



MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière: **INDUSTRIES PÉTROCHIMIQUES**

Option: **GÉNIE PÉTROCHIMIQUE**

THÈME

**Production de l'ammoniac à faible empreinte carbone en Algérie :
Etude pétrochimique de l'intégration de l'hydrogène vert
Au complexe SORFERT**

Présenté par:

- 1- ROUANE ESSADDIQ
- 2- KAOUANE AHMED

Soutenu le : 15/06/ 2026 devant le jury composé de :

Présidente:	MEZOUAGH AMINA	Grade MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice:	MOHAMED SEGHIR ZAHIRA	Grade MCB	Université de Mostaganem
Rapporteuse:	DRIOUCH AOUATEF	Grade PR	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2025/2026

Dédicace :

C'est avec une profonde gratitude et une immense fierté que nous dédions ce modeste travail :

À nos chers parents : Étoiles de nos vies, pour leur amour inconditionnel, leurs prières quotidiennes, leurs sacrifices infinis et leur soutien indéfectible. Aucune dédicace ne saurait exprimer notre profonde reconnaissance. Que ce travail soit le fruit de votre dévouement et une source de fierté pour vous.

À nos familles, petites et grandes : Pour leur présence bienveillante, leurs encouragements constants et leur précieux soutien tout au long de ce parcours universitaire

À mon cher binôme et partenaire de projet : En témoignage de sa persévérance, de sa précieuse complicité et des efforts colossaux déployés ensemble pour mener à bien ce travail, qui traite d'une spécialité d'avenir, novatrice et encore émergente en Algérie.

À la direction et au personnel du complexe SORFERT SPA : Pour leur accueil chaleureux, leur confiance, et pour nous avoir ouvert leurs portes et facilité l'accès aux données nécessaires à la concrétisation de cette étude industrielle.

À tout le corps enseignant et à l'administration de la Faculté des Sciences et de la Technologie MOSTAGANEM : Pour la rigueur de leur enseignement, la transmission du savoir avec dévouement, et pour leur encadrement précieux qui a tracé notre voie vers le professionnalisme.

À nos précieux collègues et ami(e)s : De travail comme d'études, pour les moments de partage, d'entraide, de camaraderie et de fraternité qui ont jalonné ces années mémorables.

Remerciements :

En premier lieu, nous rendons grâce à Dieu le Tout-Puissant pour nous avoir insufflé la force, la patience et la persévérance nécessaires à l'accomplissement de ce modeste travail.

Nous tenons à exprimer notre profonde gratitude à notre estimée directrice de thèse, le professeur Driouch Aouatef, pour sa patience infinie, sa rigueur scientifique et son accompagnement bienveillant. Sa vigilance constante, son souci du détail précieux et ses conseils avisés ont été le pilier fondamental de la réussite de ce projet industrialisé.

Nos sincères remerciements s'adressent également aux membres du jury, Madame mezouagh amina (MCA à l'université de mostaganem) et madame mohamed seghir zahira (MCB à l'université de mostaganem) qui ont accepté d'évaluer ce travail et de l'enrichir par leurs précieuses critiques.

Nous adressons un hommage tout particulier à la direction de l'université pour nous avoir accordé sa précieuse confiance en nous permettant de réintégrer le cursus universitaire après une longue absence. Un grand merci à l'ensemble des professeurs qui nous ont guidés, soutenus et supportés avec bienveillance durant ces deux années intenses, ainsi qu'à nos camarades qui ont été pour nous de véritables frères. Merci à tous ceux qui ont facilité notre réinsertion harmonieuse au sein de la communauté académique.

Enfin, nous exprimons notre reconnaissance la plus profonde à toutes les âmes bienveillantes qui, de près ou de loin, ont contribué à raviver en nous la flamme du savoir. Nous pensons particulièrement aux enseignants qui nous ont encouragés et sont restés à nos côtés dans les moments de doute, de stress et de découragement. Soyez assurés que votre impact a été immense et que votre soutien restera gravé en nous.

Tables des matières:

Liste des abréviations	vi
Liste des Tableaux.....	vii
Liste des Figures	viii
INTRODUCTION GENERALE :.....	1
Chapitre 1.....	3
1. Introduction.....	4
1.1. Contexte et motivation	4
1.2. Objectifs de l'étude :	5
1.3. Portée et limitations	5
1.4. Description de l'usine — SORFERT SPA	6
1.5. Aperçu du procédé Haber-Bosch.....	7
1.6. Préparation des gaz d'alimentation.....	7
1.6.1. Hélium.....	7
1.6.2. Mercure	7
1.6.3. Désulfuration	8
1.7. Reformeur primaire (Steam Methane Reforming)	8
1.8. Reformeur secondaire.....	9
1.9. Convertisseurs (HTS et LTS)	9
1.10. Décarbonatation du gaz :	10
1.11. Méthaniseur.....	10
1.12. Boucle de synthèse de l'ammoniac.....	11
Chapitre 2.....	12
2. Hydrogène vert : Production et Injection.....	13
2.1. C'est quoi l'hydrogène vert ?	13
2.2. Production de l'hydrogène vert — l'Electrolyse de l'eau	14
2.3. Purification de l'hydrogène	15
2.4. Compression et système d'injection	16
2.5. Pourquoi injecter avant le méthaniseur (U-206) - le principe de la fuite de CO ₂ . Erreur ! Signet non défini.	
2.6. Proposition pour remplace hydrogène synthèses par hydrogène vert dans Line d'hydrogénation U-201R001 :.....	Erreur ! Signet non défini.
Chapitre 3.....	18
3. Analyse des principaux reformeurs	19
3.1. Description du reformeur principal.....	19
3.2. Réactions de reformage et thermodynamique	20
3.2.1. Excès de vapeur pour améliorer la conversion :.....	21

3.2.2.	Optimisation de la réaction de "shift" (Water-Gas Shift) :	21
3.2.3.	Contrôle de la température :	21
3.2.4.	Efficacité des catalyseurs :	22
3.2.5.	Prévention de la formation de carbone :	22
3.3.	Transfert de chaleur dans les tubes du reformeur	22
3.4.	Effet de l'injection du H ₂ vert équivalant à la réduction de 10 % du Gas naturel. Erreur ! Signet non défini.	
3.5.	Réglage du brûleur	23
3.6.	Les risques de désactivation du catalyseur	23
3.7.	Durée de vie et fluage du tube	24
3.8.	Recommandations pour le fonctionnement du réformateur primaire	24
3.9.	Description du réformateur secondaire	25
3.10.	Réactions dans le réformateur secondaire	27
3.11.	Le rôle crucial de l'injection d'air	27
3.12.	Description de la synthèse ammoniac Erreur ! Signet non défini.	
3.12.1.	Reacteur 1- premier passage : Erreur ! Signet non défini.	
3.12.2.	Reacteur 2- deuxième passage : Erreur ! Signet non défini.	
3.13.	Effet d'injection de l'hydrogène vert sur la synthèse	28
3.13.1.	Déséquilibre du rapport volumétrique (Rapport H ₂ /N ₂)	28
3.13.2.	Accumulation d'inertes et taux de purge (Inert Accumulation & Purge Rate)	28
3.13.3.	Performance du compresseur de gaz de synthèse	28
3.13.4.	Profil thermique et contrôle du réacteur	29
3.13.5.	Section de condensation et de réfrigération d'ammoniac	29
Chapitre 4		30
4.	Le plan de réduction de 10 % de la consommation de gaz naturel	31
4.1.	Justification de la réduction de 10%	31
4.2.	Préparation technique de l'injection	31
4.2.1.	Procédure MOC et Conformité Sécurité	31
4.2.2.	Infrastructures et Système à Hydrogène Vert	32
4.2.3.	Instrumentation et Surveillance en Ligne	32
4.3.	Plan de réduction progressive	32
4.4.	Calcul du taux d'injection d'hydrogène vert	33
4.4.1.	Interprétation du bilan de matières	34
4.5.	Quantification de la réduction du CO ₂	36
4.5.1.	Emissions de CO ₂ évitées par reformage : Erreur ! Signet non défini.	
4.5.2.	Emissions de CO ₂ évitées par la combustion : Erreur ! Signet non défini.	
4.5.3.	Réductions total des émission de CO ₂ du complexe : Erreur ! Signet non défini.	
4.6.	Discussion technique a travers le bilan énergétique	36
4.6.1.	Bilans énergétiques	37
4.6.2.	Interprétation Technique et Dynamique du Graphique :	37

4.7. Évaluation de la Rentabilité Financière Réelle (Tarification Sonelgaz).....	38
4.7.1. Éco-gains et Valorisations Annuelles (Flux Positifs).....	38
4.7.2. Coûts Opérationnels Électriques (Flux Négatif)	39
4.7.3. Flux Net Opérationnel Réel (Verdict).....	Erreur ! Signet non défini.
4.8. Conclusion du Chapitre	39
Conclusion générale	40
Recommandation Stratégique et Perspectives (Viabilité à Long Terme)	40
Références et bibliographiques :.....	42

Liste des abbreviations

Abbreviation	Terme
AEL	(Alkaline Electrolysis): Electrolyse alcaline
CCS	(Carbon Capture and Storage) : captage et stockage de carbone
CBAM	(Carbon Border Adjustment Mechanism) : Mécanisme d'Ajustement Carbone aux Frontières
CH ₄	Methane
CO	Monoxide de Carbone
CO ₂	Dioxide de Carbone
ESD	(Emergency Shutdown): arrêt d'urgence
ESV	(Emergency Shutoff Valve): vanne d'arrêt d'urgence
H ₂	Hydrogène
H ₂ O	(Water / Steam): Eau / vapeur
HAZOP	(Hazard and Operability Study): etude de danger et d'operabilité
HDS	Hydrodesulphurization
HTS	(High Temperature Converter): convertisseur a haute temperature
IPE	Energy performance indicator : indicateur de performance énergétique
LTS	(Low Temperature Converter): convertisseur à basse temperature
MDEA	Methyldiethanolamine
MOC	Management of change : gestion du changement
N ₂	(Nitrogen): azotes
NG	Natural Gas
NH ₃	Ammonia
O ₂	Oxygen
OPEX	Operational Expenditures: dépenses d'exploitation
PEM	(Proton Exchange Membrane Electrolysis):electrolyse a membrane échangeuse de protons
PSA	(Pressure Swing Adsorption): adsorption modulée en pression
S/C	(Steam-to-Carbon Ratio): rapport vapeur / carbone
SIS	(Safety Instrumented System): systeme instrumenté de securité
SMR	(Steam Methane Reforming): reformage du methane a vapeur
SOEC	(Solid Oxide Electrolysis Cell) : cellule d'électrolyse a oxyde solide
SPA	(Joint Stock Company) : Société Par Actions
TMT	(Tube Metal Temperature) : température du métal de tube

WGS

(Water Gas Shift Reaction): reaction de conversion eau-gaz

Liste des Tableaux

Tableau 1: données de fonctionnement du cas de base — SORFERT SPA (Uhde Design UAN 11-3100).....	6
Tableau 2:classification par couleur de l'hydrogène — Gris, bleu et vert.....	13
Tableau 3:Comparaison des technologies d'électrolyseur	14
Tableau 4:la composition du GN algérien.....	Erreur ! Signet non défini.
Tableau 5:Comparaison des points d'injection des H2 vert possible.....	16
Tableau 6:Paramètres de fonctionnement de base du reformeur primaire — SORFERT SPA	20
Tableau 7: Comparaison du bilan massique et de l'impact — Scénario de base vs. Scénarios de réduction de la consommation de gaz naturel	Erreur ! Signet non défini.
Tableau 8:Résumé des recommandations des principaux réformateurs	24
Tableau 9:Paramètres de fonctionnement du reformeur secondaire	26
Tableau 10:Conditions de fonctionnement du réacteur de synthèse.....	Erreur ! Signet non défini.
Tableau 11:Plan de réduction progressive du gaz naturel en dix étapes	33
Tableau 12:effet d'injection sur le bilan de matières global	Erreur ! Signet non défini.
Tableau 13:Analyse comparative du profil de consommation énergétique (GJ/h)	37

Liste des Figures

Figure 1:Diagramme simplifié des blocs du processus de production d'ammoniac	11
Figure 2:Production d'hydrogène vert par électrolyse de l'eau	13
Figure 3:schéma bloc de la chaine de production d'hydrogène vert	15
Figure 4:schema simplifié du point d'integration d'hydrogène vert	17
Figure 5:Schéma du reformeur primaire — Configuration du four à combustion.....	19
Figure 6:Schéma de principe d'un tube réformeur et du profil de température de sa paroi....	19
Figure 7:Profil de température le long de la longueur du tube du reformeur.....	22
Figure 8:Reformeur secondaire — Combustion adiabatique et lit catalytique	26
Figure 9:Impact comparatif de l'intégration de l'H ₂ vert sur les flux de gaz et de vapeur du complexe SORFERT.....	34
Figure 10:évolutions des émissions horaires de CO ₂ avant et après l'intégration d'hydrogène vert au niveau du SORFERT	Erreur ! Signet non défini.

INTRODUCTION GENERALE :

Face aux défis actuels liés au changement climatique et à l'urgence de limiter la pollution et de réduire les émissions de carbone, la transition vers des systèmes énergétiques durables s'impose aujourd'hui comme une nécessité incontournable. Le secteur de l'énergie en général, et plus particulièrement les industries pétrochimiques, notamment la production d'ammoniac et d'urée, figurent parmi les domaines les plus concernés par cette problématique, en raison de leur impact environnemental et de leurs importantes émissions de dioxyde de carbone. En effet, la production d'ammoniac repose sur le reformage à la vapeur du gaz naturel, un procédé énergivore générant des émissions élevées de CO₂ [1].

Dans ce contexte, le recours à l'hydrogène vert, produit par électrolyse de l'eau à partir de sources d'énergie renouvelables, apparaît comme une alternative prometteuse pour la décarbonation des procédés de production d'ammoniac. L'utilisation de cet hydrogène permet non seulement de réduire l'empreinte carbone, mais également de générer une valeur économique durable, notamment dans le secteur des engrais, tout en anticipant les mécanismes futurs de taxation carbone. Cette orientation s'inscrit également dans le cadre des engagements internationaux issus de l'accord de Paris, visant à limiter le réchauffement climatique et à atteindre la neutralité carbone à long terme [2][3].

L'Algérie fait partie des pays disposant d'un potentiel considérable en énergies renouvelables, notamment solaire et éolienne, ce qui lui confère des atouts majeurs pour devenir un acteur important sur le marché international de l'hydrogène vert. Selon les stratégies énergétiques en cours de développement, le pays ambitionne de produire et d'exporter entre 30 et 40 TWh d'hydrogène vert et de ses dérivés à l'horizon 2040, ce qui pourrait représenter près de 10 % des futures besoins de l'Europe, positionnant ainsi l'Algérie comme un hub énergétique stratégique reliant l'Afrique du Nord au continent européen [4][5].

Dans cette dynamique, l'Algérie a développé plusieurs partenariats internationaux, notamment avec l'Allemagne, en vue de la mise en place de projets pilotes de production d'hydrogène vert et du développement d'infrastructures de transport, à l'image du corridor SouthH2, Corridor destiné à l'exportation vers l'Europe. Par ailleurs, plusieurs accords ont été signés avec des partenaires européens afin d'évaluer la faisabilité technique et économique de

projets de production d'hydrogène vert et d'ammoniac à faible empreinte carbone, en particulier dans l'ouest de l'Algérie [6].

Le complexe SORFERT Algérie constitue l'une des principales installations pétrochimiques en Afrique du Nord, spécialisée dans la production d'ammoniac et d'urée. Ce complexe représente un cas d'étude pertinent pour analyser l'intégration progressive de l'hydrogène vert dans des unités industrielles existantes. En effet, la production conventionnelle d'ammoniac génère environ 1,6 à 2 tonnes de CO₂ par tonne d'ammoniac produite, ce qui souligne l'importance des efforts de décarbonation dans ce secteur [1][5].

Dans ce cadre, le présent travail s'inscrit dans une démarche scientifique et industrielle visant à étudier la faisabilité de l'intégration de l'hydrogène vert dans le procédé de production d'ammoniac au sein du complexe SORFERT. L'étude portera notamment sur un scénario d'intégration partielle de l'ordre de 10 % débit de gaz, en analysant ses impacts sur les bilans matière et énergie, les coûts de production, ainsi que sur la réduction des émissions de CO₂ [9].

L'initiation d'un tel scénario ne constitue pas uniquement une approche technique, mais représente également un engagement concret dans la mise en œuvre des objectifs de transition énergétique en Algérie. Elle permettrait d'assurer la compétitivité des produits algériens sur les marchés internationaux, dans un contexte marqué par l'émergence de réglementations environnementales de plus en plus strictes, notamment en matière de taxation carbone, en cohérence avec les horizons 2030–2050.

Chapitre 1

1. Introduction

1.1. Contexte et motivation

L'ammoniac (NH_3) est l'un des produits chimiques les plus stratégiques du monde moderne. Produit à une échelle dépassant 185 millions de tonnes par an, il constitue la pierre angulaire de la sécurité alimentaire mondiale par son utilisation dans les engrais azotés, qui contribuent à nourrir plus de la moitié de la population mondiale. Au-delà de l'agriculture, l'ammoniac est une matière première essentielle pour les explosifs, les fluides frigorigènes, les produits pharmaceutiques et de plus en plus un vecteur énergétique proposé dans l'économie de l'hydrogène.

La voie industrielle dominante pour la synthèse de l'ammoniac est le procédé Haber-Bosch, développé au début du vingtième siècle et continuellement perfectionné depuis. Ce procédé repose sur de l'hydrogène produit principalement par reformage du méthane à la vapeur (SMR) du gaz naturel ; un procédé thermochimique qui, bien que très efficace, génère d'importantes quantités de dioxyde de carbone (CO_2). Les estimations actuelles situent les émissions de CO_2 de la production conventionnelle d'ammoniac à environ 1,6 à 2,0 tonnes par tonne de NH_3 produite, ce qui rend l'industrie de l'ammoniac responsable d'environ 1,8 % des émissions mondiales de CO_2 .

Dans le contexte d'engagements climatiques croissants, les opérateurs industriels tels que SORFERT SPA sont soumis à une pression croissante pour réduire leur empreinte carbone. SORFERT, située dans le complexe industriel portuaire d'Arzew, dans l'ouest de l'Algérie, exploite l'une des plus grandes installations de production d'ammoniac et d'urée d'Afrique, sur la base de la technologie d'UHDE. Décarboner une telle installation présente à la fois un défi majeur et une opportunité significative.

Une transition complète vers un ammoniac entièrement vert ; où l'hydrogène provient intégralement d'une électrolyse alimentée par des énergies renouvelables ; nécessite d'énormes investissements en capital dans les électrolyseurs, les infrastructures d'énergie renouvelable et les modifications de l'usine, ce qui peut prendre des années à mettre en œuvre. Une approche à court terme bien plus pragmatique est la substitution partielle : injecter de l'hydrogène vert dans le gaz de synthèse existant pour compléter ou remplacer partiellement l'hydrogène issu du gaz naturel. Cette stratégie nécessite des modifications minimales de l'usine existante, peut être mise en œuvre de manière progressive et offre des avantages immédiats en matière de

réduction du CO_2 pendant que l'industrie effectue sa transition vers une décarbonation complète.

Ce rapport examine précisément cette approche, avec un accent particulier sur l'injection d'hydrogène vert en amont du méthaniseur ; un point d'injection techniquement justifié ; et analyse les impacts process qui en résultent sur le reformeur primaire, le reformeur secondaire, ainsi que sur les deux réacteurs de synthèse de l'ammoniac. Parallèlement, un plan structuré de réduction de 10 % de l'alimentation en gaz naturel du reformeur primaire est proposé et analysé en détail.

1.2. Objectifs de l'étude :

Les objectifs de ce rapport de stage industriel sont les suivants :

1. Décrire et analyser le processus complet de production d'ammoniac conventionnel tel qu'il est exploité chez SORFERT SPA.
2. Expliquer la production d'hydrogène vert par électrolyse de l'eau et définir le point d'injection optimal au sein de l'usine.
3. Quantifier et analyser l'impact de l'injection d'hydrogène vert sur le reformeur primaire, le reformeur secondaire et les réacteurs de synthèse de l'ammoniac.
4. Proposer un plan graduel sûr en dix étapes pour réduire la consommation de gaz naturel de 10 % tout en maintenant la production d'ammoniac.

1.3. Portée et limitations

Cette étude couvre l'analyse génie des procédés de l'intégration de l'hydrogène vert et de la réduction du gaz naturel au sein du reformeur primaire, du reformeur secondaire et des deux réacteurs de synthèse chez SORFERT SPA. Elle comprend des calculs de bilan massique, une analyse thermodynamique, des comparaisons de scénarios opérationnels.

Les sujets suivants ne font pas partie du périmètre de ce rapport : l'analyse détaillée de faisabilité économique au-delà des économies de coût indicatives ; le dimensionnement des électrolyseurs et la conception détaillée ; la simulation dynamique complète des régimes

transitoires de l'usine ; et l'analyse de la section de production d'urée en aval de la synthèse de l'ammoniac.

Tous les résultats numériques présentés sont basés sur des hypothèses d'équilibre et des données réelles de l'usine. Les effets cinétiques, les vitesses de désactivation des catalyseurs dans le temps et l'analyse des contraintes mécaniques sont discutés qualitativement plutôt que quantitativement en raison des limitations de disponibilité des données durant la période de stage.

1.4. Description de l'usine — SORFERT SPA

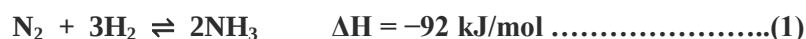
SORFERT (Société de Fertilisants) SPA est une société par actions située dans la zone portuaire industrielle d'Arzew, dans la wilaya d'Oran, en Algérie. L'usine a été conçue par Uhde GmbH (aujourd'hui thyssenkrupp Uhde) et produit de l'ammoniac et de l'urée pour usage domestique et pour l'exportation [10]. Les principales données de l'usine utilisées tout au long de ce rapport sont résumées dans le tableau ci-dessous.

Tableau 1:: données de fonctionnement du cas de base — SORFERT SPA (Uhde Design UAN 11-3100)

Paramètre	Valeur	Unité
Nombre de Tubes du Reformeur catalytique	288	—
Nombre de brûleurs	147	—
Débit d'alimentation en gaz naturel	57,600	Nm ³ /h
Teneur en CH ₄ du gaz naturel	83,3	%
Débit molaire de CH ₄	2029	kmol/h
Rapport vapeur/carbone (S/C)	3	—
Débit de vapeur	150	T/h
Température d'entrée du reformeur primaire	543	°C
Température de sortie du reformeur primaire	800	°C
Pression de service	43	Bar
Debit de gaz combustible	25,500	Nm ³ /h
Diamètre intérieur des tubes (ID)	131	Mm
Diamètre extérieur des tubes (OD)	166	Mm
Épaisseur de la paroi des tubes	15	Mm
Longueur chauffée des tubes	12,192	Mm

1.5. Aperçu du procédé Haber-Bosch

Le procédé Haber-Bosch, développé pour la première fois par Fritz Haber et industrialisé par Carl Bosch au début du vingtième siècle, reste la méthode dominante à l'échelle mondiale pour la synthèse de l'ammoniac. À la base, le procédé combine l'azote de l'atmosphère avec de l'hydrogène ; traditionnellement dérivé du gaz naturel ; sur un catalyseur à base de fer à température et pression élevées pour produire de l'ammoniac :



Malgré plus d'un siècle d'exploitation, le procédé Haber-Bosch continue d'être perfectionné. Les usines modernes atteignent des rendements énergétiques proches du minimum théorique, bien que la dépendance à l'hydrogène d'origine fossile reste leur principale limitation environnementale [11]. La chaîne complète de production d'ammoniac, du gaz naturel à l'ammoniac produit, comprend de multiples opérations unitaires séquentielles, chacune remplissant une fonction spécifique dans la préparation, la purification et la réaction du gaz de synthèse.

1.6. Préparation des gaz d'alimentation

1.6.1. Hélium

Hélium Afin d'empêcher l'accumulation d'hélium dans les boucles de synthèse d'ammoniac, une unité d'extraction d'hélium à membranes SEPAREX™ est installée en amont du traitement du gaz naturel. Le système comprend un train de prétraitement et un système de membrane à un seul étage. La séparation est réalisée grâce à une membrane en acétate de cellulose permettant aux composés hautement perméables, notamment l'hélium, de diffuser plus rapidement sous l'effet d'une pression différentielle. Le procédé produit un flux perméat riche en hélium utilisé comme gaz combustible, ainsi qu'un flux résiduel à faible teneur en hélium envoyé vers l'unité d'extraction du mercure.

1.6.2. Mercure

Afin d'éviter les effets corrosifs du mercure sur les matériaux de l'unité d'ammoniac, le gaz naturel subit une étape d'extraction du mercure après l'extraction de l'hélium. Le résidu provenant de l'unité d'extraction d'hélium est envoyé vers un réacteur à lit fixe 000R001, où le mercure est éliminé par adsorption jusqu'à une concentration résiduelle maximale de 0,01

microgramme/Nm³. Le réacteur utilise un catalyseur PURASPEC 1163 composé principalement de composés de cuivre, de zinc et d'oxyde d'aluminium. Ce catalyseur, sous forme de granulés sphériques, atteint sa saturation après environ cinq ans d'utilisation et doit ensuite être remplacé.

1.6.3. Désulfuration

Le gaz naturel tel qu'il est reçu du pipeline contient des quantités minimales de composés soufrés, notamment du sulfure d'hydrogène (H₂S), du sulfure de carbone (COS) et des mercaptans. Ces composés, même à des concentrations aussi faibles que 0,1 partie par million en volume, sont des poisons sévères pour le catalyseur de reformage à base de nickel et pour le catalyseur de synthèse à base de fer. La section de désulfuration constitue donc la première étape essentielle de la préparation du gaz d'alimentation.

Le processus se déroule en deux étapes. Premièrement, le gaz d'alimentation traverse un réacteur d'hydrodésulfuration (HDS) sur un catalyseur au cobalt-molybdène, où les composés soufrés organiques sont hydrogénés en sulfure d'hydrogène :



Le H₂S résultant est ensuite absorbé sur des lits d'oxyde de zinc fonctionnant à environ 350–400°C, où il réagit de manière irréversible pour former du sulfure de zinc :



La spécification de soufre en sortie visée est inférieure à 0,1 ppm, ce qui assure un passage sûr vers le catalyseur du reformeur. Les lits de ZnO sont remplacés lors des arrêts d'usine lorsqu'ils approchent leur capacité de saturation en soufre.

1.7. Reformeur primaire (Steam Methane Reforming)

Le réformeur primaire constitue l'une des principales sections de l'unité de production d'ammoniac. Son rôle est d'assurer la transformation du gaz naturel en gaz de synthèse riche en hydrogène, indispensable à la synthèse de l'ammoniac.

Dans cette section, le gaz naturel préalablement désulfuré est mélangé à de la vapeur d'eau puis chauffé à haute température à l'intérieur de tubes contenant un catalyseur. Cette opération permet de produire un mélange gazeux composé principalement d'hydrogène, de monoxyde de carbone et de dioxyde de carbone.

Le réformeur primaire fonctionne à haute température afin de favoriser les réactions de reformage et d'assurer une conversion importante du méthane. La chaleur nécessaire au procédé est fournie par des brûleurs installés dans le four du réformeur.

Le gaz obtenu à la sortie du réformeur primaire est ensuite envoyé vers le réformeur secondaire afin de poursuivre les étapes de transformation et de préparation du gaz de synthèse destiné à la production de l'ammoniac.

1.8. Reformeur secondaire

Le reformeur secondaire reçoit le gaz de synthèse partiellement converti provenant du reformeur primaire et achève la conversion du méthane grâce à une combinaison de combustion partielle et de reformage catalytique. Un débit précisément contrôlé d'air de process est injecté dans la partie supérieure du récipient du reformeur secondaire, où il brûle avec une partie du gaz de process, élevant la température à environ 950–1000°C. Cette température élevée entraîne la conversion du méthane restant sur un lit de catalyseur au nickel supporté sur alumine jusqu'à des niveaux résiduels de CH₄ inférieurs à 0,6 %.

Le reformeur secondaire remplit une seconde fonction critique : l'azote présent dans l'air injecté devient une partie du gaz de synthèse. En contrôlant soigneusement le débit d'air, le rapport H₂:N₂ dans le gaz de synthèse est ajusté à l'exigence stœchiométrique de 3:1 pour la synthèse de l'ammoniac. Cela fait du reformeur secondaire un point de contrôle essentiel dans l'ensemble de l'exploitation de l'usine.

1.9. Convertisseurs (HTS et LTS)

Le gaz reformé sortant du reformeur secondaire contient des quantités significatives de monoxyde de carbone (CO), ce qui représente un potentiel d'hydrogène n'ayant pas réagi. Les convertisseurs de CO exploitent la réaction réversible de conversion eau-gaz (Water Gas Shift - WGS) pour convertir le CO en hydrogène supplémentaire et en dioxyde de carbone :



Deux convertisseurs fonctionnent en série. Le convertisseur de shift à haute température (HTS) opère à 350–450°C sur un catalyseur fer-chrome, réalisant une conversion massive rapide du CO. Le convertisseur à basse température (LTS) opère ensuite à 180–250°C sur un catalyseur cuivre-zinc, poussant l'équilibre davantage vers la complétion. L'effet combiné réduit la teneur en CO d'environ 12–15 % à moins de 0,3 % à la sortie du LTS, augmentant significativement le rendement global en hydrogène.

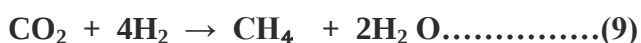
1.10. Décarbonatation du gaz :

Le gaz de sortie du convertisseur de shift contient de grandes quantités de CO₂ produites à la fois par la réaction WGS et directement dans le reformeur. Ce CO₂ doit être éliminé avant que le gaz n'entre dans la boucle de synthèse de l'ammoniac, car le CO₂ est un poison sévère pour le catalyseur de synthèse à base de fer et réagirait également avec l'hydrogène pour former du méthane dans le méthaniseur, gaspillant ainsi de l'hydrogène.

Le gaz de synthèse passe vers le haut à travers une colonne d'absorption où le CO₂ est absorbé sélectivement par le solvant ; généralement la MDEA : méthyldiéthanolamine). Le solvant riche en CO₂ est régénéré premièrement par méthode physique (détente de pression de 36 à 5 bars libérant des gaz se brule au niveau du four et ensuite de 5 à 1 bar libérant 20 % du CO₂, et deuxièmement par chauffage dans une colonne de stripage libérant 80% du CO₂ concentré qui est exporté vers l'usine d'urée. Le gaz de synthèse traité sort avec une teneur en CO₂ typiquement comprise entre 100 et 500 ppm ; ce résidu est appelé (CO₂ slip), qui est significatif pour la stratégie d'injection d'hydrogène vert discutée au chapitre 3.

1.11. Méthaniseur

Le Méthaniseur élimine les quantités résiduelles de CO et CO₂ restant après les convertisseurs de shift et l'unité d'élimination du CO₂. Sur un catalyseur au nickel à environ 250–350°C, ces oxydes sont reconvertis en méthane :



La sortie du méthaniseur doit atteindre une spécification combinée CO + CO₂ inférieure à 10 ppm pour protéger le catalyseur de synthèse de l'ammoniac. Cette unité est le point d'injection choisi pour l'hydrogène vert dans cette étude — la justification technique de ce choix est discutée en détail au chapitre 3.

1.12. Boucle de synthèse de l'ammoniac

Le gaz de synthèse purifié — répondant maintenant aux spécifications de rapport $H_2 : N_2 = 3 : 1$ et de $CO + CO_2 < 10$ ppm — est comprimé à 100–200 bar dans le compresseur de gaz de synthèse et alimenté à la boucle de synthèse de l'ammoniac. Deux réacteurs de synthèse fonctionnent en série, contenant chacun plusieurs lits de catalyseur de fer promu. La réaction de Haber-Bosch est exothermique et limitée par l'équilibre, avec des conversions par passage typiques de 15 à 25 %.

Le gaz de synthèse n'ayant pas réagi est séparé du produit ammoniac par condensation réfrigérée et recyclé vers l'entrée du réacteur, formant ainsi une boucle fermée. Une petite purge est prélevée de la boucle de recyclage pour empêcher l'accumulation de gaz inerte (méthane provenant des réactions de méthanisation, argon provenant de l'air de process et helium). Le produit ammoniac condensé est collecté et envoyé vers le stockage ou directement vers l'usine d'urée.

Le débit du gaz de l'hydrogénation de 3000 Nm³/h contenant (76 % H₂) vers la désulfuration n'est pas économiquement justifié pour le gaz algérien (teneur en soufre négligeable). Nous proposons de remplacer cette fraction par une quantité équivalente d'hydrogène vert, afin de l'orienter vers la synthèse d'ammoniac et ainsi améliorer le rendement global. La justification technique de ce choix est discutée en détail au chapitre 3

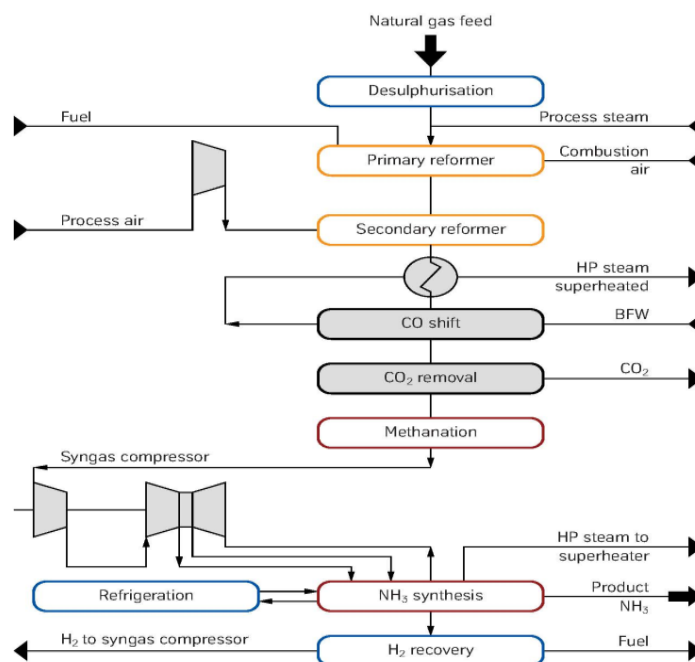


Figure 1: Diagramme simplifié des blocs du processus de production d'ammoniac

Chapitre 2

2. Hydrogène vert : Production et Injection

2.1. C'est quoi l'hydrogène vert ?

L'hydrogène est classé par des codes de couleur qui reflètent la méthode de production et l'empreinte carbone associée. Ce système de classification, bien que non officiel, est devenu largement adopté par l'industrie et par les décideurs politiques. Le tableau 3 résume les principales catégories :

Tableau 2:classification par couleur de l'hydrogène — Gris, bleu et vert

Types	Méthode de Production	Emissions de CO ₂	Remarque
H ₂ gris	SMR du gaz naturel — sans CSC	~10 kg CO ₂ /kg H ₂	Méthode actuellement dominante
H ₂ Bleu	SMR avec captage et stockage du carbone (CSC)	~2–4 kg CO ₂ /kg H ₂	Solution de transition
H ₂ turquoise	Pyrolyse du méthane	Proche de zéro (carbone solide)	Technologie émergente
H ₂ vert	Électrolyse de l'eau — électricité renouvelable	~0–0,5kg CO ₂ /kg H ₂	Vraiment durable

L'hydrogène vert est produit par fractionnement des molécules d'eau en hydrogène et en oxygène en utilisant de l'énergie électrique provenant exclusivement de sources renouvelables telles que l'énergie solaire, éolienne ou hydraulique. La réaction électrochimique est :

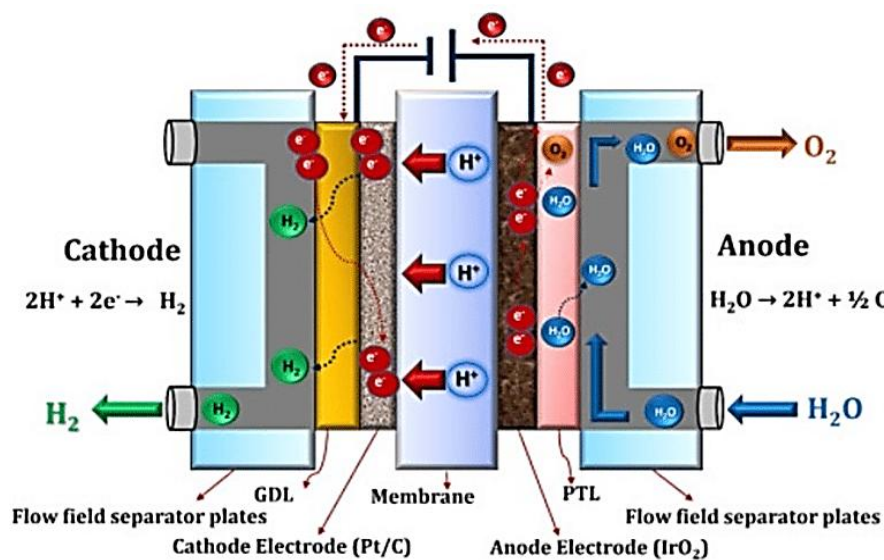


Figure 2: Production d'hydrogène vert par électrolyse de l'eau

Lorsque la source d'électricité est entièrement renouvelable, les émissions de CO₂ sur le cycle de vie de l'hydrogène vert s'approchent de zéro. Il est donc universellement reconnu comme la fondation d'une économie durable de l'hydrogène. L'Algérie, avec l'un des niveaux d'irradiation solaire les plus élevés au monde ; particulièrement dans les régions sahariennes ; est exceptionnellement bien positionnée pour produire de l'hydrogène véritablement vert à un coût compétitif, ce qui rend l'intégration proposée dans cette étude particulièrement pertinente pour SORFERT SPA [8].

2.2. Production de l'hydrogène vert — l'Electrolyse de l'eau

Un électrolyseur utilise du courant électrique continu pour piloter la décomposition non spontanée de l'eau. Trois technologies principales d'électrolyseurs sont disponibles commercialement ou en développement avancé, chacune présentant des caractéristiques distinctes pertinentes pour l'intégration avec une usine d'ammoniac :

Tableau 3: Comparaison des technologies d'électrolyseur

Technologies	Température de fonctionnement (°C)	Efficacité (%)	Pureté H ₂ (%)	Maturité	Recommandation
L'électrolyse Alkaline (AEL)	60–90	60–70	99,5–99,9	Mature — commerciale	✓ adaptée
L'électrolyse PEM	50–80	65–75	99,9–99,99	Echelle Commerciale	✓ adaptée
Oxide solide (SOEC)	700–900	80–90	99,99+	Emergent / pilot	Potential Future

Pour l'intégration avec SORFERT SPA, l'électrolyse alcaline (AEL) ou l'électrolyse PEM est recommandée. Ces deux technologies sont commercialement matures, disponibles à l'échelle industrielle et compatibles avec une alimentation en énergie renouvelable intermittente. L'AEL offre un coût d'investissement plus faible pour les applications à grande échelle [7], tandis que la PEM répond plus rapidement aux fluctuations de puissance — un avantage lorsqu'elle est associée à une énergie solaire ou éolienne variable. Le choix final de la technologie serait déterminé par une étude technico-économique détaillée qui dépasse le cadre de ce stage.

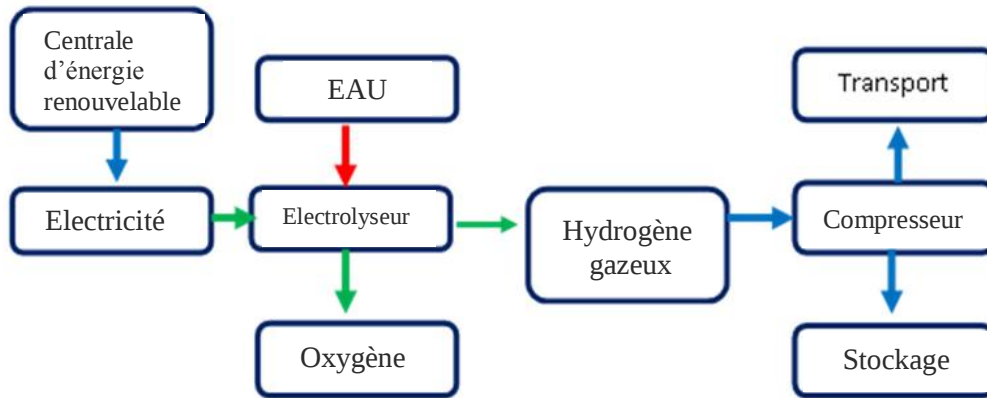
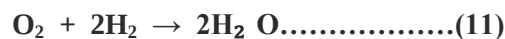


Figure 3:schéma bloc de la chaîne de production d'hydrogène vert

2.3. Purification de l'hydrogène

L'hydrogène sortant d'un électrolyseur atteint typiquement une pureté de 99,5 à 99,9 % en volume. Cependant, le catalyseur de synthèse de l'ammoniac nécessite un gaz de synthèse d'une pureté extrêmement élevée — toute trace d'oxygène ou de vapeur d'eau présente empoisonnerait irréversiblement le catalyseur, et tout CO ou CO₂ résiduel compromettrait davantage l'activité du catalyseur. Une spécification de purification de 99,99 % d'H₂ minimum, avec de l'oxygène inférieur à 5 ppm et de l'humidité inférieure à 5 ppm, est requise avant l'injection.

La purification est typiquement réalisée par un procédé en deux étapes. Premièrement, un réacteur catalytique de désoxygénation convertit l'oxygène résiduel par réaction avec une petite quantité d'hydrogène sur un catalyseur au palladium à température ambiante :



L'humidité résultante, ainsi que toutes les autres impuretés résiduelles, est ensuite éliminée par adsorption dans une unité d'adsorption modulée en pression (PSA) ou un sécheur à tamis moléculaire. L'unité PSA fonctionne de manière cyclique ; un réservoir adsorbe les impuretés pendant qu'un second se régénère ; fournissant un flux continu d'hydrogène de haute pureté aux spécifications requises.

2.4. Compression et système d'injection

L'hydrogène vert sort de l'électrolyseur à une pression typiquement comprise entre 1 et 30 bar, selon la technologie. Pour l'injecter dans la canalisation de gaz de procédé de SORFERT à 50 bar, une compression est nécessaire. Un compresseur centrifuge ou alternatif multi-étages avec refroidissement intermédiaire amène l'hydrogène à la pression d'injection. Le système de compression doit être conçu avec des matériaux compatibles avec l'hydrogène dans l'ensemble — les aciers au carbone standards sont sensibles à la fragilisation par l'hydrogène à des pressions élevées, ce qui nécessite l'utilisation d'aciers inoxydables austénitiques ou d'alliages spécialisés.

Le skid d'injection situé en amont du méthaniseur se compose des composants clés suivants :

- Débitmètre massique (MFC) ou vanne de régulation pour un contrôle précis du débit de H₂.
- Chromatographe en phase gazeuse en ligne ou analyseur de pureté d'hydrogène - surveillance continue.
- Clapet anti-retour - empêche le retour du gaz de procédé vers le système H₂.
- Vanne d'arrêt d'urgence (ESV) - fermeture automatique à sécurité intégrée, activée par le SIS en cas de perte de pureté du H₂ ou de surpression.
- Transmetteur de pression et alarme haute pression.
- Vannes d'isolement manuelles et double blocage-purge pour l'isolement lors de la maintenance.

Tableau 4: Comparaison des points d'injection des H₂ vert possible

Point d'Injection	Avantage	Inconvénient	Décision
Avant désulfuration	Augmente la production	—	recommandé
après élimination du CO ₂ , avant le méthaniseur.	Protection contre le CO ₂ slip — toutes les impuretés sont éliminées	Nécessite un contrôle précis du débit	✓ Sélectionné
Après méthaniseur	Bypasses l'étape de méthanisation	Les impuretés contournent la protection	✗ Risk pour catalyseur

Point d'Injection	Avantage	Inconvénient	Decision
directe dans la boucle de synthèse	Flexibilité maximale d'injection H ₂	Contourne toute purification — risque élevé	✗ Non recommandé

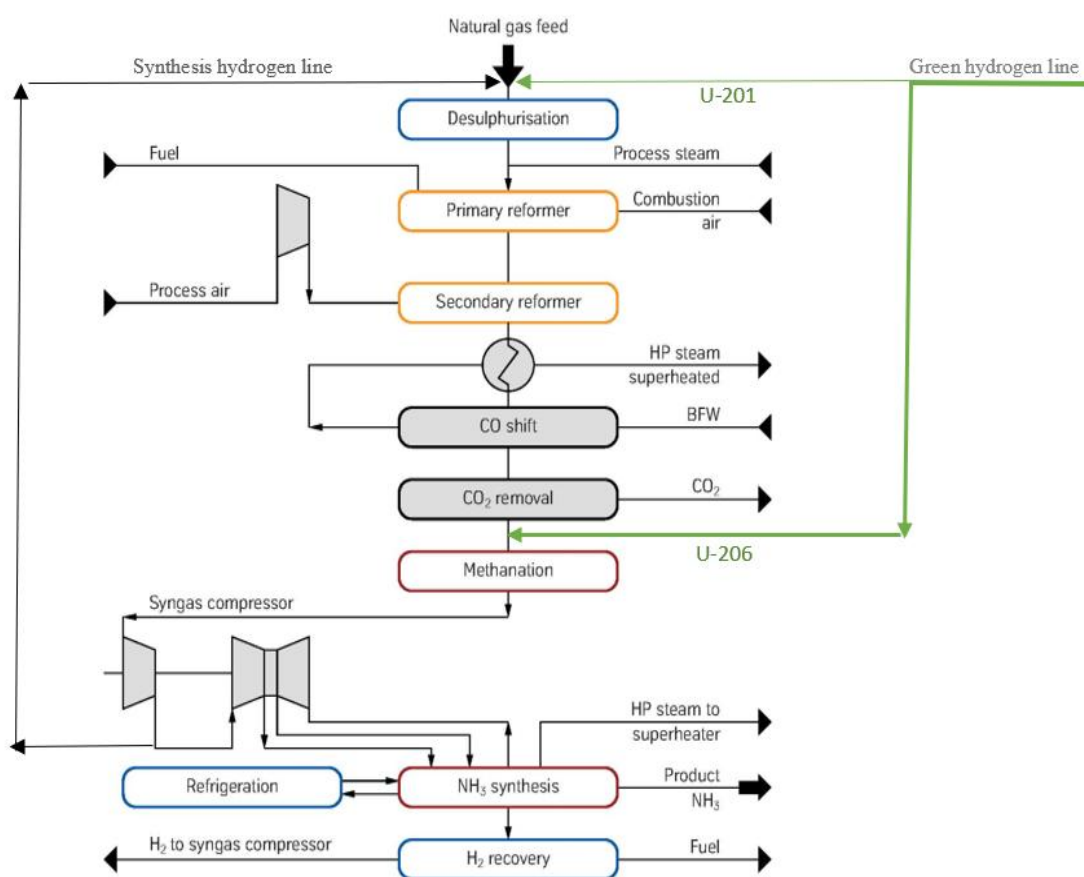


Figure 4:schema simplifié du point d'intégration d'hydrogène vert

Chapitre 3

3. Analyse des principaux reformeurs

3.1. Description du reformeur principal

Le reformeur primaire de SORFERT SPA est un four à combustion supérieure de type Uhde (référence du plan: UAN 11-3100, TON 203B001-Z40). Il se compose de 288 tubes verticaux remplis de catalyseur, suspendus dans une chambre de combustion revêtue de réfractaire et chauffés extérieurement par 147 brûleurs à gaz naturel disposés en rangées sur la partie supérieure du four. Les tubes de catalyseur sont fabriqués en acier fortement allié, coulé par centrifugation (généralement de nuance HP modifiée (25 % Cr, 35 % Ni)) conçu pour résister aux contraintes combinées de haute température, de haute pression interne et de cycles thermiques pendant une durée de vie opérationnelle de 100 000 heures ou plus en fonction de la température.

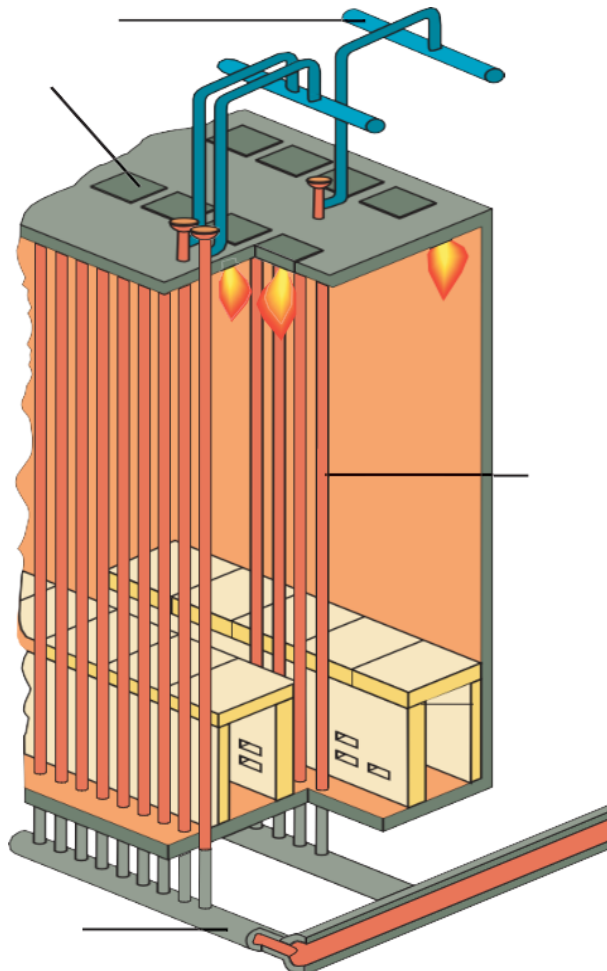


Figure 5: Schéma du reformeur primaire — Configuration du four à combustion

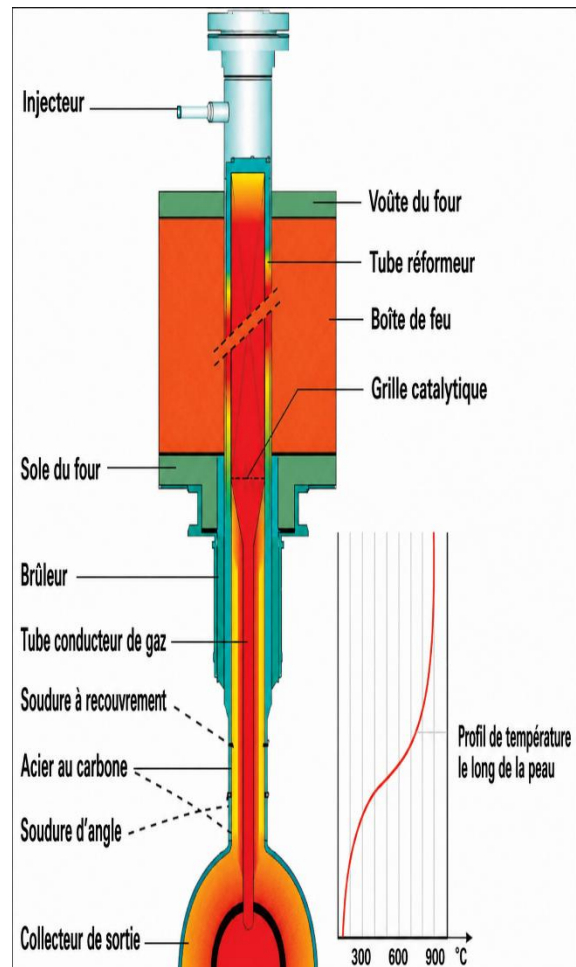


Figure 6: Schéma de principe d'un tube réformeur et du profil de température de sa paroi.

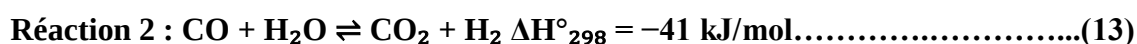
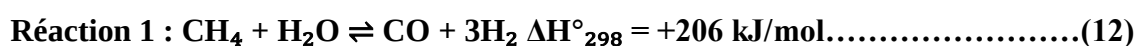
Chaque tube est rempli de granulés de catalyseur à base de nickel ; généralement annulaires ou quadralobulaires ; qui offrent la surface active nécessaire aux réactions de reformage tout en maintenant une perte de charge acceptable. Le mélange de gaz naturel et de vapeur d'eau pénètre par le haut de chaque tube, réagit progressivement en descendant sur le catalyseur, et sort par le collecteur inférieur à la température de sortie cible de 800 °C, comme illustré dans le tableau ci-dessous

Tableau 5: Paramètres de fonctionnement de base du reformeur primaire — SORFERT SPA

Paramètre	Valeur	Unité
Nombre de tubes catalytiques	288	—
Nombre de brûleurs	147	—
Diamètre intérieur du tube (DI)	131	Mm
Diamètre extérieur du tube (DE)	160,6	Mm
Épaisseur de la paroi du tube	14,8	Mm
Longueur du tube chauffé	12,192	Mm
Débit de gaz combustible (total)	24,500	Nm ³ /h
Consommation de carburant par brûleur	166,7	Nm ³ /h
Alimentation en NG par tube	188,2	Nm ³ /h
Température d'entrée	543	°C
Température de sortie	800	°C
Pression de service	43	Bar

3.2. Réactions de reformage et thermodynamique

Les trois principales réactions se produisant à l'intérieur des tubes du reformeur sont régies par l'équilibre thermodynamique et sont fortement influencées par la température, la pression et le rapport vapeur/carbone. La réaction de reformage primaire (Réaction 1) est fortement endothermique, ce qui signifie qu'elle nécessite un apport continu de chaleur provenant des brûleurs pour se dérouler. À l'inverse, la réaction de conversion du gaz à l'eau (Réaction 2) est légèrement exothermique, générant une faible quantité de chaleur lors de la conversion du CO en CO₂. La Réaction 3 représente la réaction globale du processus, combinant le reformage et la conversion.



Le principe de Le Chatelier régit l'équilibre. Une température élevée favorise fortement la conversion du CH_4 (la réaction endothermique se déplace vers la droite lorsque la température augmente). À l'inverse, une pression élevée défavorise la conversion, car la réaction 1 produit quatre moles de gaz à partir de deux moles ; l'équilibre se déplace donc vers la gauche sous l'effet de la pression. La pression de fonctionnement de 43 bars représente un compromis entre la thermodynamique favorable à basse pression et les exigences pratiques du traitement en aval à haute pression.

Le rapport vapeur/carbone (S/C) de 3 à SORFERT est fixé au-dessus du minimum stœchiométrique théorique de 2,0 pour deux raisons importantes : premièrement, l'excès de vapeur pousse l'équilibre vers une conversion du méthane plus élevée ; deuxièmement, et surtout, l'excès de vapeur supprime la force motrice thermodynamique des réactions de dépôt de carbone, ce qui désactiverait le catalyseur et pourrait potentiellement bloquer les tubes.

En pratique, dans les installations industrielles de reformage du méthane, il est courant d'ajouter un excès de vapeur d'eau, souvent dans un rapport 3:1 (vapeur d'eau /méthane) cela sert à plusieurs objectifs :

3.2.1. Excès de vapeur pour améliorer la conversion :

La quantité de vapeur d'eau joue un rôle crucial dans la conversion complète du méthane. L'ajout d'un excès de vapeur permet de garantir que toute la molécule de méthane réagit complètement, ce qui peut améliorer le rendement de la production d'hydrogène. En d'autres termes, pour chaque molécule de méthane, plus de vapeur d'eau est utilisée pour s'assurer que la réaction se déroule à son maximum.

3.2.2. Optimisation de la réaction de "shift" (Water-Gas Shift) :

L'excès de vapeur d'eau est également utilisé dans la réaction de shift (déplacement du gaz à l'eau), qui est cruciale pour la production d'hydrogène supplémentaire. L'ajout de vapeur permet de maximiser la conversion du monoxyde de carbone (CO) en dioxyde de carbone (CO_2) et de produire davantage d'hydrogène.

3.2.3. Contrôle de la température :

Permet de maintenir une température optimale de réaction en absorbant la chaleur et en évitant les points chauds qui pourraient endommager les catalyseurs ou entraîner des réactions secondaires indésirables.

3.2.4. Efficacité des catalyseurs :

L'ajout de vapeur permet de maintenir les catalyseurs actifs et efficaces, en évitant leur encrassement par le carbone. Il améliore aussi l'efficacité globale du processus, notamment en maximisant la production d'hydrogène via la réaction de shift.

3.2.5. Prévention de la formation de carbone :

L'excès de vapeur d'eau réduit la formation de coke en réagissant avec le carbone formé, ce qui protège le catalyseur et améliore la durée de vie du système.

3.3. Transfert de chaleur dans les tubes du reformeur

Le transfert de chaleur des flammes du brûleur au gaz de procédé à l'intérieur des tubes catalytiques constitue l'étape limitante de la réaction dans le reformeur primaire. Le processus global de transfert de chaleur comprend trois mécanismes séquentiels : le rayonnement de la flamme et des parois chaudes du four vers la surface extérieure du tube ; la conduction à travers la paroi métallique du tube ; et la convection et la conduction de la paroi intérieure du tube à travers le lit catalytique jusqu'au gaz de procédé.

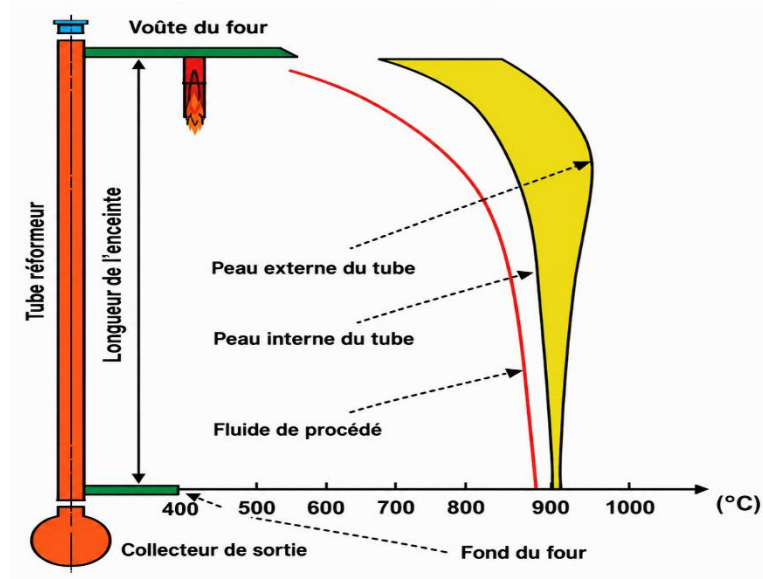


Figure 7: Profil de température le long de la longueur du tube du reformeur

La température du métal du tube (TMT) est le paramètre opérationnel le plus critique du reformeur. Elle représente la température de la paroi externe du tube et détermine la vitesse de fluage du matériau, l'oxydation et, en définitive, la durée de vie du tube. Pour les tubes en

acier allié modifié HP, la TMT maximale admissible est généralement de 900 à 1000°C, au-delà de laquelle les dommages dus au fluage s'accumulent rapidement. Une surveillance continue de la TMT par pyrométrie optique est essentielle à SORFERT, notamment lors de toute modification opérationnelle telle que celles proposées dans cette étude.

Le flux thermique ; soit le taux de transfert de chaleur par unité de surface du tube ; varie le long de celui-ci. Il est maximal près du sommet des tubes, là où le gaz de procédé entre froid et où la différence de température entre la flamme et le tube est la plus importante, et diminue vers le bas du four. Une distribution non uniforme du flux thermique peut créer des points chauds localisés sur le tube, accélérant ainsi la dégradation du matériau dans certaines zones.

3.4. Réglage du brûleur

Dans le scénario B, le débit de gaz combustible doit être réduit de 4 500 à 2 050 Nm³/h, soit une réduction de 450 Nm³/h (10 %). Au niveau de chaque brûleur, cela réduit le débit calorifique de 166,7 à 150,0 Nm³/h. Cet ajustement doit être effectué progressivement et uniformément sur l'ensemble des 147 brûleurs afin de préserver la symétrie du profil de flux thermique dans la chambre de combustion. Une réduction inégale, par exemple en réduisant le débit de seulement certains brûleurs, créerait une distribution de chaleur asymétrique, susceptible de provoquer des points chauds localisés dans les tubes, même si la température moyenne des tubes reste dans les limites acceptables.

Le pourcentage d'air en excès doit être révisé au nouveau régime de combustion afin de garantir une combustion complète. Si le système d'alimentation en air n'est pas ajusté proportionnellement, le rapport air/combustible se modifiera, ce qui peut entraîner une combustion incomplète avec formation de CO dans les gaz de combustion, ou un excès d'air excessif provoquant des pertes de chaleur inutilement importantes.

3.5. Les risques de désactivation du catalyseur

Le catalyseur à base de nickel peut être désactivé par dépôt de carbone si le rapport S/C atteint une valeur moins de 2,5. L'équilibre thermodynamique favorise la déposition du coke qui bloque les pores du catalyseur :

Décomposition du méthane :



ou réaction Boudouard :



(Évité ici car le rapport S/C $\geq 3,2$), par frittage thermique (accéléré si la température des tubes dépasse les limites, ce qui n'est pas le cas dans le scénario B retenu) .

3.6. Durée de vie et fluage du tube

La durée de vie opérationnelle des tubes de reformage est principalement déterminée par le fluage, une déformation plastique du métal sous contrainte soutenue à haute température. La vitesse de fluage augmente exponentiellement avec la température ; une élévation de seulement 10 à 15 °C de la température moyenne de métal de tube (TMT) peut réduire la durée de vie des tubes de 30 à 50 %. À SORFERT, où la durée de vie nominale des tubes est de 100 000 heures, il est primordial de maintenir la TMT dans les limites spécifiées lors de la réduction de gaz naturel (GN) proposée.

Le paramètre de Larson-Miller est couramment utilisé pour prédire la durée de vie restante des tubes en fonction de la température de fonctionnement et de l'historique des contraintes. Si la surveillance de la température de la paroi du tube indique une élévation prolongée au-dessus de la température critique de service (TMT) nominale pendant la transition vers un fonctionnement à consommation de gaz naturel réduite, une évaluation de la durée de vie du tube doit être réalisée par un ingénieur des matériaux qualifié avant de poursuivre les étapes de réduction de la consommation de gaz naturel

3.7. Recommandations pour le fonctionnement du réformateur primaire

Pour assurer un fonctionnement optimal et sécurisé du réformateur primaire au sein du complexe, plusieurs mesures opérationnelles doivent être appliquées. Le **Tableau 9** ci-dessous résume les principales recommandations techniques ainsi que leurs niveaux de priorité

Tableau 6:Résumé des recommandations des principaux réformateurs

Action	Raison	Niveau de priorité
Réduire uniformément le débit de gaz combustible à 22 050 Nm ³ /h pour l'ensemble des 147 brûleurs.	Protection de la température du métal du tube (TMT)	CRITIQUE

Réduire le débit de vapeur à 130 354 Nm ³ /h	Maintenir un rapport S/C de 3,2 permet d'économiser de l'énergie.	HAUT
Vérifier le pourcentage d'air excédentaire au nouveau débit de tir	Assurer une combustion complète	HAUT
Surveiller en continu le TMT via un pyromètre optique	Détecter immédiatement toute surchauffe	CRITIQUE
Surveiller la conversion du CH ₄ à la sortie du reformeur	Vérifier l'activité catalytique adéquate	MOYEN
Vérifier la répartition du flux thermique dans tous les tubes	Identifiez toute irrégularité de tir.	HAUT
Vérifier l'état de saturation du lit de ZnO avant la transition	Empêcher la pénétration du soufre dans le catalyseur	HAUT

3.8. Description du réformateur secondaire

Le reformeur secondaire de SORFERT est un réacteur sous pression à revêtement réfractaire, orienté verticalement. Il reçoit le gaz partiellement reformé provenant du reformeur primaire à environ 800 °C et achève la conversion du méthane par une combinaison de combustion partielle et de reformage catalytique. Le réacteur comprend une zone de combustion supérieure où l'air de procédé est injecté par un brûleur, et un lit catalytique inférieur contenant un catalyseur de nickel supporté sur alumine. La réaction dans le reformeur secondaire est adiabatique – aucun chauffage externe n'est appliqué – la chaleur de combustion fournissant l'énergie nécessaire aux réactions de reformage résiduelles.

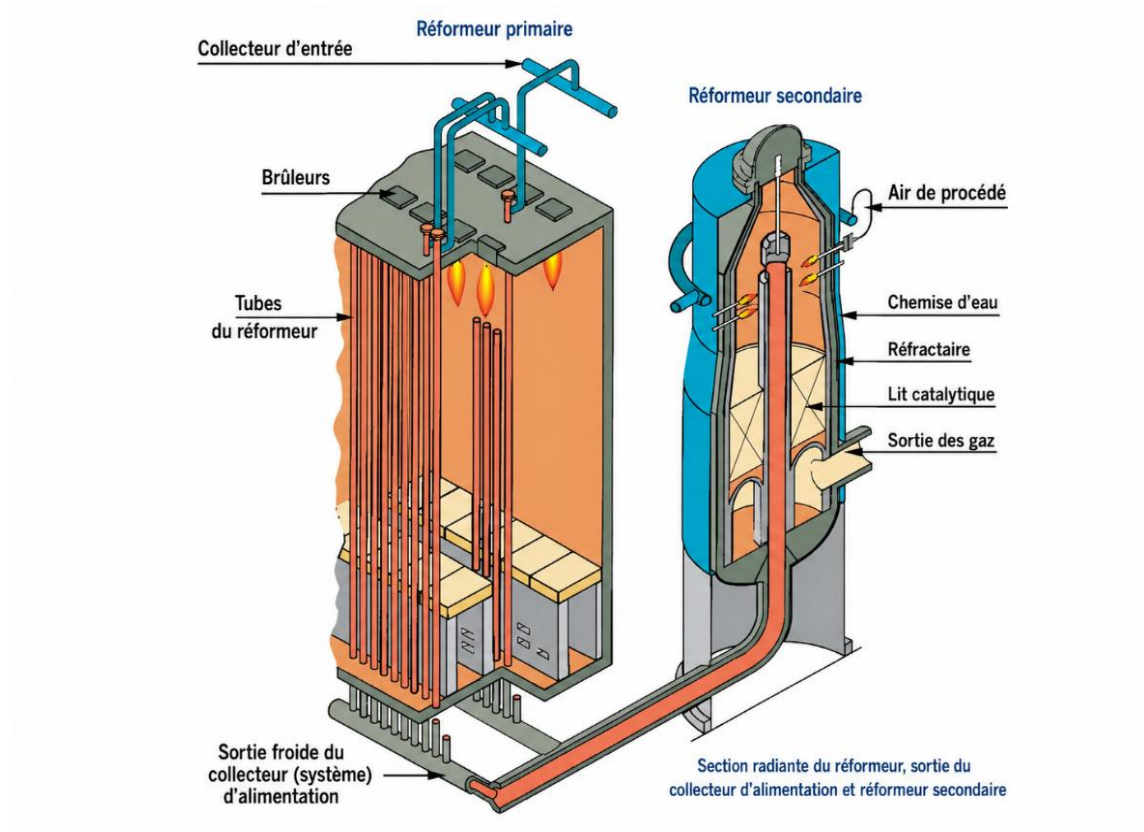


Figure 8: Réformeur secondaire — Combustion adiabatique et lit catalytique

Les conditions opératoires et les spécifications thermiques de cette étape sont regroupées dans le **Tableau 09** ci-dessous

Tableau 7: Paramètres de fonctionnement du reformeur secondaire

Paramètre	Valeur	Unité
Température d'entrée (provenant du reformeur primaire)	~800	°C
Température de sortie	950–1000	°C
Pression de service	~40	Bar
CH ₄ résiduel à l'entrée	10–15	%
CH ₄ résiduel à la sortie	< 0,6	%
Type de catalyseur	Ni sur Al ₂ O ₃	—
Objectif S :C	3:1	Molaire

3.9. Réactions dans le réformateur secondaire

Trois réactions principales se produisent au sein du reformeur secondaire. Dans la zone de combustion supérieure, une partie du gaz de procédé brûle avec l'air injecté lors d'une réaction de combustion partielle :



(Combustion partielle — rapide, exothermique)

La chaleur dégagée élève la température du mélange gazeux à environ 1100–1200 °C au point de combustion, ce qui conduit ensuite à l'achèvement des réactions de reformage restantes sur le lit de catalyseur :



(Reformage résiduel — endothermique)



(Réaction de conversion du gaz à l'eau — exothermique)



(Oxidation total)

Le résultat net est un gaz sortant du reformeur secondaire à environ 950–1000°C avec un CH₄ résiduel inférieur à 0,3% et le rapport gaz : air fixé à 0,7 par l'injection d'air contrôlée.

3.10. Le rôle crucial de l'injection d'air

Le débit d'air injecté dans le reformeur secondaire remplit deux fonctions simultanées : il fournit l'oxygène nécessaire à la combustion partielle pour générer la chaleur de procédé et il introduit l'azote requis pour la synthèse de l'ammoniac dans les proportions exactes. La stoechiométrie requise pour la synthèse de l'ammoniac est H₂: N₂ = 3:1. Et rapport gaz process /air process >0,55 pour assure combustion totale de O₂. Étant donné que l'azote pénètre exclusivement par l'air de procédé dans une usine d'ammoniac classique, le débit d'air doit être calculé et contrôlé avec une grande précision.

Tout écart par rapport au rapport $H_2 : N_2$ correct a des conséquences directes sur la section de synthèse. Un excès d'azote ($H_2 : N_2 < 3$) dilue le gaz de synthèse, réduisant la conversion de l'ammoniac par passage et augmentant la charge du compresseur de recyclage. Un déficit d'azote ($H_2 : N_2 > 3$) prive la réaction de synthèse de son réactif azoté, réduisant également la conversion et pouvant entraîner une instabilité thermique du catalyseur.

3.11. Effet d'injection de l'hydrogène vert sur la synthèse

"L'introduction de **10 %** d'hydrogène vert en substitution du gaz naturel en amont du procédé (avant la méthanation) modifie fondamentalement la composition du gaz de synthèse. Cette modification, marquée principalement par diminution méthane et héliums, impactera directement la boucle de synthèse en aval. Voici les principales considérations techniques à prendre rigoureusement en compte au niveau de la **section de synthèse d'ammoniac** :

3.11.1. Déséquilibre du rapport volumétrique (Rapport H_2/N_2)

Le rapport stœchiométrique optimal requis à l'entrée du réacteur de synthèse d'ammoniac est de $H_2 : N_2 = 3 : 1$

Le défi : L'injection de 10 % d'hydrogène vert en amont implique la mise à disposition d'une quantité d'hydrogène déjà formé, sans passer par les réactions de reformage qui consomment de l'oxygène et introduisent l'azote via l'air injecté au reformeur secondaire. Si le débit d'air de procédé injecté au reformeur secondaire n'est pas ajusté avec précision, la charge parviendra à la section de synthèse avec un rapport H_2/N_2 largement supérieur à 3:1.

3.11.2. Accumulation d'inertes et taux de purge (Inert Accumulation & Purge Rate)

Les gaz inertes présents dans la boucle de synthèse d'ammoniac sont le méthane (CH_4) et l'argon (Ar).

Le défi : L'hydrogène vert ne contenant pas de carbone, la charge massique d'oxydes de carbone dirigée vers l'unité de méthanation diminuera proportionnellement, ce qui se traduira par une baisse de la quantité de méthane générée par la réaction.

3.11.3. Performance du compresseur de gaz de synthèse

Le compresseur de gaz de synthèse constitue le cœur dynamique de la section d'ammoniac.

Le défi : L'hydrogène est un gaz extrêmement léger possédant une faible masse molaire ($M = 2\text{g/mol}$). Substituer le gaz naturel par de l'hydrogène diminue la masse molaire moyenne globale du gaz admis au compresseur.

3.11.4. Profil thermique et contrôle du réacteur

La réaction de synthèse d'ammoniac est fortement exothermique

Le défi : Avec un gaz de charge plus pur (moins de méthane et pressions partielles des réactifs plus élevées), la cinétique de la réaction thermique s'intensifiera dès les premiers lits de catalyseur.

3.11.5. Section de condensation et de réfrigération d'ammoniac

L'ammoniac produit est séparé par refroidissement du gaz de sortie à de basses températures afin de le liquéfier.

Le défi : La modification de la composition du gaz (notamment la baisse de la fraction molaire de méthane) altère le point de rosée du mélange gazeux.

L'action corrective : Il convient de vérifier la capacité et la consommation énergétique de l'unité de réfrigération pour garantir une condensation intégrale de l'ammoniac liquide. La stratégie d'ajuster à la hausse la température de fonctionnement des *chillers* constitue une approche d'optimisation très logique. Physiquement, la réduction des inerts (méthane) augmente la pression partielle de l'ammoniac, ce qui élève son point de rosée et favorise sa liquéfaction à des températures opératoires plus modérées. Cette flexibilité opérationnelle permet de protéger le compresseur de réfrigération et les échangeurs de chaleur contre toute surcharge thermodynamique en réduisant le taux de compression requis. Elle assure ainsi la stabilité de la boucle de synthèse tout en préservant l'efficacité globale du réacteur, incarnant le compromis industriel (*trade-off*) idéal pour intégrer l'hydrogène vert de manière rentable.

Chapitre 4

4. Le plan de réduction de 10 % de la consommation de gaz naturel

4.1. Justification de la réduction de 10%

Une réduction de 10 % de l'alimentation en gaz naturel a été choisie comme objectif pour cette étude sur la base de trois considérations : elle représente une première étape techniquement réalisable qui ne nécessite pas de changements fondamentaux dans la conception de l'usine ni de remplacement du catalyseur ; elle permet une réduction significative et quantifiable des émissions de CO₂ ; et elle établit un modèle opérationnel éprouvé qui peut être étendu dans les phases ultérieures à mesure que la capacité d'approvisionnement en hydrogène vert augmente.

En valeur absolue, une réduction de 10 % chez SORFERT se traduit par les changements suivants :

- Consommation de gaz naturel : (économie de 573 Nm³/h)
- Débit de vapeur (Scénario B) : (économie de 24T/h)
- Gaz combustible : Nm³/h (économie de 450 Nm³/h)
- Quantité d'hydrogène vert requise : environ 342 (calculée dans la section)

4.2. Préparation technique de l'injection

Avant toute modification physique ou opérationnelle de l'installation, une procédure formelle de Gestion du Changement (MOC - Management of Change) doit être initiée et approuvée. Les actions d'ingénierie et préparatoires suivantes sont requises :

4.2.1. Procédure MOC et Conformité Sécurité

- **Lancement de la MOC** : Ouvrir un dossier MOC pour documenter l'impact de l'injection d'H₂ vert sur l'intégrité mécanique et thermodynamique du procédé.
- **Stratégie de Fallback et Flexibilité** : Configurer le système de contrôle pour garantir une transition automatique et instantanée vers le mode opératoire conventionnel (100% gaz naturel) en cas de fluctuation ou d'arrêt soudain de l'approvisionnement en hydrogène vert, évitant ainsi tout déclenchement du train d'ammoniac.

- **Étude HAZOP** : Réaliser une revue de sécurité des procédés (HAZOP) sur le skid d'injection et l'ensemble de la boucle de synthèse modifiée.
- **Mise à jour du SIS** : Intégrer les nouvelles logiques d'interverrouillage (Interlocks) de l'injection d'H₂ vert dans le Système Instrumenté de Sécurité (SIS).
- **Validation HYSYS** : Valider le modèle Aspen HYSYS par rapport aux données réelles de l'usine pour certifier les décisions opératoires.
- **Formation** : Actualiser les procédures d'urgence et former les opérateurs sur le nouveau vecteur opérationnel.

4.2.2. Infrastructures et Système à Hydrogène Vert

- **Électrolyseur** : Installer le système (AEL ou PEM) dimensionné avec une marge de disponibilité de 10 %.
- **Purification** : Implémenter un désoxygénateur catalytique couplé à un sécheur (PSA ou tamis moléculaire).
- **Compression** : Installer un train de compresseurs multi-étagés (jusqu'à 43 bars) avec refroidissement intermédiaire et matériaux résistants à la fragilisation par l'hydrogène.
- **Skid d'injection** : Positionner le skid en amont du méthaniseur, équipé de vannes d'arrêt d'urgence (ESV), clapets anti-retour et régulateurs de débit.

4.2.3. Instrumentation et Surveillance en Ligne

- **Analyseurs en ligne** : Installer un analyseur de pureté H₂ au point d'injection et un analyseur de rapport H₂/N₂ à l'aspiration du compresseur de synthèse.
- **Intégrité du Reformeur** : Vérifier la couverture des pyromètres optiques pour le suivi thermique (TMT) des 288 tubes de reformage.
- **Détection de fuites** : Déployer des détecteurs spécifiques H₂ sur toutes les liaisons bridées du nouveau système.

4.3. Plan de réduction progressive

La réduction de la consommation de gaz naturel est mise en œuvre en dix étapes sur une période d'environ dix semaines. Cette approche par étapes permet aux opérateurs d'observer la réaction de l'installation à chaque étape et de confirmer sa stabilité avant de poursuivre. Des critères d'arrêt spécifiques sont définis à chaque étape : si un paramètre surveillé sort de sa plage acceptable, la

réduction est suspendue et le problème est résolu avant de reprendre, le tableau ci-dessous décrit ce protocole.

Tableau 8: Plan de réduction progressive du gaz naturel en dix étapes

Étape	Action	Niveau NG	Vert H ₂	Durée	Critères de détention
1	Vérification de référence — confirmer que tous les instruments fonctionnent correctement, établir les données de référence	100%	0 Nm ³ /h	1 semaine	Tous les paramètres sont nominaux.
2	Commencer l'injection d'essai d'hydrogène vert à débit minimal — vérifier la pureté > 99,99 %, la réponse H ₂ :N ₂	100%	Essai — faible taux	3 jours	Pureté de H ₂ confirmée, aucun écart H ₂ :N ₂ > 0,1
3	Réduire le GN de 2,5 % — réduire la vapeur et le gaz combustible proportionnellement	97,5%	Augmentation pour compenser	1 semaine	TMT stable, conversion de CH ₄ > 70 %
4	Maintenir et surveiller — s'assurer que tous les paramètres sont stables avant de poursuivre.	97,5%	Écurie	3 jours	Tous les paramètres sont dans les limites pendant 72 heures.
5	Réduire NG de 2,5 % supplémentaires (total -5 %)	95,0%	Ajustez en conséquence	1 semaine	TMT stable, S/C ≥ 3,0
6	Maintenir et optimiser — ajuster l'air du reformeur secondaire, vérifier la synthèse H ₂ :N ₂	95,0%	Écurie	3 jours	Rapport H ₂ :N ₂ = 3,0 ± 0,1 pendant 72 heures
7	Réduire NG de 2,5 % supplémentaires (total -7,5 %)	92,5%	Ajustez en conséquence	1 semaine	Tous les paramètres du reformeur sont dans les limites
8	Maintenir et optimiser	92,5%	Écurie	3 jours	Production de NH ₃ à ±2% de la cible
9	Réduction finale à -10%	90,0%	taux de conception complet	1 semaine	TMT < 1000°C confirmé
10	Vérification finale et test de performance — documenter les nouvelles conditions de fonctionnement en régime permanent	90,0%	Stable — tarif plein	2 semaines	Tous les paramètres sont restés stables pendant 2 semaines.

4.4. Calcul du taux d'injection d'hydrogène vert

Pour substituer efficacement **10 %** de la charge fossile globale de l'usine, le déficit molaire en hydrogène induit par la baisse du gaz naturel doit être compensé de manière stœchiométrique exacte au niveau de l'unité 206 (methanation).

Sur la base d'une réduction de **5760 Nm³/h** de gaz de charge (contenant **83,33% de CH₄**), le bilan molaire se formule comme suit :

Conclusion opérationnelle :

L'équivalence stricte pour maintenir l'inventaire molaire de la boucle de synthèse est de :

2060Nm³/h de Gaz Naturel $\equiv$ 1 3276 Nm³/h d'Hydrogène Vert

Le système d'électrolyse en amont doit donc être dimensionné pour assurer ce débit nominal de 13276 Nm³/h, majoré d'une marge de flexibilité technique de 10 % pour pallier l'intermittence des énergies renouvelables.

4.4.1. Interprétation du bilan de matières

Le bilan de matières synoptique met en évidence l'évaluation dynamique et comparative des performances opérationnelles du complexe **SORFERT** à travers les quatre scénarios étudiés. L'analyse croisée des flux quantifie de manière rigoureuse l'impact direct de l'intégration de l'hydrogène vert sur la cinétique globale du procédé. Afin de mieux appréhender les mutations techniques et environnementales induites par cette transition énergétique, une interprétation détaillée et approfondie est développée ci-après pour chaque cas de figure, mettant en relief l'optimisation de la charge fossile face aux gains de productivité d'ammoniac.

L'évaluation quantitative des flux de procédé d'ammoniac révèle des corrélations thermodynamiques et stœchiométriques hautement sensibles lors de la substitution progressive du gaz naturel par l'hydrogène vert. L'introduction d'un flux d'hydrogène pur décarboné modifie structurellement le comportement de la boucle de synthèse ainsi que la charge thermique imposée aux reformeurs primaire et secondaire. Pour visualiser l'ampleur de ces réductions de manière globale, le graphique ci-dessous résume les variations des trois flux majeurs du procédé (le gaz d'alimentation, le gaz de combustion et la vapeur de process) entre le cas de référence opérationnel et le scénario combiné optimal.

Figure 9: Impact comparatif de l'intégration de l'H₂ vert sur les flux de gaz et de vapeur du complexe SORFERT.

- **Analyse approfondie du Gaz de Charge (Feed Gas)**

Le gaz d'alimentation (*Feed Gas*), qui constitue la matière première fossile essentielle pour la génération d'hydrogène via la réaction de reformage catalytique, enregistre une diminution

remarquable. En passant d'un débit nominal dans le cas combiné, une réduction nette de 11,45% est atteinte. Cette rupture s'explique sur le plan chimique par l'injection directe d'hydrogène vert en amont de la boucle de synthèse (Unité 206), ce qui permet de court-circuiter une fraction importante du reformage du méthane.

L'apport externe de molécules d'H₂ pur compense mathématiquement le besoin en gaz de charge tout en maintenant le rapport molaire stœchiométrique H₂/N₂ rigoureusement calé à sa valeur optimale au niveau du convertisseur. De surcroît, la pureté intrinsèque de l'hydrogène issu de l'électrolyse réduit l'accumulation d'inertes (tels que le méthane résiduel et l'argon) dans la boucle de synthèse. Cette réduction des inertes minimise le taux de purge continue, maximisant par conséquent le rendement par passe du réacteur de synthèse et permettant d'élever la productivité d'ammoniac à (soit un gain net de +0,73%).

- **Analyse de la Vapeur de Process et du Rapport S/C (Steam to Carbon Ratio)**

La vapeur de process injectée dans le reformeur primaire subit une décroissance strictement pratique et proportionnelle à celle du gaz d'alimentation, s'établissant contre initialement (-11,45%). En ingénierie chimique, la stabilité opérationnelle des tubes du reformeur exige le maintien strict du ratio *Steam/Carbon* (S/C) à une valeur cible de **3,0** afin d'inhiber la réaction parasite de craquage du méthane et d'éviter le dépôt de coke destructeur (*Coking*) sur le catalyseur à base de nickel.

La baisse automatisée du débit de vapeur parallèlement à la réduction du méthane permet non seulement de préserver cette intégrité catalytique, mais génère également une économie massive d'énergie thermique. Moins d'eau nécessite d'être vaporisée et surchauffée dans la section de convection, ce qui allège considérablement la charge thermodynamique globale de la chaudière de récupération du complexe.

- **Analyse du Gaz de Combustion (Fuel Gas) et Bilan Thermique**

Le gaz de combustion alimentant les 147 brûleurs du reformeur primaire chute, soit une économie directe de 9,89% de combustible fossile. Cette optimisation thermique découle directement de la réduction du flux interne de gaz de process circulant à l'intérieur des 288 tubes catalytiques. La baisse de la quantité de matière à chauffer et à reformer à une température de sortie de 800°C diminue la demande endothermique globale de la réaction.

Par conséquent, le système de contrôle commande diminue automatiquement le débit de combustible au niveau de la rampe des brûleurs pour éviter toute surchauffe du métal des tubes (TMT - *Tube Metal Temperature*). Ce comportement conjoint des trois variables induit une réduction drastique des émissions de CO₂ atmosphérique, évitant le rejet tonnes de CO₂ par an (-11,20%) et validant ainsi l'efficacité environnementale et la viabilité technique du projet de décarbonation profonde du complexe SORFERT.

4.5. Quantification de la réduction du CO₂

Le principal avantage environnemental de ce programme d'intégration d'hydrogène vert réside dans la réduction directe et quantifiable des émissions de CO₂ d'origine fossile. Cette diminution brute provient à la fois de la baisse du taux de reformage (procédé) et de la réduction du gaz naturel brûlé au niveau des inter-brûleurs (combustion).

Les calculs de masses annuelles sont basés sur un temps de marche nominal de l'usine de 8000 h/an et sur la masse volumique standard du $\rho_{CO_2} = 1,977 \text{ kg/Nm}^3$.

Il faut d'abord calculer les émissions de CO₂ annuel :

.

4.6. Discussion technique a travers le bilan énergétique

L'industrie pétrochimique mondiale, et en particulier la production d'ammoniac (NH₃), fait face aujourd'hui à un double défi critique : l'obligation de décarbonation face aux barrières douanières internationales et la nécessité d'optimiser l'efficacité énergétique des procédés.

- *Le CBAM (Mécanisme d'Ajustement Carbone aux Frontières)*

Le **CBAM** (Carbon Border Adjustment Mechanism) introduit par l'Union Européenne impose une tarification carbone sur les produits importés à forte empreinte environnementale. L'ammoniac conventionnel (dit "ammoniac gris") produit à partir du reformage du gaz naturel est directement ciblé. Sans une réduction drastique de son intensité carbone (T_{CO_2}/T_{NH_3}), le complexe de SORFERT verra ses exportations vers l'Europe lourdement taxées, menaçant sa compétitivité commerciale.

- **L'Efficacité Énergétique (Energy Efficiency)**

Dans un train d'ammoniac, l'efficacité énergétique est traditionnellement liée à la consommation spécifique de gaz naturel (mâturation thermique et charge chimique). Réduire la dépendance fossile tout en maintenant ou en augmentant la production est l'objectif clé de la modernisation industrielle.

- **La Norme ISO 50001 : Cadre de Management de l'Énergie**

La norme **ISO 50001** fournit l'architecture managériale pour structurer et pérenniser les gains énergétiques. Elle impose l'établissement d'une Situation Énergétique de Référence (Baseline) et le suivi d'Indicateurs de Performance Énergétique (IPE). L'introduction de l'hydrogène vert doit s'intégrer dans ce système pour prouver scientifiquement l'amélioration continue de l'efficacité de l'usine.

4.6.1. Bilans énergétiques

Pour évaluer l'efficacité de l'intégration de l'hydrogène vert (Scénario combiné U-201 + U-206) par rapport à la situation de référence, la simulation thermique globale a été modélisée selon l'équation thermodynamique suivante :

Tableau 9: Analyse comparative du profil de consommation énergétique (GJ/h)

Paramètres	Normal operation a charge 100%	Injection 3~5% H ₂ Vert U-201	Injection 10% H ₂ Vert U-201	Injection combine U- 201 et U-206
GJ/h	39	82,44	327,01	333,33
GJ/h	2224,55	2725	2515	2465
GJ/h	180	150	132	108
GJ/h	22224,15	2957,5	3001	2691,33

4.6.2. Interprétation Technique et Dynamique du Graphique :

L'analyse du tableau 16 met en évidence une transition énergétique majeure au sein du procédé, parfaitement alignée sur les exigences de la norme ISO 50001 :

1. **Contraction de la dépendance fossile :** On observe une baisse drastique et simultanée des vecteurs thermiques historiques. La consommation d'énergie issue du gaz na-

turel chute de (soit une économie nette de 309,55 GJ/h). En parallèle, l'énergie de la vapeur de procédé diminue (une baisse de 72,00 GJ/h).

2. **Compensation par l'électricité verte** : Cet effacement thermique est compensé par l'introduction de la charge électrique des électrolyseurs, qui fait grimper la demande électrique (+349,33 GJ/h).
3. **Gain net d'Efficacité Énergétique** : Visuellement, la hauteur de la barre représentant le TOTAL de l'énergie consommée diminue lors du passage au mode combiné. Le bilan global se solde par un gain net de 32,82 GJ/h (ce qui représente une économie absolue de 262 560 GJ/ans).

4.7. Évaluation de la Rentabilité Financière Réelle (Tarification Sonelgaz)

Pour ancrer cette étude dans la réalité économique nationale, le coût du gaz naturel a été modélisé sur la base des tarifs industriels réels de **Sonelgaz** (Période 2026), soit un coût moyen de **0,622 USD/GJ**.

4.7.1. Éco-gains et Valorisations Annuelles (Flux Positifs)

1. Économie de Taxes CBAM évités : En réduisant l'empreinte de Gain $\text{CO}_2 = 134\,785 \text{ T/ans} * \text{USD/T} = +11\,052\,370 \text{ USD/an}$
2. Surplus de Production d'Ammoniac : Gain cinétique de valorisé au cours mondial de 650 USD/T :

$$\text{Gain NH}_3 = T/h * h/\text{an} * \text{USD/T} = +3\,484\,000 \text{ USD/an}$$

3. Valorisation de l'Efficacité Énergétique (Gaz Évité) : Réduction de la charge fossile issue de la facture réelle :

$$\text{Gain Énergie} = \text{GJ/an} * 0,622 \text{ USD/GJ} = \text{USD/an}$$

- **TOTAL DES GAINS BRUTS CUMULÉS : USD/an**

4.7.2. Coûts Opérationnels Électriques (Flux Négatif)

L'intégration du procédé hybride exige une puissance additionnelle nette de 96,87 MW (774 960 MWh/an) pour alimenter le train d'électrolyse. Au tarif de la grille électrique industrielle (0,03USD/kWh) :

4.8. Conclusion du Chapitre

L'introduction des données réelles de la tarification nationale met en lumière un paradoxe stratégique. En raison du fort soutien de l'État sur le prix du gaz en Algérie, l'impact financier de l'économie de combustible reste secondaire face au coût de l'électricité réseau requise.

Cependant, ce projet conserve une viabilité globale absolue pour deux raisons majeures :

1. **La synergie inter-entreprises (Sonelgaz-SORFERT) :** Le modèle d'achat d'électricité verte via un contrat Green PPA permet d'éliminer la taxe carbone du CBAM européen sécurisant ainsi la pérennité de l'accès de SORFERT aux marchés internationaux à haute valeur ajoutée.
2. **L'Amélioration ISO 50001 :** Le procédé démontre une performance thermodynamique validée par un gain net, certifiant l'effort d'efficacité de l'infrastructure.

Ce triptyque technique, financier et réglementaire confirme que l'injection d'hydrogène vert est la clé de voûte de la résilience à long terme de l'industrie pétrochimique algérienne.

.

Conclusion générale

Cette étude quantitative et structurelle a permis d'évaluer scientifiquement l'intégration technique, environnementale et économique de l'hydrogène vert au sein du complexe pétrochimique de SORFERT. À travers la modélisation rigoureuse des scénarios d'injection combinée (U-201 + U-206), plusieurs conclusions majeures se dégagent :

1. **Sur le plan Thermodynamique et Procédé :** L'évaluation valide une synergie remarquable. L'injection d'hydrogène vert permet une contraction majeure de la dépendance fossile du site en réduisant la consommation de gaz naturel de charge et de vapeur de procédé.
2. **Sur le plan Environnemental :** Le projet répond de manière chirurgicale à l'urgence climatique en évitant l'émission CO₂ par an Recommandation Stratégique et Perspectives (Viabilité à Long Terme)

Note de Résilience Économique :

Bien que le bilan financier immédiat, indexé sur le réseau électrique conventionnel actuel, affiche un déficit opérationnel apparent de 7,17 M\$/an, ce résultat purement transitoire ne doit en aucun cas être interprété comme un indicateur de non-viabilité du projet. Au contraire, ce solde négatif constitue le pivot argumentaire de notre étude et est appelé à se transformer à court terme en d'importants profits nets grâce à la convergence de deux leviers économiques majeurs portés par la transition énergétique nationale :

- **Optimisation de l'OPEX Électrique :** Le déploiement des infrastructures solaires d'envergure nationale en Algérie permettra de substituer l'électricité réseau par une alimentation verte compétitive, alignée sur les standards de performance internationaux
- **Valorisation par la "Prime Verte" (Green Premium) :** L'approvisionnement en énergie décarbonée certifiée permettra de requalifier commercialement le surplus de production. Cet ammoniac ne sera plus valorisé au cours standard .

En somme, l'implémentation de cette technologie d'injection d'hydrogène vert transcende la simple modification technique. Dès l'activation des synergies de la politique énergétique nationale, ce projet s'affranchira de toute contrainte réseau, convertissant le coût opératoire initial en un bénéfice net récurrent oscillant entre. Il s'impose donc comme une décision managériale hautement stratégique, garantissant à SORFERT une immunisation totale face au mécanisme CBAM européen et érigeant le complexe en pionnier de l'industrie pétrochimique verte en Afrique du Nord.

Références et bibliographiques :

1. Smith, C., Hill, A.K., & Torrente-Murciano, L. (2020). Current and future role of Haber–Bosch ammonia in a carbon-free energy landscape. *Energy & Environmental Science*, 13(2), 331-344.
2. United Nations. (2015). Accord de Paris. United Nations Framework Convention on Climate Change (UNFCCC).
3. Armijo, J., & Philibert, C. (2020). Flexible production of green ammonia from variable solar and wind energy: Case study of Chile. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 134, 110281.
4. International Renewable Energy Agency. (2022). Innovation Outlook : Renewable Ammonia. IRENA, Abu Dhabi.
5. International Energy Agency. (2021). Ammonia Technology Roadmap : Towards more sustainable nitrogen fertilizer production. IEA Publications.
6. German Federal Ministry for Economic Affairs and Climate Action. (2023). Germany's Hydrogen Strategy and International Cooperation. BMWK Report.
7. Ursua, A., Gandia, L. M., & Sanchis, P. (2012). Hydrogen production from water electrolysis: current status and future trends. *Proceedings of the IEEE*, 100(2), 410-426.
8. Ministère de l'Énergie et des Mines - Algérie. (2023). Stratégie Nationale de Développement de l'Hydrogène Vert en Algérie. Algiers.
9. Fasihi, M., Efimova, O., & Breyer, C. (2021). Techno-economic assessment of green ammonia production global carbon-neutral energy system. *Energy Conversion and Management*, 234, 113917.
10. Uhde GmbH. (2009). Operating Manual, Part II/2: Ammonia Plant 2 - System 201: Natural Gas Compression and Desulphurisation, Sorfert Complex, Doc. ID-Code : SO-UD-M802.00003, 2008-2009.
11. thyssenkrupp Industrial Solutions AG. (2018). Industrial Solutions : Ammonia technology - Boost your business with our leading fertilizer technology, Technical Brochure, Fertilizer and Syngas Technologies, Dortmund, Germany, Report No. FER 004/2/e/1000/201806/KO/SZ, June 2018.