



N° d'ordre :
N° de série :

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

UNIVERSITE D'EL-OUED

FACULTE DES SCIENCES ET TECHNOLOGIE

Mémoire de fin d'étude
Présenté pour l'obtention du diplôme de

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et technologie
Filière : hydrocarbure et chimie
Spécialité : raffinage et pétrochimie

Thème

**Récupération du gaz torche par la méthode
Fischer-Tropsch et production d'énergie**

Présenté par

GHOUAR Ziad

GHOUAR Larbi

Encadrer par

Mr. BEN MAYA Ammar

Mr. ZAIZ Toufik

2012-2013



Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier notre ALLAH, notre Créateur pour m'avoir donné la force pour accomplir ce travail.

Nous tenons à notifier un remerciement spécial à tous nos professeurs .

Nous tenons à remercier Mr.OMER BEN MYA et Mr.TOFIK ZAIZ" nos promoteurs pour son grand soutien et ses conseils considérables.

Nous remercions également tous les professeurs de UNIVERSITE D'EL-OUED et surtout les professeurs de département de génie des procédés.

Qu'ils trouvent ici toute notre gratitude et toute notre reconnaissance pour leur aide, leur encadrement dont nous avons pu bénéficier durant toute notre scolarité.

Nous désirons aussi, exprimer nos essentiels remerciements :

Mr. Khechekhouche Abderahmane, et tous les professeurs de raffinage .

Enfin nous remercierons tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.







SOMMAIRE

Remerciements	
DEDICACE	
Sommaire	I
Liste des Figures	V
Liste des Tableaux	VII
Nomenclature	VIII
introduction générale	01

CHAPITER I:Généralité sur le pétrole et le gaz.

❖ I.1.Introduction	03
❖ I.2. Pétrole	03
➤ I.2.1. Histoire de pétrole	03
➤ I.2.2. Origine du pétrole	04
➤ I.2.3. Installation de pétrole	04
➤ I.2.4.Produits de distillation de pétroles bruts partiels	04
❖ I.3. Gaz du pétrole liquéfié (GPL)	05
➤ I.3.1.Définition des GPL	05
➤ I.3.2.La composition molaire du GPL est variable selon leur source	05
➤ I.3.3.Lés sources des GPL	06
➤ I.3.4.Lés caractéristiques générales des GPL	06
➤ I.3.5.Le GPL en Algérie	07
✓ I.3.5.1. La production nationale du GPL	07
✓ I.3.5.2. La consommation nationale du GPL	08
✓ I.3.5.3 Exportation du GPL	09
➤ I.3.6.Domains d'utilisation du GPL	09
➤ I.3.7.Conclusion pour le GPL	10
❖ I.4.Gaz naturel	10
➤ I.4.1. Introduction	10
➤ I.4.2.Gaz naturel dans le monde	10
➤ I.4.2.1. Réserves de gaz	10
✓ I.4.2.2. Durée de vie des réserves gazières	11
✓ I.4.2.3. Production mondiale du gaz naturel	11
✓ I.4.2.4. Demande mondiale en gaz naturel	13
♦ I.4.2.4.1. Demande actuelle de gaz	13
♦ I.4.2.4.2. Demande potentielle d'énergie et de gaz	13
➤ I.4.3. Le gaz naturel en Algérie	15
✓ I.4.3.1. Richesse Algérienne en gaz naturel	15
✓ I.4.3.2.Les réserves gazier en Algérie	16
➤ I.4.4. Caractéristique de gaz naturel	17
✓ I.4.4.1. Densité	17
✓ I.4.4.2. Pouvoir calorifique	17
➤ I.4.5. Composition chimique d'un gaz naturel	17
➤ I.4.6. Les type de gaz naturel	18

CHAPITER II: Les gaz torchés et environnemental.

❖ II.1.Les torche	19
➤ II.1.1 Introduction	19
➤ II.1.2 Le torchage dans l'industrie du pétrole et du gaz	19

✓ II.1.2.1 Pourquoi on torche?	19
✓ II.1.2.2 Les produits du torchage	20
➤ II.1. 3.Origines et raisons du torchage	21
➤ II.1.4.Volumes de gaz torchés	22
❖ II.2. Présentation des problèmes	23
➤ II.2.1. Méthodologie d'étude	23
✓ II.2.1.1. L'objet de l'étude	23
✓ II.2.1.3 La Démarche méthodologique	23

CHAPITER III :Récupérations des gaz par la méthode Fischer –Tropsch.

III.1.Introduction	24
❖ III.2.Le gaz de production de liquide (GTL) Fischer-Tropsch	24
❖ III.3.Histoire de la Synthèse Fischer-Tropsch	24
❖ III.4.La Technologie GTL (Gas-To-Liquids)	25
➤ III.4.1. Production de Gaz de Synthèse	26
➤ III.4.2. La Synthèse Fischer-Tropsch (SFT)	28
❖ III.5.Cinétique de la Réaction Fischer-Tropsch	29
❖ III.6. Mécanisme de la Synthèse Fischer-Tropsch	29
➤ III.6.1. Réaction de Fischer-Tropsch	29
➤ III.6.2. Réaction de Water Gas Shift	32
❖ III.7. Sélectivité de la Synthèse Fischer-Tropsch	33
➤ III.7.1. Influence des Conditions Opératoires sur la Sélectivité	33

CHAPITER IV: technologie.

❖ IV.1. Introduction	35
❖ IV.2. Notion sur la simulation	35
➤ IV.2.1.Définition de la simulation	35
➤ IV.2.2.Modèle et simulation	35
❖ IV. 3. Présentation du simulateur HYSYS	36
➤ IV. 3. 1. Importance des logiciels	36
➤ IV. 3. 2. Définition	36
➤ IV. 3. 3. Conception générale du logiciel	37
✓ IV. 3. 3. 1. La base de données	37
✓ IV.3 .3 .2. Bibliothèque des équipements	37
✓ IV. 3. 3. 3. La bibliothèque thermodynamique	38
✓ IV. 3. 3. 4. Système d'unité	39
✓ IV. 3. 3. 5. Système de simulation	39
❖ III.4.Les Réacteurs	39

CHAPITER V: Production de energie par FT

❖ V.1.Introduction	42
❖ V.2.Electricité génération d'une turbine à gaz	42
➤ V.2.1.Production d'électricité	42
➤ V.2.2.Définition (turbine à gaz)	43
➤ V.2.3.Principe de fonctionnement	44
✓ V.2.3.1.Principes	45
➤ V.2.4.Applications	46

✓ V.2.4.1.Réalisation pratique	46
✓ V.2.4.2.Limites techniques. Avantages	47
✓ V.2.4.3.Turbocompresseur	50
✓ V.2.4.4.Propulsion	50
✓ V.2.4.5.Moteur	50
➤ V.2.5.Conclusion	51
CHAPTER VI: Calcule et discussions.	
❖ VI. 1. Introduction	52
❖ VI.2.Décarbonatation	53
➤ VI.2.1. Rôle de la section de décarbonatation	53
➤ VI.2.2. Caractéristiques de la réaction chimique	53
➤ VI. 2.3. Caractéristiques des équipements de la section	53
➤ VI.2.4. Procédé d'absorption du CO ₂	56
❖ VI.3.Déshydratation	58
➤ III.3.1. Unité de déshydratation du gaz au TEG	58
➤ VI.3.2.Section de déshydratation	58
➤ VI.3.3. Description de la section déshydratation	59
➤ VI.3.4.Identifier des principaux composants de la section de déshydratation	60
➤ VI.3.5. Les principaux paramètres:	61
➤ VI.3.6. Caractéristiques des équipements de la section déshydratation	62
❖ IV.4.Résultats et discussions	63
➤ IV.4.1. Résultats et discussions pourcentage des Gaz méthane et Gaz CO ₂	63
➤ IV.4.1.1.Les conditions de marche pour l'unité traitement de Gaz naturel	63
➤ IV.4.2. Résultats de la section décarbonatation	65
➤ IV.4.3. Résultats de la section Déshydratation	68
➤ IV.4.5. Résultats de la section Gaz de torche	72
➤ IV.4.6. Résultats de la section GTL et la section production d'électricité	75
✓ VI.4.6.1. Caractéristiques des équipements de la section GTL(Fischer-Tropsch)	75
✓ VI.4.6.2. Caractéristiques des équipements de la section production d'électricité	75
Conclusion générale	81
Bibliographie	82
Annexe	86

Liste des Figures

Fig.I.1.Description schématique du raffinage du pétrole	05
Fig.I.2.Evaluation de la production d'énergie primaire en ALGERIE (1000 TEP) 06	07
Fig.I.3.Offre prévisionnelle national de GPL(en MT)	08
Fig.I.4.Production de gaz naturel en Algérie	16
Fig.I.5.La réparation de réserves gazières en Algérie	16
Fig.II.1.Evolution de la récupération des gaz associés torchés (1970-2003)	19
Fig.II.2.Combustion complète	20
Fig.II.3.Combustion incomplète Fumée indiquant la présence du CO dans les produits de combustion	21
Fig.II.4. Prix des énergies en USD 2006, période 1980-2030	21
Fig.III.1.Schéma fonctionnel de la configuration du processus global de Fischer Tropsch	26
Fig.III.2.Les réactions possibles du gaz de synthèse	26
Fig.III.3.Charges et catalyseurs	28
Fig.III.4.Les espèces adsorbés observés et proposés pendant la synthèse Fischer-Tropsch (adaptée de Schulz et coll)	30
Fig.III.5.Mécanisme de carbène pour la synthèse Fischer-Tropsch	31
Fig.III.6.Réactions secondaires des oléfines (Schulz et coll	32
Fig.III.7.Mécanisme de réaction de décalage de gaz d'eau par l'intermédiaire d'espèce de formiate (Lox et Froment)	33
Fig.III.8.Mécanisme de décalage de gaz d'eau par l'intermédiaire d'oxydation directe (Lox et Froment)	33
Fig.IV.1. Schéma nécessaire pour la modélisation et la simulation d'un processus.	35
Fig.IV.2.figure représentant l'interface de HYSYS	37
Fig.IV.3. figure représentant Bibliothèque des équipements.	38
Fig.IV.4. figure représentant La bibliothèque thermodynamique.	39
Fig.IV.5. Les réacteurs possibles pour la synthèse de Fischer-Tropsch [16, 23]. a. Réacteur à lit fluidisé.; b Réacteur à lit fluidisé de circulation.; c. Réacteur de colonne à bulle (slurry); d. Réacteur de Multitubulaires.	40
Fig.V.1.Schéma de la section principale de la technologie GTL.	42
Fig.V.2.schéma du procédé de simulation de la plan d'énergie Electricité.	43
Fig.V.3.Une turbine à gaz H-Séries de General Electric.	44
Fig.V.4.Schéma de fonctionnement d'une turbine à gaz à compresseur axial.	44
Fig.V.5.Coupe longitudinale d'une turbine à gaz : principaux organes.	46
Fig. VI.1. Unité traitement de gaz naturel	52
Fig.VI.2. Unité traitement de gaz naturel section décarbonatation.	57
Fig .VI.3. Schéma simple de circuit TEG	58
Fig .VI.4. : Les principaux composants de la section de déshydratation.	60
Fig.VI.5. : Section déshydratation	61
Fig .VI.6. : Détail de schéma de contacteur de TEG	62
Fig.IV.7.Unité traitement de gaz naturel (Décarbonatation).	65
Fig.IV.8. Le pourcentage du gaz naturel à l'entrée de la section de décarbonatation.	67
Fig.IV.9. Le pourcentage du gaz d'impuretés résiduelles à l'entrée de la section de gaz torche.	68

Fig.IV.10. Unité traitement de gaz naturel (Déshydratation).	68
Fig.IV.11. Le pourcentage du gaz naturel (décarbonatation) à l'entrée de la section de Déshydratation.	71
Fig.IV.12. Le pourcentage du gaz d'impuretés résiduelles à l'entrée de la section de gaz torche.	72
Fig.IV.13. Section de Gaz de torche.	72
Fig.IV.14. Le pourcentage du gaz d'impuretés résiduelles à l'entrée de la section de gaz torche.	74
Fig.IV.15. Section de GTL et production d'électricité.	77
Fig.IV.16. Le pourcentage du gaz GTL.	80

LISTE DES TABLEAUX

Tab.I.1. La composition molaire du GPL est variable selon leur source	06
Tab.I.2. Présente la quantité de GPL dans les raffineries D'ALGERIE	08
Tab.I.3. Offre potentielle de gaz - Scénario haut (en Gm ³)	12
Tab.I.4. Offre potentielle de gaz - Scénario de référence (en Gm ³)	12
Tab.I.5. Demande mondiale de gaz par région (Cas de base)	14
Tab.I.6. Demande mondiale de gaz par région (Scénario Alternatif)	14
Tab.II.1. Toutes valeurs 2004, Gm ³ /an, origine GGFR	22
Tab.III. 1. Composition du gaz de synthèse	27
Tab.III. 2. Les différentes réactions qui se déroulent au courant de la synthèse Fischer-Tropsch	28
Tab.III.3. Mécanisme proposé de la synthèse d'hydrocarbure de CO et l'H ₂	31
Tab.III.4. Contrôle de la sélectivité dans la synthèse Fischer-Tropsch par les conditions opératoires et la composition du catalyseur (Röper)	34
Tab. IV.1. Les différents modèles thermodynamiques.	38
Tab. VI.1. Les composition de Gaz Naturel.	64
Tab.VI.2. Conditions de Gaz Naturel.	64
Tab.VI.3. Pourcentage de gaz méthane et CO ₂ dans le gaz naturel et le gaz de torche.	66
Tab.VI.4. Pourcentage de gaz méthane et CO ₂ dans le gaz naturel et le gaz de torche.	69
Tab.VI.5. Conditions de gaz torche.	73
Tab.VI.6. Pourcentage de gaz méthane et CO ₂ dans le gaz de torche.	73
Tab.VI.7. Conditions de gaz Hydrogène et Oxygène.	76
Tab.VI.8. Pourcentage de gaz GTL.	78
Tab.VI.9. Conditions de GTL.	80

Nomenclature

TVR : Tension de vapeur.

PC : Pouvoir calorifique.

PCS : Pouvoir calorifique supérieur.

PCI : Pouvoir calorifique inférieur.

GA : gaz associé.

SFT : synthèse de Fischer-Tropsch.

GTL : Technologie GTL (Gas-To-Liquids).

ATR : le reformage autothermal.

POX : L'oxydation partielle.

LTFT : Synthèse de FT à basse température.

HTFT : Synthèse de FT à haute température.

TFBR : Tubular Fixed Bed Reactors.

WGS : Réaction de Water Gas Shift.

GGFR : Global Gaz réduction du torchage.

TAC : turbine à combustion.

s : site catalytique.

Plug flow : écoulement homogène.

Holdup: rétention.

LHHW: Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson.

Introduction

Introduction générale

Des quantités énormes de gaz en coproduction sont évacuées comme un sous-produit et de grandes approvisionnements de gaz ont émergé[1]. Selon la Banque mondiale, le volume annuel de gaz naturel brûlé ou rejeté dans le monde pour l'année 2003 s'élève à plus de 100 milliards de mètres cubes, ce qui représente la consommation annuelle de gaz de la France et de l'Allemagne réunies. Ce montant de niveau de torchage de gaz est resté constant au cours des 20 dernières années. Le torchage en Afrique représente à elle seule près de 35% du torchage mondial [2,3].

En Algérie, seul le torchage s'élève à 5 Gm³. Avec l'accroître la sensibilisation de l'impact environnemental et la ratification du protocole de Kyoto par la plupart des pays membres, il est attendu que le torchage du gaz ne sera pas autorisé dans un proche avenir. Cela nécessitera des changements importants dans les pratiques actuelles de pétrole et de production et la transformation du gaz [4,5].

On se basant sur plusieurs références parlant sur ce sujet vaste en prenant l'essentiel de chaque idée.

Notre étude consiste à créer une unité par le logiciel HYSYS pour diminuer la teneur de CO₂ dans les gaz torchés qui cause un grand problème d'environnement.

Les résultats obtenus sont satisfaisants:

- La teneur en CO₂ est de l'ordre de 0.00001%.
- La production de l'énergie électrique (1333 KW).
- Le stockage de l'énergie thermique.

Notre travail est résumé dans 6 chapitres:

Dans le chapitre 1 nous avons parlé d'une façon générale sur les produits hydrocarbures.

Dans le chapitre 2 nous avons traité théoriquement les gaz torchés et son impact sur l'environnement.

Dans le chapitre 3 nous avons traité théoriquement la récupération des gaz torchés par la méthode de Fischer-Tropsch (FT)

Dans le chapitre 4 nous avons montrer les techniques scientifiques (inclus la simulation par HYSYS) a utiliser dans le chapitre 6.

Dans le chapitre 5 nous avons utiliser les gaz qui sort du réacteur (FT) pour produire des l'énergie électrique via une turbine à gaz.

Dans le chapitre 6 nous avons utiliser le logiciel HYSYS pour créé une unité qui à pour rôle de diminuer la teneur de CO₂ dans les gaz torche.

CHAPITRE I

Généralités sur le pétrole et le gaz

I.1.Introduction

Le pétrole est un mélange complexe d'hydrocarbures de différentes familles (paraffiniques, naphthéniques, aromatiques) associés à des composés oxygénés, azotés et sulfurés ainsi qu'à des traces de métaux particuliers (vanadium, molybdène, nickel...etc.). Le pétrole brut est connu depuis la plus haute antiquité. Employé autrefois comme mortier, comme agent d'étanchéité ou encore pour ses propriétés lubrifiantes ou médicinales, le pétrole n'est devenu un grand produit industriel seulement qu'au milieu du XIX^e siècle. Il est en effet d'usage courant aujourd'hui de faire remonter les origines de l'industrie du pétrole à l'année 1859.

I.2. Pétrole

I.2.1. Histoire de pétrole

Ou de l'huile et il est aussi appelé pétrole brut, l'or noir comme un terme littéraire, un liquide épais, inflammable, brun foncé ou brun verdâtre, trouvé dans la couche supérieure de la croûte terrestre. Huile constituée d'un mélange complexe d'hydrocarbures, en particulier des alcanes à chaîne précieux chimiquement, mais diffère en apparence et la composition et la pureté fortement selon le lieu de l'extraction. C'est une source d'énergie primaire importante selon les statistiques de l'énergie dans le monde. Mais le monde brûler et exploité dans la production de l'énergie électrique et l'exploitation des usines et déplacer le transport et le fonctionnement des moteurs conçus pour se déplacer et à la production d'énergie électrique qui peut être généré par d'autres moyens de fournir de la combustion humaine de cet article chimiquement valeur. Le pétrole est la matière première de nombreux produits chimiques, compris les engrais, les pesticides, les plastiques et de nombreux outils en plastique et les copeaux et les tubes et les tissus de nylon, soie artificielle et de cuir synthétique et de médicaments.

Le plus grand consommateur de pétrole au monde, les États-Unis d'Amérique consomme seulement environ un quart de la production mondiale est estimée à 80 millions de barils par jour. Ainsi consomme 4% de la population mondiale 25% de la production mondiale de pétrole [6].

Selon la courbe de la production américaine jusqu'en 2005, a transgressé sommet absolu en 1975, atteignant 5 et 9 millions de barils par jour, et depuis cette date tombe peu à peu jusqu'à ce qu'elle atteigne à 4 - 5 millions de barils par jour en 2005. Aujourd'hui, nous pouvons dire que l'Amérique est dépendante des importations de pétrole de 75% assez pour le besoin des 21 millions de barils par jour (comparer la production américaine au sommet de la théorie de Hubert).

I.2.2. Origine du pétrole

- Origine organique

L'explication de l'origine du pétrole par l'évolution géologique de la matière organique a été formulée dès le XIX^e siècle ; mais elle était alors fortement concurrencée par des théories impliquant des mécanismes inorganiques, par exemple l'action de l'eau sur des carbures métalliques.

I.2.3. Installation de pétrole

Pendant le processus de liquidation, les constituants chimiques sont séparés par distillation fractionnée du pétrole, un processus qui dépend de la saison des points d'ébullition par rapport (ou volatilité relative) de différents matériaux résultant de la distillation du pétrole. Et produit divers produits pour le point d'ébullition compris les gaz lumière, tels que: le méthane, l'éthane à partir de méthodes de chimie analytique, souvent utilisé dans les services de contrôle de la qualité dans les raffineries de pétrole.

L'huile est constituée d'hydrocarbures, et dans ce tour se compose de composés organiques contenant de l'hydrogène et du carbone. Et certaines des parties non-carbones telles que l'azote, le soufre, l'oxygène, et de petites quantités de métaux tels que le vanadium, le nickel, et ces éléments ne dépassent pas 1% de l'huile de l'installation.

Les quatre plus légers sont les alcanes: méthane CH_4 , C_2H_6 éthane, le propane C_3H_8 , C_4H_{10} butane. Ils ont tous les gaz.

Produits chaîne carbonée en C_{5-7} sont tous légers, facilement vaporisé, naphta pur. Et ils sont utilisés comme solvants et produits de nettoyage à sec et de produits utilisés dans d'autres séchages rapides. Les chaînes les plus complexes de C_6H_{14} $\text{C}_{12}\text{H}_{26}$ à elles sont mélangées ensemble et d'être l'essence (essence). Le kérosène est fabriqué à partir de C_{10} à C_{15} chaîne carbonée. Suivi par le carburant diesel et poêles à mazout dans la gamme $\text{C}_{10}\text{-C}_{20}$. Les fiouls lourds utilisés dans les moteurs de bateau. Tous ces véhicules huile liquide à température ambiante.

I.2.4. Produits de distillation de pétroles bruts partiels

Les huiles lubrifiantes et graisses semi-solide et la vaseline allant de C_{16} à C_{20} . Les chaînes de meilleurs C_{20} solides forment, à partir de la cire de paraffine, puis goudron, bitume, d'asphalte, de la présence de ces matières lourdes en bas de la tour de distillation.

Donne la séquence suivante des composants huileux résultant dans l'ordre de leurs points d'ébullition, sous l'influence de la pression atmosphérique dans la distillation fractionnée en degrés Celsius:

- ✓ Éther de pétrole: 40 à 70 ° C est utilisé en tant que solvant
- ✓ Légère d'essence: 60 - 100 ° C est utilisé comme carburant pour les voitures
- ✓ Essence lourde: de 100 à 150 ° C est utilisé comme carburant pour les véhicules

- ✓ Lumière kérosène: 120 à 150 ° C est utilisé en tant que solvant et de livraison de carburant
- ✓ Kérosène: 150 à 300 ° C est utilisé comme combustible pour moteurs à réaction
- ✓ Diesel: 250 à 350 ° C est utilisé comme / carburant diesel et de chauffage
- ✓ - D'huile lubrifiante: > 300 ° C de l'huile moteur est utilisé De grandes parties restantes: goudron, l'asphalte, la cire, et le carburant restant [7].

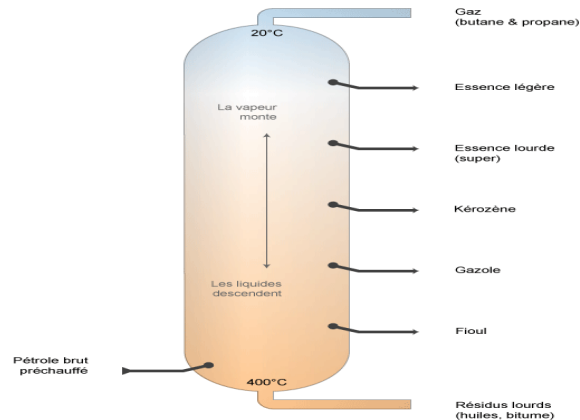


Fig.I.1. Description schématique du raffinage du pétrole.

I.3. Gaz du pétrole liquéfié (GPL)

I.3.1.Définition des GPL

Le GPL (gaz du pétrole liquéfié) est un mélange gazeux constitue essentiellement de propane C_3H_8 , et de butane C_4H_{10} , et un peu de traces de méthane CH_4 , de l'éthane C_2H_6 et le pentane C_5H_{12} .

Le GPL est un produit gazeux à la température ambiante et pression atmosphérique.

Il est liquéfié à faible pression (4 à 5 bar) et une température très basse pour faciliter son transport, stockage et sa commercialisation, il se gazéifie au moment de son utilisation.

I.3.2.La composition molaire du GPL est variable selon leur source

Le GPL est l'un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne le contrôle de l'environnement [8].

Tab.I.1. *La composition molaire du GPL est variable selon leur source.*

Le composant du GPL	Le % molaire
Méthane	0,32
Ethane	1,12
Propane	60,95
Iso butane	15,46
Normal butane	22,14
Iso pentane	0,01

I.3.3. Les sources des GPL

Le GPL est obtenu principalement :

- 1) Dans les raffineries, soit au cours de distillation du pétrole brut ou lors cracking ou de Reforming des produits en vue de la production des essences.
- 2) Au cours des séparations du gaz naturel (GN) qui à pour but de séparer et de récupérer les condensât et GPL (propane, butane, C₅₊) dans les champs.
- 3) Par liquéfaction du gaz naturel (GP2Z – GL1K) [9].

I.3.4. Les caractéristiques générales des GPL

♦ **Odeur** : le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant, ce sont des composés sulfures tel que le diéthylmercaptane ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fin des commercialisations.

♦ **Tension de vapeur** : la TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20° C.

♦ **Dilatation** : à l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).

♦ **Densité** : aux conditions normales de température et pression, le GPL sont plus lourds que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température à titre exemple :

À 38°C la densité est égale 0,534, la densité est très importante dans le GPL commerciale.

De petites quantités de GPL dans l'eau peuvent former un mélange, c'est pour cela qu'il n'est pas toléré de négliger la moindre consigne de sécurité dans l'industrie du gaz.

♦ **Température d'ébullition** : a la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de -42°C, celle de butane est de -6°C.

♦ **Pouvoir calorifique** : c'est la propriété la plus intéressante étant que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :

Iso-butane : PC = 29460 (kcal/kg).

Normal butane : PC = 29622 (kcal/kg).

Propane : PC = 22506 (kcal/kg).

♦ **Impuretés** : le plus important est les soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à **0,005 %** en masse, ainsi l'eau l'un des impuretés importants.

♦ **Le GPL** est non corrosif à l'acier mais généralement aux cuivres et ces alliages ou l'aluminium.

Le GPL n'est aucune propriété de lubrification et cet effet doit être prise en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs) Le GPL est incolores, que ce soit phase liquide ou gazeux [8].

I.3.5. Le GPL en Algérie

I.3.5.1. La production nationale du GPL

Puisque l'Algérie est un pays pétrolier et gazier, l'industrie du GPL est très important, sa production suivi une croissance soutenue en raison de l'intérêt suscité chez les pays industrialisés par cette forme d'énergie idéale pour la protection de l'environnement.

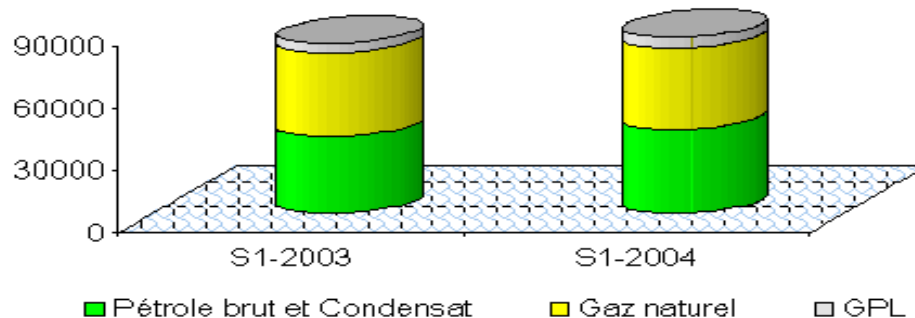


Fig.I.2. Evaluation de la production d'énergie primaire en ALGERIE (1000 TEP).

Jusqu'à 1984 l'Algérie importait du butane en période de pointe, depuis cette date et suite, à la mise en service du complexe GP1Z. La production nationale est largement excédentaire par rapport à la demande d'un marché national.

Durant les dernières années, l'industrie Algérienne du GPL a connue des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime. Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au début des années 90 fait bénéficier aujourd'hui des disponibilités importantes du GPL.

Depuis la mise en exploitation du champ gazier de Hamra en 1996, la production du GPL en Algérie connue un développement rapide [10].

Le niveau de l'offre nationale du GPL est de l'ordre de 5,5 millions de tonnes en 1996, et plus de 7,3 millions de tonnes en 1998, et environ 9 millions de tonnes en 2001, un pic de 12,5 millions de tonnes sera atteint en 2006 lorsque les projets développés auront été mise en service. Cette offre provenant de trois sources différentes :

➤ 10% obtenus à la suite du raffinage du pétrole brut aux raffineries de Skikda, Arzew, Alger. La production moyenne annuelle de ces raffineries est de l'ordre de 530.000 tonnes réparties dans le tableau suivant :

Tab.I.2.Présente la quantité de GPL dans les raffineries D'ALGERIE.

	SIKIDA	ARZEW	ALGER
GPL	340.000 tonnes	100.000 tonnes	90.000 tonnes

➤ 11% sont obtenus à l'issue de la liquéfaction du gaz naturel aux complexes de liquéfaction de Sonatrach GL2Z, GL1K et réparti comme suit :

GL2Z : 405.000 tonnes dont 50% en butane.

GL1K : 170.000 tonnes dont 40% en butane.

➤ 79% sont produits à partir des gisements d'hydrocarbures, suite à la séparation du gaz et le traitement du pétrole brut ; soit 4,35 millions de tonnes.

L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région Ouest à Arzew avec 87%, 9% dans la région Est (Skikda), 2% au Centre et 2% dans le Sud au niveau des champs de Hassi R'mel, Haoudh - Berkaoui et l'Hamra [11].

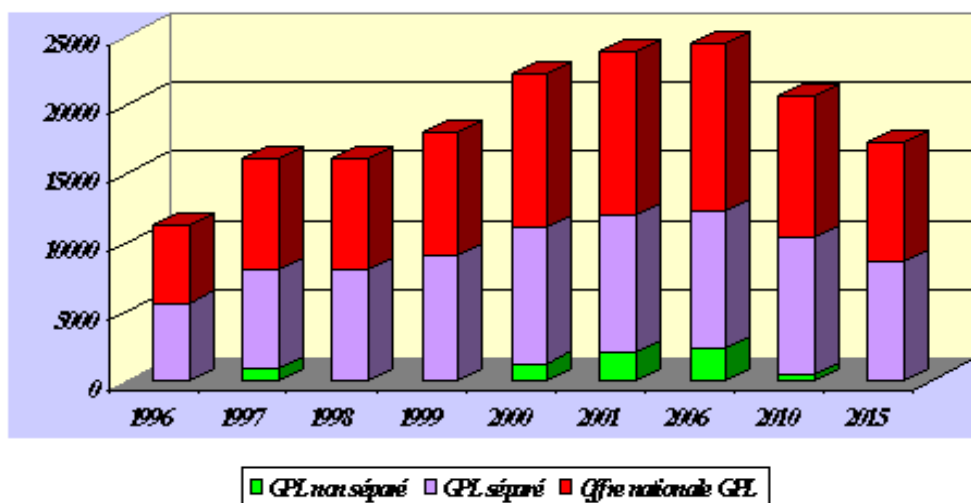


Fig.I.3.offre prévisionnelle nationale de GPL(en MT).

I.3.5.2. La consommation nationale du GPL

La consommation nationale du GPL a connu un rythme très élevé à partir de 1970, suite à la mise en place de nouvelles capacités d'enfûtage en 1980 par 29 centres en futurs portant la capacité de 1,2 millions de tonnes/an en une équipe, soit l'équivalent de 43 centres en futurs implantés à travers l'ensemble du territoire national.

La consommation est passé de 148.000 tonnes en 1970 (11kg /habitant) et à 720.000 tonnes en 1975 (38kg/habitant) pour atteindre 1,4 millions de tonnes en 1996(51 kg/habitant) [10].

I.3.5.3 Exportation du GPL

Accroissement substantiel des quantités à l'exportation en 2005; 8,5 millions de tonnes dont 6 millions de tonnes en propane.

L'année 1997 illustre parfaitement le rôle de notre industrie sur le marché international.

Les marchés méditerranéens et américains (USA) restent les principaux marchés et représentent près de 75% des exportations.

I.3.6.Domains d'utilisation du GPL

➤ Le GPL carburant

Si les projecteurs de l'actualité se braquent aujourd'hui sur le GPL/C, il n'en pas moins une déjà une longue histoire.

Dés 1912, aux USA le GPL / C alimentait les voitures, mais cette innovation est restée sans lendemain, car il n'était utilisé que comme carburant de substitution en cas de crises. Il fallut attendre les années 80 pour que la fiscalité devienne favorable dans certains pays et permette le développement des voitures équipées de la bicarburation.

Le GPL/C est largement prouvé ses qualités à être un carburant alternatif avantageux tant au plan économique qu'un plan écologique .Actuellement de nombreux pays possédant une flotte de véhicules roulant au GPL/C, ce sont principalement :

Les Pays-Bas, le Japon, l'Italie, l'Allemagne, la Grande-Bretagne, la France, les USA, l'Espagne, la CIE, le Canada.

Le GPL / C est adopté sous le nom commercial « SIRGHAZ ».

L'indice d'octane élevé du GPL / C permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur.

Le niveau alarmant de pollution devrait au contraire favoriser l'utilisation des véhicules GPL/C, car il produit moins de CO₂ et de CO, il ne contient pas de Plomb.

L'introduction massive du GPL/C en Algérie est aujourd'hui une option stratégique, d'une part en raison de l'accroissement de la demande nationale en carburant et d'autre part pour des raisons environnementales cruciales .il a été introduit en Algérie en 1980.

La demande mondiale en GPL/C atteint 9,6MT en 1994, 12,3MT en 2000, le scénario fort table sur 20MT en 2010 [11].

I.3.7. Conclusion pour le GPL

L'industrie des GPL et par l'intermédiaire des organisations telle que le forum mondiale du GPL a pour mission de promouvoir ces combustibles gazeux et doit le faire tout provoquer dans le choix de combustibles salubres pour l'environnement et à combustion propre, gaz naturel et GPL peuvent servir cet objectif et ont leur place dans la résolution des problèmes actuels en matière de l'environnement car il y a une diminution importante de la pollution, donc il permet de réduire la dépendance vis-à-vis des autres sources d'énergie.

I.4. Gaz naturel

I.4.1. Introduction

Le gaz naturel est une énergie primaire non renouvelable bien répartie dans le monde, propre et de plus en plus utilisée. Dispose de nombreuses qualités : abondance relative, souplesse d'utilisation, qualités écologiques, prix compétitifs. La mise en œuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de l'extraction aux utilisateurs, en passant par le stockage, le transport, la distribution.

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de 75 % à 95 %, est le méthane (CH_4). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure.

I.4.2. Gaz naturel dans le monde

I.4.2.1. Réserves de gaz

La comparaison des taux d'épuisement des ressources d'hydrocarbures constate que le gaz naturel est une ressource énergétique relativement peu exploitée par rapport au pétrole brut.

En janvier 2004 les réserves totales de gaz dans le monde sont estimées à 202.404 Gm^3 plus de 2,2% par rapport à l'année de 2000 dont 146.800 Gm^3 de réserves récupérables prouvées. Les réserves prouvées de gaz représentent, en équivalent énergétique, plus de 95 % des réserves prouvées de pétrole brut.

La plus forte part (40%) des réserves totales se trouve en Europe de l'Est, Asie du Nord. En ce qui concerne les réserves prouvées, elles se situent pour 38% en Europe de l'Est, Asie du Nord et 31% au Proche-Orient, les parts des autres régions étant toutes inférieures à 10%.

Par comparaison avec le pétrole brut, dont les deux tiers des réserves prouvées se trouvent au Proche-Orient, le gaz naturel représente une diversification géographique des sources d'énergie dans le monde.

Après trois années de production, les réserves estimées ont encore augmenté de 4% rapport à celles du janvier 1999. L'augmentation est particulièrement importante dans les régions d'Europe de l'Est, Asie du Nord et d'Amérique du Nord.

Cette augmentation suit et confirme celle de 22% constatée en 1996 et 1999 et tient en grande partie à l'impact des nouvelles technologies sur le niveau de récupération des réserves avec des prix des énergies quasiment stables : l'essentiel de l'évolution est dû à de nouvelles estimations des ressources des champs de gaz déjà connus.

I.4.2.2. Durée de vie des réserves gazières

La durée de vie (rapport des réserves à la production d'une année donnée) des réserves totales mondiales de gaz est actuellement de 187 ans. Elle est de 68 ans sur la base des seules réserves prouvées, chiffre sensiblement supérieur à celui de 45 ans pour le pétrole. Selon le scénario, la durée de vie des réserves totales connues sera comprise entre 99 et 124 ans en 2010 après déduction des quantités consommées d'ici là.

Les réserves mondiales de gaz sont donc abondantes; leur accroissement a couvert deux fois la production intervenue ces trois dernières années. Elles permettront de fournir les quantités de gaz nécessaires durant le siècle prochain et au-delà.

I.4.2.3. Production mondiale du gaz naturel

La concentration de la production de gaz naturel dans deux pays CEI (communs des états indépendants) et les Etats Unis qui contribuent pour plus de 50% à la production annuelle est très frappante.

Le classement des pays producteurs illustre surtout les problèmes liés au coût élevé du transport du gaz naturel hors CEI et USA. Les principaux producteurs sont proches des grandes marches consommateurs : Canada (USA) Pays-Bas, Royaume-Uni et Algérie. L'offre mondiale croît rapidement pour se situer dans l'intervalle 2520-2890 Gm³/an en 2000, puis dans l'intervalle 2960-3640 Gm³/an en 2010. Cette croissance se ralentit ensuite dans les deux scénarios, le niveau d'offre potentielle en 2030 étant compris entre 3110 et 4130 Gm³/an. La répartition géographique de l'offre potentielle est présentée dans les tab I.3 et I.4. [12].

Tab.I.3. *Offre potentielle de gaz - Scénario haut (en Gm³).*

Unité : Gm ³ (10 ⁹ m ³)	Réalisé	Potentiel				
Année	1995	2000	2010	2020	2030	
Afrique	82	136	199	229	230	
Asie Centrale & de l'Est	77	142	187	224	255	
Asie du Sud Est & Océanie	125	180	219	269	305	
Europe de l'Est - Asie du Nord	698	984	1289	1397	1400	
Proche-Orient	143	242	373	476	552	
Amérique du Nord	714	746	880	943	1026	
Amérique du Sud	75	117	163	181	199	
Europe Centrale & Occidentale	250	344	330	269	166	
Monde	2,164	2,891	3,640	3,988	4,133	

Tab.I.4. *Offre potentielle de gaz - Scénario de référence (en Gm³).*

Unité : Gm ³ (10 ⁹ m ³)	Réalisé	Potentiel				
Année	1995	2000	2010	2020	2030	
Afrique	82	134	168	189	192	
Asie Centrale & de l'Est	77	116	142	155	165	
Asie du Sud Est & Océanie	125	171	200	204	210	
Europe de l'Est - Asie du Nord	698	714	893	947	950	
Proche-Orient	143	232	331	408	464	
Amérique du Nord	714	734	801	833	854	
Amérique du Sud	75	101	131	149	155	
Europe Centrale & Occidentale	250	318	290	203	117	
Monde	2,164	2,520	2,956	3,088	3,107	

L'offre potentielle augmente régulièrement en toutes régions, sauf en Europe Centrale & Occidentale où elle commence à décliner lentement après l'an 2000. Cette baisse n'est significative qu'après 2010 ce qui est une évolution favorable par rapport au précédent rapport où la chute entre 2000 et 2010 fût assez rapide. On notera en outre que des réserves importantes se trouvent à des distances de transport moyennes dans les régions environnant l'Europe Centrale & Occidentale. Les prévisions relatives à l'offre enregistrent des variations mineures comparées à celles des études précédentes.

I.4.2.4. Demande mondiale en gaz naturel

I.4.2.4.1. Demande actuelle de gaz

Entre 1985 et 1995, la demande mondiale d'énergie a augmenté à un rythme moyen de 1,6 % par an pour atteindre 338 EJ. Durant la même période, la croissance a été de 2,2% par an pour le gaz naturel dont la consommation a atteint 2120 Gm³ (78 EJ) en 1996, soit presque 23 % de la demande d'énergie. Cette croissance de la demande de gaz est proche des prévisions à court terme des études réalisées au triennat précédent. Elle est observée en toutes régions, sauf toutefois en Europe de l'Est Asie du Nord où une diminution importante a été enregistrée durant le dernier triennat.

I.4.2.4.2. Demande potentielle d'énergie et de gaz

La consommation mondiale d'énergie continuera de croître pour atteindre 475 EJ en 2010 et 680 EJ vers 2030, soit plus de deux fois le niveau actuel. La croissance sera modérée dans les pays développés qui continueront à investir pour améliorer l'efficacité des usages de l'énergie. Au contraire, une forte augmentation est attendue dans les nouveaux pays industrialisés et les pays en voie de développement, en particulier en Asie et en Afrique, en raison de la croissance de la population et de l'implantation d'activités grosses consommatrices d'énergie aujourd'hui localisées dans les pays développés.

Le scénario de référence pour la demande potentielle de gaz se place dans ce contexte. Selon ce scénario, la demande mondiale atteindra 2550 Gm³ (93 EJ) en 2000, 3200 Gm³ (117 EJ) en 2010 et 4100 Gm³ (150 EJ) en 2030.

La part du gaz dans la demande mondiale d'énergie dépassera 24 % en 2010.

Les estimations sont très proches des prévisions de l'étude précédente pour l'an 2000. Elles sont par contre plus optimistes pour le long terme (supérieures à 10% en 2030).

L'Amérique du Nord, l'Europe et l'Asie du Nord resteront les principaux marchés gaziers, mais la demande de gaz croîtra plus modérément dans ces régions que dans d'autres.

Le gaz sera néanmoins l'énergie ayant la plus forte croissance dans ces régions avec de nouvelles perspectives notamment dans les domaines de la production d'électricité et du transport (GNV). Dans tous les secteurs de consommation, le gaz naturel contribuera à l'amélioration de l'environnement.

C'est dans les autres régions du monde, et en particulier dans les régions Afrique, Asie Centrale & de l'Est et Proche-Orient que les taux de croissance les plus élevés seront observés.

Ces régions verront leur part dans la demande mondiale de gaz passer de 16 % aujourd'hui à 26 % en 2030. Ces prévisions sont en évolution par rapport à celles de 1994.

La croissance attendue en Europe Centrale & Occidentale est légèrement plus modérée alors qu'elle est au contraire revue nettement à la hausse au Proche-Orient, en Asie Centrale & de l'Est [12].

Tab.I.5. Demande mondiale de gaz par région (Cas de base).

Unité : Gm ³ (10 ⁹ m ³)	Réalisé	Potentiel				
Année	1994	1995	2000	2010	2020	2030
Afrique	43	49	68	105	145	177
Asie Centrale & de l'Est	139	145	233	342	441	526
Asie du Sud Est & Océanie	68	74	103	132	157	185
Europe de l'Est - Asie du Nord	548	522	614	740	812	883
Proche-Orient	128	144	203	278	337	388
Amérique du Nord	698	727	760	899	980	1,082
Amérique du Sud	68	75	99	134	164	197
Europe Centrale & Occidentale	356	384	467	560	614	650
Monde	2,048	2,120	2,547	3,190	3,650	4,088

Tab.I.6. Demande mondiale de gaz par région (Scénario Alternatif).

Unité : Gm ³ (10 ⁹ m ³)	Réalisé	Potentiel/TD>				
Année	1994	1995	2000	2010	2020	2030
Afrique	43	49	64	98	138	168
Asie Centrale & de l'Est	139	145	201	265	322	373
Asie du Sud Est & Océanie	68	74	89	103	115	131
Europe de l'Est - Asie du Nord	548	522	570	652	685	720
Proche-Orient	128	144	191	247	283	313
Amérique du Nord	698	727	730	755	773	784
Amérique du Sud	68	75	96	121	141	163
Europe Centrale & Occidentale	356	384	437	494	524	543
Monde	2,048	2,120	2,378	2,735	2,981	3,195

La sensibilité de ces prévisions au jeu d'hypothèses est importante. En Amérique du Nord notamment, l'hypothèse d'une croissance économique réduite pèse fortement sur la demande d'énergie; dans ce cas, la consommation de gaz croît très lentement au-dessus du niveau actuel. En Europe de l'Est Asie du Nord, le potentiel du marché gazier est réduit de presque 20% si l'on suppose que l'évolution économique générale conduira à une stagnation de la production industrielle.

I.4.3. Le gaz naturel en Algérie

L'Algérie a une importante industrie du gaz naturel, et un important producteur de gaz au niveau mondial.

A la fin de 1953, plusieurs campagnes de sismiques aboutirent à la mise en évidence d'une zone haute pouvant constituer un anticlinal, notamment dans la région de Hassi R'Mel, un premier forage (HR1) a été réalisé en 1956. Huit puits sont alors réalisés, délimitant ainsi une structure anticlinale constituant un grand réservoir de gaz.

Ce premier développement du champ permet de préciser les viciés des niveaux géologiques et d'approfondir les connaissances sur le réservoir et son effluent.

Quatre puits sont reliés à un centre de traitement permettant l'exploitation commerciale du champ, dès février 1961 deux unités livrent du gaz à GL4-Z à travers un gazoduc reliant Hassi- R'Mel à Arzew, le condensât était évacué à Haoudh El Hamra via l'oléoduc «N°8 ».

Depuis la mise en exploitation, plusieurs étapes ont été marquées avant d'atteindre la phase actuelle de développement.

De 1961 à 1971, la production annuelle de gaz brut passe de 0,8 à 3,2 milliards de m³ et celle du condensât passe de 126 000 à 623 000 tonnes.

De 1971 à 1974 : des études des réservoirs permettent de définir le mode d'exploitation du champ.

En 1974, parallèlement à ces études, une extension du centre de traitement était réalisée par l'adjonction de six nouvelles unités d'une capacité totale de 300.10⁶ m³/j.

Un programme de forage complémentaire était porté sur 23 nouveaux puits réalisés entre 1971 et 1974.

Depuis 1980, l'Algérie est devenue l'un des grands exportateurs mondiaux de gaz naturel. Une particularité à souligner est que l'Algérie a pu réaliser diverses installations de liquéfaction de gaz naturel qui lui permettent de le commercialiser sous forme liquide et le transporter dans des méthaniers vers le marché extérieur (Etats-Unis, Europe.. etc.).

Parallèlement à ce mode de transport l'Algérie a pu transporter son gaz par des gazoducs reliant directement Hassi R'mel à l'Europe, c'est ainsi qu'elle exploite actuellement le fameux gazoduc trans-méditerranéen qui relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie via la Tunisie. [13]

I.4.3.1. Richesse Algérienne en gaz naturel

L'Algérie possède des réserves immenses en gaz naturel à savoir le champ de Hassi R'mel, qui est le plus grand à l'échelle mondiale et celui de Ain- Salah qui sera exploité en l'an 2002. L'Algérie est placée au quatrième rang, en possédant 10% environ des réserves mondiales.

L'exploitation de gaz naturel en provenance de l'Algérie atteindra 80 milliards m^3 de production (voir fig.I.4). Autrement dit l'Algérie deviendra le premier exportateur dans ce secteur.

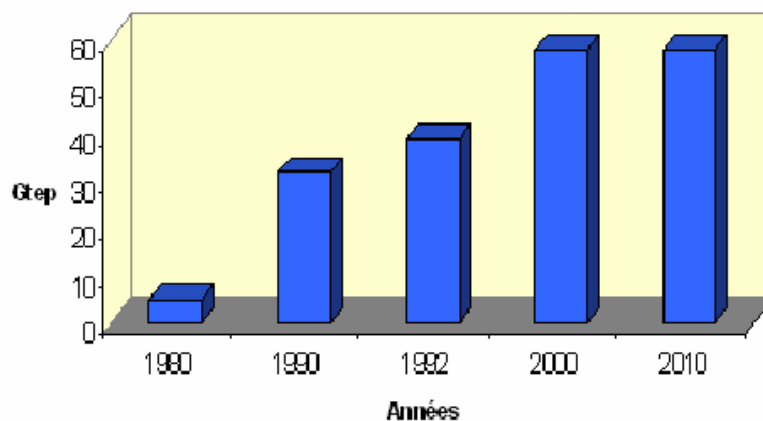


Fig.I.4. production de gaz naturel en Algérie.

I.4.3.2. Les réserves gazières en Algérie

En janvier 2003 les réserves prouvées de gaz naturel sont estimées à $4,077.10^9 m^3$. Au cours des dix dernières années les bassins de Berkine et d'Illizi ont enregistré les taux de réussite les plus élevées dans l'exploration, avec respectivement 51% et 50%. Parmi les autres bassins de Berkine qui se classent comme les plus fructueux figure le bassin d'Oued Mya ou ils ont effectué une autre découverte de gaz et de pétrole en 2002, ainsi que les bassins de Timimoun et Hassi Messaoud (voir fig.I.5.)

Il est estimé actuellement que des investissements de l'ordre de 7Milliards de \$ devront être débloqués les prochaines années afin de développer tous les découverte réalisées. [13]

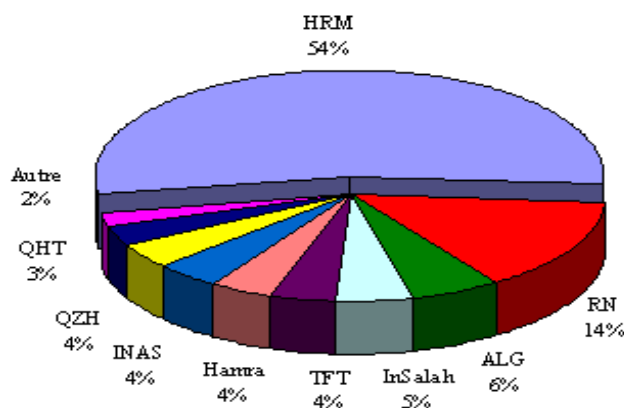


Fig.I.5. la répartition de réserves gazières en Algérie.

I.4.4. Caractéristique de gaz naturel

Au stade final de son exploitation, le gaz naturel peut être caractérisé par les propriétés suivantes :

I.4.4.1. Densité

Pour un gaz est défini par le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans les conditions déterminées de la température et de pression.

I.4.4.2. Pouvoir calorifique

C'est la quantité dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence. Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en (J/m^3).

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

- **Pouvoir calorifique supérieur (PCS)**

C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau formée étant liquide.

- **Pouvoir calorifique inférieur (PCI)**

C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau restée à l'état vapeur.

I.4.5. Composition chimique d'un gaz naturel

La composition chimique d'un gaz c'est la nature des hydrocarbures et les autres constituants qu'il renferme, leur importance relative dans le mélange et leur fraction volumique ou moléculaire. La composition chimique d'un gaz est utilisée pour étudier la vaporisation et calculer certaines de ces propriétés en fonction de la pression et la température

On peut classer les gaz naturel selon leur origine en :

- **Le gaz naturel bactérien (biochimique)**

C'est un gaz formé par l'action des bactéries sur les débris organique qui s'accumulent dans les sédiments.

- **Le gaz naturel thermique**

C'est un gaz formé par la dégradation thermique des sédiments qui portés à des température et pressions croissantes au cours de l'évolution des bassins sédimentaires, est donne à côté des hydrocarbures une large gamme de composés non hydrocarbures.

- **Le gaz naturel inorganique**

C'est un gaz inorganique qui se forme au cours de formation des gaz hydrocarbures à faible proportion, les gaz volcaniques et les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et des inclusions fluides des minéraux des roches métamorphiques ou magmatiques.

I.4.6. Les types de gaz naturel

La présence et l'apparition d'une phase liquide avec le gaz selon les conditions de pression et la température dans le réservoir de gisement et en surface conduit à distinguer:

- **Le gaz sec** : dans les conditions de production de se gaz, il n'y a pas une formation de phase liquide et le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane.
- **Le gaz humide** : dans les conditions de production de se gaz, il y'a une formation de phase liquide dans les conditions de surface et le gaz est moins concentré en méthane.
- **Le gaz a condensât** : dans les conditions de production de se gaz, il y'a une formation de phase condensée riche en constituants lourds dans le réservoir.
- **Le gaz associé** : c'est un gaz de couverture qui contexte avec la phase d'huile dans réservoir d'huile (Gisement de pétrole).

CHAPITRE II

Les gaz torchés et l'environnement

II.1. Les torches

II.1.1 Introduction

❖ La réduction des gaz torchés: un objectif permanent de sonatrach

Depuis les années soixante-dix, Sonatrach s'est fixé un objectif de réduire les gaz associés torchés.

Aujourd'hui après la prise de conscience officiellement entérinée par 182 pays, dont l'Algérie, au sommet de Rio de Janeiro, en 1992. SONATRACH ne conçoit pas de développement économique sans un développement durable. Des investissements considérables ont été consentis pour la récupération des gaz torchés aussi bien au niveau des champs de production que des complexes de liquéfaction et des raffineries.

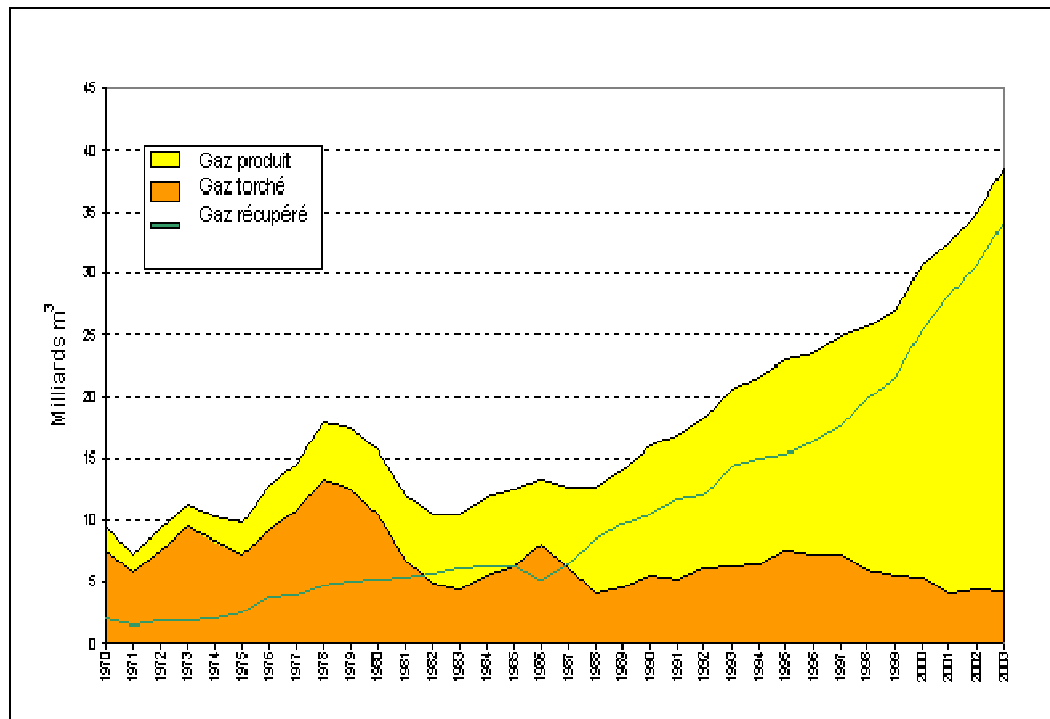


Fig.II.1. Evolution de la récupération des gaz associés torchés (1970-2003).

II.1.2 Le torchage dans l'industrie du pétrole et du gaz

II.1.2.1 Pourquoi on torche?

Le torchage, est habituellement considéré comme une façon à la fois sûre et efficace de se débarrasser du gaz naturel hors spécifications qui associé à la production des GPL. Et c'est la méthode habituellement utilisée pour l'élimination des gaz inflammables inutilisables, et aussi utiliser pour dépressuriser un équipement ou une section de traitement des gaz pendant les activités normale d'entretien ainsi en cas d'arrêt d'urgence ou lors d'un démarrage.

II.1.2.2 Les produits du torchage

En théorie, la combustion complète d'hydrocarbures purs ne produit que de l'eau, du gaz carbonique et de l'azote. Toutefois, les modèles de torches peu efficaces ne brûlent pas tout le gaz et ils rejettent, avec le gaz carbonique, des hydrocarbures non brûlés et du monoxyde de carbone.

a - Combustion complète

Les dessus C₁, C₂, C₃

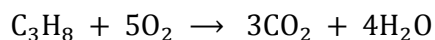
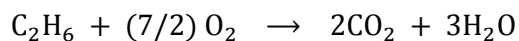
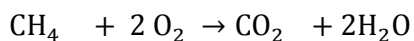


Fig.II.2. Combustion complète.

b- Combustion incomplète

C'est le cas des torchages lors des d'arrêts et des démarrages ou pendant les déclenchements, la charge du gaz sera importante; donc la combustion est incomplète ce qui donne le monoxyde de carbone (CO) et les vapeurs d'eau (H₂O) comme produits :

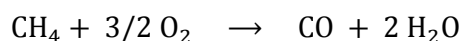




Fig.II.3. Combustion incomplète

Fumée indiquant la présence du CO dans les produits de combustion.

II.1. 3. Origines et raisons du torchage

L'exploitation pétrolière génère souvent, conjointement à une production de pétrole liquide, du gaz associé (GA), fréquemment en quantités faibles (en masse) comparé au pétrole lui-même ; un gisement est souvent particulièrement éloigné de sa zone de clientèle, et le gaz produit exigerait des investissements lourds pour être exporté. Comme il ne peut être transporté par les mêmes moyens physiques que le pétrole, il ne présente généralement pas d'intérêt économique, ce qui explique qu'on le brûle.

Le schéma ci-contre montre les prix comparés du pétrole et du gaz, en dollars par unité énergétique (Fig.II.4). le gaz naturel est toujours plus mal valorisé que le pétrole. Qui plus est, le gaz étant à peu près 1000 fois moins dense que le pétrole, il exige d'être comprimé ou liquéfié pour être transporté sur de longues distances, ce qui implique des investissements toujours plus lourds.

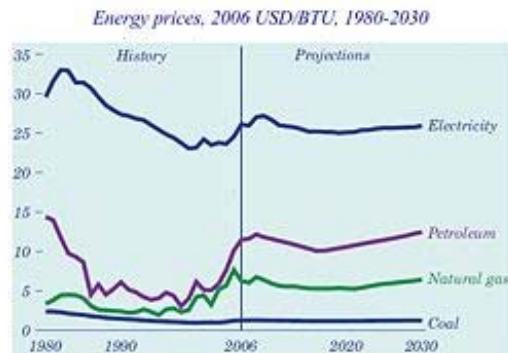


Fig.II.4. Prix des énergies en USD 2006, période 1980-2030.

Ce gaspillage de ressources était presque systématique jusqu'au deuxième choc pétrolier, date à laquelle on commence à voir les courbes s'infléchir. Le facteur principal est par conséquent financier : «Lorsque le cours du baril est bas, on estime l'investissement trop coûteux, lorsqu'il est élevé, on le juge superflu», constate François-Régis Mouton (GGFR). Qui plus est, ces difficultés peuvent être aggravées par d'autres facteurs [14].

II.1.4. Volumes de gaz torchés

C'est 150 milliards de m³ de gaz naturel qui sont brûlés à la torche ou rejetés chaque année ; cette valeur est équivalente à 30 % de la consommation annuelle européenne, ou 25 % de la consommation annuelle des États-Unis. Les seuls 40 milliards de m³ torchés en Afrique suffiraient à la moitié de la consommation d'énergie de ce continent.

Le tableau ci-contre montre les principaux pays où se produisent ces pertes ; les différences entre les chiffres communiqués et les chiffres mesurés montrent que les pays ont bien conscience de l'ampleur du problème, en dehors des pays de la CEI, qui le minorent fortement. Il s'agit principalement de gaz associé, c'est-à-dire de sous-produit fatal généré lors de la production du pétrole. D'autres cas menant au torchage peuvent être causés par des manipulations liées à la sécurité, à l'arrêt de certains équipements (compresseur de gaz), ou aux périodes exploratoires [15].

Tab.II.1. Toutes valeurs 2004, Gm³/an, origine GGFR [16].

	Valeurs communiquées		Valeurs mesurées	
	Pays	Vol.	Pays	Vol.
1	Nigeria	24.1	Russie	50.7
2	Russie	14.9	Nigeria	23.0
3	Iran	13.3	Iran	11.4
4	Irak	8.6	Irak	8.1
5	Angola	6.8	Kazakhstan	5.8
6	Venezuela	5.4	Algérie	5.5
7	Qatar	4.5	Angola	5.2
8	Algérie	4.3	Libye	4.2
9	Indonésie	3.7	Qatar	3.2
10	Guinée Eq.	3.6	Arabie saoudite	3.0
11	États-Unis	2.8	Chine	2.9
12	Koweït	2.7	Indonésie	2.9
13	Kazakhstan	2.7	Koweït	2.6
14	Libye	2.5	Gabon	2.5
15	Azerbaïdjan	2.5	Oman	2.5
16	Mexique	1.5	Mer du Nord	2.4
17	Royaume-Uni	1.6	Venezuela	2.1
18	Brésil	1.5	Ouzbékistan	2.1
19	Gabon	1.4	Malaisie	1.7
20	Congo	1.2	Égypte	1.7

II.2. Présentation du problématique

II.2.1. Méthodologie d'étude

II.2.1.1. L'objet de l'étude

Notre étude est basée sur la récupération de gaz torchés et la production d'énergie par la synthèse fischer-tropsch(SFT).

II.2.1.2 La Démarche méthodologique

Notre étude consiste à mettre en œuvre une méthodologie d'approche du problème. En premier lieu une consultation de la documentation technique suivie par des inspections sur site ensuite une analyse de tout les données collectées; la démarche de ces étapes été planifiées comme suit sera:

- ✓ Présentation du problème
- ✓ Etude quantitative : calcul du volume torché.
- ✓ Analyse du problème
- ✓ Solution proposée: dimensionnement d'une ligne de récupération
- ✓ Etude économique :
 - o Calcul du gain annuel de la récupération
 - o Estimation du coût de réalisation.
- ✓ Conclusion et recommandations.

CHAPITRE III

Récupération des gaz par la méthode Fischer- Tropsch

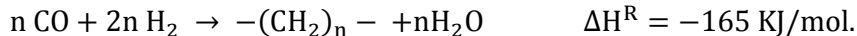
III.1.Introduction

On a des méthodes suggérées pour contrôler le niveau de matières dangereuses dans l'atmosphère est la prévention de la combustion en flamme. Dans ce travail, la méthode **Fischer-Tropsch** pour récupérer le gaz de torche au lieu de convention de gaz de combustion à flamme à la raffinerie de gaz. Ces méthodes visent à minimiser les inconvénients environnementaux et économiques de la combustion des gaz de torche. Les méthodes proposées sont les suivantes: [17] Le gaz pour la production de liquide (GTL), [18] électricité génération d'une turbine à gaz et,[19] la compression et l'injection dans les canalisations de raffinerie. En va choisir la méthode suivant :

- ✓ Le gaz pour la production de liquide (GTL) (méthode Fischer –Tropsch).

III.2.Le gaz de production de liquide (GTL) Fischer-Tropsch

La synthèse de Fischer-Tropsch (SFT) permet d'obtenir à partir d'un gaz de synthèse, constitué d'un mélange de CO et d'H₂ différents produits tels que les hydrocarbures (majoritairement paraffines et oléfines), les alcools et de l'eau. Son intérêt est de produire des hydrocarbures à longues chaînes, sources d'un gazole propre, sans aromatiques et sans soufre afin de mieux satisfaire les nouvelles normes de la commission européenne. Les hydrocarbures à longues chaînes sont obtenus suivant la réaction :



Cette synthèse constitue un enjeu économique important à l'heure actuelle surtout en présence des fluctuations importantes du prix du pétrole, car elle apparaît comme l'un des moyens de valoriser le gaz naturel et le gaz associé au pétrole sur les gisements pétroliers. De plus, elle permet une valorisation du gaz associé qui se situe loin des zones d'exploitation et contribue à la diminution de la pollution atmosphérique due au dégagement de CO₂ en constituant une alternative au torchage.

III.3.Histoire de la Synthèse Fischer-Tropsch

Le processus de Fischer-Tropsch (FT) vient du nom de Franz Fischer et Hans Tropsch qui ont découvert en 1923 que le gaz de synthèse (CO/H₂) peut être converti sous un catalyseur en hydrocarbures et eau [20].

En Utilisant le processus de FT, des carburants de qualité supérieure peuvent être produits à partir d'autres sources de carbone que le pétrole brut. C'était la plus importante stratégie pour l'Allemagne avant la deuxième guerre mondiale, car le pays n'a eu pratiquement aucune source pétrolière, mais avait des réserves considérables de charbon et voulait être énergétiquement indépendant. En même temps que le procédé d'hydrogénation de charbon de Bergius, la synthèse de FT pourrait être employée pour assurer un approvisionnement en combustibles liquides [21]. Déjà en 1935 Ruhrchemie commençait l'application commerciale du procédé de FT et construisait la première sur

les neuf unités. La production maximum des carburants atteignait en 1944 les 4.1 millions de barils par an [20]. Les unités de FT opéraient à pression atmosphérique ou à une pression moyenne (5-15 bars) sous un catalyseur à base de cobalt. Dans le catalyseur standard le kieselguhr, le minéral (principalement SiO_2) a été utilisé en tant que support qui a été chargé de 31 % en poids de cobalt. L'ajout du thorium (1.6 % en poids) et du magnésium (2.6 % en poids) est avérée crucial de virer la distribution des produits vers des hydrocarbures lourds plus désirés et de protéger le catalyseur des impuretés. Après la deuxième guerre mondiale, la production des carburants synthétiques n'était pas économiquement viable ; par conséquent, toutes les usines ont été démantelées [21].

Bien que les unités allemandes cessaient de fonctionner en 1945, un grand intérêt vers le processus FT continuait, du fait des estimations des réserves de pétrole brut qui ont été à ce moment-là limitées [22, 23]. Cependant, après la découverte des énormes gisements de pétrole dans le Moyen-Orient autour de 1955, le prix du pétrole a brusquement chuté et la plupart des activités de recherches ont été abandonnées. Seulement dans l'Afrique du Sud, l'intérêt scientifique et industriel est conservé. Dans ce pays avec de grandes réserves en charbon à bas prix de revient, le gouvernement voulait de venir énergétiquement indépendant – comme c'était le cas d'avant-guerre en Allemagne – et stimulait le développement et la possession d'un propre processus industriel de FT. La compagnie Sasol construisait plusieurs grandes unités de FT à compter de 1955, et est actuellement le plus grand joueur dans l'industrie des carburants synthétiques. Dans les années 70, l'embargo sur le pétrole par les principaux pays producteurs de pétrole et les prévisions au sujet des réserves d'effacement d'huile régénéraient l'intérêt global pour le processus de FT. Les compagnies pétrolières comme Shell, ExxonMobil, Gulf/Chevron et Statoil ont commencées leurs programmes de recherche et tous ont maintenant leur propre position défendue avec une brochure de brevets [24].

III.4. La Technologie GTL (Gas-To-Liquids)

Le charbon et le gaz naturel peuvent servir de la matière de base pour l'industrie chimique et du marché des carburants de transport. La conversion du gaz naturel en hydrocarbures liquides par la voie GTL est actuellement l'un des sujets les plus prometteurs dans l'industrie de l'énergie due à l'utilisation économique des réserves de gaz éloignées des centres de consommation pour la production de carburants propres, des produits chimiques de spécialité et des cires. Alternativement, le charbon ou les résidus lourds peuvent être employés sur leurs emplacements où ils sont disponibles à des coûts relativement bas [25].

La réaction de synthèse de Fischer-Tropsch (SFT) s'intègre dans la technologie GTL (Gas-To-Liquids) qui est le processus global de transformation du gaz naturel en fractions pétrolières liquides telles que naphtha ou gasoil.

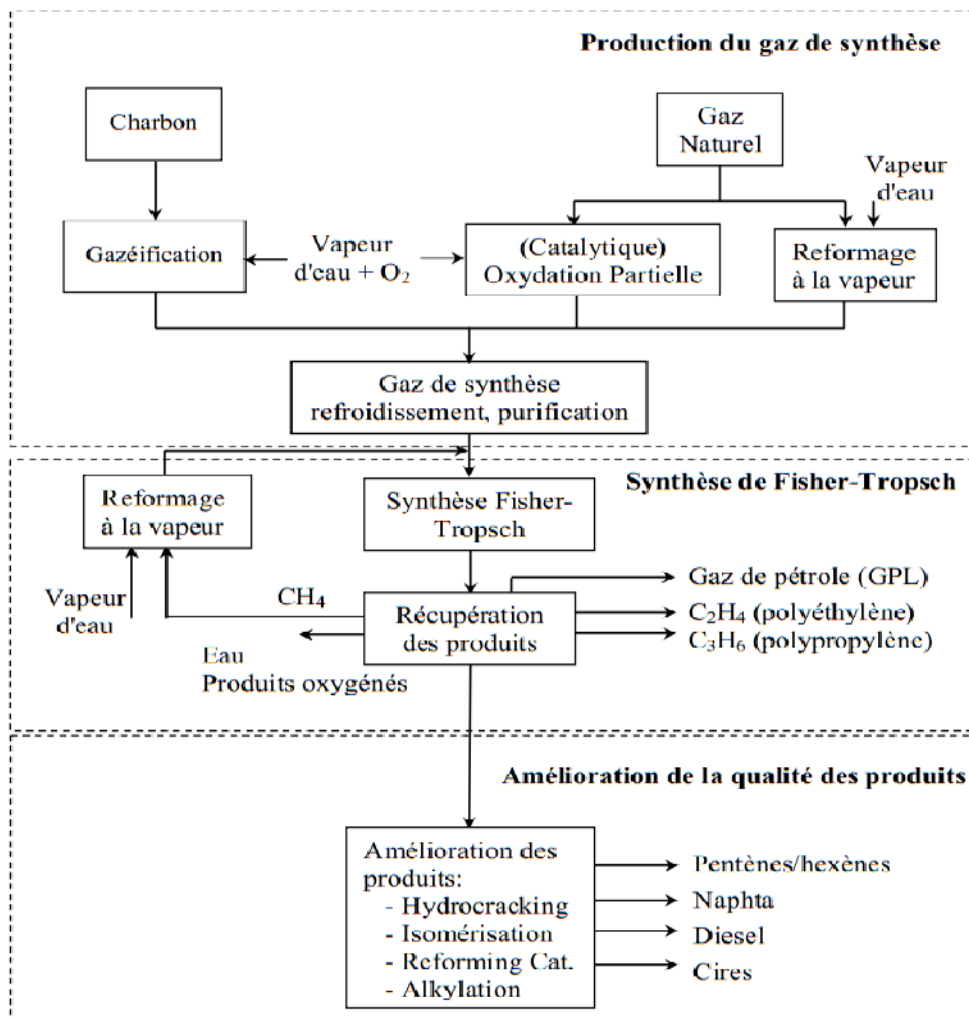


Fig.III.1. Schéma fonctionnel de la configuration du processus global de Fischer-Tropsch.

III.4.1. Production de Gaz de Synthèse

Le charbon et le gaz naturel peuvent être convertis en gaz de synthèse, mélange principalement de CO et H₂, que ce soit par oxydation partielle, par le processus de reforming à la vapeur, etc. Les réactions possibles du gaz de synthèse sont montrées sur la Fig.III.2.

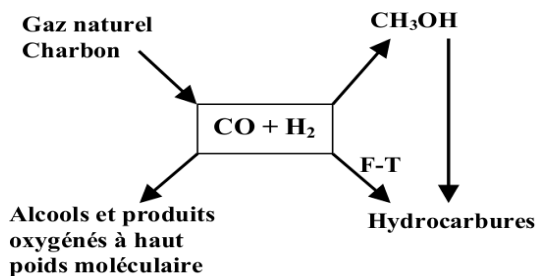
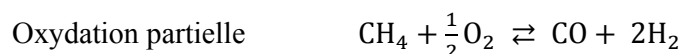
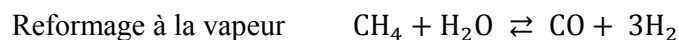


Fig.III.2. Les réactions possibles du gaz de synthèse.

Le gaz de synthèse peut être obtenu par des procédés appropriés à partir des combustibles fossiles: charbon, gaz naturel, résidus de raffinerie, biomasse ou gaz d'échappement industriels. Cette synthèse peut être réalisée par différents procédés tels que le vaporeformage, le reformage autothermal (ATR), l'oxydation partielle non catalytique, le reformage par le dioxyde de carbone et l'oxydation partielle catalytique [45]. Les trois premiers procédés sont largement utilisés dans l'industrie tandis que les deux derniers procédés ne sont qu'au stade de développement. Les réactions les plus importantes sont :



a. Le vaporeformage (Steam Reforming): conduit à un large excès d'hydrogène par rapport à la quantité nécessaire à la SFT. Cet excès peut être utilement séparé en aval de la section de reformage et utilisé comme appoint de combustible non carboné participant à l'apport calorifique nécessaire à la réaction fortement endothermique.

b. L'oxydation partielle (POX): conduit en pratique à un ratio un peu inférieur au ratio nécessaire à la SFT, ce qui implique la nécessité d'une installation complémentaire de vaporeformage pour enrichir le mélange final en hydrogène.

c. Le reformage autothermal (ATR): met en jeu simultanément l'action de l'oxygène et de la vapeur d'eau. Sa conception présente des similitudes avec celle du procédé d'oxydation partielle de par son caractère fortement exothermique. L'introduction de la vapeur d'eau permet d'ajuster le rapport H_2/CO à l'exacte stoechiométrie nécessaire à la SFT, mais moyennant la coproduction du CO_2 en quantité un peu plus élevée qu'avec l'oxydation partielle, et une perte de taux de conversion du méthane du fait d'une température de réaction un peu plus basse (1050°C au lieu de 1400°C).

Tab.III. 1. Composition du gaz de synthèse.

Charge	Processus	Composition (% vol)			
		H_2	CO	CO_2	Autre
Gaz naturel, vapor d'eau	VR	73.8	15.5	6.6	4.1
Gaz naturel, vapeur d'eau, CO_2	OPC - VR	52.3	26.1	8.5	13.1
Gaz naturel, O_2	RAT	60.2	30.2	7.5	2.0
VR = VapoReformage, OPC = Oxydation Partielle Cat., RAT= Reformage Autotermal					

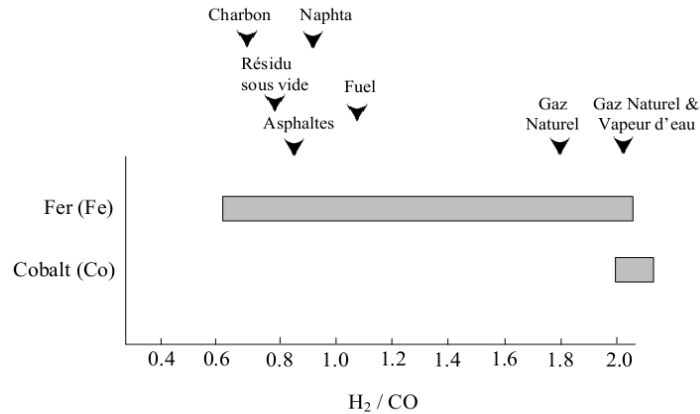


Fig.III.3. Charges et catalyseurs.

III.4.2. La Synthèse Fischer-Tropsch (SFT)

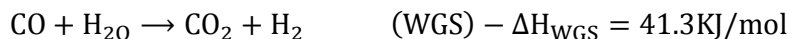
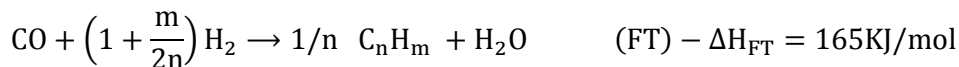
Cette synthèse peut être résumée de la manière suivante: La réaction du gaz de synthèse sur un catalyseur approprié initie un processus de croissance de chaîne qui conduit à un mélange d'hydrocarbures de structure paraffinique, de longueur de chaîne comprise entre C_1 et C_{100} ou plus, dont la répartition obéit en première approche aux lois statistiques de la polymérisation. Cette réaction se caractérise par une très forte exothermicité.

La conversion du gaz de synthèse en hydrocarbures aliphatiques sur des catalyseurs en métal a été découverte par Franz Fischer et Hans Tropsch à l'institut de Kaiser Wilhelm pour la recherche en charbon dans Mtilheim en 1923 [20]. Ils ont montré que l'hydrogénation de CO sur des catalyseurs de fer, cobalt ou de nickel à 180-250 °C et à pression atmosphérique donne un mélange de produit d'hydrocarbures linéaires. Le spectre de produit de Fischer-Tropsch se compose d'un mélange complexe à plusieurs constituants d'hydrocarbures linéaires et branchés et des produits oxygénés. Les produits principaux sont les paraffines linéaires et les α -oléfinés. Les réactions globales de la synthèse Fischer-Tropsch sont récapitulées dans le Tab.III.2. La synthèse d'hydrocarbure est catalysée par des métaux tels que le cobalt, le fer, et le ruthénium. A présent, le fer et le cobalt sont commercialisés et fonctionnent à une température de 200 à 300 °C et à une pression de 10 à 60 barre [27, 28].

Tab.III.2. Les différentes réactions qui se déroulent au courant de la synthèse Fischer-Tropsch.

Réactions principales	
1. Paraffines	$(2n + 1)H_2 + nCO \rightarrow C_nH_{2n+2} + nH_2O$
2. Oléfines	$2nH_2 + nCO \rightarrow C_nH_{2n} + nH_2O$
3. Réaction de Water Gas	$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2$
Réactions secondaires	
4. Alcools	$2nH_2 + nCO \rightarrow C_nH_{2n+2}O + (n - 1)H_2O$
5. Réactions de boudouard	$2CO \rightarrow C + CO_2$
Modifications du catalyseur	
6. Désactivation du catalyseur par oxydation	a. $M_xO_y + yH_2 \rightleftharpoons yH_2O + xM$
	b. $M_xO_y + yCO \rightleftharpoons yCO_2 + xM$
7. formation du carbide	$yC + xM \rightleftharpoons M_xC_y$

Les réactions de la synthèse FT sur des catalyseurs de fer peuvent être simplifiées comme une combinaison de la réaction de FT et de la réaction de décalage du gaz à l'eau :



Où : n: est le nombre de carbone

m: est la moyenne du nombre d'atome d'hydrogène des produits d'hydrocarbure.

L'eau est le produit primaire dans la réaction de FT, et CO_2 peut être produit par la réaction de WGS. L'activité de cette dernière peut être élevée sur des catalyseurs de fer imprégnés de potassium et négligeable sur des catalyseurs de cobalt ou de ruthénium.

III.5.Cinétique de la Réaction Fischer-Tropsch

La complexité du mécanisme de la réaction de FT et le grand nombre d'espèce impliqués est le problème principal pour le développement des expressions cinétiques fiables. La plupart des études faite sur le catalyseur visent l'amélioration de ce dernier et postulent des lois empirique solide de la cinétique pour les conversions du monoxyde de carbone et la vitesse de formation de dioxyde de carbone [29, 30]. La réaction de Water Gas Shift peut jouer un rôle dominant sur des catalyseurs de fer. Seulement quelques études indiquent sur la cinétique du WGS sur des catalyseurs de fer sous les conditions de la SFT.

III.6. Mécanisme de la Synthèse Fischer-Tropsch

III.6.1. Réaction de Fischer-Tropsch

Le mécanisme de formation d'hydrocarbure et des produits oxygénés suivant la SFT a été étudié par plusieurs auteurs [31, 32, 33]. Dans ce partie, nous allons donner un résumé des mécanismes pour la formation des hydrocarbures linéaires qui sont consolidés par des expériences. La SFT est une réaction de polymérisation ayant les étapes suivantes : 1. adsorption de réactif; 2. Initiation de la chaîne; 3. Croissance des chaînes; 4. Terminaison de la chaîne; 5. Désorption de produit ; 6. Réabsorption et déroulement d'autres réactions.

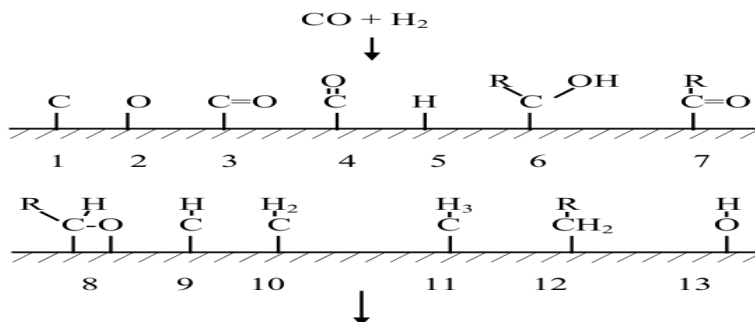
Plusieurs variétés d'espèces de surface ont été proposées pour décrire l'initiation et la croissance de la chaîne. La Figure III.6, adapté de Schuiz et coll [34] et Rofer-De Poorter [35] donne une idée générale des espèces observées et postulées sur la surface de catalyseur pendant la synthèse Fischer Tropsch.

Réactifs: 1.2.3.4.5;

Intermédiaires oxygénés : 6.7.8 et

Intermédiaires d'hydrocarbure: 9.10.11.12.

Plusieurs composés sont des monomères possibles pour la croissance de la chaîne.



Produits principaux :

- $R-CH_3$
- $R-CH=CH_2$
- $R-CH_2-OH$
- H_2O
- $R : H \text{ ou alkyl}$

Fig.III.4. Les espèces adsorbées observées et proposées pendant la synthèse Fischer-Tropsch (adaptée de Schulz et coll.). [36]

Le mécanisme le plus important de croissance de la chaîne pour la formation d'hydrocarbure sur les catalyseurs de cobalt, de fer [37] et de ruthénium est le mécanisme de carbène ($=CH_2$) de surface par l'insertion de CH_2 [20, 32, 38]. La Fig.III.7 montre une représentation schématisque de l'initiation, la croissance et la terminaison des chaînes selon ce mécanisme. Le monomère du mécanisme de carbène est le méthylène (CH_2). CO et H_2 sont supposés de s'adsorber séparément. Plusieurs espèces comme CH (9), CH_2 (10) et CH_3 (11) peuvent être formées de cette façon. La croissance de la chaîne se produit par l'insertion du monomère alkyl croissant (12). La terminaison peut avoir lieu par arrachement d'hydrogène à une oléfine ou, par l'addition d'un CH_3 (11) ou de l'hydrogène pour former une paraffine. La présence du méthylène a été identifiée avec l'utilisation des techniques de traceur isotopique sur Ru/SiO_2 , sur le Co sans support, Ni/SiO_2 , et Ru/Al_2O_3 et sur Fe/Al_2O_3 .

Plusieurs auteurs ont mentionné un mécanisme où CH_2 est formé par l'hydrogène avec la dissociation de CO [38, 39]. Le CO adsorbé non dissocié réagit avec l'hydrogène avant que l'espèce CH_2 soit formée. Puis, l'espèce ($HCOH$) énolique est dissociée dans l'eau avec le méthylène, alors que la croissance de la chaîne continue d'une manière semblable.

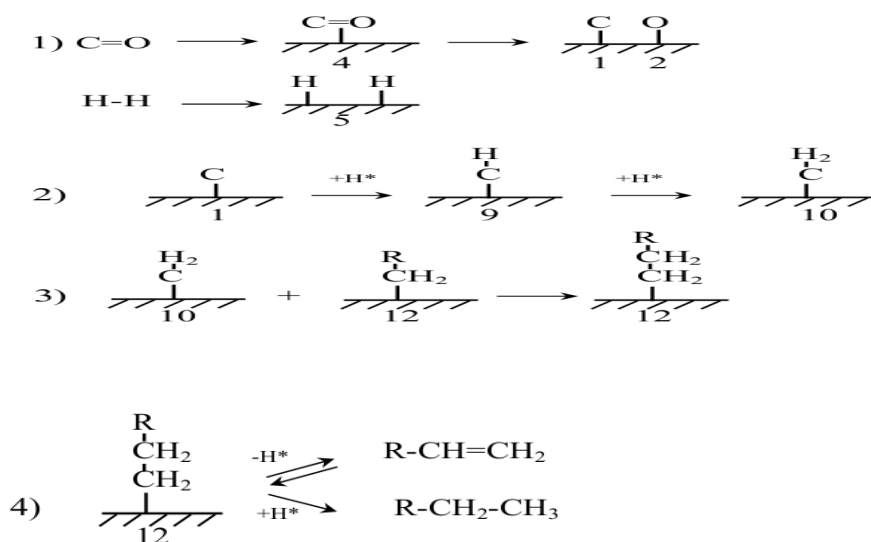


Fig.III.7. Mécanisme de carbène pour la synthèse Fischer-Tropsch. [33, 40]

Le mécanisme de carbène par insertion de CH_2 est le mécanisme le plus plausible pour les réactions de formation d'hydrocarbure sur le ruthénium, le cobalt, et le fer. Il est incertain si la formation de monomère procède par l'intermédiaire de l'hydrogénation de CO dissociée ou non dissociée. L'ensemble des réactions élémentaires proposées pour la formation des hydrocarbures linéaires sont indiquées dans le Tab.III.4 [41, 33, 42, 43].

Tab.III.3. Mécanisme proposé de la synthèse d'hydrocarbure de CO et l' H_2

Adsorption	
1	$\text{CO} + \text{s} \rightleftharpoons \text{COs}$
2	$\text{COs} + \text{s} \rightleftharpoons \text{Cs} + \text{Os}$
3	$\text{H}_2 + 2\text{s} \rightleftharpoons 2\text{Hs}$
Réactions de surface	
Formation de l'eau	
4	$\text{Os} + \text{Hs} \rightarrow \text{HOs} + \text{s}$
5	$\text{HOs} + \text{Hs} \rightarrow \text{H}_2\text{O} + 2\text{s}$
Or	$\text{Os} + \text{H}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O} + \text{s}$
Initiation de la chaîne	
6	$\text{Cs} + \text{Hs} \rightleftharpoons \text{CHs} + \text{s}$
7	$\text{CHs} + \text{Hs} \rightleftharpoons \text{CH}_2\text{s} + \text{s}$
8	$\text{CH}_2\text{s} + \text{Hs} \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{s} + \text{s}$
Or	$\text{COs} + \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CHOHs}$
Méthanation	
9	$\text{CH}_3\text{s} + \text{Hs} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{s}$
Propagation de la chaîne	
10	$\text{C}_n\text{H}_{2n+1}\text{s} + \text{CH}_2\text{s} \rightarrow \text{C}_{n+1}\text{H}_{2n+3}\text{s} + \text{s}$
Hydrogénation vers les paraffines	
11	$\text{C}_n\text{H}_{2n+1}\text{s} + \text{Hs} \rightarrow \text{C}_{n+1}\text{H}_{2n+2} + 2\text{s}$
β -déshydrogénation vers les oléfines	
12	$\text{C}_n\text{H}_{2n+1}\text{s} \rightleftharpoons \text{C}_n\text{H}_{2n} + \text{Hs}$

Les réactions secondaires se produisent quand des produits de base se désorbent d'un site et réagissent sur un autre site catalytique avant de quitter le réacteur. Les réactions secondaires possibles des α -oléfines sont:

- i. hydrogénation pour donner des n-paraffines,
- ii. isomérisation,
- iii. craquage et hydrogénolysis,
- iv. insertion dans les chaînes croissantes, la plupart du temps efficaces pour C_2H_4 et C_3H_6 ,
- v. readsorption et initiation des chaînes d'hydrocarbure.

Schulz et coll [44] ont montré un mécanisme de réaction possible pour la readsorption des oléfines suivies d'une hydrogénation pour avoir des paraffines, ou isomérisation aux oléfines de double liaison interne par l'intermédiaire des réactions secondaires de double liaison (la Fig.III.8). Les réactions secondaires peuvent influencer le type (nature) et le poids moléculaire des produits d'hydrocarbure.

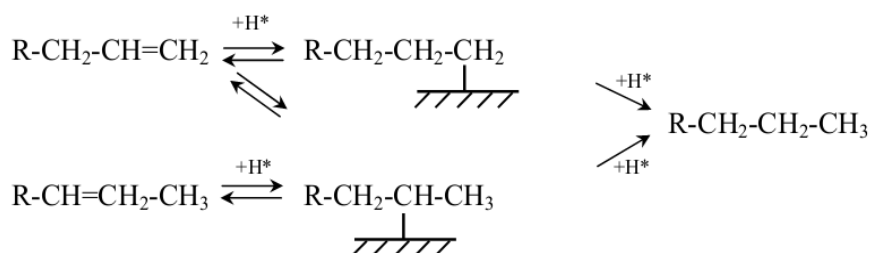


Fig.III.8. Réactions secondaires des oléfines (Schulz et coll) . [34]

III.6.2. Réaction de Water Gas Shift

Plusieurs mécanismes pour la réaction de Water Gas Shift ont été proposés dans la littérature. Des études sur la réaction de Water Gas Shift sur des catalyseurs de fer et de cobalt suggèrent l'apparition de l'espèce formiate (HCOO^*) [43]. Un mécanisme basé sur une intermédiaire de formiate est montré sur la Fig.III.9 [42, 45]. L'espèce de formiate peut être formée par la réaction entre une espèce d'hydroxyle ou l'eau et l'oxyde de carbone dans la phase gazeuse ou dans l'état adsorbé. L'intermédiaire hydroxyle peut être formé par la décomposition de l'eau. L'intermédiaire de formiate est réduite au dioxyde de carbone adsorbé ou gazeux.

Rofer-De Poorter [35] a suggéré qu'un mécanisme avec l'oxydation directe du CO adsorbé ou en phase gazeuse au CO_2 [45, 46], présenté dans la Fig.III.10, est plus possible en même temps que la synthèse Fischer Tropsch sur des catalyseurs de fer. L'intermédiaire oxygéné peut être formée par la dissociation de l'eau. L'oxydation directe de CO se fait par l'intermédiaire d'un mécanisme régénéré ou redox où H_2O oxyde la surface avec la formation de H_2 , et par conséquent CO réduit la surface avec la formation de CO_2 . Rethwisch et Dumesic [45] ont étudié la réaction de Water Gas Shift

sur plusieurs catalyseurs d'oxyde de fer et d'oxyde de zinc avec ou sans support. Ils ont proposé que la réaction de WGS sur la magnétite (Fe_3O_4) sans support procède par l'intermédiaire d'un mécanisme d'oxydation direct, alors que tous les catalyseurs de fer supportés opèrent par l'intermédiaire d'un mécanisme avec l'espèce de formiate due au changement limité de l'état d'oxydation des cations de fer. De ces considérations ci-dessus, nous concluons que la réaction de Water Gas Shift sur les catalyseurs de fer supporté pendant la SFT procède dans la phase de la magnétite par la réaction CO non dissocié suivant une intermédiaire de formiate.

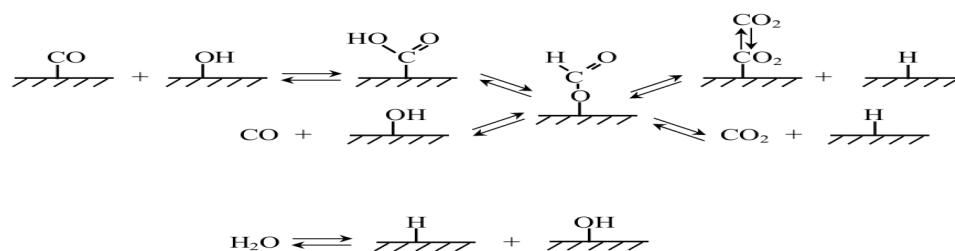


Fig.III.9. Mécanisme de réaction de décalage de gaz d'eau par l'intermédiaire d'espèce de formiate (Lox et Froment). [42]

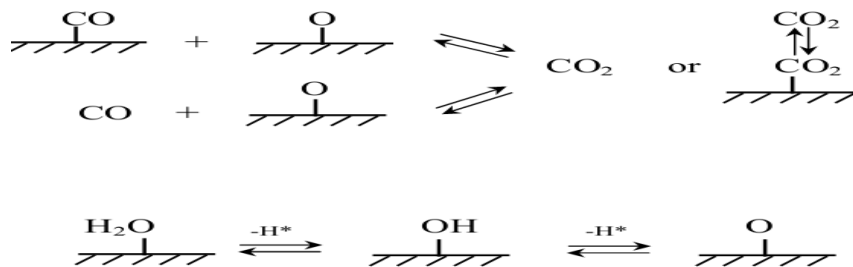


Fig.III.10. Mécanisme de décalage de gaz d'eau par l'intermédiaire d'oxydation directe (Lox et Froment) [42]

III.7. Sélectivité de la Synthèse Fischer-Tropsch

III.7.1. Influence des Conditions Opératoires sur la Sélectivité

Les conditions opératoires aussi bien que le catalyseur influencent la sélectivité des produits. L'effet de la température, des pressions partielles de H_2 et de CO , du temps de séjour, de la composition et de la désactivation du catalyseur seront discutés brièvement. Le Tab.III.5 montre en général l'influence des différents paramètres sur la sélectivité. L'influence de la conversion de gaz de synthèse sur la sélectivité des produits est fortement liée à l'influence des conditions opératoires (voir également le paragraphe sur l'influence de la vitesse spatiale). Donnelly et Satterfield [47] et Dictor et Bell [37] ont montré que le facteur de croissance de la chaîne était peu sensible à la conversion sur un large intervalle.

Tab.III.4. *Contrôle de la sélectivité dans la synthèse Fischer-Tropsch par les conditions opératoires et la composition du catalyseur (Röper). [48]*

Paramètres	Longueur de la chaîne	Branchement de la chaîne	Sélectivité aux oléfines	Sélectivité aux alcools	Déposition du carbone	Sélectivité au méthane
Température	↓	↑	*	↓	↑	↑
Pression	↑	↓	*	↑	*	↓
H ₂ /CO	↓	↑	↓	↓	↓	↑
Conversion	*	*	↓	↓	↑	↑
Vitesse spatiale	*	*	↑	↑	*	↓
Augmente avec l'augmentation du paramètre ↑ Diminue avec l'augmentation du paramètre ↓ Relation complexe *						

CHAPITRE IV

Technique

IV.1. Introduction

Avant d'entamer tout détail concernant ce travail, nous allons introduire une présentation des notions sur Le développement technologique dans ce domaine et la simulation d'une mode d'opération des réacteurs de méthode Fischer -Tropsch (FT) .

IV.2. Notion sur la simulation

IV.2.1.Définition de la simulation

La simulation est une forme particulière de l'expérience. Dans une expérience ordinaire, l'expérimentateur exerce une action directe sur l'objet à étudier. Par contre, dans la simulation, ce contact n'existe pas, en ce sens que l'expérimentateur n'agit pas directement sur l'objet mais sur son modèle mathématique.

On peut définir la simulation comme étant l'utilisation d'un modèle mathématique adéquat pour étudier le comportement d'un système physique.

IV.2.2.Modèle et simulation

Lorsque le système réel que l'on souhaite observer devient trop complexe et que de nombreuses variables sont en jeu, la modélisation intervient pour prendre en charge et traiter les problèmes : un modèle est élaboré pour essayer de rendre compte de la complexité du système tout en essayant de réduire le nombre de paramètres.

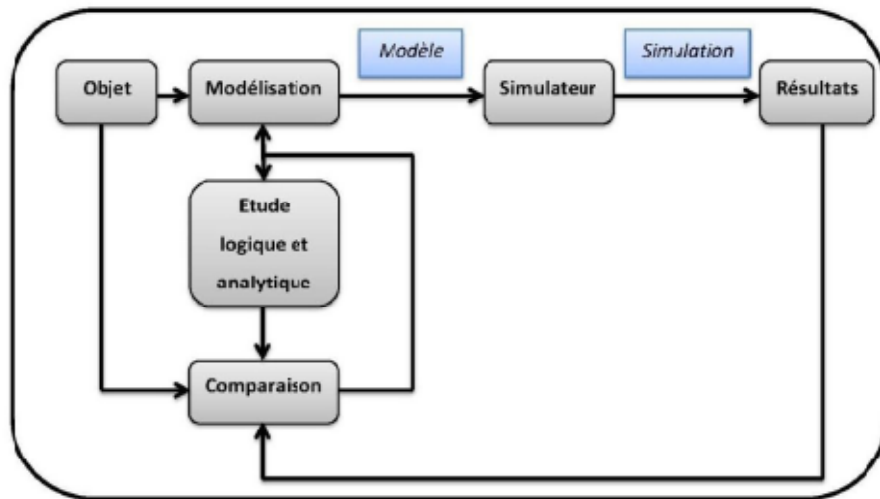


Fig.IV.1. Schéma nécessaire pour la modélisation et la simulation d'un processus.

L'analyse du système, la modélisation et la simulation constituent les trois étapes fondamentales de l'étude du comportement dynamique des systèmes complexes (voir Fig.IV.1)

- **L'analyse du système:** consiste à définir les limites du système à modéliser, à identifier les éléments importants ainsi que les types de liaison et d'interaction entre ces éléments et à les hiérarchiser.

- **La modélisation** : vise à représenter de la meilleure façon possible un objet réel par un ou des modèles sous forme mathématique. D'une manière générale, lors de l'élaboration du modèle, trois types de données sont nécessaires : les paramètres chimiques (réactions, produits formés, cinétiques et mécanismes), les paramètres de transfert (matière, énergie, quantité de mouvement) et l'hydrodynamique caractérisant les équipements.
- **La simulation** étudie le comportement d'un système. Elle permet, en particulier, d'étudier l'évolution du système en faisant varier un ou plusieurs facteurs et en confrontant les valeurs calculées aux valeurs observées. [49]

IV. 3. Présentation du simulateur HYSYS

IV. 3. 1. Importance des logiciels

De manière générale, les objectifs d'un programme de simulation des procédés sont [50] :

- Résoudre les équations de bilans matière et énergie pour l'ensemble des opérations unitaires du procédé ;
- Calculer les caractéristiques des courants en tout point de l'installation ;
- Effectuer un pré-dimensionnement des principaux équipements, et fournir les éléments nécessaires au calcul complet de l'ensemble des appareils ;
- Optimiser les conditions de fonctionnement du procédé par rapport à divers critères.

IV. 3. 2. Définition

Aspen HYSYS version 7.2 est un logiciel de simulation des procédés développé par Aspen Technology, Inc. Il effectue le calcul des bilans matière et énergie pour des procédés très variés en régime permanent, et a été conçu afin de permettre des extensions importantes [51].

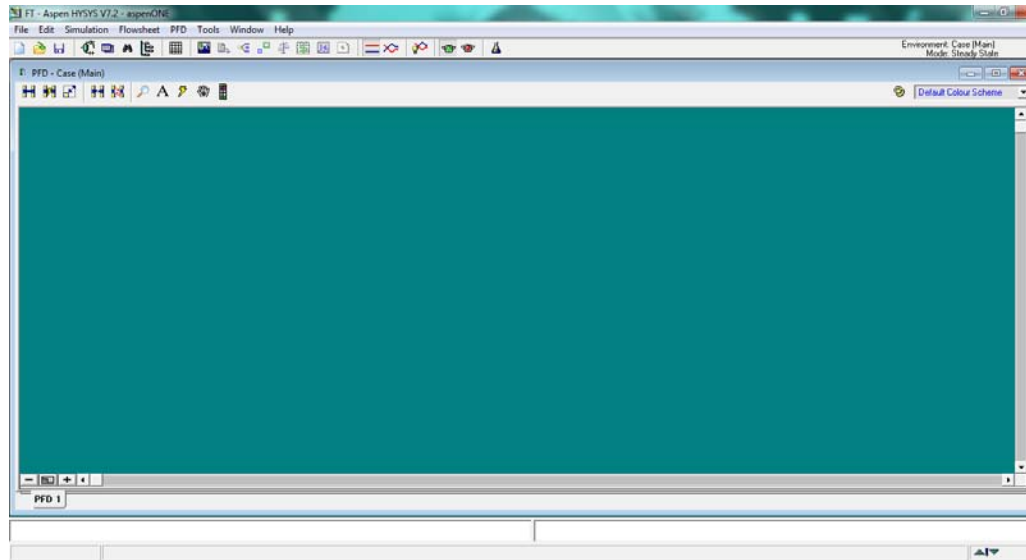


Fig.IV.2.figure représentant l'interface de HYSYS

IV. 3. 3. Conception générale du logiciel

Les composantes principales sont les suivantes[52,50] :

IV. 3. 3. 1. La base de données

La partie la plus importante du système est sans doute la base de données, qui sert de référence pour les corps purs. En effet chaque corps pur, est repéré par son nom et un numéro d'identification, ou plus simplement par sa formule chimique.

IV.3 .3 .2. Bibliothèque des équipements

Aspen HYSYS, renferme également un certain nombre d'appareils classés en différents types à savoir :

- Des absorbeurs ;
- Appareils de contrôles ;
- Des colonnes de distillations ;
- Des échangeurs de chaleur ;
- Des extracteurs ;
- Des flashes ;
- Des compresseurs ;
- Des pompes ;
- Des diviseurs du courant ;
- Des réacteurs.

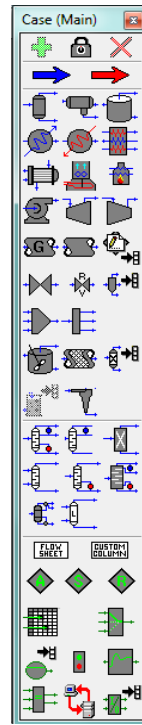


Fig.IV.3. figure représentant Bibliothèque des équipements.

Ce logiciel offre la possibilité d'utilisation de ces appareils soit seuls ou connectés. Il permet également la transmission d'information entre appareils. Il est à noter, que les dimensions et les directions des appareils peuvent être modifiées à volonté.

IV. 3. 3. 3. La bibliothèque thermodynamique

Cette bibliothèque contient l'ensemble des modèles thermodynamiques nécessaires au calcul des propriétés physico-chimiques et des équilibres entre phases.

Le choix d'un modèle thermodynamique adapté au système étudié (constituant, conditions opératoires) est très important, car il conditionne en grande partie la fiabilité des calculs effectués. Les différents modèles prédéfinis dans cette bibliothèque sont les suivants :

Tab. IV.1. Les différents modèles thermodynamiques.

Soave-Redlich-Kwong(SRK)	Sour PR
Peng-Robinson(PR)	SRK-T wu
Lee-Kesler-Plocker(LKP)	T wu- Sim- Tassone
(BWRS)	Zudkevitch- Joffee
Kabadi-Danner	GCEOS
Chien Null	Glycol Package
Clean Fuels Pkg	Chao-Seader
Grayson Streed	Sour SRK
OLI_Electrolyte	UNIQUAC
NBS Steam	Van Laar
NRTL	Wilson

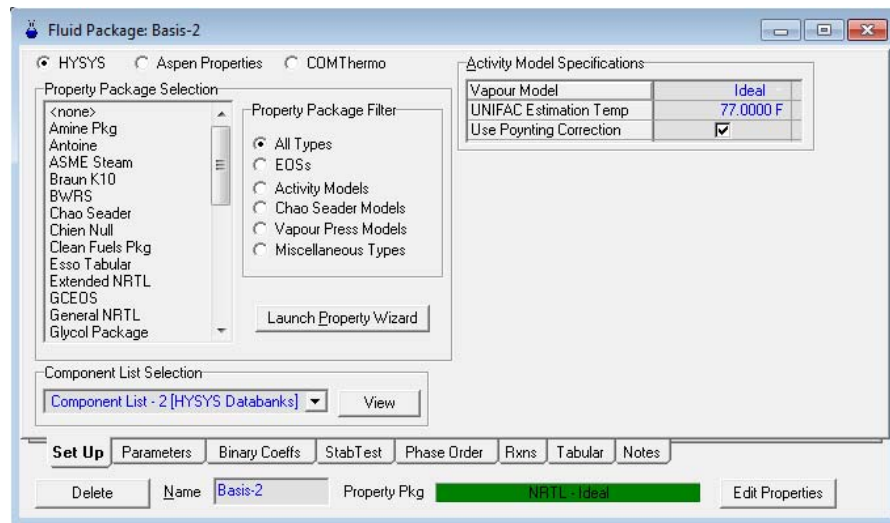


Fig.IV.4. figure représentant La bibliothèque thermodynamique.

IV. 3. 3. 4. Système d'unité

Il est évident que les unités font partie du programme de ce logiciel, en effet on distingue trois systèmes :

- Le système international ;
- Le système Européen ;
- Un système d'unité employée par ce logiciel et qui porte le nom Field.

IV. 3. 3. 5. Système de simulation

Aspen HYSYS est capable de simuler n'importe quel procédé, utilisons les appareils précédemment cités. Le système de simulation de ce logiciel est un système modulaire, dans lequel les équations de bilans matière et énergétique sont résolues d'une manière séquentielle, et il est basé sur la décomposition des équations. [53]

III.4. Les Réacteurs

La section de la synthèse Fischer-Tropsch se compose de: réacteurs de FT, recyclage et compression du gaz de synthèse non convertie, élimination de l'hydrogène et du dioxyde de carbone, reformage du méthane produit et la séparation des produits de la SFT. Les aspects les plus importants pour le développement des réacteurs commerciaux de Fischer-Tropsch sont la chaleur élevée de la réaction et le grand nombre de produits avec des pressions de vapeur variables (gaz, liquide, et hydrocarbures solides). Les types de réacteur les plus intéressants qui ont été proposés et développés après les années 1950 sont [54, 55] :

1. Réacteurs triphasiques à lit fluidisé ou réacteurs slurry avec des tubes de refroidissement interne (SSPD : Sasol ; GasCat : Énergie Internationale, Agc-2 : Exxon, voir Fig.I.2C).

2. Réacteur multitubulaire à lit fixe avec un refroidissement interne (ARGE : Sasol ; SMDS : Shell, voir Fig I.2D).
3. Réacteur à lit mobile fluidisé avec des solides de circulation, recyclage et refroidissant de gaz dans la boucle de circulation de gaz/solide (Synthol : Sasol) (Fig I.2B).
4. Réacteurs à lit fluidisé avec un refroidissement interne (SAS : Sasol) (Fig I.2A).

Si [56] a comparé les avantages et les inconvénients de deux systèmes de réacteur les plus préférés pour la synthèse de Fischer-Tropsch des produits à haut poids moléculaire : c'est le réacteur multitubulaires et le réacteur slurry. Les inconvénients principaux de la colonne de bulle sont les conditions de la séparation continue du catalyseur et des produits liquides, et la possibilité d'usure des particules de catalyseur. Les avantages sont [57]

1. Faible perte de charge le long du réacteur.
2. Caractéristiques excellentes de transfert thermique ayant pour résultat des températures stables dans le réacteur.
3. Aucune limitations de diffusion.
4. Possibilité de refroidissement continu des particules du catalyseur.

Les inconvénients du réacteur multitubulaires sont : les particules de catalyseur qui sont grandes, l'exigence d'égalité de la distribution des jets de gaz et de liquide le long de tous les tubes, et le grand poids du réacteur dû à un grand nombre de tubes pour une section de transfert thermique efficace. Cependant, l'inconvénient le plus important du réacteur multitubulaire est probablement le coût élevé de 10 à 100.000 tubes, typiques pour la balance commerciale.

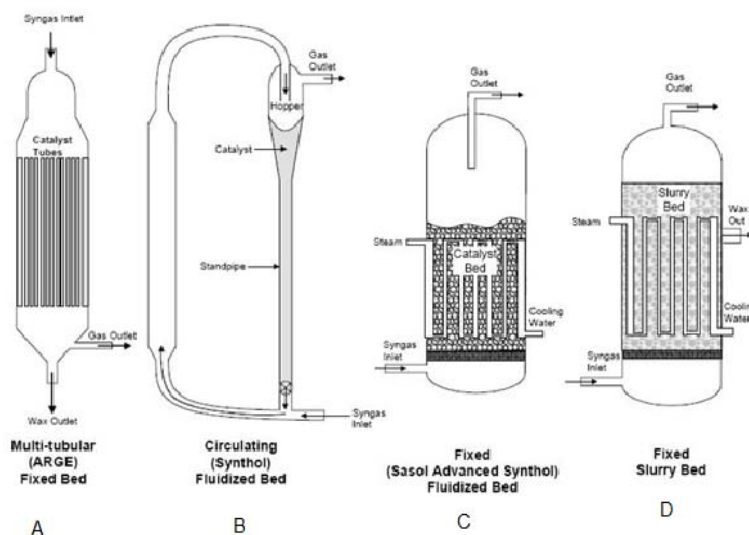


Fig.IV.5. Les réacteurs possibles pour la synthèse de Fischer-Tropsch [58, 55]. a. Réacteur à lit fluidisé.; b Réacteur à lit fluidisé de circulation.; c. Réacteur de colonne à bulle (slurry); d. Réacteur de Multitubulaires.

Swart [59] a modélisé un processus de FT sous un catalyseur à base de cobalt dans des réacteurs multitubulaire et dans des réacteurs slurry. La conclusion majeure était que 10 réacteurs multitubulaires (6 m de diamètre, 20 m de long) ou 4 réacteurs slurry (7.5 m de diamètre, 30 m de taille) peuvent produire 5000 tonnes de distillats moyens (C_{5+}) par jour. Principalement dû au taux élevé de transfert thermique généré dans le système slurry, les frais financiers de ce système censément peuvent être 60 % plus bas que ceux du système multitubulaires [59]. Jager [60] a déclaré que les coûts d'un système de réacteur slurry de 10.000 bbl/jour est d'environ 25 % de ceux d'un réacteur tubulaire à lit fixe. Bien que ces chiffres de frais financiers semblent impressionnants, il est nécessaire encore de souligner que la sélectivité de C_{5+} est cruciale à l'économie globale. En d'autres termes, si un réacteur à bas prix fournit une faible sélectivité de C_5 , la plus grande section requise de gaz de synthèse peut excentrer les avantages initiaux.

CHAPITRE V

Production d'énergie par FT

V.1.Introduction

La synthèse de Fischer-Tropsch (SFT) s'intègre dans la technologie GTL qui est le processus global de transformation du gaz naturel en fractions pétrolières liquides de haute qualité telles que naphta ou gasoil. Les produits fabriqués à partir du processus (FT) utilisée pour produire l'énergie électrique à l'aide d'une turbine à gaz.

Remarquant que le bloc turbine à gaz dégage de la chaleur qui peut être utilisé ultérieurement dans les applications de stockage d'énergie thermique.

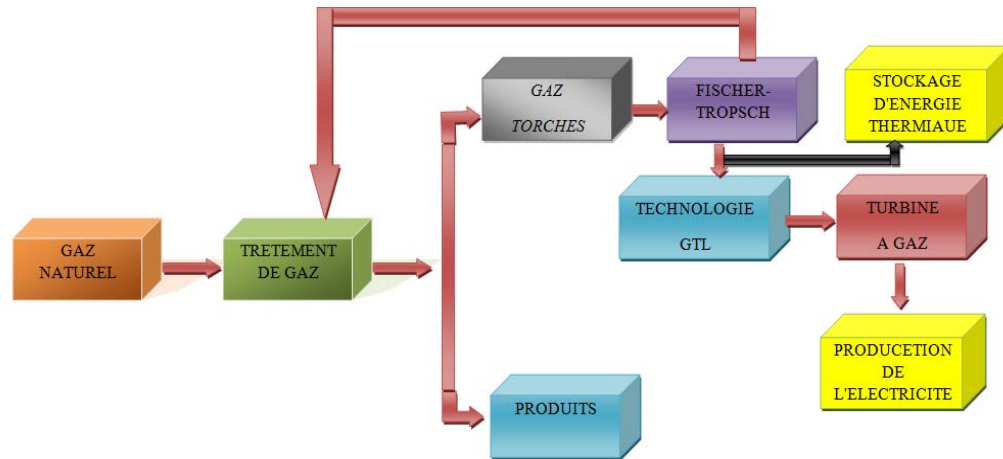


Fig.V.1.Schéma de la section principale de la technologie GTL.

V.2. Génération d'électricité à partir d'une turbine à gaz

V.2.1.Production d'électricité

La turbine à gaz de grande puissance (> 1 MW) est surtout utilisée pour entraîner un alternateur et produire de l'électricité. Les infrastructures et le génie civil nécessaires pour une centrale électrique équipée de turbines à gaz sont réduits, ce qui permet d'installer en quelques mois une centrale tout près du lieu d'utilisation de l'électricité (ville, usine) ou de la source de combustible (port, forage, raffinerie...). Turbine et alternateur sont acheminés sous formes de modules compacts et complets qu'il suffit d'assembler et de raccorder aux réseaux dans des climats où la température extérieure peut aller de -40 à $+50$ °C. Un des avantages des centrales à turbine à gaz est le temps réduit pour la mise en œuvre, le gestionnaire d'un réseau de distribution électrique peut ainsi moduler facilement la capacité de production pour s'adapter aux variations de la consommation.

L'installation d'un groupe électrogène à turbine à gaz peut s'accompagner d'une installation en cogénération, afin de récupérer les quantités importantes d'énergie (environ 65 % de l'énergie consommée) contenues dans les gaz d'échappement. La principale application de ce type consiste à injecter ces gaz, éventuellement après

passage dans un tunnel de postcombustion, dans une chaudière de récupération, avec production d'eau chaude ou de vapeur.

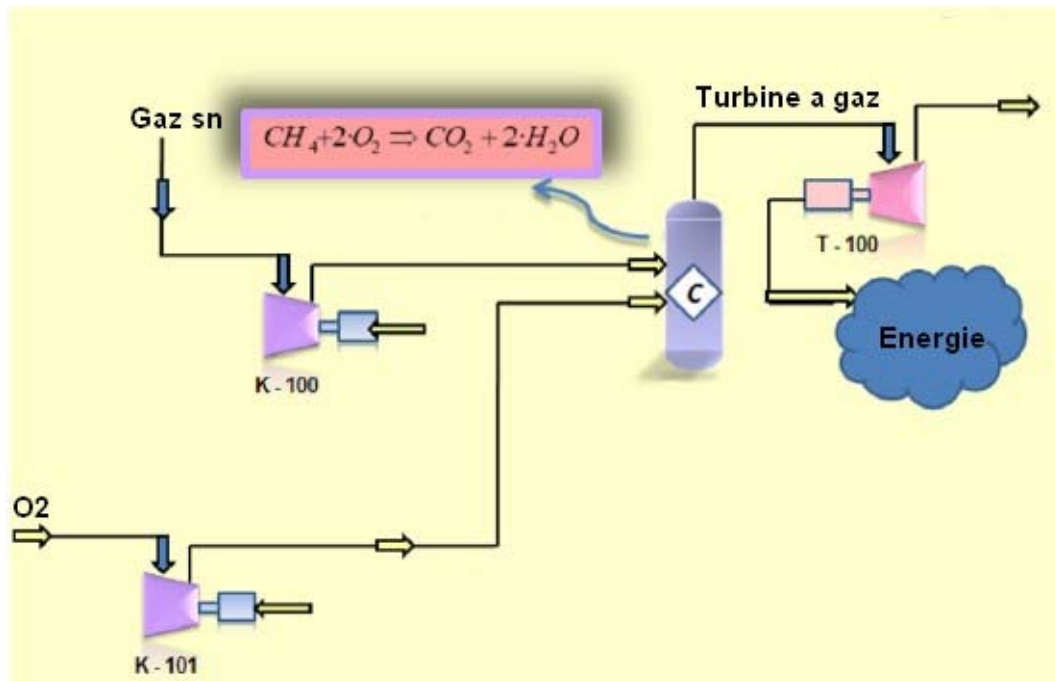


Fig.V.2.schéma du procédé de simulation de la plan d'énergie Electricité.

V.2.2.Définition (turbine à gaz)

Une turbine à gaz (dénomination historique, abrégée en TAC), appelée aussi turbine à combustion (TAC) ou parfois turbine à gaz de combustion (dénomination la plus précise), est une machine tournante thermodynamique appartenant à la famille des moteurs à combustion interne dont le rôle est de produire de l'énergie mécanique sous la forme de la rotation d'un arbre, directement à partir de l'énergie cinétique des gaz produits par la combustion d'un Hydrocarbure (fioul, gaz combustible...) qui subissent une détente dans une turbine. Le comburant, le plus souvent de l'air ambiant, est généralement comprimé avant de pénétrer dans la chambre de combustion, en utilisant un compresseur rotatif entraîné par le même arbre que la turbine.

Le mot « gaz » dans l'ancienne dénomination « turbine à gaz » (longtemps la plus employée) ne signifie pas que la machine ne peut brûler que du combustible gazeux, mais fait référence au caractère gazeux des produits de combustion, par opposition aux turbines à vapeur dans lesquelles le fluide moteur (de la vapeur d'eau) se condense en liquide.

Le turboréacteur est une turbine à gaz particulière qui utilise le principe de la réaction pour propulser certains types d'avions rapides. [61]

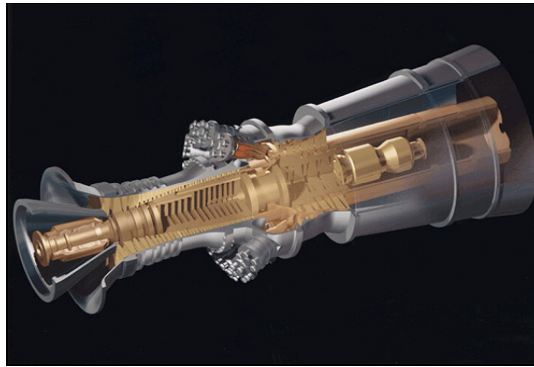


Fig.V.3. Une turbine à gaz H-Séries de General Electric.

V.2.3.Principe de fonctionnement

La turbine à gaz est un moteur thermique réalisant les différentes phases de son cycle thermodynamique dans une succession d'organes traversés par un fluide moteur gazeux en écoulement continu. C'est une différence fondamentale par rapport aux moteurs à pistons qui réalisent une succession temporelle des phases dans un même organe (généralement un cylindre).

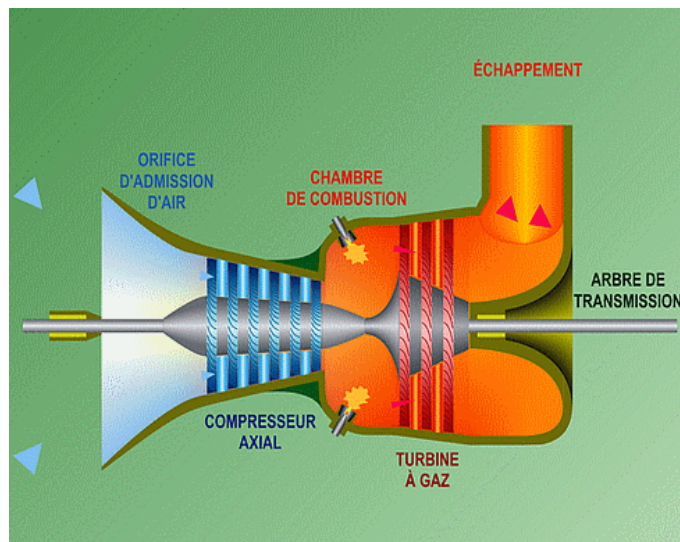


Fig.V.4. Schéma de fonctionnement d'une turbine à gaz à compresseur axial.

Dans sa forme la plus simple, la turbine à gaz fonctionne selon le cycle dit de Joule comprenant successivement et schématiquement :

- une compression adiabatique qui consomme de l'énergie mécanique.
- un chauffage isobare comme pour un moteur Diesel .
- une détente adiabatique jusqu'à la pression ambiante qui produit de l'énergie mécanique.
- un refroidissement isobare.

Le rendement est le rapport du travail utile (travail de détente – travail de compression) à la chaleur fournie par la source chaude. Le rendement théorique croît avec le taux de compression et la température de combustion. Il est supérieur à celui du cycle Diesel car sa détente n'est pas écourtée, et si la veine d'échappement est bien conçue, elle permet de récupérer une partie non négligeable de l'énergie cinétique des gaz chauds sortant des aubages turbine.

La turbine à gaz est le plus souvent à cycle ouvert et à combustion interne. Dans ce cas, la phase de refroidissement est extérieure à la machine et se fait par mélange à l'atmosphère. La turbine à gaz peut également être à cycle fermé et à combustion externe. Le chauffage et le refroidissement sont alors assurés par des échangeurs de chaleur. Cette disposition plus complexe permet l'utilisation de gaz particuliers ou de travailler avec une pression basse différente de l'ambiante.

Le cycle de base décrit plus haut peut être amélioré par différents organes complémentaires :

- récupération de chaleur à l'échappement : les gaz très chauds détendus en sortie de turbine traversent un échangeur pour préchauffer l'air comprimé avant son admission dans la chambre de combustion.
- compression refroidie : la compression comprend deux étages (ou plus) séparés par un échangeur de chaleur (air/air ou air/eau) refroidissant l'air. La puissance nécessaire à la compression s'en trouve réduite au bénéfice du rendement.
- combustion étagée : la détente comprend deux étages (ou plus) séparés par un ou des réchauffages additionnels. La puissance fournie est accrue d'où amélioration du rendement.

Les deux dernières dispositions visent à tendre vers des transformations isothermes en lieu et place des adiabatiques et se justifient surtout sur les machines à taux de compression élevé. Les trois dispositifs peuvent être réalisés indépendamment ou simultanément. Dans ce cas, on retrouve le cycle dit Ericsson que comme le cycle de Stirling présente un rendement théorique égal au rendement maximal du cycle de Carnot. Cette supériorité théorique par rapport aux cycles Otto et Diesel est cependant contrebalancée par l'impossibilité pratique de réaliser les transformations isothermes. Dans tous les cas, ces dispositifs sont réservés aux installations stationnaires du fait de l'encombrement et du poids des échangeurs gaz/gaz. [62]

V.2.3.1.Principes

Se reporter à l'image ci-contre :

1. Le compresseur (« C »), constitué d'un ensemble d'ailettes fixes (stator) et mobiles (rotor), comprime l'air extérieur (« E »), simplement filtré, jusqu'à 10 à 15 bars, voire 30 bars pour certains modèles.
2. Du combustible (« G ») (gazeux ou liquide pulvérisé), est injecté dans la (les) chambre(s) de combustion (« Ch ») où il se mélange à l'air comprimé pour entretenir une combustion continue.

3. Les gaz chauds se détendent en traversant la turbine (« T »), où l'énergie thermique et cinétique des gaz chauds est transformée en énergie mécanique. La turbine est constituée d'une ou plusieurs roues également munies d'ailettes précédées d'aubages fixes (directrices). Les gaz de combustion s'échappent par la cheminée (« Ec ») à travers un diffuseur.
4. Le mouvement de rotation de la turbine est communiqué à l'arbre (« A ») qui actionne d'une part le compresseur, d'autre part une charge qui n'est autre qu'un appareil (machine) récepteur (ice) (pompe, alternateur, compresseur...) accouplé à son extrémité.

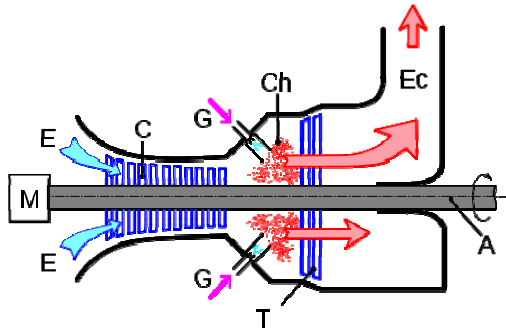


Fig.V.5.Coupe longitudinale d'une turbine à gaz : principaux organes.

Pour la mise en route, on utilise un moteur de lancement (« M ») qui joue le rôle de démarreur ; dans certaines configurations, c'est l'alternateur du groupe lui-même qui est utilisé en moteur pendant la phase de lancement. Le réglage de la puissance est possible en agissant sur le débit de l'air en entrée et sur l'injection du carburant. Le réglage de la vitesse de rotation n'est possible que si l'organe entraîné le permet : en effet, dans le cas d'un alternateur connecté à un réseau électrique à fréquence fixe (par exemple 50 ou 60 Hz), cette fréquence impose une vitesse fixe, le débit de carburant sert alors à régler la puissance produite.

Dans certaines machines, en particulier « heavy duty » modernes, la charge est entraînée par l'arbre côté compresseur, ce qui permet de placer un diffuseur très efficace en ligne à la sortie des gaz chauds avant de les envoyer à la cheminée ou à la chaudière de récupération. Cela permet également de diminuer fortement les problèmes d'alignement relatif de la turbine et de la charge entre l'état froid et l'état chaud du groupe. [63]

V.2.4.Applications

V.2.4.1.Réalisation pratique

La phase de compression est réalisée par un compresseur d'air axial ou centrifuge. Le travail de compression peut être réduit par pulvérisation d'eau à l'admission. L'air comprimé est réparti en trois flux :

- une alimentation stœchiométrique vers le brûleur alimenté en carburant gazeux ou liquide.
- un flux refroidissant la paroi de la chambre de combustion et mélangé aux produits de combustion du brûleur.
- un flux destiné au refroidissement des différents étages de la turbine (stator et/ou rotor).

Contrairement au moteur à piston, la combustion d'une turbine à gaz est continue et il faut donc limiter la température à une valeur acceptable pour les matériaux par un large excès d'air 1300 °C en nominal avec 2000 °C en courte pointe). Ceci est très pénalisant pour le rendement qui est maximum vers 4500 °C (le même problème existe pour les moteurs à pistons).

Il existe des machines utilisant une injection de vapeur dans les produits de combustion à l'entrée de la turbine pour augmenter le débit et donc la puissance de celle-ci. La vapeur est produite par une chaudière de récupération chauffée par l'échappement. Il s'agit en fait d'un cycle combiné simplifié. L'injection de vapeur permet également de limiter la teneur en oxydes d'azote (Nox) à l'échappement.

La turbine généralement de type axial comprend un ou plusieurs étages de détente. Contrairement aux turbines à vapeur, il s'agit toujours de turbines à réaction. Deux grands types de turbines à gaz sont à distinguer :

- simple arbre : le compresseur et l'ensemble des étages de détente sont regroupés sur le même arbre entraînant également l'organe récepteur ;
- double arbre : le compresseur est sur le même arbre que les étages de turbine strictement nécessaires à son entraînement, les autres étages de turbine étant groupés sur un second arbre solidaire de la machine entraînée.

La seconde disposition plus complexe permet un meilleur fonctionnement à charge partielle et variable ce qui est le cas des moteurs destinés à la propulsion ou à l'entraînement de pompes ou de compresseurs (oléoducs ou gazoducs). Les turbines à simple arbre sont adaptées à la production électrique qui se fait à régime constant et charge plus élevée.

La réalisation de la turbine et notamment le premier étage, situé derrière le système de combustion, pose des problèmes métallurgiques liés à la température élevée et aux contraintes dues à la détente et à la force centrifuge s'exerçant sur les aubes mobiles. Elle nécessite l'emploi d'aciers fortement alliés (Cr-Ni-Va) et un refroidissement énergique par de l'air de charge prélevé sur le compresseur. L'utilisation de matériaux céramiques et de monocristaux est à l'étude pour permettre d'augmenter la température. [64].

V.2.4.2.Limites techniques. Avantages

Bien que théoriquement supérieure au moteur Diesel, la turbine à gaz présente de sévères limitations dues aux contraintes techniques de sa réalisation. Ces principales limites sont les suivantes :

- taux de compression (et donc rendement) limité par le nombre d'étages de compression nécessaires, mais les machines « heavy duty » récentes dépassent maintenant un taux de compression de 19 ;
- baisse importante de rendement des compresseurs centrifuges à une vitesse de rotation plus faible que la vitesse nominale ;
- baisse progressive de la puissance disponible lorsque la température de l'air extérieur augmente. On estime que la puissance diminue de 1 % pour chaque degré d'élévation ; ceci est dû à la diminution du débit massique de l'air ambiant quand sa température augmente ;
- température de combustion (et donc rendement) limitée par la résistance mécanique des aubages fixes et mobiles de la turbine ;
- chute importante du rendement à charge partielle en particulier pour les machines à simple arbre ;
- coût d'usinage des aubages notamment de la turbine ;
- encombrement important des filtres d'aspiration d'air. Cet inconvénient est particulièrement pénalisant à bord des navires ;
- la plupart des turbines à gaz ne peuvent pas brûler de fioul lourd contrairement au moteur Diesel ; elles utilisent alors du gaz naturel, du biogaz ou du gasoil, voire du kérosène. Toutefois, les turbines à gaz heavy duty peuvent brûler du fioul lourd, voire du pétrole brut (crude oil) ; ceci peut nécessiter le réchauffage du combustible afin d'en diminuer la viscosité pour permettre sa pulvérisation correcte dans les injecteurs ; certains fiouls lourds nécessitent l'injection d'inhibiteur pour réduire les effets néfastes du vanadium contenu naturellement dans le pétrole brut de beaucoup de gisements.

Les avantages inhérents à ce type de machine sont les suivants :

- puissance massique et volumique très élevée ;
- possibilité de démarrage, prise et variation de charge 0 à 100 % très rapidement ; à titre d'exemple, une machine « heavy duty » de 200 MW installée en France dans les années 1990 dans la région parisienne peut arriver à vitesse nominale en 6 minutes après l'ordre de démarrage, prendre les premiers 100 MW en quelques secondes, et les 100 MW restants en 6 minutes ;
- simplicité apparente de construction (un rotor dans un carter et un brûleur) et équilibrage (peu de vibrations) ;
- pollution limitée en HC, CO et NOx du fait du contrôle de l'excès d'air et de la température limitée ;
- aptitude à la récupération de chaleur (cogénération) ;
- coûts de maintenance inférieurs aux moteurs pistons ;
- longévité en marche stationnaire ;

- aptitude potentielle à utiliser des combustibles liquides ou gazeux variés et de moindre qualité (gaz pauvre) ;
- meilleure aptitude aux arrêts et démarrages fréquents que les turbines à vapeur ;
- peu de génie civil nécessaire pour sa mise en œuvre, et facilité de transport en colis standardisés pour les machines de puissance unitaire inférieure à 100 MW.
- facilité de standardiser les composants « nobles » (aubages fixes et mobiles), ce qui permet de construire les machines en avance sans connaître les conditions finales d'utilisation sur site ;
- possibilité d'entraîner des machines (pompes ou compresseurs) à vitesse variable sans grande perte de rendement pour les machines « deux arbres », ce qui permet l'utilisation dans les lignes d'oléoducs ou de gazoducs.

Les applications des turbines à gaz découlent directement de leurs avantages spécifiques. Ainsi, la puissance massique élevée se prête bien à la propulsion aéronautique en particulier sur les avions (turboréacteurs et turbopropulseurs) et les hélicoptères. La propulsion navale fait également appel aux turbines à gaz notamment pour les navires à grande vitesse (ferry rapide, frégates, porte-aéronefs). Il existe enfin des exemples d'applications à la propulsion ferroviaire ETG et RTG de la SNCF 1972/2004 et à des véhicules militaires comme des chars d'assaut (XM-1 Abrams ou T80).

Par contre, la turbine à gaz est mal adaptée aux véhicules routiers. En effet, les variations de charge et de régime sont trop importantes et trop rapides pour être réalisables avec un rendement correct. De plus, le rendement atteint difficilement 30 % pour des moteurs compacts et de faible puissance alors que les Diesel actuels dépassent 40 %. Par contre, elles pourraient trouver un regain d'intérêt pour les chaînes de propulsion hybrides en particulier sur les poids lourds, où l'installation des échangeurs (notamment récupérateur sur échappement) est moins problématique.

L'autre grand domaine d'emploi des turbines à gaz est la production d'électricité. En effet, il s'agit d'applications à vitesse de rotation constante et soit à charge relativement constante pour lesquelles le rendement de ces machines est le meilleur pour les machines utilisées en régime dit « de base », soit au contraire à charge très variable pour les machines utilisées en secours de réseaux et pour lesquelles la sécurité du réseau est plus importante que le rendement. La puissance varie de quelques centaines de kW à plus de 300 MW. Les machines les plus puissantes sont en général associées à des turbines à vapeur dans des cycles combinés, ce qui fait que le rendement global de la centrale dépasse actuellement (en 2011) 61 %, avec une aptitude à prendre en compte les variations rapides de puissance instantanée des machines éoliennes (par exemple en cas de variation brutale du vent) ou des parcs photovoltaïques (par exemple en cas de passage de nuages). En cycle simple, le rendement est de l'ordre de 30 à 35 % voire plus pour les grosses machines. Dans les faibles puissances, le rendement est même inférieur à 30 % mais on met alors à profit l'aptitude des turbines à combustion pour la récupération de chaleur dans des applications de cogénération (production simultanée d'électricité et de chaleur). [65]

V.2.4.3.Turbocompresseur

Le terme turbocompresseur a deux significations :

1. un compresseur (centrifuge en général) entraîné par une turbine (à gaz en général).
2. une turbine entraînée par les gaz d'échappement qui comprime de l'air pour l'injecter dans le moteur (appelé couramment « turbo » dans le domaine automobile).

Le turbo désigne une turbine actionnée par les gaz d'échappement d'un moteur à pistons et dont le travail sert à comprimer l'air admis dans le moteur. Ce dispositif représente une amélioration importante du moteur classique notamment sur les points suivants :

- augmentation de la puissance massique et volumique par une puissance supérieure à cylindrée égale. Afin de maximiser cet effet, il est nécessaire de refroidir l'air comprimé par un échangeur (intercooler) ;
- suppression de l'inconvénient de la détente écourtée des cycles Otto et Diesel d'où amélioration de rendement. L'amélioration du rendement est très limitée sur les moteurs à essence car les risques d'auto-inflammation (cliquetis) imposent de réduire sensiblement le taux de compression du moteur proprement dit, d'où une perte de rendement.

Le moteur turbocompressé combine donc un moteur à pistons et une turbine à gaz, les deux étant liés par une chambre de combustion commune. Il permet de concilier les avantages des deux types de moteurs tout en réduisant leurs inconvénients respectifs, en particulier pour les cycles Diesel. Ceci explique la généralisation actuelle de cette technique.

Le problème majeur du turbocompresseur est le même que les autres turbines à gaz, à savoir la gestion de la marche à faible charge ou en régime transitoire. Il est en grande partie résolu au XXI^e siècle par les turbocompresseurs dits « à géométrie variable » munis d'aubages fixes à incidence variable. [66]

V.2.4.4.Propulsion

C'est grâce à leur puissance massique et puissance volumique élevées que de petites turbines sont utilisées pour motoriser les hélicoptères et voitures. Des trains (Turbotrain) RTG et ETG, mais aussi des chars d'assaut, des navires... sont propulsés par des turbines à gaz de puissance moyenne. Les turboréacteurs et les turbopropulseurs sont des turbines à gaz utilisées en aéronautique pour propulser des avions modernes et rapides.

V.2.4.5.Moteur

Les industries pétrolière et gazière utilisent des turbines à gaz pour entraîner des pompes pour les pipelines et des compresseurs pour les gazoducs.

V.2.5.Conclusion

La turbine à gaz contribue dans une large mesure aux motorisations actuelles. Leur avantage de légèreté en impose l'usage dans l'aéronautique, tandis que dans le domaine des fortes puissances (production d'électricité) elles se démarquent par leur adaptation à des cycles combinés ou de cogénérations très performantes. Les moteurs à explosion eux ont leur puissance limitée à environ 10 MW pour des raisons de masse et d'encombrement.

CHAPITRE VI

Calcule et discussions

VI. 1. Introduction

Il ya plusieurs façons classifir les différentes unités de traitement utilisées dans le traitement du gaz naturel brut. Le tableau ci-dessous donne la répartition générale utilisée dans les opérations de traitements des gaz extraites du puits. Le tableau montre comment le traitement du gaz est fait jusqu'à ce qu'il atteigne le tuyau destiné à être livré au marché des consommateurs. Comme le montre le graphique des gaz résiduels brûlé dans l'air (qui contiennent une forte proportion de dioxyde de carbone, le méthane et d'autres gaz après le processus de traitement), la procédure du brulage entièrement complète et incomplète provoque une pollution de l'air qui conduit à de nombreux problèmes, notamment le réchauffement planétaire (effet de serre). Grâce à cette étude, nous allons diminuer la pollution de l'atmosphère en exploitant ce gaz pour la production d'énergie électrique.

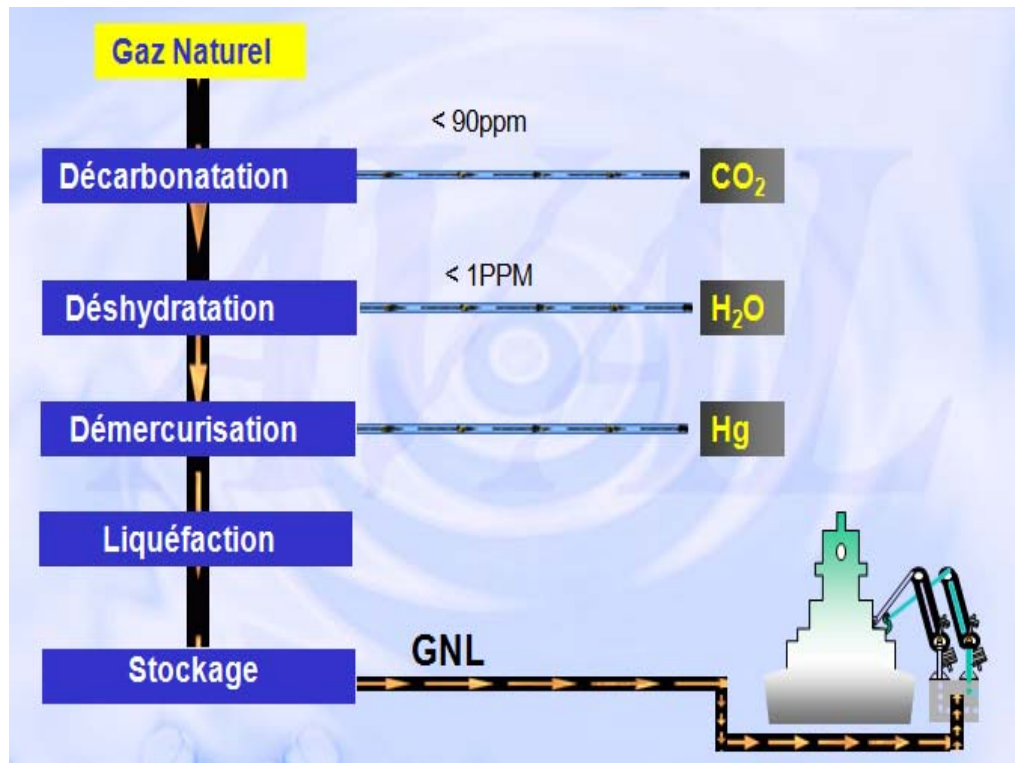


Fig. VI.1. Unité traitement de gaz naturel

VI.2.Décarbonatation

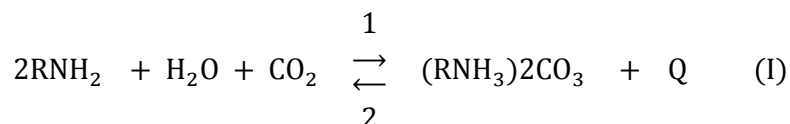
VI.2.1. Rôle de la section de décarbonatation

Cette épuration se fait dans le but d'éviter le colmatage du système par la solidification du CO₂ dans les sections froides situées en aval du procédé de liquéfaction.

Le principe d'élimination du gaz carbonique à une teneur maximale de 70 ppm est mis en œuvre par un procédé d'absorption conduit dans une colonne d'absorption 131E à 29 plateaux à haute pression (41 bars) et basse température (38°C). [67]

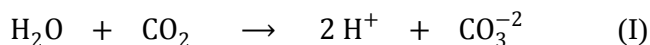
VI.2.2. Caractéristiques de la réaction chimique

La principale réaction par laquelle le CO₂ est absorbé par la solution de MEA peut être représentée comme suite :



R: C₂H₄OH.

Cette étape comporte une étape intermédiaire dans laquelle l'eau et le CO₂ donnent l'acide carbonique.



L'équilibre de la réaction (I) se déplace dans le sens (1) à haute pression et basse température (condition de l'absorption), et dans le sens (2) à basse pression et haute température (condition de désorption, régénération de MEA). [68], [69]

VI. 2.3. Caractéristiques des équipements de la section

A) Absorbeur de MEA 131-E

Nombre de palataux		29
Pression à l'intérieur de la colonne		41 b
Température	haut de colonne	38°C
	Bas de colonne	43°C
Débit d'eau de lavage en tête		17 m ³ /h
Débit de MEA en circulation		64 m ³ /h
Concentration de la solution MEA		15%

B) Régénérateur de MEA 132-E

Pression de la colonne		1,3 b
Température	tête de colonne	107°C
	fond de colonne	118°C
Pression différentielle de la colonne		0,5 b

C) Vaporisateur 134-C

Débit de MEA en circulation	1 à 3%
Température de la MEA à l'entrée	118°C
Température de la MEA en sortie	148°C maximum
Débit total de la MEA entrant dans la calandre	1995 kg/h
Pression vapeur	17,5 bars
Débit vapeur	31 kg/h

D) Filtres**1) MEA riche (131-L)**

Débit	6,40 m ³
Perte de charge normale	0,35 b
Pression de service	42,3 b
Température de service	38°C

2) MEA pauvre (132-F)

Débit	3,2 m ³
Perte de charge normale	0,34 b
Pression de service	42 b

E) Ballon de reflux de la colonne de régénération (133-F)

Pression	1,3 b
Température	60°C

F) Réchauffeur du gaz d'alimentation (131-C)

Vapeur côté calandre	4,5 bars
Gaz naturel côté tubes	42 à 45 bars
Capacité (nominale)	22,1 mm BTU/h
Température d'entrée du gaz	10°C
Température de sortie du gaz	38°C

G) Ballon de séparation des hydrocarbures 137-F)

Pression de service	5,9 b
Température de service	43,3°C

I) Échangeurs pour MEA (133-C1-C2-C3 et C4)

Fluide (calandre) MEA pauvre à 15%	66.478 kg/h
Fluide (tubes) MEA riche à 15%	66.460 kg/h
Température d'entrée (calandre)	121°C
Température de sortie (calandre)	49°C
Température d'entrée (tubes)	32,2°C
Température de sortie (tubes)	101,7°C
Echange de chaleur	4.435.200 Kg/h

J) Refroidisseur de MEA (132-C)

Fluide (calandre) MEA pauvre à 15%	66.478 kg/h
Fluide (tubes) eau de mer	205.627 kg/h
Température d'entrée (calandre)	65°C

Température de sortie (calandre)	24°C
Température d'entrée (tubes)	24°C
Température de sortie (tubes)	32°C
Echange de chaleur	1.713.600 kg/h

K) Condenseur de tête de CO₂ (135-C)

CO ₂ + H ₂ O vapeur	4726 kg/h
Fluide côté tubes - eau de mer	229.820 kg/h
Température d'entrée (calandre)	107,2°C
Température de sortie (calandre)	60°C
Température d'entrée (tubes)	24°C
Température de sortie (tubes)	32,2°C
Échange de chaleur	1.915.200 kcal/h

L) Rebouilleur du régénérateur (134-C)

Fluide de circulation (calandre)-Vapeur à 4,5b	7200 kg/h
Fluide de circulation (tubes) -MEA pauvre à 15%	73.330 kg/h
Température d'entrée (calandre)	147,8°C
Température de sortie (calandre)	147,8°C
Température d'entrée (tubes)	121,1°C
Température de sortie (tubes)	121,1°C
Échange de chaleur :	982.800 kcal/h

M) Unité d'injection anti-mousse (132-L)

Débit d'alimentation	0,015 m ³
Pression de refoulement	1,38 bar
Capacité du réservoir	0,8 m ³

N) Puisard de MEA (134-F)

Pression de calcul	Atmosphérique
Température de calcul	Ambiante
Capacité	6,35 m ³

O) Bac de stockage de MEA (135-F)

Température de stockage	32°C
Pression de service	0,03 bar
Capacité	128,5 m ³

P) Pompes de MEA (131-J et 131-JA)

Pression d'aspiration	1,07 bars
Pression de refoulement	4,9 bars
Pression, maximale	60,35 bars
Débit nominal	74,72 m ³
Pression de la vapeur d'alimentation -pour 131-JAT	17,3 bars
Pression de refoulement de la turbine	4,48 bars

Q) Pompes de charge de MEA (133-J)

Pression d'aspiration nominale	0,013 b
Pression de refoulement nominale	3,8 bars
Pression d'arrêt maximale	4,73 bars
Débit (nominal)	10,21 m ³ /h

R) Pompe immergée de MEA (135-J)

Débit	10,2 m ³ /h
Pression d'aspiration	0,07 bars
Pression de refoulement	2,80 bars

S) Pompes à eau de lavage (136-J et 136-JA)

Pression d'aspiration	41 bars
Pression de refoulement nominale	51,54 bars
Pression d'arrêt maximale	52,36 bars
Débit nominal	19,53 m ³ /h

T) Pompes de reflux du régénérateur (132-J et 132-JA)

Pression d'aspiration nominale	0,62 bars
Pression de refoulement nominale	4,1 bars
Pression Maximale	4,7 bars
Débit nominal	3,9 m ³

VI.2.4. Procédé d'absorption du CO₂

Le gaz naturel brut pénètre d'abord dans le ballon séparateur 131-F, afin de séparer tous les hydrocarbures lourds susceptibles d'être présents dans le gaz d'alimentation. Tout liquide s'accumulant au fond de ce ballon est évacué vers le système de rejet des hydrocarbures liquides.

Le gaz naturel sortant en tête de 131-F passe à travers un débriteur métallique placé au sommet du ballon, puis est préchauffé à 38°C dans les tubes du préchauffeur de gaz d'alimentation 131-C par de la vapeur à 4,5 bars. Le gaz préchauffé est combiné au gaz recyclé provenant du système de régénération du sécheur de gaz et le courant ainsi obtenu est injecté au fond de l'absorbeur.

Le gaz s'élevant dans l'absorbeur est mis en contact à contre-courant avec une solution de MEA régénérée à 38°C pénétrant par le 5^{ème} plateau de l'absorbeur. Le gaz carbonique est absorbé par la solution pauvre de MEA. Le gaz naturel à 38°C, dont la teneur en gaz carbonique a été réduite à 70 ppm, sort par le sommet de l'absorbeur et est dirigé vers le séchage.

La solution "riche" de MEA quitte l'absorbeur par le fond pour entrer dans le ballon de séparation des hydrocarbures (137-F) à environ 43°C. Dans ce ballon, la plupart des hydrocarbures dissous sont libérés par vaporisation instantanée (flash). Un dispositif est

prévu pour permettre aux hydrocarbures lourds liquides accumulés dans le ballon de déborder dans le compartiment de purge situé à l'intérieur du ballon. Ces hydrocarbures lourds sont dirigés vers le système de rejet d'hydrocarbures liquides.

Les quatre plateaux supérieurs de l'absorbeur sont des plateaux de lavage à l'eau permettant de récupérer la MEA vaporisée et entraînée par le gaz. Ce lavage réduit au minimum les pertes de MEA. Une pompe (136-J) assure un débit d'eau de 17 m³/h du quatrième plateau vers le premier. De l'eau d'appoint (eau d'alimentation chaudières) est ajoutée à l'eau de recyclage avant son entrée au niveau du premier plateau. Une quantité d'eau équivalente est soutirée au refoulement de la pompe et est injectée en aval du préchauffeur de gaz d'alimentation (131-C). L'injection d'eau a pour but de saturer le gaz d'alimentation de vapeur d'eau de façon à éviter l'encrassement des injecteurs de gaz à l'admission de l'absorbeur. Il est possible de renvoyer l'eau de purge vers le régénérateur comme eau d'appoint.

L'absorbeur fonctionne normalement lorsque le niveau de MEA est au-dessus du point d'admission de gaz ; c'est à dire que le gaz naturel injecté dans l'absorbeur remonte sous pression dans la solution MEA sous forme de bulles. Le niveau de la solution MEA enrichie au fond de l'absorbeur, est contrôlé par la pression différentielle (LIC-106) développée par la charge du liquide dans l'absorbeur. Ce mode de fonctionnement permet d'extraire le maximum de gaz carbonique du gaz d'alimentation. Fig.VI.2 présente schéma de unité décarbonatation (voir Annexe1). [67]

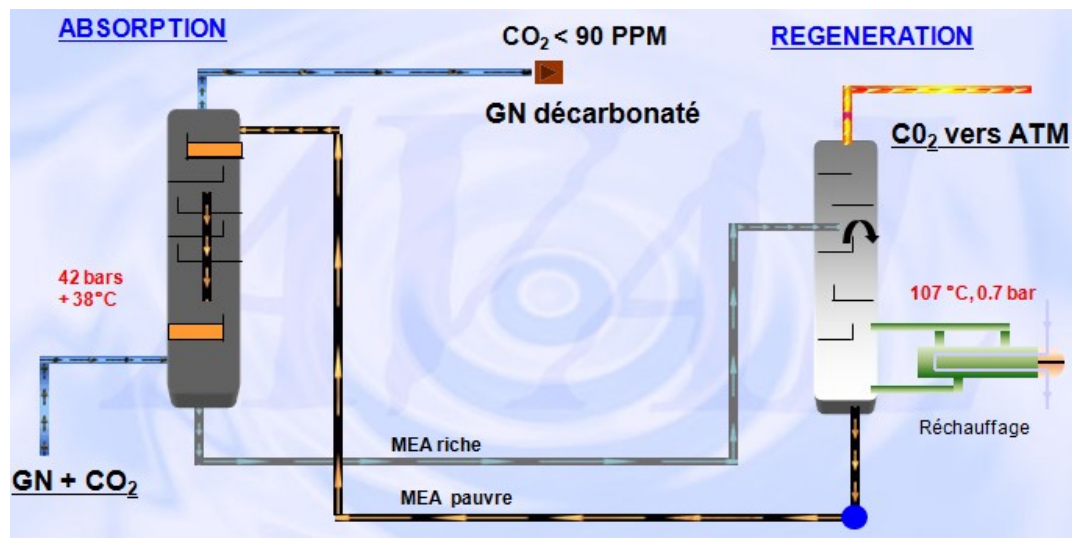


Fig.VI.2. Unité traitement de gaz naturel section décarbonatation.

VI.3.Déshydratation

III.3.1. Unité de déshydratation du gaz au TEG

L'unité de déshydratation du gaz au TEG est composée de deux sections

- La section déshydratation.
- La section régénération. [69]

Fig .VI.3. *Schéma simple de circuit TEG*

VI.3.2.Section de déshydratation

La section déshydratation est composée principalement de 3 équipements principaux:

- Le ballon d'entrée MV-1401-I.
- Le contacteur MV-1401-A.
- Le ballon de sortie V-1404.

Le ballon d'entrée permet d'éliminer tous liquides présents dans le gaz humide à déshydrater.

Le contacteur est un ballon vertical composé de 10 plateaux à calottes. Ces plateaux sont conçus pour permettre un contact intime entre le gaz et le glycol.

Le ballon de sortie est conçu pour retenir le TEG sous forme de mousse ou liquide ayant été entraîné par le gaz sec quittant le contacteur. Le TEG récupéré est admis vers le section de régénération

VI.3.3. Description de la section déshydratation

- ✓ Le gaz humide provenant du ballon FA 4503 pénètre dans le ballon d'entrée MV-1401-I, toute eau ou hydrocarbure liquide est séparé du gaz dans ce ballon, les liquides récupérés au fond sont recyclés vers le ballon FA 4504 sous contrôle de niveau.
- ✓ Le gaz débarassé des liquides quitte le ballon d'entrée et est introduit vers à peu près le milieu du contacteur MV-1401-A. Le gaz monte vers la tête du contacteur, dans son chemin il traverse les plateaux à calottes ou il est mis en contact intime avec le courant descendant de TEG pauvre. Le TEG lui est introduit à la tête du contacteur. TEG pauvre veut dire PAUVRE EN EAU, c'est le TEG régénéré.
- ✓ Le TEG absorbe l'eau et un peu d'hydrocarbures contenus dans le gaz et descend vers le fond du contacteur, ensuite sous contrôle de niveau il quitte le contacteur pour être régénéré dans la section de régénération, le TEG à ce stade est saturé en eau il est dit TEG riche en eau.
- ✓ Le gaz ayant traversé les plateaux et ayant été débarassé de son eau par le TEG, monte vers la tête du contacteur, il traverse un tamis anti-entrainements au dessus du plateau supérieur et sort en tête du contacteur, à ce stade le gaz est sec.
- ✓ Le gaz est ensuite introduit dans le ballon de sortie V1404, ce ballon est conçu pour retenir toute trace de TEG ayant été entraînée par le gaz, le gaz sort ensuite en limite de batterie pour alimenter l'unité de gaz lift et la VEGI, un analyseur de teneur en eau est installé en sortie du ballon V1404 avec lecture en salle de contrôle sur le DCS.
- ✓ Le TEG récupéré en fond du ballon de sortie rejoint la section de régénération.

Ceci termine la section déshydratation (**Fig .VI.4.**).

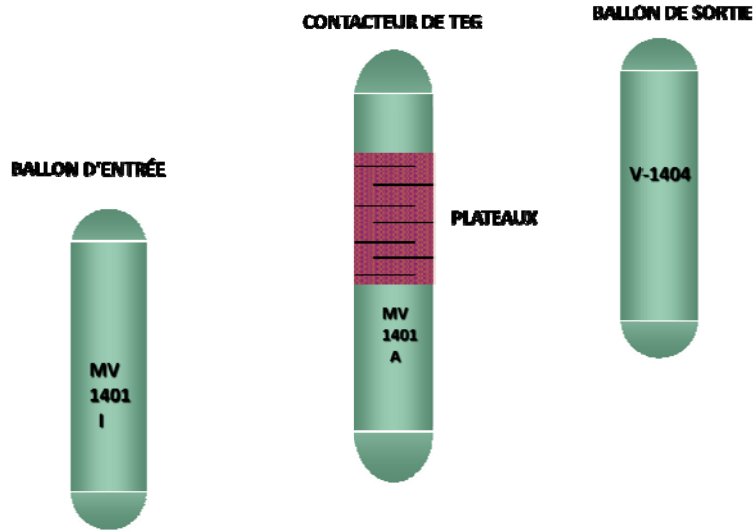


Fig .VI.4. Les principaux composants de la section de déshydratation.

VI.3.4. Identifier des principaux composants de la section de déshydratation

- Le gaz humide venant du ballon FA 4503 entre dans le ballon d'entrée MV-1401-I. Les liquides tombent au fond du ballon, ils sont envoyés vers FA 4504.
- Le gaz quitte le ballon d'entrée MV-1401-I vers le contacteur de TEG où il est introduit à peu près vers le milieu du contacteur.
- Le gaz monte vers le haut du contacteur, il traverse les plateaux où il est mis en contact intime avec le TEG pauvre venant de la tête du contacteur, le TEG absorbe l'eau contenue dans le gaz et descend vers le fond du contacteur. Le TEG doit être régénéré pour enlever l'eau et les hydrocarbures qu'il a absorbés.
- Le gaz sec sort en tête du contacteur, il est ensuite introduit dans le ballon de sortie V-1404 où il est débarrassé des gouttelettes de TEG qu'il a peu entraîné. Le TEG récupéré au fond est admis dans le séparateur de flash MV-1401-E.
- Le gaz sec quitte le ballon de sortie pour alimenter la station gaz lift et la VEGI, l'excédent alimente les turbo-compresseurs.

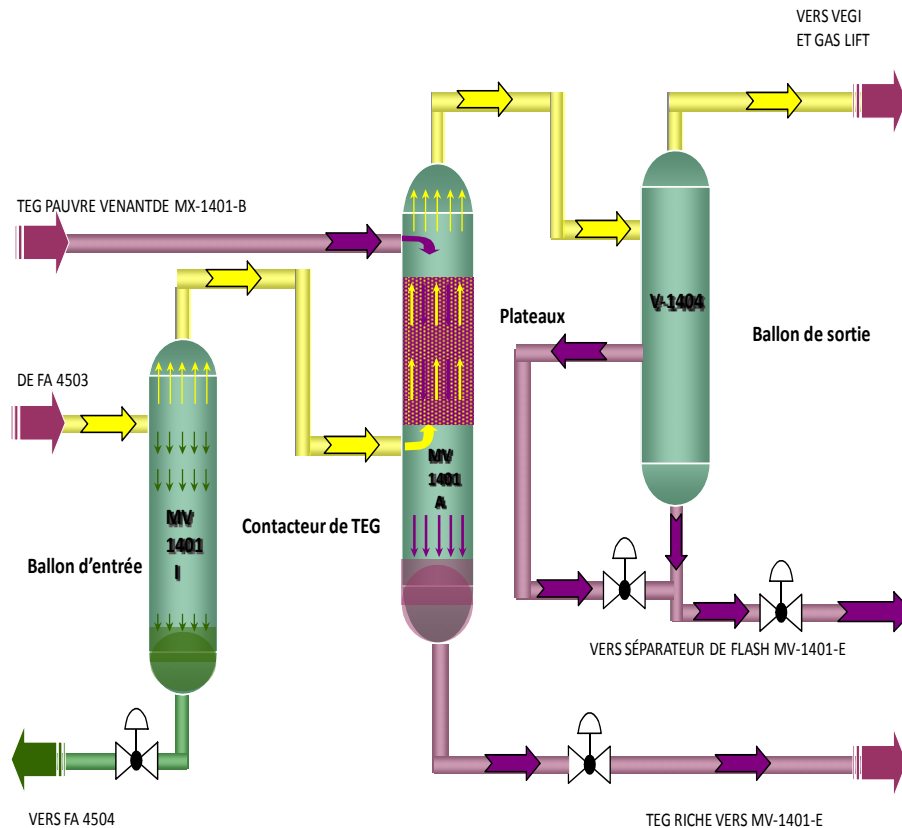


Fig.VI.5. Section déshydratation

VI.3.5. Les principaux paramètres

- L'un des principaux paramètres auquel il faut faire attention est la différence de température entre le gaz humide entrant vers le milieu du contacteur et le TEG pauvre entrant par le haut du contacteur (Fig.VI.6.).
- Cette différence de température doit être maintenue au environ de 5,5 °C, comme la température du gaz humide entrant n'est pas contrôlable cette différence de température est maintenue en agissant sur la température du glycol entrant par le haut du contacteur. Avant d'entrer dans le contacteur le TEG est refroidi dans un aéro-réfrigérant, c'est en agissant sur le registre d'air de cet aéro qu'en contrôle la température du TEG.
- Si le TEG est plus froid que le gaz ou la différence de température est faible, alors les fractions lourds du gaz se condensent dans les plateaux ou se fait le contact TEG-GAZ, avec le barbotage qui a lieu dans les plateaux il se forme alors de la mousse de TEG qui empêche le bon fonctionnement du déshydrateur.
- La mousse de TEG est difficile à enlever et elle perturbe le bon fonctionnement de la déshydratation.

- Il faut par conséquent veuille à ce que la différence de température entre le TEG et le gaz soit toujours dans les limites de 5,5 °C.
- Un autre point important : les liquides d'hydrocarbures qui s'accumulent au dessus du TEG au fond du contacteur ; ces liquides doivent être purgés fréquemment, sinon leur niveau monte au dessus du TEG et peut atteindre des proportions importantes.
- La pression différentielle à travers le contacteur est aussi un paramètre à surveiller : une grande DP signifie présence de mousse de TEG.

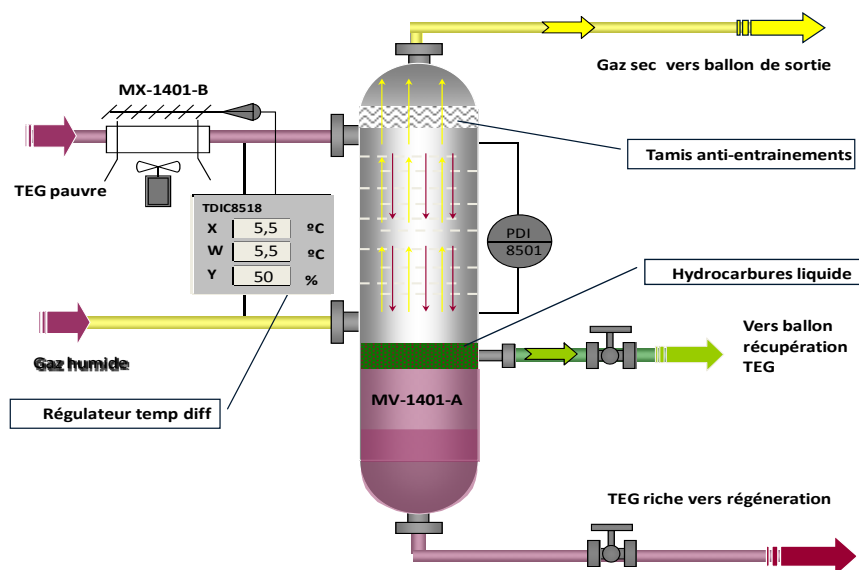


Fig .VI.6. Détail de schéma de contacteur de TEG

VI.3.6. Caractéristiques des équipements de la section déshydratation

A) Absorbeur de TEG (T-100)

Nombre de palataux	8	
Pression à l'intérieur de la colonne	61.9 bar	
Température	haut de colonne	50°C
	Bas de colonne	39.22°C
Débit de GND en circulation	738.1 m ³ /h	
Débit de TEG en circulation	0.5 m ³ /h	
Concentration de la solution MEA	99.01%	

B) Ballon de séparation des hydrocarbures (V-100)

Pression de service	41.5 bar
Température de service	39.22°C

C)Échangeurs pour TEG (E-101)

Fluide (calandre) MEA pauvre à 15%	567 kg/h
Fluide (tubes) MEA riche à 15%	567 kg/h
Température d'entrée (calandre)	-535.2°C
Température de sortie (calandre)	125°C
Température d'entrée (tubes)	213°C
Température de sortie (tubes)	-634.5°C

D) Refroidisseur (E-100)

Délatte P	0.05bar
Délatte T	311.2°C

E) Pompes de TEG (P-100)

Délatte P	61.09 bars
Délatte T	371.1°C
Energie	1.158KW

F) Colonne distillation (T-101)

Nombre de palataux		6
Pression à l'intérieur de la colonne		61.9 bar
Température	haut de colonne	102°C
	Bas de colonne	205°C
Débit de TEG		0.68 m ³ /h

IV.4.Résultats et discussions**IV.4.1. Résultats et discussions pourcentage des Gaz méthane et Gaz CO₂**

L'application des équations de **Amine proprety package (Décarbonatation)** et **Glycol Package (Déshydratation)** et **NRTL-ideal (Fischer-Tropsch)** dans le logiciel Aspent HYSYS version 7.2 nous donne la teneur du CO₂ et du gaz méthane dans le gaz de torche.

IV.4.1.1.Les conditions pour l'unité traitement de Gaz naturel

L'analyse chromatographique du gaz naturel a donné la composition représentées dans le tab IV. 1. suivant :

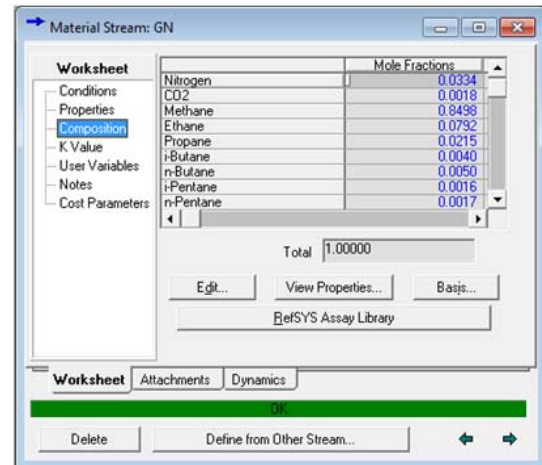
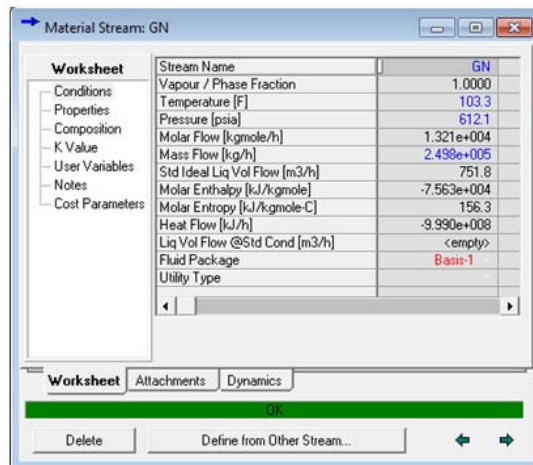
Tab. VI.1. Les composition de Gaz Naturel.

Composition (molaire)	Gaz-Naturel
Nitrogen	0.033373
CO ₂	0.001804
Méthane	0.849769
Ethane	0.079174
Propane	0.021547
i-Butane	0.004009
n-Butane	0.005011
i-Pentane	0.001604
n-Pentane	0.001704
n-Hexane	0.002004

Les conditions de gaz naturel qui entre dans cette unité traitement sont présentées dans le tableau suivant:

Tab. VI.2. Conditions de Gaz Naturel.

Température (°C)	Pression (bar)	Débit molaire (Kgmole/h)
39.60	42.20	13210



IV.4.2. Résultats de la section décarbonatation

La figure si dessous représente la section de décarbonatation des gaz.

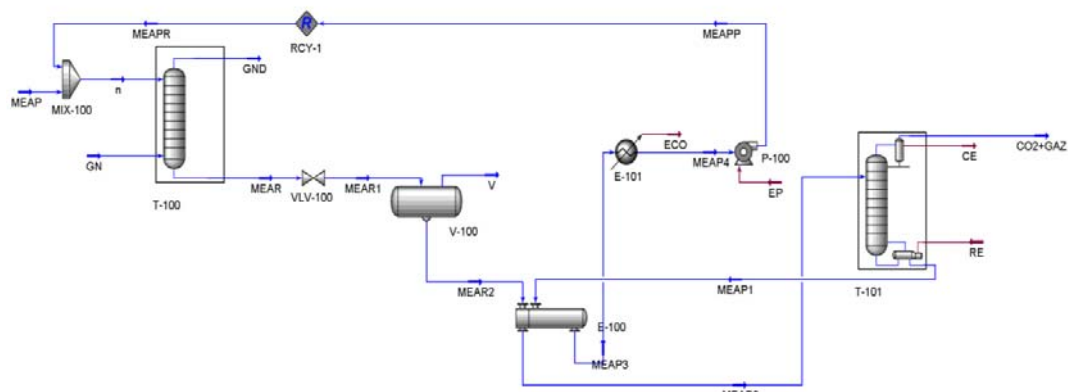
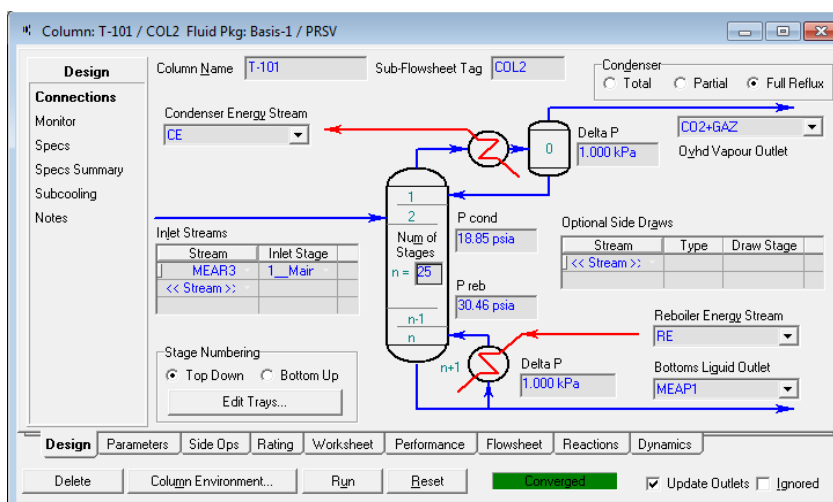
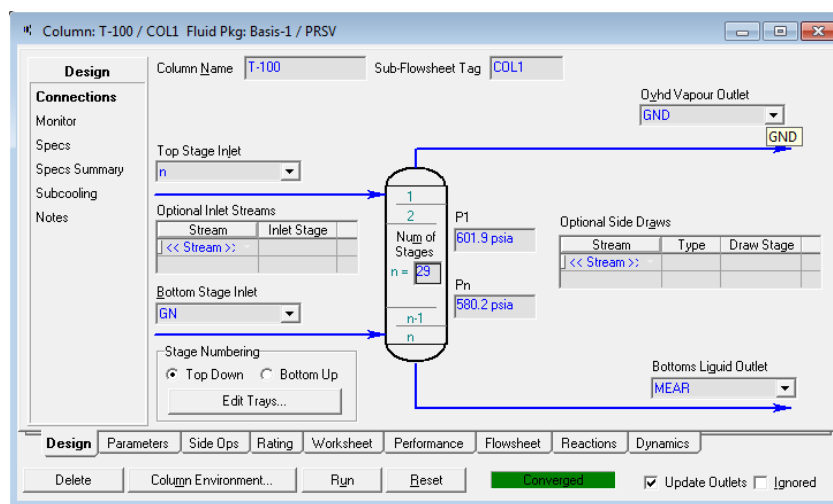


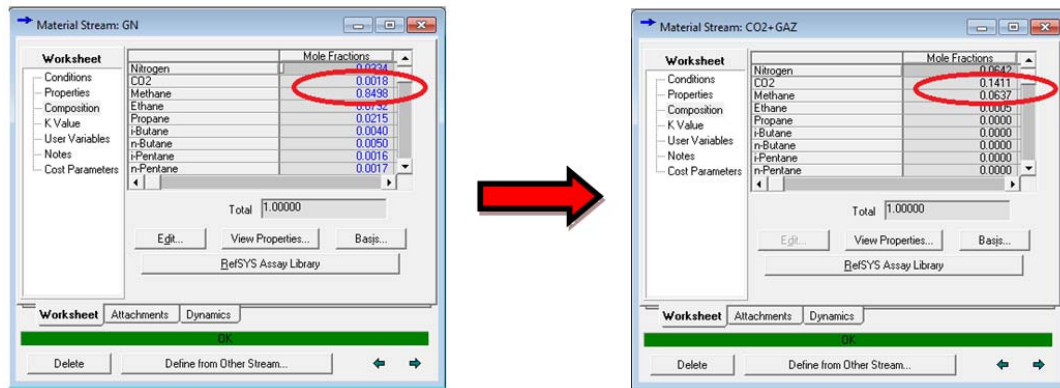
Fig.IV.7. Unité traitement de gaz naturel (Décarbonatation).



Les tableaux et les histogrammes si dissous représentent nos résultats obtenu par simulation:

Tab. VI.3. Pourcentage de gaz méthane et CO₂ dans le gaz naturel et le gaz de torche.

Composition	Gaz naturel	MEAP	GND	MEAR	MEAR1
Nitrogen	0.033373	0	0.032918	0.000021	0.000021
CO ₂	0.001804	0	0.001097	0.000029	0.000029
Methane	0.849769	0	0.849274	0.000066	0.000066
Ethane	0.079174	0	0.079242	0.000002	0.000002
Propane	0.021547	0	0.021575	0	0
i-Butane	0.004009	0	0.004014	0	0
n-Butane	0.005011	0	0.005018	0	0
i-Pentane	0.001604	0	0.001606	0	0
n-Pentane	0.001704	0	0.001706	0	0
n-Hexane	0.002004	0	0.002007	0	0
H ₂ O	0	0.85	0.001535	0.848671	0.848671
MEAmine	0	0.15	0.000009	0.151212	0.151212
Composition	MEAR2	V	MEAR3	MEAP3	MEAP4
Nitrogen	0.000013	0.118636	0.000013	0	0
CO ₂	0.000029	0.008731	0.000029	0	0
Methane	0.000013	0.841519	0.000013	0	0
Ethane	0	0.022105	0	0	0
Propane	0	0.000545	0	0	0
i-Butane	0	0.000005	0	0	0
n-Butane	0	0.00001	0	0	0
i-Pentane	0	0	0	0	0
n-Pentane	0	0	0	0	0
n-Hexane	0	0	0	0	0
H ₂ O	0.848724	0.00843	0.848724	0.848748	0.848748
MEAmine	0.151221	0.000019	0.151221	0.151252	0.151252
Composition	MX	MEAP1	MEAPP	MEAPR	CO ₂ +GAZ
Nitrogen	0	0	0	0	0.064165
CO ₂	0	0	0	0	0.141089
Methane	0	0	0	0	0.06373
Ethane	0	0	0	0	0.000487
Propane	0	0	0	0	0.000001
i-Butane	0	0	0	0	0
n-Butane	0	0	0	0	0
i-Pentane	0	0	0	0	0
n-Pentane	0	0	0	0	0
n-Hexane	0	0	0	0	0
H ₂ O	0.84878	0.848748	0.848748	0.848769	0.730452
MEAmine	0.15122	0.151252	0.151252	0.151231	0.000075



- Le premier histogramme représente le pourcentage du gaz naturel à l'entrée de la section de décarbonatation.
- Le deuxième histogramme représente le pourcentage des gaz torchés ($\text{CO}_2 + \text{GAZ}$).

Fig.IV.8. Le pourcentage du gaz naturel à l'entrée de la section de décarbonatation.

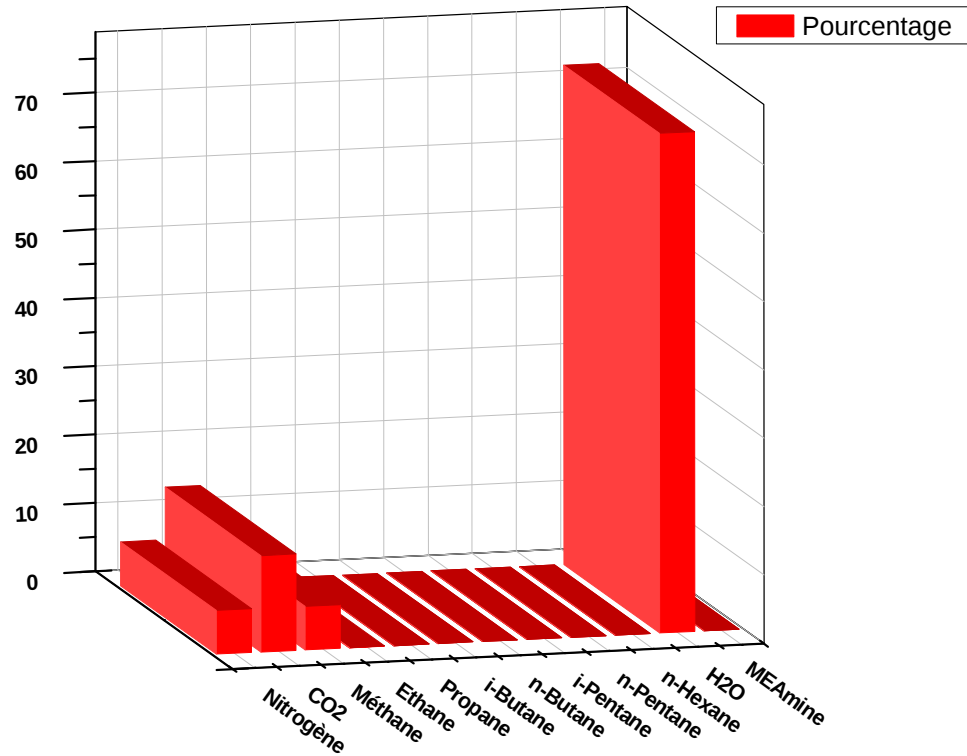


Fig.IV.9. Le pourcentage du gaz d'impuretés résiduelles à l'entrée de la section de gaz torche.

- Le premier histogramme représente la teneur de gaz méthane (85%) et la teneur du gaz CO₂ (2%) dans le gaz naturel.
- Le deuxième histogramme représente la teneur de gaz CO₂ (14.10%) et la teneur du méthane (6.37%) dans les gaz torche .

IV.4.3. Résultats de la section Déshydratation

La figure si dessous représente la section de déshydratation des gaz.

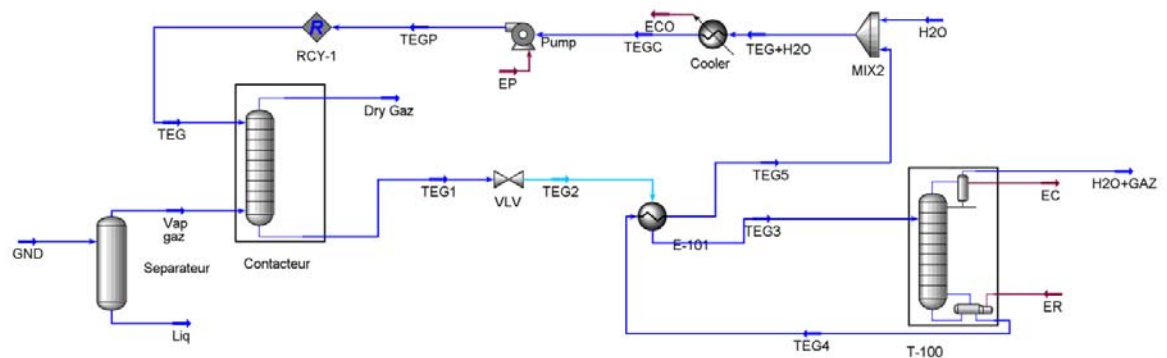
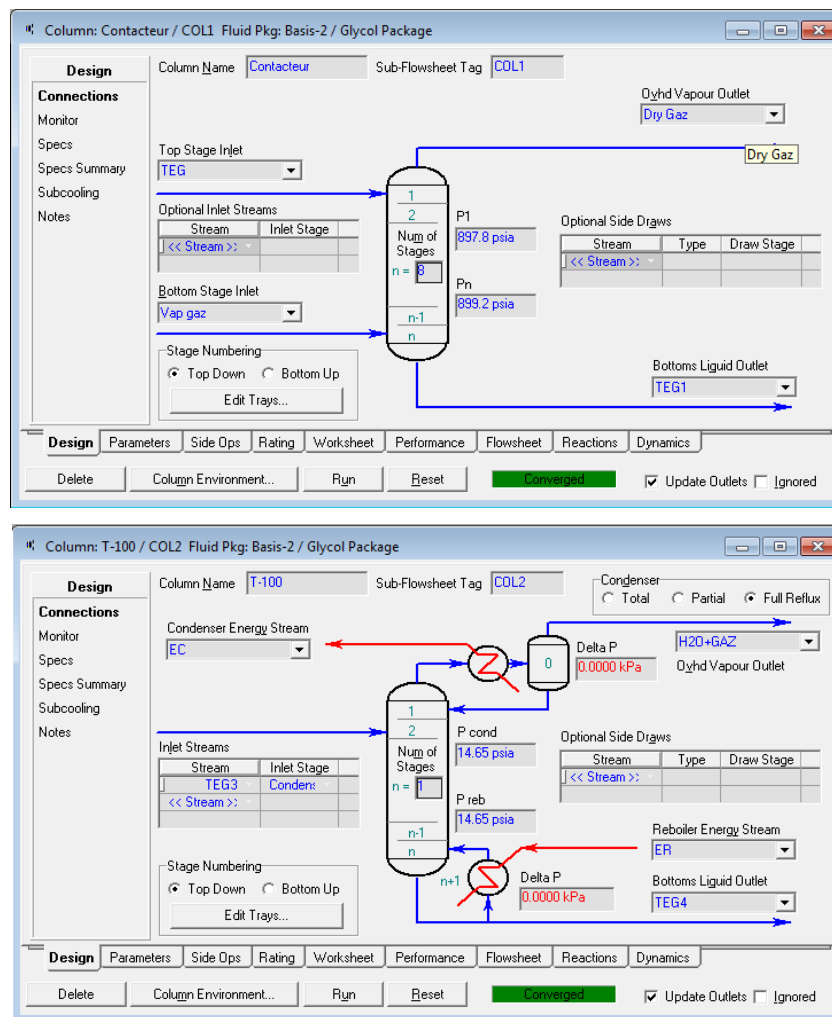


Fig.IV.10. Unité traitement de gaz naturel (Déshydratation).

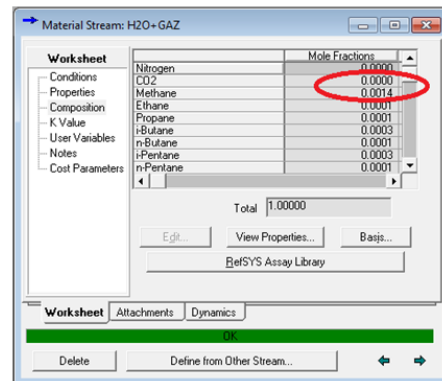
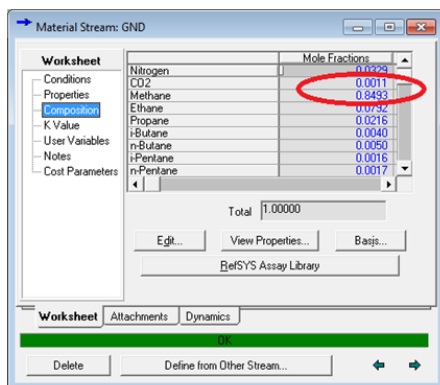


Les tableaux et les histogrammes si dissous représentent nos résultats obtenu par simulation:

Tab. VI.4. Pourcentage de gaz méthane et CO₂ dans le gaz naturel et le gaz de torche.

Composition	GND	Vap gaz	Liq	TEG	Dry Gaz
Nitrogen	0.032918	0.032918	0	0	0.032944
CO ₂	0.001097	0.001097	0.000005	0	0.001098
Methane	0.849281	0.849281	0.00077	0	0.849937
Ethane	0.079243	0.079243	0.000068	0	0.079304
Propane	0.021575	0.021575	0.000014	0	0.021592
i-Butane	0.004014	0.004014	0.000001	0	0.004017
n-Butane	0.005018	0.005018	0.000002	0	0.005022
i-Pentane	0.001606	0.001606	0	0	0.001607
n-Pentane	0.001706	0.001706	0	0	0.001707
n-Hexane	0.002007	0.002007	0	0	0.002009
H ₂ O	0.001535	0.001535	0.999139	0.077028	0.000763
MEAmine	0	0	0	0	0
TEGlycol	0	0	0	0.922972	0.000001

Composition	TEG1	TEG2	TEG3	TEG4	TEG5
Nitrogen	0.000013	0.000013	0.000013	0	0
CO ₂	0.000015	0.000015	0.000015	0	0
Methane	0.001021	0.001021	0.001021	0	0
Ethane	0.000077	0.000077	0.000077	0	0
Propane	0.000096	0.000096	0.000096	0	0
i-Butane	0.000211	0.000211	0.000211	0	0
n-Butane	0.000061	0.000061	0.000061	0	0
i-Pentane	0.000196	0.000196	0.000196	0	0
n-Pentane	0.000077	0.000077	0.000077	0	0
n-Hexane	0	0	0	0	0
H ₂ O	0.733008	0.733008	0.733008	0.072352	0.072352
MEAmine	0	0	0	0	0
TEGlycol	0.265226	0.265226	0.265226	0.927648	0.927648
Composition	H ₂ O	TEG+H ₂ O	TEGC	TEGP	H ₂ O+GAZ
Nitrogen	0	0	0	0	0.000019
CO ₂	0	0	0	0	0.00002
Methane	0	0	0	0	0.00143
Ethane	0	0	0	0	0.000107
Propane	0	0	0	0	0.000134
i-Butane	0	0	0	0	0.000295
n-Butane	0	0	0	0	0.000085
i-Pentane	0	0	0	0	0.000274
n-Pentane	0	0	0	0	0.000108
n-Hexane	0	0	0	0	0
H ₂ O	1	0.07693	0.07693	0.07693	0.997509
MEAmine	0	0	0	0	0
TEGlycol	0	0.92307	0.92307	0.92307	0.000018



- Le premier histogramme représente le pourcentage du gaz naturel à l'entrée de la section de Déshydratation.
- Le deuxième histogramme représente le pourcentage des gaz torchés (H_2O+GAZ).

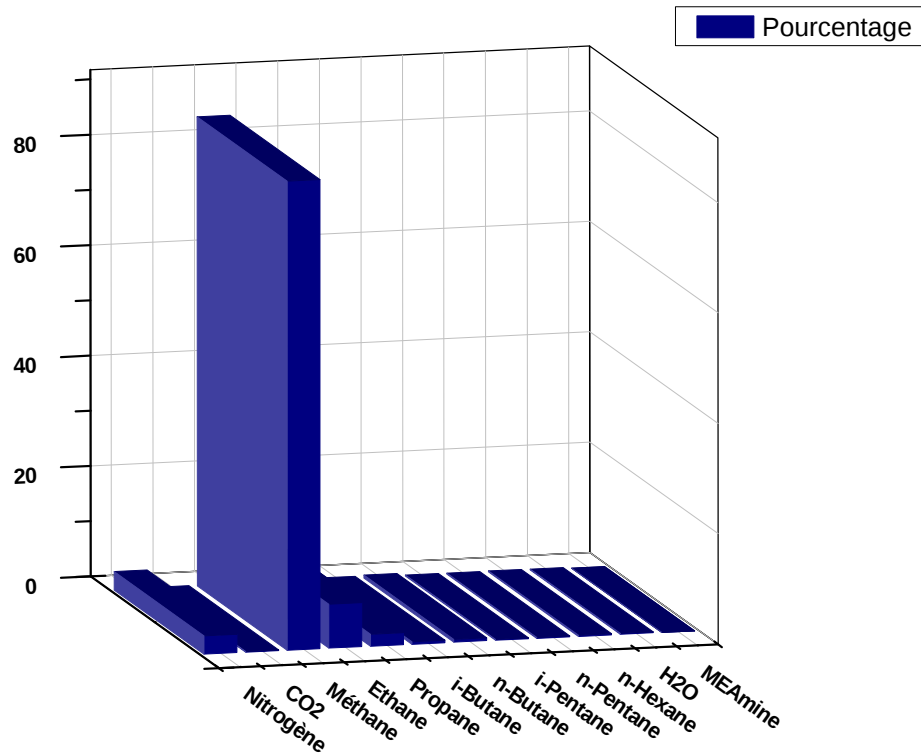


Fig.IV.11. Le pourcentage du gaz naturel (décarbonatation) à l'entrée de la section de Déshydratation.

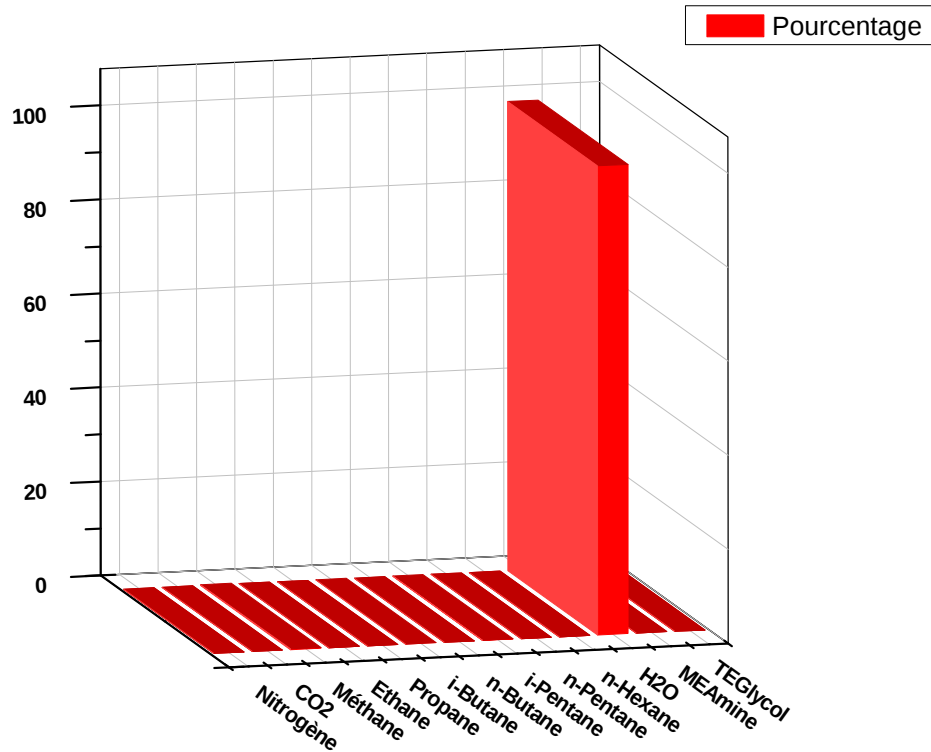


Fig.IV.12. Le pourcentage du gaz d'impuretés résiduelles à l'entrée de la section de gaz torche.

- Le premier histogramme représente la teneur de gaz méthane (85%) plus grand dans les gaz naturel avec une quantité de gaz CO₂ (0.11%).
- Le deuxième histogramme représente la teneur de gaz CO₂ (2.10^{-4} %) plus grand dans les gaz torche avec une quantité de gaz méthane (0.14%).

IV.4.5. Résultats de la section Gaz de torche

Le traitement du gaz naturel engendre des gaz d'impuretés résiduelles qui se dirigent vers les torches. La figure si dessous représente la section de gaz de torche.

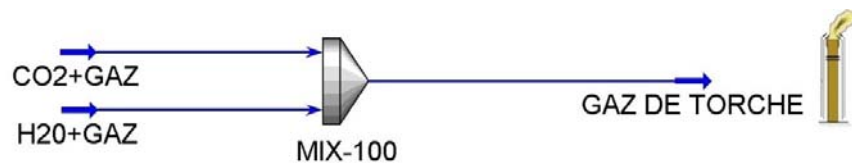


Fig.IV.13. Section de Gaz de torche.

Les tableaux et le histogramme si dissous représentent nos résultats obtenu par simulation:

Tab. VI.5. Conditions de gaz torche.

Conditions	
Fraction vapeur	0.475431
Température (F)	252.263276
Pression (Psia)	14.65
Débit molaire (kg.mole/h)	74.29
Débit massique (kg/h)	1607.997434
Std Idéal Liq Vol débit (m ³ /h)	1.878519
Flux de chaleur (kJ/h)	-19088299.33
enthalpie molaire (kJ/kg.mole)	-256943.0519

Tab. VI.6. Pourcentage de gaz méthane et CO₂ dans le gaz de torche.

Composition	H ₂ O+GAZ	CO ₂ +GAZ	GAZ DE TORCHE	
			Fraction molaire	Pourcentage (%)
Nitrogène	0.000019	0.064165	0.05547	5.547
CO ₂	0.00002	0.141089	0.121967	12.1967
Méthane	0.00143	0.06373	0.055285	5.5285
Ethane	0.000107	0.000487	0.000435	0.0435
Propane	0.000134	0.000001	0.000019	0.0019
i-Butane	0.000295	0	0.00004	0.004
n-Butane	0.000085	0	0.000012	0.0012
i-Pentane	0.000274	0	0.000037	0.0037
n-Pentane	0.000108	0	0.000015	0.0015
n-Hexane	0	0	0	0
H ₂ O	0.99751	0.730453	0.766652	76.6652
TEGlycol	0.000018	0	0.000002	0.0002
MEAmine	0	0.000075	0.000065	0.0065

L'histogramme représente le pourcentage du gaz d'impuretés résiduelles à l'entrée de la section de gaz torche.

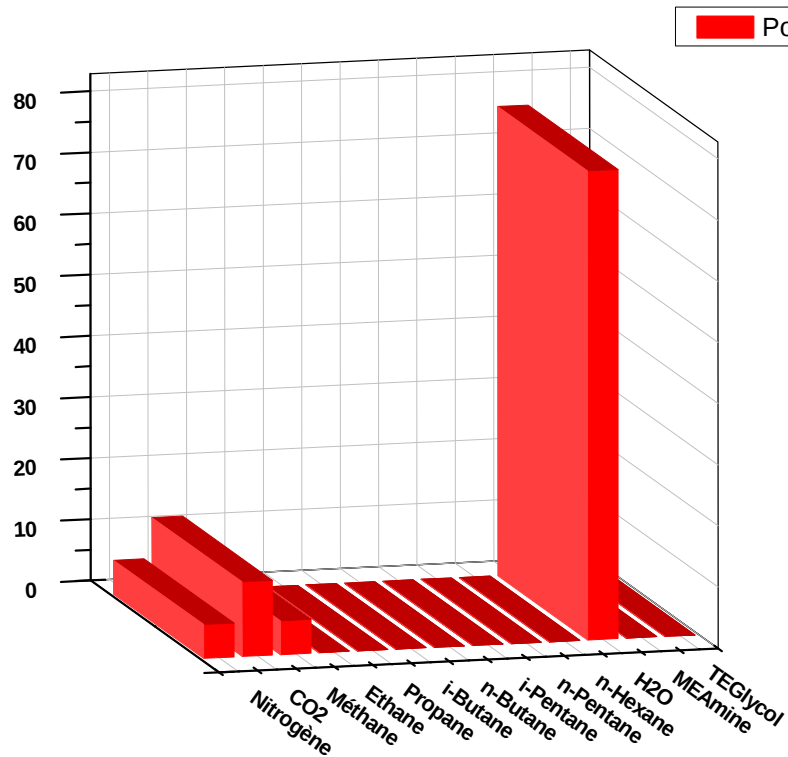


Fig.IV.14. Le pourcentage du gaz d'impuretés résiduelles à l'entrée de la section de gaz torche.

D'après les résultats des tableaux et le histogramme, la teneur de gaz méthane (5.52%) avec une quantité de gaz CO₂ (12.2%).

Après l'étude précédente en de déduire elle faut récupérer plus grand quantité de gaz méthane et diminue plus grand quantité de gaz CO₂ en propose procédée de récupération suivant :

- ✓ Le gaz de production de liquide (La synthèse de Fischer-Tropsch (SFT)).

IV.4.6. Résultats de la section GTL et la section production d'électricité

Les tableaux ci dessous représentent les caractéristiques, les conditions et les pourcentages des compositions

VI.4.6.1. Caractéristiques des équipements de la section GTL(Fischer-Tropsch)

A)Réacteur convertirons de gaz torche (CRV-100)

Température	81.97
Pression	1.01 bar
Débit de H ₂	1.154 m ³ /h
Débit de gaz torche	1.879m ³ /h
Réaction	$\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$

B) Refroidisseur (E-100)

Délatte P	-3.99 bar
Délatte T	42.30°C

B) Ballon de séparation des hydrocarbures (V-100)

Pression de service	5 bar
Température de service	50°C

VI.4.6.2. Caractéristiques des équipements de la section production d'électricité

A)Réacteur convertirons (CRV-101)

Température	3564°C
Pression	1bar
Débit de GTLC	0.96 m ³ /h
Débit de gaz torche	1.879m ³ /h
Réaction	$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$

B)Turbine à gaz(K-101)

Délatte température (°C)	-3156
Délatte Pression (bar)	0
Débit (kg mol/h)	26.86
Adiabatic head m	1.347e+006
Polytropic head m	1.108 e+006
Adiabatic fluid head	1.321e+004
Potential fluid head	1.087e+004
Adiabatic efficiency	75
Polytropic efficiency	75
Power produced	1333
Friction loss	0000
Rotational inertia	00000
Fluid power	1333
Polytropic head factor	0.8168

Polytropic exponent	1.1229
Isentropic exponent	1.1229

Tab. VI.7. Conditions de gaz Hydrogène et Oxygène.

Conditions		
	H ₂	O ₂
Fraction vapeur	1	1
Température (F)	-200	68
Pression (Psia)	145.0377	14.50377
Débit molaire (kgmole/h)	40	40
Débit massique (kg/h)	80.64	1280
Std Idéal Liq Vol débit (m ³ /h)	1.154324	1.125097
Flux de chaleur (kJ/h)	-173965	-5827.6
enthalpie molaire (kJ/kgmole)	-4349.11	-145.69

La figure si dessous représente la section GTL et la section production d'électricité.

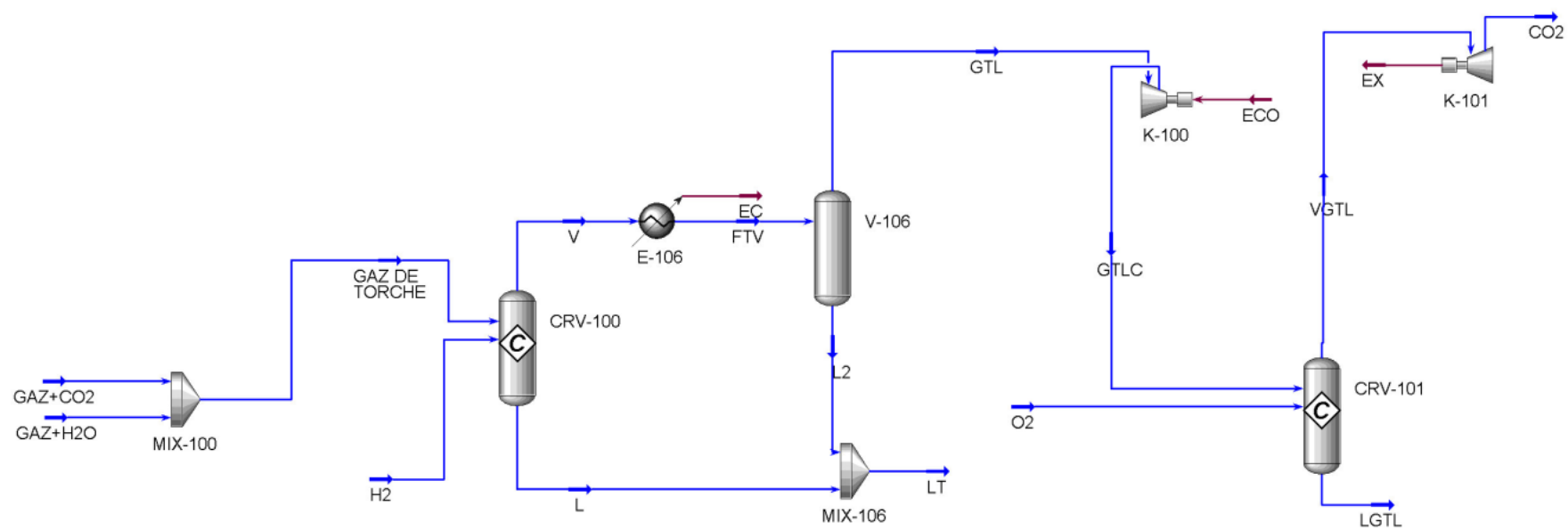


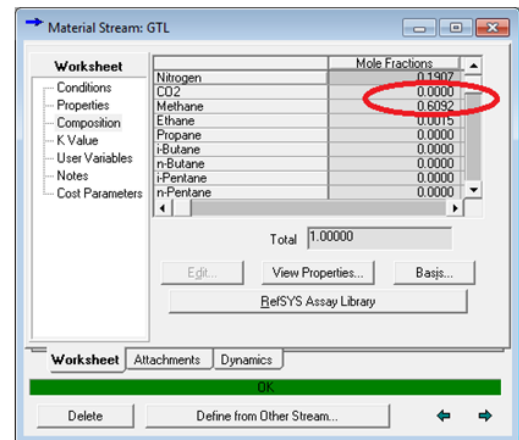
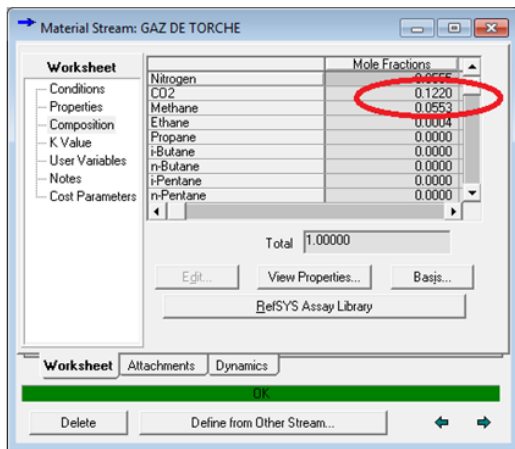
Fig.IV.15.Section de GTL et production d'électricité.

Les tableaux et les histogrammes si dissous représentent nos résultats obtenu par simulation:

Tab. VI.8. *Pourcentage de gaz GTL.*

Composition	GAZ+H ₂ O	GAZ+CO ₂	GAZ DE TORCHE	V
Nitrogen	0.000019	0.064165	0.05547	0.047532
CO ₂	0.00002	0.141089	0.121967	0
Methane	0.00143	0.06373	0.055285	0.151888
Ethane	0.000107	0.000487	0.000435	0.000373
Propane	0.000134	0.000001	0.000019	0.000016
i-Butane	0.000295	0	0.00004	0.000034
n-Butane	0.000085	0	0.000012	0.00001
i-Pentane	0.000274	0	0.000037	0.000031
n-Pentane	0.000108	0	0.000015	0.000012
H ₂ O	0.99751	0.730453	0.766652	0.75677
TEGlycol	0.000018	0	0.000002	0
n-Hexane	0	0	0	0
MEAmine	0	0.000075	0.000065	0.000007
Hydrogen	0	0	0	0.043326
Oxygen	0	0	0	0
Composition	L	FTV	GTL	L2
Nitrogen	0	0.047532	0.190678	0.000008
CO ₂	0	0	0	0
Methane	0.000002	0.151888	0.609229	0.000052
Ethane	0	0.000373	0.001497	0
Propane	0	0.000016	0.000035	0.00001
i-Butane	0.000002	0.000034	0.000043	0.000031
n-Butane	0.000001	0.00001	0.00001	0.00001
i-Pentane	0.000005	0.000031	0.000015	0.000037
n-Pentane	0.000003	0.000012	0.000005	0.000015
H ₂ O	0.999522	0.75677	0.024695	0.999817
TEGlycol	0.000019	0	0	0
n-Hexane	0	0	0	0
MEAmine	0.000445	0.000007	0	0.000009
Hydrogen	0	0.043326	0.173795	0.000011
Oxygen	0	0	0	0
Composition	LT	H ₂	O ₂	GTLC
Nitrogen	0.000007	0	0	0.190678
CO ₂	0	0	0	0
Methane	0.000046	0	0	0.609229
Ethane	0	0	0	0.001497
Propane	0.000009	0	0	0.000035
i-Butane	0.000028	0	0	0.000043
n-Butane	0.000009	0	0	0.00001
i-Pentane	0.000033	0	0	0.000015
n-Pentane	0.000013	0	0	0.000005
H ₂ O	0.999779	0	0	0.024695
TEGlycol	0.000002	0	0	0
n-Hexane	0	0	0	0
MEAmine	0.000065	0	0	0
Hydrogen	0.00001	1	0	0.173795
Oxygen	0	0	1	0.190678

Composition	VGTL	LGTL	H ₂ O
Nitrogen	0	0.118591	0
CO ₂	0	0.378908	0
Methane	0	0	0
Ethane	0	0.000931	0
Propane	0.000028	0	0.000028
i-Butane	0.000034	0	0.000034
n-Butane	0.000008	0	0.000008
i-Pentane	0.000012	0	0.000012
n-Pentane	0.000004	0	0.000004
H ₂ O	0.999914	0.00001	0.999914
TEGlycol	0	0	0
n-Hexane	0	0	0
MEAmine	0	0	0
Hydrogen	0	0.108091	0
Oxygen	0	0.393469	0



L'histogramme représente le pourcentage du gaz GTL.

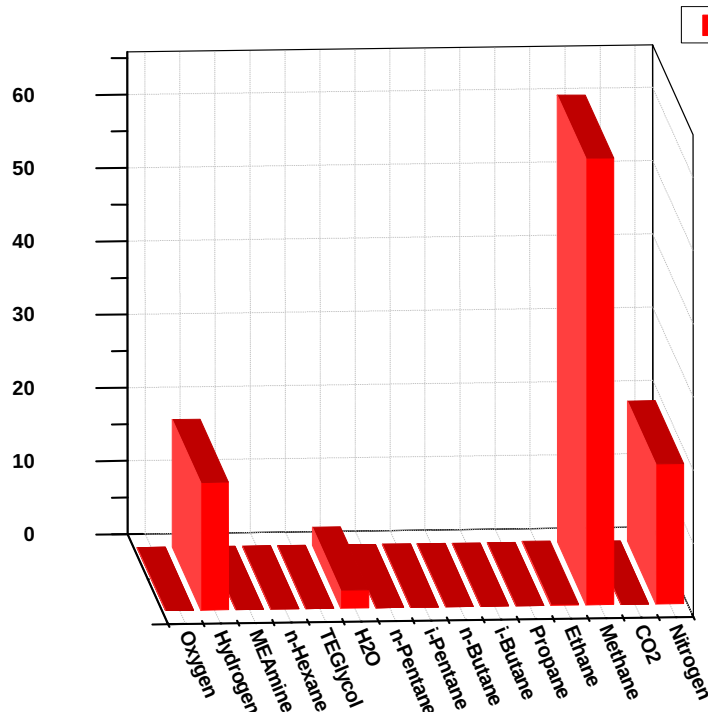


Fig.IV.16. Le pourcentage du gaz GTL.

Tab. VI.9. Conditions de GTL.

Conditions	
Fraction vapeur	1
Température (F)	122
Pression (Psia)	72.51885
Débit molaire (kgmole/h)	21.60879
Débit massique (kg/h)	344.9089
Std Idéal Liq Vol débit (m ³ /h)	0.969536
Flux de chaleur (kJ/h)	-1099425
enthalpie molaire (kJ/kgmole)	-50878.6

D'après les résultats du tableau et Les histogramme.

Le histogramme représenté la teneur de gaz méthane (69%) plus grand dans les gaz GTL avec quantité de gaz CO₂ (0.00001=0 %).

Les gaz issu de FT, sont dirigés vers les turbines pour la production de l'énergie électrique de l'ordre 1333 KW.

Conclusion

Conclusion générale

La récupération des gaz torche est une nouvelle technologie utilisée heureusement dans notre pays Algérie. notre mémoire va traiter ce domaine par simulation HAYSY v7.5 .

Beaucoup de résultats sont obtenues dans notre études tel que:

- La diminution de la teneur de CO_2 dans des gaz torche, de 14 % à 0.00001% ce qui laisse dire qu'un grand problème de la pollution et de l'effet de serre est résolue.
- Les gaz issu de FT, sont dirigés vers les turbines pour la production de l'énergie électrique de l'ordre 1333 KW, ce que laisse dire qu'une nombre de maisons de la région sont aimantées en électricité.
- Les gaz chauds issu de la turbine, sont diriger vers les milieux de stockages pour stocké l'énergie thermique de l'ordre de $4.8.10^6 \text{kJ}$, ce que laisse dire qu'une nombre de maisons de la région sont chauffées.

Notre étude a donnée une réponse claire a notre problématique qui est:

La FT est une méthode très efficace pour diminuer la teneur de CO_2 des gaz torche et nous avons montré ca par simulation.

Bibliographie

Bibliographie

- [1] M.R. Rahimpour, K. Alizadehhesari, Enhancement of carbon dioxide removal in a hydrogen perm-selective methanol synthesis reactor, *Int. J. Hydrogen Energy* 34(2009)13491362 .
- [2] A.O. Tolulope, Oil exploration and environmental degradation: the Nigerian experience, *Environ. Inform. Arch.* 2 (2004) 387–393 .
- [3] C.I. Soeze, News and trends, *Africa* 8 (2003) 21 .
- [4] N. Bjorndalen, S. Mustafiz, M.H. Rahman, M.R. Islam, No-flare design : convert-ing waste to value addition, *Energy Sources* 27 (2005) 371–380 .
- [5] Q. Xu, X. Yang, C. Liu, K. Li, H.H. Lou, J.L. Gossage, Chemical plant flare min-imization via plantwide dynamic simulation, *Ind. Eng. Chem. Res.* 48 (2009)3505–3512 .
- [6] [http://www.economiedenergie.wikibis.com/torchage et rejet de gaz naturel.php](http://www.economiedenergie.wikibis.com/torchage%20et%20rejet%20de%20gaz%20naturel.php) .
- [7] DJEBAILI M'HAMED, MESSAI BOULAARES. Etude des pertes de charge dans un tronçon de train de préchauffage du topping U11de la RANK : Raffinage. Université de M'hamed bougara boumerdes -2004-2005 .
- [8] Manuel opératoire du module III .
- [9] Revue trimestriel de Sonatrach. Revue n°15.Décembre 2002 .
- [10] Conférence sur Le GPL. Hassi Messaoud. Janvier2000 .
- [11] Revue trimestriel de Sonatrach. «Séminaire sur le développement et la production du GPL ».Mars 1997 .
- [12] Rapport du Centre de formation de Hassi R'mel : Revue Sonatrach. « Gaz naturel dans le monde .
- [13] Gaz naturel, production, traitement et transport Publication de IFP. Edition Technique .
- [14] Le Figaro, "Gaz : 150 milliards de mètres cubes gaspillés par an ."
- [15] Principaux chiffres du torchage, GGFR .
- [16] Liste des 20 premières nations pour le torchage, GGFR .
- [17] Mochida, Y. Koraia, M. Shirahama, S. Kawano, T. Hada, Y. Seo, M. Yoshikawa, A. Yasutake, Removal of SO and NO over activated carbon fibers, *Carbon* 38 (2000) 227–239.
- [18] A.N. Stranges, Proc. 3rd Top. Conf. Nat. Gas Utilization. 2003, 635.
- [19] C. Maretto, R. Krishna, Design and optim isation of a multi-stage bubble column slurry reactor for Fischer–Tropsch synthesis, *Catal. Today* 66 (2001) 241–248.
- [20] G.P. van der laan, A.C.M. Antonie, Beenackers, R. Krishna, Multicomponent reaction engineering model for Fe-catalyzed Fischer–Tropsch synthesis in commercial scale slurry bubble column reactors, *Chem. Eng. Sci.* 54 (1999) 5013–5019.
- [21] A.N. Stranges, Proc. 3rd Top. Conf. Nat. Gas Utilization. 2003, 635.

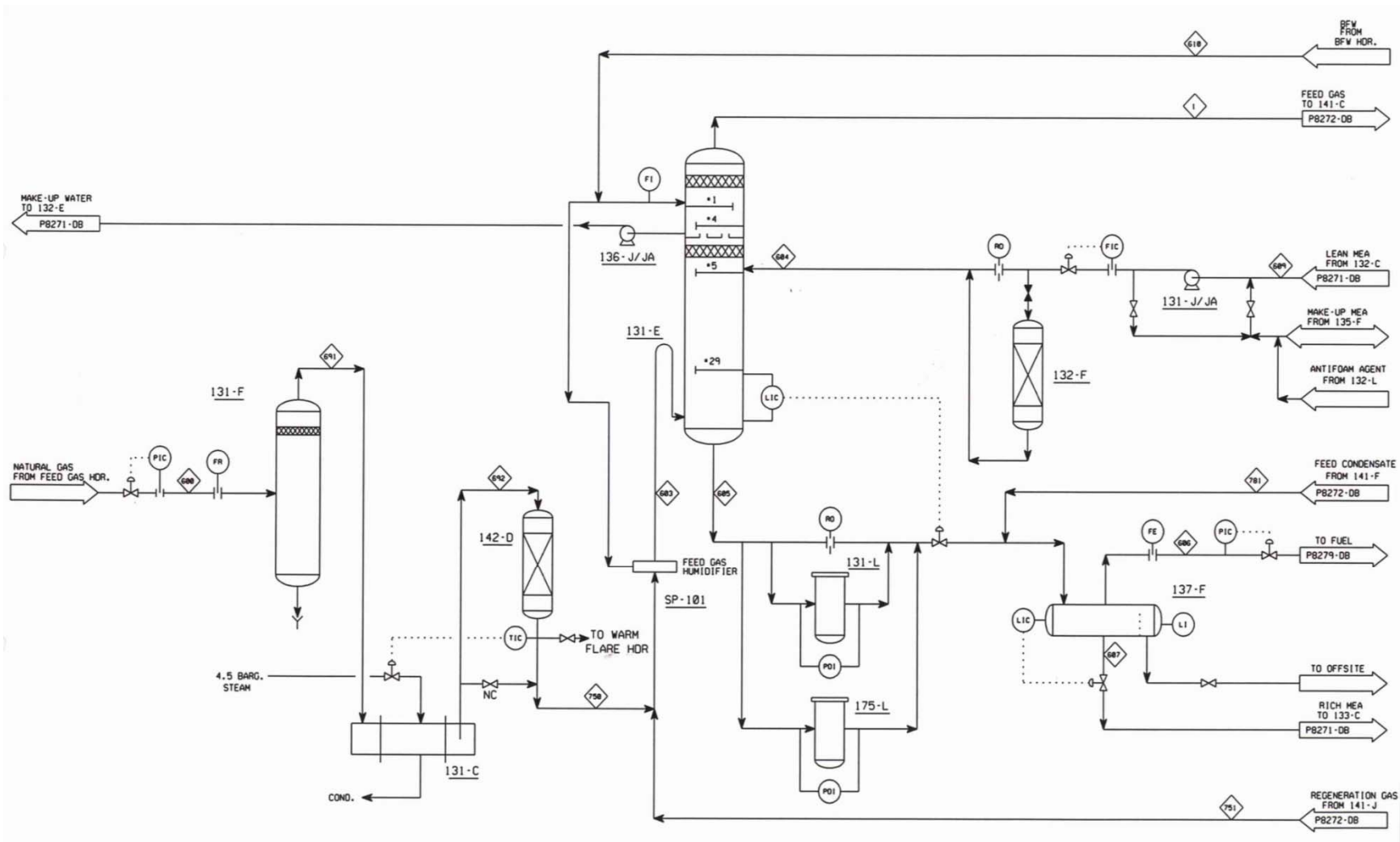
- [22] J.E. Lesch, *The German Chemical Industry in the Twentieth Century*, Kluwer Academic, Dordrecht, 2000.
- [23] M.E. Dry, *Catal. Today* 71. 2002, 227.
- [24] H. Schulz, *Appl. Catal. A* 186 (1999) 3. 12. R. Oukaci, A.H. Singleton, J.G. Goodwin, *Appl. Catal. A* 186, 1999, 129.
- [25] R. Oukaci, A.H. Singleton, J. G. Goodwin, *Appl. Catal. A* 186. 1999, 129.
- [26] S. Akretche, *Appi. En Algérie*, Janvier 2002.
- [27] J. Rostrup-Nielsen, J.R. Anderson, M. Boudart, *Catalysis Science and Technology*, Eds., Vol. 5, Springer-Verlag, Berlin, 1984.
- [28] Rao, V.U.S.; Stiegel, G.J.; Cinquegrane, G.J.; Srivastave, R.D., *Iron-based catalysts for slurry-phase Fischer-Tropsch process: Technology review*, *Fuel Process. Technol.* 1992, 30, 83–107.
- [29] Basini, L.; Piovesan, L., *Reduction on synthesis gas costs by decrease of steam/carbon and oxygen/carbon ratios in the feedstock*, *Ind. Eng. Chem. Res.* 1998, 37, 258–266.
- [30] Jager, B.; Espinoza, R., *Advances in low-temperature Fischer-Tropsch synthesis*, *Catal. Today* 1995, 23, 17–28.
- [31] Sie, S.T., *Process development and scale up: IV Case history of the development of a Fischer-Tropsch synthesis process*, *Rev. Chem. Eng.* 1998, 14, 109–157.
- [32] Bub, G.; Baerns, M., *Prediction of the performance of catalytic fixed bed reactors for Fischer-Tropsch synthesis*, *Chem. Eng. Sci.* 1980, 35, 348–355.
- [33] M.E. Dry, in : B.E. Leach (ED), *Applied Industrial Catal. Vol 2*, Academic Press, New York, Chapter 5, 1983.
- [34] Jager, B.; Dry, M.E.; Shingles, T.; Steynberg, A.P., *Experience with a new type of reactor for Fischer-Tropsch synthesis*, *Catal. Lett.* 1990, 7, 293–302.
- [35] C.R. Mohanty, B. Sivaji, B.C. Meikap, *Removal of hazardous gaseous pollutants from industrial flue gases by a novel multi-stage fluidized bed desulfurizer*, *J. Hazard. Mater.* 165 (2009) 427–434.
- [36] G.P. van der laan, A.C.M. Antonie, Beenackers, R. Krishna, *Multicomponent reaction engineering model for Fe-catalyzed Fischer-Tropsch synthesis in commercial scale slurry bubble column reactors*, *Chem. Eng. Sci.* 54 (1999) 5013–5019.
- [37] Bell, A.T., *Catalytic synthesis of hydrocarbons over group VIII metals. A discussion on the reaction mechanism*, *Catal. Rev.-Sci. Eng.* 1981, 23, 203–232.
- [38] Schulz, H.; Beck, K.; Erich, E., *Mechanism of the Fischer-Tropsch process*, in D.M. Bibby; C.D. Chang; R.F. Howe; S. Yurchak, eds., *Methane Conversion*, Elsevier Science, 1988 pp. 457–471.
- [39] Rofer-De Poorter, C.K., *A comprehensive mechanism for the Fischer-Tropsch synthesis*, *Chem. Rev.* 1981, 81, 447–474.
- [40] Dictor, R.A.; Bell, A.T., *Fischer-Tropsch synthesis over reduced and unreduced iron oxide catalysts*, *J. Catal.* 1986, 97, 121–136.
- [41] Wojciechowski, B.W., *The kinetics of the Fischer Tropsch synthesis*, *Catal. Rev.- Sci. Eng.* 1988, 30, 629–702.

- [43] Huff, Jr., G.A.; Satterfield, C.N., Intrinsic kinetics of the Fischer-Tropsch synthesis on a reduced fused-magnetite catalyst, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 1984, 23, 696–705.
- [44] Sarup, B.; Wojciechowski, B.W., Studies of the Fischer-Tropsch synthesis on a cobalt catalyst. II. Kinetics of carbon monoxide conversion to methane and to higher hydrocarbons, *Can. J. Chem. Eng.* 1989, 67, 62–74.
- [46] Jager, B., Developments in Fischer-Tropsch technology, *Stud. Surf. Sci. Catal.* 1997, 107, 219–224.
- [47] Lox, E.S.; Froment, G.F., Kinetics of the Fischer-Tropsch reaction on a precipitated promoted iron catalyst. 2. Kinetic modeling, *Ind. Eng. Chem. Res.* 1993, 32, 71–82.
- [48] Hovi, J.-P.; Lahtinen, J.; Liu, Z.S.; Nieminen, R.M., Monte Carlo study of CO hydrogenation on cobalt model catalysts, *J. Chem. Phys.* 1995, 102, 7674–7682.
- [50] P.W. Schwaberg, I.S. Myburgh, J.J. Botha, P.N. Roets, L.P. Dancuart, *Proceedings of the 11th World Clean Air Congress*, Durban, South Africa, 1998.
- [51] Iglesia, E.; Reyes, S.C.; Madon, R.J., Transport-enhanced α -olefin readsorption pathways Ru-catalyzed hydrocarbon synthesis, *J. Catal.* 1991, 129, 238–256.
- Kuipers, E.W.; Scheper, C.; Wilson, J.H.; Oosterbeek, H., Non-ASF product distributions due to secondary reactions during Fischer-Tropsch synthesis, *J. Catal.* 1996, 158, 288–300.
- [52] Iglesia, E.; Reyes, S.C.; Madon, R.J.; Soled, S.L., Selectivity control and catalyst design in the Fischer-Tropsch synthesis: sites, pellets, and reactors, in E.E. Eley; H. Pines; P.B. Weisz, eds., *Advances in Catalysis*, vol. 39, Academic Press, New York, 1993 pp. 221–302.
- [53] Hysys Process Documentation, Hyprotech, Inc, AEA Groupe, Calgary, 2000 (CD-ROM).
- [54] «Aspent HYSYS » ; *Simulateur de Procédés Industriels Continus. Manuel utilisateur.*
- [55] « Prophy Plus », logiciel de calcul de propriétés thermodynamique, de transfert et d'équilibre entre phases, *Manuel utilisateur.*
- [56] B. KOEHRET ; X. JOULIA, et J. M. LE LANN; 1987 ; « Evolution des simulateurs de procédés continus ». *Récentes progrès en génie des procédés : Acquisition et traitement de l'information dans les procédés.* vol 1 N° 1. édition Lavoisier. France. PP : 217-222.
- [57] Kuipers, E.W.; Scheper, C.; Wilson, J.H.; Oosterbeek, H., Non-ASF product distributions due to secondary reactions during Fischer-Tropsch synthesis, *J. Catal.* 1996, 158, 288–300.
- [58] Puskas, R.S. Hurlbut, *Catal. Today*, 84, 99, 2003.
- [59] G. F. Froment, K. B. Bischoff, *Chemical reactor analysis and design*, Wiley 2 Edition, 1990, 393, 506.
- [60] Villiermaux, *Génie de la réaction chimique conception et fonctionnement des réacteurs*, TEC & DOC Lavoisier, 2 Edition, 1993, 397-400. [91] Saxena, S.C., Bubble column reactors and Fischer-Tropsch synthesis, *Catal. Rev.-Sci. Eng.* 1995, 37, 227–309.

- [61] Introduction to Engineering Thermodynamics , Richard E. Sonntag, Claus Borrnakke 2007. Retrieved 2013-03-13.
- [62] Kamps, Thomas (2005). Model Jet Engines. Traplet Publications. ISBN 1-900371-91-X.
- [63] "Turbo Plymouth Threatens Future of Standard." Popular Science, July 1954, p. 102, mid page.
- [64] "The New Siemens Gas Turbine SGT5-8000H for More Customer Benefit" (PDF). VGB PowerTech . Siemens Power Generation. September 2007. Retrieved 17 July 2010.
- [65] Brain, Marshall (2000-04-01). "how stuff works". Science.howstuffworks.com. Retrieved 2012-08-13.
- [66] "History of Chrysler Corporation GAS TURBINE VEHICLES" published by the Engineering Section 1979.
- [67] Formation d'ingénieur : module 26- décarbonatation.
- [68] Formation d'ingénieur : module 02- décarbonatation.
- [69] P.LEPRINCE : Procédés de transformation.

Annexes

Fig.VI. *Unité traitement de gaz naturel section décarbonatation*



ملخص

من المشاكل التي تسبب ظاهرة الاحتباس الحراري ارتفاع نسبة ثاني أكسيد الكربون وغيرها من تركيز الغازات المحترقة في الغلاف الجوي تؤدي إلى هذه المشكلة. وهناك طريقة مقترحة للسيطرة على مستوى الغازات المحترقة في الغلاف الجوي وفي هذا العمل، نقترح طريقة GTL (Fischer-Tropsch) تحويل الغاز إلى سوائل لاسترداد الغاز بدلاً من حرقه في الجو. و الهدف من هذه الطريقة هو تقليل العيوب البيئية والاقتصادية من حرق الغاز وتحويله إلى غاز سائل ومنه إلى طاقة كهربائية وطاقة حرارية والمعدات اللازمة للعمل هي المحاكاة برنامج الهايسيس. هذه المحاكاة تحدد كمية الغاز المحترق، ونسبة تحويل الغاز إلى سوائل، والطاقة المولدة من التربينات الغازية.

نتائج المحاكاة تبين أنه قد تم إنتاج 69% من تحويل الغاز إلى سوائل وإنتاج 1333 كيلووات من الطاقة الكهربائية

Abstract

Of the problems that cause global warming rise carbon dioxide and other greenhouse gases concentration in the atmosphere causes this problem. A suggested method for controlling the level of greenhouse gases in the atmosphere is prevention of flaring gas. In this work, GTL (Fischer-Tropsch) method is proposed to recover gas instead of conventional burning in a flare. This method aim to minimize environmental and economical disadvantages of burning flare gas and converted into gas to liquid it into electrical energy and thermal energy and the required equipments for the method are simulated by HYSYS Software. These simulations determine the amount of flare gas, and the proportion of GTL, the power generated by the gas turbine.

Results of the simulation show it has been producing 69% of GTL and producing 1333 KW of electric power.