



Rapport final du 10 novembre 2025

---

## UPSOM

Premier réacteur de méthanation à large échelle  
et haute efficacité

---





**Prestataire de subvention :**

Office fédéral de l'énergie OFEN  
Section recherche énergétique et cleantech  
CH-3003 Berne  
[www.recherche-energetique.ch](http://www.recherche-energetique.ch)

**Bénéficiaires de la subvention :**

Gaznat SA  
Av. Général-Guisan 28  
1800 Vevey  
[www.gaznat.ch](http://www.gaznat.ch)

EPFL Valais/Wallis  
Rue de l'industrie 17  
1950 Sion  
[www.epfl.ch](http://www.epfl.ch)

GRZ Technologies SA  
Route de la Plaine 47  
1580 Avenches  
[www.grz-technologies.com](http://www.grz-technologies.com)

**Auteur(s) :**

Gilles Verdán, Gaznat SA, [g.verdan@gaznat.ch](mailto:g.verdan@gaznat.ch)  
Noris Gallandat, GRZ Technologies SA, [noris.gallandat@grz-technologies.com](mailto:noris.gallandat@grz-technologies.com)  
Andreas Züttel, EPFL Sion, [andreas.zuettel@epfl.ch](mailto:andreas.zuettel@epfl.ch)

**Suivi du projet à l'OFEN :**

Men Wirz, Men, [men.wirz@bfe.admin.ch](mailto:men.wirz@bfe.admin.ch)  
Sandra Hermle, Sandra.Hermle@bfe.admin.ch

**Numéro du contrat de l'OFEN :** SI/502228-01

**Les auteurs sont seuls responsables du contenu et des conclusions du présent rapport.**



## Résumé

L'objet du projet est la mise à l'échelle et l'industrialisation d'un nouveau réacteur de méthanation à haute efficacité. La taille cible du réacteur de méthanation à développer est de 16 kg CH<sub>4</sub>/h. Il s'agit de la troisième itération d'un processus de développement initié en 2016 au Laboratoire des Matériaux pour les Énergies Renouvelables (LMER) de l'EPFL Valais / Wallis.

Le premier prototype a une capacité de 0,1 kg CH<sub>4</sub>/h et a été exploité au sein d'un démonstrateur technologique de l'EPFL.

Le deuxième prototype a été développé conjointement par Gaznat et l'EPFL dans le cadre d'un projet Innosuisse ; il a une capacité de 0,7 kg CH<sub>4</sub>/h et est intégré dans un poste de détente et comptage existant, exploité par Gaznat.

Pour rappel, les étapes qui font partie du projet en cours sont (1) la mise à l'échelle à une capacité de 16 kg CH<sub>4</sub>/h, ce qui correspond à une puissance de 225 kW sur le pouvoir calorifique supérieur du méthane, (2) développer une méthode de synthèse et optimiser la composition du catalyseur et (3) la certification du système selon toutes les exigences pertinentes en la matière dans le but d'ouvrir la voie à la commercialisation de la technologie.

Le réacteur nouvellement développé est intégré dans le projet GreenGas, conduit par Gaznat sur son site à Aigle. Ledit projet consiste en un nouveau concept énergétique pour couvrir les besoins du site, mais aussi la production de gaz de synthèse neutre en CO<sub>2</sub>, à partir d'électricité photovoltaïque. Une installation Power-to-Gas, composé d'un électrolyseur et du réacteur (objet du présent rapport), y est développé. De même, la capture du CO<sub>2</sub> par des membranes en graphène novatrices fait partie intégrante du projet GreenGas.

État d'avancement et perspectives du projet :

Après l'achèvement de la phase de conception détaillée et de dimensionnement technique, l'intégralité des équipements mécaniques, hydrauliques, électriques et d'automatisation a été fabriquée, assemblée et installée sur le site d'Aigle en août 2023. Les premières campagnes de tests ont été réalisées avec succès en octobre 2023.

Les essais menés ont permis de valider plusieurs aspects fondamentaux du système :

- Un fonctionnement stable de la régulation (pression : 10 bars, température optimale : 250–300 °C, débit d'H<sub>2</sub> maîtrisé entre 2 et 8 kg/h) et une mise en service rapide (démarrage à froid du réacteur en 90 minutes).
- Le catalyseur développé (0,8 wt% Ru / 99,2 wt% Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) présente une activité de 0.17 μmol<sub>CH<sub>4</sub></sub> / g<sub>cata</sub> / s à 235 °C et 1 bar, ainsi qu'une excellente stabilité après 400 h de fonctionnement continu.
- Les essais du réacteur à grande échelle ont montré une conversion maximale du CO<sub>2</sub> de 60 %, valeur encore inférieure à la cible en raison d'une erreur mécanique limitant le passage des gaz à travers l'ensemble du lit catalytique.
- Le coût du méthane synthétique dépend principalement de la source et du prix de l'électricité utilisée pour l'électrolyse de l'hydrogène. Selon le type d'énergie employée, le prix du méthane de synthèse varie ainsi entre **1,53 et 13,45 CHF·kg<sup>-1</sup> CH<sub>4</sub>**
- Enfin, la certification complète, incluant la conformité CE de la conception et de la fabrication, confirme la préparation du système à une phase de commercialisation.

Par ailleurs, ces essais ont également permis d'identifier certaines optimisations nécessaires au niveau de la conception mécanique et des processus de fabrication, en vue de garantir une fiabilité maximale dans des conditions d'exploitation prolongée.



Sur la base des résultats obtenus, une phase de modifications et de perfectionnement du réacteur est en cours. Une nouvelle version optimisée du système sera prochainement déployée afin de conduire une seconde série d'essais, avec pour objectifs :

- La validation définitive des performances à long terme ;
- L'analyse approfondie des coûts de production et d'exploitation ;
- La préparation des démarches de standardisation, de certification et de mise en conformité réglementaire ;
- L'évaluation des marchés cibles, incluant les applications de stockage d'énergie renouvelable, de power-to-gas et de valorisation industrielle du CO<sub>2</sub>.

Les résultats obtenus jusqu'à présent laissent entrevoir un potentiel technologique et économique de la solution développée. Le consortium demeure pleinement mobilisé pour assurer la poursuite du projet jusqu'à son industrialisation et sa commercialisation à moyen terme.



## Zusammenfassung

Das Ziel des Projekts ist die Hochskalierung und Industrialisierung eines neuen Methanisierungsreaktors mit hoher Effizienz. Die Zielgröße des zu entwickelnden Methanisierungsreaktors beträgt 16 kg CH<sub>4</sub>/h. Es handelt sich um die dritte Iteration eines seit 2016 am Laboratoire des Matériaux pour les Énergies Renouvelables (LMER) der EPFL Valais / Wallis initiierten Entwicklungsprozesses.

Der erste Prototyp verfügt über eine Kapazität von 0,1 kg CH<sub>4</sub>/h und wurde innerhalb eines technologischen Demonstrators der EPFL betrieben.

Der zweite Prototyp wurde gemeinsam von Gaznat und der EPFL im Rahmen eines Innosuisse-Projekts entwickelt; er hat eine Kapazität von 0,7 kg CH<sub>4</sub>/h und ist in eine bestehende Druckreduktions- und Messstation integriert, die von Gaznat betrieben wird.

Zur Erinnerung, die Schritte, die Teil des laufenden Projekts sind, umfassen: (1) die Skalierung auf eine Kapazität von 16 kg CH<sub>4</sub>/h, was einer Leistung von 225 kW bezogen auf den oberen Heizwert von Methan entspricht; (2) die Entwicklung einer Synthesemethode und die Optimierung der Katalysatorzusammensetzung sowie; (3) die Zertifizierung des Systems gemäß allen relevanten Anforderungen mit dem Ziel, den Weg für die Kommerzialisierung der Technologie zu ebnen.

Der neu entwickelte Reaktor ist Teil des GreenGas-Projekts, das von Gaznat an seinem Standort in Aigle durchgeführt wird. Das Projekt besteht aus einem neuen Energiekonzept, um den Bedarf des Standorts zu decken, aber auch um CO<sub>2</sub>-neutrales Synthesegas aus Photovoltaikstrom zu erzeugen. Es wird eine Power-to-Gas-Anlage entwickelt, die aus einem Elektrolyseur und dem Reaktor (Gegenstand des vorliegenden Berichts) besteht. Ebenso ist die Abscheidung von CO<sub>2</sub> durch innovative Graphenmembranen ein integraler Bestandteil des GreenGas-Projekts.

### Stand des Projekts und Perspektiven:

Nach dem Abschluss der detaillierten Auslegungs- und Konstruktionsphase wurden sämtliche mechanischen, hydraulischen, elektrischen und Automatisierungskomponenten im August 2023 gefertigt, zusammengebaut und am Standort Aigle installiert. Die ersten Testkampagnen wurden im Oktober 2023 erfolgreich durchgeführt.

Die durchgeführten Tests ermöglichten die Validierung mehrerer grundlegender Aspekte des Systems:

- Ein stabiler Betrieb der Regelung wurde erreicht (Druck: 10 bar, optimale Temperatur: 250–300 °C, kontrollierter H<sub>2</sub>-Durchfluss zwischen 2 und 8 kg/h) sowie ein schneller Kaltstart des Reaktors innerhalb von 90 Minuten.
- Der entwickelte Katalysator (0,8 Gew.-% Ru / 99,2 % Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) zeigte bei 235 °C und 1 bar einer Aktivität von 0,17 μmol CH<sub>4</sub> / g<sub>Kat.</sub> / s und behielt seine Leistung auch nach 400 Stunden kontinuierlichen Betriebs bei.
- Die Versuche am großtechnischen Reaktor ergaben eine maximale CO<sub>2</sub>-Umwandlung von 60 %, die aufgrund eines mechanischen Fehlers, welcher den Gasdurchsatz durch das Katalysatorbett einschränkte, unter dem Zielwert blieb.
- Die Produktionskosten des synthetischen Methans hängen hauptsächlich von der Energiequelle und dem Strompreis für die Elektrolyse des Wasserstoffs ab. Je nach Art der eingesetzten Energie variiert der Preis zwischen 1,53 und 13,45 CHF·kg<sup>-1</sup> CH<sub>4</sub>.
- Die vollständige Zertifizierung, einschließlich der CE-Konformität von Konstruktion und Herstellung, bestätigt die technische Reife und Marktfähigkeit des Systems.

Darüber hinaus ermöglichten diese Tests auch die Identifizierung bestimmter notwendiger Optimierungen auf Ebene der mechanischen Konstruktion und der Fertigungsprozesse, um maximale Zuverlässigkeit unter langfristigen Betriebsbedingungen zu gewährleisten.



Auf Grundlage der erzielten Ergebnisse befindet sich derzeit eine Phase der Modifikation und Verfeinerung des Reaktors in Arbeit. Eine neue, optimierte Version des Systems wird in Kürze eingesetzt, um eine zweite Testreihe durchzuführen, mit den Zielen:

- Endgültige Validierung der Langzeitleistung;
- Detaillierte Analyse der Produktions- und Betriebskosten;
- Vorbereitung der Standardisierungs-, Zertifizierungs- und behördlichen Zulassungsverfahren;
- Bewertung der Zielmärkte, insbesondere für Anwendungen im Bereich der erneuerbaren Energiespeicherung, Power-to-Gas und industrielle CO<sub>2</sub>-Verwertung.

Die bisher erzielten Ergebnisse lassen auf ein technologisches und wirtschaftliches Potenzial der entwickelten Lösung schließen. Das Konsortium bleibt voll engagiert, um die Fortsetzung des Projekts bis zur Industrialisierung und mittelfristigen Kommerzialisierung sicherzustellen.



## Summary

The aim of the project is to scale up and industrialize a new high-efficiency methanation reactor. The target size of the methanation reactor to be developed is 16 kg CH<sub>4</sub>/h. This is the third iteration of a development process initiated in 2016 at the Materials for Renewable Energies Laboratory (LMER) at EPFL Valais / Wallis.

The first prototype has a capacity of 0.1 kg CH<sub>4</sub>/h and has been operated within an EPFL technology demonstrator.

The second prototype was developed jointly by Gaznat and EPFL as part of an Innosuisse project; it has a capacity of 0.7 kg CH<sub>4</sub>/h and is integrated into an existing expansion and metering station operated by Gaznat.

As a reminder, the steps involved in the current project are (1) scaling up to a capacity of 16 kg CH<sub>4</sub>/h, which corresponds to an output of 225 kW on the higher calorific value of methane, (2) developing a synthesis method and optimizing the catalyst composition, and (3) certifying the system to all relevant requirements in order to pave the way for commercialization of the technology.

The newly-developed reactor is part of the GreenGas project, led by Gaznat at its Aigle site. The project consists of a new energy concept to cover the needs of the site, as well as the production of CO<sub>2</sub>-neutral syngas from photovoltaic electricity. A Power-to-Gas installation, comprising an electrolyser and the reactor (the subject of this report), is being developed. CO<sub>2</sub> capture using innovative graphene membranes is also an integral part of the GreenGas project.

### Project Status and Perspectives:

Following the completion of the detailed design and engineering phase, all mechanical, hydraulic, electrical, and automation components have been manufactured, assembled, and installed at the Aigle site in August 2023. The first was carried out in October 2023.

The tests conducted have validated several fundamental aspects of the system:

- A stable control operation was achieved (pressure: 10 bar, optimal temperature: 250–300 °C, controlled H<sub>2</sub> flow between 2 and 8 kg/h), along with a rapid cold start of the reactor within 90 minutes;
- The developed catalyst (0.8 wt% Ru / 99.2 % Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) exhibited an activity of 0.17 μmol CH<sub>4</sub> / g<sub>cata</sub> / s at 235 °C and 1 bar, maintaining excellent stability after 400 hours of continuous operation;
- Large-scale reactor trials achieved a maximum CO<sub>2</sub> conversion of 60%, which remained below the target due to a mechanical issue restricting gas flow through the catalytic bed.
- The cost of synthetic methane primarily depends on the energy source and the electricity price used for hydrogen electrolysis. Depending on the type of energy, the methane production cost ranges from 1.53 to 13.45 CHF·kg<sup>-1</sup> CH<sub>4</sub>.
- Finally, full certification, including CE conformity of design and manufacturing, confirms the system's technical maturity and readiness for commercialization.

In addition, these tests also made it possible to identify certain optimizations required at the level of mechanical design and manufacturing processes, in order to ensure maximum reliability under long-term operating conditions.

Based on the results obtained, a phase of modifications and refinement of the reactor is currently underway. A new optimized version of the system will soon be deployed in order to carry out a second series of tests, with the objectives of:

- Final validation of long-term performance;
- In-depth analysis of production and operating costs;



- Preparation of standardization, certification, and regulatory compliance procedures;
- Assessment of target markets, including renewable energy storage, power-to-gas applications, and industrial CO<sub>2</sub> valorization.

The results obtained so far indicate the technological and economic potential of the solution developed. The consortium remains fully committed to ensuring the continuation of the project through industrialization and medium-term commercialization.



## Messages clés («Take-Home Messages»)

- A new methanation reactor, scaled from 0.5 to 16 kg CH<sub>4</sub>/h, was designed, built, installed, and commissioned but failed to reach the intended production capacity.;
- A dedicated control- and monitoring system was developed in-house.
- The interest of the market and various stakeholders was confirmed, with numerous visits and events organized around the installation of the new prototypes.
- A further upscaling of the technology to reach a power of 1 MW (electrical power of the electrolyzer upstream) is currently ongoing.
- A novel synthesis method for a catalyst was developed, upscaled, and patented.
- A methanation reactor was integrated into the full chain of photovoltaic energy to synthetic hydrocarbons at a semi-industrial scale;



# Table des matières

Résumé.....	3
Zusammenfassung.....	5
Summary .....	7
Messages clés («Take-Home Messages») .....	9
Table des matières .....	10
Liste des illustrations .....	11
Liste des tableaux .....	12
Liste des abréviations.....	13
<b>1 Introduction.....</b>	<b>14</b>
1.1. État de l'art et justification du projet .....	14
1.2. Objectifs du projet.....	18
<b>2 Description des installations.....</b>	<b>20</b>
<b>3 Procédure et méthode.....</b>	<b>25</b>
3.1. Développement et validation du catalyseur.....	25
3.2. Développement du réacteur de méthanation .....	28
3.3 Validation expérimentale du réacteur.....	30
<b>4 Résultats.....</b>	<b>30</b>
4.1 Développement du réacteur de méthanation .....	33
4.2 Étude de l'activité catalytique .....	36
4.3 Durabilité et avantages économiques du catalyseur.....	39
<b>5 Discussions.....</b>	<b>42</b>
5.1 Réacteur de méthanation et développement du catalyseur.....	42
5.2 Calcul des coûts de production du gaz de synthèse .....	43
5.3 Analyse de sensibilité .....	48
5.4 Marché du biogaz .....	49
5.5 Sources de CO <sub>2</sub> concentrées .....	50
5.6 Marché du gaz naturel.....	50
<b>6 Conclusions et perspectives.....</b>	<b>51</b>
<b>7 Coopération nationale et internationale.....</b>	<b>53</b>
<b>8 Communication .....</b>	<b>53</b>
<b>9 Publications .....</b>	<b>53</b>
<b>10 Bibliographie.....</b>	<b>53</b>
<b>11 Annexes.....</b>	<b>53</b>
<b>12 Contrôle interne du projet (confidentiel).....</b>	<b>54</b>
<b>13 Plan de gestion des données et stratégie open access/data/model interne (confidentiel)</b> .....	<b>54</b>



## Liste des illustrations

Figure 1 : Equilibre de réaction pour le méthane à différentes pressions et le CO à 1 bar .....	16
Figure 2 : Résultats des tests de conversion du CO <sub>2</sub> dans un réacteur de 10 kW construit à Sion pendant 24h de réaction continue avec le catalyseur fabriqué par l'EPFL .....	17
Figure 3 Schéma 3D des principaux composants du système de réacteur à méthane installé à Aigle	20
Figure 4 Distribution de température dans le réacteur UPSOM obtenue à partir de la simulation 3D du processus .....	21
Figure 5 : Photos du réacteur UPSOM (gauche), unités de contrôle process et gaz (au milieu), et armoires électriques de contrôle, site de Gaznat à Aigle .....	23
Figure 6 : Schéma de principe du projet GreenGas .....	23
Figure 7 : Schéma de principe du réacteur de méthanation .....	24
Figure 8 Micro-reactor for catalyst evaluation at LMER lab of EPFL .....	26
Figure 9 Test de conversion du catalyseur développé par l'EPFL comparé à un catalyseur commercial, réalisé dans le réacteur de l'EPFL et celui dans le poste de détente et comptage de Sion .....	28
Figure 10 : Simulation thermique du réacteur (section axiale) .....	29
Figure 11 : Simulation thermique du réacteur de méthanation (section radiale) .....	29
Figure 12 L'évolution de la température lors des phases de démarrage et d'arrêt du réacteur UPSOM, données .....	31
Figure 13: Extrait du schéma PID du réacteur à méthane .....	33
Figure 14 Dessin technique du réacteur .....	34
Figure 15 Aperçu des câblages dans la zone ATEX (gauche) et armoire électrique et de contrôle (droite) .....	35
Figure 16 Performance moyenne de la méthanisation du CO <sub>2</sub> en fonction de la température avec différents catalyseurs : c) rendement en CH <sub>4</sub> et d) rendement en CO. Chiffres tirés de la littérature C Yeung <sup>6</sup> .....	36
Figure 17 Performance moyenne de la méthanisation du CO <sub>2</sub> en fonction de la température avec différents catalyseurs : c) Conversion de CO <sub>2</sub> et d) rendement en CO <sup>6</sup> .....	37
Figure 18 Rendement de CH <sub>4</sub> en fonction de la température. Le four a été chauffé continuellement avec 1°C/min. et un flux de gaz constant de 10 ml/min. ....	39
Figure 19 Évolution continue de la conversion du CO <sub>2</sub> en fonction du temps de fonctionnement du catalyseur Ru/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> synthétisé au LMER (EPFL) sous conditions réalistes dans un microréacteur. ..	40
Figure 20 Activité absolue et vitesse spécifique de formation du CH <sub>4</sub> pour trois catalyseurs Ru/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> à 235 °C .....	41
Figure 21 : Méthanisation du CO <sub>2</sub> provenant d'une source concentrée, par exemple l'incinération des ordures, avec de l'hydrogène provenant d'énergies renouvelables et de l'électrolyse .....	43
Figure 22 Méthanisation du CO <sub>2</sub> du biogaz avec de l'hydrogène provenant d'énergies renouvelables et de l'électrolyse .....	44
Figure 23 Sensibilité du coût actualisé de l'énergie (LCoE) du méthane synthétique par rapport au cas étudié. Les coûts de référence sont de 0,96 CHF/kWh et 0,41 CHF/kWh pour le coût actuel du méthane et le coût futur du méthane. ....	48
Figure 24 "Principaux types de sources concentrées de CO <sub>2</sub> , en Suisse et son émission de flux de masse de carbone" de l'enquête de Boris Meier et al. ....	50
Figure 25 Prix moyen du gaz naturel en Suisse, en cts./k .....	50



## Liste des tableaux

Tableau 1 : Projets dans le domaine de la méthanation .....	15
Tableau 2 : Caractéristiques techniques du réacteur de méthanation UPSOM .....	22
Tableau 3 : Résumé des travaux effectués jusqu'en décembre 2024 .....	32
Tableau 4 Comparaison du coût des matières premières et du coût spécifique de production de CH <sub>4</sub> pour trois catalyseurs Ru/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> .....	42
Tableau 5 : Calcul du coût du méthane synthétique produit en continu sur la base du coût actuel (2023) et des propriétés des composants pour 1 MWh-y <sup>-1</sup> CH <sub>4</sub> . Pour des quantités plus importantes, les valeurs extensives (CAPEX et taille) doivent être multipliées, tandis que les valeurs intensives (coût par kWh ou rendements) restent inchangées. Le coût du capital est supposé être de 2 %.....	45
Tableau 6 : Calcul du coût du méthane synthétique produit de manière dynamique (suivant la production photovoltaïque) sur la base du coût actuel (2023) et des propriétés des composants pour 1 MWh-y <sup>-1</sup> CH <sub>4</sub> . Pour des quantités plus importantes, les valeurs extensives (CAPEX et taille) doivent être multipliées, tandis que les valeurs intensives (coût par kWh ou rendements) restent inchangées. Le coût du capital est supposé être de 2 %.....	46
Tableau 7 : Calcul du coût du méthane synthétique produit en continu sur la base du coût futur et des propriétés des composants pour 1 MWh-y <sup>-1</sup> CH <sub>4</sub> . Pour des quantités plus importantes, les valeurs extensives (CAPEX et taille) doivent être multipliées, tandis que les valeurs intensives (coût par kWh ou rendements) restent inchangées. Le coût du capital est supposé être de 2 %.....	46
Tableau 8 : Calcul du coût du méthane synthétique produit de manière dynamique (suivant la production photovoltaïque) sur la base du coût actuel (2023) et des propriétés des composants pour 1 MWh-y <sup>-1</sup> CH <sub>4</sub> . Pour des quantités plus importantes, les valeurs extensives (CAPEX et taille) doivent être multipliées, tandis que les valeurs intensives (coût par kWh ou rendements) restent inchangées. Le coût du capital est supposé être de 2 %.....	47
Tableau 9 : Calcul du coût du méthane synthétique produit à partir de l'électricité excédentaire disponible à 0,03 CHF/kWh. Dans ce cas, le stockage de H <sub>2</sub> et de CH <sub>4</sub> est considéré comme inutile. En outre, on suppose que le CO <sub>2</sub> est disponible à un coût nul, par exemple à partir d'une source de biogaz brut. Il s'agit là d'un scénario optimiste, mais possible compte tenu de l'évolution attendue dans les années à venir.....	47



## Liste des abréviations

ATEX	Atmosphères Explosibles
CAPEX	Coûts d'investissement (Capital Expenditures)
CH <sub>4</sub>	Méthane
CO <sub>2</sub>	Dioxyde de carbone
EBA	European Biogas Association
EPFL	École Polytechnique Fédérale de Lausanne
H <sub>2</sub>	Hydrogène
OFEN	Office fédéral de l'énergie
OPEX	Coûts d'exploitation (Operating Expenditures)
P2G	Power-to-Gas
PED	Directive sur les Équipements sous Pression
PID	Schéma de tuyauterie et d'instrumentation (Piping and Instrumentation Diagram)
wt%	Weight Pourcent : Pourcentage en poids : fraction massique d'un composant dans un mélange



# 1 Introduction

## 1.1. État de l'art et justification du projet

### 1.1.1 Contexte technologique et importance de la méthanation catalytique

La méthanation catalytique, consistant à convertir le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) et l'hydrogène (H<sub>2</sub>) en méthane (CH<sub>4</sub>) via des catalyseurs hétérogènes, joue un rôle crucial dans les systèmes Power-to-Gas (P2G). Elle permet :

- Le stockage chimique de l'électricité renouvelable sous forme de méthane synthétique, compatible avec les réseaux de gaz naturel ;
- La valorisation du CO<sub>2</sub> dans une logique d'économie circulaire carbone.

La réaction de Sabatier, exothermique ( $\Delta H^\circ = -165 \text{ kJ/mol}$ ), est bien connue pour sa sélectivité vers le méthane à température modérée (250–400°C). Comparée à d'autres options comme la méthanation biologique ou la conversion électrochimique directe, la voie catalytique offre une **cinétique rapide**, une **facilité de mise à l'échelle**, et une **intégration industrielle** plus directe.<sup>1</sup>

### 1.1.2 Avancées et limitations actuelles de la méthanation catalytique

Les dernières années ont vu l'émergence de plusieurs démonstrateurs industriels utilisant la méthanation catalytique. Le tableau ci-dessous (Tableau 1) dresse un aperçu des projets existants autour de la technologie Power-to-Gas. Le but étant aussi de dresser un benchmark sur les projets en cours, toutes les technologies de méthanation ont été retenues, que cela soit avec un catalyseur autre que du ruthénium, ou Nickel.

Project Name	Location	Partners	Start of operation	Status	Conversion	Remarks	Website
DemoSNG	Karlsruhe, DE	L'université KTH, l'entreprise Cortus, la société de services publics Gas Natural Fenosa, et le coordinateur KIT	Mar 2015	-	-	-	<a href="https://www.kit.edu/kit/english/pi_2014_16120.php">https://www.kit.edu/kit/english/pi_2014_16120.php</a>
Bakeru LABO	Kansai (JP)	Osaka Gas Co., Ltd. Hitachi Zosen Corporation	March 2025	in service	>99%	7 Nm <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /h	<a href="https://www.osaka-gas.co.jp/en/whatsnew/_ics/Files/afield-file/2025/03/24/250313_4_2.pdf">https://www.osaka-gas.co.jp/en/whatsnew/_ics/Files/afield-file/2025/03/24/250313_4_2.pdf</a> <a href="https://www.kanade-via.com/english/business/field/electrolytic-hydrogen/pdf/methanation_01.pdf">https://www.kanade-via.com/english/business/field/electrolytic-hydrogen/pdf/methanation_01.pdf</a>
STORE&GO	Falkenhagen, DE	Uniper Swissgas	2018	in service	>99%	AL-EL 2.0 MW(el) 360 m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> / h	<a href="https://www.storeandgo.info/demonstration-sites/germany/index.html">https://www.storeandgo.info/demonstration-sites/germany/index.html</a>
	Solothurn, CH	Regio Energie Solothurn	2018	in service	>99%	PEM-EL 2*175 kW(el) 60 m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> / h	<a href="https://www.storeandgo.info/demonstration-sites/switzerland/index.html">https://www.storeandgo.info/demonstration-sites/switzerland/index.html</a>

<sup>1</sup> Rönsch, S. et al. (2016). *Review on methanation – From fundamentals to current projects*. Fuel, 166, 276–296. 14/54



Project Name	Location	Partners	Start of operation	Status	Conversion	Remarks	Website
	Troie, IT	Apulian Agency for Research, Technology and Innovation (ARTI) Engineering I.I. S.p.A	2018	in service	>96%	AL-EL 1.0 MW(el) direct air CO <sub>2</sub> capture unit to liquefy the renewable gas (LRG)	<a href="https://www.storeandgo.info/demonstration-sites/italy/index.html">https://www.storeandgo.info/demonstration-sites/italy/index.html</a>
Exytron Demonstrationsanlage ROSTOCK	Rostock, DE	Exytron GmbH	Mar 2015	in service		AL-EL 21 kW(el) 4 m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> / h	<a href="https://exytrononline/">https://exytrononline/</a>
Audi e-gas Projekt	Werlte, DE	Audi AG Solarfuel GmbH => Eto-gas => Hitachi Zosen	Jun 2013	in service		AL-EL 6.0 MW(el) 1'300 m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> / h	<a href="https://www.audi-technology-portal.de/de/mobilitaet-der-zukunft/audi-future-lab-mobility/audi-future-energies/audi-e-gas">https://www.audi-technology-portal.de/de/mobilitaet-der-zukunft/audi-future-lab-mobility/audi-future-energies/audi-e-gas</a> <a href="https://www.hz-inova.com/">https://www.hz-inova.com/</a>
Jupiter 1000	Fos-sur-Mer, FR	GRTgaz / terega khimod / atomstat / CEA McPhy	Jun 2019	in service	nearly 100 %	AL-EL 0.5 MW(el) PEM-EL 0.5 MW(el) total 200 m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> / h	<a href="https://www.jupiter1000.eu/">https://www.jupiter1000.eu/</a> <a href="https://www.alcen.com/fr/energie">https://www.alcen.com/fr/energie</a> <a href="https://www.khimod-alcen.com/">https://www.khimod-alcen.com/</a>
MéthyCentre	Céré-la-Ronde, FR	ENGIE / storengy.com khimod / atomstat / CEA Areva H2gen	plan 2021	under construction			<a href="https://methycentre.eu/">https://methycentre.eu/</a> <a href="https://www.alcen.com/fr/energie">https://www.alcen.com/fr/energie</a> <a href="https://www.khimod-alcen.com/">https://www.khimod-alcen.com/</a>

Tableau 1 : Projets dans le domaine de la méthanation

Malgré les annonces de performance impressionnante faites dans plusieurs projets pilotes ou démonstrateurs industriels, la réalité technique reste plus nuancée. En effet, bien que certaines installations revendiquent des taux de conversion du CO<sub>2</sub> supérieurs à 99 %, ces résultats sont souvent obtenus au prix de **stratégies complexes de recirculation des gaz non réactés**, de **post-traitements énergivores**, ou de **réacteurs en cascade multistades**. Ces choix technologiques augmentent non seulement le **coût de fabrication** et **d'exploitation** des installations, mais compromettent également leur **efficacité énergétique globale**.

Par ailleurs, les données publiques disponibles sur ces projets restent **silencieuses quant à la durée de vie réelle des catalyseurs utilisés**. Or, la **stabilité à long terme** d'un catalyseur est un facteur critique dans l'évaluation du **coût global** du procédé de méthanation. Des remplacements fréquents du catalyseur, dus à sa désactivation ou à une perte d'activité, peuvent fortement dégrader la rentabilité du système.

Dans ce contexte, le besoin d'un réacteur de méthanation catalytique plus **simple, robuste, à faible coût de production**, et compatible avec une exploitation sur le long terme, est clairement exprimé par les acteurs industriels. Un tel système, combinant **efficacité réactionnelle, durabilité catalytique** et



**compacité technologique**, constituerait une avancée majeure pour la diffusion à grande échelle des solutions Power-to-Gas.

### 1.1.3 Défis techniques et économiques de la méthanation catalytique

Le défi de la synthèse du méthane ( $\text{CO}_2 + 4 \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$ ), du point de vue technique, réside dans le fait que la réaction du  $\text{CO}_2$  avec l'hydrogène est exothermique et que le changement d'entropie est négatif ( $\Delta H < 0$ ,  $\Delta S < 0$ ). Par conséquent, l'équilibre se situe à basse température du côté du produit et se déplace vers le réactif à haute température (Figure 1).

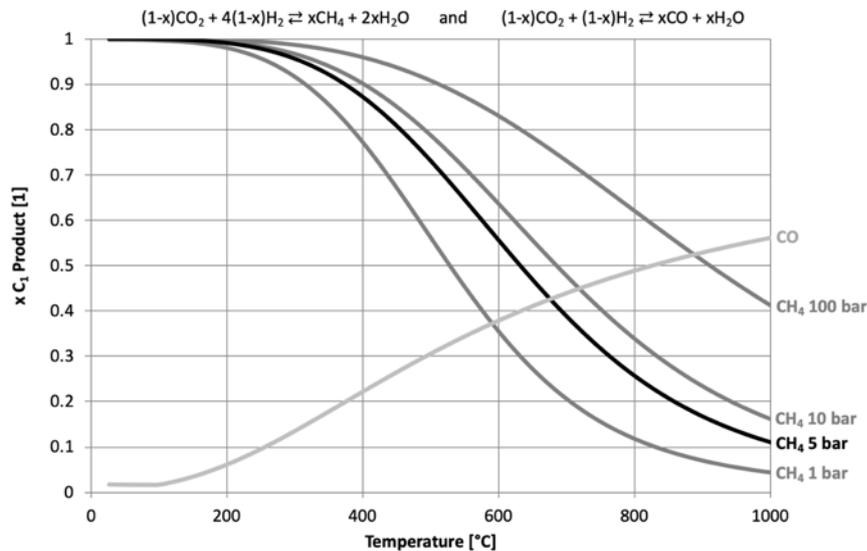


Figure 1 : Equilibre de réaction pour le méthane à différentes pressions et le CO à 1 bar

La cinétique limitée de la réaction nécessite une température élevée, mais avec l'augmentation de la température, le rendement de la réaction pour le méthane diminue et la formation de CO est favorisée.

C'est pour cette raison qu'un catalyseur est utilisé pour permettre la réaction à une température inférieure à 400°C. La réaction exothermique entraîne l'apparition de points chauds. Les réacteurs à méthane conventionnels sont optimisés pour une distribution homogène de la température (lit fluidisé, injection de gaz répartie) et le rendement de la réaction est limité à 70 % de conversion du CO<sub>2</sub>.

### 1.1.4 Travaux préliminaires

L'exothermicité, le besoin d'éliminer la chaleur et la nécessité d'éviter la création de points chauds locaux dans le réacteur constituent les principaux défis de la conception du réacteur de méthanation du CO<sub>2</sub>. La chaleur produite par le processus de méthanation posera des défis non seulement pour la fabrication du réacteur, mais aussi menacera le catalyseur de cokéfaction et entraînera l'agglomération de nanoparticules actives. Pour minimiser ces problèmes, les travaux suivants ont été réalisés préliminairement :

#### i. La conception du réacteur à lit fixe en une seule étape.

Un réacteur de méthanation de 10 kW a été conçu, construit et testé pour la réaction de méthanation du CO<sub>2</sub>. Le réacteur est un réacteur à lit fixe en une seule étape, réacteur qui a une conception similaire au réacteur UPSOM. Avec un contrôle automatique du processus de chauffage et de refroidissement uniquement dans la partie supérieure du réacteur. L'efficacité de conversion a été étudiée expérimentalement à l'aide de chromatographie en phase gazeuse. Le point de consigne de la température du réacteur a été varié de 150 °C à 400 °C, la vitesse spatiale variait de 0,14 s<sup>-1</sup> à 0,55 s<sup>-1</sup> (correspondant



à 0,40–1,55 ml g<sup>-1</sup> s<sup>-1</sup>) et la pression était fixée à 10 bars. Avec chargement de 0,5kg de catalyseur Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> fabriqué par l'EPFL, une conversion maximale de 99,9 % a été obtenue de manière constante dans les conditions d'exploitation.

La conversion du CO<sub>2</sub> d'une réaction de 24 heures sur le réacteur SOMAHR est présentée dans la (Figure 2) ci-dessous. De telles conversions sont très élevées pour un réacteur en une seule étape pour la méthanation du CO<sub>2</sub> et sont en partie dues à la distribution inhomogène de la température au sein du lit catalytique, qui permet de compenser les effets cinétiques et thermodynamiques. Le réacteur a été installé comme démonstrateur d'énergie renouvelable dans poste de détente et de comptage de Gaznat à Sion, Valais. Ceci a également été reporté dans différentes publications scientifiques.<sup>2</sup>

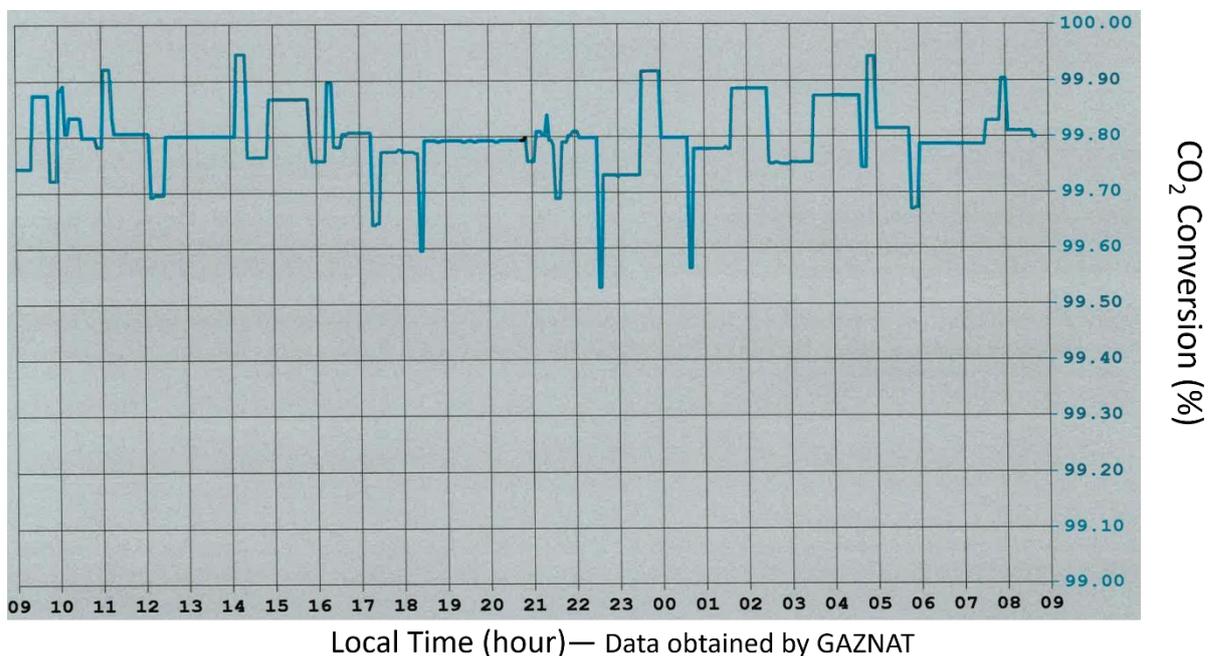


Figure 2 : Résultats des tests de conversion du CO<sub>2</sub> dans un réacteur de 10 kW construit à Sion pendant 24h de réaction continue avec le catalyseur fabriqué par l'EPFL

## ii. La conception du catalyseur de méthanation.

La poursuite du développement du catalyseur à base de ruthénium pour la réaction de méthanation est un travail de pionnier qui sera le facteur clé de la réussite de la commercialisation de la technologie. À l'heure actuelle, aucun catalyseur commercial disponible à l'échelle industrielle ne peut atteindre les performances obtenues dans le cadre du projet Innosuisse.

Des recherches antérieures ont révélé que le Ru supporté est le catalyseur le plus actif pour la méthanation du CO<sub>2</sub>. Cependant, la conversion du CO<sub>2</sub> et la sélectivité vers le CH<sub>4</sub> varient avec la taille des nanoparticules de Ru et la sélection du support. Bien qu'une forte charge de Ru sur le support augmente l'activité par volume, elle diminue la sélectivité du CO<sub>2</sub> vers le CH<sub>4</sub> tout en augmentant le coût du

<sup>2</sup> Model based determination of the optimal reactor concept for Sabatier reaction in small-scale applications over Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, E. Moioli et al., Chemical Engineering Journal, 2019

Parametric sensitivity in the Sabatier reaction over Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>: theoretical determination of the minimal requirements for reactor activation, E. Moioli et al., Reaction Chemistry & Engineering, 2019

A model-based comparison of Ru and Ni catalysts for the Sabatier reaction, E. Moioli, A. Züttel, Sustainable Energy & Fuels, 2020

Revue Aqua & Gas no 3 2021, installation Power-to-Gas novatrice, inauguration d'un premier réacteur de méthanation au sein d'un poste de détente et de comptage



catalyseur. Par conséquent, le laboratoire LMER de l'EPFL a développé un nouveau procédé de synthèse pour fabriquer un catalyseur Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> avec des particules de Ru hautement dispersées, une distribution étroite de la taille des particules, une longue durée de vie et une conversion élevée du CO<sub>2</sub> en méthane.

Le catalyseur Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> préparé avec une charge de Ru de 0,8 % à 1 % obtient de bons résultats pour la production de méthane lors de la réaction d'hydrogénation du CO<sub>2</sub>. De plus, par rapport aux catalyseurs commerciaux Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> et aux catalyseurs synthétisés par des méthodes conventionnelles, le catalyseur synthétisé selon cette invention présente une réactivité massique spécifique du ruthénium plus élevé et sa production peut être facilement mise à l'échelle. Plus d'informations et de détails concernant la conception et le développement du catalyseur sont décrits dans la partie 3.1.

Du point de vue économique, les coûts du gaz de synthèse se rapprochent de plus en plus de ceux du biométhane. Un des facteurs déterminants reste le prix de l'électricité pour produire l'hydrogène. A ce titre, notamment en Europe, les périodes où les prix de l'électricité sont négatifs sont de plus en plus fréquents. Ce phénomène s'est aussi produit à plusieurs reprises en suisse.

Gaznat a déjà présenté à de nombreuses reprises le réacteur de méthanation en service dans un poste de détente et de comptage à différents partenaires du monde gazier (opérateurs de réseau, producteurs, etc.). Ces derniers ont confirmé, de par leur expérience et des développements qu'eux-mêmes poursuivent, que le taux de conversion atteint, de plus de 99% en un passage dans le réacteur, est une prouesse technologique jamais atteinte à ce jour. Il va de même du rapport « puissance / dimension du réacteur » qui est significativement plus élevée que d'autres technologies existantes.

## 1.2. Objectifs du projet

Le projet vise à démontrer la faisabilité industrielle de la conversion de CO<sub>2</sub> et d'hydrogène, produits à partir d'électricité photovoltaïque, en méthane de synthèse injectable dans le réseau gazier. Cette démonstration sert également de référence technologique en vue de la future industrialisation.

Le cœur de l'innovation repose sur le développement d'un **réacteur de méthanation compact et hautement performant**, capable de réaliser en une seule étape l'intégralité de la conversion du mélange CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub> en méthane purifié (>96%), répondant directement aux spécifications d'injection.

Par rapport aux technologies existantes nécessitant souvent des enchaînements de plusieurs réacteurs en série et des étapes intermédiaires de purification, notre réacteur permet d'atteindre ces performances dans un seul module unique, plus simple, plus compact et plus économique à l'installation et à l'exploitation.

### i. Réacteur multi-étage à gradients thermiques contrôlés

La première innovation repose sur la conception d'un réacteur à zones thermiques multiples, obtenues par un cheminement en S des gaz combiné à un refroidissement partiel intégré. Cette configuration devrait permettre :

- Un temps de contact allongé entre les gaz et le lit catalytique,
- Un profil de température étagé adapté aux équilibres thermodynamiques successifs,
- Une conversion progressive du CO<sub>2</sub> et une limitation des points chauds,
- Une compacité remarquable pour une capacité équivalente (moins de 2 mètres de haut pour 0,6 m de diamètre).

Cette approche multi-étage **devrait permettre** de surmonter les limitations des systèmes isothermes traditionnels et de contribuer directement à la haute efficacité de conversion globale (CO<sub>2</sub> > 99,5%).



## ii. Catalyseur haute performance à large fenêtre opérationnelle

Le catalyseur Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> développé à l'EPFL présente des propriétés clés :

- Activité catalytique élevée entre 150 °C et 400 °C,
- Stabilité thermique jusqu'à 700 °C (résistance aux points chauds),
- Dispersion optimisée des nanoparticules de Ru, favorisant la sélectivité CH<sub>4</sub>,
- Méthode de synthèse brevetée, avec coûts de production réduits.

Ce catalyseur unique est indispensable pour permettre à chaque zone thermique du réacteur de participer efficacement à la conversion, sans risque de dégradation prématurée.

## iii. Avantage concurrentiel majeur

Contrairement aux autres technologies qui nécessitent plusieurs étapes successives pour atteindre des taux de conversion élevés, notre système devrait permettre, dans un seul réacteur, de viser un gaz de synthèse avec une concentration en CH<sub>4</sub> potentiellement supérieure à 96%. Ce résultat pourrait être atteint grâce à :

- Un encombrement réduit,
- Une réduction des coûts d'infrastructure,
- Une simplicité d'exploitation accrue.

Cet ensemble pourrait constituer un atout pour l'industrialisation, tant en termes de CAPEX que d'OPEX.

## iv. Feuille de route et objectifs de développement

Ce projet représente la dernière étape avant la commercialisation. Les développements restants incluent :

- L'optimisation de la synthèse catalytique pour production à grande échelle,
- La validation dynamique en fonctionnement instationnaire,
- La construction d'un démonstrateur industriel de 16 kg CH<sub>4</sub>/h,
- L'obtention des certifications (PED, ATEX zone II),
- La mise en œuvre d'une architecture modulaire pour passer à l'échelle MW.

À l'issue du projet, la technologie sera prête pour une exploitation industrielle efficace, rentable et durable, offrant une solution concrète de stockage de l'énergie renouvelable sous forme de méthane synthétique neutre en carbone.



## 2 Description des installations

Le réacteur de méthanation conçu dans le cadre de ce projet adopte une architecture compacte et intégrée visant à maximiser l'efficacité de conversion tout en assurant une maîtrise thermique optimale du procédé fortement exothermique. La configuration complète de l'installation est illustrée dans le schéma 3D intégré ci-après.

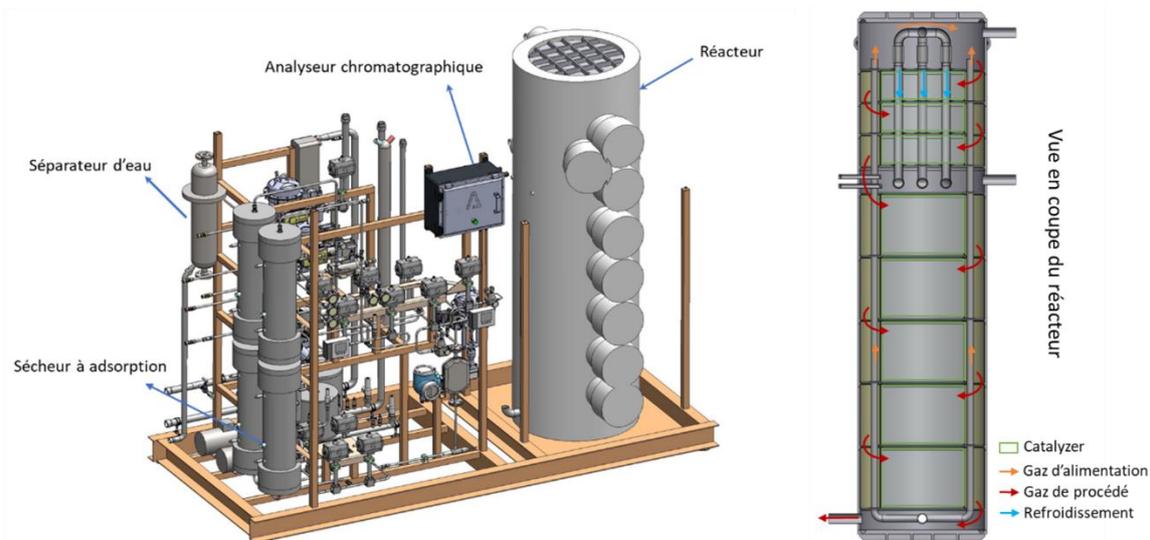


Figure 3 Schéma 3D des principaux composants du système de réacteur à méthane installé à Aigle

L'ensemble du système se compose des éléments suivants :

- **Le réacteur principal**, de forme cylindrique unique (hauteur : 2 mètres, diamètre : 0,6 mètre), intégrant plusieurs zones réactionnelles permettant un contrôle thermique par étapes au sein du lit catalytique.
- **Deux débitmètres massiques** régulent précisément l'alimentation en hydrogène et en dioxyde de carbone, assurant la stœchiométrie optimale pour la réaction de méthanation.
- **Un préchauffeur en ligne** conditionne le mélange gazeux à la température d'entrée requise avant l'entrée dans le réacteur, assurant ainsi la stabilité des conditions initiales de réaction.
- **Le cheminement des gaz réactionnels** suit un parcours contrôlé à travers différentes zones du réacteur (stages) où la conversion progressive du  $\text{CO}_2$  et de  $\text{H}_2$  en méthane s'effectue sous régulation thermique étroite, permettant de maintenir la température interne inférieure à  $300^\circ\text{C}$  malgré la chaleur générée.
- **Un échangeur thermique de sortie**, servant également de module de déshumidification primaire, permet la condensation et l'élimination de la majeure partie de la vapeur d'eau générée.
- **Un second sécheur** finalise l'élimination résiduelle de l'humidité des gaz avant l'analyse.
- **Un système d'analyse en continu (GC)** permet le suivi en temps réel de la composition gazeuse finale ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ), garantissant ainsi le contrôle qualité des gaz produits.
- **L'intégration directe au réseau gazier de GAZNAT** permet l'injection du méthane synthétique produit après validation de conformité.



Selon notre conception théorique, le réacteur est conçu pour fonctionner à différents niveaux de charge et atteindre un nouvel état d'équilibre ainsi que sa production cible en moins d'une heure après un changement de régime.

Cette flexibilité repose sur une architecture modulaire et un système de contrôle automatisé assurant en continu la surveillance des paramètres critiques (température, pression, débits, composition) pour garantir la stabilité et la sécurité du procédé. Intégré, selon cette même conception, à une unité d'électrolyse alimentée par des panneaux photovoltaïques (PV) et à un dispositif de stockage d'hydrogène, le système pourrait suivre les variations de la production PV tout en maintenant un fonctionnement minimal en période sans production, permettant ainsi un service annuel de plusieurs milliers d'heures.

Comme présente sur la Figure 4, la simulation du processus et du contrôle montre qu'avec le refroidissement à certains niveaux du réacteur, des niveaux de température inhomogènes seront formés.

De plus, le chemin en S intérieur des gaz de réaction augmente le temps de contact entre le gaz et le catalyseur, garantissant une haute vitesse de réaction même avec des débits de gaz élevés.

Par conséquent, un seul réacteur avec des niveaux de température multiples est validé. Avec une charge de refroidissement flexible, la température de réaction peut également être ajustée dynamiquement. En raison de la haute conversion volumique et du contrôle de refroidissement flexible, la capacité du réacteur varie de 3,2 kg/h à 16,2 kg/h.

La figure 4 suivante indique la distribution de la température et des gaz dans le réacteur UPSOM. La figure est formulée à partir d'une simulation 3D sous des conditions opérationnelles.

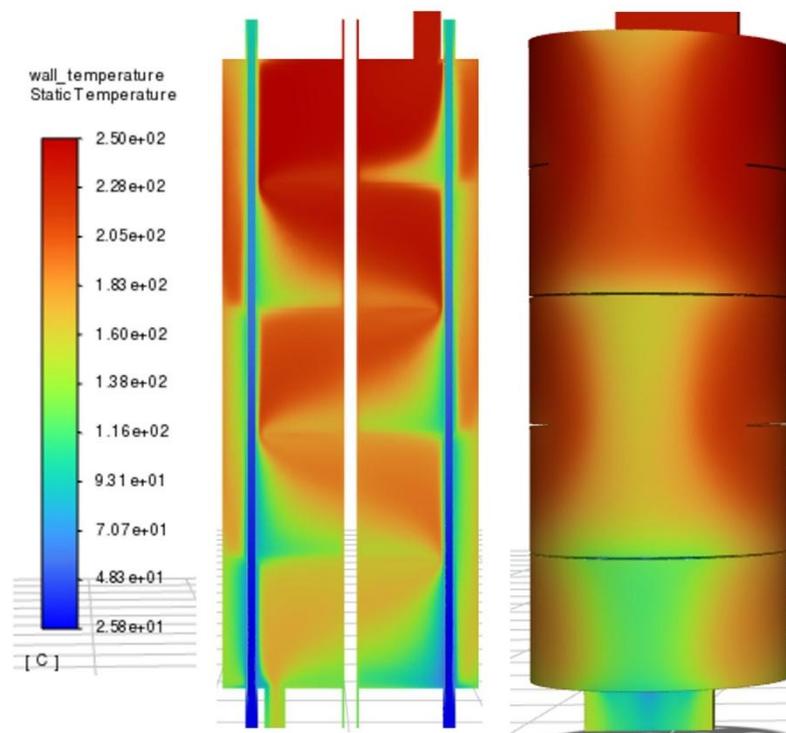


Figure 4 Distribution de température dans le réacteur UPSOM obtenue à partir de la simulation 3D du processus

Le tableau suivant (Tableau 2) dresse une liste des spécifications du réacteur de méthanation.



<b>Caractéristiques techniques du réacteur de méthanation UPSOM</b>	
<i>Capacité de production</i>	
Capacité de production maximale de méthane (CH <sub>4</sub> )	16,2 kg <sub>CH<sub>4</sub></sub> /h
Capacité de production minimale de méthane (CH <sub>4</sub> )	3,2 kg <sub>CH<sub>4</sub></sub> /h
Plage de fonctionnement	20 – 100%
Puissance (Eq. CH <sub>4</sub> HHV)	45 – 225 kW
Débit d'hydrogène (H <sub>2</sub> )	1,6 – 8,1 kg <sub>H<sub>2</sub></sub> /h
Débit de dioxyde de carbone (CO <sub>2</sub> )	8,9 – 44,4 kg <sub>CO<sub>2</sub></sub> /h
<i>Conditions d'exploitation</i>	
Pression de sortie	10 bar
Température d'exploitation	200 – 260°C
<i>Certification &amp; conformité</i>	
Environnement explosif	Directive ATEX 2014/34/EU
Directive sur la pression	Directive PED 2014/68/EU
Dispositifs à basse tension	Directive LVD 2014/35/EU

Tableau 2 : Caractéristiques techniques du réacteur de méthanation UPSOM

Un schéma de principe illustrant le fonctionnement du réacteur est joint à l'annexe 1 (Schéma PFB-1026).

Le réacteur de méthanation, sur le site d'Aigle, est intégré dans un container, dans le but d'avoir un produit complet « all in one », commercialisable.

Concernant le mode d'exploitation qui sera retenu à terme, après tous les essais de performance, celui-ci consistera à produire du gaz de synthèse à partir principalement de l'énergie électrique renouvelable provenant des panneaux photovoltaïques. A des fins d'optimisation du processus de production, des études vont être menées avec l'EPFL pour la mise en place éventuelle d'une batterie électrique.



Figure 5 : Photos du réacteur UPSOM (gauche), unités de contrôle process et gaz (au milieu), et armoires électriques de contrôle, site de Gaznat à Aigle

Comme évoqué précédemment, le réacteur est intégré dans le projet GreenGas, selon le schéma de principe suivant (Figure 6) :

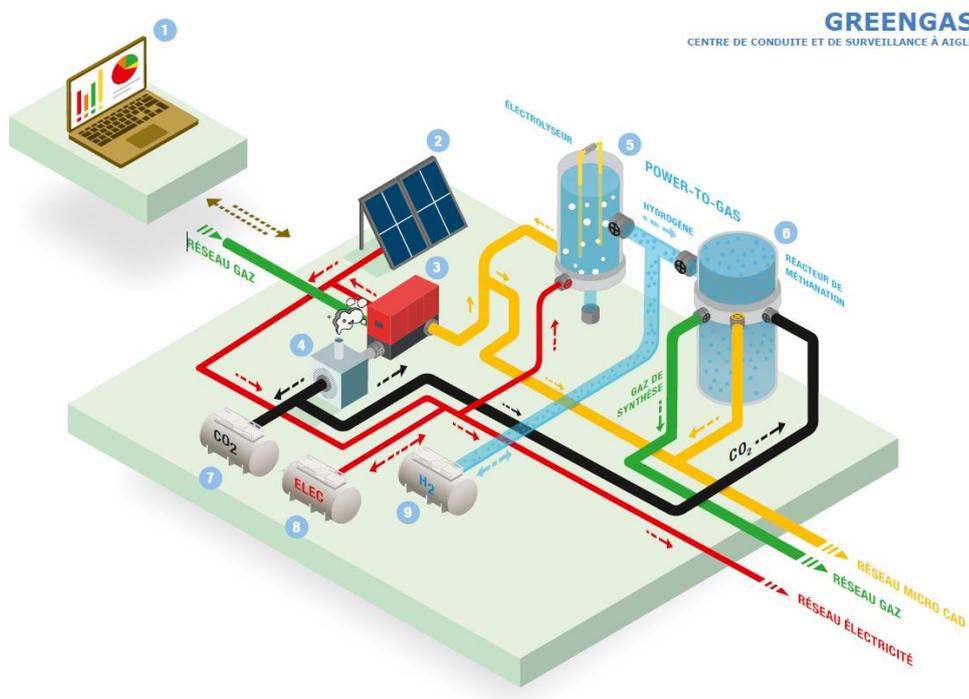


Figure 6 : Schéma de principe du projet GreenGas



Hormis les interfaces usuelles (gaz de synthèse, CO<sub>2</sub>, etc), le réacteur de méthanation est raccordé au micro-réseau de chauffage du site. Ceci permettra de récupérer la chaleur générée par le réacteur et ainsi la distribuer aux consommateurs d'énergie thermique du site via le micro-réseau de chauffage.

Le réacteur de méthanation est composé des équipements principaux identifiés dans le schéma de principe ci-après (Figure 7) :

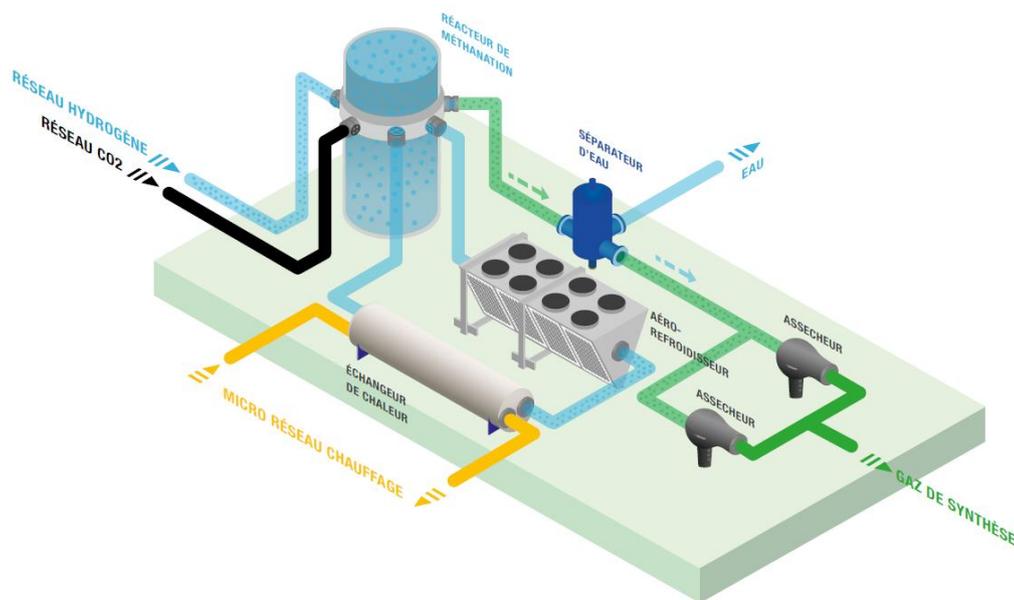


Figure 7 : Schéma de principe du réacteur de méthanation

Equipements principaux :

- Réacteur : élément principal comprenant le catalyseur, et où la réaction de Sabatier a lieu (transformation de l'hydrogène et du CO<sub>2</sub> en méthane de synthèse) ;
- Séparateur d'eau : extraction de l'eau contenue dans le gaz produit par le réacteur ;
- Echangeur de chaleur : transfert de l'énergie thermique dégagée par le réacteur au micro-réseau de chauffage du site ;
- Aéro-refroidisseur : même fonction que l'échangeur de chaleur, mais entre en fonction uniquement si le micro-réseau de chauffage ne peut pas absorber l'énergie thermique produite par le réacteur ;
- Assécheurs : extraction de l'humidité résiduelle encore comprise dans le méthane de synthèse.

Les détails de l'installation (schématique électrique / mécanique / hydraulique détaillée, interfaces, automation, fabrication du catalyseur, etc.) sont développés dans le chapitre suivant.



## 3 Procédure et méthode

### 3.1. Développement et validation du catalyseur

Le développement du catalyseur vise à concevoir un matériau catalytique optimisé permettant la conversion efficace et stable du  $\text{CO}_2$  et de l' $\text{H}_2$  en méthane, tout en répondant aux contraintes économiques et industrielles de production à plus grande échelle. Des travaux de recherche ont été effectués par l'EPFL pour déterminer la composition optimale du catalyseur. Pour rappel, les coûts du catalyseur étant relativement important, le but est de développer une propre méthode de fabrication afin d'en réduire drastiquement les coûts de production. Les catalyseurs ont été préparés selon une procédure adaptée par imprégnation humide d' $\text{Al}_2\text{O}_3$  CK 300 de Ketjen ( $\text{Sg}$ ) $200 \text{ m}^2\text{g}^{-1}$ , pastilles de 1,5 mm de diamètre et 4,0 mm de longueur) à l'aide d'une solution de  $\text{RuCl}_3 \cdot x\text{H}_2\text{O}$  (Abcr GmH Chemicals).

La recette pour la synthèse du catalyseur a été optimisée pour l'activité du catalyseur et la production de catalyseurs à grande échelle. La procédure finale appliquée par Liaoning Hengshunda Advanced Material Co. Ltd. est conforme à la recette suivante :

#### i. Prétraitement du support :

1. Des pastilles de  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  ( $d = 3\text{mm}$ ,  $h = 3\text{-}5\text{mm}$ ) du fournisseur JIANGXI ACICHEM SHUN INDUSTRZ Co.LTD à Pingxiang, Chine, ont été utilisées comme support pour le catalyseur. La pureté des granules est de 99 % pour l'aluminium. La surface spécifique est  $>200\text{m}^2/\text{g}$  et le volume total des pores est d'environ  $0,8 \text{ m}^3/\text{kg}$ .
2. Les granules sont immergés dans une solution 3M  $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$  pendant au moins 3 heures (à l'air et à température ambiante).
3. Les granules sont filtrés puis lavés 3 fois avec de l'eau désionisée (DI) (à l'air et à température ambiante).
4. Les granules sont séchés à  $80^\circ\text{C}$  dans l'air pendant 10 heures.

#### ii. Imprégnation :

5. La solution d'imprégnation de ruthénium est une solution aqueuse de 0,05 M  $\text{Ru}^{3+}$  de chlorure de ruthénium hydraté ( $\text{RuCl}_3 \cdot x\text{H}_2\text{O}$ , soluble, l'anhydre est insoluble, la DL50 orale toxique est de 753mg/kg) dans l'eau. La solution est conservée à  $T < 20^\circ\text{C}$  sous azote.
6. Les pastilles sont immergées dans la solution d'imprégnation au ruthénium (8g de solution pour 10g de pastilles d' $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) pendant 10 minutes à température ambiante et à l'air.
7. La solution est filtrée et les granules sont séchés à  $120^\circ\text{C}$  dans l'air pendant  $t > 5$  heures pour atteindre une humidité finale  $<10 \text{ wt}\%$ .
8. Les étapes 5-7 sont répétées 3 fois.

#### iii. Réduction :

9. Les pastilles de  $\text{RuCl}_3/\text{Al}_2\text{O}_3$  sont réduites dans un mélange gazeux  $\text{H}_2/\text{N}_2$  à 5 % vol à  $400^\circ\text{C}$  pendant 10 heures, selon la réaction  $\text{RuCl}_3/\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{H}_2 \rightarrow \text{Ru}/\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{HCl}(\text{g})$ .

#### iv. Purification :

10. Les granules sont immergés dans une solution de  $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$  3M pendant 5 heures (à l'air et à température ambiante).



11. Les granulés sont filtrés et lavés 3 fois avec de l'eau désionisée (DI) (à l'air et à température ambiante).
12. Les granulés sont séchés à 80°C dans l'air pendant 10 heures.

Sur la base de la recette décrite ci-dessus, plusieurs lots d'un catalyseur Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> de 5 kg au total ont été produits et étudiés. Finalement, un lot de 160 kg a été livré et installé dans le réacteur d'Aigle. Dans la perspective d'une commercialisation du réacteur, un partenaire fiable devra être trouvé, dans l'idéal en Europe.

Le contrôle du processus de nucléation et de croissance peut être amélioré. Le catalyseur Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> final doit avoir une teneur en masse de Ru d'au moins 0,8 % (analyse ICP-MS) par rapport à Ru/(Ru+Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) avec une distribution noyau-coquille dans les pastilles d'Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (microscopie d'électron).

La pureté du catalyseur doit être supérieure à 99 % et ne contenir que des éléments Al, Ru, O et C (analyse XPS). La taille moyenne des particules de Ru doit être d'environ 1 ± 0,5 nm, contrôlée par microscopie STEM et par le logiciel iMage j.

Les performances clés du catalyseur ont été validées à travers une série d'essais approfondis combinant des tests cinétiques en laboratoire et des validations à l'échelle pilote dans le réacteur démonstrateur. Les propriétés cinétiques fondamentales ont été déterminées sur un microréacteur de laboratoire, permettant d'établir le modèle cinétique de la réaction via l'équation d'Arrhenius.



Figure 8 Micro-reactor for catalyst evaluation at LMER lab of EPFL.

Comme indiqué à la Figure 8, le microréacteur était constitué de deux tubes en acier inoxydable de 10 mm de diamètre extérieur (O.D.), utilisés respectivement comme entrée et sortie, et formant une cellule centrale en acier inoxydable de 8 mm de diamètre extérieur et de 1 cm de longueur.

L'échantillon catalytique était maintenu dans la cellule au moyen de laine de quartz.

La température du catalyseur était mesurée à l'aide d'un thermocouple de type K inséré à travers la cellule, tandis que le chauffage du réacteur était assuré par un four électrique.

La température du four était régulée grâce à un second thermocouple de type K placé entre le réacteur et la paroi du four.



La chute de pression au travers du lit catalytique était suivie au moyen d'un manomètre. Les gaz d'alimentation ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$  et  $\text{N}_2/\text{He}$ ) étaient dosés et régulés à l'aide de trois régulateurs de débit massique.

Le mélange gazeux était introduit dans le réacteur par une tubulure en acier inoxydable et, lorsque nécessaire, dérivé vers une boucle de contournement au moyen d'un ensemble commun de vannes de commutation.

La pression à l'intérieur de la cellule pouvait être ajustée au moyen d'un régulateur de contre-pression associé à une pompe à vide.

L'énergie d'activation obtenue, inférieure à 70 kJ/mol, constitue un paramètre décisif, conditionnant la capacité du réacteur à atteindre des taux de conversion supérieurs à 99 % dans un volume réduit. Cette caractéristique cinétique optimale représente un levier essentiel d'innovation du procédé, autorisant la méthanation directe du  $\text{CO}_2$  et de l'hydrogène en une seule étape avec un rendement maximal.

La stabilité du catalyseur a également été validée expérimentalement dans la plage de températures cible. Un essai de longévité mené sous 310°C et 10 bars pendant 400 heures a démontré l'excellente stabilité de l'activité catalytique sans dégradation notable au cours du temps.

Par ailleurs, des comparaisons effectuées avec des catalyseurs commerciaux de référence ont confirmé la supériorité de l'activité massique de la formulation développée. Cette performance accrue permet une réduction significative de la charge en métal noble, et par conséquent, des coûts de production du catalyseur. En effet, dans la structure de coûts typique des catalyseurs à base de métaux nobles, la matière première représente la part prédominante (souvent plus de 50 % du coût total de production selon les données rapportées <sup>3</sup>).

La diminution de la quantité de métal utilisé a donc un impact direct et majeur sur le coût final. S'en sont suivis des tests de performance dont les résultats se sont avérés très concluants. Les performances atteintes par ce catalyseur dépassent même ceux disponibles sur le marché, comme le montre les résultats de conversion dans la Figure 9 **Erreur ! Source du renvoi introuvable.**

L'ensemble de ces résultats conforte la validité du design catalytique proposé et confirme sa compatibilité avec les exigences industrielles de performance, de compacité et de compétitivité économique visées dans le cadre du projet.

---

<sup>3</sup> <https://pmarketresearch.com/chemi/ruthenium-on-alumina-catalyst-market/>

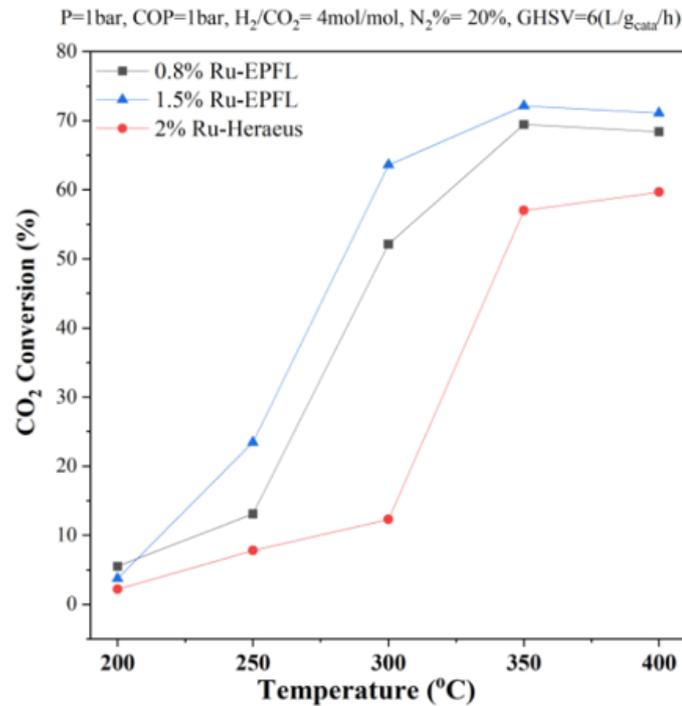


Figure 9 Test de conversion du catalyseur développé par l'EPFL comparé à un catalyseur commercial, réalisé dans le réacteur de l'EPFL et celui dans le poste de détente et comptage de Sion

### 3.2. Développement du réacteur de méthanation

Au niveau organisationnel, un comité de projet a été mis sur pied entre Gaznat et GRZ, dans le but de suivre et valider les choix technologiques. Par ses compétences et son expérience en tant qu'exploitant d'installations gazières, Gaznat apporte une plus-value avec une vision d'industriel dans les choix qui sont effectués (exploitation, maintenance, sécurité, etc.).

Pour rappel, les caractéristiques principales ou chiffres clé du réacteur sont présentés ci-avant dans le Tableau 2.

Les éléments suivants ont été développés :

- Modélisation thermique et chimique du système,
- Design complet du système,
- Schémas PID,
- Schémas électriques,
- Logique de contrôle,
- Liste des interfaces,
- Exigences à remplir pour les différentes certifications.

Le développement du réacteur de méthanation a nécessité un travail intensif et multidisciplinaire. Les paramètres du catalyseurs (performance chimique, densité, température d'opération, etc.) ont été déterminés par l'EPFL.



L'étape suivante a consisté en la modélisation du système. Le modèle développé est un modèle complexe et multiphysique englobant les paramètres chimiques, thermiques et de la mécanique des fluides.

La modélisation du réacteur a permis de déterminer la taille, la forme ainsi que le principe de fonctionnement du réacteur.

Celle-ci a été effectuée en utilisant le programme de simulation Ansys Fluent. Il permet de coupler les équations de mécanique des fluides, conservation de l'énergie et réaction chimique.

Un modèle multi-physique complexe en résulte, qui permet d'analyser le comportement du réacteur en fonction d'une multitude de paramètres (pression, température, flux, etc.).

Un aperçu de la simulation thermique est montré dans les figures ci-dessous (Figure 10 et Figure 11).

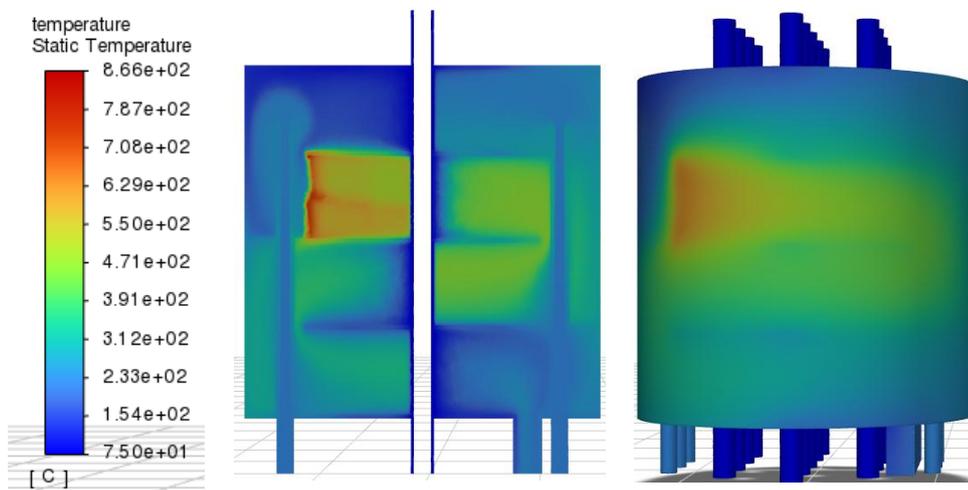


Figure 10 : Simulation thermique du réacteur (section axiale)

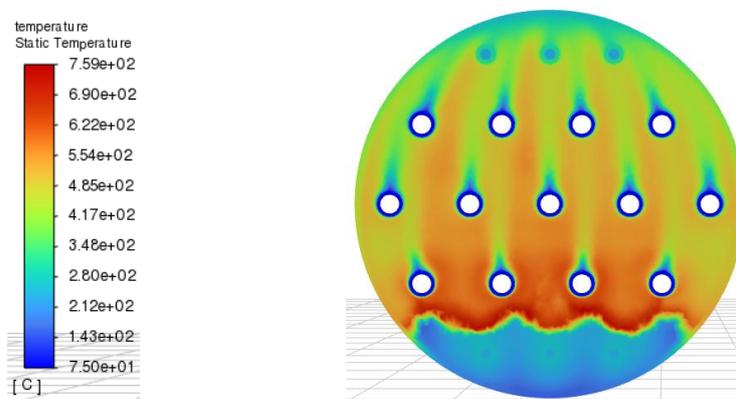


Figure 11 : Simulation thermique du réacteur de méthanation (section radiale)



### 3.3 Validation expérimentale du réacteur

La conception du réacteur a été entièrement fondée sur les données cinétiques déterminées en laboratoire pour le catalyseur développé. L'intégration précise des paramètres de vitesse de réaction et de l'énergie d'activation permet un dimensionnement optimisé du volume réactif, garantissant la conversion quasi-totale du mélange CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub> en une seule étape. Le modèle numérique de simulation 3D du comportement thermodynamique et fluide a été élaboré afin de s'assurer du bon maintien des profils de température, de pression et de flux dans l'ensemble du volume réactif.

L'objectif central de la phase expérimentale en réacteur pilote est de confirmer la transposition des performances du catalyseur à l'échelle du procédé. Les essais réalisés et prévus dans le cadre du projet portent sur les éléments suivants :

Validation de la dynamique de démarrage et de montée en régime du système, afin de vérifier sa capacité à atteindre les conditions nominales de fonctionnement en temps réduit.

Suivi de la stabilité thermique interne du réacteur pour assurer l'absence de points chauds ou de gradients de température pouvant affecter la sélectivité et la longévité du catalyseur.

Mesure continue des taux de conversion du CO<sub>2</sub> et du H<sub>2</sub>, en conditions stationnaires prolongées, avec pour objectif une conversion globale  $\geq 99$  %.

Vérification du comportement du système sous différentes charges de débit, afin de valider sa flexibilité opérationnelle dans une large gamme de régimes.

L'un des éléments d'innovation déterminants réside dans la capacité du réacteur à atteindre ces performances dans un volume compact, grâce à la synergie entre la cinétique optimisée du catalyseur et le contrôle précis des conditions opératoires. L'ensemble des paramètres de processus (températures, pressions, débits) est suivi et régulé par un système d'automatisation intégré, qui a d'ores et déjà démontré sa fiabilité lors des premières campagnes d'essai.

Les résultats recueillis lors des campagnes pilotes viendront alimenter le processus d'optimisation en vue de l'industrialisation. Les principaux critères de validation comprennent la reproductibilité des performances, la stabilité prolongée de fonctionnement, ainsi que la robustesse des équipements sous conditions prolongées.

## 4 Résultats

À fin décembre 2024, plusieurs campagnes de tests ont été réalisées avec le réacteur de méthanation installé sur le site du projet GreenGas à Aigle.

Ces essais ont été conduits en conditions réelles, en couplage avec l'électrolyseur fourni par Gaznat, permettant l'injection directe d'hydrogène vert dans le système.

Comme le montre la Figure 12, lors du premier essai, le gaz d'alimentation a d'abord été préchauffé pendant une heure à 250 °C. Ce préchauffage a permis l'activation du catalyseur en une trentaine de minutes, déclenchant rapidement la réaction de méthanation et la libération de chaleur correspondante.

La température du réacteur a ainsi atteint la valeur cible de 300 °C en seulement 90 minutes pour l'ensemble du processus. En raison des dysfonctionnements du système chromatographique, les données de conversion n'ont toutefois pas pu être enregistrées de manière fiable lors de ce test.

Malgré cette contrainte majeure, les essais ont permis de valider plusieurs éléments essentiels : le fonctionnement robuste des unités de contrôle des flux gazeux, l'efficacité des systèmes d'échange



thermique (à chaud et à froid), ainsi que la stabilité de l'activité catalytique, qui s'est montrée conforme aux spécifications sur toute la plage de température testée.

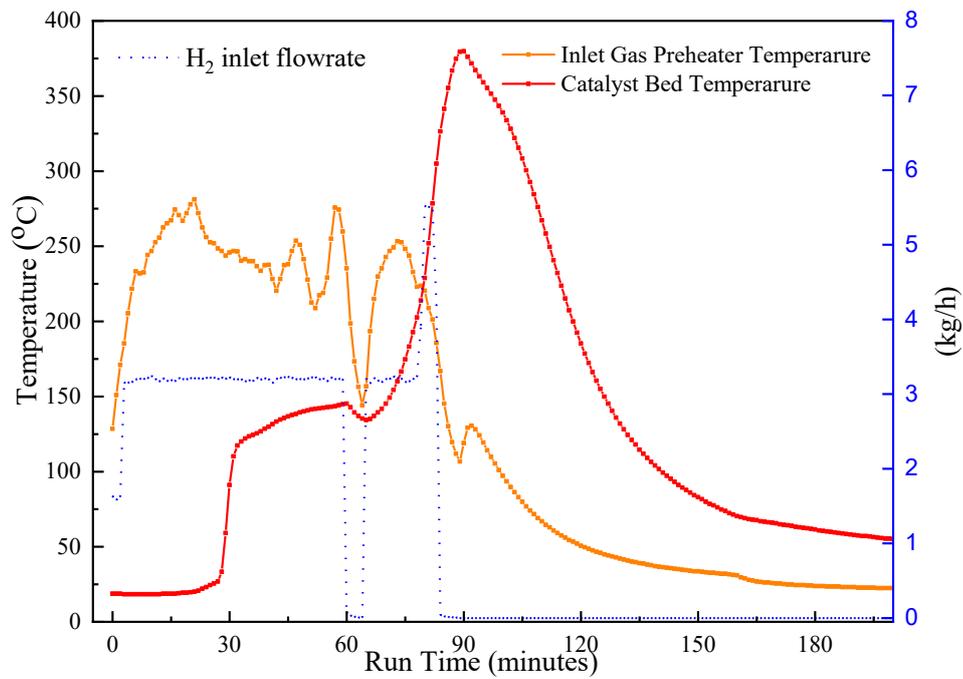


Figure 12 L'évolution de la température lors des phases de démarrage et d'arrêt du réacteur UPSOM, données

Ces résultats partiels mais significatifs ont constitué une base solide pour la décision de relancer la fabrication d'un nouveau réacteur optimisé, en corrigeant les défauts de conception identifiés.



Activités réalisée	Statut	Responsables
Construction du site	Terminé	GAZNAT
Conception du réacteur	Terminé	GRZ
Conception du catalyseur	Terminé	EPFL
Fabrication de catalyseurs	Terminé	EPFL
Fabrication de réacteur	Terminé	GRZ
Contrôle qualité du catalyseur	Terminé	EPFL
Chargement du catalyseur dans le réacteur	Terminé	EPFL&GRZ
Installation électrique	Terminé	GRZ & GAZNAT
Installation pneumatique control du réacteur	Terminé	GRZ
Logiciel de contrôle de processus	Terminé, adaptations mineures requises selon les résultats d'opération	GRZ
Adaptation circuit de séchage	Terminé et testé avec succès	GRZ
Chromatographe gazeux, tests et installation	Dépannage jusqu'en janvier 2024 en raison d'une mauvaise installation du fournisseur causant de graves dommages matériels	GRZ
Test du démarrage de la réaction	Testé avec succès plusieurs fois, mais le système de préchauffage est sous-dimensionné	GRZ

Tableau 3 : Résumé des travaux effectués jusqu'en décembre 2024



## 4.1 Développement du réacteur de méthanation

L'étape suivante a consisté en la réalisation d'un schéma PID détaillé et au dimensionnement des différentes composantes telles que les vannes de régulations, les débitmètres, les échangeurs de chaleur ou les éléments de sécurité. Un extrait du schéma PID est montré à la Figure 13 ci-dessous.

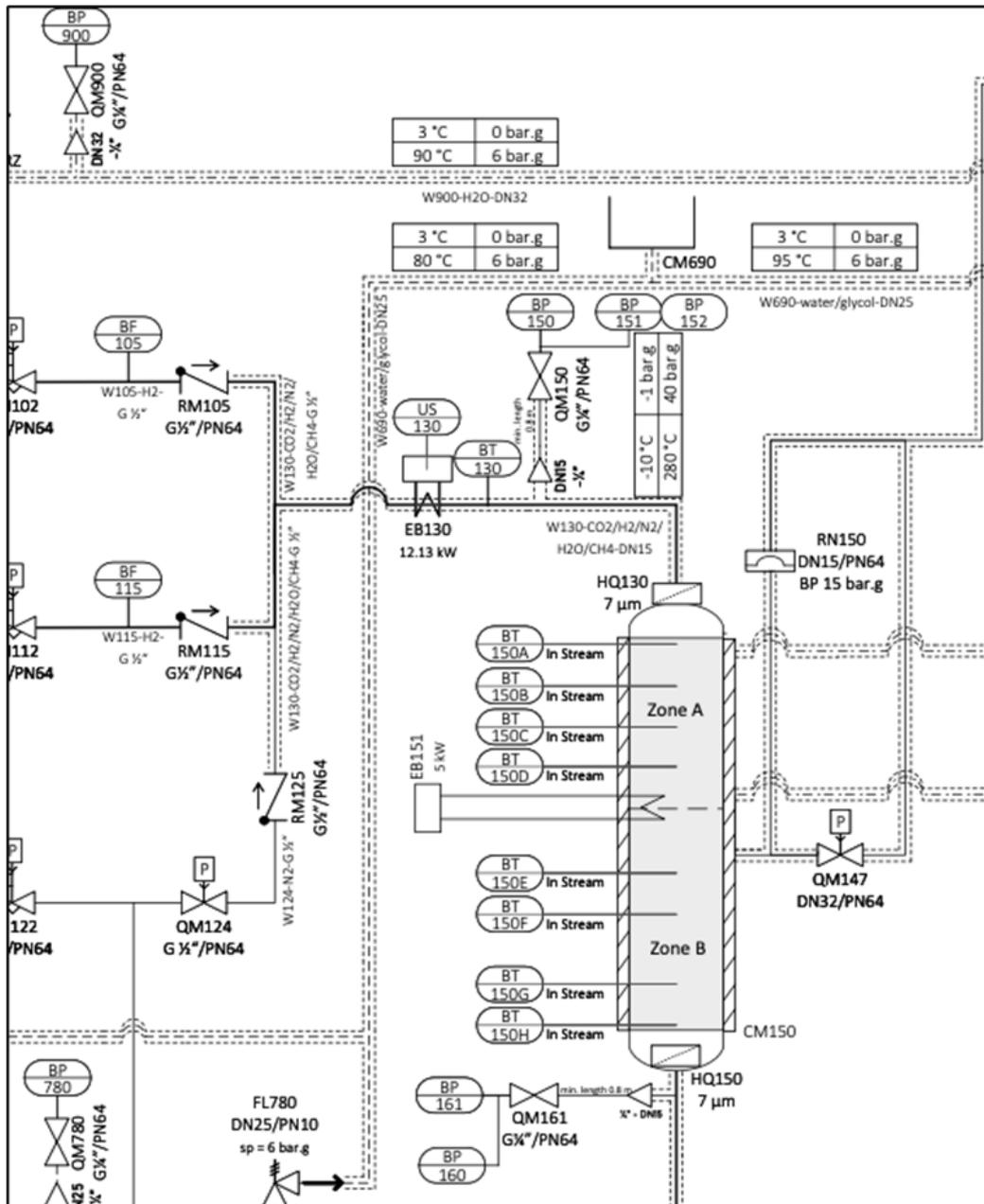


Figure 13: Extrait du schéma PID du réacteur à méthane



Une fois ces éléments disponibles, le design mécanique du réacteur a été conçu. Une des difficultés principales a été de concilier les exigences liées à la certification PED en fonction des conditions d'opération (hydrogène, sous pression et à haute température) avec les limitations dues au processus de fabrication.

De plus, la situation difficile de la chaîne d'approvisionnement, en particulier pour les composantes liées à l'hydrogène, a dû être considérée dans le design du réacteur. Finalement, le dimensionnement et les dessins techniques détaillés ont été finalisés en automne 2022. Le dessin technique de la cuve du réacteur est présenté à la Figure 14 ci-après. Celui-ci est aussi joint en annexe 2 avec la légende des différents éléments.

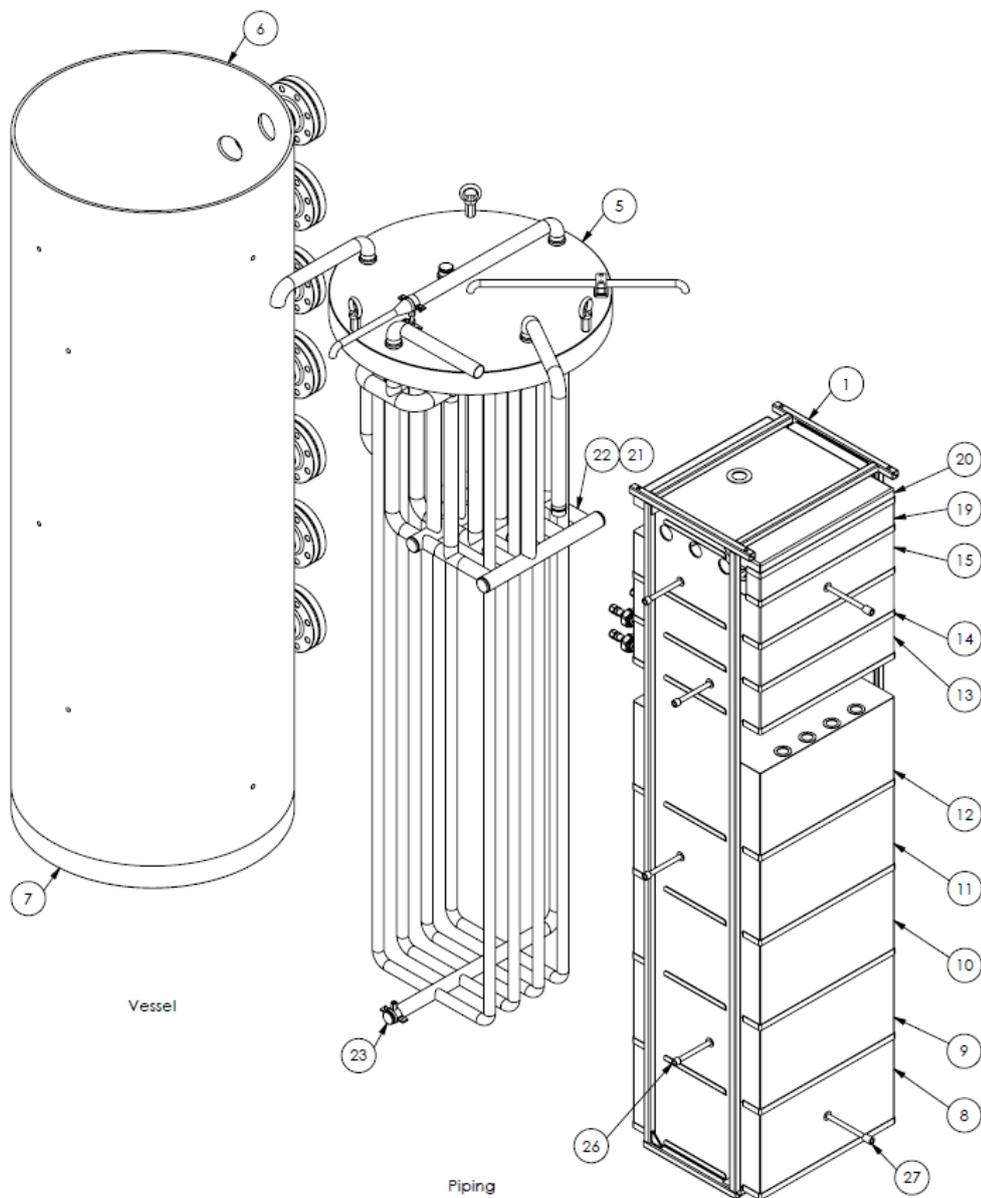
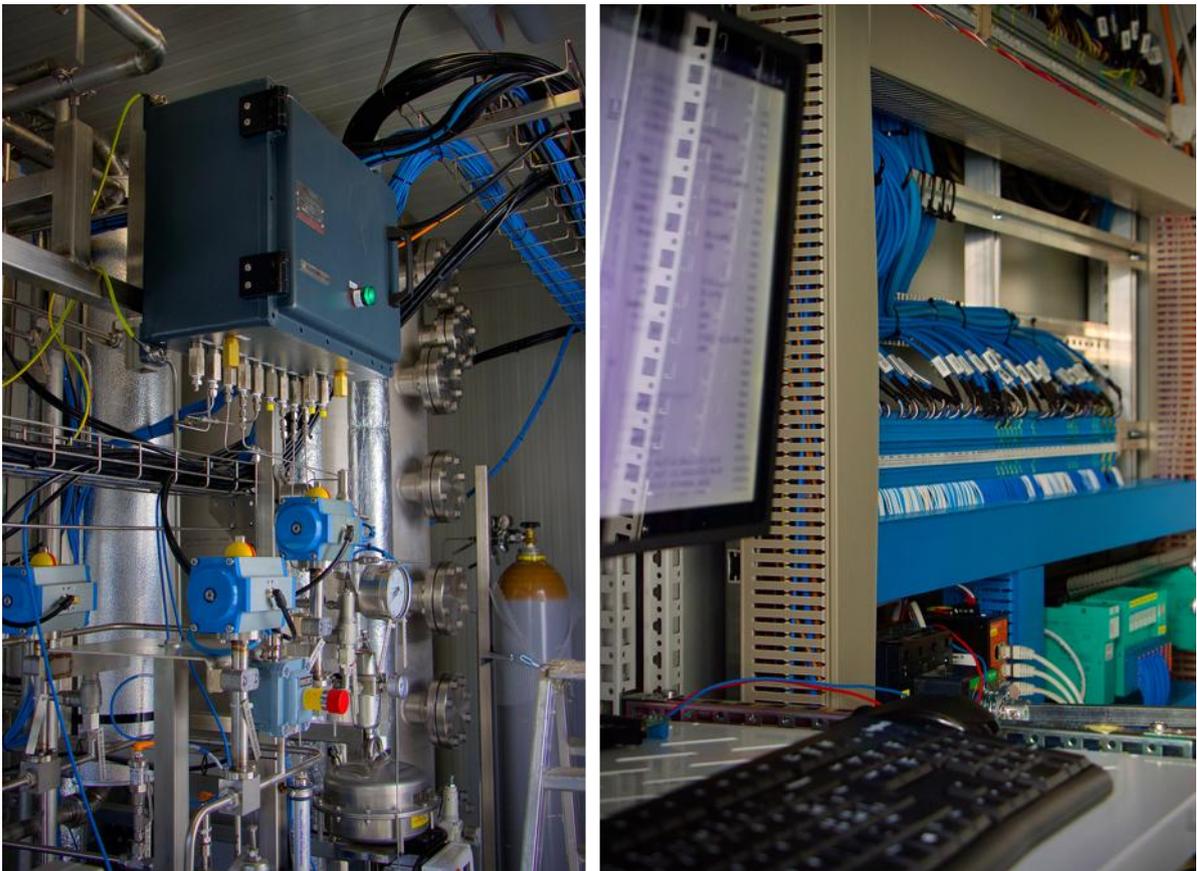


Figure 14 Dessin technique du réacteur



En parallèle de la conception mécanique du réacteur, la partie électrique et de contrôle a également été développée à l'interne. Le respect des normes ATEX pour la partie du container dédiée au réacteur a requis une attention particulière et engendré des coûts conséquents. Le réacteur à méthane est muni de son propre système de contrôle, qui est ensuite piloté par l'automate général du projet. Ainsi, le système est totalement autonome, ce qui est un pas dans la direction d'une commercialisation.

Pour ces tâches également, la situation tendue de la chaîne d'approvisionnement a causé passablement de difficultés et de retards. Un aperçu des câblages ATEX ainsi que de l'armoire de commande sont illustrés à la Figure 15.



*Figure 15 Aperçu des câblages dans la zone ATEX (gauche) et armoire électrique et de contrôle (droite)*

Finalement, le système a été fabriqué dans les ateliers de GRZ et transporté sur le site de Gaznat au mois de mars 2023. L'intégration sur site (câblage, installation gaz, raccordement au système de contrôle, etc.) a été effectuée par la suite. Les premiers tests de communication et de calibration des différents éléments ont été effectués au mois de juillet 2023.

Le système de monitoring prévu permettra d'obtenir les données à chaque étape du processus (photovoltaïque, hydrogène, méthane), et en incluant également les besoins énergétiques des auxiliaires et l'utilisation potentielle de la chaleur résiduelle.

Ainsi, une image complète des pertes à chaque étape du processus pourra être obtenue. A préciser encore qu'il est prévu de récupérer la chaleur résiduelle produite par le réacteur en l'injectant dans le micro-réseau CAD (réseau de chauffage à distance local Gaznat).

Le rendement sera calculé selon la méthode présentée dans les équations ci-dessous.



Sans récupération de chaleur :

$$\eta_{\text{Réacteur}} = \frac{\dot{m}_{CH_4, \text{out}} \cdot PCI_{CH_4} + \dot{m}_{H_2, \text{out}} \cdot PCI_{H_2}}{\dot{m}_{H_2, \text{in}} \cdot PCI_{H_2} + P_{El, \text{aux}}} \quad (1)$$

Avec récupération de chaleur :

$$\eta_{\text{Réacteur, HR}} = \frac{\dot{m}_{CH_4, \text{out}} \cdot PCI_{CH_4} + \dot{m}_{H_2, \text{out}} \cdot PCI_{H_2} + \dot{Q}_{\text{Recoverd}}}{\dot{m}_{H_2, \text{in}} \cdot PCI_{H_2} + P_{El, \text{aux}}} \quad (2)$$

## 4.2 Étude de l'activité catalytique

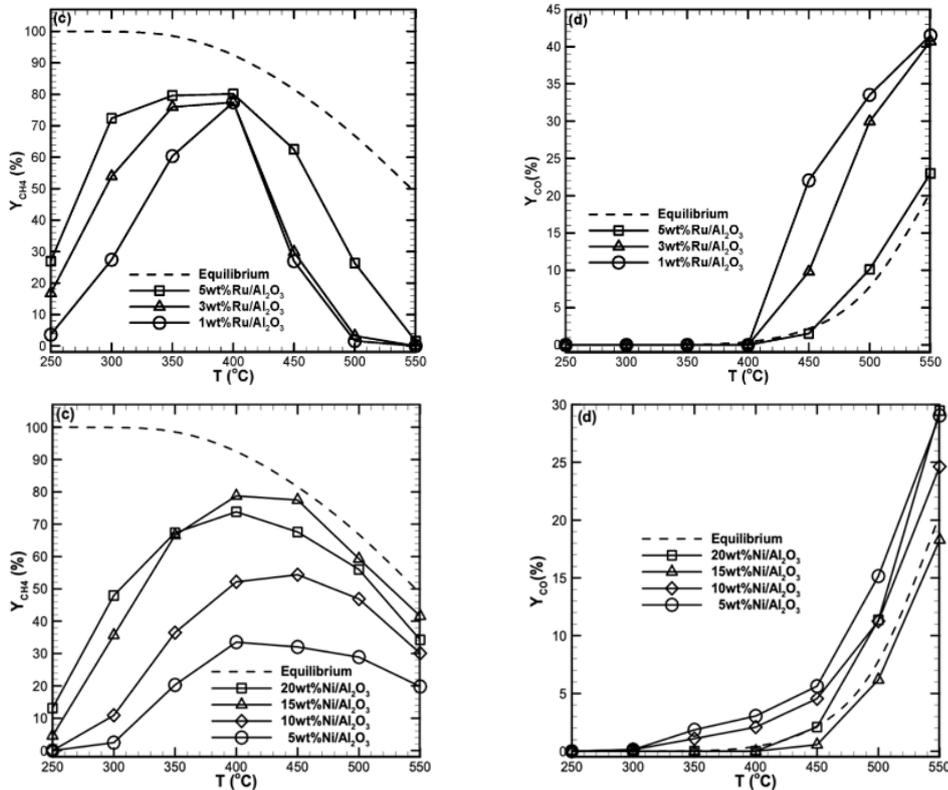


Figure 16 Performance moyenne de la méthanisation du  $CO_2$  en fonction de la température avec différents catalyseurs : c) rendement en  $CH_4$  et d) rendement en  $CO$ . Chiffres tirés de la littérature C Yeung<sup>6</sup>

Une comparaison de l'activité des catalyseurs Ni et Ru pour la méthanisation du  $CO_2$  a été récemment publiée par Rei-Yu Chein et Chih-Chang Wang<sup>4</sup>. Ni/ $Al_2O_3$ , Ru/ $Al_2O_3$  et Ru-Ni/ $Al_2O_3$  avec différentes charges métalliques ont été préparés dans cette étude. La performance de la méthanisation du  $CO_2$  a été étudiée en utilisant des catalyseurs Ni/ $Al_2O_3$ , Ru/ $Al_2O_3$  et Ru-Ni/ $Al_2O_3$  dans des conditions de pression atmosphérique, un rapport molaire  $H_2/CO_2 = 5$  et une vitesse spatiale de  $5835 \text{ h}^{-1}$ .

Pour des températures de réaction allant de 250 à 550°C, il a été constaté que la température de réaction optimale est de 400°C pour tous les catalyseurs étudiés<sup>5</sup>. À cette température, on obtient les valeurs

<sup>4</sup> Rei-Yu Chein and Chih-Chang Wang, "Experimental Study on  $CO_2$  Methanation over Ni/ $Al_2O_3$ , Ru/ $Al_2O_3$ , and Ru-Ni/ $Al_2O_3$  Catalysts", Catalysts 10, 1112 (2020); doi:10.3390/catal10101112

<sup>5</sup> Yeung, C.; Tsang, S.C. "Some optimization in preparing core-shell Pt-ceria catalysts for water gas shift reaction.", J. Mol. Catal. A Chem. 2010, 322, 17–25



maximales de conversion du  $\text{CO}_2$ , de rendement en  $\text{H}_2$  et de rendement en  $\text{CH}_4$ , ainsi que le rendement le plus faible en  $\text{CO}$ . À des températures supérieures à  $400^\circ\text{C}$ , la méthanisation inverse de  $\text{CO}_2$  entraîne la conversion du  $\text{CO}_2$  et le rendement en  $\text{CH}_4$  diminue avec l'augmentation de la température, tandis que le  $\text{CO}$  est formé en raison de la réaction inverse de déplacement du gaz vers l'eau.

Les résultats expérimentaux ont montré que la performance de la méthanisation du  $\text{CO}_2$  à basse température peut être considérablement améliorée en utilisant le catalyseur bimétallique Ru-Ni par rapport au catalyseur monométallique Ru ou Ni.

Lors des changements de température ascendants-descendants entre  $250^\circ\text{C}$  et  $550^\circ\text{C}$ , le catalyseur Ru-Ni/ $\text{Al}_2\text{O}_3$  présente une bonne stabilité thermique. Une diminution d'environ 3 % de la conversion du  $\text{CO}_2$  est constatée après trois cycles continus (74 h). Cette dégradation du catalyseur est trop importante pour une application à long terme et doit être améliorée.

Des particules sphériques d' $\text{Al}_2\text{O}_3$  d'un diamètre moyen de  $0,5\sim 1,2$  mm et d'une surface spécifique de  $220\text{ m}^2/\text{g}$  ont été utilisées comme support du catalyseur (Aldrich, en utilisant la méthode d'imprégnation par voie humide. Particules sphériques d' $\text{Al}_2\text{O}_3$  d'un diamètre moyen de USA).

Des particules sphériques d' $\text{Al}_2\text{O}_3$  d'un diamètre moyen de  $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2\cdot 6\text{H}_2\text{O}$  et  $\text{Ru}(\text{NO})(\text{NO}_3)_3$  (Merck, USA) ont été utilisées comme précurseurs Ni et Ru  $0,5\sim 1,2$  mm et une surface spécifique de  $220\text{ m}^2/\text{g}$  ont été utilisés comme support de catalyseur (Aldrich, USA).

Le catalyseur bimétallique Ru-Ni/ $\text{Al}_2\text{O}_3$  a été préparé en ajoutant du Ru à Ni/ $\text{Al}_2\text{O}_3$ .  $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2\cdot 6\text{H}_2\text{O}$  et  $\text{Ru}(\text{NO})(\text{NO}_3)_3$  aqueux (Merck, USA) ont été utilisés comme précurseurs de Ni et de Ru, en utilisant une imprégnation séquentielle.

Le catalyseur bimétallique Ru-Ni/ $\text{Al}_2\text{O}_3$  a été préparé en ajoutant Ru à Ni/ $\text{Al}_2\text{O}_3$  à l'aide de la méthode d'imprégnation séquentielle.

Après imprégnation, les catalyseurs ont été séchés dans un four à une température de  $110^\circ\text{C}$  pendant 24 h. La précision s'est avérée être de l'ordre de 5%. Les catalyseurs ont ensuite été calcinés dans un flux d'air à  $700^\circ\text{C}$  pendant 2 h. Tous les catalyseurs préparés dans cette étude sont énumérés ci-après.

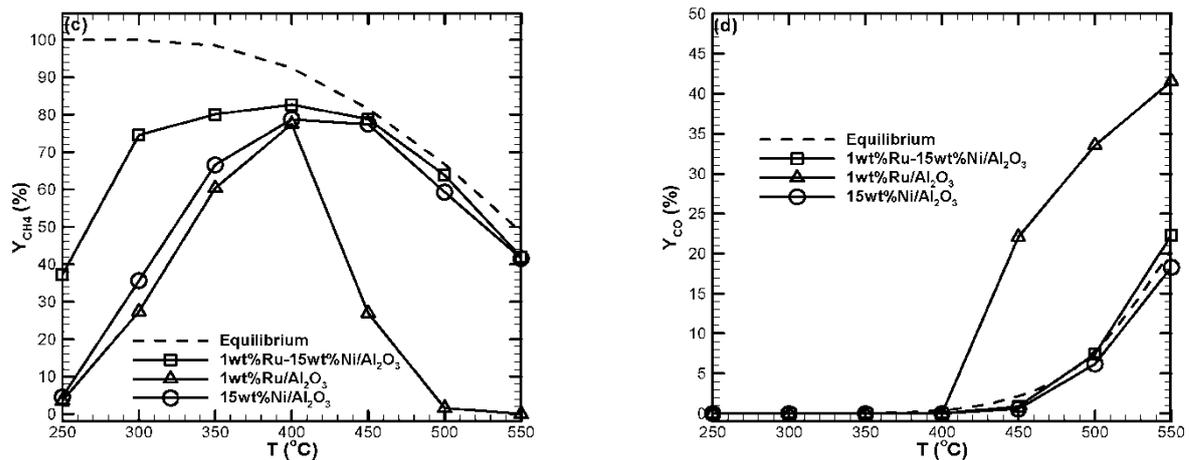


Figure 17 Performance moyenne de la méthanisation du  $\text{CO}_2$  en fonction de la température avec différents catalyseurs : c) Conversion de  $\text{CO}_2$  et d) rendement en  $\text{CO}^6$

Les études mentionnées ci-dessus ont montré que le ruthénium (Ru) est le composant clé pour la conversion du  $\text{CO}_2$  en méthane à des températures relativement basses. Pour atteindre un taux de conversion du  $\text{CO}_2$  de 99,5 % en une seule étape, le catalyseur doit fonctionner à une température inférieure à  $300^\circ\text{C}$ .



Selon ces études, ce niveau d'activité ne peut être obtenu qu'avec des catalyseurs à base de Ru pur ou de Ru–Ni. Cependant, les systèmes bimétalliques, en particulier ceux à forte teneur en nickel, augmentent considérablement les coûts de production. Par conséquent, parvenir à une activité élevée à basse température avec un catalyseur contenant une faible quantité de Ru constituerait une solution plus économique.

Le catalyseur développé et synthétisé à l'EPFL (LMER) et le catalyseur synthétisé à grande échelle selon la recette (Chine) ont été étudiés. En outre, deux catalyseurs commerciaux (Sigma) et (Heraeus) ont également été analysés à des fins de comparaison.

Échantillon de catalyseur :

- 1) Le catalyseur synthétisé à l'EPFL (LMER) chargé de 0.8wt% Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>
- 2) Le catalyseur de Liaoning Hengshunda Advanced Material Co. Ltd. 0.8wt% Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> dans le réacteur d'Aigle
- 3) Sigma-Aldrich : Ruthénium sur oxyde d'aluminium, charge de 0,5 % en poids de Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, pastilles, 3,2 mm.
- 4) Le catalyseur Heraeus ID : 5119272, KT Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> avec 2 wt% Ru Type K-04502

La réduction du CO<sub>2</sub> avec de l'hydrogène (H<sub>2</sub>) produit deux produits CH<sub>4</sub> et CO à partir de deux voies de réaction différentes ou de la même voie. Le catalyseur abaisse l'énergie d'activation pour la dissociation de l'hydrogène et du CO<sub>2</sub> et catalyse donc les deux voies de réaction.

Le rendement de la conversion en CH<sub>4</sub> a été calculé sur la base de la concentration de CH<sub>4</sub> et de CO<sub>2</sub> détectée dans les gaz d'échappement après le condensateur d'eau par chromatographie en phase gazeuse.

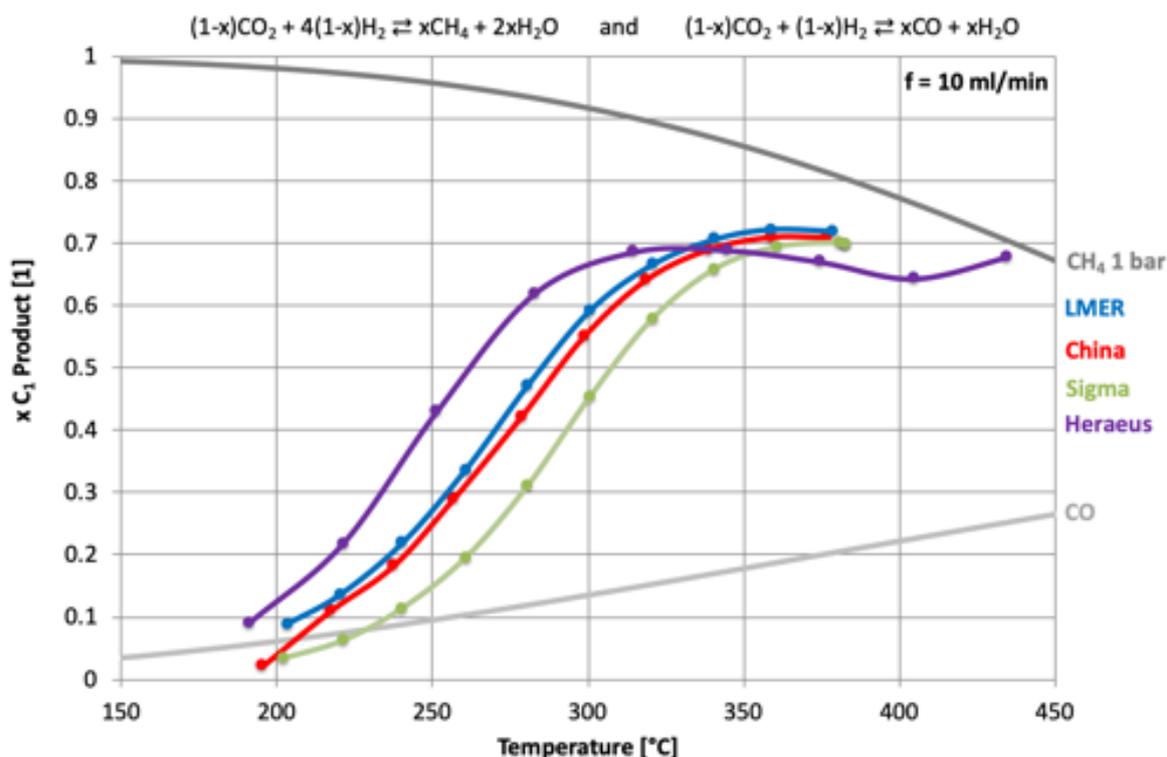


Figure 18 Rendement de CH<sub>4</sub> en fonction de la température. Le four a été chauffé continuellement avec 1°C/min. et un flux de gaz constant de 10 ml/min.

Le catalyseur le plus actif est le catalyseur Heraeus avec la charge la plus élevée de 2 wt% Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. L'activité du catalyseur synthétisé à l'EPFL et à plus grande échelle en Chine se situe dans l'erreur de mesure identique. Le catalyseur de Sigma-Aldrich présente l'activité la plus faible. Cependant, un déplacement de la courbe d'activité vers une température plus élevée est observé pour un débit plus élevé de 25 ml/min par rapport à 10 ml/min. Cela indique que le gaz entrant à une température plus basse affecte la température moyenne du réacteur.

Dans les études ci-dessus, la distribution de température dans le réacteur était plutôt homogène, ce qui limite la conversion en raison de l'équilibre thermodynamique. Dans le réacteur UPSOM, la conversion devrait être beaucoup plus élevée en raison des gradients de température élevés atteints. Une description détaillée est disponible dans l'article publié précédemment par N. Gallandat et al.<sup>6</sup>

### 4.3 Durabilité et avantages économiques du catalyseur

L'évaluation de la durée de vie d'un catalyseur constitue une étape essentielle dans la validation de son potentiel industriel, en particulier pour les procédés de méthanation où la stabilité à long terme détermine directement la rentabilité du système.

En effet, la performance initiale d'un catalyseur ne suffit pas à garantir son efficacité à grande échelle : la résistance à la désactivation thermique et au frittage des particules actives demeure un critère déterminant pour son intégration dans un réacteur de synthèse du méthane.

Dans cette optique, le catalyseur développé a été soumis à des essais de vieillissement dans un micro-réacteur tubulaire, reproduisant les conditions typiques d'un réacteur industriel. Les tests ont été réalisés

<sup>6</sup> Noris Gallandat, Robin Mutschler, Vincent Vernay, Heena Yang, Andreas Züttel, "Experimental Performance Investigation of a 2kW Methanation Reactor", Sustainable Energy Fuels, 2 (2018), pp. 1101 - 1110.



sous une pression de 10 bars et à une température de 310 °C, soit une valeur supérieure à la plage de fonctionnement nominale du réacteur (250–300 °C), afin d'évaluer plus rigoureusement la résistance thermique du matériau. Le catalyseur a été maintenu en réaction continue pendant 400 heures, permettant ainsi d'observer son comportement à long terme.

Les résultats, présentés ci-dessous, montrent que la conversion du CO<sub>2</sub> demeure remarquablement stable au cours de plusieurs centaines d'heures de fonctionnement. De plus, une réduction du débit d'alimentation conduit à une augmentation notable du taux de conversion du CO<sub>2</sub>, ce qui confirme la robustesse et la stabilité du catalyseur dans les conditions d'application prévues pour le réacteur de méthanation.

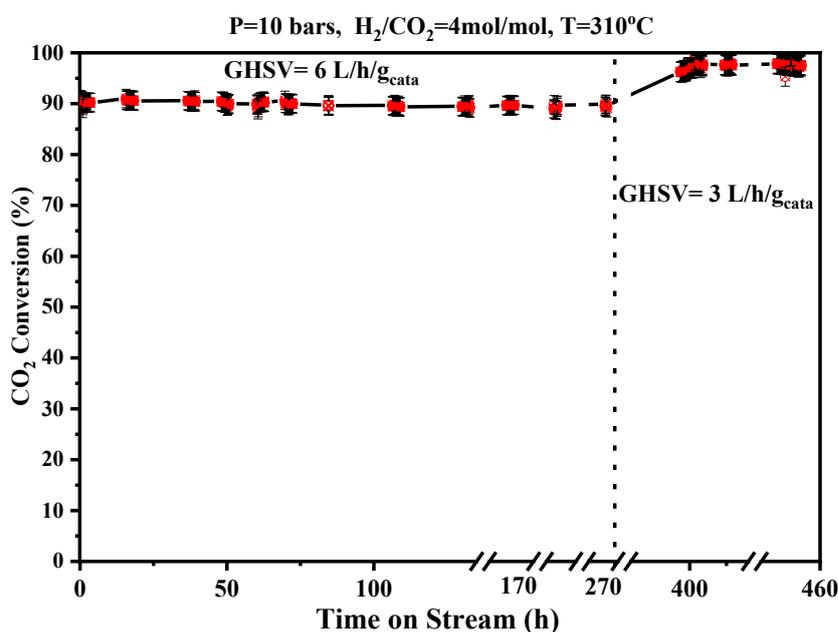


Figure 19 Évolution continue de la conversion du CO<sub>2</sub> en fonction du temps de fonctionnement du catalyseur Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> synthétisé au LMER (EPFL) sous conditions réalistes dans un microréacteur.

Comme déjà évoqué, le coût global du catalyseur Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> est principalement déterminé par le prix de la source de ruthénium. Ainsi, l'amélioration de l'efficacité d'utilisation ou de l'activité absolue du métal Ru permettrait de réduire de manière significative le coût en matières premières de métaux précieux.

Parallèlement, une augmentation de l'activité absolue du catalyseur contribue directement à la diminution du coût de production à l'échelle industrielle. Les hypothèses de calcul ont porté sur l'activité spécifique par masse de métal Ru ainsi que par masse totale de catalyseur à 235 °C. Les résultats révèlent que notre catalyseur présente une productivité en méthane nettement supérieure à masse de catalyseur égale.

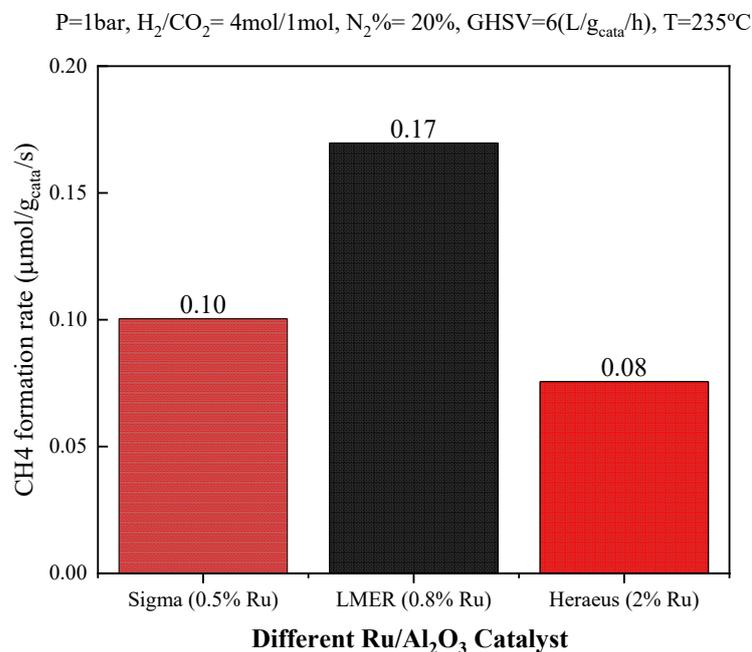


Figure 20 Activité absolue et vitesse spécifique de formation du CH<sub>4</sub> pour trois catalyseurs Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> à 235 °C.

Afin d'évaluer de manière globale l'avantage économique de notre catalyseur, nous avons tout d'abord comparé la vitesse de formation du méthane pour trois catalyseurs Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> à la température cible de réaction. Comme l'illustre la figure correspondante, le catalyseur Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> que nous avons conçu et synthétisé présente une vitesse massique de production de CH<sub>4</sub> nettement supérieure à celles des deux catalyseurs commerciaux de référence.

Étant donné que la teneur en ruthénium de ces catalyseurs diffère, leurs coûts de matières premières ne sont pas directement comparables. Pour établir une comparaison objective, nous avons supposé que les trois catalyseurs étaient préparés à partir des mêmes précurseurs, à savoir le Ru (35 CHF·g<sup>-1</sup>) et l'alumine poreuse Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (0,2 CHF·g<sup>-1</sup>, prix moyen du marché). Sur cette base, le coût unitaire de chaque catalyseur a été calculé en fonction de sa composition et de sa teneur en métal actif.

Ensuite, nous avons déterminé le coût économique associé à la production de 1 μmol de méthane par unité de temps, sous les mêmes conditions réactionnelles.

Les résultats, présentés dans le Tableau 4, montrent clairement que grâce à son activité catalytique supérieure, notre catalyseur réduit le coût des matières premières d'environ 30 % par rapport aux catalyseurs commerciaux, tout en maintenant une efficacité de conversion plus élevée.



Catalyst	Ru (wt%)	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (wt%)	Ru/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (CHF/g)	CH <sub>4</sub> formation rate (μmol.s/g)	Catalyst cost per CH <sub>4</sub> formation rate (CHF · s / μmol CH <sub>4</sub> )
LMER	0.80%	99.20%	0.48	0.17	2.81
Sigma	0.50%	99.50%	0.37	0.10	3.74
Heraeus	2.00%	98.00%	0.90	0.08	11.20

Tableau 4 Comparaison du coût des matières premières et du coût spécifique de production de CH<sub>4</sub> pour trois catalyseurs Ru/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

## 5 Discussions

### 5.1 Réacteur de méthanation et développement du catalyseur

Les premiers résultats tangibles incluent la fabrication réussie du réacteur de méthanation, son installation complète sur le site du projet GreenGas à Aigle, ainsi que l'intégration de tous les sous-systèmes, notamment :

- **Raccordements des gaz** : H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, N<sub>2</sub> ;
- **Raccordements électriques** : alimentation et signaux de commande ;
- **Système de contrôle** : communication bidirectionnelle entre le réacteur et le système de supervision global ;
- **Interfaces thermiques** : intégration au réseau local de chauffage à distance, permettant la récupération de la chaleur résiduelle générée par la réaction.

La mise en service du système a débuté en octobre 2023. Bien que des données quantitatives sur la production finale de méthane de synthèse ne soient pas encore disponibles en raison de retards liés à l'étalonnage du chromatographe, plusieurs avancées techniques majeures ont pu être démontrées.

Un point fort du projet est le développement et l'implémentation d'un réacteur catalytique à lit fixe conçu pour convertir le CO<sub>2</sub> et l'H<sub>2</sub> en CH<sub>4</sub> en une seule étape. Les simulations et le design du réacteur indiquent qu'un taux de conversion pouvant atteindre 99,5 % sous conditions optimales serait théoriquement possible, bien que cette performance n'ait pas été atteinte lors des tests finaux. Selon le design et les simulations, une telle performance pourrait être rendue possible grâce à :

- **Un catalyseur à haute activité volumique**, spécialement formulé pour conserver son activité même à des températures supérieures à **400 °C**, sans signes de désactivation ;
- **Une architecture thermique innovante** intégrant des **tubes de condensation positionnés dans la zone à points chauds**, permettant une gestion thermique efficace. L'énergie thermique récupérée dans cette zone est redistribuée vers les parties basse température du réacteur, assurant le maintien des conditions idéales pour l'activation catalytique et augmentant le rendement énergétique global.

Le système a également démontré une capacité de démarrage améliorée : **le début effectif de la réaction est atteint en moins de 90 minutes**, grâce à la préchauffe des gaz réactifs, ce qui représente



un gain notable en efficacité opérationnelle par rapport à un démarrage conventionnel (~2 heures actuellement).

Des premiers tests à faible puissance ont été réalisés sans problèmes techniques majeurs. L'automatisation du processus, y compris le contrôle de température, la gestion des flux de gaz et le pilotage de la réaction, a été validée avec succès.

Cependant, une **anomalie mécanique** survenue lors de la fabrication du réacteur — une **fuite localisée à l'intérieur du corps du réacteur** — a été identifiée. Cette fuite a provoqué un contournement partiel du lit catalytique par les gaz d'alimentation, empêchant l'atteinte du taux de conversion optimal lors des essais initiaux. Malgré cela, la stabilité de l'installation, l'efficacité de la séparation eau-gaz après réaction, ainsi que la **stabilité thermique et chimique du catalyseur** ont été confirmées à la fois en zones de basse et de haute température.

En résumé, le système est pleinement fonctionnel du point de vue de l'ingénierie et du contrôle. Les résultats intermédiaires mettent en évidence un potentiel significatif de la technologie, notamment en matière de gestion thermique et énergétique. Si le rendement atteint à ce stade reste inférieur à la valeur cible initiale, les tendances observées confirment néanmoins la pertinence de l'approche et la possibilité d'optimisations ultérieures. La phase de mise au point se poursuit en ce sens, avec un accent particulier sur l'amélioration des performances globales.

## 5.2 Calcul des coûts de production du gaz de synthèse

Le méthane synthétique ou gaz naturel synthétique (SNG) est produit à partir d'énergie renouvelable et de CO<sub>2</sub> provenant d'une source concentrée (>8vol%) ou de biogaz (mélange de CH<sub>4</sub> et de CO<sub>2</sub>).

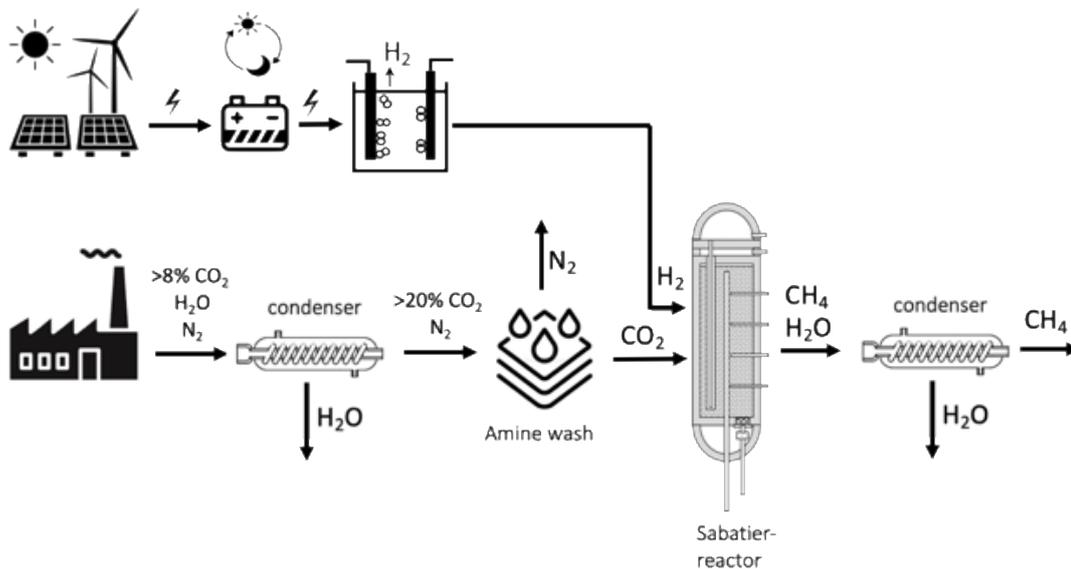


Figure 21 : Méthanisation du CO<sub>2</sub> provenant d'une source concentrée, par exemple l'incinération des ordures, avec de l'hydrogène provenant d'énergies renouvelables et de l'électrolyse

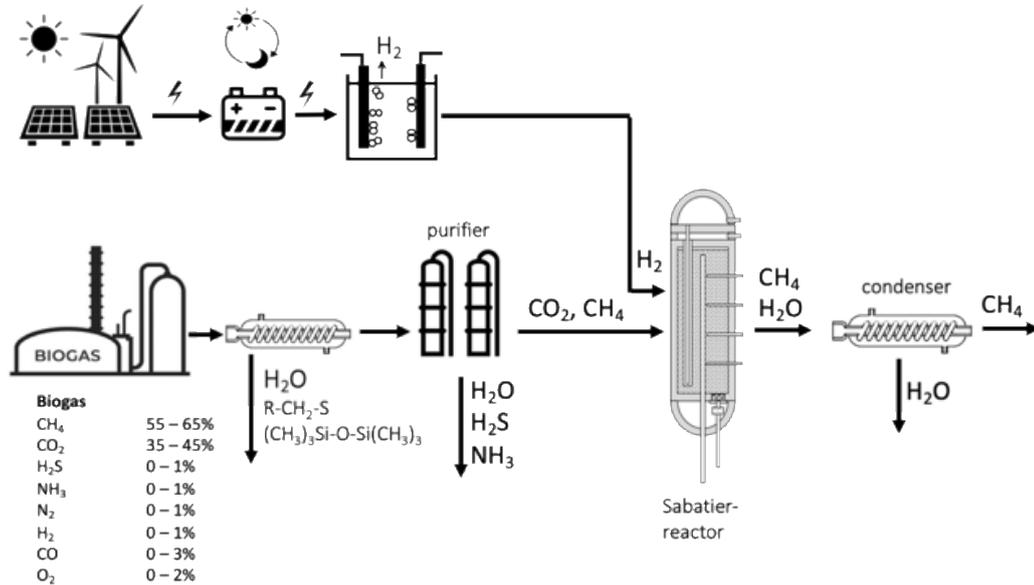


Figure 22 Méthanisation du CO<sub>2</sub> du biogaz avec de l'hydrogène provenant d'énergies renouvelables et de l'électrolyse

L'efficacité et le coût du gaz synthétique ont été calculés sur la base décrite ci-dessus. Chaque voie de méthanisation est constituée d'une série de composants (C<sub>i</sub>) qui transfèrent l'énergie de la source à l'hydrocarbure synthétique. Les composants transfèrent l'énergie (W<sub>i</sub>) avec un rendement spécifique (η<sub>i</sub>) et peuvent également consommer de l'électricité auxiliaire (E<sub>i</sub>). Par conséquent, l'énergie finalement disponible à la fin de la chaîne de conversion

$$W_n = W_1 \cdot \eta_1 \cdot \dots \cdot \eta_n \quad \text{Equation 1}$$

La somme de l'électricité auxiliaire (ΣE<sub>i</sub>) est ajoutée à la dernière composante électrique de la chaîne de conversion. Le rendement total est donné par

$$\eta_{\text{tot}} = W_n / W_1 \quad \text{Equation 2}$$

Sur la base de la puissance et du temps ou de l'énergie et du nombre de cycles, la quantité totale d'énergie transférée à travers les composants est déterminée pendant toute la durée de vie du composant. Le coût de chaque composant individuel, le coût du capital (CAPEX) est supposé être amorti pendant toute la durée de vie (n années) avec un intérêt de Z = 2 %/an sur le capital. La récupération annuel constant P<sub>b</sub>, peut être calculée à partir de la série de coûts

$$0 = (((\text{CAPEX} \cdot (1+Z) - P_b) \cdot (1+Z)) - P_b) \cdot (1+Z) - P_b \dots = \text{CAPEX} \cdot (1+Z)^n - P_b(1+Z)^{n-1} - P_b \cdot (1+Z)^{n-2} \dots$$

$$P_b = \text{CAPEX} \cdot Z \cdot (1+Z)^n / [(1+Z)^n - 1] \quad \text{Equation 3}$$

et la contribution au coût spécifique par unité d'énergie est

$$C_w = [P_b + \text{OPEX}] / W_y \quad \text{Equation 4}$$

La somme de toutes les contributions aux coûts des composants, multipliée par l'énergie transférée, correspond au coût de l'énergie fournie par la chaîne de conversion.



Ce modèle général permet de déterminer la taille correcte de tous les composants de la chaîne de conversion énergétique et conduit au coût réel de l'énergie finalement livrée, c'est-à-dire au coût de l'énergie nivelé (LCOE).

Les dépenses en capital des composants sont basées sur les coûts réels du marché en 2023, c'est-à-dire sur les coûts empiriques des composants utilisés dans des applications réelles avant 2023.

Le processus considéré dans cette analyse n'est possible qu'avec le nouveau réacteur développé à l'EPFL en raison de la conversion de 99,6% du CO<sub>2</sub> en méthane synthétique. Le réacteur peut donc tolérer n'importe quel rapport CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> et convertir le CO<sub>2</sub> restant en méthane.

Les détails concernant les modèles et les calculs peuvent être trouvés dans la publication d'A. Züttel : Andreas ZÜTTEL, Christoph NÜTZENADEL, Louis SCHLAPBACH, Paul W. GILGEN « Power plant units for CO<sub>2</sub> Neutral Energy Security in Switzerland », *Frontiers in Energy Research: Process and Energy Systems Engineering*, 12:1336016 (2024)<sup>7</sup>.

Int. [kWh/(y·m <sup>2</sup> )]:	1100			PeakP [kW] =	3.063									
Efficiency [%]:	20.0%	Area fac.:	2.5	Avg. P [kW] =	0.385		CO2	188.3	[kg/y]					
Area [m <sup>2</sup> ]:	15.32	Area real [m <sup>2</sup> ):	38.29	Max. avg P =	1.154		CH4	66.3	[kg/y]					
per year														
<b>PV, Battery, H2, CO2, Sabatier</b>														
Converter	Efficiency [%]	W [kWh/kWh]	Cost/W [CHF/kWh]	Investment [CHF/kW]	W [kWh]	W [kWh]	Wel. [kWh]	Cost cum [CHF]	Cost/Wcum [CHF/kWh]	Size unit	Size [kW or kWh]	CAPEX [CHF]	Cost cont.	
PV	100.00%	0	0.071	1607	2767	3370	602	237.66	0.07	W [kWh·y <sup>-1</sup> ] =	3369.72	4924	0.0705	
Converter AC/DC	97.00%	0	0.008	318	2684	3269	584	264.20	0.08	Pp [kW] =	3.06	975	0.0103	
Battery	89.00%	0	0.065	117	2389	2909	520	453.93	0.16	C [kWh] =	36.76	4289	0.0752	
Inverter DC/AC	97.00%	0	0.008	318	2317	2822	504	476.85	0.17	Pp [kW] =	1.15	367	0.0129	
Electrolyzer	60.00%	0.02	0.180	3711	1390	1390	28	726.91	0.52	Pp [kW] =	1.12	4154	0.3538	
Compressor 30-200t	97.00%	0.15	0.011	612	1349	1349	202	741.24	0.55	Pp [kW] =	0.67	411	0.0268	
Hydrogen Tank	100.00%	0	0.028	2	1349	1349	0	779.63	0.58	C [kWh] =	112.83	276	0.0285	
CO2 Capture >10%	100.00%	0.0143	0.066	908	1349	1349	19	869.13	0.64	Pp [kW] =	0.67	610	0.0664	
Sabatier reaction	78.00%	0.00	0.015	734	1052	1052	0	884.91	0.84	Pp [kW] =	0.67	493	0.1968	
Methane compressi	97.00%	0.1	0.006	367	1020	1020	102	891.41	0.87	Pp [kW] =	0.65	239	0.0324	
CH4 storage 200bar	100.00%	0.15	0.071	1	1020	1020	153	964.32	0.95	C [kWh] =	469.07	426	0.0715	
Methane transport	98.00%	0	0.000	0	1000	1000	0	964.32	0.96	Pp [kW] =	0.65	0	0.0193	
	29.7%						Auxillary:	504	0.96			17'165	0.9643	
Efficiency =	29.7%							CH4 [CHF/kg] :	13.45		CAPEX [CHF] =	17'165		

Tableau 5 : Calcul du coût du méthane synthétique produit en continu sur la base du coût actuel (2023) et des propriétés des composants pour 1 MWh·y<sup>-1</sup> CH<sub>4</sub>. Pour des quantités plus importantes, les valeurs extensives (CAPEX et taille) doivent être multipliées, tandis que les valeurs intensives (coût par kWh ou rendements) restent inchangées. Le coût du capital est supposé être de 2 %.

Les colonnes suivantes apparaissent dans le tableau, de gauche à droite : « Convertisseur » : nom du dispositif dans la chaîne de processus ; Rendement [%] : rendement de la conversion énergétique en parties de 100 ; W [kWh/kWh] : énergie auxiliaire par énergie convertie ; Coût/W [CHF/kWh] : contribution constante au coût par unité d'énergie sur la durée de vie du convertisseur ; Investissement [CHF/kW] : coût d'investissement initial du convertisseur par unité de puissance ; W [kWh] : énergie d'entrée dans le convertisseur sans électricité auxiliaire ; W [kWh] : énergie d'entrée dans le convertisseur avec électricité auxiliaire, Wel. [kWh] : électricité auxiliaire ; Coût cum. [CHF] : coût cumulé de l'énergie dans le processus ; Coût/W cum. [CHF/kWh] : coût cumulé de l'énergie dans le processus par unité d'énergie ; Unité de taille : unité de taille du convertisseur ; Taille : taille du convertisseur ; CAPEX [CHF] : dépenses d'investissement ; Coût cont. : contribution de chaque unité du processus au coût final de l'énergie.

L'efficacité, l'électricité auxiliaire et le CAPEX du convertisseur sont des valeurs tirées de la littérature pour des produits réels existants. Le coût est calculé sur la base de la durée de vie, de l'utilisation et du coût d'investissement.

<sup>7</sup> Andreas ZÜTTEL, Christoph NÜTZENADEL, Louis SCHLAPBACH, Paul W. GILGEN « Power plant units for CO<sub>2</sub> Neutral Energy Security in Switzerland », *Frontiers in Energy Research: Process and Energy Systems Engineering*, 12:1336016 (2024), <https://doi.org/10.3389/fenrg.2024.1336016>.



Int. [kWh/(y·m2)]:	1100			PeakP [kW] = 2.726									
Efficiency [%]:	20.0%	Area fac.:	2.5	Avg. P [kW] = 0.342		CO2	188.3	[kg/y]					
Area [m2]:	13.63	Area real [m2]:	34.08	Max. avg P = 1.027		CH4	66.3	[kg/y]					
per year													
<b>PV, Battery, H2, CO2, Sabatier</b>													
Converter	Efficiency [%]	W [kWh/kWh]	Cost/W [CHF/kWh]	Investment [CHF/kW]	W [kWh]	W [kWh]	Wel. [kWh]	Cost cum [CHF]	Cost/Wcum [CHF/kWh]	Size unit	Size [kW or kWh]	CAPEX [CHF]	Cost cont.
PV	100.00%	0	0.071	1607	2463	2999	536	211.51	0.07	W [kWh-y-1] =	2999.05	4382	0.0705
Converter AC/DC	97.00%	0	0.008	318	2389	2909	520	235.14	0.08	Pp [kW] =	2.73	868	0.0103
Inverter DC/AC	97.00%	0	0.008	318	2317	2822	504	258.06	0.09	Pp [kW] =	2.73	868	0.0106
Electrolyzer	60.00%	0.02	0.180	3711	1390	1390	28	508.13	0.37	Pp [kW] =	2.64	9814	0.2740
Compressor 30-200t	97.00%	0.15	0.011	612	1349	1349	202	522.46	0.39	Pp [kW] =	1.59	970	0.0219
Hydrogen Tank	100.00%	0	0.028	2	1349	1349	0	560.84	0.42	C [kWh] =	266.58	652	0.0285
CO2 Capture >10%	100.00%	0.0143	0.066	908	1349	1349	19	650.34	0.48	Pp [kW] =	1.59	1440	0.0664
Sabatier reaction	78.00%	0.00	0.015	734	1052	1052	0	666.12	0.63	Pp [kW] =	1.59	1165	0.1510
Methane compressi	97.00%	0.1	0.006	367	1020	1020	102	672.62	0.66	Pp [kW] =	1.54	565	0.0260
CH4 storage 200bar	100.00%	0.15	0.071	1	1020	1020	153	745.54	0.73	C [kWh] =	1108.20	1008	0.0715
Methane transport	98.00%	0	0.000	0	1000	1000	0	745.54	0.75	Pp [kW] =	1.54	0	0.0149
	33.3%					Auxiliary:	504		0.75			21'731	0.7455
Efficiency =	33.3%							CH4 [CHF/kg] :	10.15			CAPEX [CHF] =	21'731

Tableau 6 : Calcul du coût du méthane synthétique produit de manière dynamique (suivant la production photovoltaïque) sur la base du coût actuel (2023) et des propriétés des composants pour 1 MWh-y<sup>-1</sup> CH<sub>4</sub>. Pour des quantités plus importantes, les valeurs extensives (CAPEX et taille) doivent être multipliées, tandis que les valeurs intensives (coût par kWh ou rendements) restent inchangées. Le coût du capital est supposé être de 2 %.

En supposant que le coût de l'énergie photovoltaïque, de la batterie, de l'électrolyse et des composants électriques soit considérablement réduit à l'avenir et que l'efficacité de l'électrolyse soit portée à 90 %, on obtient les estimations de coûts suivantes :

Int. [kWh/(y·m2)]:	1100			PeakP [kW] = 2.225									
Efficiency [%]:	20.0%	Area fac.:	2.5	Avg. P [kW] = 0.279		CO2	188.3	[kg/y]					
Area [m2]:	11.12	Area real [m2]:	27.81	Max. avg P = 0.838		CH4	66.3	[kg/y]					
per year													
<b>PV, Battery, H2, CO2, Sabatier</b>													
Converter	Efficiency [%]	W [kWh/kWh]	Cost/W [CHF/kWh]	Investment [CHF/kW]	W [kWh]	W [kWh]	Wel. [kWh]	Cost cum [CHF]	Cost/Wcum [CHF/kWh]	Size unit	Size [kW or kWh]	CAPEX [CHF]	Cost cont.
PV	100.00%	0	0.024	536	1845	2447	602	57.53	0.02	W [kWh-y-1] =	2447.30	1192	0.0235
Converter AC/DC	97.00%	0	0.003	106	1789	2374	584	63.96	0.03	Pp [kW] =	2.22	236	0.0034
Battery	89.00%	0	0.030	53	1593	2113	520	126.59	0.06	C [kWh] =	26.70	1416	0.0330
Inverter DC/AC	97.00%	0	0.003	106	1545	2049	504	132.14	0.06	Pp [kW] =	0.84	89	0.0046
Electrolyzer	90.00%	0.02	0.032	668	1390	1390	28	177.15	0.13	Pp [kW] =	0.81	543	0.0629
Compressor 30-200t	97.00%	0.15	0.011	612	1349	1349	202	191.48	0.14	Pp [kW] =	0.73	447	0.0146
Hydrogen Tank	100.00%	0	0.028	2	1349	1349	0	229.87	0.17	C [kWh] =	122.92	301	0.0285
CO2 Capture >10%	100.00%	0.0143	0.066	908	1349	1349	19	319.37	0.24	Pp [kW] =	0.73	664	0.0664
Sabatier reaction	78.00%	0.00	0.015	734	1052	1052	0	335.14	0.32	Pp [kW] =	0.73	537	0.0818
Methane compressi	97.00%	0.1	0.006	367	1020	1020	102	341.65	0.33	Pp [kW] =	0.71	260	0.0162
CH4 storage 200bar	100.00%	0.15	0.071	1	1020	1020	153	414.56	0.41	C [kWh] =	511.00	465	0.0715
Methane transport	98.00%	0	0.000	0	1000	1000	0	414.56	0.41	Pp [kW] =	0.71	0	0.0083
	40.9%					Auxiliary:	504		0.41			6'150	0.4146
Efficiency =	40.9%							CH4 [CHF/kg] :	5.16			CAPEX [CHF] =	6'150

Tableau 7 : Calcul du coût du méthane synthétique produit en continu sur la base du coût futur et des propriétés des composants pour 1 MWh-y<sup>-1</sup> CH<sub>4</sub>. Pour des quantités plus importantes, les valeurs extensives (CAPEX et taille) doivent être multipliées, tandis que les valeurs intensives (coût par kWh ou rendements) restent inchangées. Le coût du capital est supposé être de 2 %.



Int. [kWh/(y·m <sup>2</sup> )]:	1100			PeakP [kW] = 1.980										
Efficiency [%]:	20.0%	Area fac.:	2.5	Avg. P [kW] = 0.249		CO <sub>2</sub>	188.3	[kg/y]						
Area [m <sup>2</sup> ]:	9.90	Area real [m <sup>2</sup> ):	24.75	Max. avg P = 0.746		CH <sub>4</sub>	66.3	[kg/y]						
per year														
<b>PV, Battery, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, Sabatier</b>														
Converter	Efficiency [%]	W [kWh/kWh]	Cost/W [CHF/kWh]	Investment [CHF/kW]	W [kWh]	W [kWh]	Wel. [kWh]	Cost cum [CHF]	Cost/Wcum [CHF/kWh]	Size unit	Size [kW or kWh]	CAPEX [CHF]	Cost cont.	
PV	100.00%	0	0.024	536	1642	2178	536	51.21	0.02	W [kWh·y <sup>-1</sup> ] =	2178.10	1061	0.0235	
Converter AC/DC	97.00%	0	0.003	106	1593	2113	520	56.92	0.03	Pp [kW] =	1.98	210	0.0034	
Inverter DC/AC	97.00%	0	0.003	106	1545	2049	504	62.47	0.03	Pp [kW] =	1.98	210	0.0035	
Electrolyzer	90.00%	0.02	0.032	668	1390	1390	28	107.48	0.08	Pp [kW] =	1.92	1283	0.0468	
Compressor 30-200t	97.00%	0.15	0.011	612	1349	1349	202	121.82	0.09	Pp [kW] =	1.73	1057	0.0130	
Hydrogen Tank	100.00%	0	0.028	2	1349	1349	0	160.20	0.12	C [kWh] =	290.41	710	0.0285	
CO <sub>2</sub> Capture >10%	100.00%	0.0143	0.066	908	1349	1349	19	249.70	0.19	Pp [kW] =	1.73	1569	0.0664	
Sabatier reaction	78.00%	0.00	0.015	734	1052	1052	0	265.48	0.25	Pp [kW] =	1.73	1269	0.0672	
Methane compressi	97.00%	0.1	0.006	367	1020	1020	102	271.98	0.27	Pp [kW] =	1.68	615	0.0142	
CH <sub>4</sub> storage 200bar	100.00%	0.15	0.071	1	1020	1020	153	344.90	0.34	C [kWh] =	1207.27	1098	0.0715	
Methane transport	98.00%	0	0.000	0	1000	1000	0	344.90	0.34	Pp [kW] =	1.68	0	0.0069	
	45.9%					Auxiliary:	504		0.34			9'082	0.3449	
Efficiency =	45.9%							CH <sub>4</sub> [CHF/kg] :	4.10			CAPEX [CHF] =	9'082	

Tableau 8 : Calcul du coût du méthane synthétique produit de manière dynamique (suivant la production photovoltaïque) sur la base du coût actuel (2023) et des propriétés des composants pour 1 MWh·y<sup>-1</sup> CH<sub>4</sub>. Pour des quantités plus importantes, les valeurs extensives (CAPEX et taille) doivent être multipliées, tandis que les valeurs intensives (coût par kWh ou rendements) restent inchangées. Le coût du capital est supposé être de 2 %.

<b>Excess from grid, H<sub>2</sub>, Sabatier</b>													
Converter	Efficiency [%]	W [kWh/kWh]	Cost/W [CHF/kWh]	Investment [CHF/kW]	W [kWh]	W [kWh]	Wel. [kWh]	Cost cum [CHF]	Cost/Wcum [CHF/kWh]	Size unit	Size [kW or kWh]	CAPEX [CHF]	Cost cont.
Grid	100.00%	0	0.030	318	1425	1450	26	43.50	0.03	Pp [kW] =	0.50	158	0.0300
Electrolyzer	90.00%	0.02	0.032	3711	1282	1282	26	84.53	0.07	Pp [kW] =	0.50	1843	0.0359
Sabatier reaction	78.00%	0.00	0.015	734	1000	1000	0	99.53	0.10	Pp [kW] =	0.45	328	0.0336
	100.0%					Auxiliary:	26		0.10			6'713	0.0995
Efficiency =	100.0%							CH <sub>4</sub> [CHF/kg] :	1.53			CAPEX [CHF] =	6'713

Tableau 9 : Calcul du coût du méthane synthétique produit à partir de l'électricité excédentaire disponible à 0,03 CHF/kWh. Dans ce cas, le stockage de H<sub>2</sub> et de CH<sub>4</sub> est considéré comme inutile. En outre, on suppose que le CO<sub>2</sub> est disponible à un coût nul, par exemple à partir d'une source de biogaz brut. Il s'agit là d'un scénario optimiste, mais possible compte tenu de l'évolution attendue dans les années à venir.

Les deux paramètres les plus importants pour évaluer l'effort énergétique et économique de la production de méthane synthétique sont l'efficacité énergétique et le coût du produit.

Sur la base des coûts et des rendements techniques actuellement atteints par les composants, la chaîne de conversion énergétique a été calculée pour cinq cas.

Dans le premier cas (Tableau 5) avec les données actuelles de 2023, les coûts sous « Investment » et les rendements sous « Efficiency » donnent des coûts de 13,45 CHF/kg de méthane synthétique, soit 0,96 CHF/kWh. Les contributions les plus importantes aux coûts proviennent de la batterie, de l'électrolyse et du réacteur Sabatier en raison des coûts d'investissement combinés à l'efficacité relativement faible des étapes du processus.

Dans le deuxième cas (Tableau 6), la batterie est supprimée et la puissance de l'électrolyseur suit celle du photovoltaïque. Sans tenir compte de la durée de vie réduite due à la forte variation de puissance de l'électrolyseur, on obtient des coûts environ 25 % inférieurs, soit 10,15 CHF/kg de méthane synthétique, ce qui correspond à 0,75 CHF/kWh.

Dans le troisième cas (Tableau 7), on suppose que les coûts du photovoltaïque, de la batterie et de l'électrolyse diminuent considérablement. Les coûts seraient ainsi réduits de moitié environ, à 5,16 CHF/kg de méthane synthétique, soit 0,41 CHF/kWh.

Dans le quatrième cas (Tableau 8), comme précédemment, mais la batterie est supprimée et la puissance de l'électrolyseur suit la puissance du photovoltaïque. Les coûts sont réduits de 20 % supplémentaires pour atteindre 4,10 CHF/kg de méthane synthétique, soit 0,34 CHF/kWh.



Enfin, dans le cinquième cas (Tableau 9), l'électricité est achetée à bas prix sur le réseau et l'électrolyseur est directement couplé au réacteur à méthane. Les coûts baissent à 1,53 CHF/kg de méthane synthétique, soit 0,1 CHF/kWh.

On peut s'attendre à ce que les coûts de production du méthane baissent à l'avenir, mais le méthane synthétique restera dans tous les cas de figure plus cher que l'hydrogène vert. Des coûts compris entre 4,10 CHF/kg et 13,45 CHF/kg pour le méthane synthétique et un rendement énergétique compris entre 40 % et 46 % sont réalistes.

### 5.3 Analyse de sensibilité

Analyse de sensibilité du coût actualisé de l'énergie (LCoE) du méthane synthétique pour le modèle actuel et le modèle futur à moindre coût. Les coûts de référence sont de 0,96 CHF/kWh et de 0,41 CHF/kWh.

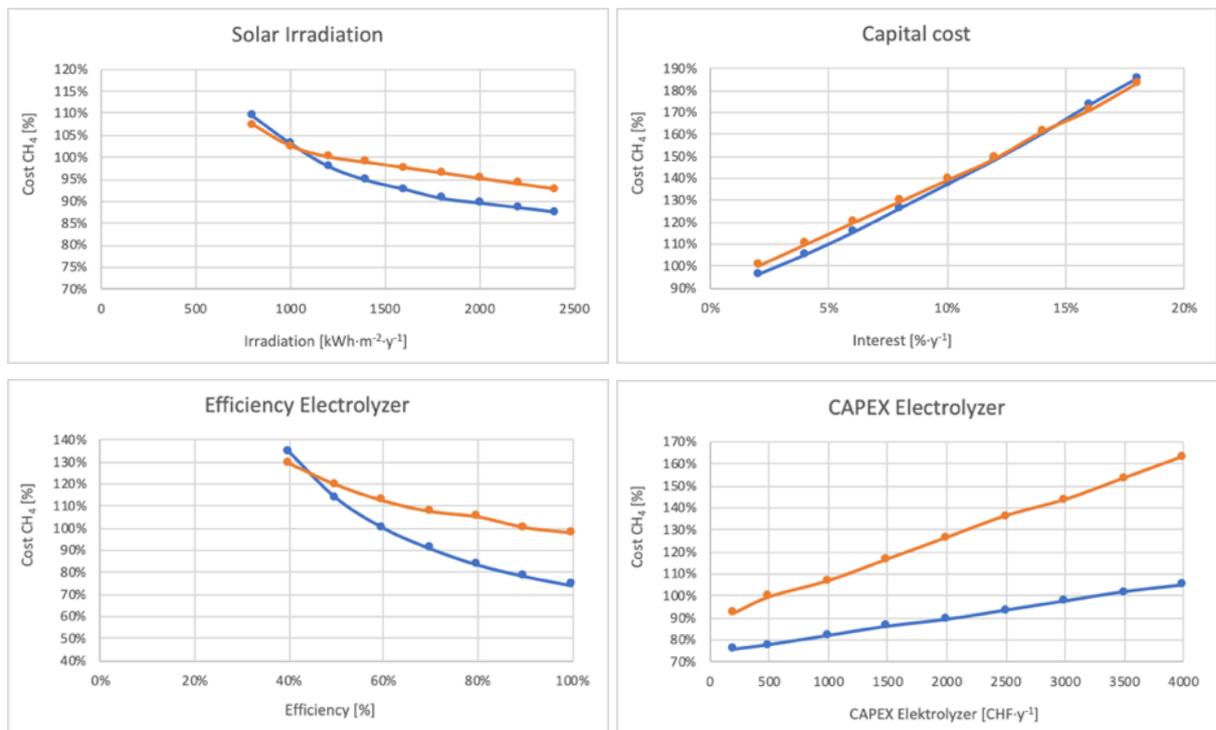


Figure 23 Sensibilité du coût actualisé de l'énergie (LCoE) du méthane synthétique par rapport au cas étudié. Les coûts de référence sont de 0,96 CHF/kWh et 0,41 CHF/kWh pour le coût actuel du méthane et le coût futur du méthane.

Le coût de la méthanisation du CO<sub>2</sub> provenant des cimenteries a été étudié par Baier et al. Pour un traitement annuel de 2,5-10<sup>9</sup> kg de CO<sub>2</sub> provenant de l'industrie du ciment, les coûts résultants par tonne de CO<sub>2</sub> sont d'environ 1'500 CHF. 1,26-10<sup>9</sup> m<sup>3</sup> de méthane renouvelable sont produits lors du traitement du dioxyde de carbone. Il en résulte des coûts de méthane de 3 CHF/m<sup>3</sup> et de **0,30 CHF/kWh**, respectivement.

Les coûts liés au transport et au stockage de l'hydrogène ainsi que les coûts d'injection du méthane dans le réseau de gaz naturel n'ont pas été pris en compte dans ce calcul. Le prix de l'énergie publié pour le gaz naturel en 2016 était de 0,084 CHF/kWh. Sans tenir compte du facteur de conversion et en prenant le PCS du méthane de 9,97 kWh/m<sup>3</sup>, les coûts sont calculés à 0,84 CHF/m<sup>3</sup>.



La consommation de  $1,26 \cdot 10^9$  m<sup>3</sup> de méthane provenant du réseau de gaz naturel coûte donc 1,059 à 109 CHF par an. Le méthane produit synthétiquement à partir du processus Power-To-Gas coûte donc 3,6 fois plus cher que le méthane fossile.

Ces coûts varient en fonction des hypothèses économiques, notamment en ce qui concerne les prix de l'électricité ou le nombre d'heures de fonctionnement du système photovoltaïque par an pour la production de H<sub>2</sub>.

Toutefois, le coût global de 0,30 CHF/kWh pour le méthane synthétique à partir de CO<sub>2</sub> issu de ciment dans les conditions spécifiques de la Suisse se situe toujours dans la fourchette de **0,07 à 0,42 CHF/kWh** signalée ailleurs (Brunner et Thomas, 2014 ; E et E Consultant, 2014 ; Graf et al., 2014 ; Ausfelder et al., 2015 ; Hannula, 2015 ; Vandewalle et al., 2015). Ces valeurs dépendent fortement de l'échelle de l'usine et de la maturité de la technologie.

## 5.4 Marché du biogaz

En 2022, la Suisse a produit environ 1 714 TJ (476 GWh) de biogaz, dont une grande partie a été valorisée localement sous forme de chaleur ou d'électricité. Environ 1 692 TJ (470 GWh) ont été purifiés en biométhane et injectés dans le réseau de gaz naturel, ce qui représentait environ 1,4 % de la consommation nationale de gaz. En parallèle, le biogaz importé (notamment d'Allemagne, France ou Pays-Bas) a porté la part totale du gaz renouvelable dans le réseau suisse à 7,7 % (~2,6 TWh).

Sur cette base et en s'appuyant sur la Stratégie énergétique 2050 de la Confédération, l'EBA estime qu'en 2025 :

- La production de biogaz pourrait atteindre 1 900 à 2 100 TJ, grâce à l'optimisation des installations existantes et de nouveaux projets, notamment dans le traitement des déchets organiques, du lisier et des boues d'épuration.
- Environ 1 800 TJ pourraient être injectés dans le réseau sous forme de biométhane, soit près de 2 % de la consommation de gaz, si celle-ci reste stable.
- La part de gaz renouvelable (biométhane domestique + importations certifiées) pourrait atteindre 9 à 10 % du total du gaz consommé, selon les scénarios de l'OFEN.
- Le nombre d'installations injectant dans le réseau pourrait passer de 42 à plus de 50 d'ici fin 2025.
- Les pertes énergétiques liées aux processus de conversion (chaleur fatale, épuration, compression) devraient se maintenir entre 20 et 25 % de la production brute, soit ~400 à 500 TJ perdus.



## 5.5 Sources de CO<sub>2</sub> concentrées

Les sources concentrées de CO<sub>2</sub> en Suisse ont été analysées par Boris Meier et al.<sup>8</sup>.

Type	Number	Emission of carbon [10 <sup>9</sup> kg a <sup>-1</sup> ]	Volume fraction of CO <sub>2</sub> [%]
cement-manufacturing plants	6	0.84	14–35 <sup>[17]</sup>
waste-incineration plants	29	1.16	~10 <sup>[16]</sup>
biogas plants	~145	0.02	25–55 <sup>[18]</sup>
sewage-treatment plants	~900	0.02	~33 <sup>[19]</sup>

Figure 24 "Principaux types de sources concentrées de CO<sub>2</sub>, en Suisse et son émission de flux de masse de carbone" de l'enquête de Boris Meier et al.

Près de 2 Mt-a-1 de CO<sub>2</sub> provenant de sources concentrées sont disponibles en Suisse, ce qui correspond à 0,7 Mt de méthane synthétique (11,2 TWh), soit env. un tiers de la consommation suisse de gaz naturel (env. 35 TWh).

## 5.6 Marché du gaz naturel

Coût moyen du gaz naturel en Suisse selon le type d'utilisation (en cts par kWh)<sup>9</sup>

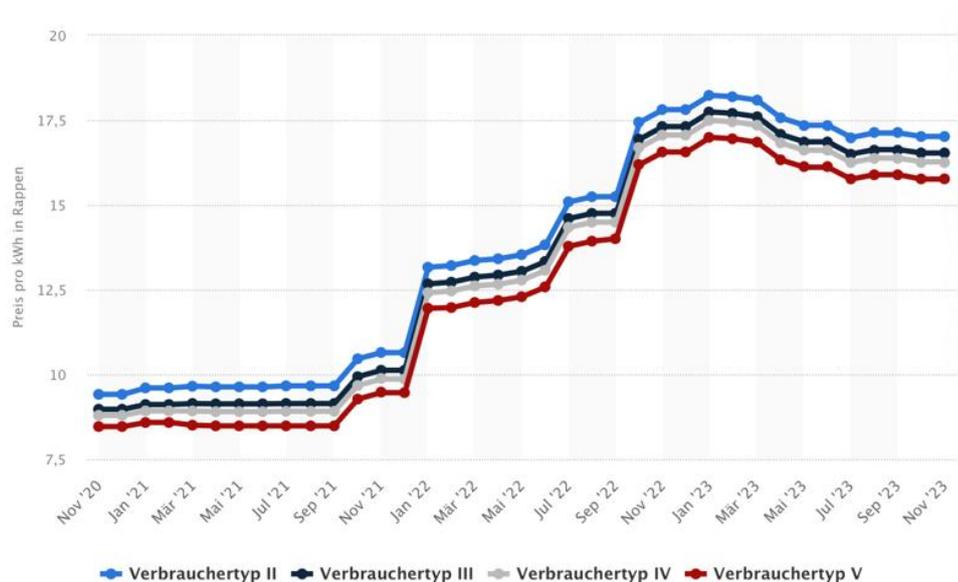


Figure 25 Prix moyen du gaz naturel en Suisse, en cts./k

<sup>8</sup> Boris Meier, Fabian Ruoss, and Markus Friedl, "Investigation of Carbon Flows in Switzerland with the Special Consideration of Carbon Dioxide as a Feedstock for Sustainable Energy Carriers", Energy Technol. 5 (2017), pp. 864 – 876

<sup>9</sup> <https://de.statista.com/statistik/daten/studie/1023989/umfrage/preis-fuer-gas-in-der-sch>



## 6 Conclusions et perspectives

Comme indiqué précédemment, les premiers tests de production ont débuté en octobre 2023, suite à l'installation complète du réacteur de méthanation sur le site du projet GreenGas à Aigle. Depuis cette date, plusieurs essais de mise en service ont été menés, révélant à la fois des performances prometteuses et un certain nombre de problèmes techniques.

Certains composants ont nécessité des ajustements, notamment au niveau du système de contrôle, de la calibration des capteurs et de la gestion thermique. Toutefois, un problème majeur a été identifié : **une erreur de fabrication mécanique du réacteur a conduit à une fuite interne**, empêchant les gaz réactifs d'interagir pleinement avec le lit catalytique. Cette défaillance a directement limité l'atteinte du taux de conversion attendu malgré la stabilité chimique démontrée du catalyseur utilisé.

Face à cette situation, Gaznat a décidé de soutenir la **reconception et la fabrication d'un nouveau réacteur**, en collaboration avec GRZ. Le nouveau réacteur conserve les dimensions de l'unité initiale, mais bénéficie d'une conception optimisée et **d'une capacité de production doublée**, passant de **500 kW à 1 MW** de puissance de traitement. Ce réacteur est basé sur les résultats positifs observés lors des tests initiaux, notamment en ce qui concerne :

- **Un catalyseur à haute activité volumique**, présentant une stabilité au-delà de 400 °C, dont les simulations prédisent une conversion du CO<sub>2</sub> en CH<sub>4</sub> pouvant atteindre 99,5 % dans des conditions optimales.
- **Un concept de contrôle thermique avancé**, intégrant des condenseurs dans les zones à haute température pour redistribuer l'énergie thermique de manière efficiente au sein du réacteur, ce qui permet un fonctionnement plus stable et une meilleure efficacité énergétique ;
- **Un temps de démarrage réduit à moins de 120 minutes**, grâce à la préchauffe du mélange gazeux, avec une ambition d'atteindre **moins de 90 minutes** dans la future version optimisée.

Le **nouveau réacteur a été entièrement conçu et est prêt pour fabrication** à l'été 2025, avec un **démarrage des essais prévu pour septembre 2025**. Ces essais seront essentiels pour valider les améliorations structurelles et les performances à pleine charge.

Concernant la suite du projet, Gaznat et GRZ ont convenu de **lancer une première série industrielle de 5 unités de réacteurs 1 MW** après validation du prototype. L'objectif est de standardiser le système pour en faire un **produit modulaire, personnalisable et prêt pour une intégration industrielle** dans différents contextes de production de gaz renouvelable.

Les trois principaux indicateurs de performance suivants seront mesurés :

- Capacité de production en kg CH<sub>4</sub>/h. La valeur cible est de 16,2 kgCH<sub>4</sub>/h. Cette capacité est mesurée à l'aide de débitmètres massiques et en analysant la composition des flux gazeux de sortie.
- Qualité du gaz à la sortie du réacteur. Les valeurs cibles sont conformes à la réglementation relative à la qualité du gaz G18. En particulier, la concentration maximale de CO<sub>2</sub> et de H<sub>2</sub> dans le flux de sortie est de 6 %, respectivement de 2 %. Ces valeurs sont mesurées en analysant la composition des flux gazeux de sortie.
- Temps de démarrage jusqu'au fonctionnement en régime permanent. La valeur cible n'a pas encore été définie, car elle dépendra de la conception thermique finale du réacteur. Néanmoins, un temps de démarrage inférieur à 15 minutes est attendu. Ce temps est mesuré en analysant l'évolution de la composition du flux de gaz de sortie au fil du temps.

D'autres paramètres seront contrôlés afin de mieux comprendre le système et d'optimiser son fonctionnement :



- Distribution de la température : la distribution de la température fournit des informations utiles pour la validation des modèles numériques développés.
- Pression : la pression dans le réacteur fournit des informations utiles pour la validation des modèles numériques développés.

Il est également à mentionner que l'exploitation du réacteur est appelée à continuer après la fin du projet OFEN, car ces installations font partie intégrante du site d'exploitation de Gaznat et de sa stratégie de production de gaz de synthèse.

En ce qui concerne la commercialisation du système, des discussions étroites ont été conduites entre Gaznat et GRZ. Les difficultés principales à surmonter sont les suivantes :

1. Signature de contrat de vente pour une petite série (environ 5 unités)
2. Mise en place des capacités industrielles nécessaires pour la production des systèmes
3. Mise en place d'un réseau de vente et distribution.

Concernant le premier point, Gaznat a d'ores et déjà contacté certains clients potentiels (au nombre d'une dizaine, dont 3 avec le développement d'un avant-projet en cours). Des discussions sont actuellement en cours afin d'obtenir des commandes fermes dans les prochains mois.

D'autre part, le produit a été présenté à plusieurs acteurs européens actifs dans le domaine de l'énergie et de l'innovation, qui ont relevés que les performances atteintes avec ce réacteur sont bien supérieures en comparaison avec d'autres produits similaires et en exploitation chez ces derniers.

En parallèle, sur la base d'une documentation de vente, GRZ a conduit un sondage auprès de différents partenaires et clients potentiels afin de vérifier l'intérêt du marché pour le produit en question. Le but principal était de vérifier que les spécifications proposées correspondent aux demandes du marché.

Même si le sondage a été effectué auprès d'un cercle limité, les retours ont été très positifs (voir document joint à l'annexe 3) et confirment, en sus des démarches entreprises par Gaznat, de l'intérêt pour le produit.

D'autre part, les coûts estimés (CAPEX et OPEX), y compris le prix de production du gaz de synthèse, pour un projet à l'étranger en cours de discussion, sont joints en annexe 4.

Le deuxième point est étroitement lié au développement de GRZ. En 2022, GRZ a mis sur le marché un système de stockage d'hydrogène couplé à une pile à combustible (DASH Power). Ce système, intégré dans un container de 20', est très similaire au réacteur UPSOM quant à la technologie de fabrication et d'assemblage, au contrôle de qualité et aux disciplines techniques nécessaires pour son industrialisation.

En 2023, GRZ a déménagé dans une nouvelle usine, triplant sa capacité de production. Actuellement, GRZ est capable de produire des petites séries de produits complexes et de taille industrielle, tels que les réacteurs à méthanation et les systèmes de stockage d'hydrogène DASH. La construction d'une nouvelle usine est également prévue, avec le soutien des autorités locales, ce qui permettrait encore une fois d'augmenter la capacité de production.

Finalement, GRZ a mis en place un réseau de partenaires de vente et d'intégration officiel (<https://grz-technologies.com/partners-and-investors/#international>), ce qui devrait permettre d'atteindre les marchés les plus importants de façon efficace.



## 7 Coopération nationale et internationale

Dans le cadre de différentes rencontres avec des acteurs internationaux, le projet a fait l'objet de présentations. Il est à relever qu'un opérateur de transport gaz, qui développe un projet similaire, est très intéressé pour une collaboration future, par exemple pour tester ce nouveau réacteur dans un centre d'innovation.

## 8 Communication

Différentes communications ont été effectuées sur l'état d'avancement du projet, notamment sur le site internet de Gaznat et sur LinkedIn.

En outre, le projet a été présenté dans le cadre de plusieurs conférences, notamment : Forum des gaziers romands, InnoClimat. Pour finir, lors de visites de différents acteurs sur le site de Gaznat à Aigle : Conseils d'administration, clients potentiels, etc.

Globalement, il en ressort que les attentes quant aux résultats de ce projet sont très élevées, du fait des caractéristiques et des performances planifiées.

Finalement, l'inauguration du projet GreenGas a eu lieu le 30 août 2023, en présence des autorités locales, cantonales et fédérales, de même que des acteurs internationaux dans les domaines de la production et le transport du gaz. Le projet GreenGas et son Innovation Lab suscite un très grand intérêt, même plus de ce qui était attendu. En effet, à ce jour, plus d'une vingtaine de visites sont planifiées pour des acteurs du domaine, au niveau national mais aussi international.

## 9 Publications

Europe – Demande de brevet no 23154069.1 (priorité fondée) déposée le 30 janvier 2023 : "SUPPORTED RU CATALYSTS HIGHLY EFFICIENT FOR CARBON DIOXIDE METHANATION, METHODS OF PREPARATION AND USES THEREOF"

Andreas ZÜTTEL, Christoph NÜTZENADEL, Louis SCHLAPBACH, Paul W. GILGEN « Power plant units for CO<sub>2</sub> Neutral Energy Security in Switzerland », *Frontiers in Energy Research: Process and Energy Systems Engineering*, 12:1336016 (2024), <https://doi.org/10.3389/fenrg.2024.1336016>.

## 10 Bibliographie

Néant.

## 11 Annexes

Annexe 1 : Schéma de principe illustrant le fonctionnement du réacteur, PFB-1026

Annexe 2 : Dessin technique du réacteur, y inclus légende des composants

Annexe 3 : Sondage effectué par GRZ, auprès de ses partenaires et clients potentiels



Annexe 4 : Budget CAPEX et OPEX, projet potentiel à l'étranger

## **12 Contrôle interne du projet (confidentiel)**

Le contenu de ce chapitre sera ensuite supprimé de la version publique du rapport.

## **13 Plan de gestion des données et stratégie open access/data/model interne (confidentiel)**

Le contenu de ce chapitre sera ensuite supprimé de la version publique du rapport