

SYNTHESE / EXTENDED ABSTRACT
FRANÇAIS / ENGLISH

**COUTS D'INSTALLATION ET DE FONCTIONNEMENT
DES UNITES DE VALORISATION DES DECHETS
GUIDE DE CALCUL, 2EME VOLET**

***INSTALLATION AND RUNNING COSTS
OF WASTE RECOVERY UNITS
CALCULATION GUIDE, 2ND PART***

mars 2023

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

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

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

Avertissement :

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

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

- ✓ Pour toute reprise d'informations contenues dans ce document, l'utilisateur aura l'obligation de citer le rapport sous la référence :
RECORD, Coûts d'installation et de fonctionnement des unités de valorisation des déchets - Guide de calcul, 2ème volet, 2023, 254 p, n°21-0818/1A
- ✓ Ces travaux ont reçu le soutien de l'ADEME (Agence de la transition écologique)
www.ademe.fr

© RECORD, 2023

RESUME

Alors que de nouveaux outils industriels doivent se développer afin de permettre le déploiement de l'économie circulaire, notamment sous l'angle de la **valorisation des déchets**, il est essentiel de pouvoir bâtir des évaluations technico-économiques préliminaires à tout projet d'investissement. Pour ce faire, il est nécessaire de disposer **d'éléments d'ingénierie financière** solides et le plus à jour possible. C'est ce que met à disposition ce travail. Conçu comme un véritable **guide de calcul**, il permet la **construction d'avant projets sommaires** (APS) grâce aux très nombreuses données de coûts (équipements, installation, fonctionnement, émissions spécifiques de CO₂, etc.) fournies soit sous la forme de cas de référence soit sous la forme de corrélations. Ce travail est illustré par de **nombreux exemples numériques**. Enfin, l'applicabilité des données réunies est illustrée via les 4 exemples suivants :

- Les unités **DTL** (*Direct Thermochemical Liquefaction*) de pyrolyse rapide/liquéfaction des déchets de biomasses, ainsi que les unités de dépolymérisation thermique des plastiques usagés, en vue de leur recyclage chimique,
- Les unités de gazéification à air synthétique, avec capture du CO₂,
- Les unités de gazéification hydrothermale des effluents aqueux,
- Les unités de conversion des déchets en méthane et/ou en carburants décarbonés (**Pyro-M, P2M et P2L**).

Ce 2ème volet fait suite à un travail utilisant la même démarche et traitant plus spécifiquement des unités suivantes : tri de déchets, compostage, méthanisation et unités d'incinération.

MOTS CLES

Consommations spécifiques (SEC), Coûts d'équipement (PEC), Facteur d'émission CO₂, OPEX, CAPEX, Procédures d'actualisation/extrapolation des PEC, Indice CEPCI, Coûts d'installation, Facteur de Lang. Coûts de transport, frais de maintenance, assurances, coûts de personnel. Les unités DTL, les unités d'oxycombustion /FGR en capture CO₂, les unités de gazéification hydrothermale, les unités de conversion en méthane et/ou carburants décarbonés.

SUMMARY

At a time when new industrial tools must be developed to enable the deployment of the circular economy, particularly from waste recovery, it is essential to be able to build preliminary technical and economic assessments for any investment project. To do so, it is necessary to have solid and up-to-date financial engineering elements. This is what this work provides. Designed as a real calculation guide, it allows the construction of preliminary design plans (PDPs) thanks to the large amount of cost data (equipment, installation, operation, specific CO₂ emissions, etc.) provided either in the form of reference cases or in the form of correlations. This work is illustrated by numerous numerical examples. Finally, the applicability of the collected data is illustrated via the following 4 examples:

- Direct Thermochemical Liquefaction (DTL) units for rapid pyrolysis / liquefaction of biomass waste, as well as units for thermal depolymerization of used plastics for chemical recycling,
- Synthetic air gasification units, with CO₂ capture,
- Hydrothermal gasification units of aqueous effluents,
- Units for converting waste into methane and/or carbon-free fuels (Pyro-M, P2M and P2L).

This is the second part of a work using the same approach; the first part dealing more specifically with the following units: waste sorting, composting, methanisation and incineration units.

KEY WORDS

Specific consumption (SEC), Equipment costs (PEC), CO₂ emission factor, OPEX, CAPEX, PEC update / extrapolation procedures, CEPCI index, Installation costs, Lang factor. Transport costs, maintenance costs, insurance, personnel costs. DTL units, oxycombustion / FGR units in CO₂ capture, hydrothermal gasification units, units for conversion to methane and / or carbon-free fuels.

Contexte

Le présent travail est la poursuite d'une étude réalisée antérieurement (Etude Record N°18-0815/1A).

Cette première étude avait pour objectif principal de fournir les données technico-économiques et outils de calcul nécessaires à la réalisation d'avant-projets sommaires (APS), portant sur des unités de traitement et de valorisation des déchets, en particulier, les centres de tri, les unités de compostage, les unités de méthanisation et les incinérateurs.

Ce travail a été poursuivi dans une nouvelle étude, désignée par : "**Coûts d'installation et de fonctionnement des unités de valorisation des déchets, guide de calcul, 2ème volet**".

Cette poursuite d'étude est destinée à étendre les cas d'applications du guide à quatre cas supplémentaires.

Les quatre sujets retenus pour cette poursuite d'étude, sont :

- **Les unités DTL** (*Direct Thermochemical Liquefaction*) de pyrolyse rapide/liquéfaction des déchets de biomasses, ainsi que les unités de dépolymérisation thermique des plastiques usagés, en vue de leur recyclage chimique,
- **Les unités de gazéification à air synthétique, avec capture du CO₂** : l'air synthétique utilisé y est formé par un mélange d'air enrichi (ASU, *Air Separation Unit*) et de fumées recyclées (FGR, *Flue Gas Recycling*). Ce type de fonctionnement permet la valorisation énergétique des déchets, avec un captage par condensation du CO₂, suivi de sa valorisation matière,
- **Les unités de gazéification hydrothermale des effluents aqueux**. Dans le cas d'effluents chargés en organiques (effluents agro-industriels, digestats, ...), leur valorisation peut être réalisée en phase liquide supercritique (250 bars, 500°C), et ce, par gazéification hydrothermale, pour produire du méthane,
- **Les unités conversion des déchets en méthane et/ou en carburants décarbonés**, soit :
 - **par la filière Pyro-M**, par conversion catalytique (méthanation) d'un syngaz produit par gazéification, en méthane injectable sur le réseau,
 - **par la filière P2M**, par méthanation biologique du CO₂ d'un biogaz de méthanisation, permettant de l'enrichir en CH₄, avec injection sur le réseau,
 - **par filière P2L**, par conversion chimique d'un syngaz produit par gazéification, en carburants décarbonés (méthanol, jet-fuel, MDE, hydrogène, ...).

Contenu du Rapport

Liquéfaction directe de la biomasse (DTL)

Le document présente tout d'abord les principes et outils de la liquéfaction thermochimique directe des biomasses et déchets (Unités DTL, *Direct Thermochemical Liquefaction*). Celle-ci est basée sur un processus de pyrolyse rapide de la charge entrante.

En effet, une pyrolyse rapide, réalisée à température élevée (450-700°C) et des vitesses de chauffage importantes (300-800°C/s), contrairement à une pyrolyse lente (350 et 550°C, et des vitesses de chauffe comprises entre 0,01 et 2°C/s), permet de maximiser la quantité de gaz de pyrolyse produite, et donc, la fraction condensable en huile, et ce, au détriment du coke produit.

La production d'huiles de pyrolyse rapide (FPO, *Fast Pyrolysis Oil*) est alors réalisée avec des rendements pouvant atteindre de 70 à 80% en masse.

Context

This work is the continuation of a study carried out previously (Study Record N° 18-0815/1A). This first study had the main objective of providing the technical and economic data and calculation tools necessary for the realization of preliminary projects (APS), relating to treatment units and waste recovery, in particular sorting centers, composting units, methanation units and incinerators.

This work was continued in a new study, designated by: "Costs of installation and operation of waste recovery units, calculation guide, 2nd part".

This continuation of the study is intended to extend the application cases of the guide to four additional cases.

The four subjects selected for this continuation of the study are:

- **DTL** (*Direct Thermochemical Liquefaction*) units for rapid pyrolysis/liquefaction of biomass waste, as well as thermal depolymerization units for used plastics, with a view to their chemical recycling,
- **Synthetic air gasification units, with CO₂ capture**: the synthetic air used is formed by a mixture of enriched air (ASU, *Air Separation Unit*) and recycled fumes (FGR, *Flue Gas Recycling*). This type of operation allows energy recovery from waste, with capture by condensation of CO₂, followed by its material recovery,
- **Hydrothermal gasification units for aqueous effluents**. In the case of organic-laden effluents (agro-industrial effluents, digestates, etc.), their recovery can be carried out in the supercritical liquid phase (250 bars, 500°C), and this, by hydrothermal gasification, to produce methane,
- **Units converting waste into methane and/or carbon-free fuels**, i.e.:
 - **by the Pyro-M sector**, by catalytic conversion (methanation) of a syngas produced by gasification, into methane which can be injected into the network,
 - **by the P2M sector**, by biological methanation of the CO₂ of a methanization biogas, allowing it to be enriched in CH₄, with injection into the network,
 - **by P2L sector**, by chemical conversion of a syngas produced by gasification, into carbon-free fuels (methanol, jet-fuel, MDE, hydrogen, etc.).

Content of the Report

Direct biomass liquefaction (DTL)

The document first presents the principles and tools of direct thermochemical liquefaction of biomass and waste (DTL Units, Direct Thermochemical Liquefaction). This is based on a rapid pyrolysis process of the incoming charge.

Indeed, rapid pyrolysis, carried out at high temperature (450-700°C) and high heating speeds (300-800°C/s), unlike slow pyrolysis (350 and 550°C, and heating between 0.01 and 2°C/s), makes it possible to maximize the quantity of pyrolysis gas produced, and therefore, the fraction condensable in oil, and this, to the detriment of the coke produced.

The production of fast pyrolysis oils (FPO, Fast Pyrolysis Oil) is then carried out with yields that can reach 70 to 80% by mass.

Selon la technologie considérée pour les unités FPO, les TRL (Technology Readiness Levels) observés s'échelonnent de 7 à 9.

Les gisements disponibles en France pour ce type de conversion de la biomasse, ainsi que leurs PCI, sont ensuite détaillés, allant de la biomasse brute, de type forestière, au TCR et TTCR, ainsi qu'aux cultures énergétiques (miscanthus,...), aux déchets agricoles et aux emballages (palettes de bois, filière papier/carton,...). Les coûts d'acquisition des biomasses conventionnelles ont été fournis

En termes de gisements disponibles, il a également été mentionné les bois contaminés (bois B, bois C).

Ce type de gisement peut faire l'objet d'une pyrolyse rapide, à condition d'en effectuer un pré-traitement visant à abaisser sa charge polluante, sans quoi une fraction de la charge polluante serait transférée à l'huile de pyrolyse.

On distingue les déchets de bois faiblement adjuvantés (bois B), de ceux qui sont fortement adjuvantés (bois C).

Un exemple de procédé chimique, appliqué à des bois CCA est donné, qui consiste à extraire, par lixiviation chimique, les polluants métalliques (CCA), ceux-ci étant, dans un deuxième temps récupérés dans le lixiviat, par extraction chimique (chélates,...), ou par électrodéposition.

Les CAPEX & OPEX d'une unité de référence de décontamination chimique de bois CCA ont été détaillés, sur la base d'une capacité de traitement de l'installation de référence étudiée, de : 125 000 t bois CCA/an, à 25% d'humidité initiale. Compte-tenu des gains annuels réalisables par la revente du bois décontaminé, le temps de retour brut de l'investissement, est : TRB = 2,6 ans.

Les coûts associés à une installation de pyrolyse rapide de biomasse, basée sur un lit fluidisé dense (LFD), sont fournis.

Le TOT de l'ensemble de stockage journalier des FPO produits, peut être estimé à l'aide de la corrélation suivante :

$$\text{TOT (k€ HT, 2020)} = 119 D_{\text{FPO}}^{0,4}$$

avec, D_{FPO} (t/h), le débit massique de production de FPO par l'unité LFD de pyrolyse rapide.

Le TOT d'une installation LFD de pyrolyse rapide, peut être estimé par la corrélation suivante :

$$\text{TOT (M€ HT, base 2020)} = 1,598 \Phi^{0,53}, \text{ avec } \Phi, \text{ en MWth}$$

où Φ est la puissance PCI de la charge entrante, soit : PCI biomasse sèche = 19 MJ/kg = 5,278 kWh/kg = 5,278 MWh/tonne, avec : $\Phi = D \times \text{PCI}$, où : D, est le débit entrant de biomasse dans le LFD.

Les huiles FPO constituent cependant un combustible liquide de qualité médiocre (faible PCI, forte teneur en oxygène, PH acide, problèmes de stabilité en stockage,...). Il est donc nécessaire d'améliorer les caractéristiques physiques et chimiques des biohuiles brutes de pyrolyse, et ce, dans le but de valoriser ces biohuiles pour leur utilisation comme biocarburant ou pour en extraire des molécules d'intérêt pour l'industrie chimique.

Cette amélioration (*upgrading*) des propriétés des biohuiles peut être obtenue par trois méthodes principales :

- Réaliser directement une hydrolyse rapide de la biomasse, sous une forte pression en dihydrogène H_2 (1-30 bar). Cette conversion s'avère délicate en procédé continu,

Depending on the technology considered for the FPO units, the TRLs (Technology Readiness Levels) observed range from 7 to 9.

The deposits available in France for this type of biomass conversion, as well as their PCI, are then detailed, ranging from raw biomass, of the forest type, to TCR and TTCR, as well as to energy crops (miscanthus, etc.), agricultural waste and packaging (wooden pallets, paper/cardboard industry, etc.).

The acquisition costs of conventional biomass have been provided.

In terms of available deposits, contaminated wood was also mentioned (wood B, wood C).

This type of deposit can be subjected to rapid pyrolysis, provided that pre-treatment is carried out to lower its pollutant load, otherwise a fraction of the pollutant load would be transferred to the pyrolysis oil.

A distinction is made between waste wood with low additives (wood B) and those with high additives (wood C).

An example of a chemical process, applied to CCA wood is given, which consists in extracting, by chemical leaching, the metallic pollutants (CCA), these being, in a second time recovered in the leachate, by chemical extraction (chelates,...), or by electrodeposition.

The CAPEX & OPEX of a reference CCA wood chemical decontamination unit have been detailed, on the basis of a treatment capacity of the reference installation studied, of: 125,000 t CCA wood/year, at 25% initial humidity. Taking into account the annual gains achievable by the resale of decontaminated wood, the gross payback time of the investment is: TRB = 2.6 years.

The costs associated with a rapid biomass pyrolysis plant, based on a dense fluidized bed (DFB), are provided.

The TOT of the daily storage set of FPOs produced can be estimated using the following correlation:

$$\text{TOT (k€ HT, 2020)} = 119 D_{\text{FPO}}^{0,4}$$

with, D_{FPO} (t/h), the mass flow rate of FPO production by the fast pyrolysis LFD unit.

The TOT of an LFD fast pyrolysis installation can be estimated by the following correlation:

$$\text{TOT (M€ HT, base 2020)} = 1,598 \Phi^{0,53}, \text{ avec } \Phi, \text{ en MWth}$$

where Φ is the PCI power of the incoming load, i.e.: PCI dry biomass = 19 MJ/kg = 5.278 kWh/kg = 5.278 MWh/ton, with: $\Phi = D \times \text{PCI}$, where: D, is the incoming biomass flow in the LFD.

*However, FPO oils constitute a liquid fuel of mediocre quality (low PCI, high oxygen content, acid PH, storage stability problems, etc.). It is therefore necessary to improve the physical and chemical characteristics of crude pyrolysis bio-oils, in order to valorize these bio-oils for their use as biofuel or to extract molecules of interest for the chemical industry. This improvement (*upgrading*) of the properties of bio-oils can be obtained by three main methods:*

- *Directly carry out rapid hydrolysis of the biomass, under high pressure in dihydrogen H_2 (1-30 bar). This conversion is tricky in a continuous process,*
- *Carry out rapid pyrolysis of biomass in the presence of catalysts, to produce CPO (Catalytic Pyrolytic Oil). This*

- Réaliser la pyrolyse rapide de la biomasse en présence de catalyseurs, pour produire des CPO (*Catalytic Pyrolytic Oil*). Cette pyrolyse catalytique rapide peut être réalisée en *in-situ* (un réacteur) ou en *ex-situ* (deux réacteurs). La zéolithe ZSM-5 est le catalyseur le plus actif, Par le traitement catalytique, l'huile produite présente un taux d'oxygène plus faible que les FPO non-catalytiques, la rendant assimilable à des carburants d'origine pétrolière,
- Réaliser un post-traitement de « *up-grading* » des huiles de pyrolyse FPO brutes.

Les coûts d'installation d'une unité de conversion catalytique CPO *in-situ*, sont ensuite détaillés.

Pour cela, on a considéré une installation de référence de pyrolyse rapide catalytique de biomasse, utilisant un LFC, à catalyse *in-situ*, dans laquelle sont injectés des catalyseurs commerciaux (zéolithe ZSM-5), alimentée en bois.

Ce procédé, à l'échelle commerciale, a une capacité de 180 000 tonnes/an (22,5 t/h) de bois (8 % d'humidité, 0,54% de cendres), correspondant à une unité traitant 20,83 tonnes sèches/h, sans cendres (tonnes MAF, *moisture and ash free*). On a : PCI biomasse sèche = 19 MJ/kg = 5,278 kWh/kg = 5,278 MWh/tonne.

Cette installation de référence a donc une puissance PCI entrante, de : $\Phi = 110$ MWth.

Ce procédé permet une production annuelle d'huile de pyrolyse catalytique (CPO), de : 46 716 t CPO/an, soit : 5,84 tCPO/h.

Le PCI du CPO (*Catalytic pyrolysis Oil*) produit est : PCI_{CPO} = 29 MJ/kg, à comparer avec le PCI des biohuiles de pyrolyse rapide (PCI_{FPO} = 17 MJ/kg).

De même, la teneur en oxygène de l'huile CPO est d'environ 18% en poids, contre 37 % en poids pour la FPO.

Les PEC 2020 des équipements de cette installation de référence, conduisant, pour l'ensemble, à : PEC = 34,10 M€ HT, entraînant un coût total installé de : TOT = 102,3 M€ HT, base 2020.

Concernant les techniques de « *up-grading* » aval des biohuiles FPO, celles-ci visent, en priorité, à désoxygéner les bio-huiles FPO brutes, pour pouvoir atteindre le ratio O/C des produits pétroliers, type naphtha.

Ce type de post-traitement est lui-même essentiellement basé sur deux types de technologies :

- L'hydro-désoxygénation (HDO) catalytique des vapeurs de FPO est réalisée entre 300 et 600°C sous une forte pression en H₂ (10-20 MPa), en présence de catalyseurs hétérogènes, La consommation spécifique en dihydrogène pour cette étape, est de 14 kg H₂/tonne biohuile. Ce procédé permet l'élimination de l'oxygène des FPO à plus de 80%, conduisant à des huiles upgradées ayant un PCI = 39,5 MJ/kg avec un rendement en huiles upgradées compris entre 60% et 80%.
- Le craquage catalytique des vapeurs FPO. Ce craquage est réalisé en réacteur catalytique (zéolithes), en *ex-situ* FFC (*Fluid Catalytic Cracking*), sous atmosphère inerte et à haute température (400-600°C). Les rendements de conversion restent modérés (~45%). Le rendement global « fraction organique liquide désoxygénée/biomasse » n'est plus que de 31%. Par contre, aucune source externe de dihydrogène n'est nécessaire.

Les PEC &TOT d'une unité de référence avec un *up-grading* catalytique *ex-situ* des vapeurs de FPO, a ensuite été détaillé. Cette unité peut traiter 200 tonnes sèche/jour de biomasse (8,34 t/h). Avec un PCI de la biomasse sèche entrante de : PCI = 19 MJ/kg = 5,278 MWh/tonne sèche, la puissance PCI de cette installation de pyrolyse rapide non-catalytique, est de : $\Phi = 44$ MWth.

fast catalytic pyrolysis can be carried out in-situ (one reactor) or ex-situ (two reactors). ZSM-5 zeolite is the most active catalyst, through catalytic treatment, the oil produced has a lower oxygen level than non-catalytic FPOs, making it comparable to fuels of petroleum origin,

- Carry out an "up-grading" post-treatment of crude FPO pyrolysis oils.

The installation costs of an in-situ CPO catalytic conversion unit are then detailed.

For this, we considered a reference installation for rapid catalytic biomass pyrolysis, using a CFL, with in-situ catalysis, into which commercial catalysts (ZSM-5 zeolite) are injected, fueled with wood.

This process, on a commercial scale, has a capacity of 180,000 tons/year (22.5 t/h) of wood (8% humidity, 0.54% ash), corresponding to a unit treating 20, 83 dry tons/h, without ash (tons MAF, moisture and ash free). We have: PCI dry biomass = 19 MJ/kg = 5.278 kWh/kg = 5.278 MWh/ton.

This reference installation therefore has an incoming PCI power of: $\Phi = 110$ MWth.

This process allows an annual production of catalytic pyrolysis oil (CPO) of: 46,716 t CPO/year, i.e.: 5.84 tCPO/h.

The PCI of the CPO (Catalytic pyrolysis Oil) produced is: PCI_{CPO} = 29 MJ/kg, to be compared with the PCI of rapid pyrolysis bio-oils (PCI_{FPO} = 17 MJ/kg).

Similarly, the oxygen content of CPO oil is around 18% by weight, compared to 37% by weight for FPO.

The PEC 2020 of the equipment of this reference installation lead, overall, to: PEC = €34.10 M excluding tax, resulting in a total installed cost of: TOT = €102.3 M excluding tax, base 2020.

Concerning the techniques of "up-grading" downstream of FPO bio-oils, they aim, as a priority, to deoxygenate raw FPO bio-oils, in order to be able to reach the O/C ratio of petroleum products, such as naphtha.

This type of post-processing is itself essentially based on two types of technology:

- The catalytic hydro-deoxygenation (HDO) of FPO vapors is carried out between 300 and 600°C under high H₂ pressure (10-20 MPa), in the presence of heterogeneous catalysts, The specific dihydrogen consumption for this step is 14 kg H₂/ton bio-oil. This process allows the elimination of oxygen from FPOs by more than 80%, leading to upgraded oils having a PCI = 39.5 MJ/kg with a yield of upgraded oils between 60% and 80%.
- Catalytic cracking of FPO vapors. This cracking is carried out in a catalytic reactor (zeolites), *ex-situ* FFC (*Fluid Catalytic Cracking*), under an inert atmosphere and at high temperature (400-600°C). Conversion yields remain moderate (~45%). The overall "deoxygenated liquid organic fraction/biomass" yield is now only 31%. On the other hand, no external source of dihydrogen is necessary.

The PEC &TOT of a reference unit with ex-situ catalytic up-grading of FPO vapors was then detailed. This unit can process 200 dry tons/day of biomass (8.34 t/h). With an incoming dry biomass PCI of: PCI = 19 MJ/kg = 5.278 MWh/dry ton, the PCI power of this non-catalytic rapid pyrolysis installation is: $\Phi = 44$ MWth.

Thus, around 56.5% of the incoming PCI energy is converted into liquid fuels by this process.

De l'ordre de 56,5% de l'énergie PCI entrante sont convertis en combustibles liquides par ce process.

Cette installation a été décomposée en neuf îlots distincts, chacun constituant un bloc de process dédié.

Les coûts d'équipements et de fonctionnement de chacun des îlots ont été fournis. Ainsi, le PEC de l'ensemble s'établit à : PEC = 28,33 M€ HT, associé à un coût de l'installation, de : TOT = 63,71 M€ HT.

Les OPEX d'une unité complète avec *up-grading* catalytique *ex-situ* des vapeurs de FPO, ont été également fournis. Le total des dépenses (charges variables + personnels + maintenance + assurances), est : D = 9,63 M€ HT/an.

Les recettes réalisées par la vente de fuels (diesel + essence), sont de : G = 15,23 M€ HT/an.

Dans ces conditions, le temps de retour brut de l'investissement, est : TRB = 11,38 ans. Ce TRB peut être amené à une durée inférieure à huit ans, avec des prix de biomasses eux-mêmes inférieurs à 40 € HT/tonne.

Les principales applications des biohuiles FPO (brutes et/ou upgradées), produites par pyrolyse rapide de la biomasse et de ses déchets, sont indiquées.

Les huiles FPO, brutes ou upgradées, peuvent être valorisées par injection dans des moteurs à combustion interne, couplé à un alternateur, pour une production d'électricité.

A partir de résultats de la littérature et après actualisation, on a pu établir une corrélation donnant le TOT (M€ HT, base 2020) d'un ensemble moteur + alternateur, alimenté en FPO, en fonction de la puissance électrique Φ (MWe) nette fournie :

$$\text{TOT (M€ HT, base 2020)} = 822 \Phi e^{0,91} \text{ (MWe)}$$

Une valorisation matière des FPO est également réalisable, par exemple, par extraction de lévoglucosane.

On a considéré une unité de référence pour la production de lévoglucosane, à partir d'un flux entrant de 500 t/jour de bois brut, à 50% d'humidité.

Dans ces conditions, la production horaire de cristaux de lévoglucosane, est de : 275 kg/h. Les co-produits commercialisables, sont des huiles phénoliques : 3,37 t/h, des sirops fermentescibles : 1,66 t/h.

Le TOT de l'ensemble des équipements nécessaires une fois installés, sur une base 2020, est, de : TOT = 15,98 M€ HT. L'OPEX de cette installation, est donc de : OPEX = 10,62 M€ HT/an.

Un temps de retour brut de : TRB = 3 ans, est obtenu pour cette installation, avec un prix de mise sur le marché du lévoglucosane, de : 4 500 € HT/tonne.

Rappelons que le prix médian du lévoglucosane sur le marché est actuellement de : 26 100 € HT/t.

La liquéfaction hydrothermale

La liquéfaction hydrothermale (HTL) des déchets de biomasse est ensuite abordée. La liquéfaction hydrothermale (HTL, *Hydrothermal Liquefaction*) est un procédé réactionnel de conversion de la biomasse en phase aqueuse, sous haute pression ($P < 200$ bar) et à température modérée ($T < 400^\circ\text{C}$), celle-ci étant convertie en biohuile HTL (ou *biocrude*). Elle s'applique bien dans le cas de biomasses fortement humides.

Les biocrudes ont des teneurs en oxygène plus faibles que celles des FPO. Par contre, le rendement massique de conversion hydrothermale de la biomasse en *biocrude*, est plus faible (35-50%) que celui de la pyrolyse rapide (65- 70%).

Le CAPEX estimé d'une unité de liquéfaction hydrothermale (*biocrude*) est, *a priori*, voisin de celui d'une unité de pyrolyse rapide FPO. Par contre, le coût de production (en € HT/t) d'huile

This installation has been broken down into nine separate islands, each constituting a dedicated process block.

The equipment and operating costs of each of the islands have been provided. The PEC of the whole is established at: PEC = 28.33 M€ excluding tax, associated with a cost of the installation, of: TOT = 63.71 M€ excluding tax.

The OPEX of a complete unit with ex-situ catalytic up-grading of FPO vapors was also provided. The total expenditure (variable costs + personnel + maintenance + insurance) is: D = 9.63 M€ excluding tax/year.

Revenues from the sale of fuels (diesel + petrol) are: G = € 15.23 M excl. VAT/year.

Under these conditions, the gross payback time of the investment is: TRB = 11.38 years. This TRB can be brought to a duration of less than eight years, with biomass prices themselves of less than €40 excluding VAT/ton.

The main applications of FPO bio-oils (raw and/or upgraded), produced by rapid pyrolysis of biomass and its waste, are indicated.

FPO oils, crude or upgraded, can be recovered by injection into internal combustion engines, coupled to an alternator, for electricity production.

From results of the literature and after updating, we were able to establish a correlation giving the TOT (M€ HT, base 2020) of a motor + alternator assembly, supplied with FPO, according to the electrical power Φ (MWe) net supplied:

$$\text{TOT (M€ HT, base 2020)} = 822 \Phi e^{0,91} \text{ (MWe)}$$

A material recovery of FPO is also possible, for example, by extraction of levoglucosan.

We considered a reference unit for the production of levoglucosan, from an incoming flow of 500 t/day of raw wood, at 50% humidity.

Under these conditions, the hourly production of levoglucosan crystals is: 275 kg/h. The marketable co-products are phenolic oils: 3.37 t/h, fermentable syrups: 1.66 t/h.

The TOT of all the necessary equipment once installed, on a 2020 basis, is: TOT = €15.98 M excluding tax. The OPEX of this installation is therefore: OPEX = 10.62 M€ excluding VAT/year.

A gross payback time of: TRB = 3 years is obtained for this installation, with a marketing price for levoglucosan of: €4,500 excluding tax/ton.

Remember that the median price of levoglucosan on the market is currently: € 26,100 excluding tax/t.

Hydrothermal liquefaction

The hydrothermal liquefaction (HTL) of biomass waste is then discussed. Hydrothermal liquefaction (HTL, Hydrothermal Liquefaction) is a reaction process for the conversion of biomass into the aqueous phase, under high pressure ($P < 200$ bar) and at moderate temperature ($T < 400^\circ\text{C}$), the latter being converted into bio-oil HTL (or biocrude). It applies well in the case of highly humid biomasses.

Biocrudes have lower oxygen contents than FPOs. On the other hand, the mass yield of hydrothermal conversion of biomass into biocrude is lower (35-50%) than that of rapid pyrolysis (65-70%).

pyrolytique FPO est inférieur à celui d'huile de liquéfaction HTL, car le rendement massique des procédés de pyrolyse rapide est supérieur à celui des procédés de liquéfaction HTL.

La dépolymérisation des plastiques usagés (PSW)

La liquéfaction pyrolytique des déchets plastiques est ensuite décrite en détail. La dépolymérisation thermo-chimique des PSW (*Plastic Solid Wastes*), par pyrolyse rapide, permet de traiter une large gamme de déchets plastiques thermofusibles et notamment les emballages non recyclables avec les techniques actuelles. Différents procédés thermo-chimiques (pyrolyse, pyrolyse rapide, craquage thermique catalytique, vapocraquage, hydrocraquage), conduisent à des huiles (équivalentes au naphta pétrolier). Certains procédés de pyrolyse rapide permettent également le retour au monomère (recyclage chimique).

L'installation de référence choisie ici, à titre d'illustration, permet de traiter, après broyage et séchage jusqu'à 5% d'humidité, un gisement prétrié de 6 000 t/an de déchets plastiques humides, en mélange, contenant donc 5 700 t/an de plastiques thermofusibles secs (712,5 kg/h) et 300 t/an d'eau en entrée (37,5 kg/h). Cette installation est réputée fonctionner en continu pendant 8 000 h/an. Sa capacité horaire est donc de : 750 kg/h. L'unité de dépolymérisation thermique est basée sur un réacteur à lit fluidisé dense (LFD). Les produits gazeux de décomposition thermique sont envoyés vers un condenseur qui en sépare la fraction condensable (huile de pyrolyse), les incondensables étant dirigés vers une chambre de postcombustion.

L'énergie thermique, nécessaire à la dépolymérisation (réaction endothermique), est fournie par un dispositif de recyclage des fumées chaudes de combustion aval des incondensables (Flue Gas Recycling, FGR).

Le TOT de l'installation (équipements, raccordements, électricité générale, contrôle-commande, ingénierie,...), a été détaillé et est : TOT = 12,19 M€ HT. Le coût total d'exploitation de l'installation, est de : OPEX = 0,777 M€ HT/an.

Le prix marché du naphta pétrolier était, en décembre 2019, de : 482,6 € HT/tonne. Alors, le temps de retour brut de cette installation, est de : TRB = 6,54 ans,

Capture du CO₂ en combustion/incinération

Dans une deuxième partie, le rapport présente les **principales techniques permettant le captage du CO₂ émis par des installations de combustion/incinération** sont détaillées (absorption sur amines, systèmes à décarbonisation avant combustion, systèmes à air synthétique).

Les techniques utilisant de l'air synthétique, permettent de remplacer l'azote de l'air de combustion par un autre gaz inerte. Dans la pratique, cet air synthétique peut être formé en remplaçant le ballast azote par des fumées (CO₂ + H₂O), soutirées en aval de l'installation (FGR, *Flue Gas Recycling*). Après le traitement des fumées, une fraction de celles-ci est renvoyée en tête pour y être mélangée avec de l'oxygène issu d'une unité de séparation d'air (ASU, Air Separation Unit). On voit alors qu'une simple séparation par condensation des fumées, après la chaudière ou le four et l'abattage des fumées, permet que les fumées soient exclusivement formées de CO₂. Cette séparation par condensation du CO₂ est technologiquement plus simple et moins coûteuse que la capture du CO₂ par des amines, par exemple (MEA, DEA,...).

On a reporté, en tant que cas de référence, le revamping d'une installation de combustion à l'air de gaz naturel, prise en tant que cas de référence, basé sur la mise en place d'une

The estimated CAPEX of a hydrothermal liquefaction unit (biocrude) is, a priori, close to that of an FPO fast pyrolysis unit. On the other hand, the production cost (in € HT/t) of FPO pyrolytic oil is lower than that of HTL liquefaction oil, because the mass yield of fast pyrolysis processes is higher than that of HTL liquefaction processes.

The depolymerization of used plastics (PSW)

The pyrolytic liquefaction of waste plastics is then described in detail. The thermochemical depolymerization of PSW (Plastic Solid Wastes), by rapid pyrolysis, makes it possible to treat a wide range of thermofusibile plastic waste and in particular non-recyclable packaging with current techniques. Different thermochemical processes (pyrolysis, fast pyrolysis, catalytic thermal cracking, steam cracking, hydrocracking) lead to oils (equivalent to petroleum naphtha). Some fast pyrolysis processes also allow the return to the monomer (chemical recycling).

The reference installation chosen here, by way of illustration, makes it possible to treat, after grinding and drying up to 5% humidity, a pre-sorted deposit of 6,000 t/year of wet plastic waste, in a mixture, thus containing 5,700 t/year of dry thermofusibile plastics (712.5 kg/h) and 300 t/year of incoming water (37.5 kg/h). This installation is deemed to operate continuously for 8,000 h/year. Its hourly capacity is therefore: 750 kg/h.

The thermal depolymerization unit is based on a dense fluidized bed (LFD) reactor. The gaseous thermal decomposition products are sent to a condenser which separates the condensable fraction (pyrolysis oil), the incondensables being sent to a post-combustion chamber.

The thermal energy, necessary for the depolymerization (endothermic reaction), is provided by a system for recycling hot fumes from the downstream combustion of incondensables (Flue Gas Recycling, FGR).

The TOT of the installation (equipment, connections, general electricity, control-command, engineering, etc.), has been detailed and is: TOT = €12.19 M excluding tax. The total operating cost of the installation is: OPEX = 0.777 M€ excluding tax/year.

The market price of petroleum naphtha in December 2019 was: €482.6 excl. VAT/ton. So, the gross return time of this installation is: TRB = 6,54 years,

Capture of CO₂ in combustion/incineration

*In a second part, the Report presents the **main techniques allowing the capture of CO₂ emitted by combustion/incineration installations** are detailed (absorption on amines, decarbonization systems before combustion, synthetic air systems).*

Techniques using synthetic air allow the nitrogen in the combustion air to be replaced by another inert gas. In practice, this synthetic air can be formed by replacing the nitrogen ballast with fumes (CO₂ + H₂O), extracted downstream of the installation (FGR, Flue Gas Recycling). After treatment of the fumes, a fraction of them is returned to the top to be mixed with oxygen from an air separation unit (ASU, Air Separation Unit).

We then see that a simple separation by condensation of the fumes, after the boiler or the oven and the removal of the fumes, allows the fumes to be exclusively formed of CO₂. This separation by condensation of CO₂ is technologically simpler and less costly than the capture of CO₂ by amines, for example (MEA, DEA, etc.).

The revamping of a natural gas air combustion plant, taken as a reference case, based on the implementation of

oxycombustion avec FGR. La puissance thermique PCI de cette installation de référence sera prise égale à : $\phi = 10$ MW. Le débit d'oxygène, fourni par l'ASU, entrant dans le foyer, est : $D_{O_2} = 2\,412,5 \text{ Nm}^3_{O_2}/\text{h}$ (21% de l'air synthétique). Le débit volumique de fumées neutres, soustrait en aval de la combustion et recyclé en tête (FGR), pour former l'air synthétique, doit être de : $Q_{VFGR} = 9\,075,5 \text{ Nm}^3_{FGR}/\text{h}$. Le débit massique de CO_2 produit et récupéré en aval par condensation, est : $D_{CO_2} = 1\,975,35 \text{ kg}_{CO_2}/\text{h}$. La puissance thermique du condenseur à installer, est : $\phi_{CD} = 1\,056 \text{ kW}$.

Le coût total TOT (€ HT) des équipements nécessaires installés (ASU, ligne FGR, condenseur, compresseur, cuve de stockage CO_2 10-15bars), raccordés, additionné des coûts d'aménagements de site, du raccordement électrique et des dispositifs de contrôle/régulation, peut être estimé, par : TOT (€ HT) = 1,749 M€ HT.

Les surcoûts d'équipement à investir pour le revamping de l'installation initiale, fonctionnant 8 000 h/an, sont voisins de : 6,4% de l'investissement initial, et ce, pour une installation désormais capable de capturer 15 800 t CO_2 /an. Le surcoût annuel en frais de fonctionnement, est de : 828 000 € HT/an.

Un autre cas de référence a également été présenté. Il concerne, cette fois-ci, une unité de valorisation énergétique de déchets par **gazéification intégré à O_2 /FGR** avec capture du CO_2 par condensation des fumées en aval.

Cette installation, prise en référence, est alimentée par un déchet solide, de PCI = 2 390 kcal/kg = 10 MJ/kg. Le débit de déchets entrants, est de : $B = 10$ t/h. La puissance thermique de l'installation, est donc : $\Phi = 27,78$ MW. Le débit de syngaz produit, est : $D_{syngaz} = 8\,446,44 \text{ Nm}^3/\text{h}$, et un $PCI_{syngaz} = 9,56 \text{ MJ}/\text{Nm}^3$.

Le taux de recyclage des fumées neutres à appliquer en FGR, est : $R = 59,4\%$. Le débit massique d'oxygène nécessaire, à fournir par une ASU, est : $D_{O_2} = 5,066 \text{ t}_{O_2}/\text{h}$

Le débit massique de CO_2 récupéré, après condensation des fumées, est : $D_{CO_2} = 9,782 \text{ t}_{CO_2}/\text{h}$

La puissance du condenseur à installer, est de : $\phi_{CD} = 2,86 \text{ MW}$ ($S = 180,64 \text{ m}^2$).

Le coût total TOT (€ HT) des équipements nécessaires installés (ASU, ligne FGR, condenseur, compresseur, stockage CO_2), raccordés, additionné des coûts d'aménagements de site, du raccordement électrique et des dispositifs de contrôle/régulation, peut être estimé, à : TOT = 3,244 M€ HT.

Les surcoûts à investir pour le revamping de l'installation initiale, sont voisins de : 5,5% de l'investissement initial, et ce, pour une installation fonctionnant 8 000 h/an, désormais capable de capturer : 78 256 t CO_2 /an. Le surcoût annuel en frais de fonctionnement, est de : 1,65 M€ HT/an.

Voies de valorisation du CO_2 capturé

Enfin, **les voies de valorisation du CO_2** une fois capturé, sont abordées. Au-delà des utilisations conventionnelles du CO_2 dans l'industrie, celles-ci concernent l'utilisation du CO_2 en synthèse organique et conversions industrielles, en particulier, en méthane de synthèse :

- La nitrification par NH_3 du CO_2 . L'addition de CO_2 sur l'ammoniac, conduit en effet à la formation d'urée : $CO_2 + NH_3 \rightarrow NH_2-CO-NH_2 + H_2O$,
- La synthèse de polycarbonates thermoplastiques,
- La synthèse méthanol par hydrogénation,
- **La méthanation catalytique du CO_2** : L'hydrogénation catalytique du CO_2 une fois capturé, conduit par méthanation, à la formation de CH_4 de synthèse susceptible

oxycombustion with FGR, has been reported as a reference case. The PCI thermal power of this reference installation will be taken as equal to: $\phi = 10$ MW.

The flow of oxygen, supplied by the ASU, entering the hearth is: $D_{O_2} = 2,412.5 \text{ Nm}^3_{O_2}/\text{h}$ (21% of synthetic air).

The volume flow of neutral fumes, withdrawn downstream of combustion and recycled at the top (FGR), to form synthetic air, must be: $Q_{VFGR} = 9,075.5 \text{ Nm}^3_{FGR}/\text{h}$.

The mass flow of CO_2 produced and recovered downstream by condensation is: $D_{CO_2} = 1,975.35 \text{ kg}_{CO_2}/\text{h}$.

The thermal power of the condenser to be installed is: $\phi_{CD} = 1,056 \text{ kW}$

The total TOT cost (€ excl. VAT) of the necessary equipment installed (ASU, FGR line, condenser, compressor, 10-15 bar CO_2 storage tank), connected, plus the costs of site development, electrical connection and control devices /regulation, can be estimated by: TOT (€ excluding tax) = €1.749 million excluding tax.

The additional equipment costs to be invested for the revamping of the initial installation, operating 8,000 h/year, are close to: 6.4% of the initial investment, and this, for an installation now capable of capturing 15,800 t CO_2 /year.

The annual additional cost in operating costs is: € 828,000 excluding VAT/year.

Another reference case was also presented. This time, it concerns a unit for energy recovery from waste by **gasification integrated with O_2 /FGR** with capture of CO_2 by condensation of fumes downstream.

This installation, taken as a reference, is supplied with solid waste, of PCI = 2,390 kcal/kg = 10 MJ/kg. The flow of incoming waste is: $B = 10$ t/h. The thermal power of the installation is therefore: $\Phi = 27.78$ MW. The flow rate of syngas produced is: $D_{syngas} = 8,446.44 \text{ Nm}^3/\text{h}$, and a $PCI_{syngas} = 9.56 \text{ MJ}/\text{Nm}^3$.

The neutral flue gas recycling rate to be applied in FGR is: $R = 59.4\%$. The mass flow of oxygen required, to be supplied by an ASU, is: $D_{O_2} = 5.066 \text{ t}_{O_2}/\text{h}$

The mass flow of CO_2 recovered, after condensation of the fumes, is: $D_{CO_2} = 9.782 \text{ t}_{CO_2}/\text{h}$

The power of the condenser to be installed is: $\phi_{CD} = 2.86 \text{ MW}$ ($S = 180.64 \text{ m}^2$).

The total cost TOT (€ HT) of the necessary equipment installed (ASU, FGR line, condenser, compressor, CO_2 storage), connected, plus the costs of site development, electrical connection and control/regulation devices, can be estimated at: TOT = €3.244 million excluding tax.

The additional costs to be invested for the revamping of the initial installation are close to: 5.5% of the initial investment, and this, for an installation operating 8,000 h/year, now capable of capturing: 78,256 t CO_2 / year. The annual additional cost in operating costs is: €1.65 M excluding tax/year.

Valorization routes for the captured CO_2

Finally, **the ways of recovering CO_2** once captured are discussed. Beyond the conventional uses of CO_2 in industry, these concern the use of CO_2 in organic synthesis and industrial conversions, in particular, into synthetic methane:

- Nitrification by NH_3 of CO_2 . The addition of CO_2 to ammonia in fact leads to the formation of urea: $CO_2 + NH_3 \rightarrow NH_2-CO-NH_2 + H_2O$,
- The synthesis of thermoplastic polycarbonates:
- Methanol synthesis by hydrogenation
- **The catalytic methanation of CO_2** : The catalytic hydrogenation of CO_2 , once captured, leads by

de valorisation, par exemple, par réinjection sur réseau La consommation spécifique en dihydrogène, par kg de CO₂ valorisé, est dans ce cas de : 182 kgH₂/tCO₂. Le dihydrogène nécessaire peut être produit sur site, par électrolyse ou par reformage à la vapeur d'eau d'une fraction d'un syngaz CO/H₂ (CO-shift).

Cette voie d'hydrogénation catalytique du CO₂ est détaillée dans la dernière partie du rapport.

La gazéification hydrothermale des effluents

Le rapport présente ensuite les principes et outils de la **gazéification hydrothermale des effluents aqueux (SCWG)**. La gazéification hydrothermale est un procédé thermochimique à **haute pression (250 à 300 bars) et à haute température (entre 400°C, avec catalyseur, et 700°C, sans catalyseur)**, en conditions supercritiques, qui permet de convertir les organiques, contenus dans l'effluent aqueux et contenant peu de matières sèches (entre 5 et 25%), en un gaz combustible. **Il n'est pas nécessaire d'évaporer l'eau présente dans l'effluent**, contrairement aux procédés de gazéification classiques dans lesquels le taux d'humidité doit être inférieur à 20%.

Les composés organiques, présents dans l'effluent, sont miscibles dans l'eau supercritique créant un milieu réactionnel homogène, ce qui permet une réaction rapide et complète. Il y a formation de gaz combustibles légers (CH₄, H₂, en présence de CO₂), avec des rendements de conversion du carbone organique pouvant être supérieurs à 95%. Selon le type de procédé utilisé, avec ou sans catalyse, la part volumique de **méthane dans le gaz varie entre 50% et jusqu'à 60%. Elle peut même être amenée jusqu'à 85%** en injectant de l'hydrogène en amont du gazéifieur.

Ce procédé permet de **produire un gaz de synthèse riche en méthane** (T ~600°C), contenant également de l'hydrogène et de gaz carbonique. Après séparation, du méthane de synthèse (SNG *Synthetic Natural Gas*) est fourni sous pression (200 bars), donc directement injectable sur le réseau.

La récupération du CO₂ est possible, car celui-ci est liquide à P > 6 MPa.

De même, la séparation et la récupération des sels formés est possible, ceux-ci ayant précipités en conditions supercritique. Ces sels minéraux et de l'ammonium peuvent ainsi être valorisés séparément en tant que fertilisants dans l'agriculture. On récupère également de l'eau claire, valorisable en eau industrielle.

Le procédé s'applique bien à des boues (STEP), à des lisiers, ainsi qu'à des digestats de méthanisation, dont l'évacuation par épandage devient problématique.

Cependant, **les processus de corrosion** sont importants en eau supercritique et imposent l'utilisation de certains alliages (**inox type inconel**), ce qui augmente le CAPEX.

De même, le travail à **haute pression** nécessite un investissement initial élevé et des frais de maintenance élevés.

Deux principales unités SCWG de démonstration existent actuellement :

- **Unité Verena** (Karlsruhe Institute of Technology),
- **Réacteur SCWG catalytique du PSI** (Paul Scherrer Institute).

On présente ensuite les coûts d'une **installation SCWG de référence, d'une capacité de traitement de 10 m³/h** d'effluents (50 ≤ DCO ≤ 100 g/L), fonctionnant 8 000 h/an (80 000 m³/an) et actualisés par le facteur CEPCI (2020) :

- **Le coût d'équipement (PEC)** peut être estimé à : **PEC = 17,54 M€ HT (± 15%)**.

methanation to the formation of synthetic CH₄ capable of recovery, for example, by reinjection into the GrDF network

The specific consumption of dihydrogen, per kg of recovered CO₂, is in this case: 182 kgH₂/tCO₂. The necessary dihydrogen can be produced on site, by electrolysis or by steam reforming of a fraction of a CO/H₂ syngas (CO-shift).

This catalytic CO₂ hydrogenation pathway is detailed in the last part of the report.

Hydrothermal gasification of aqueous effluents

*The report then presents the principles and tools of **hydrothermal gasification of aqueous effluents (SCWG)**. Hydrothermal gasification is a thermochemical process at **high pressure (250 to 300 bars) and at high temperature (between 400°C, with catalyst, and 700°C, without catalyst)**, under supercritical conditions, which makes it possible to convert the organics, contained in the aqueous effluent and containing little dry matter (between 5 and 25%), into a combustible gas.*

***It is not necessary to evaporate the water present in the effluent**, unlike conventional gasification processes in which the humidity level must be less than 20%.*

***The organic compounds, present in the effluent, are miscible in supercritical water creating a homogeneous reaction medium, which allows a rapid and complete reaction.** There is formation of light combustible gases (CH₄, H₂, in the presence of CO₂), with organic carbon conversion efficiencies that can be greater than 95%.*

*Depending on the type of process used, with or without catalysis, the volume share of **methane in the gas varies between 50% and up to 60%. It can even be brought up to 85%** by injecting hydrogen upstream of the gasifier.*

*This process makes it possible to **produce a synthesis gas rich in methane** (T ~600°C), also containing hydrogen and carbon dioxide. After separation, synthetic methane (SNG *Synthetic Natural Gas*) is supplied under pressure (200 bars), and therefore directly injected into the network.*

***CO₂ recovery** is possible because it is liquid at P > 6 MPa. **Similarly, the separation and recovery of the salts formed is possible, these having precipitated under supercritical conditions.** These mineral salts and ammonium can thus be valued separately as fertilizers in agriculture. We also recover clear water, which can be used as industrial water.*

The process applies well to sludge (STEP), slurry, as well as methanisation digestates, the evacuation of which by spreading becomes problematic.

*However, **corrosion processes** are significant in supercritical water and require the use of certain alloys (**Inconel type stainless steel**), which increases CAPEX. Likewise, **high-pressure** work requires high initial investment and high maintenance costs.*

Two main demonstration SCWG units currently exist:

- **Verena unit** (Karlsruhe Institute of Technology),
- **SCWG catalytic reactor of the PSI** (Paul Scherrer Institute).

*We then present the costs of a **reference SCWG installation, with a treatment capacity of 10 m³/h** of effluent (50 ≤ COD ≤ 100 g/L), operating 8,000 h/year (80,000 m³/year) and updated by the CEPCI factor (2020):*

- Le CAPEX s'en déduit par multiplication du PEC par le facteur de Lang (~ 3), soit : **TOT = 52,62 M€ HT** (± 15%)
Le coût de fonctionnement associé, est de : **OPEX = 2,5 M€ HT/an**, soit, un coût spécifique de fonctionnement, par m³ traité, de : **31,25 € HT/m³**.

Filières de conversion des déchets en méthane de synthèse et/ou carburants décarbonés

Les unités de conversion des déchets en méthane et/ou en carburants décarbonés, font l'objet des développements suivants.

La filière Pyro-M :

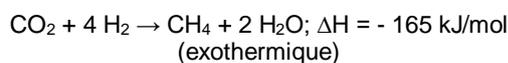
La filière Pyro-M vise à la production de méthane de synthèse (SNG), par hydrogénation catalytique (méthanation) d'un syngaz produit par gazéification. Le SNG produit est directement injectable sur le réseau, après épuration (mise aux spécifications).

Le SNG est produit à partir de **ressources renouvelables** (biomasses, bois B, CSR,...) et ou de déchets organiques. Le SNG est donc assimilable à du biométhane, d'où sa désignation de Bio-SNG.

La réaction globale de conversion d'une biomasse (bois, par exemple) en méthane de synthèse, s'écrit : $C H_{1,5} O_{0,65} + 0,3 H_2O \rightarrow 0,525 CH_4 + 0,475 CO_2$; ($\Delta H^0 = - 10,1 \text{ kJ.mol}^{-1}_{\text{bois}}$). Cette réaction est globalement **exothermique**.

Dans la pratique cette réaction de conversion est réalisée en cinq étapes :

- **une gazéification de la biomasse** (endothermique), produisant un mélange CO + H₂. Le rapport molaire H₂/CO du syngaz produit est sensiblement inférieur à 2,
- **une épuration poussée du gaz de synthèse** produit (goudrons, poussières, alcalins,...), essentiellement par abattage *in-situ* (cas des LFD), filtre céramique,....
- **une conversion déplacée du CO à la vapeur d'eau** (WGS, Water Gas Shift) du syngaz pour l'enrichir en H₂, augmentant ainsi son rapport H₂/CO et H₂/CO₂ du syngaz produit. En effet, des rapports supérieurs à 3 et 4, respectivement, sont requis pour obtenir une meilleure sélectivité ultérieure en production de CH₄ par méthanation. La réaction de WGS, modérément exothermique, s'écrit : $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$; ($\Delta H_0 = - 30 \text{ kJ.mol}^{-1}_{\text{bois}}$)
- **une méthanation catalytique** par hydrogénation du gaz de synthèse pré-épuré :



Cette réaction d'hydrogénation du CO₂ étant fortement exothermique, il est nécessaire de refroidir la réaction. Pour ce faire, deux méthodes de refroidissement ont été envisagées :

- Utilisation de réacteurs adiabatiques, avec refroidissement intermédiaire,
- Utilisation de réacteurs à lit fluidisé.

La consommation spécifique en dihydrogène, par kg de CO₂ valorisé, est donc, dans ce cas de : **0,182 kg H₂/ kg CO₂**. La production spécifique de méthane par hydrogénation, est de : **0,364 kg CH₄/kg CO₂**.

La méthanation est effectuée autour de 320°C, sous pression de 15-20 bars, à l'aide d'un catalyseur constitué de NiO déposé sur alumine. L'eau formée est condensée et éliminée.

- **The cost of equipment (PEC) can be estimated at: PEC = €17.54 M excluding tax** (± 15%).
- The CAPEX is deduced by multiplying the PEC by the Lang factor (~ 3), i.e.: **TOT = 52.62 M€ HT** (± 15%)
The associated operating cost is: OPEX = € 2.5 M excl. VAT/year, corresponding to a specific operating cost, per m³ treated, of: **€ 31.25 excl. VAT/m³**.

Processes for converting waste into synthetic methane and/or carbon-free fuels

Units for converting waste into methane and/or carbon-free fuels are the subject of the following developments.

The Pyro-M route:

The Pyro-M route aims to produce synthetic methane (SNG), by catalytic hydrogenation (methanation) of a syngas produced by gasification. The SNG produced is directly injected into the network, after purification (adjustment to specifications).

SNG is produced from **renewable resources** (biomass, wood B, CSR, etc.) and or organic waste. SNG is therefore similar to biomethane, hence its designation of Bio-SNG.

The overall conversion reaction of a biomass (wood, for example) into synthetic methane is written:



In practice, this conversion reaction is carried out in five steps:

- **biomass gasification** (endothermic), producing a CO + H₂ mixture. The H₂/CO molar ratio of the syngas produced is substantially less than 2,
- **extensive purification of the synthesis gas** produced (tars, dust, alkalis, etc.), mainly by *in-situ* abatement (case of LFDs), ceramic filter, etc.
- **a shifted conversion of CO to water vapor** (WGS, Water Gas Shift) of the syngas to enrich it in H₂, thus increasing its H₂/CO and H₂/CO₂ ratio of the syngas produced. Indeed, ratios greater than 3 and 4, respectively, are required to obtain better subsequent selectivity in the production of CH₄ by methanation. The WGS reaction, moderately exothermic, is written:
 $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2; (\Delta H^0 = - 30 \text{ kJ.mol}^{-1}_{\text{wood}})$
- **catalytic methanation** by hydrogenation of pre-purified syngas:



This CO₂ hydrogenation reaction being highly exothermic, it is necessary to cool the reaction. To do this, two cooling methods have been considered:

- Use of adiabatic reactors, with intermediate cooling,
- Use of fluidized bed reactors.

The specific dihydrogen consumption, per kg of recovered CO₂, is therefore, in this case: **0.182 kg H₂/kg CO₂**. The specific production of methane by hydrogenation is: **0.364 kg CH₄/kg CO₂**.

Methanation is carried out at around 320°C, under a pressure of 15-20 bars, using a catalyst consisting of NiO deposited on alumina. The water formed is condensed and removed.

La chaleur produite doit être valorisée (séchage des intrants, chauffage).

- **une séparation des gaz et récupération de CH₄.** Le Bio-SNG peut alors être mis sur le réseau de gaz naturel, ou utilisé en transport (bio-GNV).

Il existe actuellement quatre principales unités de démonstration de méthanation catalytique du syngaz issu de la gazéification de la biomasse-

On présente ensuite les caractéristiques et les coûts d'une **installation Pyro-M de référence**. Ce cas de référence, pour la production de méthane de synthèse, est basé sur une unité de méthanisation d'un syngaz, produit par gazéification de 20 000 t/an de biomasses (bois A + bois B), de PCI = 4 kWh/kg. L'installation est supposée fonctionner **7 500 h/an**, avec un débit massique entrant de biomasses, de : **2,66 t/h**, soit une puissance PCI de l'installation de : 10,64 MWth.

Cette installation de référence utilise un **oxy-gazéifieur LFD**, alimenté en oxygène par une ASU (**D_{O₂} = 935 kg O₂/h**), avec un fonctionnement autothermique à lit fluidisé (LFD), à pression atmosphérique et produisant un syngaz (CO + H₂, CO₂,...).

Cette installation n'utilise **qu'un seul réacteur adiabatique WGS**, permettant d'atteindre des rapports H₂/CO voisins de 3. Un réacteur d'hydrogénation catalytique refroidi est disposé en aval du WGSR. Les paramètres de fonctionnement du réacteur de méthanation sont fixés à : **T = 350°C et P = 15 bars**. En sortie, un condenseur est mis en place, suivi d'une unité de séparation (CH₄, CO₂,...), **par PSA**, pour finalement produire du méthane de synthèse, pur à 98%.

Le débit horaire de méthane de synthèse ainsi produit, est de : **430 kg_{CH₄}/h**, soit un débit volumique, de : 660 Nm³_{CH₄}/h. Avec un PCI_{CH₄} ~ 9 kWh/Nm³, la puissance PCI sortant de l'installation, sur le méthane de synthèse produit, est égale à : **φ_{SNG} = 5 940 kW**.

Le rendement en conversion de la biomasse entrante en SNG, seul, est de : **η_{SNG} = 45,1%**.

Si la chaleur produite est valorisée (rendement de 60%), **le rendement de conversion global (CH₄ + chaleur)** de cette installation, est de : **η_{CG} = 49,5%**.

Les coûts des différents équipements de l'installation pyro-M de référence, une fois installés et raccordés, ont été détaillés.

Le TOT (CAPEX) de l'installation, est finalement égal à : **TOT = 18,625 M€ HT**

De même, les coûts annuels de fonctionnement ont été détaillés, pour aboutir finalement à : **OPEX = 1,71 M€ HT/an**.

Compte-tenu des gains réalisés annuellement par la revente de SNG et de la chaleur excédentaire, le temps de retour brut de l'investissement réalisé, est de : **TRB = 8 ans**, démontrant ainsi la viabilité économique de l'installation (TRB < 10 ans).

La filière P2M (méthanation biologique) :

La méthanation biologique de déchets humides, ou **biométhanation**, permet la conversion du CO₂ contenu dans un biogaz de méthanisation, en méthane de synthèse, par hydrogénation, et ce, en *in situ* ou en *ex-situ*. La biométhanation résulte de l'action de **micro-organismes méthanogènes** (*Methanothermobacter*, *Methanosarcina Formicicum*, *Clostridium thermoaceticum*, etc.), pour la production de CH₄. Ce procédé peut être réalisé **soit en condition mésophile** (30-35°C), soit en **condition thermophile** (50-55°C).

Cette méthanation biologique peut également être utilisée pour **la conversion ex-situ d'un syngaz**, issu d'une gazéification de biomasses sèches.

The heat produced must be recovered (drying of inputs, heating).

- **gas separation and CH₄ recovery.** *The Bio-SNG can then be put on the natural gas network, or used in transport (bio-NGV).*

There are currently four main demonstration units for catalytic methanation of syngas from biomass gasification:

*The characteristics and costs of a reference **Pyro-M installation** are then presented. This reference case, for the production of synthetic methane, is based on a methanisation unit of a syngas, produced by gasification of 20,000 t/year of biomass (wood A + wood B), of PCI = 4 kWh/kg.*

The installation is assumed to operate for 7,500 h/year, with an incoming biomass mass flow rate of: 2.66 t/h, corresponding to an installation PCI power of: 10.64 MWth.

*This reference installation uses an **LFD oxy-gasifier**, supplied with oxygen by an ASU (**D_{O₂} = 935 kg O₂/h**), with fluidized bed (LFD) autothermal operation, at atmospheric pressure and producing a syngas (CO + H₂, CO₂,...).*

*This installation uses **only one adiabatic WGS** reactor, making it possible to reach H₂/CO ratios close to 3. A cooled catalytic hydrogenation reactor is placed downstream of the WGSR. The operating parameters of the methanation reactor are fixed at: **T=350° C. and P=15 bars**. At the outlet, a condenser is installed, followed by a separation unit (CH₄, CO₂, etc.), **by PSA**, to finally produce synthetic methane, 98% pure.*

*The hourly flow rate of synthetic methane thus produced is: **430 kg_{CH₄}/h**, corresponding to a volumetric flow rate of: 660 Nm³_{CH₄}/h. With a PCI_{CH₄} ~ 9 kWh/Nm³, the PCI power leaving the installation, on the synthetic methane produced, is equal to: **φ_{SNG} = 5,940 kW**.*

*The yield in conversion of the incoming biomass to SNG, alone, is: **η_{SNG}=45.1%**.*

*If the heat produced is recovered (efficiency of 60%), **the overall conversion efficiency (CH₄ + heat)** of this installation is: **η_{CG} = 49.5%**.*

*The costs of the various equipment of the reference **pyro-M installation**, once installed and connected, have been detailed.*

*The **TOT (CAPEX) of the installation** is finally equal to: **TOT = 18.625 M€ excluding tax***

*Similarly, the annual operating costs were detailed, finally arriving at: **OPEX = 1.71 M€ excluding tax/year**.*

*Taking into account the gains made annually by the resale of SNG and excess heat, the gross payback time of the investment made is: **TRB = 8 years**, thus demonstrating the economic viability of the installation (TRB < 10 years).*

The P2M route (biological methanation):

*The biological methanation of wet waste, or **bio-methanation**, allows the conversion of the CO₂ contained in a methanization biogas, into synthetic methane, by hydrogenation, and this, *in situ* or *ex-situ*. **Bio-methanation** results from the action of **methanogenic microorganisms** (*Methanothermobacter*, *Methanosarcina Formicicum*, *Clostridium thermoaceticum*, etc.), for the production of CH₄. This process can be carried out **either under mesophilic conditions** (30-35°C.) or under **thermophilic conditions** (50-55°C.).*

*This biological methanation can also be used for **the ex-situ conversion of a syngas**, resulting from the gasification of dry biomass.*

Le dihydrogène nécessaire à l'hydrogénation du CO₂ est, en général fourni par un **électrolyseur**, installé sur site (Electrolyse alcaline AEL, ou acide PEMEL). La **consommation électrique réelle** d'un tel électrolyseur, compte-tenu de son rendement, est comprise entre : 4 à et 5 kWh/Nm³H₂ produit. En prenant une consommation électrique moyenne, de 4,5 kWh/Nm³H₂ produit, **l'énergie électrique nécessaire pour produire 1 kg de H₂ est donc de : 50,43 kWh/kg de H₂**, et ce, avec un rendement de conversion, de $\eta_e = 0,784$.

L'alimentation minimale en eau d'un électrolyseur est de : **0.8 L_{H2O}/Nm³ de dihydrogène produit**. En pratique, la valeur réelle est proche de 1 L/Nm³H₂.

Trois principales unités de démonstration existent actuellement, ayant atteint un stade commercial, et ce, de méthanation biologique *ex-situ* de biogaz issu de la méthanisation de déchets humides :

Les caractéristiques et les coûts d'une **installation P2M** (méthanation biologique) **de référence**, sont ensuite détaillés. Le cas de référence étudié ici, va de la sortie du réacteur de méthanisation, y compris de son module de désulfuration, c'est-à-dire du biogaz désulfuré produit, à l'injection du biométhane, lui-même obtenu par biométhanation *ex-situ* du biogaz désulfuré entrant.

Le biogaz désulfuré, produit à un débit de : 250 Nm³/h, dont 82,5 Nm³/h de CO₂, est d'abord comprimé, puis introduit dans un réacteur de biométhanation *ex-situ*, avec du dihydrogène, lui-même fourni par un électrolyseur PEM, pour produire du méthane de synthèse et de la vapeur d'eau.

Les conditions de fonctionnement du bio-méthaneur, sont ici : **T = 63°C, P = 9 bars**.

La puissance électrique de l'électrolyseur à installer, est de : 1,45 MWe.

Le débit volumique CH₄ de synthèse produit, est donc : **Q_{vCH4} = 80,85 Nm³/h**. Ce débit vient s'ajouter au débit de CH₄ entrant dans le réacteur, issu de la méthanisation, soit : **Q_{vCH4} = 150 Nm³/h**. Ainsi, le débit volumique total de biométhane en sortie du réacteur *ex-situ* de biométhanation, est-il de : **Q_{vCH4} = 230,85 Nm³/h**,

Le débit de dihydrogène nécessaire à la méthanation, avec un taux de conversion de 98%, est : **Q_{vH2} = 323,4 Nm³/h = 28,85 kgH₂/h**

Le réacteur *ex-situ* de biométhanation retenu pour ce cas référence est un réacteur agité mécaniquement, type CSTR, de volume intérieur égal à V = 20 m³ et disposant d'un ratio hauteur/rayon (~ 9), afin de prendre en compte une longueur de parcours suffisante (H = 9 m) pour la diffusion du H₂ vers la phase liquide interne.

Le biométhane sortant du bio-méthaneur **doit être déshydraté, avant injection sur le réseau**. Cette déshydratation est réalisée via un **refroidissement du biométhane/ SNG** de 60-65°C à 30°C par un refroidisseur à température ambiante, puis de 30°C à 5°C, par un groupe froid.

In fine, cette installation de référence **permet l'injection dans le réseau de : 231 Nm³/h de SNG**, avec une pureté supérieure à 98%.

Les coûts des différents équipements de l'installation pyro-M de référence, une fois installés et raccordés, ont été détaillés.

Ainsi, **le PEC total des différents équipements** à installer, s'élève à : PEC = 2, 87 M€ HT. Avec un facteur de Lang de : fL = 1,2, le TOT global de l'installation P2M de référence, s'établit à : **CAPEX = 3,45 M€ HT**.

The dihydrogen necessary for the hydrogenation of CO₂ is generally supplied by an **electrolyser**, installed on site (Alkaline electrolysis AEL, or acid PEMEL). The **actual electricity consumption** of such an electrolyser, taking into account its efficiency, is between: 4 to 5 kWh/Nm³H₂ produced. Taking an average electrical consumption of 4.5 kWh/Nm³H₂ produced, **the electrical energy required to produce 1 kg of H₂ is therefore: 50.43 kWh/kg of H₂**, with a conversion efficiency of $\eta_e = 0.784$.

The minimum water supply for an electrolyser is: **0.8 L_{H2O}/Nm³ of dihydrogen produced**. In practice, the actual value is close to 1 L/Nm³H₂.

Three main demonstration units currently exist, having reached a commercial stage, and this, for *ex-situ* biological methanation of biogas resulting from the methanation of wet waste:

The characteristics and costs of a **reference P2M** (biological methanation) **installation** are then detailed.

The reference case studied here goes from the outlet of the methanization reactor, including its desulfurization module, i.e., the desulfurized biogas produced, to the injection of biomethane, itself obtained by bio-methanation *ex-situ* of incoming desulfurized biogas.

The desulfurized biogas, produced at a rate of: 250 Nm³/h, including 82.5 Nm³/h of CO₂, is first compressed, then introduced into an *ex-situ* bio-methanation reactor, with dihydrogen, itself supplied by a PEM electrolyser, to produce synthetic methane and steam.

The operating conditions of the biomethane generator are here: **T = 63°C., P = 9 bars**.

The electrical power of the electrolyser to be installed is: 1.45 MWe.

The synthesis **CH₄ volume flow rate** produced is therefore: **Q_{vCH4} = 80.85 Nm³/h**. This flow is added to the flow of CH₄ entering the reactor, resulting from methanation, i.e.: **Q_{vCH4} = 150 Nm³/h**. Thus, the total volume flow of biomethane at the outlet of the *ex-situ* bio-methanation reactor, is it: **Q_{vCH4} = 230.85 Nm³/h**,

The dihydrogen flow required for methanation, with a conversion rate of 98%, is: **Q_{vH2} = 323.4 Nm³/h = 28.85 kgH₂/h**

The *ex-situ* bio-methanation reactor selected for this reference case is a mechanically stirred reactor, of the CSTR type, with an internal volume equal to V = 20 m³ and having a height/radius ratio (~ 9), in order to take into account a sufficient path length (H = 9 m) for the diffusion of H₂ towards the internal liquid phase.

The biomethane leaving the bio-methane generator **must be dehydrated before injection into the network**. This dehydration is carried out by **cooling the biomethane/SNG** from 60-65°C to 30°C by a cooler at ambient temperature, then from 30°C to 5°C by a cold unit.

Ultimately, this reference installation **allows the injection into the network of: 231 Nm³/h of SNG**, with a purity greater than 98%.

The costs of the various equipment of the reference pyro-M installation, once installed and connected, have been detailed.

Thus, **the total PEC of the various equipment** to be installed amounts to: PEC = 2.87 M€ excluding tax. With a Lang factor of: fL = 1.2, the overall TOT of the reference P2M installation is: **CAPEX = € 3.45 M excluding tax**.

Les coûts de fonctionnement de l'installation P2M de référence (électricité, achat de biogaz, maintenance, frais de personnel), conduisent à coût global des frais de fonctionnement de : **OPEX = 1,86 M€ HT/an.**

Les gains annuels réalisés (revente du SNG, revente de la chaleur excédentaire, gains sur le CO₂ évité), sont de : **G = 2,35 M€ HT/an.**

Dans ces conditions, le TRB de l'installation P2M de référence, est : **TRB = 7 ans**, démontrant la viabilité économique de la filière P2M.

La filière Power to Liquid (P2L) en production de carburants décarbonés :

La filière **Power to Liquid (P2L)** est basée sur la conversion des énergies renouvelables (ER) en **carburants liquides et produits chimiques décarbonés.**

Une condition préalable essentielle au P2L est la disponibilité de dihydrogène et de gaz de synthèse (syngaz) à très faible empreinte CO₂.

Trois des plus significatifs exemples de produits P2L synthétisables à partir de syngaz, sont : **le méthanol, le diméthylether (DME) et les carburants FT (Fischer-Tropsch).**

- La conversion P2L en biométhanol (Power to bio-MeOH) :

Dans ce cas, on réalise une gazéification autothermique de la charge entrante (**BLC, déchets**) à **l'air enrichi, ou à l'oxygène (ASU)**, ce qui conduit à un mélange gazeux (syngaz) contenant plus de 95% d'un mélange CO et H₂. Le syngaz produit doit également être épuré.

Le rapport H₂/CO du syngaz doit idéalement être proche de 2, pour sa conversion en méthanol la plus complète possible. Or, la BLC, présente un rapport H/C voisin de 1,5. Alors, le CO du syngaz peut subir une conversion déplacée (**WGS**) par de la vapeur d'eau (300°C, 15-25 bars), pour l'enrichir en H₂, avant sa conversion. On peut également utiliser le dihydrogène produit par électrolyse de l'eau.

Le principal défi dans la conception des réacteurs est **l'élimination de la chaleur de réaction.** Cette réaction, fortement exothermique, doit, en général, être réalisée en phase gazeuse, en réacteur tubulaire catalytique (CuO, supporté sur alumine), refroidi à 260°C et à une pression de 78 bars.

Le rendement massique moyen de production de méthanol (CH₃OH) à partir de biomasse est **voisin de 55%.**

Avec une installation combinant une gazéification de biomasse avec un électrolyseur PEM, de capacité de production journalière de : 900 tMeOH/jour, le **CAPEX** de l'ensemble, est compris entre : **210 000 et 290 000 € HT/t_{MeOH}/jour.** Avec une électricité prise sur le réseau, à raison de 40 € HT/MWhe et une biomasse achetée à 20 € HT/MWh_{PCI}, le prix de revient du méthanol produit, est compris entre : **252 et 316 € HT/t_{MeOH}.**

- La conversion P2L en diméthylether (DME) :

Le DME (C₂H₆O) peut être produit par déshydratation du biométhanol (310°C, 26 bars). Le DME peut également être **produit directement à partir d'un gaz de synthèse.** Dans ce cas, les réactions de synthèse du méthanol, de reformage du CO à la vapeur d'eau (WGS) et de déshydratation du méthanol, ont lieu simultanément.

Cette filière est actuellement utilisée au Japon, ainsi qu'au Brésil, pour son parc automobile.

The operating costs of the reference P2M installation (electricity, purchase of biogas, maintenance, personnel costs), lead to an overall cost of operating costs of: **OPEX = €1.86 M excluding tax/year.**

The annual savings made (resale of SNG, resale of excess heat, savings on CO₂ avoided), are: **G = 2.35 M€ excluding tax/year.**

Under these conditions, the TRB of the reference P2M installation is: **TRB = 7 years**, demonstrating the economic viability of the P2M route.

The Power to Liquid (P2L) route in the production of carbon-free fuels:

The **Power to Liquid (P2L)** route is based on the conversion of renewable energies (RE) into **liquid fuels and carbon-free chemicals.**

An essential prerequisite for P2L is the availability of dihydrogen and syngas (syngas) with a very low CO₂ footprint.

Three of the most significant examples of P2L products that can be synthesized from syngas are: **methanol, dimethyl ether (DME) and FT (Fischer-Tropsch) fuels.**

- P2L conversion to bio-methanol (Power to bio-MeOH):

In this case, autothermal gasification of the incoming feed (BLC, waste) is carried out with enriched air, or with oxygen (ASU), which leads to a gaseous mixture (syngas) containing more than 95% of a mixture of CO and H₂. The syngas produced must also be purified.

The H₂/CO ratio of the syngas should ideally be close to 2, for its conversion into methanol as complete as possible. However, BLC has an H/C ratio close to 1.5. Then, the CO of the syngas can undergo a displaced conversion (**WGS**) by water vapor (300°C, 15-25 bars), to enrich it in H₂, before its conversion. Dihydrogen produced by electrolysis of water can also be used.

The main challenge in reactor design is the removal of reaction heat. This highly exothermic reaction must, in general, be carried out in the gas phase, in a tubular catalytic reactor (CuO, supported on alumina), cooled to 260° C. and at a pressure of 78 bars.

The **average mass yield** of methanol (CH₃OH) production from biomass is **close to 55%.**

With an installation combining biomass gasification with a PEM electrolyser, with a daily production capacity of: 900 tMeOH/day, the overall **CAPEX** is between: **€210,000 and €290,000 excluding VAT/tMeOH/day.** With electricity taken from the network, at a rate of €40 excl. VAT/MWhe and biomass purchased at €20 excl. VAT/MWh_{PCI}, the cost price of the methanol produced is between: **€252 and €316 excl. VAT/tMeOH.**

- P2L conversion to dimethylether (DME):

DME (C₂H₆O) can be produced by dehydration of bio-methanol (310°C, 26 bars). DME can also be **produced directly from syngas.** In this case, the reactions of methanol synthesis, steam CO reforming (WGS) and methanol dehydration take place simultaneously.

This process is currently used in Japan, as well as in Brazil, for its vehicle fleet.

Several authors have studied the costs of producing DME from biomass. These costs are estimated to be between: **€ 302 and € 891 excl. VAT/t_{DME}.**

Plusieurs auteurs ont étudié les coûts de production de DME à partir de biomasse. Ces coûts sont estimés être compris entre : **302 et 891 € HT/t_{DME}**.

- La conversion Fischer-Tropsch (FT) :

La conversion FT vise à produire des combustibles/carburants liquides, assimilables à des hydrocarbures pétroliers conventionnels.

Le **procédé Fischer-Tropsch (FT)** met en œuvre un ensemble de réactions thermochimiques qui permet, entre 150 et 200°C, à une pression typique de 10 bars et en présence de catalyseurs métalliques, **la conversion d'un mélange CO + H₂ (syngaz)** et/ou de vapeur d'eau, produit par oxy-gazéification, en **hydrocarbures liquides de synthèse**. Le rapport H₂/CO du syngaz doit idéalement être proche de : 2 et peut être **enrichi en H₂ par WGS, ou par électrolyse**.

L'élimination efficace de la chaleur du réacteur est le besoin fondamental des réacteurs Fischer-Tropsch car ces réactions sont caractérisées par une exothermicité élevée.

Le rendement matière de la conversion FT est cependant globalement relativement faible : pour 100 t de biomasse brute (~40 Tep) entrant dans la filière et après pré-conditionnement, gazéification, purification, conversion et hydrocraquage, la production nette de biocombustible liquide n'est finalement que de seulement de 20 t (~20 Tep), soit un rendement voisin de : **$\eta_{FT} \sim 50\%$** .

Les installations commerciales de synthèse FT les plus significatives, sont indiquées :

Le TOT moyen d'une installation de conversion FT a été établi, à partir des données disponibles (**9 références**) dans la littérature, **actualisées 2020**. **Le rendement moyen des conversions FT** obtenues, est de : **$\eta_{FT} = 47,62\%$** (MWh_{FT}/MWh_{PCI} entrant).

En moyenne sur l'ensemble des cas pris en compte, la production annuelle nette de fuel FT, est de : 111 900 m³/an.

On a déterminé, à partir de ces données, **une corrélation** entre le TOT (M€HT₂₀₂₀) d'une installation FT et sa capacité annuelle CP de production en fuel-FT (GWh_{FT}/an). Cette corrélation s'écrit :

$$\text{TOT (M€ HT)} = 138,64 \ln \{ \text{CP}_{FT} (\text{GWh}_{FT}/\text{an}) \} - 668,3$$

Les coûts opératoires spécifiques (OPEX), associés au fonctionnement des unités de synthèse FT, mentionnées précédemment, sont, en moyenne, de : 70,4 € HT/MWh produit. Ces coûts opératoires, ramenés en base 2020, peuvent se déterminer en fonction de la capacité de production annuelle de FT de l'installation, en utilisant la corrélation linéaire suivante : **OPEX (€ HT/MWh_{FTproduit}) = 121,77 - 0,0503 CP_{FT} (GWh_{FT}/an)**. Les gains annuels d'exploitation sont réalisés par revente des produits (fuel FT, électricité), pour un total de : **G = 101,89 M€ HT/an**.

Ainsi, pour les unités dont la capacité de production CP_{FT} de fuel-FT est supérieure à : 1 000 GWh_{FT}/an, on a pu établir une corrélation donnant le temps de retour brut de l'investissement (TRB), en fonction de la capacité CP_{FT} de production annuelle de fuel-FT. Cette corrélation s'écrit :

$$\text{TRB (ans)} = 10,13 - 0,0044 \text{CP}_{FT} (\text{GWh}_{FT}/\text{an})$$

Par exemple, une unité disposant d'une capacité annuelle de production de : 1 400 GWh_{FT}/an, a un **TRB = 4 ans**, montrant ainsi la viabilité économique d'une installation pour la synthèse Fisher-Tropsch, de bio-fuel de deuxième génération.

- The Fischer-Tropsch (FT) conversion:

FT conversion aims to produce liquid combustibles/fuels, similar to conventional petroleum hydrocarbons.

The **Fischer-Tropsch (FT) process** implements a set of thermochemical reactions which allows, between 150 and 200°C, at a typical pressure of 10 bars and in the presence of metal catalysts, **the conversion of a CO + H₂ mixture (syngas) and/or steam**, produced by oxy-gasification, into **synthetic liquid hydrocarbons**. The H₂/CO ratio of the syngas should ideally be close to: 2 and can be **enriched in H₂ by WGS, or by electrolysis**.

Efficient heat removal from the reactor is the fundamental need of Fischer-Tropsch reactors because these reactions are characterized by high exothermicity.

The material yield of FT conversion is however relatively low overall: for 100 t of raw biomass (~ 40 toe) entering the sector and after pre-conditioning, gasification, purification, conversion and hydrocracking, the net production of liquid biofuel does not is finally only 20 t (~ 20 Toe), i.e., a yield close to: **$\eta_{FT} \sim 50\%$** .

The most significant commercial FT synthesis facilities are mentioned:

The average TOT of an FT conversion installation was established, based on the data available (9 references) in the literature, updated to 2020. The average yield of the FT conversions obtained is: **$\eta_{FT} = 47.62\%$** (MWh_{FT}/incoming MWh_{PCI}).

On average over all the cases taken into account, the net annual production of FT fuel is: 111,900 m³/year.

Based on these data, a **correlation** was determined between the TOT (M€HT, 2020) of an FT installation and its annual fuel-FT production capacity CP (GWh_{FT}/year). This correlation is written:

$$\text{TOT (M€ excl. VAT)} = 138.64 \ln \{ \text{CP}_{FT} (\text{GWh}_{FT}/\text{year}) \} - 668.3$$

The specific operating costs (OPEX), associated with the operation of the FT synthesis units, mentioned above, are, on average, € 70.4 excluding tax/MWh produced.

These operating costs, brought back to the 2020 base, can be determined according to the installation's annual FT production capacity, using the following linear correlation:

$$\text{OPEX (€ HT/MWh}_{FT\text{produit}}) = 121.77 - 0.0503 \text{CP}_{FT} (\text{GWh}_{FT}/\text{year})$$

Annual operating gains are made by reselling products (FT fuel, electricity), for a total of: **G = €101.89 million excluding tax/year**.

Thus, for units whose CP_{FT} fuel-FT production capacity is greater than: 1,000 GWh_{FT}/year, a correlation has been established giving the gross payback time of the investment (TRB), depending on the capacity CP_{FT} of annual production of fuel-FT. This correlation is written:

$$\text{TRB (years)} = 10.13 - 0.0044 \text{CP}_{FT} (\text{GWh}_{FT}/\text{year})$$

For example, a unit with an annual production capacity of: 1,400 GWh_{FT}/year has a TRB = 4 years, thus showing the economic viability of a facility for the Fisher-Tropsch synthesis of second-grade bio-fuel generation.