République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université M'hamed BOUGARA, Boumerdes
Faculté des Sciences de l'Ingénieur

Ecole Doctorale en Energétique et Développement Durable

Mémoire présenté en vue de l'obtention du diplôme de Magister

OPTION
Management des **P**rojets **E**nergétiques

Etude de la valorisation énergétique de la biomasse locale par gazéification

Présenté par : **El houcine ABDOUNI**

Soutenu le : 13 Octobre 2009

Examinateurs :

Frédéric	**TOPIN**	**Maître de conférences**	**Polytech Marseille**	**Président**
Mourad	**BALISTROU**	**Maître de conférences**	**UMBB**	**Examinateur**
Abdelkrim	**LIAZID**	**Professeur**	**Enset Oran**	**Examinateur**
Mohand	**TAZEROUT**	**Professeur**	**EMNantes**	**Directeur de mémoire**
Kamel	**DALI**	**Directeur des projets**	**APRUE**	**Co-Directeur**
Stéphanie	**KHOLER**	**Ingénieur Projet**	**CreeD Veolia**	**Invité**

Année Universitaire 2008/2009

A mes très chers parents
A mes précieux frères et sœurs
A toute ma famille
A mes amis

Remerciements

Nous remercions le seigneur tout puissant de nous avoir accordé volonté et patience dans l'accomplissement de ce travail à terme.

Mes remerciements vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail en particulier :

Mr mohand TAZEROUT., Professeur à l'Ecole des Mines de Nantes pour avoir accepté de m'encadrer et de me diriger, qu'il trouve ici l'expression de ma profonde gratitude.

Mr DALI., directeur technique des projets au niveau da l'APRUE pour l'encadrement et tous ce qu'il nous a fait.

Mr Balistrou M., Maître de conférences/A à l'université de Boumerdes (UMBB) pour tous ce qu'il nous a fait.

Sans oublier, Je tiens à exprimer mes vifs remerciements à tous les enseignants intervenant

dans notre formation ainsi que les Magisters de EDEDD.

Liste des figures :

Fig. I. 1 : Potentiel mondial des ressources d'énergie renouvelable dont la biomasse
Fig. I .2 : Principales filières de valorisation de la biomasse
Fig. I. 3 : Schéma global de la gazéification
Fig. I. 4 : Principe d'un gazogène contre courant
Fig. I. 5 : Principe d'un gazogène co courant
Fig. I. 6 : Schéma de principe d'un gazogène co-courant stratifié
Fig. II.1: Diagramme de Van Krevelen.
Fig. II.2 : Gazogène stratifié avec recirculation du gaz
Fig. II.3 : Gazogène stratifié
Fig. II.4 : Gazogène à deux étages
Fig.III.1 : Schéma récapitulatif d'un gazogène avec les différentes zones et réactions
Fig.III.2 : Algorithme de modèle monodimensionnel du gazogène
Fig.IV.1: L'évolution des flux massique dans la zone de séchage
Fig.IV.2: L'évolution des températures dans la zone de séchage.
Fig.IV.3 : L'évolution de la composition du lit dans la zone de pyrolyse.
Fig.IV.4 : Profile des températures dans la zone de pyrolyse.
Fig.IV.5 : La composition massique des produits de (combustion+gazéification).
Fig.IV.6 : Flux massique des espèces gazeuses dans la zone de combustion+gazéification
Fig.IV.7 : Profile des températures dans les zones (d'oxydation + gazéification)
Fig.IV.8 : La composition massique des produits dans les zones de réduction
Fig.IV.9 : Profile des températures dans les zones de réduction

Liste des tableaux :

Tab. II.1 : Performances des gazogènes co-courants
Tab. IV.1 : Le pourcentage massique des produits de pyrolyse
Tab. IV.2 : Le pourcentage massique des produits de (combustion+gazéification).
Tab. IV.3 : Le pourcentage massique du gaz final

Nomenclature

Liste des symboles utilisés et définition

A : Surface (m²)
D : Diamètre (m)
D_a : Diffusion massique (kg.m^{-2}.s^{-1})
ΔH_i : Variation d'enthalpie
F : Flux molaire (kmole/s)
f : Flux massique (kg/s)
h : Enthalpie massique (J.kg^{-1})
h^0 : Enthalpie à l'état standard (J.kg^{-1})
hm : Coefficient de transfert de matière
h : Coefficient de transfert convectifs.
k : Conductivité
M : Masse molaire (kg.kmol^{-1})
N : Nombre
P : Pression (Pa)
p : Nombre de moles des atomes d'azote dans une mole dans la biomasse.
PCS : Pouvoir calorifique supérieur en MJ/kg
PCI : Pouvoir calorifique inférieur en MJ/kg
R : Constante des gaz parfaits (8. 314 J.kmol^{-1})
R : Flux de transfert de chaleur
r : Molaire de création / destruction de l'espèce i dans la réaction j, calculé selon l'équation modifiée d'Arrhenius (kg.m^{-3}.s^{-1})
SGR : Taux spécifique de gazéification.
T : Température de la surface de la particule (K)
U : Vitesse (m/s)
V : Volume (m3)
w : $taux\ \ d'humidité\ \ dans\ \ la\ \ biomasse\ \ humide\left(\frac{kmole - H_2Ol}{kmole - bms}\right)$
y_i : Fraction molaire de l'élément i solide ou gazeux dans son mélange

Lettres grecques

σ : Constante de Boltzmann 5,67.10^{-8} W.m^{-2}.K^{-4}
ρ : Masse volumique (kg.m^{-3}) ; concentration massique.
ε : Porosité,
ν : Coefficient stœchiométrique
ν_p : Nombre de particule (m^{-1})
λ : La conductivité

Nombres adimensionnels

Pr : Nombre de Prandtl
Re : Nombre de Reynolds
Sc : Nombre de Schmidt
Sh : Nombre de Sherwood

Indices

Ar : Archimède
a', b', c' : Le nombre de mole de CO, H_2 et CH_4 dans le gaz généré.
bms : Biomasse
$bmsh$: Biomasse humide.
$bms\,\text{sec}$: Biomasse sec.
c : Charbon
c, k : Taux de réaction de combustion (l=1, 2, 3, 4,5)
d : Séchage (drying)
g, eff : effective dans la phase gazeuse.
gr : Goudron
g : Gaz
g, k : Taux de réaction de gazéification (m=1, 2, 3, 4,5)
h, g : Convection entre le gaz et le solide
h, s : Convection entre le solide et le gaz
i : Espèce i
int : Initial
i, k : Réactif ou produit i dans l'équation bilan de la réaction k
max : Maximale
$mf\,0$: Minimum de fluidisation a la température T
$mf\,1$: Minimum de fluidisation a la température T_{max}
M, g, j : Production ou de consommation de l'élément gazeux j par la réaction gaz –gaz
M, s, i : Production ou de consommation de l'élément solide j par la réaction gaz-solide
n, m, p, q : Nombres d'atomes de C H N O dans la biomasse respectivement
p : Particule
P : Pyrolyse
p, k : Réaction de pyrolyse (k=1, 2,3)
r : Réacteur
Re : Reynolds
s : Solide, grignon
sg : Solide-gaz
w : Mur
wg : Réaction de déplacement de l'eau (water gas shift)
x : Nombre de mole d'oxygène nécessaire au gazéification d'un kmole du grignon d'olive.

Symboles

C : Carbone résiduel
CH_4 : Méthane
CO : Monoxyde de carbone
CO_2 : Dioxyde de carbone
H_2 : Dihydrogène
H_2O_l : Eau (liquide)
H_2O_g : Eau (gaz)
O_2 : Dioxygène
N_2 : Diazote

Résumé

Depuis que le monde a adopté le développement durable, comme solution incontournable pour faire face aux nombreux problèmes générés par l'utilisation excessif des énergies fossiles, les recherches sont intensifiées pour développer des énergies renouvelables concourant les énergies fossiles et rectifiant les problèmes environnementaux.

La biomasse est l'une des solutions rentables retenu ; valoriser la biomasse via une gazéification est le procédé le plus intéressante, mais plusieurs phénomènes sont mal compris dans le processus de gazéification, donc nous avons proposé le dimensionnement d'un gazogène a lit fixe co courant pour gazéifié le grignon d'olive d'une part et faire l'expérimentation d'autres parts dans des travaux ultérieurs.

Un model monodimensionnel stationnaire est utilisé, le gaz produit est de qualité moyenne (PCI de 4.5 Mj/Nm$^{3)}$ mais sa teneur en goudron est élevé 2575.25mg/Nm^3;

Abstract

Since the sustainable development was adopted like a real solution for problems generated from the excessive consumption of fossil fuels, the research are multiplied for the development of renewable energies to substitute fossil fuels and rectify the environmental problems.

One solution retained was biomass; biomass valorisation through gasification is a very interesting process, but a lot of phenomena in gasification not yet well understand; then we are proposed the design of downdraft gasifier to gasify the olive waste in one side and to work on experimentation for later works on another side.

Stationary one dimensional model is used, the gas produced has medium quality (LHV 4.5MJ/Nm3) but the gas has a high level of tar 2575.25mg/Nm^3.

.

ملخص

فى ظل سياسة الينمية المستديمة المتبعة فى اغلبية دول العالم لمواجهة المشاكل اللتى سببها الإستعمال غير العقلانى للطاقات الباطنية' عدة ابحاث اجريت من اجل تحديث طاقات متجددة لمنافسة الاولى' ولوضع حد لتدهور المحيط.

المادة الحية واحدة من الحلول المختارة' تثمين المادة الحية بواسطة طريقة التحول إلى غاز هى الطريقة الاكثر اهمية ' ولكن عدة ظواهر غير مفهومة فى طريقة التحول إلى غاز 'إ ذن إقترحنا تحديد ابعاد محول غازى ذات سرير ثابت يعمل بالتوازى من اجل تحويل البقايا ن الصلبة للزيتون الى غاز من جهة ' وليتم استعماله فى الدراسات التجريبية المستقبلية من جهة اخرى.

نمو ذ ج احادى البعد مستقر استعمل ' الغاز المتحصل عليه ذات نوعية متوسطة (القدرة الحريرية الدنيا 4.5 ميغا جول/متر المكعب من الغاز)' ولكن محتواه من القطران مرتفع 2575.25 مع/ متر المكعب من الغاز.

Sommaire

Liste des figures

Liste des tableaux

Nomenclature

Présentation de la structure de l'accueil……...01

Introduction générale ……03

1. la biomasse et des différentes filières de valorisations…….04

1.1 définition et ressources de la biomasse……..04

1.2 Procédés de valorisation de la biomasse ……..06

1.3 gazéification de la biomasse ……08

1.3.1 définition de la gazéification……08

1.3.2 les quatre étapes de la gazéification…….08

1.3.3 les différentes procèdes de la gazéification…….09

1.3.3.1 lit fixe……09

1.3.3.2 lit fluidisé……...12

1.3.3.3 lit entrainé……..13

1.3.3.4 choix du gazogène à étudier……..13

1.3.4 conditionnements et valorisation du gaz produit……13

2. Etat de l'art……..14

3. Le modelé mathématique…… 28

3.1 Les hypothèse du modèle ……. 28

3.2 Les équations du model…… 28

3.3 Processus de calcul…….42

4. Résultats et discussions…...……...……43

Conclusion générale et perspective……52

Références

Présentation de la structure d'accueille

Ce sujet de recherche a été proposé par l' L'Agence Nationale pour la Promotion et la Rationalisation de l'Utilisation de l'Energie (APRUE).

L'Agence Nationale pour la Promotion et la Rationalisation de l'Utilisation de l'Energie (APRUE) est un établissement public à caractère industriel et commercial crée par décret présidentiel en 1985, placé sous la tutelle du Ministère de l'Energie et des Mines. Elle a pour mission principale la mise en œuvre de la politique nationale de maîtrise de l'énergie, et ce à travers la promotion de l'efficacité énergétique.

Rôle et Missions

L'APRUE est l'instrument institutionnel dont se dote le Gouvernement afin d'assurer la promotion et l'animation de la mise en œuvre de la politique de maîtrise de l'énergie. Elle a pour rôle principal la coordination et le suivi du dispositif de la politique de maîtrise de l'énergie (programme national de maîtrise de l'énergie, fonds national de maîtrise de l'énergie, comité intersectoriel de maîtrise de l'énergie) et l'organisation de partenariats pour l'élaboration, la proposition et la mise en œuvre de programmes concertés dans l'ensemble des secteurs.

Trois niveaux de missions en découlent :

- **Le cadre économique et programmatique**

- La connaissance des consommations d'énergie, de leurs tendances d'évolution, de leurs indicateurs significatifs.
- La réalisation d'études d'exploration prospective de la demande d'énergie ; l'évaluation des potentiels de la maîtrise de l'énergie et des investissements nécessaires pour les exploiter.
- La programmation d'ensemble évolutive de la maîtrise de l'énergie, la coordination et suivi du programme national de la maîtrise de l'énergie (en lien avec le programme national de lutte contre le changement climatique).
- L'évaluation des programmes.

- **Le cadre des connaissances et de la promotion**

- L'organisation et la diffusion de l'information appropriée aux besoins du développement de la maîtrise de l'énergie.
- La formation en interne et en externe.

- **Le montage de programmes et projets sectoriels en partenariat**

- Etablir des propositions de programmes et de projets en partenariat, dans leur dimension technique, économique, environnementale et financière.

Organigramme

L'APRUE est dirigé par un Directeur Général assisté par les directions suivantes :

• Direction Communication

• Direction Planification & Programmation
• Direction de l'Action Sectorielle
• Direction de l'Environnement & de l'Energie durable
• Direction de l'Administration & des Finances

Ressources financières

• Fonds national pour l'énergie
• Autofinancement : études, et audits énergétiques et formations au la maîtrise de l'énergie
• Financement international notamment Union Européenne, coopération bilatérale et autres organismes internationaux.

Groupes cibles

Les partenaires de la maîtrise de l'énergie en Algérie représentés dans les six familles d'acteurs pour chacun des secteurs de consommation d'énergie (industrie, habitat, tertiaire, transport, agriculture, …)

- les pouvoirs publics,
- les entreprises fournissant biens et services associés à la maîtrise de l'énergie,
- les utilisateurs d'énergie,
- les compagnies énergétiques,
- les organismes de financement,
- et les "facilitateurs" et représentants de la société civile,

Introduction générale

Dans un contexte de développement durable, la maîtrise de la consommation énergétique mondiale fait partie des défis majeurs de notre siècle.

Au regard de l'épuisement des ressources fossiles et des problèmes environnementaux engendrés par leur consommation, le recours à des sources d'énergie alternatives est incontournable pour continuer à satisfaire les besoins énergétiques mondiaux tout en préservant l'environnement, la biomasse peux participer significativement a cette solution.

La biomasse peut être valorisée par plusieurs procédés, le plus important est la gazéification, qui à été déjà utilisé depuis le 18^{émé} siècle ; pour fournir du gaz de chauffage, utilisé dans les cycles combinés, les procédés chimiques, et au futur comme source d'hydrogène [01,03] ; une meilleurs compréhension des phénomènes composantes la gazéification est essentielle pour amélioré le principe de fonctionnement du gazogène.

Parmi les biomasses disponibles en Algérie en quantité importante ; le grignon d'olive qui participe a la pollution environnemental et qui ne trouve actuellement aucune voie de valorisation; donc nous avons choisir d'étudier sa valorisation énergétique par la gazéification.

L'objectif de ce travail est le dimensionnement d'un gazogène prototype de 20 kW ; pour la gazéification du grignon d'olive ; identifier les paramètres spécifiques pour la valorisation de ce type de biomasse ; et prédire la composition ainsi que le pouvoir calorifique du gaz généré.

1. la biomasse et des différentes filières de valorisations

1.1 Définition et ressources de la biomasse

La biomasse peut être définie comme « toute la matière qui peut être dérivée directement ou indirectement de la photosynthèse d'usine, végétal et animal ». C'est donc une source d'énergie renouvelable.

La biomasse, à mesure qu'une source d'énergie, augmente les possibilités pour l'auto approvisionnement local, régional ou national, relativement indépendant de la disponibilité de fluctuations des combustibles fossiles du marché international. D'ailleurs, les énergies renouvelables ne contribuent pas autant que des combustibles fossiles à la pollution environnementale, et ne sont pas aussi risquées que l'énergie nucléaire. [06]

Si la biomasse était développée au même taux qu'elle a été consommée, la contribution nette au CO_2 atmosphérique serait zéro. En outre, la plupart des types de biomasse contiennent des quantités négligeables de soufre et offrent donc des avantages en réduisant des émissions de SO_2. Cependant, certains carburants de biomasse ont un contenu plus élevé de soufre de présent de paille et peuvent produire des émissions, comme récemment étudié par Knudsen et autres (2001). L'utilisation de biomasse peut également avoir comme conséquence les émissions connexes par azote. Cependant, comme Easterly et Burnham (1996), mentionne carburant bondir l'azote dans la biomasse est beaucoup plus inférieur qu'en coke ayant pour résultat les émissions de NOx inférieures [06].

Concernant l'utilisation de large échelle de la biomasse, la structure industrielle devrait être différente selon l'opinion de Williams et de Larson (1996) puisque la biomasse est un carburant peu commun et n'est pas souvent facilement disponible pour les contrats à long terme, comme le charbon ou le gaz naturel. Ils commentent également que les producteurs de puissance de la biomasse peuvent parfois produire la biomasse.

Eux-mêmes, afin de fixer des fournitures en combustible pendant la vie plantent des entreprises en participation d'investissement ou de forme avec des industries agricoles de produit de forêt pour augmenter la sécurité sur l'approvisionnement de biomasse. [06]

La biomasse pourrait donc répondre à 22% de nos besoins énergétiques mondiaux actuels (d'après les hypothèses de B.Devin, 1992). C'est de plus une ressource très abondante. C'est la ressource d'énergie renouvelable la plus abondante au niveau mondial

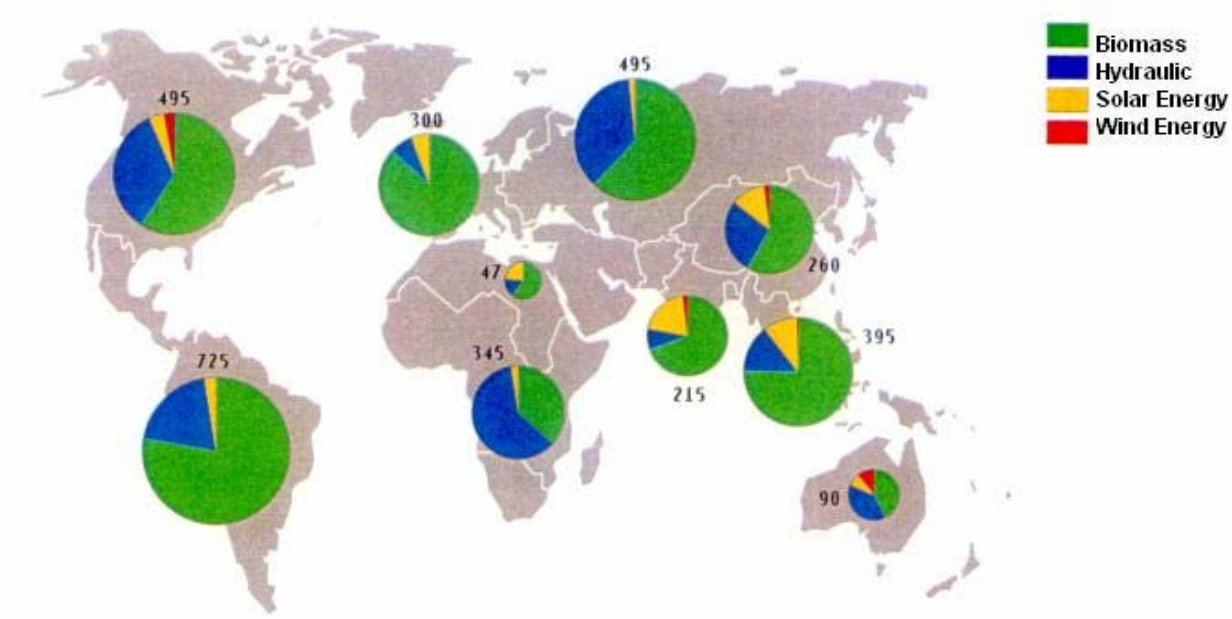


Fig.I.1 : Potentiel mondial des ressources d'énergie renouvelable dont la biomasse (Devin, 1992) [05]

La biomasse en Algérie

Le potentiel de la biomasse en Algérie est de l'ordre de 3.7 millions de TEP viennent des forêts et 1.33 million de TEP par an, de l'agriculture et les déchets urbains; ce potentiel est inexploitable jusqu'a nos jours [06]. Brûler La biomasse directement ou la convertir en combustible solide, gazeux ou liquide par les technologies de conversion soit biologique (la fermentation produise des alcools, un biogaz ou thermique (incinération direct, la gazéification, la pyrolyse en produisent du gaz de synthèse, un substituant du gaz naturel).

La technologie de conversion de la biomasse a commencé en Algérie en 1950, quand l'institut national d'agronomie INA d'El-Harrach (Algérie) à monté une installation pour production du gaz combustible (biogaz) a partir de déchets de l'agriculture [15]. Mr Tebib a évalué le potentiel des residues des légumes (déchets d'olive) au nord de l'Algérie ; il a proposé l'installation d'une unité de 6 MW à Bejaia, et qui va être consommé 70,000 t de déchets d'olive annuellement pour produire approximativement 45 GWh/an. Bennouna et Kehal ont démontrent le rôle que pourra jouer les stations de purification de eaux usées pour produire du biogaz ; Kaidi and Touzi suggèrent la production de l'alcool éthylique à partir des déchets de dates, riche en sucres fermentescible (60%). Le processus consiste a une fermentation classique mais avec double distillation. [15]

Selon l'étude du projet marocain OLEA CAPITAL ; un tonne de grignons (poids sec) permet de produire en moyenne 465 kWh d'énergie électrique et qu'une tonne de noyaux de grignons (poids sec) permet la production de 580 kWh d'énergie électrique, à titre d'exemple Unité de cogénération de l'entreprise Sacyr Valhermoso à Puente Genil (Région de Cordoba) en fonctionnement depuis des années [14].

En Algérie, la biomasse peut être utilisé pour diversifie nos sources d'énergie, pour générer de l'électricité, chauffage des maisons, la chaleur pour les procèdes industriel et protéger l'environnement ; mais la quantité du grignon d'olive est influencée par plusieurs facteurs : nombre des arbres, méthodes de production, genre d'olive, conditions climatique .

1.2. Procédés de valorisation de la biomasse

La biomasse peut être convertit vers des produits énergétiques utiles par trois processus principal [07] :

-Processus biologique
-Processus thermochimique
-Processus chimique

Ces trois processus donnent des produits énergétiques sous forme solide, liquide ou gaz [01].

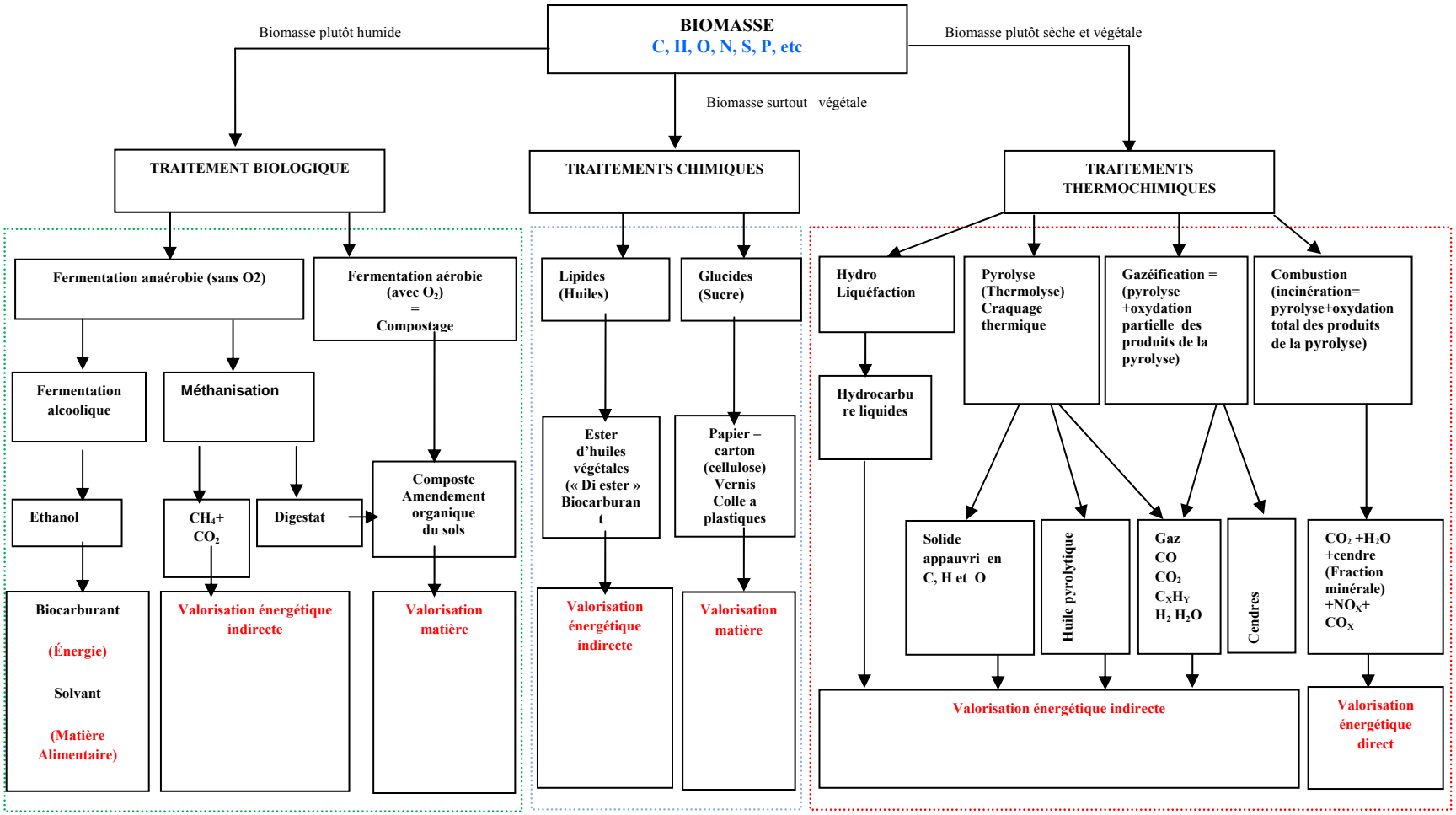


Fig. I.2 : Principales filières de valorisation de la biomasse [05]

Notre étude sera vocalisée sur les procèdes thermochimique qui est le plus utilisé actuellement pour la conversion de la biomasse [01, 04,08]
Comme le montre la figure précédent les procèdes thermochimiques de conversion se subdivisent en pyrolyse, liquéfaction, gazéification et combustion

1.3. gazéification de la biomasse

1.3.1. définition de la gazéification

La gazéification est un procédé thermochimique de plus de deux siècles permettant de transformer un combustible solide (charbon, bois, autres biomasses) en gaz combustible. L'utilisation de ce dernier dans un moteur à combustion, un four ou une turbine produit de la chaleur et/ou de l'électricité. Ce procédé est relativement propre, dégageant peu de toxines et d'oxydes d'azote (NO_x) (Reed et Das, 1988). [11]

- ✓ Le Brevet de conception du premier gazogène de coke a été donné à LEBON en1801 par la suite en 1839 BISHOF (Gazo.) et en 1859 Frères SIEMENS (Gazo.)
- ✓ Pour les Gazogènes à Charbon de Bois le premier gazogène est construit en 1910 par CAZES (Omnibus).
- ✓ Le célèbre Gazogènes à Bois type IMBERT été 1920 à Sarre-Union pat IMBERT. [27]

Selon des études entreprises par Shell International Petroleum Company et le panneau intergouvernemental sur le changement de climat, la biomasse a pu satisfaire entre un quart et la moitié de la demande du monde de l'énergie par le milieu du $21^{ème}$ siècle.

En fait, la biomasse est devenue la quatrième plus grande ressource énergétique après charbon, pétrole, et gaz naturel, fournissant 14% d'énergie globale. Capacité installée de biomasse pour la production d'électricité dans le monde entier a été rapportée approximativement à 35.000 MW au début du 21ème siècle (Tsamba, 2001). Aux États-Unis, la puissance de biomasse a atteint 7.000 MW (la plupart du temps dans la pulpe et l'industrie de papier) par 2001. Cinq centaines de ces équipements l'électricité produite de déchet de bois (Grabowski, 2001). L'augmentation de bioénergie semble être une tendance continue.

Selon une étude de recensement faite en 2003, il y a plus de 163 projet commercial de la gazéification à travers le monde consistant en total de 468 gazogènes ; plus de 120 usines mises en service entre 1960 et 2000, plus de 34 nouveau usines sont en différentes et étapes de planification et de construction.[03]

1.3.2. les quatre étapes de la gazéification

La gazéification est décomposée en un certains nombre d'étapes séquentielles :

- Séchage pour évaporer l'humidité existante dans la biomasse.

- Pyrolyse pour produire les gaz, goudrons vaporisés ou huiles et résidus de charbon solide

- Gazéification ou oxydation du charbon solide, goudrons et gaz de pyrolyse.

- réduction du charbon échappe de l'oxydation.

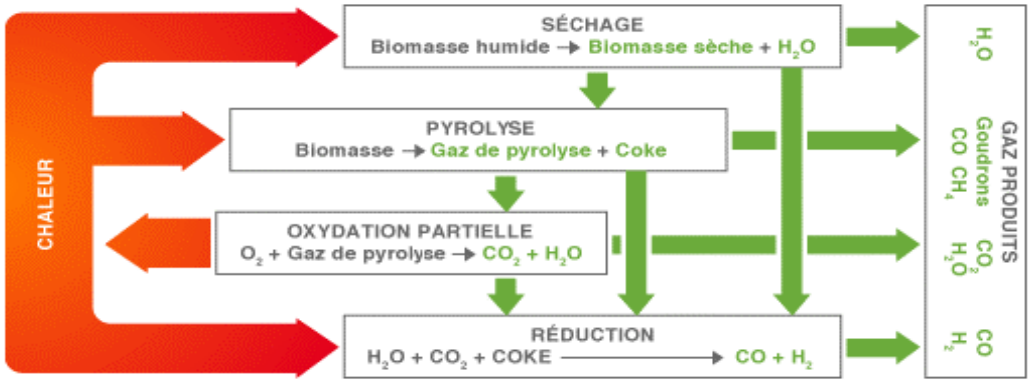


Fig.I.3: Schéma global de la gazéification

I.3.3 Les différentes procèdes de la gazéification

Il existe deux grands types de procédés de gazéification : les procédés à lit fixe et les procédés à lit fluidisé. Le choix d'un type de procédé est guidé par différents paramètres tels que la
-la taille de l'installation,
-type de combustible utilisé
- domaine d'utilisation du gaz produit ou parfois la maturité des technologies [07]
Outre les conditions opératoires de température et de pression, les différents gazogènes se distinguent également par la méthode d'introduction du combustible et de l'oxydant, la nature du réacteur, et enfin par le procédé d'évacuation des cendres. Il existe principalement
trois grandes familles de gazéifieurs :
— les gazéifieurs à lit fixe ;
— les gazéifieurs à lit fluidisé ;
— les gazéifieurs à lit entraîné. [04,07]
La gazéification de la biomasse est principalement fait dans lits fixés ou fluidisé ; celle de lit fixe est préconisée les applications de petite échelle (< 10 MWe); celle des lits fluidisés est rentable dans les applications de grande échelle, plus de 15 MWe [06 ,10].

I.3.3.1 Procédés à lit fixe

Les procédés à lit fixe nécessitent un broyage grossier préalable du combustible, de manière à le réduire à une granulométrie comprise entre 7 et 50 mm. Les fines doivent être agglomérées (éventuellement mélangées avec du bitume) pour pouvoir être utilisées. [04 ,11]
Les procédés à lit fixe sont en général de construction simple et robuste. Dans ces procédés, 0le combustible (biomasse) forme un lit dense au sein du réacteur et se déplace verticalement.

Différentes conceptions de réacteurs en lit fixe existent :

Les procédés à contre-courant ou "*updraft*" (Figure I-4)

Dans les procédés à contre-courant, l'alimentation en biomasse se fait en partie haute tandis que l'air est introduit par le bas. Les procédés à contre-courant ont l'avantage d'accepter des biomasses avec un taux d'humidité important. Par contre, le gaz produit est fortement chargé en goudrons formés lors de la phase de pyrolyse. En effet, ceux-ci ne traversant pas de zone chaude avant d'être évacués, il n'y a pas de possibilité de craquage thermique de ces goudrons. Leur concentration importante dans le gaz produit rend les procédés à contre-courant inadaptés à la production d'électricité mais plutôt pour les applications de production de chaleur ou la teneur de goudron ça n'a absolument aucun rapport. [06, 07]

Les procédés à co-courant ou "*downdraft*" (Figure I-5)

Dans les procédés à co-courant, la biomasse et l'air sont tous deux introduits en partie haute du réacteur. La zone d'injection de l'air présente en général une restriction de diamètre pour permettre de créer un espace vide favorable à l'oxydation des matières volatiles (Figure I-5). Dans un tel procédé, le gaz produit traverse la zone d'oxydation à haute température avant d'être évacué ; cette dernière favorise le craquage thermique des goudrons. La teneur en goudron du gaz produit est donc beaucoup plus faible que dans le cas d'un procédé à contre courant.

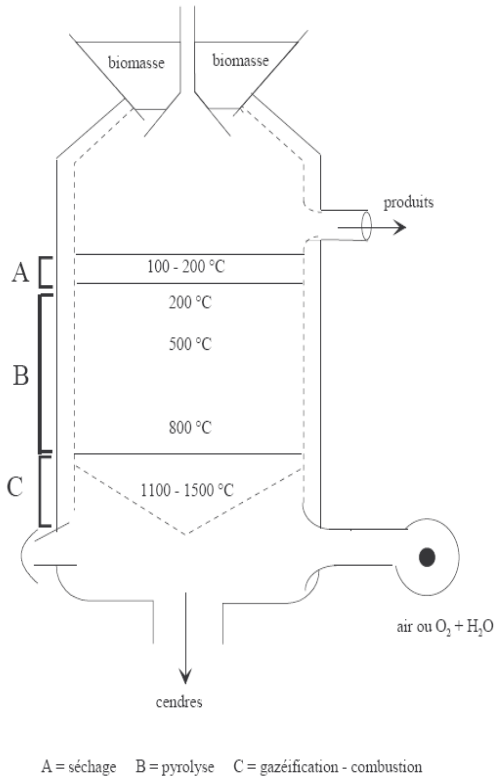


Fig.I.4 : Principe d'un gazogène contre-courant

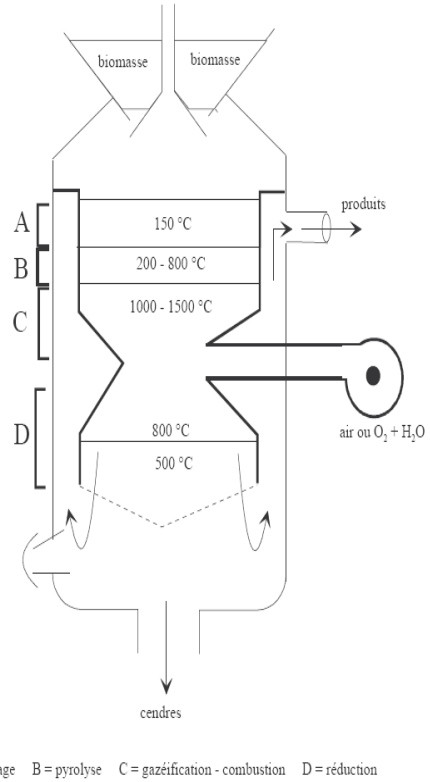


Fig.I.5 : Principe d'un gazogène co-courant

La conception la plus connue de ce type est nommée **Imbert gazogène**, et ce caractérise par la réduction du diamètre juste au dessous de point d'alimentation de l'air, la gorge obtenue sera a crée une zone a haute température pour craquer le goudron, La gorge, au niveau de la zone d'oxydation, a un double effet ; d'une part, elle augmente la turbulence dans les écoulements gazeux, ce qui favorise le mélange local oxydant/combustible.

Une conception alternative est le gazogène **co-courant stratifiée**
Le déroulement de la gazéification diffère alors légèrement de celui d'un gazogène Imbert. Les phases d'oxydation et de pyrolyse ne sont plus distinctes mais se regroupent dans une « flaming pyrolyse » : un front de flamme, immédiatement précédé d'un front de pyrolyse, se développe dans le combustible. L'oxydation des gaz et du coke produit ainsi l'énergie nécessaire à la pyrolyse de la biomasse, qui subit ainsi les deux étapes quasi-simultanément. Cela facilite l'introduction de la biomasse et diminue les restrictions sur le type et la taille du combustible. Toutefois la concentration de goudrons dans les gaz produits en est plus élevée.
Cette conception n'a pas de gorge et les deux, la biomasse et agent gazéifiant sont alimentés en haut.
Milligan (1994) développe par ailleurs un gazogène hybride entre ces deux versions, introduisant l'air avec la biomasse mais possédant une gorge. Selon lui, ce modèle présente de meilleurs résultats en terme de taux de goudrons qu'un gazogène de type stratifié, car il bénéficie des avantages de la gorge comme dans le cas d'un gazogène traditionnel. Ce type est facile à construire mais dispose des inconvénients comme l'instabilité opérationnel. [04]

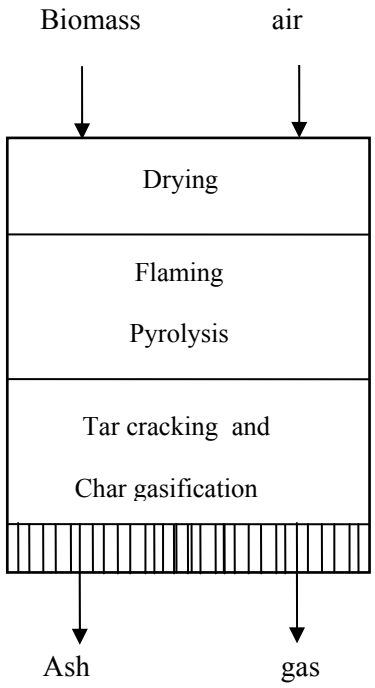


Fig.I.6 : Schéma de principe d'un gazogène co-courant stratifié (Di Blasi, 2000)

Les procédés à courant croisé

Le gazogène a lit croisé c'est le plus simple et le plus grand en hauteur, l'air rentre en grande vitesse à travers le col, induit la circulation substantiel, et s'écoule à travers un lit de combustible et de coke. Ceci se produit, à très grande température dans le plus petit volume et produire faible teneur en goudron dans le gaz.

Le combustible et la cendre servent pour l'isolation du mur de gazogène, Qui nécessite la construction de tout les partie en acier douce sauf le col et la grille, qui nécessite un alliage ; le gazogène a lit croisé est considéré généralement adéquat pour la charge à faible teneur en goudron ; dispose du temps de réponse le plus courte (rapide) et le plus petit pouvoir calorifique.

Les procédés étagés

Le principe du réacteur étagé dérive de celui du gazogène à co-courant, mais contrairement à ce dernier, les deux étapes principales de pyrolyse et gazéification du char sont réalisées dans deux réacteurs distincts. Le premier réacteur est un réacteur de pyrolyse (par exemple une vis) dans lequel la biomasse est séchée puis se pyrolyse à une température maîtrisée. Les matières volatiles produites sont entraînées vers une zone d'oxydation où un apport d'air permet leur combustion. Les gaz chauds obtenus (vapeur d'eau et dioxyde de carbone entre 900 et 1000°C) sont injectés dans le second réacteur où le char produit lors de la pyrolyse forme un lit fixe prêt à être gazéifié. Ce type de réacteur a l'avantage de permettre une conduite optimale des deux étapes, qui peuvent être contrôlées séparément. [04,07]

Une autre version du gazogène Imbert, appelée gazéification étagée, repose sur la séparation physique entre les différentes étapes du procédé. [04,07]

I.3.3.2 Procédés à lit fluidisé

Dans un procédé à lit fluidisé, les particules sont en "suspension" dans le réacteur ; ce la favorise les échanges thermiques et massiques entre le gaz et le solide. Les conditions opératoires sont bien maîtrisées et les vitesses de réaction beaucoup plus importantes que dans les procédés à lit fixe. Cependant, la fluidisation n'est possible qu'avec des particules de petite taille (2 à 5 mm), ce qui nécessite généralement un broyage préalable de la biomasse. D'autres parts, le gaz produit est fortement chargé en particules, exigeant la mise en œuvre de traitements avant sa valorisation.

Le meilleur gazogène en lit fluidisé atteint un taux de conversion du carbone de 97% et 99% dans le cas du procédé pressurisé de la gazéification de la biomasse.

-Ne nécessite pas un séchage si humidité <10%, le réacteur de matière réfractaire rayé,

-tout les lits fluidisé travaillant à des températures < la température de fusion des cendres ; (950-1100°C cas du charbon et entre 800-90°C pour le cas de la biomasse)

- La consommation d'O_2 au niveau d'un lit fixe < lit fluidisé < lit entraîné.

-Les lits fluidises denses (ou bouillonnant) se caractérisent par une vitesse relativement « faible » de fluidisation de l'ordre de 0,5m/s (fonction de la classe granulométrique des particules).
Un lit fluidise est un procédé presque exclusivement de « pyrolyse» puis d'oxydation a l'oxygène des produits de pyrolyse (Graham et al. 1984). [05]

Dans ce type de réacteur, les différents mécanismes de séchage, pyrolyse, oxydation homogène et hétérogène ont lieu dans une seule et même zone du réacteur. [07, 01,04]
On répertorie trois types de lits fluidisés, classés en fonction de la vitesse de fluidisation :
Il existe deux types de procédés à lit fluidisé :

- Le procédé à lit fluidisé dense ou "*Bubbling Fluidised Bed BFB*"
- Le procédé à lit fluidisé circulant ou "*Circulating Fluidised Bed CFB*"

Le lit fluidisé circulant CFB donne une conversion complète de la charge et des grandes quantités en produits désirés par rapport au lit fluidisé dense ; d'autres parts La vitesse de fluidisation est plus élevée (4-6 $m.s^{-1}$) que celle du cas BFB(1-2 $m.s^{-1}$). [07,01, 04]

1.3.3.3 Les procédés à lit fluidisé entraîné

La vitesse de fluidisation (nettement supérieure à 6 $m.s^{-1}$) est telle que la vitesse des particules est proche de la vitesse des gaz, On obtient alors un transport qui peut être considéré comme pneumatique, Le combustible est introduit sous forme pulvérulente. La réaction se fait à très haute température (1400-1600°C), et la cinétique de réaction est très rapide. Le temps de séjour du combustible dans le réacteur est de l'ordre de la seconde. La pression dans le réacteur est de 20 à 50 bar, taille des particules <100µm, et pas de limitation pour le type de charbon utilisé, il existe des gazogènes en une seul étage et en deux étages mais le premier et le plus utilisé.

Si bien que le gaz produit soit très propre (en termes de teneur en goudrons) ; une forte efficacité est obtenu, si un échangeur de chaleur est utilisé pour refroidir les gaz. Son très haut rendement, son faible impact environnemental et la forte puissance des installations (> 20 MWe) en font une des meilleures technologies pour convertir le charbon en électricité à grande échelle (Commission AMPERE, 2000). Cependant, le temps de séjour du solide dans le réacteur est très faible et ne permet pas la conversion totale du solide. [07, 01,04]

1.3.3.4. choix du gazogène à étudier

Le gazogène à lit fixe est le plus commercialisé, aussi c'est le plus préférable au applications des cycles combinés ; et il produit un gaz avec faible teneur en goudron avec un capitale d'investissement faible, et peuvent être utilisé dans les zones rurale [06 ,10]; on se basons sur ces raison le gazogène co-courant a lit fixe a été sélectionné pour cette étude et pour gazéifier le grignon d'olive.

1.3.4. conditionnements et valorisation du gaz produit

Il existe actuellement quatre principales méthodes pour valoriser le gaz produit par un gazogène :

- Production de chaleur grâce à une chaudière/brûleur avec un rendement total ≈ 75% avec de la paille comme combustible (Leung et autres, 2004) ; [16]
- Cogénération grâce à un moteur à gaz ou Stirling ou une turbine avec un rendement total (électrique + thermique) ≈ 75%, électrique ≈ 25% (bois) (Xylowatt SA);
- Co-combustion avec un autre combustible conventionnel (charbon ou diesel) pour limiter significativement les investissements ;
- Utilisation du gaz dans une installation à cycle combiné (IGCC), avec un rendement électrique > 50%, c'est-à-dire le plus haut rendement électrique réalisable actuellement, uniquement employable pour de fortes puissances (>20 MWe). [04,11]

Il est également à souligner que l'utilisation des gazogènes pour la production d'hydrogène ou de gaz de synthèse ouvre d'intéressantes perspectives d'avenir. Les piles à combustible peuvent également améliorer le rendement électrique des installations (Iaquaniello et Mangiapane, 2006). Ces technologies restent toutefois pour l'instant à l'état d'études préliminaires et ne seront pas disponibles avant plusieurs années. [58]

- Un système de nettoyage du gaz est indispensable pour rendre le gaz produit conforme à l'exigence technique et environnemental de son domaine d'utilisation :

• L'élimination des particules par la combinaison entre un cyclone avec des filtres très fines.
• Élimination des SOx et NOx, par Combinaison entre la vapeur/lavage avec eau ; le soufre est capturé par sa réduction en H_2S, COS, CS_2 (avec IGCC technologie 99% de soufre est récupéré), d'autres parts l'azote se réduise catalytiquement en azote élémentaire avec NH_3.

2. Etat de l'art

Depuis la conception du premier gazogène, des recherches continue pour améliorer l'efficacité énergétique du procédé de gazéification et d'améliorer le pouvoir calorifique du gaz généré, les gazogènes subissent des modifications dans la géométrie du réacteur, dans les conditions opératoires, et le recyclage du gaz, aussi dans le types du combustibles et d'autres paramètres, nous décrivons l'essentiel des ces modification ici.

Pour être utilisable dans un gazogène, le combustible doit avoir un rapport carbone/hydrogène élevé, un taux de cendre raisonnable (<10% MS) et un degré d'humidité réduit (<30% MS pour un rendement acceptable). La présence de métaux lourds est tolérée.
la variation du contenue énergétique et clairement expliquée par le ratio H/C et O/C comme le montre le digramme de Van Krevelen .

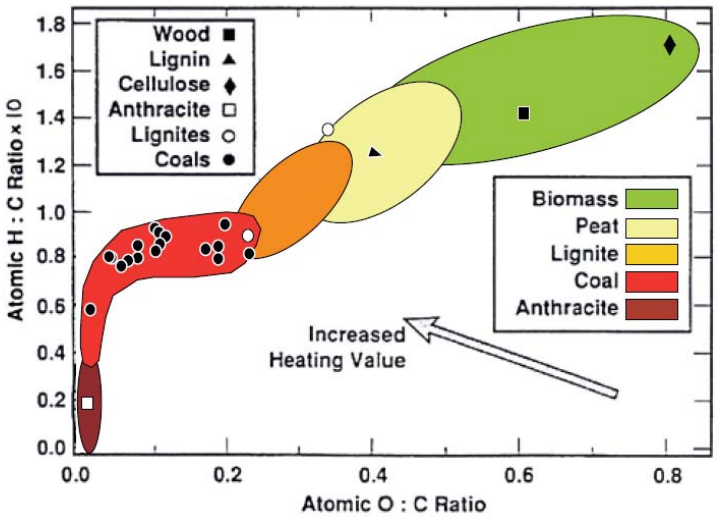


Fig. II.1: diagramme de Van Krevelen.

D'autres parts K,J,Ptasinski et autres (2007) ont fait l'étude exégétique de la gazéification de la biomasse , par comparaison avec plusieurs combustibles (charbon, starw, bois traité, bois non traité ,herbe , slug, fertilisant), il sont conclus que l'huiles végétale es la plus intéressante et qu'elle est similaire au charbon , et l'efficacité optimal de la gazéification basé sur le PCI est atteint 84%.[28]

Le taux d'humidité est selon Jayah et al. (2003) l'un des paramètres qui influe le plus sur la composition des gaz de sortie, sur la température dans le réacteur et sur l'efficacité énergétique. La vapeur d'eau joue en effet un rôle primordial tant dans les réactions homogènes que dans les réactions hétérogènes. Reed et Das (1988) indiquent qu'un taux d'humidité h supérieur à 67% MS produit un gaz trop pauvre pour être brûlé. La plupart des gazogènes Imbert nécessitent une humidité restreinte, h < 33% MS (données Xylowatt) et selon Melgare et autres (2007) ; Zainal et autres l'humidité doit être h < 25%. [08, 11,23]
. L'énergie nécessaire à l'évaporation de l'eau réduit en effet significativement la température des gaz. Les gazogènes à lit fixe à deux étages sont moins sensibles à ce paramètre, même si le rendement chute quand l'humidité du combustible augmente. [08,23].

L'influence de l'humidité sur la qualité du gaz généré est examiné par Zainal et autres, J.K. Ratnadhariya et, S.A. Channiwala, Pratik N,Sheth a, B.V. Babu b et André Mélgare et autres (2007) ; ils sont conclus tous que l'augmentation de l'humidité diminué l'efficacité énergétique ainsi que le pouvoir calorifique du gaz produit . [18,23].

Pour pousser la performance du model d'équilibre S. Jarungthammachote, A. Dutta (2007) a fait une combinaison entre les résultats Expérimentaux de Zainal, Altafini, et Jayah. Ils ont fait une analyse exégétique et ils ont a remarques que l'efficacité diminué de 81.54% au 78.62% lorsque l'humidité augmente de 20% au 30%.

Gonzalez et autres (2008) ont réussir à produire un gaz riche en hydrogène par la gazéification avec air/vapeur de déchets d'olive, dans un réacteur au-dessus de la

température de 900°C en utilisant une vapeur avec un rapport de biomasse de 1,2 (sur la base de poids). Les résultats obtenus indiqués que les conditions optimales pour la gazéification à vapeur étaient 900°C, qui donne à un hydrogène la fraction molaire de 0,70 à un temps de séjour de 7 minutes. En utilisant $ZnCl_2$ comme catalyseur, ils ont réalisé presque la même production d'hydrogène mais à une plus basse température (800°C) et un temps de séjour plus court (t = 5 min). [13]

V. Skoulou et autres (2009) Dans cette étude, des grains d'olives ont été employés comme biomasse solide, et son gazéification à la vapeur et à haute température (HTSG) a été étudier, dans l'unité fixe de lit à KTH Suède, avec respect à la maximisation d'hydrogène dans le gaz produit. Des expériences ont été effectuées dans la température ambiante de 750 –1050 °C, avec la vapeur comme agent de gazéification. Le comportement des grains olive, sous des temps de séjour de 120 jusqu'à 960 s, a été étudié. À 1050 ° C les gaz obtenu ont des pouvoir calorifiques moyenne et parfois élevé (gaz de PCI = 13,62 MJ/Nm ^{3}), tandis qu'un rapport molaire acquis de H_2 / CO égal à quatre montré que la gazéification olive du grain HTSG pourrait être une technologie efficace pour une production de gaz riche en hydrogène. 40%mass d'H_2, 24% CO, 25%CO_2 et 16% CH_4 dans le gaz produit de gazéification à 1050 °C). Le coke produit à un contenu de 79% mass de carbone fixe, basse contenu de chlore et soufre, qui le permet pour davantage de réutilisation pour des buts énergiques.
Le contenu de goudron dans le gaz produit à 750 ° C était 124,07 g/Nm ^{3} alors que des 1050 ° C une réduction de 79,64% étaient observé et atteint la valeur de 25,26 g/Nm ^{3}. [12];

- ✓ ***Gazogènes contre courant « updraft »***

La gazéification à hautes températures avec agent à 1000 ºC dans des gazogènes contre courant permet gazéification d'un éventail de matière de base comprenant les carburants et la perte de biomasse de rang du bas comme cambouis. Les températures plus élevées du gaz préchauffé d'alimentation mènent à un rendement inférieur de goudron, plus haute production des gaz produit riches en H_2.

Carlos (2005) a étudié le haut procédé de gazéification de la température air/vapeur pour la gazéification de l'écorce, charbon de bois, copeaux et les granules en bois dans un groupe conventionnel dactylographient le gazogène à contre courant. Air préchauffé, la vapeur et le mélange d'air/vapeur ont été employés en tant que médias de gazéification. Préchauffage d'air jusqu' à 830 ºC a maintenu la température dans la zone d'oxydation du gazogène à gaz au-dessus de 1000 ºC, qui ont favorisé craquage thermique du goudron dans une étape dans le gazogène à gaz. La valeur calorifique inférieure (PCI) du producteur le gaz, l'efficacité froide de gaz et le taux spécifique de production de gaz (SGPR) ont augmenté de 4,6 à 7,3 MJ/Nm^3 Nm^3 36,1 à 45,2 % et 744,9 à 916,6 kg m^{-2} h^{-1} respectivement comme température de le gaz préchauffé d'alimentation a été augmenté de 350 à 830 ºC. Avec de l'air préchauffé de 830 ºC le PCI (7,3 MJ/Nm^3) du gaz produit étaient bien au-dessus de cela rapporté pour des gazogènes « downdraft ». Quand le gaz d'alimentation utilisé était mélange de la vapeur et de l'air, augmentation de la fraction de vapeur en ce qui concerne l'air à hautes températures a favorisé l'équilibre de décalage de gaz d'eau et la reformation de vapeur des goudrons et hydrocarbures qui ont mené à l'augmentation de la fraction de H_2 (10,4 à 29,9%) et

diminution de CO (29,4 à 18,4%) dans le gaz de produit. Cependant l'utilisation de la vapeur a abaissé la température de gazéification et l'efficacité froide de gaz (43 à 37%).[62]

Yang, et autres, (2006) ont étudié la gazéification du bois à hautes températures; les granules dans un groupe dactylographient le gazogène de lit fixé « updraf ». Le gazogène était boîte, le lit été des boules en céramique placées sur le disque perforé à l'intérieur du réacteur ; la gazéification le processus est devenu plus rapidement avec l'augmentation de la température du gaz d'alimentation de (650 à 830) ºC. La plus haute température de gaz menée à l'augmentation de la concentration de % de CO (20,1 à 26,8) et H_2 (6,6 à 12,7 %) en gaz de producteur. La température critique de gaz d'alimentation (à quel le rendement des produits gazeux étaient maximum) étaient entre la température d'inflammation de la biomasse et la température de la fonte des cendres de la biomasse. [16]
Le gazogène contre courant a été généralement utilisé pour la gazéification du carburant conventionnel de biomasse comme bois, morceaux en bois, écorce.

Rao, et autres, (2004) ont étudié la gazéification des carburants non conventionnels comme les granules du carburant dérivés par ordures à basse densité (RDF) dans un gazogène contre courant avec une grille inclinée. L'inclination de grille a aidé dans l'écrasement de grandes scories. Un air partitionné dans le gazogène assure la distribution uniforme d'air dans la zone de combustion. La valeur calorifique élevée (PCS) et la teneur en énergie du gaz produit étaient 5,58 MJ/Nm^3 et 12,2 MJ/kg respectivement. Le contenu de goudron des granules de RDF était 45 % moins que cela en gaz produit des morceaux en bois. Le taux spécifique de gazéification de granules de RDF était dans la gamme a rapporté pour des gazogènes contre courant avec la grille fixe (SGR 100-200 le kg m^{-2} h^{-1}). L'efficacité du gaz obtenue avec RDF était 73 %, avec lequel était plus de 8 % plus haut que cela obtenu morceaux en bois. [07]

Na, et autres, (2003) ont gazéifié les granules de rebut de combustible dans un gazogène de lit fixé « updraft » rayé avec le réfractaire d'alumine en utilisant O_2 comme milieu de gazéification. La composition de H_2 et le CO dans le gaz produit étaient dans la gamme 30-40 % et 15-30 % respectivement selon rapport d'oxygène/déchet. A mesure que la taille de lit était augmentée le contenu de H_2 et de CO en gaz produit accru tandis que le contenu de CO_2 a été réduit. La gazéification était difficile au-dessus d'une taille de lit de 700 mm en raison de chute de pression de O_2 L'efficacité froide de gaz était autour de 61 % pour un rapport O_2/déchet de 0,4-0,5 et la valeur calorifique du gaz produit étaient 11,72-13,40 MJ/Nm^3 qui était plus que la valeur calorifique du gaz produit par la gazéification d'air. Le gaz a été nettoyé de la matière particulaire par un cyclone. On a rapporté que la gazéification de O_2 produit un chauffage moyenne ; Le gaz produit du gazogène contre courant « updraft » a un teneur élevé de goudron et donc dans la plupart du temps employé dans chaudières à vapeur. et dessiccateurs couplés étroits thermiques de récolte. [16]

Payne, et autres, (1983) ont étudié l'expérimentation sur un gazogène contre courant utilisé en même temps qu'a chambre de combustion pour le séchage de grain. Des épis de maïs du contenu d'humidité variable (9-46 %) ont été gazéifiés dans le gazogène avec de l'air primaire

comme milieu de gazéification. Le gaz produit était alors brûlé complètement avec de l'air secondaire et le gaz d'échappement mélangé à de l'air ambiant et utilisé directement pour sécher le grain. Toute l'émission particulaire était proportionnelle à la deuxième puissance du taux de gazéification (la quantité de corn cob est gazéifié par secteur de grille d'unité par unité le temps), qui dépendait alternativement du contenu d'humidité de corn cob et du taux primaire de flux d'air. VTT (2002) a rapporté l'utilisation commerciale d'un gazogène de lit fixé « updraft » de la capacité de 8 MW (BIONEER) pour des applications thermiques. Le gazogène s'est composé d'un navire rayé réfractaire avec une grille formée par cône tournante. La température de la zone de combustion a été commandée près humidification d'air de gazéification. Le gazogène a été utilisé pour gazéifié une variété de matière de base (morceaux en bois, pertes de forêt, tourbe, paille etc..) et le gaz a été brûler dans une chaudière pour produise de l'eau chaude. Pour l'opération réussie le carburant de biomasse a eu le contenu d'humidité moins que 50 %, cendre moins de 10 % de matière sèche avec le point de ramollissement minimum de la cendre au-dessus de 1190 ºC. [16]

Au-dessus de 50 % de contenu d'humidité le gaz produit a contenu le sort d'aérosols de goudron. Le gaz produit de la gazéification des morceaux en bois de 41 % de contenu d'humidité s'est composé de 30 % CO, 11 % H_2 3 % CH_4 7 % N_2, 49% CO_2, et avec un PCS de 6,2 MJ/Nm^3 La teneur en goudron le gaz produit sec était dans la gamme 50 –100 g/Nm^3 Le gazogène s'est avéré économiquement faisable pour de petits systèmes de chauffage.

Selon Leung, et autres, (2004) les gazogènes à lit fixe « updraft » de la capacité 2 –30 kW ont été utilisés en Chine pour la gazéification de l'arbre écorces et blocs de bois de construction produisant un gaz avec un PCI 4,1 –5,3 MJ/Nm^3 à l'efficacité de 70-75 %. Le gaz produit était employé comme carburant de chaudière commercialement.
Le teneur élevé de produits de goudron et de pyrolyse dans le gaz produit du gazogène « updraft » le fait fortement peu convenable dans les moteurs et les turbines à gaz. [16]

Barker, et autres, (1996) ont rapporté que la gazéification en « updraft » gazogène de 2 – 20 MW donne un gaz convenable d'approvisionnement aux moteurs d'échange à l'efficacité de 30-35 % seulement, si les goudrons de phase gazeuse étaient craqués dans de plus petits composants, ce qui ne condensent pas à des plus basses températures. Ceci peut être fait par le craquage thermique c.-à-d. près soulevant la température du gazogène plus de 1200 ºC comme dans la gazéification a haute température (Carlos, 2005 et Yang et autres, 2006) [16]

- ✓ ***Gazogène co courant a lit fixe « Downdraft Imbert »***

Le fonctionnement du gazogène a lit fixe co courant est très sensible à la taille et à la qualité de matière de base. Des modifications ont été faites dans le gazogène pour gazéifier avec succès les combustibles à basse densité comme les tiges, les coquilles etc.

Francisco V. et autres (2008) a implémenté un model monodimensionnel stationnaire pour la gazéification de la biomasse dans un gazogène co courant a lit fixe, le model basé sur les équations du transfert de masse et de chaleur entre le solide te le gaz, les trois mode de

transfert thermique sont utilisée, de plus des sous model pour le séchage, pyrolyse, oxydation et réduction ; l'expérimental en parallèle sur un gazogène prototype lui a permis de valide les résultats du model.
ils ont étudier l'influence des paramètres opératoires comme diamètre de la particule, débit d'air, la géométrie du gazogène ; L'efficacité maximal s'obtient avec particule a faible diamètre, faible vitesses d'air avec un ratio fuel /air élevé. [17]

Liinanki, et autres, (1985) a présenté une grille tournante et un double distributeur conique dans un gazogène « downdraft » pour la gazéification de la poussière de fibre de coco, tige de coton et paille de blé. Le carburant eu une plus faible densité et une teneur plus élevée en cendres comparée à celle du bois et était densifié dans des briquettes. Le double distributeur conique dans le gazogène a créé l'espace pour que les briquettes de carburant augmentent quand elles ont été chauffées jusqu'à évitez le problème traversier dans la zone de pyrolyse. Une rotation la grille a alimenté hors des particules de scories devant leur agglomération dans le gazogène à gaz. La distance entre le plat de bobine et la grille a été également augmenté pour augmenter le volume de zone de réduction, et pour obtenir une meilleure distribution des scories dans le lit de coke. Le système de gazéification s'est composé d'un gazogène avec un cyclone pour le dépoussiérage brut et un fibre-tissu de verre pour l'élimination des particules fines. L'efficacité froide de gaz était 72-77 % ; que le contenu de goudron était en-dessous de 1 g/Nm^3 Des granules de paille de blé ont été également examinés mais en raison de la petite dimension des particules, un jet du gaz froid passé entre la gorge et les buses d'air ayant pour résultat le gaz produit avec contenu élevé de goudron. [07]

Jayah et autres , (2003) ont étudiés la gazéification des morceaux du bois en caoutchouc de l'humidité variable (12,5-18,5 %) et la taille des morceau (3,3 –5,5 cm) dans un gazogène « downdraft » de 80 kW, ce qui était subit un doublement du mur avec un espace d'air dans l'intervalle. Pendant l'opération le gazogène était secoué pour éviter évité le blocage au niveau de la gorge. Les petits morceaux ont subi une conversion plus rapide de coke augmentant l'efficacité de conversion et donc la longueur plus petite requise de zone de gazéification.
Un angle plus élevé de gorge a diminué la température, le taux de réaction et l'efficacité de conversion tandis que le plus petits angles ont exigé d'une augmentation de la longueur de zone de gazéification pour atteindre l'efficacité optimal. Pour le morceau en bois du contenu d'humidité 15 %, la taille optimale de morceau était de 5 cm, la longueur de la zone de gazéification 22 – 33 cm, angle 61° de gorge et une efficacité de conversion de 56 %. Le goudron, vapeur d'eau et la teneur en cendres étaient 7-9 % du rendement de gaz produit.[22]

Sasidharan, et autres, (1995) ont signalé que les gazogènes « downdraft » ont garni du matériel en céramique a eu la plus grande vie et peu de coût que des gazogènes de « downdraft » faits d'acier spécial ; pour un système de gazéification de capacité (< 500 kW). Le gazogène fait d'acier a échoué à la buse d'air de gorge et région due à l'oxydation et à la corrosion à hautes températures, la plupart du temps dans un délai de 1500 heures de

opération tandis que le gazogène garni du matériel en céramique pourrait résister au choc thermique. [16]

Warren, et autres, (1995) ont réduit l'espacement de grille ont augmenté la taille de grille de sorte qu'il pas le bloc avec le char dans le gazogène « downdraft » le gazogène à gaz utilisé pour la gazéification des morceaux en bois de saule et peuplier de taillis. Les particules fines des morceaux en bois ont bloqué l'écoulement d'air réduction de la température dans quelques secteurs de la gorge. Un agitateur de carburant a été utilisé pour remuer le problème. (29]

Dogru, et autres, (2004) et Midilli, et autres, (2004) ont également employé un gazogène « downdraft » pour gazéifié les résidus en cuir (BDLW) du contenu d'humidité 11,23% (base. sec) ; À mesure que le taux d'entrée de BDLW a augmenté de 2,09 – 5,04 kg/h, 0,08 –0,21 kg/h de la cendre, 0,04 –0,06 kg/h de goudron et 0,60 –1,39 kg/h de condensat ont été obtenus. Les débits du gaz humide accru presque linéairement de 3,78 Nm^3 / h à 9,72 Nm^3 / h, avec l'augmentation du taux d'alimentation de combustible. Les gaz combustibles ont changé entre 29 et 33 % de tout le gaz humide produit. La plupart de région productive pour la gazéification des résidus en cuir était entre 486,39 et 584,36 Nm^3 m^{-2} h^{-1} du taux spécifique de gazéification (SGR). L'efficacité optimum du gaz était 46,50 % autour de 486,39 Nm^3 m^{-2} h^{-1} du SGR. Les grandes tailles de briquette du les résidus en cuir ont de temps en temps formé jeter un pont sur dans la zone de gorge du gazogène.[07]

Midilli, et autres, (2001), boue d'épuration à été gazéifié dans un gazogène « downdraft » de capacité de 10 kW et le gaz généré 19-23 % combustibles gazeux avec un PCI de 2,55-3,2 MJ/Nm^3

Dogru, et autres, (2002) ont étudié la gazéification des coquilles de noisette de l'humidité contenue 12 % (base.sec.) dans un gazogène « downdraft» de 5 kW. Optimum de l'opération était entre 1,44 et 1,47 Nm^3 / kg de rapport de combustible/air et de 4,06 et 4,48 kg/h de charge humide. La haute qualité du gaz produit PCS (4,75 –5,15 MJ/m^3) étaient du à la température élevé dans la gorge (1015-1206 ºC) et faible teneur du coke (0,201-0,228 kg/h) ainsi que celle du goudron (0,023-0,025 kg/h). Il n'y avait pas de dépôt sur les coté de la gorge ou fusion de la cendre à la température optima de gorge 1000-1050 ºC puisque la teneur en cendres dans des coquilles de noisette était été 0,77 % tout à fait bas. À les débits d'air élevé (> 1,5 Nm^3 / kg), le PCS du gaz produit diminue significative tandis que le rendement de goudron augmentait parce que plus d'air signifie plus de combustion. Le gaz produit était nettoyé et refroidi par le passement par un épurateur emballé de lit et un filtre sec avec du bois ou charbon de bois. [19]

Le gaz généré par le gazogène « downdraft » est employé pour l'application thermique comme le séchage de grain ou comme carburant dans la chaudière. un gazogène « downdraft » (830 MJ/h) pour le séchage de grain. La gorge du gazogène est composée de canaux V formés encadrés par les conduits triangulaires, qui ont été subdivisés pour séparer l'air primaire de l'air secondaire avec isolation extérieur, Les épis de maïs ayant 8,1, 23,2 et 32 % le contenu d'humidité a été gazéifié avec de l'air. À mesure que le taux primaire de flux

d'air augmentait la gazéification le taux a augmenté linéairement tandis qu'à mesure que la teneur en humidité de la biomasse augmentait le taux de gazéification diminué. Le rapport de « turn down » a également diminué avec l'augmentation de l'humidité de la biomasse et était 3:1 pour une humidité de 8,1%. L'émission particulaire au rapport d'absorption d'énergie était 134 mg/MJ, qui étaient au-dessus de la norme d'EPA (Agence American pour l'environnement) pour cela du coke de capacité élevée mis les feu chaudières.
Le gazogène « downdraft » est connu pour produire du meilleur gaz produit de qualité avec goudron minimum pour des moteurs (Jain 2006). [16]

Les gazogènes « downdraf » étaient disponibles dans le commerce en Chine. Ceux-ci ont pu opérer des multi-carburants (bois, corncobs, coquilles dures d'écrou, sciure et houille) et le gaz produit a eu 20-28 % CO et plus de 12 %de H_2 et jugé convenable pour l'utilisé dans les moteurs à gazole.

S. Jarungthammachote, A. Dutta (2007) a proposé un model d'équilibre thermodynamique basé sur les constantes d'équilibre pour prédire la composition du gaz produit a partir du déchets dans un gazogène cocourant a lit fixe, il a fait une combinaisons entre les résultats expérimentaux de Zainal et autres, Altafini et autres, and Jayah et autres. Pour modifier le model (multiplication du constant d'équilibre de réaction de déplacement de l'eau par 0.91 et la réaction de formation du méthane par 11.28) pour objectifs de pousser la performance du model. Il a fait une analyse exégétique et il a remarque que l'efficacité diminué de 81.54% au 78.62% lorsque l'humidité augmente de 20% au 30%. [24]

A Sharma (2008), il a fait une modélisation thermodynamique et cinétique mais seulement sur la zone de réduction dans un gazogène co-courant, il a remarqué que la conversion total du charbon au éléments gazeux est atteint a 923 K et 950 K pour le model d'équilibre et cinétique respectivement**.**
Ils ont remarqué qu'il y a une différence entre la composition du gaz prédite par le model d'équilibre avec celle obtenu avec un model cinétique.[21]

Warren, et autres, (1995) ont employé un gazogène « downdraft » la gazéification des morceaux en bois de saule et peuplier de taillis. Le gaz produit été passé par un cyclone jumeau, une pipe et le refroidisseur d'aileron et une sciure et une mousse filtrent pour enlever la matière et le goudron particulaires. Il a été mélangé avec de l'air dans un venturi avant utilisation dans un moteur pour produire de 30 kW de l'électricité. [29]

Un gazogène « downdraft » de 10 kW à été examiné pour différents type de biomasse après leur prétraitement (réduction et/ou briquetage de la taille). Le gaz produit a été employé en tant que supplémentaire carburant dans l'ensemble de pompe de moteur diesel. Le gaz généré par la gazéification de l'acacia, le mais, les morceaux en bois, le bois de chauffage et les tiges de sorgho ont remplacé le diesel dans la compression moteurs de l'allumage (ci) par 70-76 %, 62,25 %, 22,5 % et 58,60 % respectivement. Dans une autre épreuve de 3,75 kW le gazogène «downdraft », des épis de tamarindus et de maïs ont été gazéifiés et le gaz produit a remplacé 62,27 % et 48-52 % de diesel respectivement (Jain, 1996).

Ghosh, et autres, (2004) ont rapporté 5 gazogènes 100kw chacun, qui ont été utilisé pour l'électrification de 5 villages dans des îles de Gosaba au Bengale occidental, l'Inde. Chaque gazogène était équipé d'un système de refroidissement de gaz arrosé à l'eau, système à deux étages d'épuration des gaz, ventilateur, moteur (HP 165) couplé à un alternateur de 125 kVA et aux ensembles de pompe pour l'eau en circulation. La consommation moyenne du carburant le bois et le diesel par kWh de l'électricité produit étaient de 0,822kg et 0,135 l. le moyenne de bois et par kWh d'électricité généré était 59 %, l'efficacité globale de l'usine de Gosaba était 19 %.

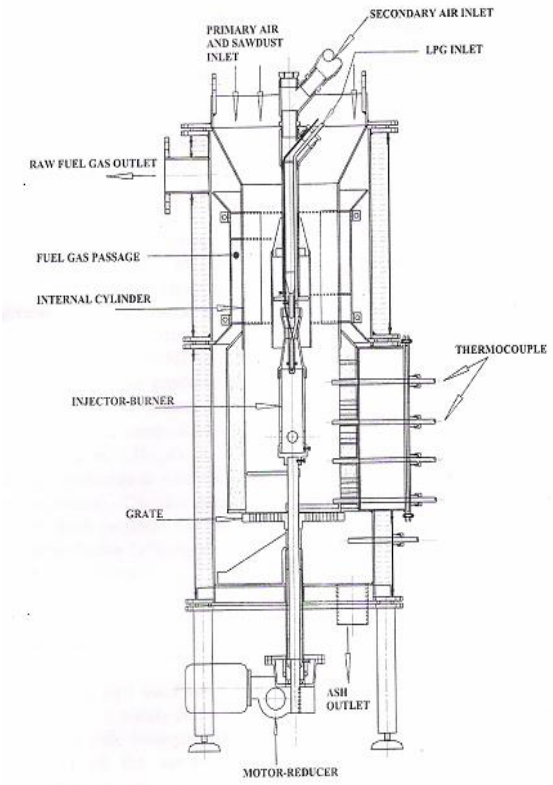
Mukunda, et autres, (1994) ont développé un gazogène a toit ouvert, se gazogène composant d'un réacteur tubulaire vertical de toit ouvert et d'un bouchon liquide au fond le deux-tiers inférieur du réacteur a été garni avec un matériel en céramique pour empêcher la corrosion à hautes températures. La partie supérieure du réacteur a été fait d'acier inoxydable avec une veste annulaire autour d'elle. [07]

Dasappa et autres, (2003) ont développés un gazogène a toit ouvert, une enceinte cylindrique fait de l'acier doux, avec une doublure intérieure en céramique. Des buses d'air ont été fournies autour de la zone de combustion. La distribution uniforme d'air à travers la section a été établie en plaçant ces becs à deux tailles différentes. Le double entrée d'air à partir du dessus et des becs –a favorisé un temps de séjour élevé pour des gaz aux températures élevées, de ce fait éliminant le goudron. Le lit de combustible a été soutenu sur une extraction de cendre vis, deux sorties de décharge ont été données pour l'extraction de cendre. [07]

Wander et autres, (2004) ont développé un gazogène à gaz stratifié supérieur ouvert avec le recyclage interne de gaz, ce qui pourrait brûler une partie du gaz produit pour soulever la température de gazéification. Le gazogène (fig. II.4) s'est composé d'un cylindre avec une grille de fer de fonte fixée à un axe tournant. Tiges étaient fixes sur l'axe pour mélanger la sciure dans la réduction répartissez en zones et pour extraire la cendre. Au centre du le gazogène un dispositif comme un venturi a aspiré une partie des gaz produits dans lui à brûler dans a chambre. Le gazogène a été utilisé pour la gazéification de 12 kg/h de sciure du contenu d'humidité (9 -11 %). sans le recyclage des gaz, le rapport d'air / sciure ont dû être gardés au-dessus de 1,5 pour obtenir efficacité froide de gaz de 60 %, tandis qu'avec le recyclage des gaz, le rapport était inférieurs 1,1- 1,4, Le recyclage de gaz a soulevé la température de réaction de gazéification, aidée en brûlant une partie du goudron et de d'améliorée l'efficacité du gazogène.[04]

Dans une autre épreuve sur le gazogène ouvert avec le recyclage de gaz conduit par Altafini et autres, (2003) le taux d'entrée de la sciure, de la température et de la pression dans le gazogène était 11,34 kg/h, 800 ºC et 0,93 bars respectivement. La teneur en humidité de la sciure a été changée de 0 – 30 %. Ils ont observé qui à mesure que la teneur en humidité de la sciure augment le rapport d'air/ sciure augmenté pour garder la température la constante ; Le PCI du gaz produit a réduit avec la teneur en humidité croissante de la sciure. L'efficacité

froide maximum de gaz (68 %) était réalisée avec la sciure ayant la teneur en humidité de 20 %. [04]



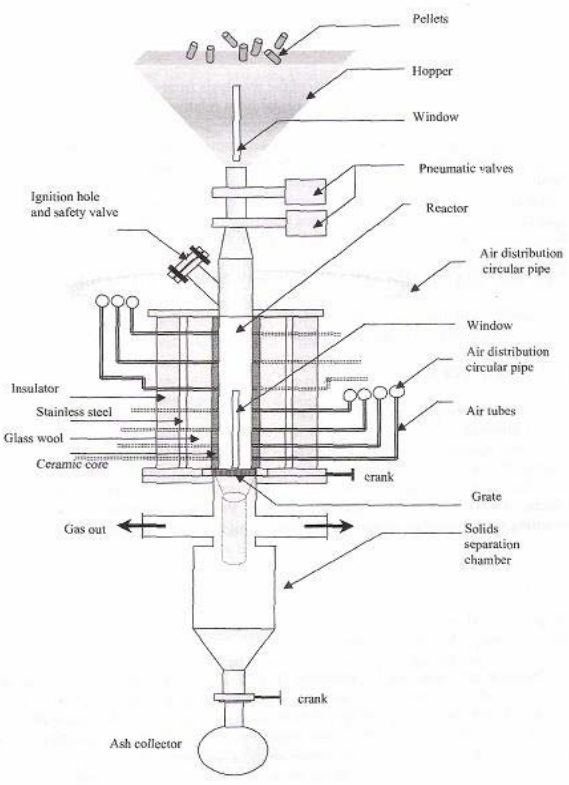


Fig. II.2 gazogène stratifié avec recirculation du gaz fig. II.3 gazogène stratifié

Barrio, et autres, (2001) ont utilisé un gazogène stratifié de petite taille (30 kW) (fig. II.3) pour gazéifié les granules en bois à un taux d'entrée 5 kg/h. La conception du gazogène a tenu compte de la variation du point d'injection d'air sur la longueur du gazogène. La grille était un plat perforé avec une manivelle, qui pourrait être secouée manuellement. Le rapport d'équivalence était inférieur (0,3) quand 80 % d'air rentre de dessus et 20 % des côtés du gazogène. Il était 0,4-0,45 quand 100 % d'air rentre de dessus ; le gazogène a produit 12 Nm^3 / h de gaz produit avec une valeur calorifique de 5 MJ/Nm^3 et le contenu de CO et H_2 été 20% chacun.

Le taux spécifique du taux de gazéification (SGR) c-à-d de consommation de carburant par unité de superficie de secteur de réacteur a été optimisé pour les gazogènes throatless. Savoir la valeur optimale de SGR, la taille du réacteur peut être calculé de la demande énergétique du système de gazéification. [06]

Tiangco, et autres, (1996) ont coques gazéifiées de riz dans un noyau ouvert ou gazogène statique de lit de réacteur variable diamètres de 16-30 centimètre. Le taux spécifique de gazéification a été changé dans la gamme de 100-400 $kgm^{-2}\ h^{-1}$ À mesure que le taux spécifique de gazéification (SGR) augmentait le débit de gaz de producteur et le rapport de flux d'air de réaction a augmenté. L'efficacité froide de gaz a augmenté jusqu'à une valeur optimum de SGR et alors diminuée. L'efficacité de gaz froide la plus élevée était entre 50-60 % à SGR de 200 $kg\ m^{-2}\ h^{-1}$ On l'a observé que l'efficacité de gaz et la valeur froide optimum

de SGR étaient indépendant de la taille du réacteur indiquant de ce fait que SGR pourrait être employé d'une manière satisfaisante pour passer à l'échelle pilot à la grande échelle. [16]

Jain, et autres, (2000b) ont développé les paramètres de conception pour le gazogène « throatless » de cosse de riz pour applications de moteur. Le gazogène a été fait de deux cylindres concentriques d'acier doux l'intérieur un étant réacteur et l'externe le tube de retenue. La grille a été faite d'acier inoxydable treillis métallique. Le gaz a été passé par l'épurateur emballé de l'eau de lit et le filtre sec; SGR a été changé entre 110-240 kg m^{-2} h^{-1} de la gamme À mesure que le SGR augmentait le rapport d'équivalence accru de 0,33 à 0,44. L'efficacité froide de gaz a augmenté de 53 à 69 % jusqu' à SGR de 190 kg m^{-2} h^{-1} Un accroissement plus ultérieur de SGR a réduit l'efficacité. La valeur optima de SGR, pour la quelle l'efficacité était maximum est 190 kgm^{-2} h^{-1}. [29]

Di Blasi et autres. (2000) à fait la conception d'un gazogène lit fixe cocourant à l'échelle laboratoire et il lui a construit pour récupéré les donnés pour la modélisation du procèdes et pour compare la gazéification de différents types de biomasses comme bois de hêtre, coquilles de noix, cosses olives, et résidus de raisin.[25]

Di Blasi (2004) a présenté un model instationnaire pour la modélisation de la gazéification de du bois d'un gazogène contre-courant ou il a examiné l'effet de air /fuel ratio ,évolution de la température et la vitesse du solide et du gaz pour chaque niveau du gazogène , la densité de particule , vitesse de pyrolyse ,et la zone de dévolatilisation a pris la grande hauteur z=0.35 d'un hauteur total du gazogène de à 0.5m ,combustion et gazéification pour une hauteur de 0.005 m, la vitesse est minimal dans la zone de réduction, la combustion se termine par l'épuisement di O2 ou la température et la vitesse du gaz augment. [10]

Singh, et autres, (2006) ont effectué la gazéification des coquilles d'anacarde dans gazogène « downdraft » de la capacité 150.000 kcal/h aux débits variables de gaz. Le maximum l'efficacité de gazéification était 70 % à SGR 167 du kg m^{-2} h^{-1} Le débit de gaz produit était 130 m^3/ h et son PCI était 1081 kcal/m^3 ; Le gaz produit a été employé pour des applications thermiques comme les chaudières par la combustion directe ou pour le chauffage d'air utilisé dans des échangeurs de chaleur. [16]

Jorapur et Rajvanshi (1997) ont développé un gazogène commercial (1080 MJ/h) pour la biomasse à basse densité, pour des applications thermiques à la recherche agricole de Nimbkar Institut (Nari), Inde. Le gazogène à gaz a été actionné sur la canne à sucre, la bagasse et leur mélange et le PCS du gaz étaient entre 3,56-4,82 MJ/Nm^3 ; la température du gaz était 300 ºC plus grand qu'et tellement il n'y avait aucune condensation des goudrons et matière particulaire ; les performances du gazogène est bonne pour des teneur d'humidité (> 15%). [16]

Mukunda, et autres, (1994) a signalé que le gaz de produit par gazogène stratifié pourrait être employé pour applications de moteur (puissance) comme il produit faible quantités de goudron. Le gazogène a été utilisé pour gazéification des morceaux en bois. Le rapport du débit de gaz à la consommation en bois était environ 2,6. La composition du gaz était 18 % de H_2 19 % de CO, 1,25 % de CH_4 12 % de CO_2 et N_2. La valeur calorifique s'est étendue de 4 MJ/kg à 4,4 MJ/kg. La quantité de goudron et la teneur en particules dans le gaz produit étaient 100 mg/m^3 et 700 mg/m^3; Ils ont été réduits à 20 mg/m^3 et 50 mg/m^3 respectivement après le nettoyage par un sable et le filtre. Toute l'efficacité du système a mesuré par rapport à l'énergie électrique finale était 27 % dans un moteur d'allumage spontané de 100 kW avec 85 % de remplacement de diesel. [07]

Dasappa et autres, (2004), ont examiné le réacteur rayé en céramique supérieur ouvert, pour la gazéification de la biomasse d'humidité variable jusqu' à 37 % ; et ils ont étudié la variation du goudron et des particules dans le gaz généré. Le contenu de goudron dans cette conception de réacteur était plus bas dû l'isolation de haute qualité la matière employée, plus la distribution de l'aire dans le réacteur, qui craque les goudrons on améliore l'efficacité globale de gazéification. Avec l'augmentation en humidité contenu, le niveau de goudron dans le gaz accru et matière particulaire réduite. Le teneur du goudron dans le gaz généré était de 50 –250 mg/Nm^3 pour la biomasse ayant une humidité moins de 15 %, dont au delà il a grimpé jusqu' à environ 700 mg/Nm^3 ; à une capacité de 75 kg/h le gaz froid l'efficacité était autour 75 %, tandis que pour les gazogènes de grande capacité 650 kg/h a résulté dans des efficacités de conversion de 85 %. Le système de gazéification a compris le gazogène à gaz, le cyclone de rendement élevé, et l'épurateur d'éjecteur à gaz frais et propre avant de l'employer dans le moteur. L'épargne diesel aller jusqu'à 70 % et d'une combinaison l'efficacité de 20 % a été réalisées. [07]

J.K. Ratnadhariya , S.A. Channiwala (2009) proposons un model d'équilibre de 03 zones;la première zone englobe le séchage et la pyrolyse ,la deuxième zone de l'oxydation et la troisième zone pour la réduction
Ce model examine l'intervalle opératoire de l'équivalent ratio entre 0 et 0.45, de l'humidité du bois entre 0 et 40%, et donne la composition du gaz produit ainsi que l'évolution la température maximale dans la zone d'oxydation qui donne des informations sur la conception du gazogène et de son matériaux de construction. Selon les résultats le ratio équivalent n'affect pas la composition du gaz produit la pyrolyse de la biomasse [18].

- ✓ ***les gazogènes étages***

La modification dans la conception du gazogène à deux étages a été faite par Bhattacharya, et autres, (1999) de telle manière que le coke ait été produit à l'intérieur du gazogène lui-même, de ce fait évitant l'entrée d'externe coke. À cette fin, une entrée d'air supplémentaire au-dessus de l'air primaire originale a été ajoutée. Le contenu de goudron en gaz produit a réduit avec l'augmentation du débit de primaire et de secondaire air. La valeur la plus basse du goudron était 45 mg/Nm^3 aux débits d'air primaires et secondaires de 120 l min^{-1} ; La composition en gaz s'est également améliorée à un taux plus élevé de flux d'air en raison de l'élévation de la température dans le gazogène.[26]

Une autre variante de la gazéification étagée utilise deux réacteurs, l'un pour le séchage/pyrolyse et l'autre la combustion/réduction. L'Université de Technologie Danoise de DTU teste depuis 2002 un prototype de 18 kWe de ce type, présenté Figure 1I–5(Henriksen et autres, 2003). Il a déjà fonctionné plus de 2500 heures avec des résultats très probants.
Son haut rendement, proche du rendement théorique maximal de Ruhirose (1992) de 93% , son rendement électrique net de 25% et son taux de goudron quasi-nul sont des atouts considérables. Il ajoute en effet aux avantages de la gorge des gazogènes traditionnels les bénéfices de la séparation pyrolyse/oxydation. [09]

Brandt, et autres, (2000) ont utilisé le réacteur (Fig.10) de la capacité de 100 kW pour gazéification des morceaux en bois. Le coke et les produits volatils de pyrolyse de la pyrolyse l'unité a écrit le dessus de l'unité de gazéification où les gaz ont été mélangés au préchauffés combustion partielle commençante de vapeur et d'air. On a permis aux les gaz de passer par le lit de coke ayant pour résultat la réduction significative de goudron (15 mg/m 3). Des quantités inférieures de goudron ont été attribuées à combustion partielle des gaz pyrolytiques aussi bien que l'effet catalytique du lit de coke. Le système d'épuration des gaz s'est composé d'un cyclone chaud, du refroidisseur de gaz, de l'épurateur de venturi et d'un filtre de gaz. [04]

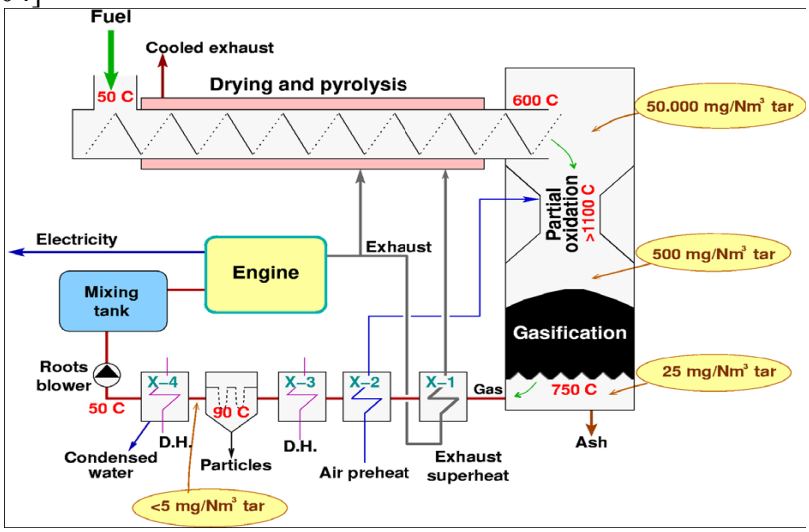


Fig. II.4 : gazogène à deux étages

Hindsgaul, et autres, (2000) a étudié un gazogène à deux étages de se composer de 100 kW unité extérieurement de chauffage de pyrolyse et un gazogène à gaz de char de downdraft pour la gazéification des morceaux en bois.
La pyrolyse s'est produite à 600 ºC et à gazéification à 1000 ºC à 800 ºC. Les médias de gazéification étaient le mélange préchauffé d'air de vapeur. Le gaz a été nettoyé par l'épurateur de venturi, antibuée (un acier éponge) et un filtre. Sous la biomasse: cuisez le rapport à la vapeur de 1:1, la charge de particules était environ 300 g/Nm^3 et sous le rapport 3:1, la charge de particules a augmenté au-dessus de 1000 g/Nm^3 La chute de pression par le char le lit était moins une fois rempli de combustible par des briquettes qu'une fois rempli de combustible par les morceaux en bois. [04]

De plus amples recherches sont encore nécessaires pour améliorer la connaissance des phénomènes physiques mis en jeu et pour valider l'utilisation de différents combustibles.

Nom	*FRIM*	*Twente*	*Viking*	*Aston*	*KSU*	*SERI*	*Aston*
Type	*Imbert*	*Imbert + Injection d'air centrale*	*Co-courant à deux étages*	*Stratifié*	*Stratifié + air secondaire*	*Stratifié*	*Hybride stratifié/Imbert*
Référence	*Hoi, 1991*	*Groeneveld et Van Swaaij, 1980*	*Henriksen et al., 2003*	*Evans, 1992*	*Walawender et al., 1987*	*Reed et Das, 1988*	*Milligan, 1994*
$\phi_{cylindre}$ *(mm)*	*550*	*500*	*300*	*75*	*600*	*nr*	*75*
ϕ_{gorge} *(mm)*	*202*	*250*	*175*	*-*	*-*	*-*	*40*
Combustible	*Déchets de bois*	*Copeaux de bois*	*Bois*	*Bois*	*Bois*	*Copeaux de pin*	*Bois*
Taille (mm)	*30*30*10*	*10*	*50*50*	*6,35-12,7*	*0-12,7*	*25*25*1*	*6,35-12,7*
Humidité (%ms)	*10,3*	*13,8*	*35-45*	*9,42*			*10,39*
Performances du gazogène							
Capacité spécifique ($kg.m^{-2}.h^{-1}$)	*943*[a]	*810*[a]	*37,1* m^3/h *(gaz final sec)*	*321*	*200*	*nr*	*358,92*
Rapport air/combustible	*nr*	*2,65*	*1,25*	*2,48*	*1,4*	*3,02*	*3,49*
Efficacité énergétique[b]	*60,48*	*67*	*93*	*63,5*	*72*	*96*	*77,92*
Composition des gaz à froid (%volume)					C_{2+} *: 1,13*		
H_2	*18,4*	*15*	*30,5*	*13,25*	*15,13*	*17*	*10,03*
CO	*18,9*	*16,8*	*19,6*	*17,41*	*19,64*	*19*	*17,23*
CO_2	*12,3*	*12,6*	*15,4*	*12,36*	*14,64*	*14*	*9,63*
CH_4	*0,6*	*0,9*	*1,2*	*1,5*	*3,09*	*2*	*1,34*
N_2	*49,8*	*54,7*	*33,3*	*55,48*	*46,36*	*48*	*61,77*
PCS ($MJ.Nm^3$)	*4,97*	*4,75*[c]	*6,2*	*4,49*	*6,08*	*5,8*	*3,99*
Taux de goudrons ($mg.Nm^{-3}$)	*950-1450*	*250*	*< 5*	*4 038*	*336*	*3 341*[c]	*347*

Notes : nr : non reporté ; a : par unité de surface à la gorge ; b : cf. § 5.3 ; c : calcul considérant M(goudrons) = 128 g/mol

Tab. II.1 : Performances de gazogènes co-courant

3. Modèle mathématique pour le dimensionnement du gazogène

3.1 Les hypothèse du modèle

Le procédé de gazéification mis en jeu plusieurs phénomènes. Le modèle mathématique présenté ici contient:
- Opération se fait en état stationnaire et mono dimensionnel (en direction de z seulement);
- Le solide descende à travers le réacteur à un régime piston (pas de vitesse rotationnel, pas de composant angulaire pris en considération).
- Le gaz descende à travers le réacteur a un régime piston (pas de vitesse rotationnel, pas de composante angulaire prise en considération).
- Pyrolyse de la biomasse 'matière volatile dépend du type de biomasse (analyse approximative)'.
- La combustion des matières volatile (oxydation de monoxyde de carbone, hydrogène, méthane et goudrons).
- Transfert de masse et de chaleur le long du lit ; transfère de chaleur solide-gaz, solide-mur de réacteur et gaz-mur.
-Transfert de chaleur par radiation dans la phase solide.
- La phase gazeuse est supposée transparent aux transferts radiatifs ;
- Pertes de pression dans le lit est négligeable.
- Le transfert de masse par diffusion le long du gazogène est négligeable devant de transfert par convection.
- La particule est supposée sphérique (sinon le facteur de forme doit être prise en compte).

3.2 Les équations du model

Pour caractériser la qualité de notre grignon d'olive, les deux types d'analyse sont indispensables.

Analyse élémentaire
Pour la composition du grignon nous avons pris l'analyse de celle du Maroc [30], parce que les grignons du nord Afrique sont similaires dans leur composition.

$C = 0.477$
$H = 0.06$
$O = 0.402$
$N = 0.018$
$S = 0.043$
O=0.402;
Les nombres d'atomes se calcul comme suite :
Prenons la supposition que n=1(notre biomasse contient qu'un seul atome de carbone);

$n = 1$

$m = 12H/1C$

$p = 12O/16C$

$q = 12N/14C$

$r = 12S/32C$

Donne une formule brute du grignon d'olive étudier $CH_{1.5094}O_{0.6321}N_{0.0323}S_{0.0338}$

D'où la masse moléculaire du grignon $M_{bms} = 25.12\frac{kg}{kmole}$

Analyse approximative

L'analyse approximative est prise à partir des travaux récents réalisés au niveau de l'université de Bejaia [31]

Teneur en humidité = 11.8% ;

Teneur en matière volatile= 57%;

Teneur en carbone fixe= 29.2%;

Teneur en cendre= 2% ;

Le pouvoir calorifique du combustible se détermine par la bombe calorimétrique, si elle n'est disponible sa se calcul par la formule de Dulong [01] :

$$PCS = 33.86C + 144.4\left(H - \frac{O}{8}\right) + 9.428S\,\frac{MJ}{kg} \qquad (01)$$

C, H, O, s sont les fractions massique donne par l'analyse élémentaire de la biomasse.

Donc Le $PCS = 17.9645\frac{MJ}{kg}$

Pour le calcul du PCI soit à partir du PCS par la formule

Ou par la formule de Dulong.

$$PCI = 338.3C + 1442\left(H - \frac{O}{8}\right)\frac{J}{kg} \qquad (02)$$

Donc Le $PCI = 16.1975\frac{MJ}{kg}$

Pour un gazogène de 20 kW (note choix de puissance généré), la qualité de la biomasse (grignon d'olive) nécessaire, se calcul d'après:

$$puissancegénéré = PCI_{bms}\, f_{bmd} \qquad (03)$$

d'où le débit de biomasse nécessaire pour générer cette puissance sera :

$$f_{bms} = 1.2310^{-3}\,\frac{kg}{s} = 4.428\frac{kg}{h}$$

REACTION GLOBAL [01, 08, 12, 17, 20, 32]

$$C_nH_mN_pO_qP_r + wH_2O + x(O_2 + 3.76N_2) \rightarrow$$
$$\nu_{CO}CO + \nu_{CO_2}CO_2 + \nu_{CH_4}CH_4 + \nu_{H_2}H_2 + \nu_{C_6H_{6.2}O_{0.2}}C_6H_{6.2}O_{0.2} + \nu_{H_2O}H_2O + 3.76xN_2$$

R_d H_2O liquide —Kd→ H_2O_{vapeur}

R_p

$C_nH_mN_pOqS_r$ —Kp1→ ν_{gaz} gaz($\nu_{co}CO$, ν_{cO2} CO_2, $\nu_{CH4}CH_4$, $\nu_{H2}H_2$)

—Kp2→ $\nu_{C_6H_{6.2}O_{0.2}}C_6H_{6.2}O_{0.2}$ Goudron

—Kp3→ ν_c C (coke)

Oxydation et Gazéification

R_C1 $C_6H_{6.2}O_{0.2}+2.9O_2$ —Kc1→ $6CO+3.1H_2$

R_C2 $CH_4+1.5O_2$ —Kc2→ $CO+2H_2O$

R_C3 $2CO+O_2$ —Kc3→ $2CO_2$

R_C4 $2H_2+O_2$ —Kc4→ $2H_2O$

R_C5 $2C+O_2$ —Kc5→ $2CO$

R_G1 $C+CO_2$ —Kg1→ $2CO$

R_G2 $C+2H_2$ —Kg2→ CH_4

R_G4 CH_4+H_2O —Kg4→ $CO+3H_2$

R_G5 $C_6H_{6.2}O_{0.2}+5.7H_2O$ —Kg5→ $6CO+8.9\ H_2$

Reduction

R_wg $CO+H_2O$ —Kwg→ CO_2+H_2

R_G3 $C+H_2O$ —Kg3→ $CO+H_2$

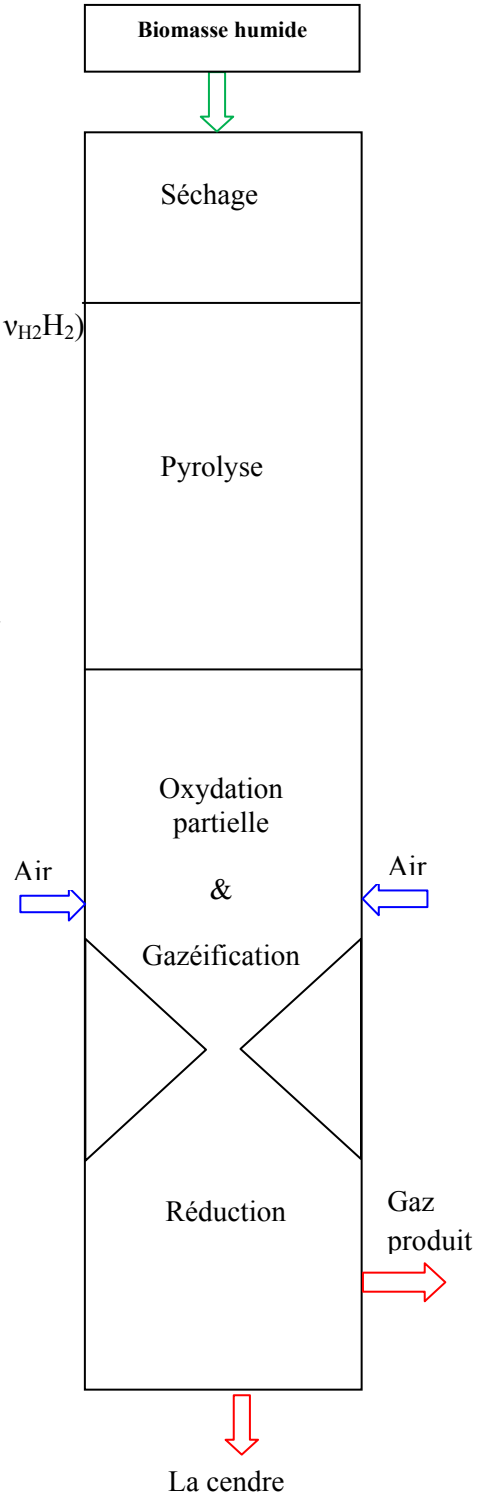


Fig.III.1 : Schéma récapitulatif d'un gazogène avec les différente zones et réactions

Le model se base sur l'utilisation des équations de continuité des espèces solide et gazeux et des équations des bilans énergie du solide et du gaz :

Équations de continuité

Pour la phase gazeux

$$\frac{d(\rho_g U_g)}{dz} = R_{M,g,i} \quad (04)$$

i element gazeux (CO, CO_2, CH_4, H_2, H_2Og, N_2, O_2, goudron)

$$\frac{d(\rho_{co} U_g)}{dz} = \nu_{co}.r_{p1} + 6r_{c1} + r_{c2} - 2r_{c3} - r_{wg} + 2k_{eff} r_{c5} + 2k_{eff} r_{g1} + k_{eff} r_{g3} + r_{g4} + 6r_{g5} \quad (05)$$

$$\frac{d(\rho_{co2} U_g)}{dz} = \nu_{co2} r_{p1} + 2r_{c3} + r_{wg} - k_{eff} r_{g1} \quad (06)$$

$$\frac{d(\rho_{H_2O_g} U_g)}{dz} = r_d + \nu_{H_2O_g} r_{p1} + 2r_{c2} + 2r_{c4} - r_{wg} - k_{eff} r_{g3} - r_{g4} - 5.8r_{g5}$$

$$\frac{d(\rho_{H_2} U_g)}{dz} = \nu_{H_2} r_{p1} + 3.1r_{c1} - 2r_{c4} + r_{wg} - 2k_{eff} r_{g2} + r_{g3} + 3r_{g4} + 8.9r_{g5} \quad (07)$$

$$\frac{d(\rho_{N_2} U_g)}{dz} = 0$$

$$\frac{d(\rho_{O_2} U_g)}{dz} = -2.9r_{c1} - 1.5r_{c2} - r_{c3} - r_{c4} - k_{eff} r_{c5} \quad (08)$$

$$\frac{d(\rho_{gr} U_g)}{dz} = \nu_{gr} r_{p2} - r_{c1} - r_{g5} \quad (09)$$

$$\frac{d(\rho_{CH_4} U_g)}{dz} = \nu_{CH_4} r_{p1} - r_{c2} + k_{eff} r_{g2} - r_{g4} \quad (10)$$

Pour la phase solide

$$\frac{d(\rho_S U_s)}{dz} = R_{M,S,j} = -R_{M,g,i} \quad (11)$$

j élément solide (biomasse, coke, H_2O liquide)

$$\frac{d(\rho_{bms} U_s)}{dz} = -r_p \quad (12)$$

$$\frac{d(\rho_{H_2Ol} U_s)}{dz} = -r_d \quad (13)$$

$$\frac{d(\rho_C U_s)}{dz} = \nu_c r_{p3} - 2r_{c5} - k_{eff} r_{g1} - k_{eff} r_{g2} - k_{eff} r_{g3} \quad (14)$$

Bilan d'énergie

$$\rho_g C_{pg} U_g \left(\frac{\partial T_g}{\partial z} \right) = \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_{g,eff} \frac{\partial^2 T_g}{\partial z} \right) + R_{c,g} + R_{h,g} + R_{R,g} + R_{w,g} \quad (15)$$

$$\rho_s C_{ps} U_s \left(\frac{\partial T_s}{\partial z} \right) = \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_{s,eff} \frac{\partial^2 T_s}{\partial z} \right) + R_{c,s} + R_{h,s} + R_{w,s} \quad (16)$$

$\rho_g C_{pg} U_g \left(\frac{\partial T_g}{\partial z} \right)$ C'est la variation d'énergie du gaz à travers la zone réactionnelle

$\frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_{g,eff} \frac{\partial^2 T_g}{\partial z} \right)$ Ce terme tien en compte des transferts conductifs dans le gaz

$\frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_{s,eff} \frac{\partial^2 T_s}{\partial z} \right)$ Ce terme tien en compte des transferts radiatifs et conductifs dans le solide

$$R_{w,s} = 4h_{sw} \left(\frac{T_s - T_w}{D_r} \right) \quad (17)$$

Traduit transfert de chaleur entre le solide et le mur du gazogène

$$R_{w,g} = 4h_{gw} \left(\frac{T_g - T_w}{D_r} \right) \text{ [10]} \quad (18)$$

Traduit transfert de chaleur entre le gaz et le mur du gazogène

$R_{R,g} = 0$ La phase gazeuse est transparente au transfert radiatif

$$R_{c,s} = -\left(r_{c5} \Delta H_{c5} + r_{g1} \Delta H_{g1} + r_{g2} \Delta H_{g2} + r_{g3} \Delta H_{g3} + r_p \Delta H_p + r_d \Delta H_d \right) \quad (19)$$

$$R_{c,g} = \left(r_{c1} \Delta H_{c1} + r_{c2} \Delta H_{c2} + r_{c3} \Delta H_{c3} + r_{c4} \Delta H_{c4} + r_{wg} \Delta H_{wg} + r_{g5} \Delta H_{g5} \right) \quad (15)$$

$\lambda_{s,eff}$: Conductivité effective de la phase solide.

$\lambda_{g,eff}$: Conductivité effective de la phase gazeux.

$$k_{s,eff} = \varepsilon k_{rad,g} + \frac{k_s}{\left(\frac{k_s}{d_p k_{rad,s}} + 1.43(1 - 1.2\varepsilon) \right)} \quad (20)$$

$$k_{g,eff} = \varepsilon k_g \quad (21)$$

$$k_{rad,g} = 4\sigma 0.085 T_g^3 \quad (22)$$

$$k_{rad,s} = 4\sigma 0.085 T_s^3 \quad (23)$$

$$k_s = 0.0013 + 0.05\left(\frac{T_s}{1000}\right) + 0.63\left(\frac{T_s}{1000}\right)^2 \quad (24)$$

Le transfert de chaleur par convection entre solide et le gaz est donner par:

$$R_{h,g} = h_{sg}\left(T_s - T_g\right)A_p \nu_p = -R_{h,s} \quad [10] \quad (25)$$

Détermination du diamètre du réacteur

Détermination de vitesse du gaz et la vitesse du solide

Le diamètre du réacteur est le paramètre le plus critique pour un gazogène avec ou sans col. deux différentes approches sont utilisées pour l'estimation du diamètre du réacteur. L'utilisation d'un model cinétique (Jain et autres, 1999 & 2002). L'autre approche utilise le taux spécifique de gazéification (SGR). Autres approche basé sur la vitesse de fluidisation est utilisée ici(à partir du débit volumique d'air nécessaires a la combustion de la biomasse [m^3/s] et le vitesse de fluidisation [m/s], on déduisons la surface du réacteur). [32]

La densité initiale du grignon d'olive $\rho_{bms} = 1034\frac{kg}{m^3}$ [30]

La quantité d'eau que contienne la biomasse humide se détermine d'après

$$F_{H_2Ol_\text{int}} = wF_{bmsh}\left(\frac{kmole}{s}\right) \quad (26)$$

Avec $w = \frac{M_{bms}h}{\left(18\left(1-h\right)\right)}\left(\frac{kmole - H_2Ol}{kmole - bms}\right)$ (27)

$$f_{H_2Ol_\text{int}} = F_{H_2Ol}M_{H_2Ol}\left(\frac{kg}{s}\right) \quad (28)$$

$$f_{bms} = M_{bms}F_{bms\,\text{sec}}\frac{kg}{s} \quad (29)$$

Supposons un $Ratio\left(\frac{air}{bms}\right) = 0.2$; qui peut donner un gaz avec un PCI max. [08]

donc le débit d'air nécessaire au gazéification de la biomasse est

$$f_{air} = Ratio\left(\frac{air}{bms}\right)f_{bms\ \text{sec}}\frac{kgair}{s} \quad (30)$$

D'où $f_{air} = 0.8856\frac{kg}{h} = 0.0027\ \frac{Nm^3}{s}$

Le nombre de la pousser d'Archimède Nar que pourra entraîne les particule du combustible solide :

$$N_{ar_mf_0} = \frac{g d_p^{\,3} \rho_{gaz} \left(\rho_{bms} - \rho_{gaz}\right)}{\mu_{mf_0}^{\,2}} \tag{31}$$

$$N_{\mathrm{Re}_mf_0} = \left(\left(27.2^2 + 0.0408 N_{ar_mf_0}\right)^{0.5} - 27.2\right) \tag{32}$$

$$U_{mf_o} = \frac{N_{\mathrm{Re}_mf_0} \mu}{\left(d_p \rho_{gaz}\right)} \tag{33}$$

U_{mf_o} : La vitesse minimum de fluidification

Supposons que le $T_{\max}$ quand pourra avoir dans le réacteur est

$T_{mf_1} = 1500k$

$$\mu_{mf_1} = 1.9810^{-5} \left(\frac{T_{mf_1}}{300}\right)^{\left(2/3\right)} \tag{34}$$

$$N_{ar_mf_1} = \frac{g d_p^{\,3} \rho_{gaz} \left(\rho_{bms} - \rho_{gaz}\right)}{\mu_{mf_1}^{\,2}} \tag{35}$$

$$N_{\mathrm{Re}_mf_1} = \left(\left(27.2^2 + 0.0408 N_{ar_mf_1}\right)^{0.5} - 27.2\right) \tag{36}$$

La valeur maximal du vitesse minimum de fluidification quant T atteint $T_{\max}$ se calcul par:

$$U_{mf_1} = \frac{N_{\mathrm{Re}_mf_1} \mu}{\left(d_p \rho_{gaz}\right)} \tag{37}$$

$U_g = U_{mf_0}$: est la vitesse minimum pour crée une fluidification; mais pour notre cas (le lit est fixe), nous choisissons $U_g < U_{mf_0}$ pour être sûr qu'on est loin de la fluidification.

Donc $U_{gf} = \frac{U_{mf_0}}{2} = 0.309 \frac{m}{s}$ est retenu.

La surface du réacteur $A_r = \frac{V_{air}}{U_{gf}} = 0.0087 m^2$ (38)

Le diamètre du réacteur est $D_r = \left(\frac{4A_r}{\pi}\right)^{0.5} = 0.1058m$ (39)

D'après la formule $f_{bms} = \rho_{bms} U_s A_r$ (40)

La vitesse du solide se déduit $U_s = \frac{f_{bms}}{\left(3600\left(\rho_{bms} A_r\right)\right)} = 1.2810^{-4} \frac{m}{s}$ (41)

Même pour $\rho_{H_2Ol_\text{int}} = \dfrac{f_{H_2Ol_\text{int}}}{U_s A_r}$ (42)

Détermination de la hauteur du réacteur

Les équations différentielles qui décriront l'évolution des espèces, les températures le long du réacteur:

$$r_d = 5.13\ 10^{10} \exp\left(\frac{-88\ 10^3}{RT_s}\right)\rho_{H_2Ol} \quad (43)$$

$$r_{p_1} = 1.44\ 10^4 \exp\left(\frac{-88.6\ 10^3}{RT_s}\right)\rho_{bms} \quad (44)$$

$$r_{p_2} = 4.13\ 10^6 \exp\left(\frac{-112.7\ 10^3}{RT_s}\right)\rho_{bms} \quad (45)$$

$$r_{p_3} = 7.38\ 10^5 \exp\left(\frac{-106.5\ 10^3}{RT_s}\right)\rho_{bms} \quad (46)$$

D'ou le taux de pyrolyse totale: $r_p = r_{p1} + r_{p2} + r_{p3}$ (47)

$$r_{c1} = 59.8\ \exp\left(\frac{-101.43\ 10^3}{RT_g}\right)T_g P^{0.3} \rho_{gr}^{0.5} \rho_{O_2} \quad (48)$$

$$r_{c2} = 9.2\ 10^6\ \exp\left(\frac{-80.23\ 10^3}{RT_g}\right)T_g\ \rho_{CH_4}^{0.5}\ \rho_{O_2} \quad (49)$$

$$r_{c3} = 10\ 10^{17.6}\ \exp\left(\frac{-166.28\ 10^3}{RT_g}\right)\rho_{CO}\ \rho_{H_2O_g}^{0.5}\ \rho_{O_2}^{0.25} \quad (50)$$

$$r_{c4} = 10^{11}\ \exp\left(\frac{-42\ 10^3}{RT_g}\right)\rho_{H_2}\ \rho_{O_2} \quad (51)$$

$$r_{c5} = \frac{2M_C}{M_{O_2}}\nu_p\left(\frac{k_{c5}\, hm_{c5}}{k_{c5} + hm_{c5}}\right)\rho_{O_2}\ \ Avec\ k_{c5} = 1.7\ T_s\ \exp\left(\frac{-74.83\ 10^3}{RT_g}\right) \quad (52)$$

$$r_{g1} = \frac{M_C}{M_{CO_2}}\nu_p\left(\frac{k_{g1}\, hm_{g1}}{k_{g1} + hm_{g1}}\right)\rho_{CO_2}\ \ Avec\ \ k_{g1} = 3.42\ T_s\ \exp\left(\frac{-129.7\ 10^3}{RT_g}\right) \quad (53)$$

$$r_{g2} = \frac{M_C}{2M_{H_2}}\nu_p\left(\frac{k_{g2}\, hm_{g2}}{k_{g2} + hm_{g2}}\right)\rho_{H_2}\ \ Avec\ \ k_{g2} = 10^{-3}\, k_{g1}\ \exp\left(\frac{-129.7\ 10^3}{RT_g}\right) \quad (54)$$

$$r_{g3} = \frac{M_C}{M_{H_2O_g}}\nu_p\left(\frac{k_{g3}\, hm_{g3}}{k_{g3} + hm_{g3}}\right)\rho_{H_2O_g}\ \ Avec\ \ k_{g3} = 1.67\, k_{g1}\ \exp\left(\frac{-129.7\ 10^3}{RT_g}\right) \quad (55)$$

$$r_{g4} = 3015 \ \exp\left(\frac{-125.52\ 10^3}{RT_g}\right)\rho_{H_2O_g}\ \rho_{CH_4} \quad (56)$$

$$r_{g5} = 70 \ \exp\left(\frac{-16.73\ 10^3}{RT_g}\right)\rho_{H_2O_g}^{1.25}\ \rho_{gr}^{0.25} \quad (57)$$

$$r_{wg} = 2.78 \ \exp\left(\frac{-12.6\ 10^3}{RT_g}\right)\left(\rho_{CO}\rho_{H_2O_g} - \frac{\rho_{CO_2}\rho_{H_2}}{k_{wg,e}}\right) \ avec\ k_{wg,e} = 0.0265\exp\left(\frac{-32.9010^3}{RT_g}\right) \quad (58)$$

$k_{eff} = 6\dfrac{(1-\varepsilon)}{d_p}$ Modèle a cœur récticissante avec séparation de la cendre

Le nombre de particule $\nu_p = \dfrac{(1-\varepsilon)}{d_p}$

Conditions initiales

Espèces de la phase solide

$\rho_{bms_\text{int}} = 1034\dfrac{kg}{m^3}$

$\rho_{H_2O_{l_\text{int}}} = 138.33\dfrac{kg}{m^3}$ (Calculé d'après la formule (27))

$\rho_{C_\text{int}} = 0$ (Pas de coke initialement)

Espèces de la phase gazeuse

$\rho_{CO_\text{int}} = 0$; $\rho_{CO_2_\text{int}} = 0$; $\rho_{H_2O_g_\text{int}} = 0$; $\rho_{H_2_\text{int}} = 0$; $\rho_{gr_\text{int}} = 0$; $\rho_{CH_4_\text{int}} = 0$;

$\rho_{N_2_\text{int}} = 0.79\rho_{=air} = 1.02\dfrac{kg}{m^3}$; $\rho_{O_2_\text{int}} = 0.21\rho_{air} = 0.27\dfrac{kg}{m^3}$;

Les masses molaires des espèces en $\dfrac{kg}{kmole}$:

$M_{CO} = 28$; $M_{CO_2} = 44$; $M_{CH_4} = 16$; $M_{N_2} = 23$; $M_{O_2} = 32$; $M_{gr} = 81.40$; $M_{H_2O} = 18$;

$M_C = 12$; $M_{H_2} = 2$

$$d_p = 2\ 10^{-3} m\ ;\ \varepsilon = 0.2; \nu_p = \frac{4}{3}\pi\left(\frac{d_p^2}{2}\right)^3 \quad (59)$$

Enthalpie standard de formation des espèces (à 298 k) en $kJ/(kmole\ K)$ [08,34]

$h_{gr}^0 = 82.927$

$h_{CH_4}^0 = -74876.25$

$h_{H_2O_g}^0 = -241159.68$

$h_{H_2O_l}^0 = -286042.18$

$h^0_{CO} = -110615.26$

$h^0_{CO_2} = -3937683.54$

$h^0_C = 0$

$h^0_{H_2} = 0$

$h^0_{O_2} = 0$

$h^0_{N_2} = 0$

Pour le calcul des chaleurs spécifique des constituants en fonction des températures on utilise la formule générale : [16, 32, 34,35]

$$Cp_i = a_i + b_i T + c_i T^2 + d_i T^3 + e_i T^4 \frac{kJ}{(kmole\ K)} \quad (60)$$

$i = CO, CO_2, CH_4, H_2, H_2O_g, H_2O_l, O_2, N_2, C, bms, gr$

Les coefficients (a, b, c, d, e) pour chaque élément solide ou gazeux sont donné ici :

$a_C = -7.353;\ b_c = 6.9494\ 10^{-2}; c_c = -6.4040\ 10^{-5}; d_c = 2.8510\ 10^{-8}; e_c = -4.9877\ 10^{-12};$

$a_{CO} = 29.556;\ b_{CO} = -6.5807\ 10^{-3};\ c_{CO} = 2.0130\ 10^{-5};\ d_{CO} = -1.2227\ 10^{-8};$

$e_{CO} = 2.2617\ 10^{-12};$

$a_{CO_2} = 27.437;\ b_{CO_2} = 4.2315\ 10^{-2};\ c_{CO_2} = -1.9555\ 10^{-5};\ d_{CO_2} = 3.9968\ 10^{-9};$

$e_{CO_2} = -2.9872\ 10^{-12};$

$a_{CH_4} = 34.942\ ;\ b_{CH_4} = -3.9957\ 10^{-2};\ c_{CH_4} = 1.9184\ 10^{-4},\ d_{CH_4} = -1.5303\ 10^{-7};$

$e_{CH_4} = 3.9321\ 10^{-11};$

$a_{H_2} = 25.399, b_{H_2} = 2.0178\ 10^{-2}, c_{H_2} = -3.8549\ 10^{-5}, d_{H_2} = 3.1880\ 10^{-8},$

$e_{H2} = -8.7585\ 10^{-12}$

$a_{O_2} = 29.526\ ;\ b_{O_2} = -8.8999\ 10^{-3};\ c_{O_2} = 3.8083\ 10^{-5};\ d_{O_2} = -3.2629\ 10^{-8};$

$e_{O_2} = 8.8607\ 10^{-12};$

$a_{N_2} = 29.414;\ b_{N_2} = -4.5993\ 10^{-3};\ c_{N_2} = 1.3004\ 10^{-5};\ d_{N_2} = -5.4759\ 10^{-9};$

$e_{N_2} = 2.9239\ 10^{-13}$

$a_{H_2O_l} = 20.355;\quad b_{H_2O_l} = 109.198;\quad c_{H_2O_l} = 2.033;\quad d_{H_2O_l} = 0;\quad e_{H_2O_l} = 0$

$a_{H_2O_g} = 33.933; b_{H_2O_g} = -8.4186\ 10^{-3};\ c_{H_2O_g} = 2.9906\ 10^{-5}; d_{H_2O_g} = -1.7825\ 10^{-8};$

$e_{H_2O_g} = 3.6934\ 10^{-12}$

$a_{bms} = 103.1;\ b_{bms} = 3.86; c_{bms} = 0,\ d_{bms} = 0; e_{bms} = 0 = 3.86;\ c_{bms} = 0;\ d_{bms} = 0; e_{bms} = 0$

$a_{gr} = 88.627;\ b_{gr} = 0.12074;\ c_{gr} = -0.12735\ 10^{-4}\ ;\ d_{gr} = -0.36688\ 10^{-7};\ e_{gr} = 0$

$$Cp_s = Cp_{bms}\ .y_{bms} + Cp_c . y_c + Cp_{H_2Ol}\ .y_{H_2Ol} \quad (61)$$

$$Cp_g = Cp_{CO}\,.y_{CO} + Cp_{CO2}\,.y_{CO2} + Cp_{CH_4}.y_{CH_4} + Cp_{H_2Og}.y_{H_2Og} + Cp_{H_2}.y_{H_2} + Cp_{N_2}.y_{N_2} + Cp_{O_2}.y_{O_2} + Cp_{gr}.y_{gr} \quad (62)$$

$$\rho_s = \rho_C + \rho_{bms} + \rho_{H_2Ol} \quad (63)$$

$$\rho_g = \rho_{CO} + \rho_{CO_2} + \rho_{CH_4} + \rho_{H_2} + \rho_{N_2} + \rho_{O_2+}\rho_{gr} + \rho_{H_2Og} \quad (64)$$

y_i **:** La fraction molaire de l'élément i que ce soit liquide ou gazeux.

Enthalpie de formation de l'élément i se calcul par la formule entre l'état standard 298°C et la température de réaction T_r °C:

$$H_{f,i}^{T} = H_{f,i}^{298} + \int_{298}^{Tr} Cp_i dT$$

Enthalpies des réactions chimiques [36,37]

$$\Delta H_{r,T} = \Delta H_{r,298} + \left(\Delta H_{produits} - \Delta H_{reactifs}\right) \quad (65)$$

$$\Delta H_{r,T} = \left(\nu_{produit,j,k} h_{produit,j}^{298} - \nu_{reactif,i,k} h_{reactif,i}^{298}\right) + \left(\nu_{produit,j,k} h_{produit,j}^{Tr} - \nu_{reactif,i,k} h_{reactif,i}^{Tr}\right)$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{p1} = {} & \left(y_{CH4} h_{CH_4}^{298} + y_{H_2} h_{H_2}^{298} + y_{CO} h_{CO}^{298} + y_{CO_2} h_{CO_2}^{298} - y_{bms} h_{bms}^{298}\right) + \\ & \left(\left|y_{CH4} a_{CH4} + y_{H2} b_{H2} + y_{CO} a_{CO} + y_{CO2} a_{CO2} - y_{bms} a_{bms}\right|\right) T + \\ & \left(y_{CH4} b_{CH4} + y_{H2} b_{H2} + y_{CO} b_{CO} + y_{CO2} b_{CO2} - y_{bms} b_{bms}\right) \frac{T^2}{2} + \\ & \left(y_{CH4} c_{CH4} + y_{H2} c_{H2} + y_{CO} c_{CO} + y_{CO2} c_{CO2} - y_{bms} c_{bms}\right) \frac{T^3}{3} + \\ & \left(y_{CH4} d_{CH4} + y_{H2} d_{H2} + y_{CO} d_{CO} + y_{CO2} d_{CO2} - y_{bms} d_{bms}\right) \frac{T^4}{4} + \\ & \left(y_{CH4} e_{CH4} + y_{H2} e_{H2} + y_{CO} e_{CO} + y_{CO2} e_{CO2} - y^{bms} e_{bms}\right) \frac{T^5}{5}\end{aligned} \quad (66)$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{p2} = {} & \left(y_{gr}\ h_{gr}^{298} - y_{bms}\, h_{bms}^{298}\right) + \left(y_{gr}\, a_{gr} - y_{bms}\, a_{bms}\right) T + \left(y_{gr}\, b_{gr} - y e_{bms}\, b_{bms}\right) \frac{T^2}{2} + \\ & \left(y_{gr}\, c_{gr} - y_{bms}\, c_{bms}\right) \frac{T^3}{3} + \left(y_{gr}\, d_{gr} - y_{bms}\, d_{bms}\right) \frac{T^4}{4} + \left(y_{gr}\, e_{gr} - y_{bms}\, e_{bms}\right) \frac{T^5}{5}\end{aligned} \quad (67)$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{p3} = {} & \left(y_c\, h_c^{298} - y_{bms}\, h_{bms}^{298}\right) + \left(y_c\, a_c - y_{bms}\, a_{bms}\right) T + \left(y_c\, b_c - y_{bms} b_{bms}\right) \frac{T^2}{2} + \left(y_c\, c_c - y_{bms}\, c_{bms}\right) \frac{T^3}{3} \\ & + \left(y_c\, d_c - y_{bms}\, d_{bms}\right) \frac{T^4}{4} + \left(y_c\, e_c - y_{bms}\, e_{bms}\right) \frac{T^5}{5}\end{aligned}$$

(68)

$$\Delta H_{c1} = \left(6h_{co}^{298} + 3.1h_{H2}^{298} - h_{gr}^{298} - 2.9h_{O2}^{298}\right) + \left(6a_{co} + 3.1a_{H2} - a_{gr} - 2.9aO_2\right).T + \left(6b_{co} + 3.1b_{H2} - b_{gr} - 2.9bO_2\right)\frac{T^2}{2} + \left(6c_{co} + 3.1c_{H2} - c_{gr} - 2.9cO_2\right).\frac{T^3}{3} + \left(6d_{co} + 3.1d_{H2} - d_{gr} - 2.9dO_2\right).\frac{T4}{4} + \left(6e_{co} + 3.1e_{H2} - e_{gr} - 2.9eO_2\right)\frac{T^5}{5} \quad (69)$$

$$\Delta H_{c2} = \left(h_{co}^{298} + 2h_{H2Og}^{298} - h_{CH4}^{298} - 1.5h_{O2}^{298}\right) + \left(a_{co} + 2a_{H2Og} - a_{CH4} - 1.5aO_2\right).T + \left(b_{co} + 2b_{H2Og} - b_{CH4} - 1.5bO_2\right).\frac{T^2}{2} + \left(c_{co} + 2c_{H2Og} - c_{CH4} - 1.5cO_2\right).\frac{T^3}{3} + \left(d_{co} + 2d_{H2Og} - d_{CH4} - 1.5dO_2\right).\frac{T^4}{4} + \left(e_{co} + 2e_{H2Og} - e_{CH4} - 1.5eO_2\right).\frac{T^5}{5} \quad (70)$$

$$\Delta H_{c3} = \left(2h_{co2}^{298} - 2h_{co}^{298} - h_{O2}^{298}\right) + \left(2a_{co2} - 2a_{co} - a_{o2}\right).T + \left(2b_{co2} - 2b_{co} - b_{o2}\right).\frac{T}{2} + \left(2c_{co2} - 2c_{co} - c_{o2}\right).\frac{T^3}{3} + \left(2d_{co2} - 2d_{co} - d_{o2}\right).\frac{T^4}{4} + \left(2e_{co2} - 2e_{co} - e_{o2}\right).\frac{T^5}{5} \quad (71)$$

$$\Delta H_{c4} = \left(2h_{H2Og}^{298} - 2h_{H2}^{298} - h_{O2}^{298}\right) + \left(a_{H2Og} - 2a_{H2} - a_{O2}\right).T + \left(b_{H2Og} - 2b_{H2} - b_{O2}\right).\frac{T^2}{2} + \left(c_{H2Og} - 2c_{H2} - c_{O2}\right).\frac{T^3}{3} + \left(d_{H2Og} - 2d_{H2} - d_{O2}\right).\frac{T^4}{4} + \left(e_{H2Og} - 2e_{H2} - e_{O2}\right).\frac{T^5}{5} \quad (72)$$

$$\Delta H_{c5} = \left(2h_{co}^{298} - 2h_{c}^{298} - h_{o2}^{298}\right) + \left(2a_{co} - 2a_{c} - a_{o2}\right).T + \left(2b_{co} - 2b_{c} - b_{o2}\right).\frac{T^2}{2} + \left(2c_{co} - 2c_{c} - c_{o2}\right).\frac{T^3}{3} + \left(2d_{co} - 2d_{c} - d_{o2}\right).\frac{T^4}{4} + \left(2e_{co} - 2e_{c} - e_{o2}\right).\frac{T^5}{5} \quad (73)$$

$$\Delta H_{g1} = \left(2h_{co}^{298} - h_{co2}^{298} - h_{c}^{298}\right) + \left(2a_{co} - a_{co2} - a_{c}\right).T + \left(2b_{co} - b_{co2} - b_{c}\right).\frac{T^2}{2} + \left(2c_{co} - c_{co2} - c_{c}\right).\frac{T^3}{3} + \left(2d_{co} - d_{co2} - d_{c}\right).\frac{T^4}{4} + \left(2e_{co} - e_{co2} - e_{c}\right).\frac{T^5}{5} \quad (74)$$

$$\Delta H_{g2} = \left(h_{Ch4}^{298} - h_{c}^{298} - 2h_{H2}^{298}\right) + \left(a_{CH4} - a_{c} - 2a_{H2}\right).T + \left(b_{CH4} - b_{c} - 2b_{H2}\right).\frac{T^2}{2} + \left(c_{CH4} - c_{c} - 2c_{H2}\right).\frac{T^3}{3} + \left(d_{CH4} - d_{c} - 2d_{H2}\right).\frac{T^4}{4} + \left(e_{CH4} - e_{c} - 2e_{H2}\right).\frac{T^5}{5} \quad (75)$$

$$\Delta H_{g3} = \left(h_{CO}^{298} + h_{H2}^{298} - h_{C}^{298} - h_{H2Og}^{298}\right) + \left(a_{CO} + a_{H2} - a_{C} - a_{H2Og}\right).T +$$
$$\left(b_{CO} + b_{H2} - b_{C} - b_{H2Og}\right).\frac{T^2}{2} + \left(c_{CO} + c_{H2} - c_{C} - c_{H2Og}\right).\frac{T^3}{3} + \left(d_{CO} + d_{H2} - d_{C} - d_{H2Og}\right).\frac{T^4}{4} +$$
$$\left(e_{CO} + e_{H2} - e_{C} - e_{H2Og}\right).\frac{T^5}{5} \tag{76}$$

$$\Delta H_{g4} = \left(h_{CO}^{298} + 3h_{H2}^{298} - h_{CH4}^{298} - h_{H2Og}^{298}\right) + \left(a_{CO} + 3a_{H2} - a_{CH4} - a_{H2Og}\right).T +$$
$$\left(b_{CO} + 3b_{H2} - b_{CH4} - b_{H2Og}\right).\frac{T^2}{2} + \left(c_{CO} + 3c_{H2} - c_{CH4} - c_{H2Og}\right).\frac{T^3}{3} \tag{77}$$
$$+ \left(d_{CO} + 3d_{H2} - d_{CH4} - d_{H2Og}\right).\frac{T^4}{3} + \left(e_{CO} + eb_{H2} - e_{CH4} - e_{H2Og}\right).\frac{T^5}{5}$$

$$\Delta H_{g5} = \left(6h_{CO}^{298} + 8.9h_{H2}^{298} - h_{gr}^{298} - 5.8h_{H2Og}^{298}\right) + \left(6a_{CO} + 8.9a_{H2} - a_{gr} - 5.8a_{H2Og}\right).T +$$
$$\left(6b_{CO} + 8.9b_{H2} - b_{gr} - 5.8b_{H2Og}\right).\frac{T^2}{2} + \left(6c_{CO} + 8.9c_{H2} - c_{gr} - 5.8c_{H2Og}\right).\frac{T^3}{3} + \tag{78}$$
$$\left(6d_{CO} + 8.9d_{H2} - d_{gr} - 5.8d_{H2Og}\right).\frac{T^4}{4} + \left(6e_{CO} + 8.9e_{H2} - e_{gr} - 5.8e_{H2Og}\right).\frac{T^5}{5}$$

$$\Delta H_{wg} = \left(h_{CO2}^{298} + h_{H2}^{298} - h_{CO}^{298} - h_{H2Og}^{298}\right) + \left(a_{CO2} + a_{H2} - a_{CO} - a_{H2Og}\right).T$$
$$+ \left(b_{CO2} + b_{H2} - b_{CO} - b_{H2Og}\right).\frac{T^2}{2} + \left(c_{CO2} + c_{H2} - c_{CO} - c_{H2Og}\right).\frac{T^3}{3} + \tag{79}$$
$$\left(d_{CO2} + d_{H2} - d_{CO} - d_{H2Og}\right).\frac{T^4}{4} + \left(e_{CO2} + e_{H2} - e_{CO} - e_{H2Og}\right).\frac{T^5}{5}$$

La viscosité du gaz : $\mu_{gaz} = 1.98\ 10^{-5}\left(\frac{T_g}{300}\right)^{(2/3)}$ [10] (80)

$$D_a = 1.69\ 10^{-5}\left(\frac{d_p}{298}\right)^{1.5} \tag{81}$$

$$Sc = \frac{\mu_g}{\left(\rho_g D_a\right)} \tag{82}$$

$$Nu = 2 + \left(1.1\ \mathrm{Re}^{0.6}\ \mathrm{Pr}^{(1/3.)}\right) \qquad [33] \tag{83}$$

$$Sh = 2 + \left(0.6\ \mathrm{Re}^{0.6}\ Sc^{(1/3)}\right) \tag{84}$$

Le coefficient de transfert de mass de CO_2, H_2 et HO_2g, O2 dans le coke sont calculés respectivement par:

$$hm_{g1} = \frac{Sh\ D_a}{d_p} \quad en \left[\frac{m}{s}\right] \tag{85}$$

$$hm_{g2} = \frac{Sh\ D_a}{d_p} \tag{86}$$

$$hm_{g3} = \frac{Sh\ D_a}{d_p} \tag{87}$$

$$hm_{c5} = \frac{Sh D_a}{d_p} \tag{88}$$

Le coefficient de transfert convectif se calcul par la corrélation de Ranz Marchal

$$h_{sg} = \frac{k_g\ Nu}{d_p} \qquad \left[\frac{W}{m^2 K}\right] \tag{89}$$

$\varepsilon_{bms} = 0.9$, et celle du coke $\varepsilon_{charbon} = 0.35$

Température du mur de réacteur :

$T_w = 500\ K$; Pour la zone de séchage

$T_w = 1000\ K$; Pour la zone de pyrolyse

$T_w = 1300\ K$; Pour la zone de combustion

$h_{sw} = 0.167 \quad 10^3 \quad \left[\frac{W}{m^2 K}\right]$ [10]

$h_{gw} = 1.265 \quad \left[\frac{W}{m^2 K}\right]$

$k_g = 25.77\ 10^{-3} \left[\frac{W}{m\ K}\right]$ [17]

3.3 Processus de calcul

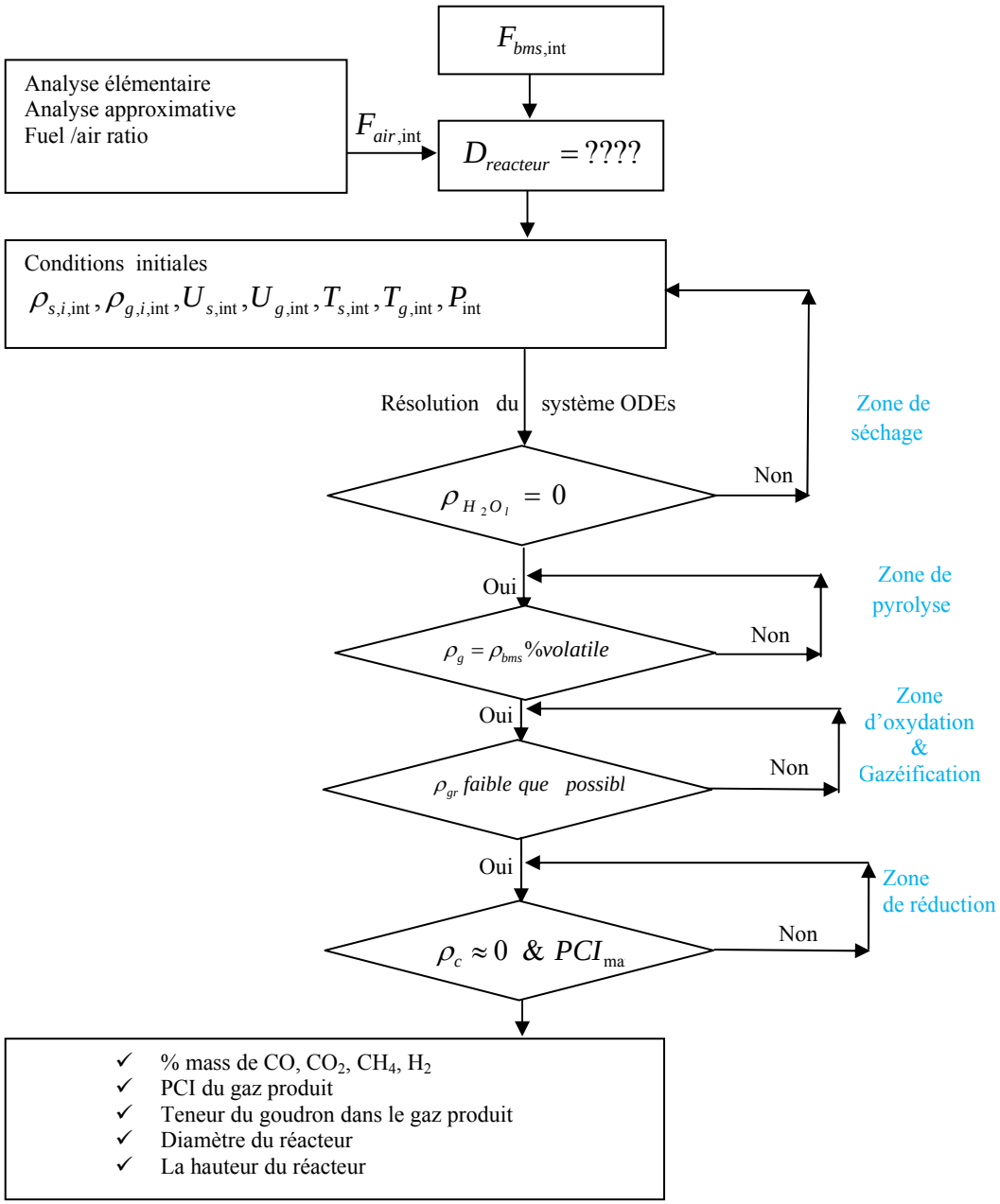


Fig.III.2 : Algorithme de modèle monodimensionnel du gazogène

La résolution simultanées du système d'équations différentielles (ODEs) sa se fait avec méthode de Runge Kutta 4 et 5 ^{éme} ordre ODE45, qui est très utilisé et précise pour ce type d'équations ; l'ordre de précisions par défaut $\varepsilon=10^{-6}$.

4. Résultats et discussions

Zone de séchage

La figure (IV.1) représente l'évolution de l'opération de séchage le long du réacteur ; nous remarquons une évolution lente de la vaporisation de l'eau, cela due essentiellement au température du mur du réacteur qui est faible 450 K, cette dernier avec une vitesse d'écoulement du solide exigent un temps de séjour de 3500 seconde, une longueur de 450 mm suffit pour vaporisé tout l'eau que contient la biomasse humide initialement.

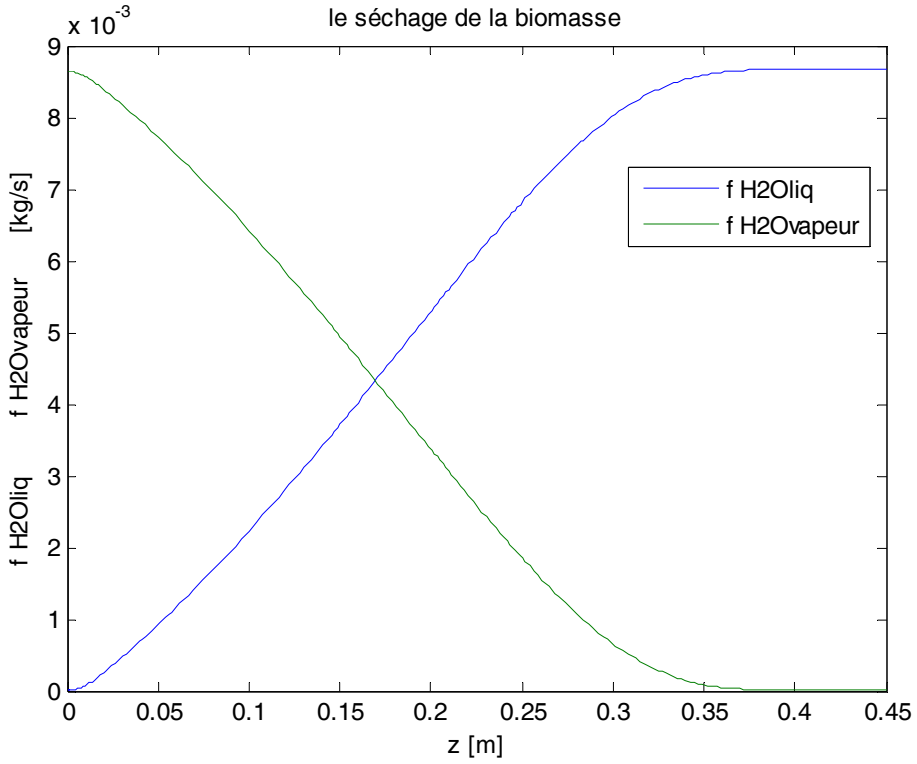


Fig.IV.1: l'évolution des flux massique dans la zone de séchage

Le profile de température du solide et celle du gaz sont représenté dans la Fig.(IV.2), nous remarquons que l'évolution de la température du solide est toujours élevé par rapport que celle du gaz, cela due que l'échange avec le mur du réacteur avec et l'énergie rayonné par la zone de combustion continuons a assuré le flux thermique pour le séchage du grignon .le séchage peut s'accélère en augmentons la température initiale du solide ; cela peut être effectué par récupération des enthalpie que dispose le gaz sortons de la zone de réduction.

Donc le séchage du grignon d'olive est atteint à une température moyenne de 410 K.

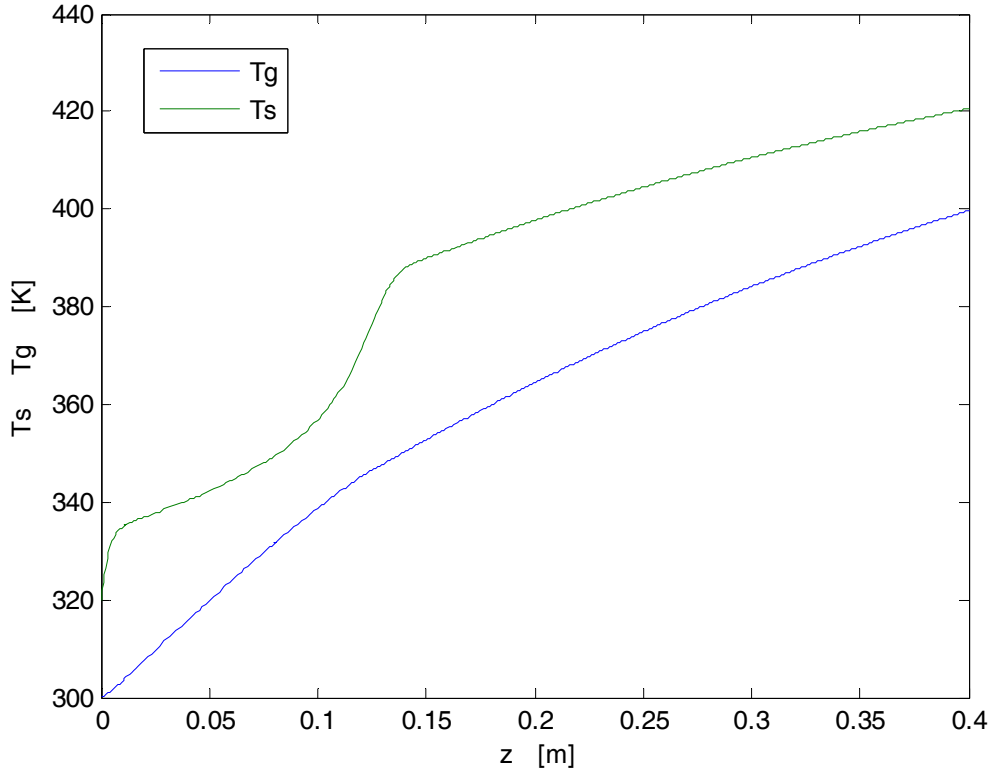


Fig.IV.2: l'évolution des températures dans la zone de séchage.

Zone de pyrolyse

La figure (IV.3) montre l'évolution de la composition du lit dans la zone de pyrolyse. Elle traduit la décomposition de la biomasse en un mélange de gaz (CO, CO_2, CH_4, H_2, et H2Og), de coke et du goudron, une absence du craquage du goudron cela due que le modèle de pyrolyse utilisé est de trois espèce qui estime le craquage du goudron que dans la zone de combustion.

La composition massique des produits de pyrolyse est donnée dans le tableau suivant:

Tab.IV.1 : le pourcentage massique des produits de pyrolyse

Constituants	Coke	Goudrons	Gaz sec (61.09%)					
%massique	28.73	10.18	CO	CO_2	H_2Og	H_2	goudron	CH_4
			33.35	27.58	26.18	2.62	8.39	1.68

La qualité du gaz produit s'exprime par son PCI.

$$PCI_g = \left(\left(\frac{282.99\ a'}{28}\right)+\left(\frac{241.83\ b'}{2}\right)+\left(\frac{802.4\ c'}{16}\right)\right)$$

Avec a', b', c' sont le nombre de mole de CO, H_2 et CH_4 respectivement produit pour un mole de biomasse converti.

$PCI_g = 2.48 \quad \left[MJ/Nm^3 \right]$

$\rho_{(g+air)} = 1.5147 \quad kg/m^3$ D'ou $\rho_g = 0.2247 \, kg/m^3$

La teneur en goudron la zone de pyrolyse

$\rho_{gr} = \rho_g .(\%gr) = 18852 \qquad \left(mg/Nm^3 \right)$

Taux de production du gaz $\rho_g U_g = 0.0694 kg\ m^{-2}s^{-1} = 249.84\ kg\ m^{-2}h^{-1}$

Donc la pyrolyse du grignon généré 61.09% de gaz ce qui intéressante, aussi le PCI du gaz produit est faible cela due a la faibles quantité du méthane et d'hydrogène généré, les 10.18% du goudron généré est acceptable en comparaison avec les quantités généré par les autres type de biomasse, mais son craquage est indispensable.

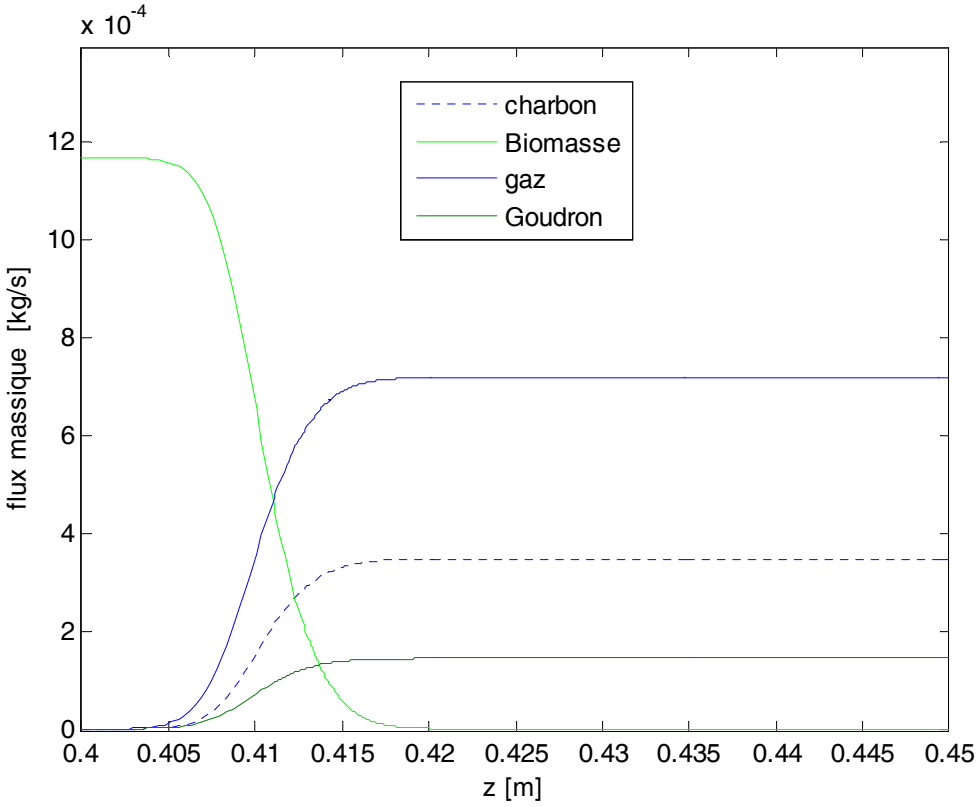


Fig. IV.3 : l'évolution de la composition du lit dans la zone de pyrolyse.

La figure(IV.4) montre l'évolution des températures dans la zone de pyrolyse, nous remarquons que il y a deux phase d'évolution la première dans laquelle la température du solide est toujours élevé que celle du gaz, les deux sont évolué rapidement de 400 jusqu'au 650 K ou la deuxième phase se commence ou les températures s'inversons ; et ce la parce que plus nous rapprochons de la zone de combustion plus l'échange thermique augment ; et nous connaissons que les enthalpie

des gazes évolués plus rapidement que celle de la biomasse ; avec l'augmentation de la température. Ces derniers atteint les 1000 K pour le solide et 1100 pour le gaz.

La pyrolyse du grignon d'olive se commence a 410 K et se termine au alentour de 800 K mais la température continu a augmenter jusqu'au 1000K avec un vitesse lente de pyrolyse.

La longueur de la zone de pyrolyse est de 50 mm avec un temps de séjour de l'ordre de 388 seconde ce qui classé ce type de pyrolyse comme lente.

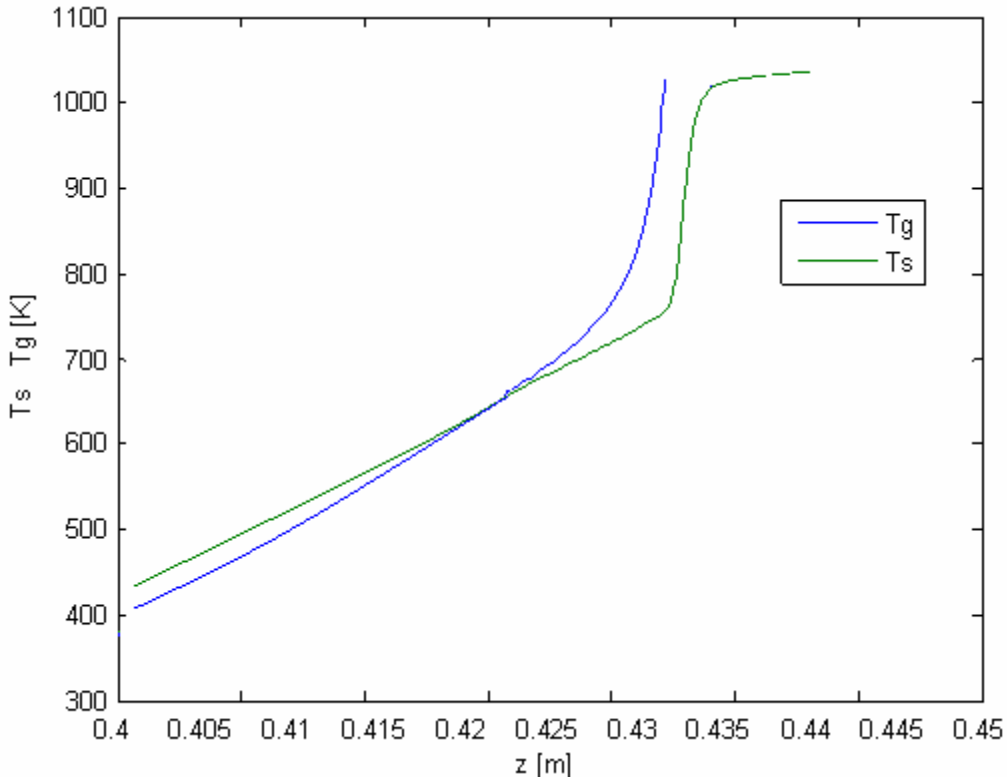


Fig.IV.4 : profile des températures dans la zone de pyrolyse.

Zone d'oxydation et gazéification

La figure (IV.5) montre l'évolution axiale de la composition du mélange gazeux obtenu par la combustion et la gazéification simultanément ; une évolution concurrentiel est claire dans la figure entre CO, CO_2 et H_2Og cela parce que pendant la combustion le CO_2 et H_2Og se produisons rapidement comme des produit majoritaire ; le pourcentage d'oxygène diminue rapidement cela parce que la température est très élevé (vitesse d'oxydation rapide) et temps de séjour du gaz est très faible.

La diminution de la teneur du goudron est apparue sur la figure, cette diminution à cause de l'augmentation de température et la diminution du diamètre (la gorge) du réacteur à la moitié.

A propos du méthane il se brûle comme il se forme mais sa teneur final diminue.

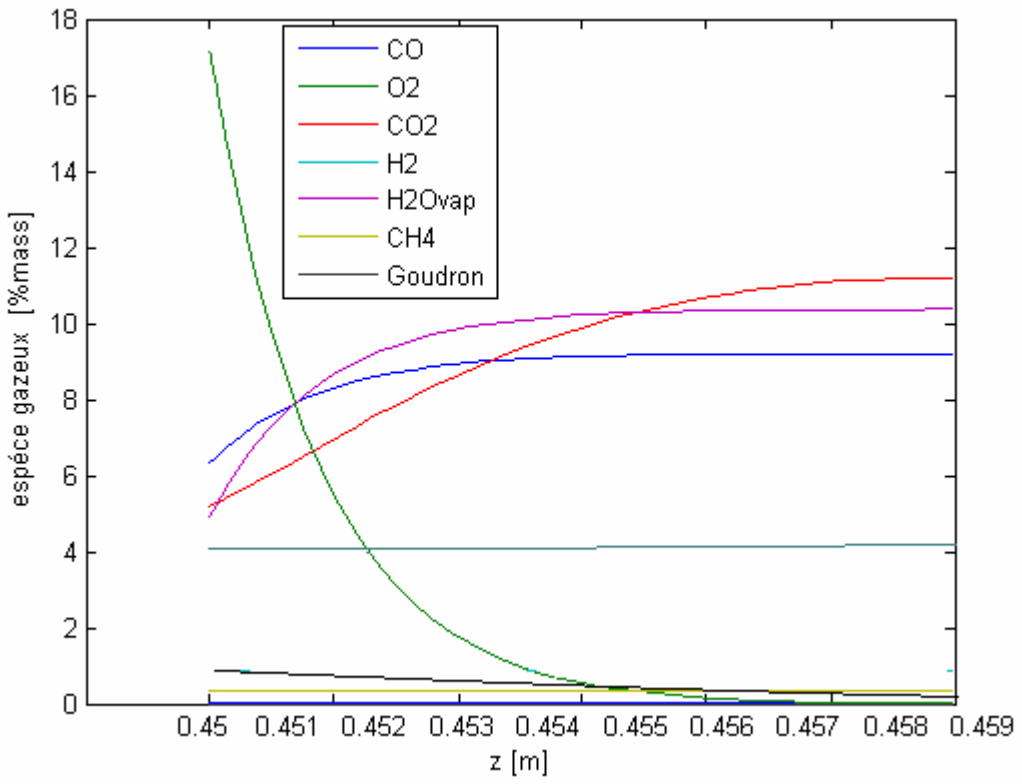


Fig.IV.5 : la composition massique des produits de (combustion+gazéification).

Tab.IV.2 : le pourcentage massique des produits de (combustion+gazéification).

Constituants	Coke	goudron	Gaz sec							
%massique	12	3	CO	CO_2	H_2Og	H_2	goudron	CH_4	O_2	N_2
			9.48	11.49	10.67	4.5	0.9	0.32	0.0036	62.61

$\rho_{(g+air)} = 1.5762 \ {kg}/{m^3}$ donc $\rho_g = 0.2862 \ {kg}/{m^3}$

La teneur en goudron dans le gaz après combustion et gazéification

$\rho_{gr} = \rho_g \ (\%gr) = 2575.8 \qquad mg/Nm^3$

Taux de production du gaz $\qquad \rho_g U_g = 311.47 \ kg \ m^{-2} h^{-1}$

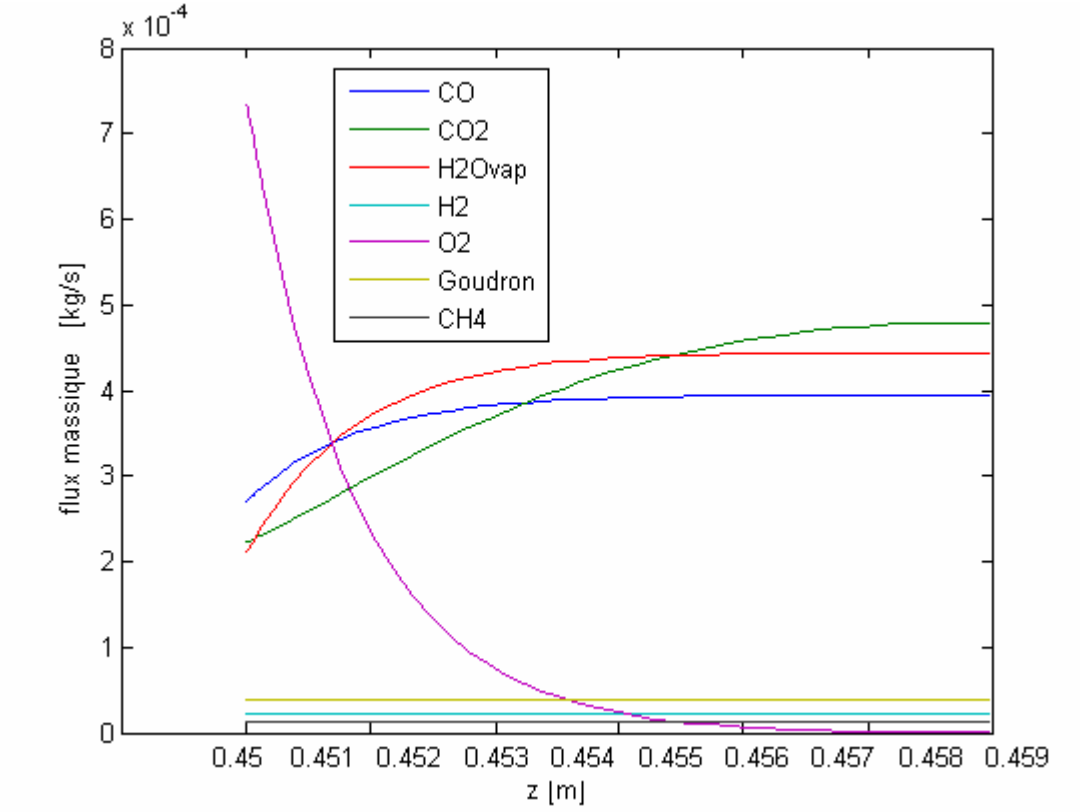


Fig.IV.6 : flux massique des espèces gazeuses dans la zone de combustion+gazéification

La figure (IV.7) montre une augmentation considérable des températures du solide et du gaz pendant l'oxydation et la gazéification, cela due a l'exothermicité des réactions d'oxydation utilisé dans le model mathématique ; d'autres cause c'est la diminution du diamètre du réacteur (la gorge).

Le transfert thermique majoritaire ici est le transfert par rayonnement par ce que plus de 800K le rayonnement qui domine ; c'est cette zone qui est le cœur du gazogène qui fourni tout l'énergie nécessaire au séchage, pyrolyse et à la réduction.

Un facteur qui influe beaucoup sur la température dans cette zone c'est le ratio combustible/air, qui augment proportionnellement la température.

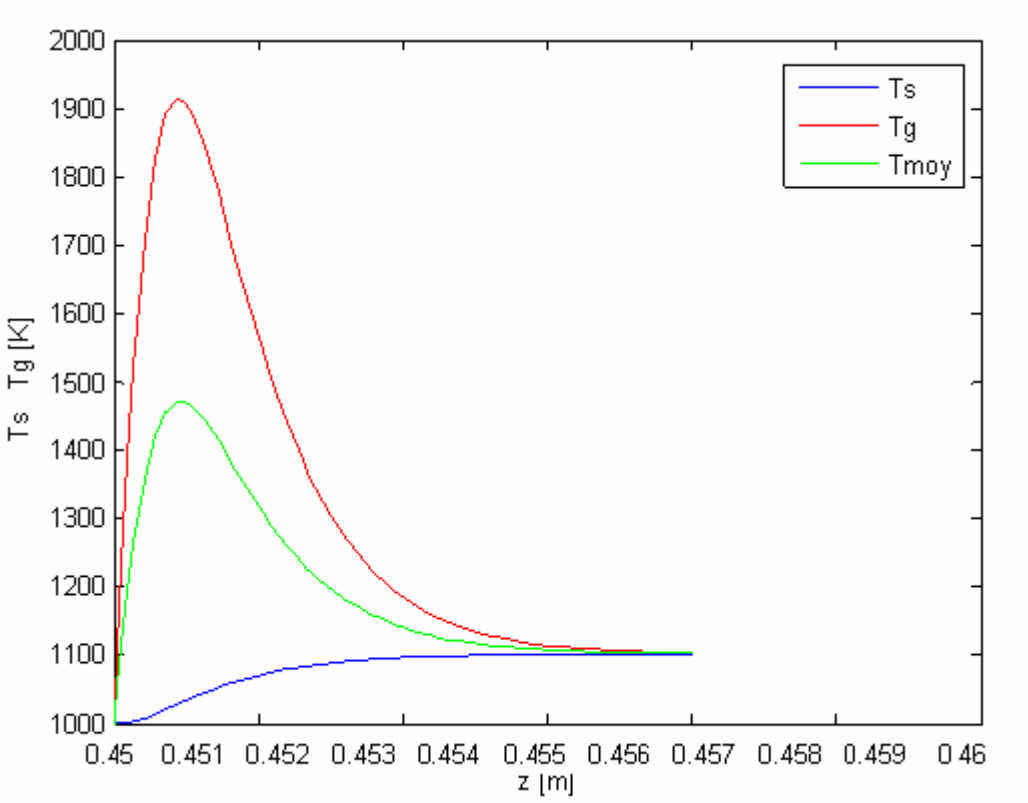


Fig.IV.7 : profile des températures dans les zones (d'oxydation + gazéification)

Zone de réduction

La figure (IV.8) montre une augmentation considérable de l'hydrogène de 4.5% a 12.41%, cela due au conversion de la vapeur d'eau dans la réaction R_G_4 (donné au model précédemment), cette réaction tend a haute température vers une équilibre rapide et dans le sens qui produit de H_2 et de CO au détriment de H_2O et CH_4, aussi le H_2 vient de l'oxydation de CH_4 selon la réaction R_G_2.

Le CO lui aussi augmente rapidement parce que tout les réactions de gazéification et réduction contribuent à la formation de CO (le CO toujours comme produit dans ses réactions), donc le mélange (CO+H_2) augment ce qui très intéressante pour gazéifier le grignon pour des applications énergétique ou chimiques (procédé ammoniac ou méthanol).

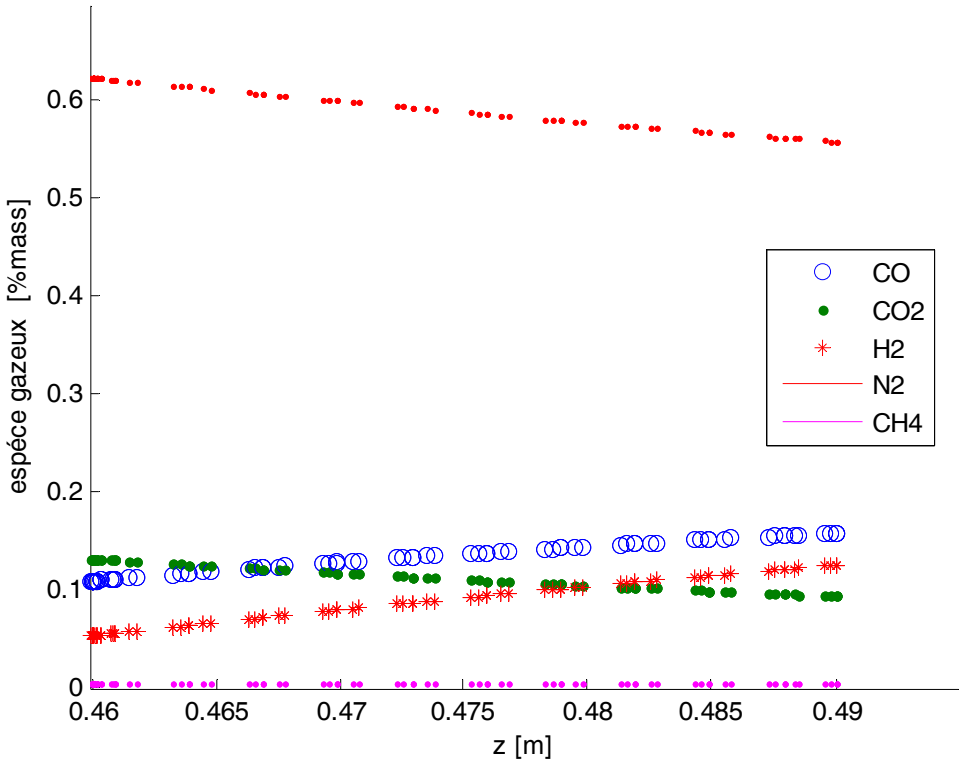


Fig.IV.8 : la composition massique des produits dans les zones de réduction

La figure (IV.9) montre une diminution de la température dans la zone de réduction de 1300 K au 800 k la majorité des réactions de réduction sont endothermique donc il absorbe une partie la chaleur dégagé dans combustion de plus dis que le mélange gazeux sort de la gorge du réacteur son température diminue. Donc une augmentation du diamètre et diminution de la température favorisons l'augmentation du taux de production de gaz de synthèse.

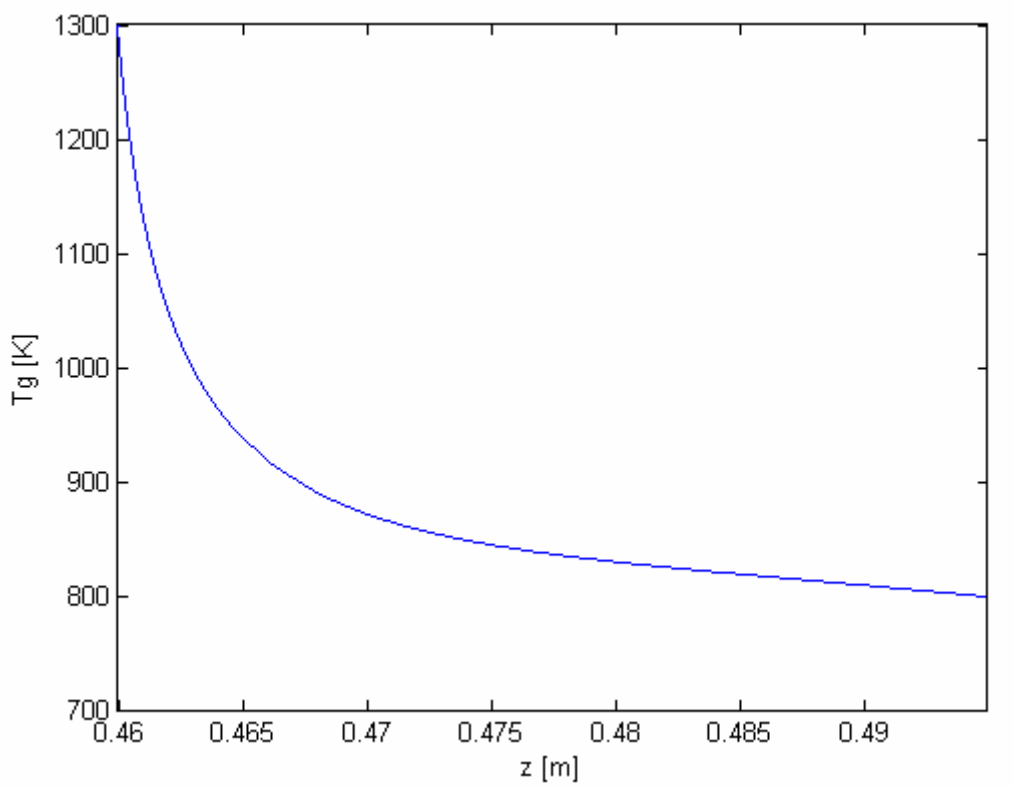


Fig.IV.9 : profile des températures dans les zones de réduction

La composition finale du gaz généré par notre gazogène dimensionné est dans le tableau suivant :

Tab. IV.3 : le pourcentage massique du gaz final

Constituants	Gaz sec							
%massique	CO	CO_2	H_2og	H_2	goudron	CH_4	O_2	N_2
	15.69	9.25	0.09	12.41	0.00003	0.3248	0.0036	62.30

Il faut signaler que le gaz sec à 800 K, est très chaud donc nous proposons son refroidissement par le chauffage de la biomasse humide avant qu'il rentre au gazogène.

Teneur final du goudron dans de gaz produit $\rho_{gr} = 2575.8 \quad mg/Nm^3$

Le $PCI_{gazfinal} = 4.5 \quad MJ/Nm^3$

La longueur total du réacteur 550 mm, le diamètre 105.8 mm et celle du gorge ~ 53 mm

Conclusion et perspectives

L'utilisation du model mathématique nous a permet de suivre l'évolution des différentes étapes de la gazéification, de déterminer la composition du gaz généré ainsi que de suivre le profile de température le long du réacteur.

A la lumière des résultats trouvés, nous pouvons dire que la gazéification du grignon d'olive est intéressante du point de vue énergétique. Le pouvoir calorifique du gaz généré est très acceptable 4.5 Mj/Nm^3, mais la teneur du goudron dans le gaz final est élevé par rapport à l'exigence normé pour être utilisé dans un moteur (<20 mg/Nm^3), la teneur réel du goudron généré par la gazéification du grignon ne peux confirmer qu'a travers les travaux expérimental qui vont nous donner le vrai profile sa de formation et sa décomposition.

Afin de valider le modèle élaboré durant cette étude, une étude expérimentale complémentaire est suggérée.

Un model de deux dimensions peux investigué profondément la géométrie du gazogène ainsi que la qualité du gaz généré.

Références

[01] Chris Higman and Maarten van der Burgt, « Gasification » Gulf Professional Publishing ;2003, Elsevier Science.

[02] Prabir Basu « Combustion and Gasification in Fluidized Beds » , 2006 by Taylor & Francis Group, LLC

[03] John Rezaiyan Nicholas P. Cheremisinoff; « Gasification Technologies, A Primer for Engineers and Scientists», 2005 Taylor & Francis Group, LLC.

[04] Luc Gerun, « Etude numérique et expérimentale de la valorisation énergétique du bois par gazéification », thèse doctorat 2007 ; Ecole Doctorale de Nantes.

[05] Anthony Dufour ; « Optimisation de la production d'hydrogène par conversion du méthane dans les procédés de pyrolyse/gazéification de la biomasse », thèse doctorat 2007, institut national polytechnique de lorraine, université de NANACY.

[06] Maria Barrio « experimental investigation of small-scale gasification of woody biomass» , these doctor ingenior, May 2002, The Norwegian University of Science and Technology.

[07] Floriane Mermoud ; « Gazéification de charbon de bois à la vapeur d'eau :de la particule isolée au lit fixe continu»,thèse doctorat 2006, l'institut national polytechnique de TOULOUSE.

[08] Andres Melgar, Juan F. Perez, Hannes Laget, Alfonso Horillo, « Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process » Energy Conversion and Management 48 (2007) 59–67, Elsevier

[09] U. Henriksen et al, « The design, construction and operation of a 75 kW
two-stage gasifier » Energy 31 (2006); Elsevier

[10] Colomba Di Blasi,« Modeling Wood Gasification in a Countercurrent Fixed-Bed Reactor » 2004 American Institute of Chemical Engineers AIChE J, 50:2306–2319, 2004 Wiley InterScience.

[11] Reed TB. et Das A., Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems, The Biomass Energy Foundation Press, 1988.

[12] V. Skoulou et al;"Process characteristics and products of olive kernel high temperature steam gasification (HTSG)"; Bioresource Technology 100 (2009) 2444–2451, Elsevier.

[13] Georgios Taralas , Michael G. Kontominas , « Pyrolysis of solid residues commencing from the olive oil food industry for potential hydrogen production » J. Anal. Appl. Pyrolysis 76 (2006) 109–116

[14] Gonzalez, J.F., Roman, S., Bragado, D., Calderon, M., 2008. « Investigation on the reactions influencing biomass air and air/steam gasification for hydrogen production". Fuel Process. Technology. 89 (8), 764–772.

[15] Y. Himri ,Arif S. Malik , A. Boudghene Stambouli ,S. Himri , B. Draoui,
«Review and use of the Algerian renewable energy for sustainable development»; Renewable and Sustainable Energy Reviews 13 (2009) 1584–1591

[16] S. Chopra and A. Jain. "A Review of Fixed Bed Gasification Systems for Biomass".
Agricultural Engineering International: the CIGR Ejournal. Invited Overview No. 5. Vol. IX.
April, 2007.

[17] Francisco V. Tinaut, Andrés Melgar, Juan F. Pérez,, Alfonso Horrillo« Effect of biomass particle size and air superficial velocity on the gasification process in a downdraft fixed bed gasifier. Anexperimental and modelling study » fuel processing technology (2008).

[18] J.K. Ratnadhariya , S.A. Channiwala, « Three zone equilibrium and kinetic free modeling of biomass gasifier – a novel approach » Renewable Energy 34 (2009) 1050–1058

[19] M. Dogru , C. R. Howarth ,G.Akay ,B.keskinler ,A.Malik« gazeification of hazelnut shells in a downdraft gasifier » Energy 27(2002)415-427.

[20] Jin-Shi Chen, Wesley W. Gunkel « Modeling and Simulation of Co-current Moving Bed Gasification Reactors - Part II. A Detailed Gasifier Model » Biomass 14 (1987) 75-98, Elsevier.

[21] Avdhesh Kr. Sharma; « Equilibrium and kinetic modeling of char reduction reactions in a downdraft biomass gasifier: A comparison », Solar Energy 2008 Elsevier.

[22] Jayah TH, Aye L, Fuller RJ, Stewart DF. Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying. Biomass Bioenergy 2003; 25:459–69.

[23] Zainal ZA, Ali R, Lean CH, Seetharamu KN. « Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modelling for different biomass materials ». Energy Convers Manage 2001; 42:1499–515.

[24] S. Jarungthammachote, A. Dutta, « Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier » Energy 32 (2007) 1660–1669.

[25] Di Blasi, C., G. Signorelli, and G. Portoricco, "Fixed-Bed Countercurrent Gasification of Biomass at Laboratory Scale," Ind. Eng. Chem. Res., 38, 2571 (1999).

[26] Bui T, Loof R. et Bhattacharya S.C., Multi-stage reactor for thermal gasification of wood. Energy, Vol. 19, pp. 397–404, 1994.

[27] Xavier Deglis , « La gazéification thermochimique: histoire et développement de la recherche »Colloque ATEE/CIBE: Cogénération biomasse dans l'industrie et sur les réseaux de chaleur 2007.

[28] Krzysztof J. Ptasinski, Mark J.Prins, Anke Pierik « exergy evaluation of biomass gasification »,nergy 32(2007)568-574.

[29] A. Jain. "Design Parameters for a Rice Husk Throatless Gasifier". Agricultural Engineering International: the CIGRE journal, Manuscript EE 05 012. Vol VIII. May, 2006.

[30] A.Baçaoui, A.Dahbi, C.Bennouna, J.Ayele and M .Mazet « Activated carbon production from marrocan olive wastes-influence of some factors », Environmental Technology, Vol 19, pp1203-1212, 1998.

[31] Rhmani Amina et Rabahi Ali, « le grignon d'olive brute, analyse granulométrique et digestibilité de la cellulose », mémoire ingénieur option Écologie ; université de Béjaia 2001/2002.

[32] M. De Souza-Santos, Solid Fuels Combustion and Gasification. « Modeling, simulation and equipment operation », Marcel Decker Inc., New York, 2004.

[33] N. Wakao, S. Kaguei, Heat and mass transfer in packed beds, Gordon and Breach Science, New York, 1982.

[34] Carl L Yaws « Handbook of thermodynamic diagram volume 04, Inorganic compounds and elements » Gulf Publishing Compagny 1996.

[35] Carl L Yaws « Handbook of thermodynamic diagram volume 01, Organic Compounds C_1 to C_4» Gulf Publishing Compagny 1996.

[36] William l. Luyben « Chemical Reactor Design and Control » , published by John Wiley &Sons, Inc., Hoboken, New Jersey 2007.

[37] A. Kayode Coker, « Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design » published by Gulf Publishing Company, Houston, Texas 2001.