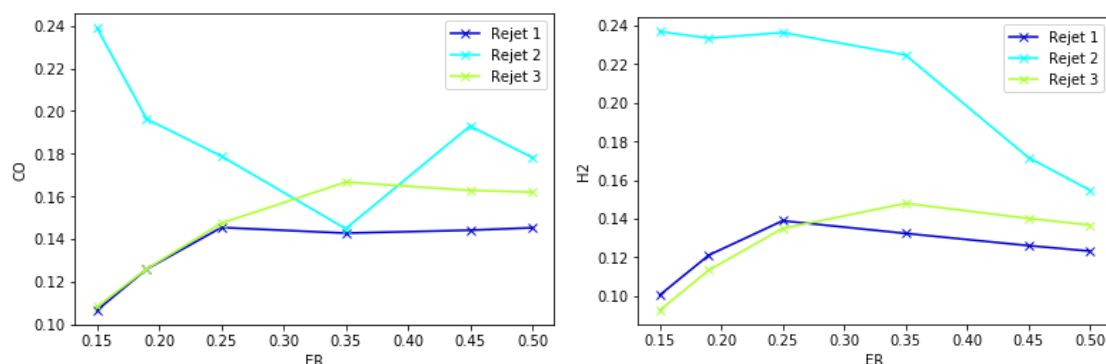


Figure 7.3 Composition des flux de sorties du syngaz produits par les flux de rejet 1, 2 et 3. en pourcentage molaire. (À gauche CO, à droite  $H_2$  en % vol)



### 7.3.2 Efficacités

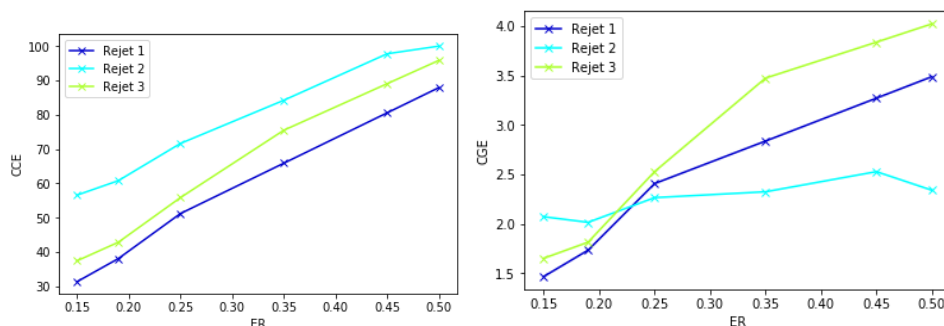


Figure 7.4 Efficacités CCE (à gauche) et CGE (à droite) en fonction du ratio ER pour les flux de rejets 1, 2 et 3

Comme attendu par la littérature, l'augmentation du ratio ER entraîne une augmentation de la conversion du carbone en gaz (Ghassemi & Shahsavan-Markadeh, 2014), puisque l'ajout supplémentaire d'air entraîne un craquage des tars et des chars. Bien que le gaz ait une composition très importante en  $H_2$  et en CO pour un ratio ER très faible, le débit de syngaz sortant est très faible. Il est donc nécessaire de choisir un ratio un peu plus important souvent compris entre 0,2 et 0,5 pour augmenter la valorisation du syngaz (Ghassemi & Shahsavan-Markadeh, 2014). L'énergie CGE semble particulièrement faible inférieure à 4% qui est dû au pouvoir calorifique très faible des syngaz obtenus.

### 7.3.3 Valorisation

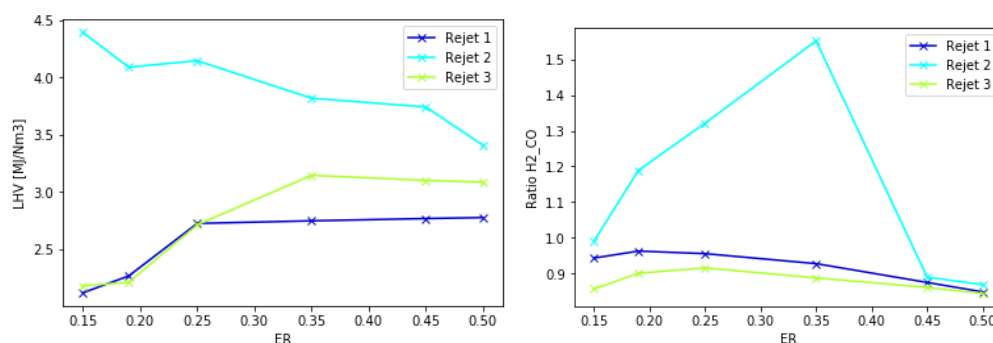


Figure 7.5 Evolution du pouvoir calorifique inférieur et du ratio  $H_2/CO$  par recette en fonction du ratio ER



Le pouvoir calorifique des flux de rejets est très faible, inférieur à 4,5 MJ/Nm<sup>3</sup> alors qu'il est souvent attendu entre 5 et 7 MJ/Nm<sup>3</sup> (Couto et al., 2013). Cela est dû à la proportion importante d'inertes et de résidus alimentaires dans le mélange. La combustion du syngaz produit ne permettra pas une valorisation importante mais une transformation chimique du syngaz est toujours envisageable.

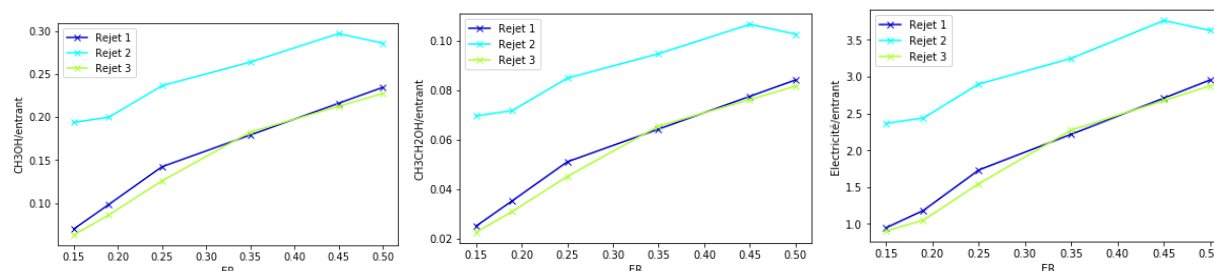


Figure 7.6 Production de méthanol, d'éthanol et d'électricité par flux en fonction du ratio ER appliqué

Les ventes estimées des produits sont estimées pour un coût de 10 \$US/MJ pour le méthanol et de 1,00\$US/gallon pour l'éthanol (Spath & Dayton, 2003) et de 7,3 cts CAD/kWh (Hydro-Québec, 2019).

Tableau 7.5 Valorisation du syngaz

	Rejet 1	Rejet 2	Rejet 3
Masse flux (kg)	0,172	0,069	0,166
ER optimal	0,5	0,45	0,5
Proportion transformée en méthanol	23,4%	29,7%	22,7%
Méthanol (kg/kg OM)	0,040248	0,020493	0,037682
Proportion transformée en éthanol	8,4%	10,7%	8,2%
Ethanol (kg/kg OM)	0,014448	0,007383	0,013612
Proportion transformée en électricité (MJ/kg)	2,96	3,73	2,87
Electricité (MJ/kg OM)	0,50912	0,25737	0,47642
Profit méthanol (\$CAD/kg OM)	0,0126	0,0064	0,0118
Profit éthanol (\$CAD/kg OM)	0,0091	0,0046	0,0085
Profit électricité (\$CAD/kg OM)	0,0103	0,0052	0,0097



Il est intéressant de voir que malgré que les flux soient très différents en composition, leur proportion de transformation en méthanol sont très proches. Cependant, les débits plus importants des flux du rejet 1 et du rejet 3 en font de très bons candidats pour la valorisation des matières. Comme le pourcentage de transformation en éthanol est très faible, le coût de vente semble être moins avantageux que la production d'électricité ou de méthanol. Le méthanol permet une valorisation chimique importante et son prix de vente est intéressant, il semblerait être le mode de valorisation le plus approprié pour chacun des flux.

### 7.3.4 Contamination

Tableau 7.6 Contamination prédite par flux de rejets

	<b>Rejet 1</b>	<b>Rejet 2</b>	<b>Rejet 3</b>	<b>Réglementation</b>
HCl [ppm]	134,6	135,8	108,1	5
HBr [ppm]	0,2	0,2	0,3	2
HF [ppm]	1,3	1,8	1,7	3
K <sub>2</sub> O [ppm]	0,0	0,0	0,0	
Na <sub>2</sub> O [ppm]	0,0	0,0	0,0	
SO <sub>2</sub> [ppm]	0,0	0,0	0,0	2
SO <sub>3</sub> [ppm]	0,0	0,0	0,0	
KCl [ppm]	1,0	2,4	1,6	3,3
NaCl [ppm]	1,4	3,7	2,6	4,2
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub> [ppm]	0,0	0,0	0,0	

Le flux de rejet 2 est le gaz qui produit la plus forte contamination par kg alimenté. Il est en effet composé très majoritairement de résidus alimentaires qui sont de grands vecteurs de contamination. La production de HCl semble dépasser les réglementations, le nettoyage des gaz doit donc être important afin d'éviter une contamination trop importante de l'environnement, mais la contamination présente dans les autres gaz est assez faible (CNESST, 2015a, 2015b, 2020a, 2020b).



## 7.4 Potentiel de valorisation par flux groupés

Regrouper ou non certains des flux ensemble peut permettre d'optimiser la production de méthanol tout en réduisant la production de contaminants. Il peut donc être intéressant d'étudier cette possibilité.

### 7.4.1 Composition macroscopique

La composition macroscopique des flux groupés est présentée à la figure 7.7. En mélangeant les flux, il est possible de diminuer la proportion des résidus alimentaires. Ainsi, les rejets 1 et 2 n'ont plus que 44% de résidus alimentaire pour un débit de 0,241 kg/s. Le pouvoir calorifique du flux est donc de 18,2 MJ/kg. Les rejets 2 et 3 comportent la plus grande proportion de résidus alimentaires, le pourcentage final est donc de 62%, le débit du flux groupé est de 0,235 kg/s pour un pouvoir calorifique de 16,3 MJ/kg. Enfin, en réunissant les deux flux optimaux précédents (1 et 3), on obtient un débit de 0,337 kg/s, pour un pouvoir calorifique de 18,2 MJ/kg. Si on mélange les 3 flux, on obtient un débit de 0,4066 kg/s pour un pouvoir calorifique de 17,7 MJ/kg.

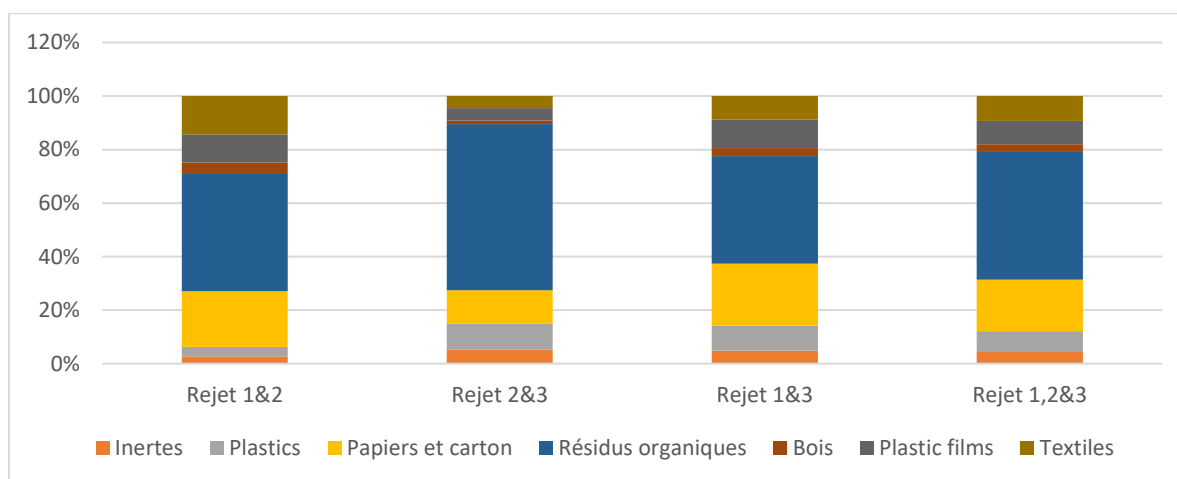


Figure 7.7 Composition en biens des flux groupés

### 7.4.2 Composition élémentaire

Il est possible de voir qu'en mélangeant les flux, les proportions de O/C et H/C se lissent. Ainsi, les différences de compositions ne sont plus vraiment significatives. Le rejet 2&3 semble néanmoins posséder un ratio O/C légèrement plus élevés que les autres.



Tableau 7.7 Composition élémentaire des flux groupés

	Rejet 1&2	Rejet 2&3	Rejet 1&3	Rejet 1,2&3
O/C	0,51	0,82	0,57	0,61
H/C	0,16	0,16	0,16	0,16

Tableau 7.8 Composition immédiate des flux groupés

	Rejet 1&2	Rejet 2&3	Rejet 1&3	Rejet 1,2&3
<i>Cendres</i>	9,9%	12,2%	12,4%	11,6%
<i>Volatiles</i>	60,7%	57,3%	60,9%	59,8%
<i>Carbone fixe</i>	8,5%	9,3%	7,9%	8,5%
<i>Humidité</i>	20,9%	21,2%	18,8%	20,1%

Les conditions d'opérations étudiées seront identiques à celles annoncées précédemment dans la partie 7.2.3.

### 7.4.3 Valorisation

Comme les compositions entre les flux sont très proches, il est possible de voir que les valorisations finales le sont aussi. Mélanger le flux 2 aux autres flux permet de faciliter sa gazéification et d'augmenter la part de l'alimentation valorisée.

Tableau 7.9 Production de méthanol par kilogramme de OM alimenté

	1&2	2&3	1&3	Total
Masse flux (kg)	0,241	0,235	0,337	0,407
ER optimal	0,5	0,5	0,5	0,5
Proportion transformée en méthanol	25,0%	24,4%	22,4%	21,2%
Méthanol (kg/kg OM)	0,060	0,057	0,075	0,086
Proportion transformée en éthanol	9,00%	8,77%	8,05%	7,62%
Ethanol (kg/kg OM)	0,022	0,021	0,027	0,031
Proportion transformée en électricité (MJ/kg)	3,16	3,09	2,82	2,68
Electricité (MJ/kg OM)	0,762	0,726	0,950	1,090
Prix méthanol (\$CAD/kg OM)	0,0188	0,0179	0,0236	0,0269
Prix éthanol (\$CAD/kg OM)	0,0136	0,0129	0,0170	0,0194
Prix électricité (\$CAD/kg OM)	0,0154	0,0147	0,0193	0,0221



De nouveau, il est possible de voir que le profit obtenu par la production de méthanol est supérieur à celui obtenu par valorisation sous forme d'éthanol ou d'électricité, dû au faible rendement de l'éthanol et au prix réduit de l'électricité au Québec. Il est également possible de voir que l'ajout du rejet 2 au mélange 1 et 3 permet une très légère augmentation de la production de produit. Les mélanges de flux 1 et 2 et 2 et 3 produisent quant à eux des débits très faibles.

#### 7.4.4 Contamination

Tableau 7.10 Contamination prédite par flux de rejets

	Rejet 1&2	Rejet 2&3	Rejet 1&3	Rejet Total	Réglementation
HCl [ppm]	135,0	116,2	121,9	124,1	5
HBr [ppm]	0,2	0,3	0,3	0,3	2
HF [ppm]	1,5	1,7	1,5	1,6	3
K <sub>2</sub> O [ppm]	0,0	0,0	0,0	0,0	
Na <sub>2</sub> O [ppm]	0,0	0,0	0,0	0,0	
SO <sub>2</sub> [ppm]	0,0	0,0	0,0	0,0	2
SO <sub>3</sub> [ppm]	0,0	0,0	0,0	0,0	
KCl [ppm]	1,4	1,8	1,3	1,5	3,3
NaCl [ppm]	2,1	2,9	2,0	2,3	4,2
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub> [ppm]	0,0	0,0	0,0	0,0	

Ainsi, l'ajout du flux 2 aux flux 1 et 3 augmente légèrement la quantité de produits pour une augmentation légère de la production de contaminants, notamment de HCl, de KCl et de NaCl. Tout en restant très proche des réglementations en vigueur. La valorisation totale des flux de rejets est donc intéressante et permettrait de rapporter 2,7cts par kilogramme de matière résiduelles acheminées au centre de tri.



## CHAPITRE 8 CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

La création d'un modèle mixte cinétique et stœchiométrique sur la gazéification et l'effet de la composition d'un flux entrant de matière résiduelle sur la qualité du syngaz a été présenté. Le modèle permet de prendre en compte la composition de l'alimentation en la découpant grâce aux analyses élémentaire et proximée des biens dans la zone de pyrolyse. La zone de combustion permet de produire l'énergie utilisée ensuite par les autres zones. Cette quantité d'énergie produite dépendra directement de la quantité d'air alimenté au réacteur et de la composition de l'alimentation. Finalement, la zone de réduction permettra de produire différents produits en fonction de l'énergie rendue disponible par la zone d'oxydation. Des essais expérimentaux ont été effectués afin de vérifier expérimentalement la précision du modèle. Neuf mélanges ont été testés avec des compositions, des niveaux d'humidité et des débits différents. Cependant, les résultats expérimentaux étant trop proches entre eux, il n'a pas été possible de valider le modèle. Les tendances observées par le modèle sont cependant proches de celles attendues par la littérature. Le profil de température à l'intérieur du réacteur est prédit, ce qui signifie que le modèle peut déterminer les conditions d'opérations et la qualité du syngaz uniquement à partir de la composition du flux en biens. Le modèle peut ainsi prédire assez correctement le potentiel de valorisation du syngaz et ainsi être utilisé dans un logiciel d'aide à la décision.

En modélisant une ligne existante de tri d'OM et en y appliquant un flux typique d'OM au Québec, il est possible de tester l'intérêt de la gazéification de ce flux. Ainsi, pour 1kg d'OM envoyées au centre de tri 0,407kg sont retrouvés dans les flux de rejets. Or ces flux pourraient permettre de produire jusqu'à 0,086kg de méthanol ou 0,031kg d'éthanol, à respectivement 30cts/kg et 62cts/kg. Cependant, comme les OM sont des flux très hétérogènes de nombreuses contaminations sont possibles, notamment liées aux composés chlorés. Les débits produits de HCl sont supérieurs à ceux attendus dans la réglementation et un nettoyage des gaz est nécessaire pour atteindre ces réglementations.

Ainsi, il est nécessaire d'effectuer une nouvelle période d'essais avec des mélanges initiaux ayant des compositions plus différentes afin de pouvoir voir réellement valider le modèle. Il pourrait ainsi être intéressant de modéliser un mélange comprenant uniquement du plastique ou uniquement du papier, afin d'assurer une différence significative. L'ajout d'eau devra également être régulé afin d'éviter de lisser artificiellement les résultats obtenus. Une nouvelle période d'essai permettrait



également de valider les contaminations calculées par le modèle. Afin de produire un modèle de prise de décision pour la gestion des OM, il serait nécessaire de produire un modèle complet sur le nettoyage des gaz pour atteindre les réglementations et leur coût associés. Ceci permettrait de décider de la meilleure voie de valorisation pour les OM en fonction de leur composition en biens et de la capacité de tri d'un centre donné.



## RÉFÉRENCES

- Ahmad, M., & Subawi, H. (2013). New Van Krevelen diagram and its correlation with the heating value of biomass. *Research Journal of Agriculture and Environmental Management*, 2(10), 295-301.
- Alauddin, Z. A. B. Z., Lahijani, P., Mohammadi, M., & Mohamed, A. R. (2010). Gasification of lignocellulosic biomass in fluidized beds for renewable energy development: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14(9), 2852-2862.
- Albuquerque, J. S., Costa, F. O., & Barbosa, B. V. S. (2019). Fischer–Tropsch Synthesis: Analysis of Products by Anderson–Schulz–Flory Distribution Using Promoted Cobalt Catalyst. *Catalysis Letters*, 149(3), 831-839. doi:10.1007/s10562-019-02655-4
- Standard Test Method for Ash in the Analysis Sample of Coal and Coke from Coal., (2012). ASTM. (2013). Standard Test Method for Bulk Density of Densified Particulate Biomass Fuels. In *Standard Test Method*. United States: ASTM.
- Astrup, T., & Bilitewski, B. (2010). Pyrolysis and Gasification. In T. H. Christensen (Ed.), *Solid Waste Technology & Management* (pp. 502-512).
- Aydin, E. S., Yucel, O., & Sadikoglu, H. (2018). Numerical and experimental investigation of hydrogen-rich syngas production via biomass gasification. *International Journal of Hydrogen Energy*, 43(2), 1105-1115. doi:<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2017.11.013>
- Baratieri, M., Baggio, P., Bosio, B., Grigianti, M., & Longo, G. A. (2009). The use of biomass syngas in IC engines and CCGT plants: A comparative analysis. *Applied Thermal Engineering*, 29(16), 3309-3318. doi:<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2009.05.003>
- Basu, P. (2010). Chapter 2 - Biomass Characteristics. In P. Basu (Ed.), *Biomass Gasification and Pyrolysis* (pp. 27-63). Boston: Academic Press.
- Basu, P. (2010). *Gasification Theory and Modeling of Gasifiers*.
- Baxter, J., Ho, Y., Rollins, Y., & Maclaren, V. (2016). Attitudes toward waste to energy facilities and impacts on diversion in Ontario, Canada. *Waste Management*, 50, 75-85. doi:<https://doi.org/10.1016/j.wasman.2016.02.017>
- Bhavanam, A., & Sastry, R. C. (2013). Modelling of solid waste gasification process for synthesis gas production. *Journal of Scientific and Industrial Research*, 72(9-10), 611-616.
- Björkman, E., & Strömberg, B. (1997). Release of Chlorine from Biomass at Pyrolysis and Gasification Conditions1. *Energy & Fuels*, 11(5), 1026-1032. doi:10.1021/ef970031o
- Blasi, C. D. (2000). Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers. *Chemical Engineering Science*, 55(15), 2931-2944. doi:[https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(99\)00562-X](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(99)00562-X)
- Blumberg, T., Morosuk, T., & Tsatsaronis, G. (2017). *METHANOL PRODUCTION FROM NATURAL GAS—A COMPARATIVE EXERGoeconomic EVALUATION OF COMMERCIALY APPLIED SYNTHESIS ROUTES*. Paper presented at the 5th International Exergy, Life Cycle Assessment, and Sustainability Workshop & Symposium (ELCAS3) NISYROS - GREECE.
- Boerrigter, H., & Rauch, R. (2006). Review of applications of gases from biomass gasification. *ECN Biomassa, Kolen en Milieuonderzoek*, 20.
- Buekens, A. G., & Schoeters, J. G. (1985). Modelling of biomass gasification. In *Fundamentals of thermochemical biomass conversion* (pp. 619-689): Springer.



- Butler, J., Littlejohns, J., Luque, L., Hernander, M., & Skrivan, W. (2018). *Handbook for Small Biomass Gasification CHP in Canada*
- Caputo, A. C., & Pelagagge, P. M. (2002). RDF production plants: I Design and costs. *Applied Thermal Engineering*, 22(4), 423-437. doi:[https://doi.org/10.1016/S1359-4311\(01\)00100-4](https://doi.org/10.1016/S1359-4311(01)00100-4)
- Chamard. (2015). *Pratiques favorisant la récupération des matières organiques dans les industries, commerces et institutions (ICI)*
- Retrieved from
- Chavanne, X., & Frangi, J.-P. (2008). Le rendement énergétique de la production d'éthanol à partir de maïs. *Comptes Rendus Geoscience*, 340(5), 263-287. doi:<https://doi.org/10.1016/j.crte.2008.01.006>
- Chen, H., Forbes, E. G. A., Archer, J., De Priall, O., Allen, M., Johnston, C., & Rooney, D. (2019). Production and characterization of granules from agricultural wastes and comparison of combustion and emission results with wood based fuels. *Fuel*, 256, 115897. doi:<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.115897>
- Christensen, T. H. (2010). Introduction to Waste Management. In *Solid Waste Technology & Management* (pp. 1-16).
- CNESST. (2015a). Répertoire toxicologique chlorure de potassium.
- CNESST. (2015b). Répertoire toxicologique Chlorure de sodium.
- CNESST. (2020a). Répertoire toxicologique Acide bromhydrique.
- CNESST. (2020b). Répertoire toxicologique Acide fluorhydrique.
- Couto, N., Rouboa, A., Silva, V., Monteiro, E., & Bouziane, K. (2013). Influence of the Biomass Gasification Processes on the Final Composition of Syngas. *Energy Procedia*, 36, 596-606. doi:<https://doi.org/10.1016/j.egypro.2013.07.068>
- Dai, B., Zhu, W., Mu, L., Guo, X., Qian, H., Liang, X., & Kontogeorgis, G. M. (2019). Effect of the Composition of Biomass on the Quality of Syngas Produced from Thermochemical Conversion Based on Thermochemical Data Prediction. *Energy & Fuels*, 33(6), 5253-5262. doi:10.1021/acs.energyfuels.9b00106
- Damartzis, T., Michailos, S., & Zabaniotou, A. (2012). Energetic assessment of a combined heat and power integrated biomass gasification–internal combustion engine system by using Aspen Plus®. *Fuel processing technology*, 95, 37-44. doi:<https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.11.010>
- Daugaard, D. E., & Brown, R. C. (2003). Enthalpy for pyrolysis for several types of biomass. *Energy & Fuels*, 17(4), 934-939.
- Deydier, A. (2012). *Modélisation d'un réacteur de gazéification à lit fixe*. Pau,
- Doat, J., & Déglise, X. (1982). Gazéification par pyrolyse éclair de quelques bois tropicaux. Comparaison entre pyrolyse rapide et pyrolyse lente classique. *BOIS & FORETS DES TROPIQUES*, 198(198), 59-74.
- Dubanowitz, A. J. (2000). Design of a materials recovery facility (MRF) for processing the recyclable materials of New York City's municipal solid waste. *Columbia University*.
- Fabry, F., Rehmet, C., Rohani, V., & Fulcheri, L. (2012). Waste Gasification by thermal plasma. *Waste Biomass Valor*, 4, 421-439. doi:10.1007/s12649-013-9201-7
- Faitli, J., Magyar, T., Erdélyi, A., & Murányi, A. (2015). Characterization of thermal properties of municipal solid waste landfills. *Waste Management*, 36, 213-221. doi:10.1016/j.wasman.2014.10.028



- Fu, P., Yi, W., Bai, X., Li, Z., Hu, S., & Xiang, J. (2011). Effect of temperature on gas composition and char structural features of pyrolyzed agricultural residues. *Bioresource Technology*, 102(17), 8211-8219. doi:<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.05.083>
- Gagliano, A., Nocera, F., Bruno, M., & Cardillo, G. (2017). Development of an Equilibrium-based Model of Gasification of Biomass by Aspen Plus. *Energy Procedia*, 111, 1010-1019. doi:<https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.264>
- General Electric. (2020). Post-Combustion CO<sub>2</sub> capture\_AAP. Retrieved from <https://www.ge.com/power/steam/co2-capture/post-combustion-aap>
- Ghassemi, H., & Shahsavan-Markadeh, R. (2014). Effects of various operational parameters on biomass gasification process; a modified equilibrium model. *Energy Conversion and Management*, 79, 18-24. doi:<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2013.12.007>
- Gil, F. S. C. (2016). *Downdraft gasifier modeling*. Universidad Eafit, Medellín. Retrieved from <https://pdfs.semanticscholar.org/b777/32eeca9f26457ef25c3d26106ab5d568b91.pdf> (201010038004)
- Girard, C., École polytechnique . Département de génie, c., & Legros, R. L. R. d. d. r. (2018). *Modélisation et optimisation d'un procédé de traitement mécanique pour la valorisation d'un courant hétérogène de matières résiduelles solides*. Montréal: École polytechnique de Montréal.
- Gouvernement du Canada. (2020). Ethanol. Retrieved from <https://www.rncan.gc.ca/efficacite-energetique/efficacite-energetique-pour-les/carburants-de-remplacement/biocarburants/ethanol/3494>
- Groleau, G. (2019). *Modélisation d'un procédé de gazéification pour le traitement des matières résiduelles*. (Maîtrise en sciences appliquées). Polytechnique Montréal,
- Guo, F., Dong, Y., Dong, L., & Guo, C. (2014). Effect of design and operating parameters on the gasification process of biomass in a downdraft fixed bed: An experimental study. *International Journal of Hydrogen Energy*, 39(11), 5625-5633. doi:<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2014.01.130>
- Hamel, S., Hasselbach, H., Weil, S., & Krumm, W. (2007). Autothermal two-stage gasification of low-density waste-derived fuels. *Energy*, 32(2), 95-107. doi:<https://doi.org/10.1016/j.energy.2006.03.017>
- Hau Jorge, L., Ray, R., Thorpe Rex, B., & Azapagic, A. (2008). A Thermodynamic Model of the Outputs of Gasification of Solid Waste. In *International Journal of Chemical Reactor Engineering* (Vol. 6).
- Higman, C., & van der Burgt, M. (2008). Chapter 2 - The Thermodynamics of Gasification. In C. Higman & M. van der Burgt (Eds.), *Gasification (Second Edition)* (pp. 11-31). Burlington: Gulf Professional Publishing.
- Hsi, C.-L., Wang, T.-Y., Tsai, C.-H., Chang, C.-Y., Liu, C.-H., Chang, Y.-C., & Kuo, J.-T. (2008). Characteristics of an Air-Blown Fixed-Bed Downdraft Biomass Gasifier. *Energy & Fuels*, 22(6), 4196-4205. doi:10.1021/ef800026x
- Hulgaard, T., & Vehlouw, J. (2010). Incineration: Process and Technology. In T. H. Christensen (Ed.), *Solid Waste Technology & Management* (pp. 363-392).
- Hydro-Québec. (2019). *Comparaison des prix de l'électricité dans les grandes villes nord-américaines*. Retrieved from Québec: <https://www.hydroquebec.com/data/documents-donnees/pdf/comparaison-prix-electricite.pdf>
- Ileleji, K. E., & Zhou, B. (2008). The angle of repose of bulk corn stover particles. *Powder Technology*, 187(2), 110-118. doi:<https://doi.org/10.1016/j.powtec.2008.01.029>



- Ip, K., Testa, M., Raymond, A., Graves, S. C., & Gutowski, T. (2018). Performance evaluation of material separation in a material recovery facility using a network flow model. *Resources, Conservation and Recycling*, 131, 192-205. doi:<https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2017.11.021>
- Jia, J., Xu, L., Abudula, A., & Sun, B. (2018). Effects of operating parameters on performance of a downdraft gasifier in steady and transient state. *Energy Conversion and Management*, 155, 138-146. doi:<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.10.072>
- Johnson, F. X., & Silveira, S. (2014). Pioneer countries in the transition to alternative transport fuels: Comparison of ethanol programmes and policies in Brazil, Malawi and Sweden. *Environmental Innovation and Societal Transitions*, 11, 1-24. doi:<https://doi.org/10.1016/j.eist.2013.08.001>
- Kacimi, M. M. (2008). *Analys e du secteur de l'éthanol selon les principes du développement durable*. (Maîtrise). Sherbrooke, Sherbrooke.
- Kajaste, R., Hurme, M., & Oinas, P. (2018). Methanol-Managing greenhouse gas emissions in the production chain by optimizing the resource base. *AIMS Energy*, 6(6), 1074-1102. doi:<http://dx.doi.org/10.3934/energy.2018.6.1074>
- Keyser, M. J., Conradie, M., Coertzen, M., & Van Dyk, J. C. (2006). Effect of coal particle size distribution on packed bed pressure drop and gas flow distribution. *Fuel*, 85(10), 1439-1445. doi:<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2005.12.012>
- Khosasaeng, T., & Suntivarakorn, R. (2017). Effect of Equivalence Ratio on an Efficiency of Single Throat Downdraft Gasifier Using RDF from Municipal solid waste. *Energy Procedia*, 138, 784-788. doi:<https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.10.066>
- Kim, Y., Mosier, N. S., Hendrickson, R., Ezeji, T., Blaschek, H., Dien, B., . . . Ladisch, M. R. (2008). Composition of corn dry-grind ethanol by-products: DDGS, wet cake, and thin stillage. *Bioresource Technology*, 99(12), 5165-5176. doi:<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.09.028>
- Kim, Y. D., Yang, C. W., Kim, B. J., Kim, K. S., Lee, J. W., Moon, J. H., . . . Lee, U. D. (2013). Air-blown gasification of woody biomass in a bubbling fluidized bed gasifier. *Applied Energy*, 112, 414-420. doi:<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.03.072>
- Kirsanovs, V., Blumberga, D., Veidenbergs, I., Rochas, C., Vigants, E., & Vigants, G. (2017). Experimental investigation of downdraft gasifier at various conditions. *Energy Procedia*, 128, 332-338. doi:<https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.08.321>
- Klein, A. (2002). Gasification: an alternative process for energy recovery and disposal of municipal solid wastes. *Columbia University*, 1-50.
- La Villetta, M., Costa, M., & Massarotti, N. (2017). Modelling approaches to biomass gasification: A review with emphasis on the stoichiometric method. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 74, 71-88. doi:<https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.02.027>
- Lebarbier, V. M., Dagle, R. A., Kovarik, L., Albrecht, K. O., Li, X., Li, L., . . . Wang, Y. (2014). Sorption-enhanced synthetic natural gas (SNG) production from syngas: a novel process combining CO methanation, water-gas shift, and CO<sub>2</sub> capture. *Applied Catalysis B: Environmental*, 144, 223-232.
- Lee, S., & Sardesai, A. (2005). Liquid phase methanol and dimethyl ether synthesis from syngas. *Topics in Catalysis*, 32(3), 197-207. doi:10.1007/s11244-005-2891-8
- Li, X., Grace, J. R., Watkinson, A. P., Lim, C. J., & Ergüdenler, A. (2001). Equilibrium modeling of gasification: a free energy minimization approach and its application to a circulating



- fluidized bed coal gasifier. *Fuel*, 80(2), 195-207. doi:[https://doi.org/10.1016/S0016-2361\(00\)00074-0](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(00)00074-0)
- Lin, J.-J., & Knifton, J. F. (1983). Synthesis of ethanol by homologation of methanol. In: Google Patents.
- Lofti, S. (2020). [Scrubber Efficiency].
- Lopes, E., Okamura, L., & Yamamoto, C. (2015). Formation of dioxins and furans during municipal solid waste gasification. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 32(1), 87-97.
- Luo, S., Xiao, B., Hu, Z., Liu, S., Guan, Y., & Cai, L. (2010). Influence of particle size on pyrolysis and gasification performance of municipal solid waste in a fixed bed reactor. *Bioresource Technology*, 101(16), 6517-6520. doi:<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.03.060>
- Martínez, J. D., Mahkamov, K., Andrade, R. V., & Lora, E. E. S. (2012). Syngas production in downdraft biomass gasifiers and its application using internal combustion engines. *Renewable Energy*, 38(1), 1-9.
- Mazzoni, L., Almazrouei, M., Ghenai, C., & Janajreh, I. (2017). A comparison of energy recovery from MSW through plasma gasification and entrained flow gasification. *Energy Procedia*, 142, 3480-3485. doi:<https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.12.233>
- Mutlu, A. Y., & Yucel, O. (2018). An artificial intelligence based approach to predicting syngas composition for downdraft biomass gasification. *Energy*, 165, 895-901. doi:<https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.09.131>
- Narnaware, S. L., Srivastava, N. S. L., & Vahora, S. (2017). Gasification: An alternative solution for energy recovery and utilization of vegetable market waste. *Waste Management and Research*, 35(3), 276-284. doi:10.1177/0734242X16679257
- Newsome, D. S. (1980). The Water-Gas Shift Reaction. *Catalysis Reviews*, 21(2), 275-318. doi:10.1080/03602458008067535
- Oreggioni, G. D., Brandani, S., Luberti, M., Baykan, Y., Friedrich, D., & Ahn, H. (2015). CO<sub>2</sub> capture from syngas by an adsorption process at a biomass gasification CHP plant: Its comparison with amine-based CO<sub>2</sub> capture. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 35, 71-81. doi:<https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.01.008>
- Ouadi, M., Brammer, J. G., Kay, M., & Hornung, A. (2013). Fixed bed downdraft gasification of paper industry wastes. *Applied Energy*, 103, 692-699. doi:<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2012.10.038>
- Palmer, K. D., Severy, M. A., Chamberlin, C. E., Eggink, A. J., & Jacobson, A. E. (2018). Performance Analysis of a Biomass Gasifier Genset at Varying Operating Conditions. *Applied Engineering in Agriculture*, 34(1), 135-143. doi:<https://doi.org/10.13031/aea.12414>
- Pandey, A., Bhaskar, T., Stöcker, M., Sukumaran, R., & Stöcker, M. (2015). *Recent Advances in Thermochemical Conversion of Biomass*. Oxford, NETHERLANDS, THE: Elsevier.
- Pérez, J. F., Melgar, A., & Benjumea, P. N. (2012). Effect of operating and design parameters on the gasification/combustion process of waste biomass in fixed bed downdraft reactors: An experimental study. *Fuel*, 96, 487-496. doi:<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.01.064>
- Phyllis2. (2020). database for (treated) biomass, algae, feedstocks for biogas production and biochar. Retrieved from <https://phyllis.nl/>
- Puig-Arnabat, M., Bruno, J. C., & Coronas, A. (2010). Review and analysis of biomass gasification models. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14(9), 2841-2851. doi:<https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.07.030>



- Politique québécoise de gestion des matières résiduelles - Loi sur la qualité de l'environnement, a. 53.4 C.F.R. (2020).
- Recyc-Quebec. (2010). *Caracterisation des matières résiduelles du secteur résidentiel 2010*. Retrieved from
- Recyc-Quebec. (2018a). *L'élimination*. Retrieved from <https://www.recyc-quebec.gouv.qc.ca/sites/default/files/documents/bilan-gmr-2018-section-elimination.pdf>
- Recyc-Quebec. (2018b). *La collecte sélective*. Retrieved from <https://www.recyc-quebec.gouv.qc.ca/sites/default/files/documents/bilan-gmr-2018-section-collecte-selective.pdf>
- Recyc-Quebec. (2018c). *La valorisation énergétique*. Retrieved from
- Recyc-Quebec. (2018d). Résidus de construction, de rénovation et de démolition (CRD) [Press release]
- Recyc-Québec (Writer) & E. E. Québec & Recyc-Quebec (Directors). (2015). Carcatérisation des matières résiduelles du secteur résidentiel 2012-2013. In. Québec.
- Safarian, S., Unnpórsson, R., & Richter, C. (2019). A review of biomass gasification modelling. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 110, 378-391. doi:<https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.05.003>
- Sharma, A. (2010). Modeling and simulation of a downdraft biomass gasifier 1. Model development and validation. *Energy Conversion and Management*, 52(2), 1386-1396. doi:10.1016/j.enconman.2010.10.001
- Spath, P. L., & Dayton, D. C. (2003). *Preliminary screening--technical and economic assessment of synthesis gas to fuels and chemicals with emphasis on the potential for biomass-derived syngas*. Retrieved from <https://www.nrel.gov/docs/fy04osti/34929.pdf>
- Srinivas, S., Malik, R. K., & Mahajani, S. M. (2007). Fischer-Tropsch synthesis using bio-syngas and CO<sub>2</sub>. *Energy for Sustainable Development*, 11(4), 66-71.
- Statistics Canada. (2016). Energie. Retrieved from <https://www150.statcan.gc.ca/n1/pub/11-402-x/2012000/chap/ener/ener-fra.htm>
- Statistique Canada. (2020). Tableau 38-10-0032-01 Elimination de déchets, selon la source.
- Striūgas, N., Zakarauskas, K., Džiugys, A., Navakas, R., & Paulauskas, R. (2014). An evaluation of performance of automatically operated multi-fuel downdraft gasifier for energy production. *Applied Thermal Engineering*, 73(1), 1151-1159. doi:<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.09.007>
- Subramani, V., & Gangwal, S. K. (2008). A Review of Recent Literature to Search for an Efficient Catalytic Process for the Conversion of Syngas to Ethanol. *Energy & Fuels*, 22(2), 814-839. doi:10.1021/ef700411x
- Tchoffor, P. A., Moradian, F., Pettersson, A., Davidsson, K. O., & Thunman, H. (2016). Influence of Fuel Ash Characteristics on the Release of Potassium, Chlorine, and Sulfur from Biomass Fuels under Steam-Fluidized Bed Gasification Conditions. *Energy & Fuels*, 30(12), 10435-10442. doi:10.1021/acs.energyfuels.6b01470
- Thibault, F. (2019). [Fonctionnement d'un centre de tri d'ordures ménagères].
- Timmins, L. (2019). [operation of a CRD sorting centre].
- Tinaut, F. V., Melgar, A., Perez, J. F., & Horrillo, A. (2008). Effect of biomass particle size and air superficial velocity on the gasification process in a downdraft fixed bed gasifier. An experimental and modelling study. *Fuel processing technology*, 89(11), 1076-1089.
- Torres Galvis, H. M., & de Jong, K. P. (2013). Catalysts for Production of Lower Olefins from Synthesis Gas: A Review. *ACS Catalysis*, 3(9), 2130-2149. doi:10.1021/cs4003436



- van de Kamp, W. L., de Wild, P. J., Knoef, H. A. M., Neeft, J. P. A., & Kiel, J. H. A. (2006). Tar measurement in biomass gasification standardisation and supporting R&D. In.
- Vonk, G., Piriou, B., Felipe Dos Santos, P., Wolbert, D., & Vařtilingom, G. (2019). Comparative analysis of wood and solid recovered fuels gasification in a downdraft fixed bed reactor. *Waste Management*, 85, 106-120. doi:<https://doi.org/10.1016/j.wasman.2018.12.023>
- Win, M. M., Asari, M., Hayakawa, R., Hosoda, H., Yano, J., & Sakai, S.-I. (2020). Gas and tar generation behavior during flash pyrolysis of wood pellet and plastic. *Journal of Material Cycles and Waste Management*, 22(2), 547-555. doi:10.1007/s10163-019-00949-8
- Yaws, C. L. (2009). Yaws' Handbook of Thermodynamic Properties for Hydrocarbons and Chemicals. In (pp. 478-480): Knovel.



## ANNEXE 1 ÉNERGIE LIBRE DE GIBBS

Avec A, B, C, D, E des coefficients utilisés pour estimer la valeur des énergies de formation de Gibbs en [J/kmol].

$$\Delta g_{f,i}^{\circ} = A + B * T + C * T^2 + D * T^3 + E * T^4 \text{ (Eq. ANNEXE 1.1)}$$

Tableau ANNEXE 1.1 Valeurs de Gibbs utilisées

ID	A [J/kmol]	B [J/kmol]	C [J/kmol]	D [J/kmol]	E [J/kmol]	Source
CO	-1,11E+08	-8,65E+04	-9,63E+00	8,56E-03	-2,11E-06	(Yaws, 2009)
CO <sub>2</sub>	-3,93E+08	-3,21E+03	1,53E-01	9,97E-04	-3,31E-07	(Yaws, 2009)
H <sub>2</sub>	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	(Yaws, 2009)
Vapeur	-2,41E+08	3,51E+04	2,02E+01	-9,33E-03	1,78E-06	(Yaws, 2009)
CH <sub>4</sub>	-6,88E+07	3,83E+04	9,22E+01	-5,46E-02	1,24E-05	(Yaws, 2009)
HCl	-9,19E+07	-1,29E+04	6,07E+00	-2,80E-03	5,35E-07	(Yaws, 2009)
Cl <sub>2</sub>	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	(Yaws, 2009)
Br <sub>2</sub>	4,15E+07	-1,88E+05	3,04E+02	-4,50E-01	3,12E-04	(Yaws, 2009)
HBr	-3,06E+07	-1,08E+05	1,59E+02	-2,25E-01	1,53E-04	(Yaws, 2009)
HF	-2,72E+08	-8,88E+03	3,29E+00	-9,29E-04	1,50E-07	(Yaws, 2009)
F <sub>2</sub>	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	(Yaws, 2009)
K	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	(Yaws, 2009)
K <sub>2</sub> O	-3,64E+08	1,37E+05	5,57E+01	-1,99E-01	1,98E-04	(Yaws, 2009)
KCl	-2,12E+08	-8,30E+04	7,09E+01	-1,28E-01	1,13E-04	(Yaws, 2009)
N <sub>2</sub>	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	(Yaws, 2009)
NH <sub>3</sub>	-4,33E+07	7,89E+04	4,53E+01	-2,30E-02	4,47E-06	(Yaws, 2009)
Na	1,08E+08	-1,07E+05	4,55E+00	7,66E-03	1,79E-06	(Yaws, 2009)
Na <sub>2</sub> O	-4,17E+08	1,17E+05	5,83E+01	-1,15E-01	8,89E-05	(Yaws, 2009)
NaCl	-1,80E+08	-7,64E+04	1,89E+01	-1,14E-02	1,31E-05	(Yaws, 2009)
S	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	(Yaws, 2009)
H <sub>2</sub> S	-1,72E+07	-6,86E+04	6,02E+01	-4,68E-02	1,98E-05	(Yaws, 2009)
SO <sub>2</sub>	-2,94E+08	-3,40E+04	6,29E+01	-6,86E-02	3,54E-05	(Yaws, 2009)
SO <sub>3</sub>	-3,91E+08	4,44E+04	1,17E+02	-1,48E-01	8,04E-05	(Yaws, 2009)
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	-1,53E+07	-5,23E+04	3,57E+01	-4,61E-02	3,11E-05	(Yaws, 2009)



## ANNEXE 2 ENTHALPIES

A, B, C, D et E les coefficients utilisés pour le calcul de l'enthalpie H. L'enthalpie est calculée en  $\text{J.mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ .

$$H = A * T + \frac{B * T^2}{2} + \frac{C * T^3}{3} + \frac{D * T^4}{4} + \frac{E * T^5}{5}$$

Tableau ANNEXE 2.1 Enthalpie des composés

ID	A	B	C	D	E	Tmin
H <sub>2</sub> O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	0,00E+00	2,73E+02
Char	1,09E+01	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	
CO	2,96E+01	-6,58E-03	2,01E-05	-1,22E-08	2,26E-12	6,00E+01
CO <sub>2</sub>	2,74E+01	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13	5,00E+01
CH <sub>4</sub>	3,49E+01	-4,00E-02	1,92E-04	-1,53E-07	3,93E-11	5,00E+01
Vapeur	3,39E+01	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12	1,00E+02
H <sub>2</sub>	2,54E+01	2,02E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12	2,50E+02
Tar	-31,368	0,4746	-3,1137E-04	8,52E-08	-5,05E-12	200,000
O <sub>2</sub>	2,95E+01	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	5,00E+01
N <sub>2</sub>	2,93E+01	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13	5,00E+01
Cendres	5,23E+01	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	1,00E+03
NH <sub>3</sub>	3,36E+01	-1,26E-02	8,89E-05	-7,18E-08	1,86E-11	1,00E+02
H <sub>2</sub> S	2,98E+01	1,49E-02	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	1,00E+02
NO	8,45E+01	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	1,00E+02
SO <sub>2</sub>	2,96E+01	3,47E-02	9,29E-06	-2,99E-08	1,09E-11	1,00E+02

(Yaws, 2009)



Valeurs d'enthalpies en fonction des biens contenus dans l'alimentation.

Tableau ANNEXE 2.2 Enthalpies par biens

Biens	Enthalpies [J.kg <sup>-1</sup> . K <sup>-1</sup> ]	
Papier et carton	1340	(Faitli, 2015)
PVC	1670	(Faitli, 2015)
Isolation en polystyrène blanc	1670	(Faitli, 2015)
Asphalte	480	(Faitli, 2015)
Isolation en polystyrène bleu et rose	1670	(Faitli, 2015)
Autres combustibles	2190	(Faitli, 2015)
Gypse	480	(Faitli, 2015)
Inertes	480	(Faitli, 2015)
Isolation en polyisocyanurate	1670	(Faitli, 2015)
Isolation en fibre de verre	480	(Faitli, 2015)
Poussière	480	(Faitli, 2015)
Pin	2500	(Yaws, 2014)
Verre	840	(Faitli, 2015)
PET	1670	(Faitli, 2015)
HDPE	1670	(Faitli, 2015)
PS	1670	(Faitli, 2015)
LDPE	1670	(Faitli, 2015)
Plastiques autres	1670	(Faitli, 2015)
Herbes	2720	(Faitli, 2015)
Jardin	2720	(Faitli, 2015)
Alimentaire	2720	(Faitli, 2015)
Feuilles	2720	(Faitli, 2015)
Couches	2190	(Faitli, 2015)
Organiques autres	2190	(Faitli, 2015)
Textile	1290	(Faitli, 2015)
Bois	2720	(Faitli, 2015)
Encombrant	2190	(Faitli, 2015)

(Faitli, Magyar, Erdélyi, & Murányi, 2015)



### ANNEXE 3 COMPOSITION DU FLUX DE CRD

Tableau ANNEXE 3.1 Pouvoir calorifique et composition des biens issus de CRD

Matériel	PCI	Analyse immédiate (% wt.)			
	(MJ/kg)	Volatiles	Carbone fixe	Cendres	Humidité
Papier et carton	8,01	50,13	9,54	33,40	6,93
Bois travaillé	15,86	73,93	15,70	4,82	5,55
Bois pur	16,99	76,90	15,18	1,23	6,69
PVC	15,53	88,68	3,26	1,92	6,14
Polystyrène blanc d'isolation	40,88	97,15	0,35	2,10	0,40
Plastiques	26,76	89,87	1,07	8,13	0,93
Asphaltes	7,00	19,21	13,45	66,97	0,37
Polystyrène bleu et rose	35,98	97,15	0,35	2,10	0,40
Autres combustibles	20,64	74,73	8,36	5,87	11,03
Gypse	0,71	0,00	0,00	100	0,00
Inertes	4,70	0,00	0,00	100	0,00
Isolation en polyisocyanurate	20,16	56,73	17,15	22,62	3,50
Isolation en fibre de verre	0,71	0,00	0,00	100	0,00
Poussière	0,71	0,00	0,00	100	0,00
Pin	16,19	77,01	14,72	0,84	7,43



Tableau ANNEXE 3.2 Composition élémentaire des biens issus de CRD

Biens	Analyse élémentaire (% wt.)				
	C	H	N	S	O
Papier et carton	24,67	4,36	0,13	6,40	64,44
Bois travaillé	43,48	6,32	1,35	0,15	48,69
Bois pur	42,41	6,62	0,22	0,25	50,51
PVC	89,12	10,64	0,24	0,00	0,00
Polystyrène blanc d'isolation	87,86	7,13	0,06	0,03	4,92
Plastiques	29,02	4,80	0,18	4,39	61,62
Asphaltes	0,52	50,89	5,47	5,21	37,91
Polystyrène bleu et rose	87,86	7,13	0,06	0,03	4,92
Autres combustibles	54,80	7,10	3,06	0,01	35,03
Gypse	--	--	--	--	--
Inertes	--	--	--	--	--
Isolation en polyisocyanurate	44,02	4,34	4,36	1,12	46,16
Isolation en fibre de verre	--	--	--	--	--
Poussière	--	--	--	--	--
Pin	47,71	6,95	0,07	0,04	45,24



## ANNEXE 4 COMPOSITION DU FLUX DES ORDURES MÉNAGÈRES

Tableau ANNEXE 4.1 Analyse immédiate des biens en provenance des OM

Biens	PCI (MJ/kg)	Humidité	Cendres	Volatiles	Carbone fixe
Métaux ferreux	19,44	0,00	100,00	0,00	0,00
Métaux non ferreux	6,80	0,00	100,00	0,00	0,00
Verre	0,51	0,00	100,00	0,00	0,00
Plastiques	35,67	8,73	2,12	88,35	0,79
HDPE	40,40	6,54	2,24	91,03	0,19
PET	22,91	3,48	1,26	91,79	3,48
Papiers	14,42	19,52	6,48	66,22	7,78
Journaux	15,75	18,82	4,22	67,96	9,00
Carton plat	14,25	17,68	1,96	70,50	9,86
Carton ondulé	14,21	17,48	1,81	70,73	9,98
Tétrapack	18,96	8,51	8,33	76,30	6,86
Autres inorganiques	0,71	0,00	100,00	0,00	0,00
Autres organiques	8,12	21,45	8,88	61,12	8,56
Résidus verts	15,92	36,13	6,15	47,07	10,65
Résidus alimentaires	15,92	30,53	5,07	50,45	13,95
Branches	15,92	39,54	6,65	47,76	6,05
Bois	17,68	12,90	2,44	72,36	12,29
Sac plastiques	39,56	14,02	6,28	78,58	1,11
Elastiques	20,64	11,03	5,87	74,73	8,36
Textiles	20,64	11,03	5,87	74,73	8,36
RDD	0,53	0,00	100,00	0,00	0,00



Tableau ANNEXE 4.2 Analyse élémentaire des biens en provenance des OM

Biens	C	H	N	O	S
Métaux ferreux	78,97	12,00	1,46	7,56	0,00
Métaux non ferreux	68,73	11,12	4,25	15,89	0,01
Verre	56,27	7,52	2,15	34,03	0,03
Plastiques	84,88	12,30	0,37	2,46	0,00
HDPE	84,87	14,97	0,16	0,00	0,00
PET	66,01	5,37	0,16	28,46	0,00
Papiers	80,56	12,53	0,78	6,14	0,00
Journaux	86,82	12,44	0,74	0,00	0,00
Carton plat	85,88	13,29	0,83	0,00	0,00
Carton ondulé	85,91	13,25	0,84	0,00	0,00
Tétrapack	49,78	8,59	0,42	41,21	0,00
Autres inorganiques	66,76	7,08	1,68	24,44	0,04
Autres organiques	43,08	8,74	1,72	46,44	0,01
Résidus verts	47,36	6,87	2,93	42,83	0,01
Résidus alimentaires	47,36	6,87	2,93	42,83	0,01
Branches	47,94	7,79	2,22	42,05	0,01
Bois	47,30	6,65	1,15	44,91	0,00
Sac plastiques	83,90	15,76	0,34	0,00	0,00
Elastiques	55,29	7,18	2,18	35,35	0,01
Textiles	55,29	7,18	2,18	35,35	0,01
RDD	66,76	7,08	1,68	24,44	0,04



## ANNEXE 5 COMPOSITION ET CONDITIONS D'OPÉRATIONS DES RECETTES

Tableau ANNEXE 5.1 Composition et débits massiques par recette

	<b>R-C1- H1</b>	<b>R-C2- H1</b>	<b>R-C3- H1</b>	<b>R-C4- H1</b>	<b>R-A4- H1</b>	<b>R-A4- H2</b>	<b>R-P4- H1</b>	<b>R-C4-H1- B</b>	<b>R-A4-H1- B</b>
Débit entrant [kg/h]	14,46	11,91	12,76	8,85	18,59	20,63	17,51	16,00	12,76
Papier et cartons	1,84%	3,68%	5,52%	7,36%	9,49%	8,51%	24,67%	7,36%	9,49%
Bois travaillé	9,77%	19,53%	29,30%	39,06%	28,65%	25,70%	44,19%	39,06%	28,65%
Bois pur	10,88%	21,77%	32,65%	43,53%	48,91%	43,86%	15,37%	43,53%	48,91%
PVC	0,05%	0,10%	0,16%	0,21%	0,27%	0,24%	0,71%	0,21%	0,27%
Isolation polystyrène blanc	0,16%	0,32%	0,49%	0,65%	0,83%	0,75%	1,42%	0,65%	0,83%
Autres plastiques	0,24%	0,48%	0,72%	0,96%	1,24%	1,11%	5,16%	0,96%	1,24%
Asphalte	1,56%	3,13%	4,69%	6,26%	8,07%	7,24%	3,13%	6,26%	8,07%
Isolation polystyrène rose et bleu	0,06%	0,13%	0,19%	0,25%	0,33%	0,29%	0,40%	0,25%	0,33%
Autres combustibles	0,16%	0,32%	0,48%	0,64%	0,82%	0,74%	1,82%	0,64%	0,82%
Gypse	0,26%	0,53%	0,79%	1,06%	1,36%	1,22%	2,53%	1,06%	1,36%
Inertes	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Isolation en polyisocyanurate	--	0,01%	0,01%	0,01%	0,01%	0,01%	--	0,01%	0,01%
Isolation en fibre de verre	--	0,01%	0,01%	0,02%	0,02%	0,02%	0,61%	0,02%	0,02%
Poussière	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Pin	75,00%	50,00%	25,00%	--	--	--	--	--	--
Eau	--	--	--	--	--	10,31%	--	--	--

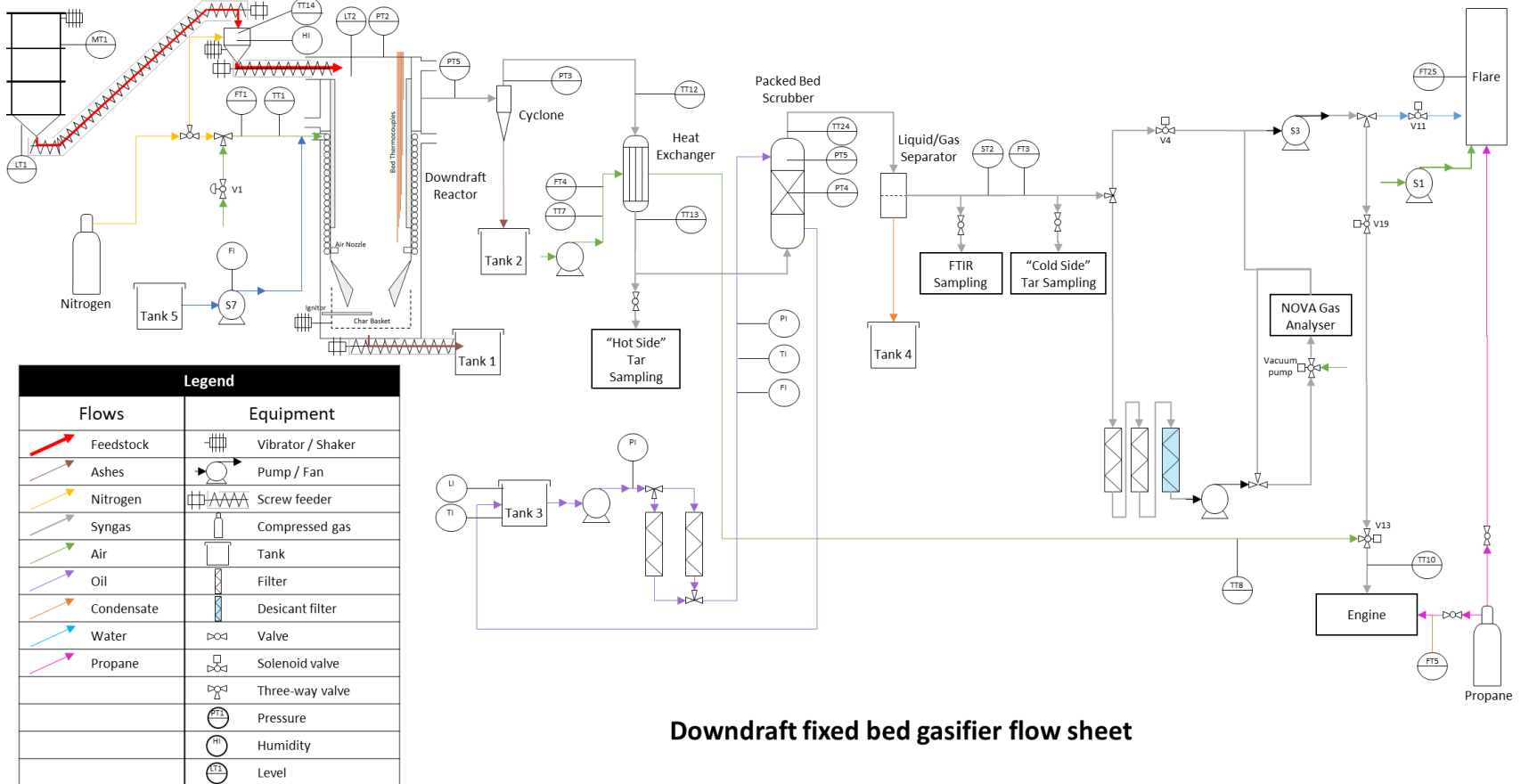


Tableau ANNEXE 5.2 Conditions d'opérations obtenues par recettes

	R-C1-H1	R-C2-H1	R-C3-H1	R-C4-H1	R-A4-H1	R-A4-H2	R-P4-H1	R-C4-H1-B	R-A4-H1-B
$T_{in}$ (K)	286	286	286	291	284	285	286	283	284
$T_s$ (K)	596	642	497	504	376	346	599	485	388
$T_p$ (K)	893	937	909	957	669	768	985	627	792
$T_o$ (K)	919	934	918	844	840	897	958	938	953
$T_r$ (K)	1167	1157	1122	1122	1110	1121	1141	1123	1175
$T_{out_{syngaz}}$ (K)	627	644	677	566	661	618	679	740	723
Pression (Pa)	97708	98039	98565	97950	96817	97756	97454	97177	97715
Taille particules (cm)	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04
Densité (kg/m <sup>3</sup> )	224	263	339	486	459	459	448	486	459
Débit air (m <sup>3</sup> /s)	0,0028	0,0030	0,0024	0,0016	0,0031	0,0021	0,0027	0,0034	0,0030
Ajout Eau (kg/s)	0,0014	0,0004	0,0004	0,0002	0,0002	0,0006	0,0003	0,0000	0,0002
$T_{air}$ (K)	286	286	286	291	284	285	286	283	284



## ANNEXE 6 SCHÉMA GLOBAL DE L'UNITÉ PILOTE DE GAZÉIFICATION





## ANNEXE 7 RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX

### Périodes d'essais

Très peu de résultats peuvent être analysés de la première période de test, en effet, la matière était trop légère et trop grande pour être alimentée convenablement dans le réacteur. La plupart des expériences n'ont pas permis de conclure sur la faisabilité de la gazéification de ce flux de matières. C'est pour cela qu'une seconde période d'essais a été définie, avec cette fois un prétraitement important des CRD. Cependant, il est intéressant de noter que la première période d'essai permet de définir une densité minimale d'alimentation et un angle de repos minimal, au-delà desquels l'alimentation n'est pas possible. Ces informations n'étant pas disponible dans la littérature, ni prises en compte dans le modèle, la première période d'essais permet de conclure sur les besoins de prétraitement minimal de n'importe quel flux de matière.

Tableau ANNEXE 7.1 Comparaison des facilités d'alimentation en fonction du prétraitement choisi H<sub>2</sub>

		Masse volumique (kg/m <sup>3</sup> )	Angle de repos (°)	Tailles de particules (cm)	Alimenté
Sans traitement	R-C1	158	31	10	Blocages
	R-C2	141	41	10	Oui
	R-C4	140	47	10	Oui
	R-P4	74	47	10	Non
	R-M1	96	46	10	Non
	R-M2	145	47	10	Blocages
	R-M3	121	49	10	Non
Briquettes	R-A4	459	35	4	Oui
	R-C1	224	39	4	Oui
	R-C2	263	38	4	Oui
	R-C3	339	37	4	Oui
	R-C4	486	34	4	Oui
	R-P4	448	36	4	Oui



Ainsi, d'après le tableau ANNEXE 7.1, les mélanges ayant une masse volumique inférieure à 100 kg/m<sup>3</sup> ne peuvent pas être alimentés et nécessitent absolument une densification. Les mélanges possédant une masse volumique supérieure à 100kg/m<sup>3</sup> semblent pouvoir être alimentés, si leur angle de repos est compris entre 35 et 45°. Il est également à prendre en considération que la matière était trop peu broyée lors de la première période d'essais, ce qui a entraîné des blocages importants. La densification de la matière a permis de diminuer le diamètre des particules, d'augmenter leur masse volumique et de conserver un angle de repos compris entre 35 et 40°. Il pourrait être intéressant d'effectuer de nouveaux essais non densifiés avec des diamètres de particules plus faible pour mieux comprendre l'impact de l'angle de repos et de la masse volumique.

Les mélanges R-M1, R-M2 et R-M3 sont des mélanges uniquement étudiés lors de la première période d'essais. Le mélange R-M1 consistait en 65% de bois et 35% de papier, le mélange R-M2 en 85% de bois et 15% de bardeaux d'asphaltes et le mélange R-M3 en un mélange plus complexe présenté au Tableau ANNEXE 7.2. Les autres recettes sont présentées en annexe 5.

Tableau ANNEXE 7.2 Composition du mélange R-M3

	R-M3
Papier et carton	8,60%
Bois travaillé	14,10%
Bois pur	49,60%
PVC	0,70%
Polystyrène blanc d'isolation	2,70%
Plastiques	2,40%
Bardeaux d'asphaltes	10,80%
Polystyrène d'isolation bleu et rose	1,60%
Autres combustibles	0,40%
Gypse	6,50%
Inertes	1,90%



Isolation en Polyisocyanurate	0,30%
Isolation en fibre de verre	0,40%
Poussière	0,00%
Pin	0,00%

Les résultats étudiés seront donc les résultats de cette seconde période d'essais. Comme la gazéification de CRD entraîne la production de gaz contaminants nocifs, il a été possible de voir l'apparition de trous sur les conduites à la suite du réacteur. Comme la pression dans le circuit est inférieure à la pression atmosphérique, de l'air a été aspiré par ces trous, créant l'apparition d'oxygène lors de la lecture du syngaz. Comme aucun trou n'a pu être identifié en amont du réacteur, il a été considéré que la qualité du syngaz n'avait pas été perturbée par l'apparition de ces trous et la qualité du syngaz produit a été corrigée pour atteindre une proportion nulle d'oxygène dans le syngaz.

La quantité d'air entrant par les trous étant calculée par :

$$\dot{V}_{air} * 0,21 = \dot{V}_{O_2} = Y_{O_2} * \dot{V}_{sy} \text{ (Eq. ANNEXE 7.1)}$$

$$\dot{V}_{air} = \frac{y_{O_2} * \dot{V}_{sy}}{0,21} \text{ (Eq. ANNEXE 7.2)}$$

La composition de chaque composé du syngaz (CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, CH<sub>4</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>) peut ainsi être obtenu par la formule suivante :

$$y_{i_{réel}} = \frac{y_{i_{ini}} * \dot{V}_{sy_{ini}} - y_{i_{air}} * \dot{V}_{air}}{\dot{V}_{sy_{ini}} - \dot{V}_{air}} \text{ (Eq. ANNEXE 7.3)}$$

Avec  $y_i$  la proportion volumique du composé  $i$ ,  $\dot{V}$  le débit volumique de l'air ou du syngaz initial.





Figure ANNEXE 7.1 Exemple de trous apparaissant sur la conduite du syngaz après le cyclone

## Résultats de la seconde période d'essais

### Profils de température

Tableau ANNEXE 7.3 Profils de températures en degrés Celsius (°C) pour chacune des recettes.

(TT14 : température entrée de la matière résiduelle, TT19 : température de séchage, TT16 : température de pyrolyse, TT3 : Température approximée de combustion, TT4 : température approximée de réduction, TT5 température de sortie du syngaz)

	R-C1-H1	R-C2-H1	R-C3-H1	R-C4-H1	R-A4-H1	R-A4-H2	R-P4-H1	R-C4-H1-B	R-A4-H1-B
TT14	13	13	13	18	11	12	13	10	11
TT19	323	369	224	231	103	73	326	212	115
TT16	620	664	636	684	396	495	712	354	519
TT3	646	661	645	571	567	624	685	665	680
TT4	894	884	849	849	837	848	868	850	902
TT5	354	371	404	293	388	345	406	467	450



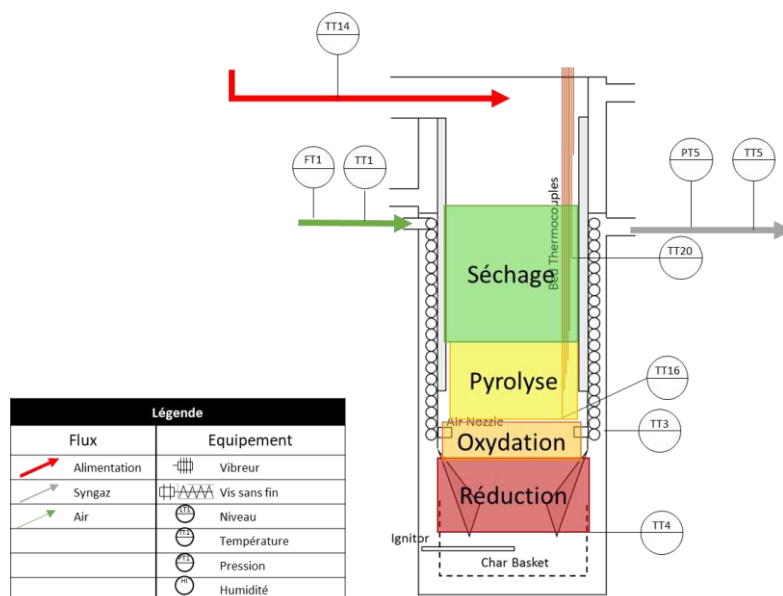


Figure ANNEXE 7.2 Schéma récapitulatif des lectures de températures dans le réacteur

Tableau ANNEXE 7.4 Composition du syngaz par expérience

	%H <sub>2</sub>	%CO	%CH <sub>4</sub>	%CO <sub>2</sub>	%O <sub>2</sub>	%N <sub>2</sub>
R-C1-H1	15,11	24,11	3,99	10,55	0,00	46,24
R-C2-H1	14,88	23,84	4,56	10,52	0,00	46,21
R-C3-H1	14,60	23,72	2,82	6,18	0,00	52,68
R-C4-H1-A	15,99	24,74	3,60	10,90	0,00	44,77
R-C4-H1-B	14,43	22,84	5,83	11,00	0,00	45,91
R-P4-H1	14,77	22,66	2,37	7,31	0,00	52,89
R-A4-H1-A	13,54	21,80	7,78	11,89	0,00	45,00
R-A4-H1-B	15,85	19,01	4,25	12,75	0,00	48,15
R-A4-H2	16,07	21,43	5,08	13,17	0,00	44,33



## Ratio ER

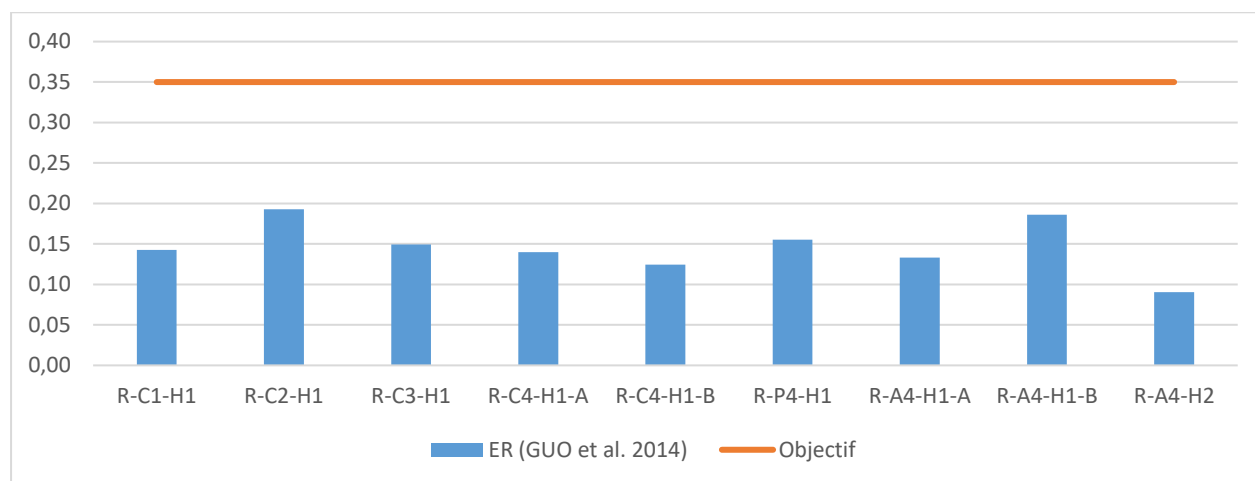


Figure ANNEXE 7.3 Ratio ER pour chaque expérience

Le ratio d'équivalence obtenu est très faible par rapport à celui recommandé par la littérature : environ 0.35 (Ghassemi & Shahsavan-Markadeh, 2014; La Villetta et al., 2017; Striūgas et al., 2014; Vonk et al., 2019). En effet, comme les CRD alimentés sont déjà densifiés à haute température, une partie de la biomasse a déjà réagi formant la « croûte » des briquettes. La quantité de biomasse est donc légèrement surestimée. De plus, de l'eau a été injectée à presque chaque expérience, l'agent oxydant était donc de l'air mélangé à de la vapeur. Cette vapeur n'est cependant pas prise en compte dans le calcul du ratio ER.

## Contaminants

La contamination est un paramètre important de la gazéification des OM. La quantité de tar et de gaz nocifs doit être contrôlée afin d'éviter les bris et les dangers humains. Les contaminants principaux surveillés sont le chlore, le potassium et le magnésium. Ils sont les plus présents dans les déchets, notamment dans le papier et carton pour le potassium et le magnésium et dans les plastiques pour le chlore. Durant la gazéification le chlore risque de former du HCl, du NaCl ou du KCl qui sont tous des gaz nocifs (Tchoffor, Moradian, Pettersson, Davidsson, & Thunman, 2016). Il a été trouvé que le chlore est très présent dans les gaz condensables comme le montre l'étude de composition des tars, de même que le fluor. La condensation des tars dans les conduites est un problème particulièrement grave puisqu'elle peut entraîner la création de fuite (Björkman &



Strömberg, 1997; Tchoffor et al., 2016). Afin de déterminer l'efficacité de la séparation de la colonne d'absorption en chlore il est nécessaire de faire un bilan de matière entre l'alimentation, le tar, les cendres et les gaz.

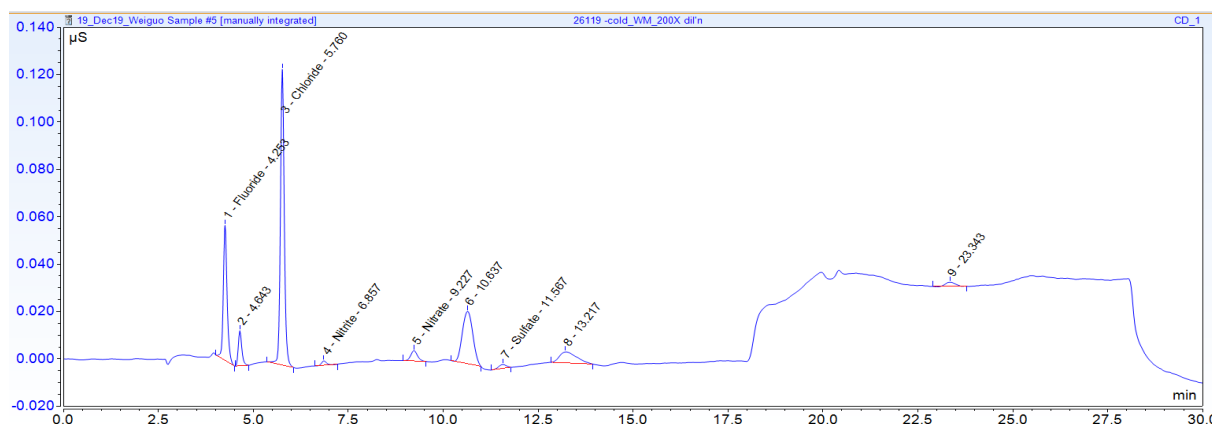


Figure ANNEXE 7.5 Contaminants

### Incertitudes expérimentales

Le calcul des incertitudes liées aux résultats expérimentaux a été calculé grâce à l'écart type calculé sur toute la durée d'échantillonnage. La durée d'échantillonnage étant choisie comme une période stable de l'expérience d'une durée minimale de 10min. Les mesures étant toutes prises à la seconde. Pour les incertitudes liées aux formules, la formule suivante a été appliquée, pour  $a_i$  les paramètres de la formule.

$$df = \frac{\partial f}{\partial a_1} da_1 + \dots + \frac{\partial f}{\partial a_n} da_n \text{ (Eq. ANNEXE 7.4)}$$

### Clinkers

Les clinkers ou (mâchefer) sont formés dans la zone de réduction du réacteur lorsque la température dépasse la température de fusion des cendres. Pour les OM, cette température correspond à environ 1000°C. Il est donc nécessaire de rester toujours en dessous de cette valeur pour assurer que le réacteur fonctionne normalement. Il est arrivé pendant plusieurs tests que la température s'emballe et dépasse ce seuil, notamment lors de la gazéification du mélange R-P4-H1, qui contient une quantité importante de cendres. La figure ANNEXE 7.6 correspond à l'estimation de la place prise par les mâchefers après la gazéification du mélange R-P4-H1. Comme le papier des CRD provient en majorité du papier peint, une quantité importante de  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  est présente. Or, le sulfate de calcium diminue la température de fonte des cendres et augmente le risque d'apparition de



clinkers. La température de rétrécissement et la température de déformation des cendres sont respectivement à 360°C et 1120°C au lieu de 900°C et 1400°C pour du (Chen et al., 2019).

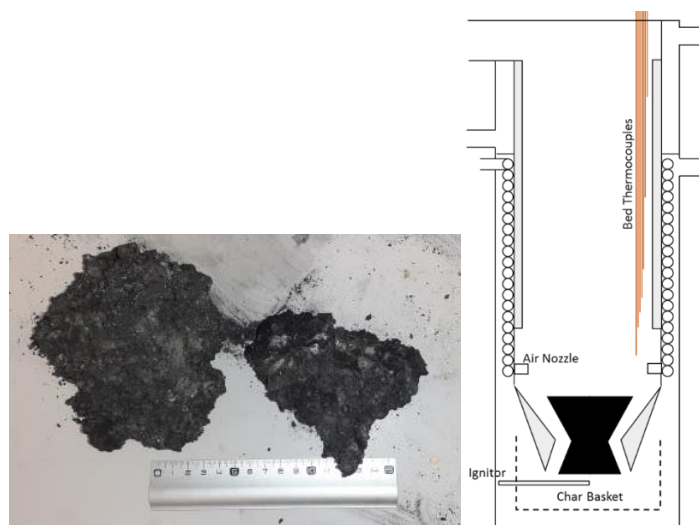


Figure ANNEXE 7.6 Clinkers

La campagne expérimentale a permis de mieux comprendre les enjeux de la gazéification. L'impact de la variabilité des OM est notamment visible au niveau des efficacités de conversion de la matière. Permettant ou non une conversion efficace de la matière en syngaz. Grâce à ces résultats expérimentaux, le modèle pourra être testé afin de vérifier leur concordance.



# ANNEXE 8 COMPARAISON DES PROFILS DE TEMPÉRATURES

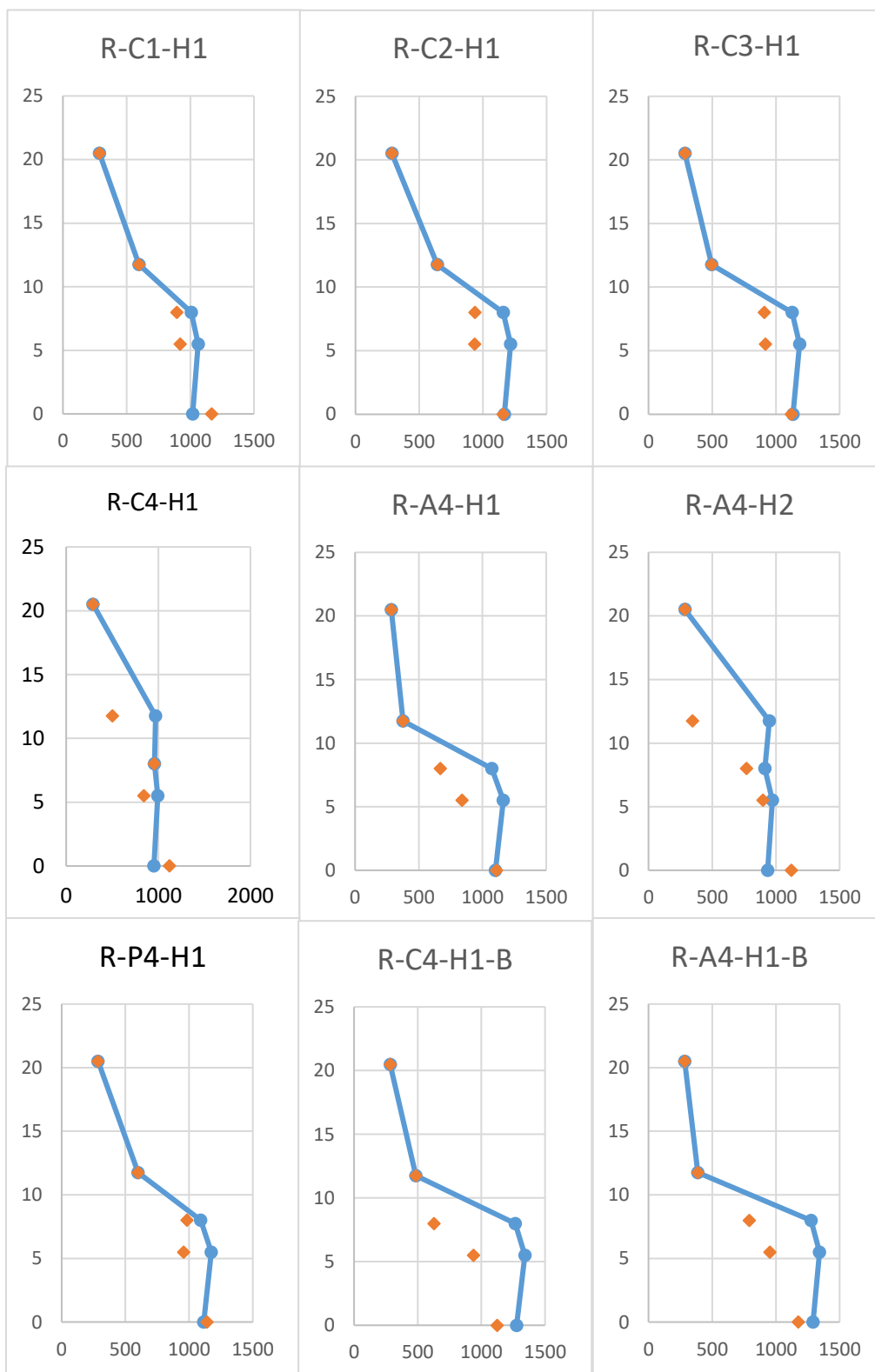


Figure ANNEXE 8.1 : Profil de températures dans le réacteur en fonction de la recette



## ANNEXE 9 FLUX SIMPLIFIÉ DE VALORIS

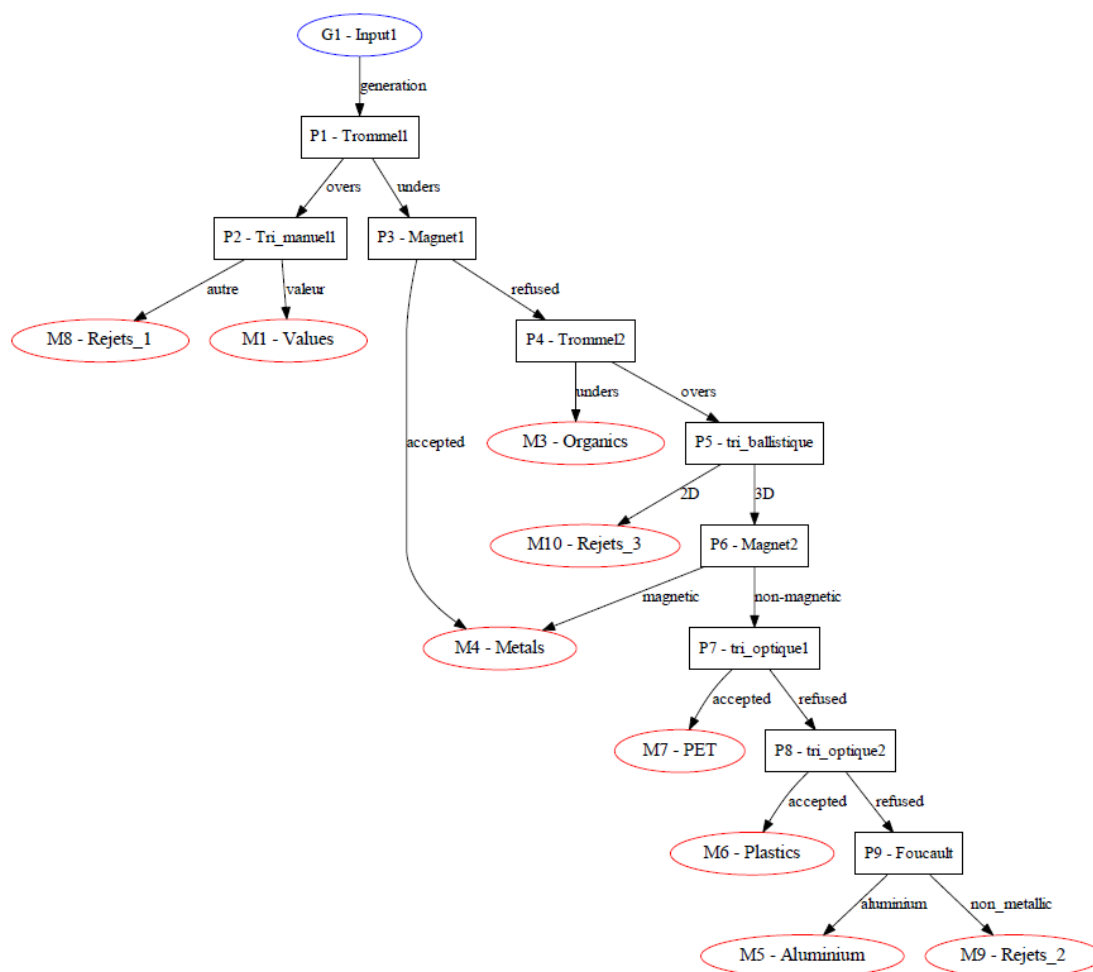


Figure ANNEXE 9.1 Flux simplifié de Valoris



## ANNEXE 10 MODÉLISATION DE LA CHAÎNE DE TRI DE VALORIS

### Coefficients de transfert

#### *Tri manuel*

Afin de traiter la matière entrante, les tris mécaniques ou manuels sont représentés par des coefficients de transfert trouvés dans la littérature.

Le tri manuel de l'usine a lieu sur la matière ayant une taille supérieure à 12po. Le plastique, le bois et le carton sont récupérés par tri positif manuel, le reste de la matière est envoyé à la voie de rejet n°1.

D'après la littérature, les pourcentages de récupération sont compris entre 60 et 95% (Dubanowitz, 2000). Les pourcentages de récupérations dépendent de la vitesse d'alimentation de la matière, du type de matière et du type de tri. Le taux de récupération est assez faible mais la pureté est très haute ce qui permet une bonne valorisation des flux propres.

Tableau ANNEXE 10.1 Coefficients de séparation manuels pour des tri positifs

	Taux de séparation (tonnes/heures/pers)	Efficacité de récupération
Bois		50%
Papier/journal	0.75-5	60-95%
Carton	0.75-5	60-95%
Plastiques	0.15-0.3	80-95%

(Dubanowitz, 2000)

#### *Séparation des métaux*

Pour séparer les métaux deux types de solutions existent. L'utilisation d'un aimant permet d'attirer les métaux ferreux en dehors de la ligne principale. Pour récupérer les métaux non ferreux, il est nécessaire d'utiliser un courant de foucault. Ce courant permet de repousser tous les métaux non ferreux et ainsi d'obtenir un flux valorisable.

Afin de déterminer l'efficacité de ces deux méthodes un tri des matières avant les zones de tri et après est nécessaire. En se basant sur les tris obtenus par Chamard sur la zone de tri de Valoris, il a ainsi été possible d'identifier l'efficacité de ces deux méthodes de tri.



Tableau ANNEXE 10.2 Coefficients de séparation choisis pour les aimants et les courants de Foucault

	Aimant		Courant de Foucault	
	Sortie Métaux ferreux	Rejet	Sortie Aluminium	Rejet
Alimentaire	0.000	1.000	0.001	0.999
Papier mixte	0.000	1.000	0.011	0.989
Carton plat	0.012	0.988	0.004	0.996
Carton multicouche	0.000	1.000	0.001	0.999
Métaux ferreux	0.945	0.055	0.000	1.000
Métaux non ferreux	0.000	1.000	0.406	0.594
Canettes	0.000	1.000	0.727	0.273
PET	0.000	1.000	0.000	1.000
Sacs plastiques	0.011	0.989	0.000	1.000
Bois	0.000	1.000	0.000	1.000
Résidus fins	0.000	1.000	NaN	NaN
Rejets	0.004	0.996	0.001	0.999

Il est possible de noter que comme l'aimant permet un tri positif (les métaux sont extraits du flux), le mélange est très peu contaminé. La contamination étant uniquement due au phénomène d'entraînement. L'utilisation d'un courant de foucault nécessite de faire tomber le flux principal pour rejeter les métaux vers une autre ligne, le phénomène d'entraînement est donc plus important. De plus, le pourcentage de métaux non ferreux extrait reste assez faible.

### *Séparation des plastiques*

Pour la séparation des plastiques, l'utilisation d'un trieur optique est nécessaire. Celui-ci envoie une impulsion lumineuse sur la matière, qui réémet l'onde vers un capteur. En fonction de la longueur d'onde reçue, il est possible d'identifier la matière alimentée. Il est ensuite possible d'utiliser un souffleur d'air pour éjecter la matière choisie vers une sortie différente. Les trieurs optiques sont sensibles à la couleur des matériaux, et ainsi un plastique noir ne pourra pas être identifié. De plus, si le plastique est positionné au-dessus d'une autre matière celle-ci peut



également être entraînée, ou empêcher la récupération du plastique identifié. Enfin, un contenant plastique non vide ne pourra pas être récupéré du fait de son poids trop important (Ip, Testa, Raymond, Graves, & Gutowski, 2018).

Tableau ANNEXE 10.3 Coefficients de séparation choisis pour les trieurs optiques

	Tri optique PET		Tri optique Plastiques	
	Rejet	PET	Rejet	Plastiques
Aluminium	95%	5%	98%	2%
Ferreux	66%	34%	99.8%	0.2%
Film plastiques	87%	13%	78%	22%
Verre	99%	1%	78%	22%
HDPE	79%	21%	99%	1%
Inertes	99%	0.07%	100.00%	0.00%
Autres	68%	32%	96%	4%
PET	7%	93%	99.51%	0.49%
PP	88%	12%	26%	74%
Tétrapack	96%	4%	99.7%	0.3%
Résidus fins	60%	40%	99.8%	0.2%
Organiques	99.95%	0.05%	99.94%	0.06%
Autres Plastiques	89%	11%	26%	74%
Papier et carton	95%	5%	99.7%	0.3%

### *Séparateur balistique*

La mise en place d'un séparateur balistique permet de séparer les matières en fonction de leur forme. Ainsi, les matières avec une surface très grande pour un petit volume (feuilles de papiers, films plastiques, feuilles de carton) peuvent monter sur le séparateur tandis que celles dont les 3 dimensions sont dans le même ordre de grandeur (chaussures, bouteilles, cannettes ...) roulent et tombent en bas du trieur. Ce type de trieur est difficile à modéliser car il dépend des caractéristiques des objets et non des caractéristiques de la matière contrairement aux autres méthodes de tri. Il est donc nécessaire de connaître le type d'objet apparaissant dans les déchets domestiques, connaître



leur proportion d'apparition en fonction du type de matières pour comprendre et créer un modèle cohérent (Caputo & Pelagagge, 2002).

Tableau ANNEXE 10.4 Coefficients de séparation choisis pour le trieur balistique

	Séparateur balistique	
	2D	3D
Métaux ferreux	0,1	0,9
Métaux non ferreux	0,8	0,2
Verre	0,7	0,3
Papier	0,98	0,02
Plastiques	0,98	0,02
Autres inorganiques	0,2	0,8
Organiques	0,6	0,4

### Trommel

Le trommel a été modélisé par un modèle propre de la chaire CRVMR. Le trommel permet de séparer la matière résiduelle en fonction de sa taille. De nouveau, ce n'est pas la matière en elle-même qui permet le tri mais la forme des objets. Il est donc nécessaire pour chaque type de matière de définir la granulométrie des objets en fonction de leurs matières. La distribution granulométrique, multipliée par la probabilité qu'une traîlle donnée traverse le trommel permet d'obtenir la composition finale des sorties du trommel (Girard et al., 2018).

La probabilité d'une matière donnée soit présente dans le rejet du trommel, si celui-ci correspond à la partie fine est donc de :

$$P_{i_r} = \sum_{k=1}^n p_{r_k} * x_{f_{i_k}}$$

Avec  $p_{r_k}$  la probabilité qu'une taille donnée  $k$  passe le trommel et  $x_{f_{i_k}}$  la distribution granulométrique de la matière  $i$  à la taille  $k$ .  $k$  étant classé en différentes classes de 1 à  $n$ .

La probabilité  $p_{r_k}$  qu'une taille  $k$  de particules passe par le trommel après  $n$  contact est défini par la formule suivante.

$$p_{r_k} = 1 - (1 - p_k^*)^n$$



La probabilité qu'une particule de taille  $k$  ne passe pas après  $n$  contact est défini par  $p_{p_k}$  et permet de connaître la composition du flux de sortie du produit.

$$p_{p_k} = (1 - p_k^*)^n$$

La probabilité  $p_k^*$  est défini en fonction de la taille des mailles  $y_m$  en centimètres, de la taille de la particule  $y_k$  en centimètre, du ratio de surface trouée sur la surface totale  $f_a$ , et du facteur d'ajustement de la probabilité d'une particule  $\lambda_0$ .

$$p_k^* = \begin{cases} \left( \frac{y_m - y_k * \lambda_{0k}}{y_m} \right)^2 * f_a & y_k \leq y_m \\ 0 & y_k > y_m \end{cases}$$

$$\lambda_{0k} = \frac{\frac{y_k}{y_m}}{8 - \left( \frac{4y_k}{y_m} \right)} + \left[ \left[ \frac{\frac{y_k}{y_m}}{8 - \frac{4y_k}{y_m}} \right]^2 + 0,5 \right]^{0,5}$$

Les paramètres d'ajustement du modèle dépendent donc directement de la géométrie du trommel étudié ainsi que de la granulométrie de la matière (Girard et al., 2018). La taille des mailles  $y_m$ , le ratio de surface trouée  $f_a$ , la longueur et le rayon du trommel, ainsi que sa vitesse de rotation sont basés sur les conditions réelles d'opération du trommel de Valoris.