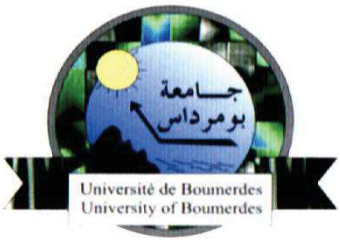
N° Ordre...../DGM/FSI/UMBB/2019

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA BOUMERDES



Faculté des Sciences de L'Ingénieur
Département Génie Mécanique

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

En vue de l'obtention du diplôme de **MASTER** en Génie Mécanique

Spécialité

Energétique

Thème

Optimisation de la composition de réfrigérant MCR pour le cycle de liquéfaction de gaz naturel C3-MR

Présenté par :

M.BOURAI Bouchra

Promotrice:

M.GUEMMADI

Encadreur :

Mr. BELKADI Mustapha

Promotion 2018- 2019

Remerciements

Remercier, c'est le plaisir de se souvenir de tous ceux qui, par leurs encouragements, leur disponibilité, leur amitié et leur compétences, ont su créer une ambiance de travail m'a permis de finaliser mon projet de fin d'étude.

Je tiens à remercier dieu tout puissant de m'avoir donné la force pour réaliser ce mémoire.

Mes sincères gratitudes à mes parents pour leurs soutiens pendant un long parchemin et leurs préoccupations de mon avenir.

Mes remerciements, les plus respectueux et anticipes vont à mon encadreur Mr. BELKADI Mustapha pour ses conseils judicieux qui m'a dirigé et qui a été à la hauteur de sa noble tâche.

Je remercie ma promotrice M.GUEMMADI

Je remercie également les membres de jury pour honorer ma soutenance ainsi que mes enseignants du département génie mécanique pour leurs efforts à nous transmettre leur savoir.

Mes remerciements également à tous ceux qui de près ou de loin, ont contribué à la réalisation de ce mémoire.

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à toutes les personnes qui ont compté pour moi et compte toujours.

A ma très chère mère..

Tu représentes pour moi le symbole de la bonté par excellence, la source de tendresse et l'exemple du dévouement qui n'a pas cessé de m'encourager et de prier pour moi. Ta prière et ta bénédiction m'ont été d'un grand secours pour mener à bien mes études.

A mon cher Père…

Aucune dédicace ne saurait exprimer l'amour, l'estime, le dévouement et le respect que j'ai toujours eu pour vous. Ce travail est le fruit de tes sacrifices que tu as consentis pour mon éducation et ma formation. J'espère que vous êtes fière de moi … mon père.

A Mon cher frère

A Mes chères sœurs

A mes chers ami(e)s

Vous êtes pour moi des frères, sœurs et des amis sur qui je peux compter. Je vous souhaite une vie pleine de santé et de bonheur.

A la personne qui m'a toujours soutenue et encouragée et surtout d'avoir toujours été à mes côtés ARHOUN ABDERRAHIM.

Sommaire

Remerciement

Dédicaces

Sommaire

Introduction générale.....1

Chapitre I

I.1 Présentation de SONATRACH..... 3

I.1.1 Des investissements importants dans l'économie locale..... 3

I.1.2 Éthique, efficacité et organisation :..... 4

I.1.3 Structures opérationnelles 4

I.2 Présentation de l'Institut Algérien du pétrole 8

I.2.1 Contexte de la création de l'IAP 8

I.2.2 Création et développement de l'IAP..... 9

I.2.3 Coopération avec les Instituts et Universités de renom 10

I.2.4 Bilan des formations..... 11

I.2.5 Formation des étrangers 11

I.2.6 Relation entre l'IAP et la Sonatrach 12

Chapitre II

II.1 Introduction 14

II.2 Origine 14

II.3 Différents types de gaz naturel 15

II.4 Propriétés physico-chimiques..... 15

II.5 Caractéristiques du gaz naturel..... 16

II.6 Economie de gaz naturel..... 17

II.6.1 Gaz naturel dans le monde..... 17

II.6.2 Gaz naturel en Algérie 21

II.6.3 Marché mondial du gaz naturel..... 22

II.6.4 Prix du gaz naturel 24

II.6.5 Politique d'exportation de gaz naturel de l'Algérie..... 25

II.7 Utilisations du gaz naturel 26

II.8 Extraction de GN 27

II.9 Traitement de GN 27

II.10 Opérations de traitement :..... 28
II.10.1 Séparation des condensats..... 28
II.10.2 Déshydratation 32
II.10.3 Désacidification 33
II.10.4 Fractionnement 35

Chapitre III

III.1 Introduction : 37
III.2 Historique 38
III.3 Etude bibliographique 40
III.4 Complexes de liquéfaction 42
III.4.1 Complexe GL3Z..... 42
III.4.2 Complexe GL1K. 43
III.4.3 Complexe GL1Z..... 43
III.4.4 Complexe GL2Z..... 44
III.5 La liquéfaction..... 44
III.6 schéma typique d'une usine de liquéfaction..... 45
III.7 Propriétés du GNL..... 48
III.7.1 Propriétés chimiques 48
III.7.2 Propriétés physiques..... 48
III.8 La chaine GNL 49
III.8.1 Les différents éléments d'une chaîne GNL 49
III.9 Transport de GN..... 51

III.9.1 Le transport par Gazoduc 52
III.9.2 Le transport maritime 52
III.10 Les route d'exportation en Algérie :..... 53
III.10.1 Gazoducs 53
III.10.2 La flotte 53
III.11 Procédés de liquéfaction..... 54
III.11.1 Cycle à cascade classique 57
III.11.2 Cycle à Réfrigérant Mixte (MCR) 58
III.11.3 Cycle C3-MCR 59
III.12 Les nouveaux procédés de liquéfaction du gaz naturel 59
III.12.1 Procédé DMR Shell (Dual Mixed Refrigerant) 59
III.12.2 .Procédé à trois mélanges réfrigérants (Linde) 61
III.12.3 Procédé APX (Air Products) 61

Chapitre IV

IV.1 Introduction..... 63
IV.2 Initiation à la simulation : 36
IV.2.1 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs:..... 64
IV.2.2 Modes de fonctionnement des simulateurs: 65
IV.2.3 Présentation du logiciel de simulation HYSYS :..... 65
IV.3 Description du procédé APCI 67
IV.3.1 : La boucle de réfrigération au propane..... 69
IV.3.2 : La boucle de réfrigération MR 69
IV.3.3 : La réfrigération du gaz naturel dans l'échangeur principal..... 70
IV.3.4 : Bilans massiques et énergétiques 70
A. Autour des évaporateurs C3 71
B. Autour de l'échangeur cryogénique 72
IV.4 : simulation du procédé APCI..... 73
IV.4.1 : Introduction des compositions 73
IV.4.2 : Choix du modèle d'équation d'état (fluide packege) 74
IV.4.3 : Création des composants du cycle dans l'environnement de simulation 75
IV.4.4 Condition de la simulation 75
IV.4.5 : Equipements du procédé 78
IV.5 : Coefficient de performance (COP) de l'unité de liquéfaction:..... 82

Chapitre V

V.1 Introduction 84
V.2 Evolution de performances de l'unité de liquéfaction en fonction de la pression de condensation de MCR 84
V.2.1 Coefficient de performance 85
V.2.2 Le débit des réfrigérants 86
V.2.3 La puissance de compression..... 87
V.3 Evolution des performances en fonction de la composition..... 88
V.3.1 Simulation de plusieurs cas 88
V.3.2 Coefficient de performance 88
V.3.3 courbe de refroidissement et de réchauffement 89
V.4 influence de variation de pourcentage de chaque constituant 90
V.4.1 L'influence de N2 90

V.4.2 L'influence de C3 91
V.4.3 L'influence de C2/C1 92
V.4.4Courbes de refroidissement et de réchauffement..... 94

Conclusion générale 95

Nomenclature

Liste des figures

Liste des tableaux

Références bibliographiques

Introduction générale

Parallèlement au pétrole, le Gaz naturel occupe actuellement une place très importante dans le marché mondial de l'énergie grâce à l'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan environnemental. Sa propreté et sa souplesse d'utilisation lui permettent de devenir prochainement une source d'énergie importante et d'occuper ainsi une place d'avant-garde dans la satisfaction du besoin énergétique mondial. C'est une énergie verte préférée notamment dans les secteurs à forte valeur ajoutée comme la production de l'électricité p.ex.

Le gaz naturel est une énergie primaire non renouvelable. Il est composé d'hydrocarbures légers, principalement du méthane (CH4) mais aussi de l'éthane (C2H6), du propane (C3H8) et du butane (C4H10). Il peut être stocké et transporté à l'état gazeux, par des gazoducs, ou à l'état liquide par bateaux (méthaniers). Le transport et le stockage à l'état liquide renferment plus d'énergie par unité de volume et assurent ainsi plus d'autonomie en matière d'utilisation.

A son état liquide le gaz naturel est appelé Gaz Naturel Liquéfié (GNL). Sa liquéfaction est assurée par un refroidissement jusqu'à -162°C qui est sa normale température d'ébullition. Ce refroidissement est réalisé par la mise en contact thermique du gaz à liquéfier avec des réfrigérants externes à travers plusieurs boucles de réfrigération.

L'industrie du GNL est une technologie éprouvée depuis plusieurs décennies. Son développement a commencé au début du 20ème siècle mais sa mise en application à grande échelle a commencé en Algérie à travers la Compagnie Algérienne du Méthane Liquide (CAMEL) en 1963. Le procédé utilisé est basé sur un cycle de liquéfaction appelé cycle à cascade travaillant avec trois réfrigérants purs (Propane, Ethylène et Méthane). Dès lors, plusieurs procédés utilisant différents réfrigérants ont été développés : Cycle de Pritchard, Cycle propane-mixed réfrigérant C3-MR (APCI), etc. L'importance de ces procédés est marquée par le remplacement des réfrigérants purs par un réfrigérant à plusieurs constituants (Multi Componant Refrigerant : MCR).

Dans ce travail, nous nous intéressons à l'un des procédés de liquéfaction de gaz naturel qui est le procédé C3-MCR, appelé aussi procédé APCI(air product and Chemicals Inc). Ce procédé est composé de deux cycles de réfrigération : un cycle à réfrigérant pur (Propane) assurant le pré-refroidissement du gaz à liquéfier et un cycle à réfrigérant mixte(MCR) pour la liquéfaction et le sous-refroidissement du gaz naturel. Le Réfrigérant mixte utilisé est un mélange obtenu à partir des constituants du gaz naturel : azote,

méthane, éthane et propane. Cette combinaison permet d'améliorer l'efficacité et d'augmenter la capacité des trains de liquéfaction.

Etant donné que la composition du gaz naturel n'est pas fixe et change selon la source d'approvisionnement, la composition du réfrigérant MCR utilisé varie nécessairement. A cet effet, l'étude de l'impact de la composition MCR sur les performances du procédé de liquéfaction APCI a été réalisée dans ce mémoire. L'objectif est donc d'améliorer l'efficacité de la boucle MCR et de réduire la consommation énergétique par un choix optimal de la composition du réfrigérant mixte et par voie de conséquence une augmentation de la capacité de production des trains de liquéfaction.

Le présent mémoire est composé de cinq chapitres : Le premier chapitre traite d'une façon générale une présentation de la structure d'accueil (IAP-SONATRACH). Le deuxième chapitre est consacré aux généralités sur le gaz naturel, son importance ainsi que les opérations de son traitement. Le troisième chapitre concerne la liquéfaction de gaz naturel et ses procèdes. Le quatrième chapitre porte sur une description du procédé APCI, présentation de logiciel HYSYS avec lequel la simulation de procédé étudié a été faite. Enfin, dans le cinquième chapitre, on s'est basée en premier lieu sur l'analyse de performances du cycle étudié avec une composition initiale donné, puis on s'est intéressé à montrer l'évolution des performances en fonction de la composition et l'influence de chacun de ses composantes.

Chapitre I

Présentation de la structure d'accueil (IAP-SONATRACH)

I.1 Présentation de SONATRACH

Depuis plus de 50 ans, **SONATRACH** joue pleinement son rôle de locomotive de l'économie nationale. Elle a pour mission de valoriser les importantes réserves en hydrocarbures de l'Algérie. Cet acteur majeur de l'industrie pétrolière, surnommé la major africaine, tire sa force de sa capacité à être un groupe entièrement intégré sur toute la chaine de valeur des hydrocarbures.

Dans l'Amont, **SONATRACH** opère, en effort propre ou en partenariat avec des compagnies pétrolières étrangères, des gisements parmi les plus importants du monde dans différentes régions du Sahara algérien : Hassi Messaoud, Hassi R'Mel, Hassi Berkine, Ourhoud, Tin Fouyé Tabankort, Rhourde Nouss, In Salah et In Amenas.

En matière de transport, le Groupe dispose d'un réseau de canalisations extrêmement dense qui s'étend aujourd'hui sur près de 20.000 kilomètres sur le territoire national. La Compagnie a également aménagé trois ports pétroliers de chargement d'hydrocarbures : Alger, Arzew, Bejaia et Skikda afin de permettre le chargement et le déchargement de gros tankers d'une capacité de 80 000 à 320 000 TM et de méthaniers.

Dans l'Aval, **SONATRACH** compte six raffineries en activité sur le territoire et deux complexes pétrochimiques, quatre complexes Liquéfaction GNL et deux complexes Séparation GPL.

SONATRACH emploie sur le territoire national près de 50 000 employés permanents et plus de 130.000 personnes à l'échelle du Groupe.

I.1.1 Des investissements importants dans l'économie locale.

En tant que principal investisseur industriel en Algérie, **SONATRACH** participe activement au soutien du tissu industriel local. Le groupe prévoit de réaliser d'ici 2030 des investissements sur le territoire national de plus de 59 milliards de dollars dont 45,8 milliards de dollars dans l'activité Exploration-Production, 8,6 milliards de dollars dans le Raffinage-Pétrochimie et 2,3 milliards de dollars dans le transport par canalisations.

À l'horizon 2030, le Groupe vise sur plus de 68 milliards de dollars de revenus supplémentaires, dont 50% contribueront à la richesse nationale et 50% seront investis dans le renouvellement des réserves, les capacités de production, la formation du personnel et le développement de l'expertise dans l'Entreprise.

I.1.2 Éthique, efficacité et organisation :

Aujourd'hui, **SONATRACH** doit s'inscrire dans une nouvelle dynamique plus agile et efficace dans son organisation et son fonctionnement pour affronter les défis qu'il lui faut relever pour servir une Algérie plus prospère. La stratégie SH2030 donne le cap de la nouvelle politique mise en œuvre pour transformer l'entreprise en profondeur.

Une Direction de la Transformation chargée du suivi de l'exécution de la stratégie SH2030 a été spécialement créée à cet effet. Elle a entrepris de simplifier les activités et de moderniser le management du Groupe avec la création notamment d'une Direction Corporate pour répondre aux nouveaux enjeux stratégiques. La nouvelle organisation passe ainsi de 4 à 5 Activités.

Cette transformation vise à placer la performance au cœur des métiers de l'entreprise.

Parmi les grands changements annoncés pour renforcer la structure et les compétences de chaque activité, le pôle Aval (LRP) est scindée en deux entités distinctes, la première reprenant les activités Liquéfaction et Séparation et la seconde, les activités Raffinage et Pétrochimie. Cette création permet d'ériger l'activité Raffinage-Pétrochimie en une entité à part entière qui aura notamment en charge les nouveaux projets en cours d'implémentation et de développement (raffinerie HMD 3, projet PDHPP, Conversion Skikda, Vapocraqueur, etc.).

Dans le cadre de cette réorganisation en profondeur, de nouvelles Structures Centrales ont été mises en place au sein même des Activités, pour optimiser les processus et porter la nouvelle stratégie SH2030. La Communication du Groupe est notamment élevée au rang de Direction.

Pour donner davantage de poids aux fonctions transverses dans l'entreprise et fluidifier les modes de fonctionnement dans cette macrostructure, cette transformation passe aussi par le renforcement des rôles régalien, transverse et d'expertise du centre opérationnel. Les représentants des Fonctions Centrales dans les Activités se voient dotés d'une mission de double reporting destiné au supérieur hiérarchique dans l'Activité (VP, Divisionnaire, Directeur…) et au supérieur dans la fonction (DEX, DC, Directeur de fonction de l'Activité…).

I.1.3 Structures opérationnelles

Les structures opérationnelles sont organisées autour des **activités** ci-après :

A. Activité Exploration-Production (E&P)

Depuis sa création, **SONATRACH** concentre ses efforts sur la recherche de nouveaux gisements pétroliers et gaziers sur le territoire national afin de renouveler ses réserves et augmenter ses capacités de production.

L'Algérie, de par sa situation géographique et son sous-sol riche en hydrocarbures, dispose d'un vaste domaine minier encore largement inexploré.

Produire plus et produire mieux. C'est la stratégie que partage l'ensemble des collaborateurs du Groupe pour relever les nouveaux défis qui s'annoncent.

L'Activité Exploration-Production a pour mission la recherche, le développement, l'exploitation et la production des hydrocarbures, Elle s'articule autour de trois axes :

- Le développement et l'exploitation des gisements pour une valorisation optimale des ressources
- La gestion des activités en partenariat dans les phases d'exploration, de développement et d'exploitation des gisements
- La recherche, la négociation et le développement de nouveaux projets sur le territoire national et à l'international

B. Activité Transport par Canalisations (TRC)

L'Activité Transport par Canalisation (TRC) a pour missions de développer le réseau d'infrastructures de Transport par Canalisations, de Stockage, de Chargement et Déchargement à travers les infrastructures portuaires à quai et en haute mer.

Elle assure le transport des hydrocarbures depuis les pôles de production au sud vers les pôles de demande et de transformation au nord (marché national et exportation).

L'Activité TRC couvre plusieurs domaines :

- L'exploitation des ouvrages de transport des hydrocarbures et des installations portuaires à quai et en haute mer
- La maintenance des ouvrages de transport des hydrocarbures et des installations de chargement portuaires à quai et en haute mer

- Les études et développement, à l'exception des études relevant de la Direction Corporate Business Développent et Marketing (BDM) et la réalisation de projets relevant de la Direction Centrale Engineering et Project Management

C. Activité Liquéfaction et Séparation (LQS)

L'Activité Liquéfaction-Séparation (LQS) a pour mission la transformation des hydrocarbures par la liquéfaction du gaz naturel et la séparation des GPL.

Pionnière dans le GNL, **SONATRACH** s'est hissée parmi les tous premiers acteurs mondiaux dans la production et la commercialisation du Gaz Naturel Liquéfié et des sous-produits tels que l'Ethane le Propane Butane et la Gazoline.

Appartenant à l'Activité Liquéfaction et Séparation, le premier Complexe de liquéfaction dans le monde dénommé GL4Z (ex-CAMEL) a vu le jour en 1964 à Arzew, au fur et à mesure et en réponse à une forte demande du marché mondial, SONATRACH a vu ses capacités de production se consolider par l'entrée en production de quatre nouveaux Complexes de liquéfaction pour culminer sur une capacité totale de de 56 millions de m3/an.

D. Activité Raffinage et Pétrochimie (RPC)

L'Activité Raffinage & Pétrochimie a pour mission essentielle l'exploitation et la gestion de l'outil de production du Raffinage et de la Pétrochimie, pour répondre principalement à la demande du marché national en produits pétroliers.

SONATRACH a lancé son ambitieux projet de transformation basé sur une nouvelle stratégie à l'horizon 2030 (SH2030), lui permettant d'être une compagnie pétrolière nationale parmi les plus performantes et rentables de l'industrie, out en modernisant les modes de management avec un alignement sur les nouveaux modèles de stratégies et d'organisation.

Cette ambition est appuyée par une série d'objectifs concernant toutes les activités du groupe notamment l'aval des hydrocarbures, où elle vise la modernisation et le renforcement des capacités de raffinage existantes et la mise en place d'une réelle industrie pétrochimique performante, par la valorisation, l'optimisation et la transformation des matières premières en produits pétrochimiques.

E. Activité Commercialisation (COM)

L'Activité Commercialisation a pour mission de veiller aux approvisionnements énergétiques du marché national, sa première mission statutaire en tant que garant du service public, et à la valorisation des hydrocarbures liquides et gazeux, primaires et transformés, exportés sur les marchés internationaux. Elle est chargée de l'élaboration et de l'application des politiques et stratégies en matière de commercialisation des hydrocarbures [1].

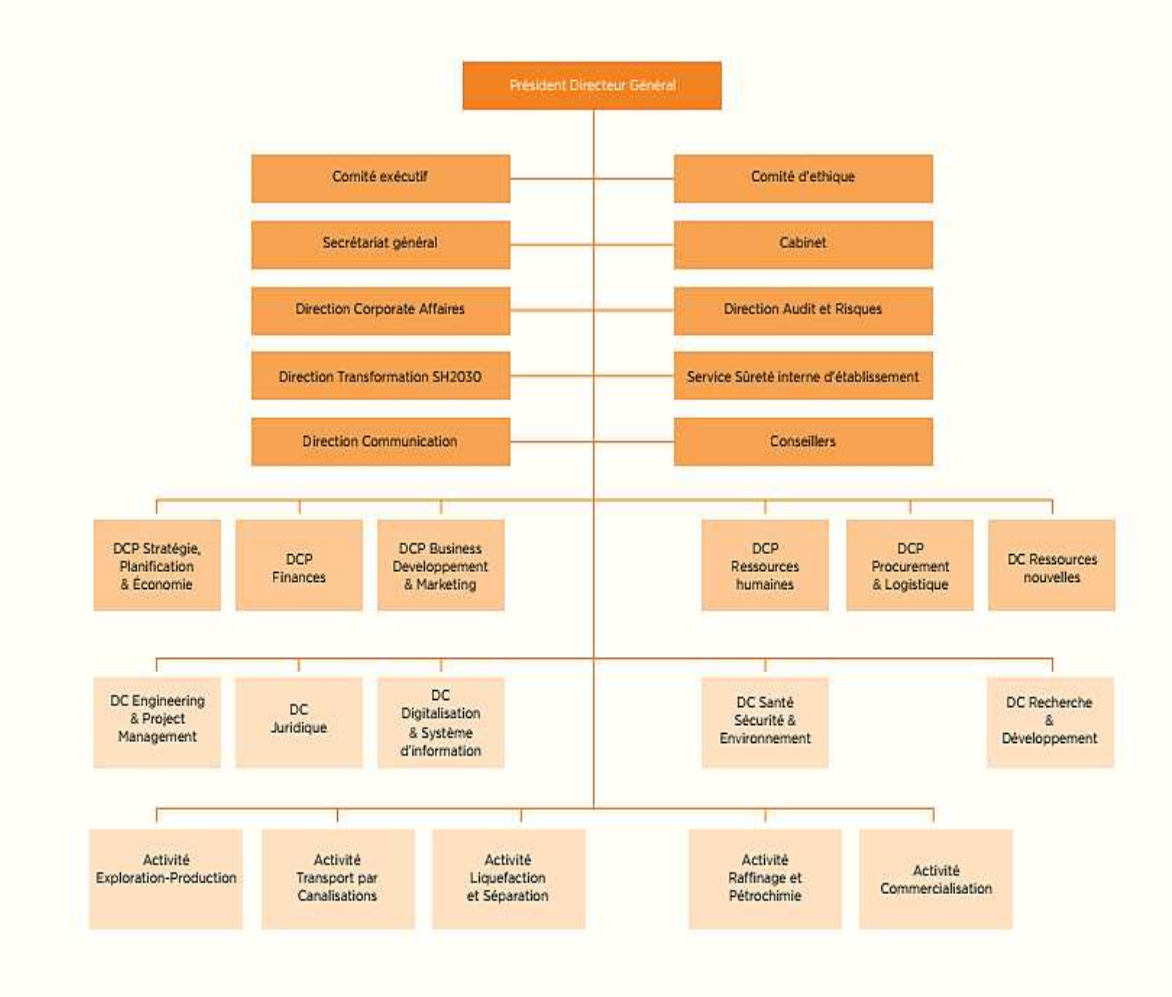


Figure I 1: Organigramme de la macrostructure de Sonatrach [2].

I.2 Présentation de l'Institut Algérien du pétrole

Figure I 2: Institut algérien du pétrole (IAP)

I.2.1 Contexte de la création de l'IAP

Après le recouvrement de l'indépendance et la création de **Sonatrach** en 1963, les autorités politiques nationales ont très tôt compris le rôle important que jouent les ressources humaines nationales qualifiées dans la mise en œuvre de la souveraineté nationale sur les ressources nationales d'hydrocarbures. Les choix liés à la politique industrielle, ont fait ressortir l'urgence et l'ampleur des besoins en main d'œuvre hautement qualifiée et rapidement disponible dans le domaine des hydrocarbures.

A l'origine, ces besoins étaient induits, entre autres, par l'exploitation de l'oléoduc Haoud El Hamra-Arzew, du gazoduc Hassi R'Mel-Arzew, du complexe d'engrais azotés d'Arzew et la gestion du parc d'appareils de forage acquis.

Il y a lieu de rajouter que les insuffisances contextuelles du système éducatif national conjuguées à l'important essor de développement économique imposaient la création de structures de formation spécifiques, complémentaires de celles de l'université tout en étant distincts. Ainsi et avec le concours de la Coopération Soviétique et Française, deux structures de formation ont été mises en place en 1964 et 1965, à savoir le **CAHT** (Centre africain des Hydrocarbures et des Textiles) devenu après l'Institut National des Hydrocarbures et de la Chimie **(INHC)** et l'Institut Algérien du Pétrole **(IAP)**,Créé en 1965 avec la coopération de l'Institut Français du Pétrole, suite à l'accord entre la

République Algérienne Démocratique et Populaire et la République Française concernant le règlement des questions touchant les hydrocarbures et le développement industriel de l'Algérie signé à Alger, le 29 Juillet 1965 , **l'Institut Algérien du Pétrole** par abréviation **IAP**, avait pour mission, de doter le secteur de cadres et techniciens aux compétences avérées et d'une main d'œuvre qualifiée, rapidement disponibles pour couvrir les besoins urgents liés au développement de l'activité du secteur des hydrocarbures. Il s'agissait de prendre à bras-le-corps les besoins du maintien du secteur des hydrocarbures qui va constituer l'épine dorsale du développement national

I.2.2 Création et développement de l'IAP

L'**IAP** a été créé par décret n ° 65-296 du 29 novembre 1965 et a vu sa mission étendue et précisée par un second décret n ° 73-51 du 28 février 1973 portant statut de l'Institut Algérien du Pétrole, du gaz, de la chimie, de la pétrochimie, des matières plastiques et des moteurs, A sa création, l'**IAP** était doté d'un statut juridique d'Etablissement Public à caractère Administratif (EPA). Ainsi son fonctionnement était régi par les règles de gestion de la Fonction Publique

De 1965 à 1985, l'IAP a œuvré pour devenir un véritable pôle de développement de compétences pour assurer la relève de la coopération et ce, en formant des techniciens et des ingénieurs de haut niveau.

Au début des années 70, l'Algérie a lancé deux plans de développement l'un pour la pétrochimie et l'autre pour le gaz et l'**IAP** a vu sa mission étendue et précisée par le décret n° 73-57 du 28 février 1973 qui lui a fait prendre la dénomination d'Institut Algérien du Pétrole, du Gaz, de la Chimie, de la Pétrochimie, des Matières Plastiques et des Moteurs.

Avec l'extension des activités de **Sonatrach** à toute la chaine pétrolière et gazière, l'**IAP** a suivi, en augmentant ses capacités d'accueil avec une **Ecole d'Ingénieurs à Boumerdes** et trois centres à Arzew, Annaba et Skikda et en mettant en place des cycles de formation de techniciens, de techniciens supérieurs, d'ingénieurs d'applications et d'ingénieurs d'état avec la montée en cadence ci-après :

L'IAP s'est développé rapidement pour devenir dès les années 70 une structure importante constituée d'une Ecole d'Ingénieurs située à Boumerdès et de cinq Centres de Formation de Techniciens Supérieurs et techniciens implantés dans les sites industriels de Hassi-Messaoud, Arzew, Es-Senia, Annaba et Skikda, d'une capacité totale de 2500 places pédagogiques.

Ayant consolidé les cycles de formation de techniciens, de techniciens supérieurs et d'ingénieurs, dans les différentes spécialités pour répondre aux besoins de Sonatrach, l'**IAP** s'est lancé dès 1986, dans la formation post-graduée comme suit :

Entre 1992 et 1997, l'IAP rencontre d'énormes difficultés dans son fonctionnement car les moyens financiers lui font cruellement défaut.

En 1998 Sonatrach a intégré l'IAP au sein de ses structures et envisagé sa dissolution en tant que personne morale distincte et extérieure à Sonatrach. Après un positionnement sous la responsabilité de la division Exploration, l'**IAP** désormais simple structure de Sonatrach a été rattaché le 31 juillet 1999 directement au PDG de Sonatrach puis mis sous tutelle et par délégation à la direction Ressources Humaines et Communication (RHC) de Sonatrach le 18 avril 20011986 à 2003 : mise place des cycles de post-graduation en plusieurs spécialités (génie du gaz et des plastiques, géosciences et chimie industrielle, économie pétrolière et exploration et production) à Boumerdes ;

Le 13 janvier 2004 : mise en place du Groupement Institut Algérien du Pétrole-Corporate University (IAP-CU) et l'**IAP** reprend sa personnalité morale.

2004 à 2008 : mise place des cycles Master of Science en économie pétrolière et management stratégique, en HSE et gestion des actifs ; Science en project management, en purchasing and supply chain management et en reservoir engineering ; en drilling and well engineering.

Le 17 octobre 2011 : réintégration de l'**IAP** à Sonatrach, en tant que direction centrale et depuis le 07 novembre 2012 l'**IAP** est devenue une simple direction rattachée aux ressources humaines.

I.2.3 Coopération avec les Instituts et Universités de renom

La majorité de ces cycles de formation a été initiée avec la coopération :

- Française (Institut Français du Pétrole, IFP) pour les filières pétrolières du cycle court et l'INPL pour les filières du cycle long sans oublier Quaternaire Education de 1965 à 1986;
- Américaine (Illinois Gas Technolgy, IGT et Stevens Institute of Technology, SIT) de 1971 à 1988 pour les filières génie du gaz et des plastiques et de 1997 à 2001 avec l'Université de l'Oklahoma pour la filière Petroleum Engineering;

- Allemande (Universités de Clausthal et de Karlsruhe) de 1977 à 1998 pour les filières chimie industrielle et génie des procédés ;
- Ecossaise (RGU) de 2004 à 2014 pour les filières reservoir engineering, forage et engineering puits.

Ainsi, par ses relations de coopération avec les pays développés, spécialisés dans la formation et la recherche dans l'industrie des hydrocarbures, l'**IAP** a pu bénéficier d'une assistance scientifique et technique de haut niveau, ce qui lui a permis de mener ses tâches de formation et de recherche dans les conditions les plus efficaces.

I.2.4 Bilan des formations

Fort de son utilité au secteur de l'énergie, l'**IAP** a répondu à la mission première qui lui a été confiée en 1965 en formant des cadres et techniciens dans une vingtaine de spécialités de l'industrie des hydrocarbures, contribuant ainsi à la prise en main du développement de son industrie pétrolière et gazière par les moyens propres du pays. Aujourd'hui, avec 53 ans à son actif, l'**IAP** a réalisé la formation de 24 579 cadres et techniciens, qui se répartissent comme suit :

- Techniciens : 3887 dont 420 étrangers
- Techniciens Supérieurs : 11907 dont 210 étrangers
- Techniciens Supérieurs Spécialisés : 976
- Formation Consolidation : 852
- Ingénieurs d'Application : 962
- Ingénieurs d'Etat : 3246 dont 277 étrangers
- Ingénieurs Spécialisés : 1904
- Magisters spécialisés : 147
- Post-graduation spécialisée (P.G.S) : 40
- Magisters : 97
- Master of Science : 561 dont 5 étrangers

I.2.5 Formation des étrangers

Par son ouverture vers les pays en voie de développement qui y ont formé un grand nombre de leurs cadres et techniciens (912), l'**IAP** a développé une coopération sud-sud des plus fructueuses et a acquis sur le plan international une réputation incontestable en contribuant au développement des ressources humaines dans un grand nombre de pays étrangers.

La formation des étrangers a touché pas moins de 29 pays Africains, Arabes, Asiatiques et Européens

Attendu que l'**IAP** a essaimé de par le monde et a apporté l'appui de l'Algérie à l'édification de pays pétroliers amis, Il bénéficie, comme certains hauts dirigeants Algériens ont pu le constater, d'un important capital de sympathie dans ces pays dont souvent de hauts responsables de l'industrie pétrolière ont fréquenté les bancs des salles de cours de Dar El Beida puis de Boumerdès.

Peut-être est-il temps de donner à cette relation elle-même, une valeur et un statut qualitatif supérieur en l'orientant vers la convergence des stratégies de l'**IAP**, de **Sonatrach** et du secteur de l'énergie avec celles de ces pays amis.

Il s'agit là d'un chantier riche et l'**IAP** avec l'Association **AIED-IAP** sont certainement en mesure d'apporter beaucoup au Secteur des hydrocarbures et aux pays qui ont bénéficié de la formation de l'**IAP**.

I.2.6 Relation entre l'IAP et la Sonatrach

L'**IAP** a, dès sa naissance en 1965, accompagne **Sonatrach** dans l'édification de l'industrie pétrolière et gazière nationale dont il a fourni une part non négligeable de l'encadrement. Dès lors, l'**IAP** constitue une part indissociable de l'histoire de **Sonatrach**. L'IAP a vécu et s'est épanoui au rythme des développements de Sonatrach, on peut même dire de ses pulsations ; s'enrichissant sans cesse des défis auxquels a été confrontée Sonatrach et par conséquent ce n'est pas fortuit qu'il constitue, aujourd'hui, un pôle d'animation scientifique et ambitionne d'être un vecteur majeur de développement scientifique et technique.

Aussi, et de par le rôle non négligeable qu'il a joué dans la jeune histoire pétrolière et gazière nationale en fournissant une grande partie de l'encadrement du secteur des hydrocarbures, il se place plus que jamais au cœur des défis puisqu'il est appelé à contribuer puissamment au développement de Sonatrach en assurant une formation qualitative de sa Ressource Humaine. Aujourd'hui, il est l'un des outils majeurs pour permettre au Groupe Sonatrach de remporter la bataille du développement et faire face aux défis de l'avenir.

Aujourd'hui, Sonatrach et l'IAP, ont respectivement cinquante-cinq et cinquante-trois années d'activités, de réalisations de challenges et de victoires œuvres des femmes et des

hommes qui, au quotidien, font la puissance et la fierté de notre secteur des hydrocarbures, un demi-siècle de dur labeur qui nous commande aujourd'hui de regarder l'avenir avec beaucoup d'assurance, mais aussi avec réalisme.

Il s'agit aujourd'hui, après avoir relevé le défi de la construction d'une formidable industrie pétrolière et gazière pour répondre aux attentes de la nation, de relever le défi de la compétition concurrentielle dans un environnement de plus en plus exigeant en termes de qualité et de quantité, notamment pour les compagnies pétrolières nationales, avec en trame une concurrence entre pays producteurs et consommateurs autour de l'amont et de l'aval pétrolier et gazier et une autre trame de fond que constituent les questions de sécurité d'approvisionnement pour les uns et la sécurité de la demande pour les autres, de la transition énergétique dans le cadre du développement durable mais aussi de la préservation des ressources pour les générations futures.

L'enjeu est trop important, décisif en vérité, et nous restons, pour notre part, nous Association, convaincus que seul le changement du statut de l'IAP et le courage de l'entreprendre sont les éléments clés du succès de l'adaptation de notre Secteur de l'énergie et de notre pays aux mutations mondiales qui nous font face [3].

Chapitre II

Généralités sur le gaz naturel

II.1 Introduction

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années 70, Il représente actuellement environ 25% de la consommation énergétique mondiale globale [4].

Il représente le cinquième de la consommation énergétique mondiale. En raison de ses avantages économiques, le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays.

Il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée après le pétrole. D'après l'EIA, du département américain de l'énergie, la part du gaz naturel dans la production énergétique mondiale était de 23% en 1999 et les perspectives de développement de la demande sont excellentes. Il est considéré comme le combustible fossile du siècle, comme le pétrole l'était lors du siècle précédent et le charbon il y'a deux siècles [5].

Le gaz naturel est composé d'hydrocarbures: Principalement du méthane (CH4) mais aussi de l'éthane (C2H6), du propane (C3H8), du butane (C4H10) et du pentane (C5H12).

Il est incolore, inodore, insipide, sans forme particulière et plus léger que l'air.

Il se présente sous sa forme gazeuse au-delà de -161ºC. Il peut être stocké et transporté.

Lors de sa combustion, le gaz génère, à production d'énergie équivalente, de 30 à 50% d'émissions de CO2 en moins que le pétrole [4].

II.2 Origine

Le gaz naturel provient de la lente métamorphose de micro-organismes (animaux et végétaux) qui constituent le plancton. Ces organismes, déposés au fond des océans en bordure des continents, se sont lentement incorporés aux sédiments pour constituer la roche mère. Recouverts sans cesse de nouveaux dépôts, à l'abri de l'oxygène et de la lumière, ils se sont enfoncés dans la terre avant de connaître des migrations qui les ont conduits vers des pièges où ils se sont accumulés [6].

Les différentes compositions du gaz sont dues à la diversité de ses origines ou d'autres termes de son gisement, on distingue alors :

- Le gaz bactérien ou biochimique Le mode ou la manière de formation du gaz bactérien dit aussi biochimique, est dû à l'action des bactéries sur les débris organiques (animaux et végétaux) qui s'accumulent dans les sédiments. L'action de ces bactéries conduit généralement { la formation du sulfure d'hydrogène (H2S) qu'on trouve comme un constituant dans le gaz brut. Ce type de gaz où l'on trouve le soufre est dit gaz impropre ou bien gaz sale.
- Le gaz thermique Au cours de l'évolution des bassins sédimentaires, les sédiments animaux et végétaux portés à des températures et des pressions élevées, subissent une dégradation thermique qui donne à côté des hydrocarbures une légère gamme de composés non hydrocarbonés tels que : N2, CO2, H2O…etc. La présence du sulfure d'hydrogène (H2S) dans ce gaz est rare ou négligeable [4].

II.3 Différents types de gaz naturel

L'apparition d'une phase liquide associée au gaz dépend des conditions de pression et de température dans le réservoir et en surface, ceci nous conduit à distinguer les types de gaz suivants [7] :

- Gaz sec, ne formant pas de phase liquide dans les conditions de production
- Gaz humide, formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface
- Gaz à condensat, formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production
- Gaz associé, coexistant dans le réservoir avec une phase ''huile'' (gisement de pétrole). Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et le gaz dissous [4].

II.4 Propriétés physico-chimiques

La composition chimique du gaz naturel dépend du champ d'extraction et du procédé de traitement utilisé

Composition	Gaz sec (mol%)	Gaz humide ou à condensat (mol%)
Methane	70-98	50-92
Ethane	1-10	5-15
Propane	Traces-5	2-14
Butane	Traces-2	1-10
Pentane	Traces-1	Traces-5
Hexane	Traces0.5	Traces-3
Heptane et plus	0-Traces	Traces-15
Azote	Traces-15	Traces-10
Dioxyde de carbone	Traces-1	Traces-4
Hydrogène sulfuré	0-Traces	0-6
hélium	0-5	0

Tableau II 1: Composition types d'un gaz sec et d'un gaz humide ou à condensat [4].

Le gaz naturel est naturellement combustible. C'est cette combustion qui est à la base de nombreuses applications. Mais il est important de savoir que le gaz naturel n'est pas auto-inflammable.

Temperature d'auto-inflammation	867 K
Limites d'inflammabilité	4- 16 vol%(in air)
Point d'éclair	86 K
Temperature de combustion adiabatique stœchiométrique	2233 K
Vitesse maximale de la flamme	0.3 m/s
densité	0.583
Teneur en eau	16-32 mg/m^3
Teneur en soufre	5.5 mg/m^3
Pouvoir calorifique supérieur (PCS)	36.0-40.2 MJ/m^3

Tableau II 2: propriétés d'un combustible typique d'un gaz naturel [4].

II.5 Caractéristiques du gaz naturel

- *Masse volumique d'un gaz (Etats-Unis : density):*

Représente la masse d'une unité de volume du gaz et s'exprime en kg/m3.

- *Densité (Etats-Unis : specific gravity):*

Rapport de la masse volumique du gaz dans les conditions de référence sur la masse volumique de l'air dans les mêmes conditions

- *Pouvoir calorifique:*

Quantité de chaleur dégagée par la combustion complète d'une quantité spécifiée de gaz dans l'air à pression constante (p1) telle que tous les produits de la combustion sont ramenés à la même température spécifiée des corps en réaction (t1).

- *Indice de Wobbe:*

Quotient du pouvoir calorifique supérieur sur une base volumétrique, dans des conditions de référence spécifiées, par la racine carrée de la densité relative dans les mêmes conditions de référence [4].

II.6 Economie de gaz naturel

II.6.1 Gaz naturel dans le monde

Pendant longtemps, le gaz naturel a été considéré comme un sous-produit du pétrole; il était brûlé à la torche sur de nombreux gisements. Il a commencé à être utilisé aux Etats-Unis, dans l'industrie d'abord, puis pour des usages domestiques en se substituant peu à peu au gaz manufacturé.

Son développement a ensuite été très rapide, grâce à l'abondance de ses réserves, à leur répartition sensiblement plus équilibrée que celle des réserves pétrolières et à son excellente qualité pour le consommateur final [8].

A. Réserves

Avec les années soixante, les découvertes de gaz et la multiplication des projets gaziers entrainent un véritable décollage de la production mondial. Au bout de dix ans de croissance, à la fois de la production et des réserves prouvées, le gaz naturel a quitté sa place d'énergie de second rang. Sa production approchant dès 1970le seuil du milliard de tonnes équivalent de pétrole (tep) et se réserves atteignant alors environ la moitié des réserves pétrolières prouvée.

Pendant la période des crises pétrolières de 1973 et 1979, les réserves prouvées de gaz poursuivent une trajectoire de croissance sensiblement plus rapide que celle du marché gazier mondial. De fait leur durée de vie ne cesse de s'accroitre, passant de 32 ans à près de 63 ans de 1970 à1992. Cette même année, les réserves gazières mondiales rejoignent pratiquement le niveau des resserves pétrolières

Les réserves mondiales de gaz naturel étaient estimées, au 1er janvier 1994, à 148 200 milliards de m^3 représentant soixante-deux années de production actuelle. Elles correspondent, en contenu énergétique, à 98% des réserves prouvées de pétrole qui, cependant, ne représentent qu'une quarantaine d'années de consommation. Depuis quelques années, les volumes de gaz découverts sont supérieurs aux consommations d'où un accroissement des réserves (sauf en Amérique du Nord et plus récemment en Europe Occidentale).

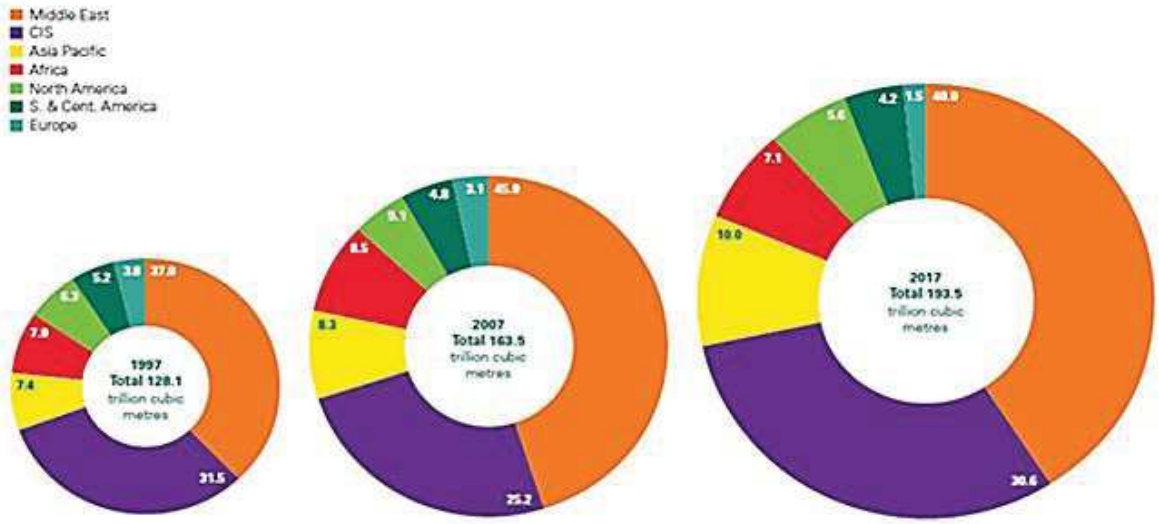


Figure II 1: distribution de réserves prouvées en 1997,2007 et 2017 [9]

Les réserves mondiales de gaz prouvées en 2017 ont légèrement augmenté de 0,4 billion de mètres cubes (tcm), soit 0,2%, pour atteindre 193,5 tcm. Cela suffit pour couvrir 52,6 années de production mondiale en 2017 niveaux. Israël a été le principal contributeur à la croissance (0,3 tcm), tandis que la région de la CEI a également ajouté 0,2 tcm aux réserves.

Par région, le Moyen-Orient détient le plus grand réserve prouvée (79,1 tcm, soit 40,9% du total), suivies par la CEI (59,2 tcm, soit une part de 30,6%) [9].

B. Consommation

Les crises pétrolières de 1973 et 1979 ont entrainé une forte contraction de la demande mondiale de pétrole brut mais seulement un ralentissement de la croissance en ce qui concerne la demande de gaz naturel. Progressivement, la position de gaz par rapport au pétrole ne cesse de se conforter ; en équivalence énergétique, la production gazière mondiale passe de 37% à57% de la production pétrolière de 1970 à1991.

En 1993, la consommation de gaz naturel dans le Monde s'est élevée à 2 158 milliards de m3 contre 1263 en 1975, soit un taux de croissance moyen proche de 3% par an. Ce taux est nettement inférieur au taux moyen constate entre 1950 et 1975: + 7,5% par an. Il est néanmoins supérieur au taux de croissance moyen de l'ensemble des Consommations énergétiques: + 2,0% par an de 1975 à 1993. En conséquence, la part du gaz naturel dans la consommation mondiale d'énergie continue de croître; elle est passée de 10% en 1950 à 23% en 1993 [8].

Entre 1990 et 2005, la consommation mondiale en gaz naturel a augmenté à un rythme moyen de 1,8 % par an, dont la consommation en 1990 a été de 2071 milliards m3, en 2008 la consommation a atteint 3154 milliards m3 soit presque 25 % de la demande d'énergie [10].

	2007	2017
Total North America	772.1	942.8
Total S. & Cent. America	143.1	173.4
Total Europe	550.7	531.7
Total CIS	609.9	574.6
Total Middle East	315.8	536.5
Total Africa	94.6	141.8
Total Asia Pacific	472.0	769.6
Total World	2958.0	3670.4

Tableau II 3: consommation de gaz naturel en milliards de mètres cubes [9].

C. Production

La comparaison des taux d'épuisement des ressources d'hydrocarbures montre que la gaz naturel est une ressource énergétique relativement peu exploitée par rapport au pétrole brut. En l'état actuel, des estimations de ressources ultimes pour les seules

catégories conventionnelles de gaz naturel, moins de 15% de celles-ci auraient été épuisées à ce jour contre environ 30% pour le pétrole brut conventionnel.

Alors qu'on attend une progression modérée de la production pétrolière mondiale au cours des prochaines décennies (avec un maximum qui pourrait être de l'ordre de 4Gt), le développement de la production de gaz naturel s'annonce promoteur.

	2007	2017
Total North America	743.4	951.5
Total S. & Cent. America	160.7	179.0
Total Europe	287.6	241.9
Total CIS	777.4	815.5
Total Middle East	367.7	659.9
Total Africa	197.4	225.0
Total Asia Pacific	407.1	607.5
Total World	2941.3	3680.4

Tableau II 4: Production de gaz naturel en milliards de mètres cubes [9].

Une production annuelle maximale ultime de l'ordre de 3 à 3.5 G tep (3500 à 4000 milliards de m3) est envisageable en l'état actuel des évaluations des ressources ultimes classiques, ce niveau de production pouvant être atteint vers le milieu de siècle prochain.

Cependant, cette évolution générale masquera des phases évolutives contrastée d'une région du globale à l'autre. La succession des phases de développement, puis de plafonnement et enfin de déclin de la production constitue une règle inévitable pour une ressource épuisable comme le gaz. Les étapes de plafonnement et de déclin concerneront les pays de l'OCDE avant la CEI et bien avant les pays en voie de développement. En conséquence, la redistribution géographique de la production de gaz va se poursuivre. La part des pays industrialisés occidentaux, qui assurent encore un peu plus de 40% de la production mondiale n'en représentera plus que 30% en l'an 2000 et vraisemblablement 20% en 2020. Les progrès de la production mondiale se localiseront essentiellement en CEI et dans les pays en voie de développement, alors que le déclin de la production des États-Unis devrait s'accentuer et que la production de l'Europe occidentale pourrait tout juste se maintenir jusqu'au tournant du siècle avant de décliner ensuite [10].

II.6.2 Gaz naturel en Algérie

A. Réserve

Les réserves gazières algériennes représentent près de 3% du total des réserves mondiales. Pionnière dans l'industrie du GNL, SONATRACH a depuis sa création, relevée de grands défis avec succès pour développer ses gisements gaziers et pour affirmer sa position de leader dans la production et la commercialisation du GNL. Le gaz naturel algérien est produit au sud du pays dans des gisements de renommée internationale tels que Hassi R'Mel, Tin Fouye, Adrar, In Salah [11].

Près de 3000 milliards de m3 de réserves ont été découverte dans le sous-sol algérien qui reste encore largement inexploré. Cette réserve représente 57% des réserves totales en hydrocarbures du pays [12].

Cette richesse qui confère à l'Algérie une dimension gazière d'envergure internationale, à savoir, la première place gazière en Méditerranée, deuxième et troisième exportateur de GNL et de gaz naturel, respectivement, dans le monde [13].

Les réserves de gaz naturel ont beaucoup progressé depuis 1980 jusqu'à 2004, selon des taux d'évolution différents. Cette augmentation des réserves est due principalement à des réévaluations des potentiels de gisements découverts et au développement des partenariats dans l'exploration. Le ratio réserves/production est passé de 217,4 en 1980 à 46,48 en 2012, cette baisse est expliquée par l'augmentation continue de la production pour satisfaire la demande internationale (dont on a assisté à la mise en service du premier gazoduc sous-marin reliant l'Algérie à l'Europe en 1983 hormis les exportations du Gaz Naturel Liquéfié (GNL) existées bien avant) et la demande nationale croissante qui coïncide avec l'adoption du choix « gaz » comme énergie principale couvrant les besoins énergétique du pays à long terme. Toutefois, la légère augmentation de ce ratio durant les trois dernières années est due à la baisse de la production en raison principalement des problèmes techniques [14].

En 2011 est 2012, les réserves prouvées de gaz naturel sont estimées à 4000500 milliards m^3 [11].

B. Production

La production de gaz naturel a commencé dès 1960, juste après la découverte du gisement de Hassi R'Mel en 1956. La production commercialisée de gaz naturel a commencé à un rythme modeste, de 13250 mille tep en 1980.

Cependant, les filiales ont majoritairement enregistré une croissance notable de leur chiffre d'affaires. De nombreux partenariats ont été signés durant l'exercice et différents projets d'exploration couronnés de succès font apparaître des perspectives très positives pour l'avenir. Depuis, sa progression était remarquable afin de répondre d'une part aux besoins économiques du pays en matière de devises, et d'autre part à la consommation locale [15].

C. Consommation

La consommation de gaz naturel toutes pressions confondues (HP, MP, BP) a marqué une hausse moyenne de 12% par an. Elle est passée de 53 millions de m3 en 1962 à 3.896 millions de m3 en 1999 [16].

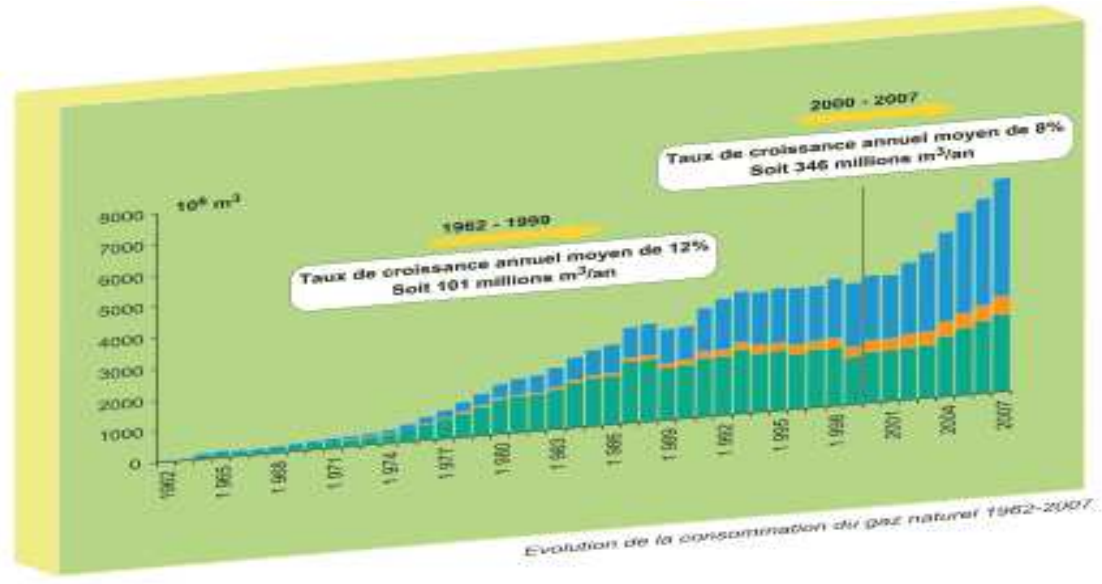


Figure II 2: consommation de gaz naturel en Algérie [16].

II.6.3 Marché mondial du gaz naturel

Pour la première fois en l'an 2000, la part du gaz naturel a rejoint celle du charbon dans le bilan énergétique mondial. Un quart des besoins en énergie du monde est aujourd'hui satisfait par le gaz naturel, et la consommation mondiale devrait encore augmenter dans les décennies à venir. Pour sa part, l'Algérie recèle 4,6 trillons m3 de réserves en gaz naturel,

elle exporte près de 66 milliard de m3 par an, elle est le deuxième fournisseur de gaz pour l'Europe, et avec un développement progressif de l'utilisation et de la consommation national du gaz celle-ci avoisine les 25 Gm3 par an [17].

Le marché de proximité algérien est l'Europe ou le gaz naturel occupe une place importante dans le modèle de consommation européen. Le niveau des importations européennes en gaz naturel attendra 625 milliards de m3 en 2030. Actuellement, les exportations sont de l'ordre de 62 milliards de mètres cubes en gaz naturel et en GNL [18].

Ce niveau de la demande est à l'origine de la priorité accordée à la sécurité d'approvisionnement tant par les institutions gouvernementales que par la commission Européenne. Compte tenu des attentes pour les décennies prochaines, d'une forte croissance de la demande de gaz en Europe, les accords conclus avec l'Espagne et l'Italie envisagent la réalisation en partenariat avec différents opérateurs européen de deux nouveaux gazoducs sous-marins à liaisons directe pour augmenter la capacité de transport par gazoduc entre l'Algérie et l'Europe.

Grâce à sa position géographique et à l'importance de ses réserves en gaz naturel, l'Algérie s'est fixée comme objectif l'accroissement de sa production et de sa capacité d'exportation en vue de répondre aux besoins croissants de l'Europe.

SONATRACH a déjà affiché sa stratégie consistant à continuer de jouer son rôle de fournisseur régulier de l'Europe, en consentant des investissements considérable tout au long de la chaîne gazière, ces investissements visent accroître le niveau d'exportations annuelles de 25 milliards de m3, en le portant à 85 milliards de m3 à l'horizon 2012.En accroissant ses exportations vers les pays consommateurs de cette énergie, SONATRACH jouera un rôle important dans la protection de l'environnement à l'échelle mondiale.

L'Algérie possède aussi des réserves considérables en gaz naturel pouvant servir d'approvisionnement à l'Europe. En cas d'insuffisance, le Gaz Naturel Liquéfié (GNL) pourrait partir également d'Algérie pour alimenter l'Europe. Riche en gaz naturel et possédant près des trois quarts de la production gazière de l'Afrique et la quasi- totalité de ses exportations, l'Algérie est le cinquième producteur et le cinquième exportateur mondial de gaz naturel. Par ailleurs, région pionnière sur le plan du commerce international de gaz naturel, avec les premières expéditions intercontinentales de GNL et la canalisation marine à grande profondeur Transmet, l'Algérie possède un important réseau de gazoducs passant

soit par la Tunisie ou la Libye pour arriver en Europe via l'Italie, puis la France, soit par le Maroc pour y arriver via l'Espagne et le Portugal [19].

Sur le plan de la production, la position dominante de l'Algérie parmi les producteurs africains (Nigeria, Egypte et Libye, entre autres, qui, avec l'Algérie, se partagent 98 % de la production du continent) devrait se maintenir au cours des prochaines décennies. De plus, si, globalement, la production commercialisée de l'Afrique est estimée à 100 M tep pour l'an 2000, celle de l'Algérie, à elle seule, représente les deux tiers.

II.6.4 Prix du gaz naturel

Dans le cadre des contrats à long terme évolue notamment en fonction des produits pétroliers, les marchés « spot » du gaz naturel, (surtout celui du NYMEX), à New-York ont enregistré entre l'automne 2005 et décembre 2007 une véritable chute des cours, qui sont passés pendant cette période de 23,5 $ à 7,5 $ par MBTU. Alors qu'une hausse de 40 % des cours du gaz naturel a ensuite été observée pendant les six premiers mois de l'année 2008, (effet conjugué de la hausse des cours du pétrole et de la dépréciation du dollar par rapport à l'euro et aux autres devises), ces mêmes cours du gaz naturel, repartent à la baisse depuis juillet 2008. D'une façon générale les cours du gaz naturel sont sujets à une forte saisonnalité (la demande augmente à l'approche de l'hiver).

La chute du prix du gaz naturel sur le marché spot, a atteint son plus bas niveau en 7 ans, et cela depuis le mois d'aout 2009. L'énorme déséquilibre entre l'offre et la demande en gaz naturel explique en grande partie cette chute Alors que les spécialistes estimaient que les quantités de gaz naturel pourraient, dans moins de 10 ans, devenir excédentaires sur le marché mondial pour un court cycle de trois ou quatre ans avant d'être bridées par un pic historique de production, les choses se sont précipitées avec l'excédent de l'offre sur le marché américain, provoqué par les gaz non conventionnels qui ont représenté 40% de la consommation totale de gaz, et des réserves qui ont une durée de 90 ans.

Cette faiblesse des prix du gaz naturel sur le marché libre spot, aujourd'hui peut être attribuée à trois facteurs :

- Le ralentissement de l'activité économique et ses effets à la baisse sur la demande de gaz naturel. A cet effet dans une étude de l'observatoire Européen des Marchés de l'énergie, il a été mentionné que la crise a provoqué une baisse mondiale historique de la consommation de gaz naturel, à hauteur de -3% pour 2009 ;

- Les stocks mondiaux plus importants que prévus;
- Arrivée sur le marché de nouveaux opérateurs avec une offre massive de GNL.
- Et plus particulièrement la hausse spectaculaires inattendue de la production de gaz naturel aux États-Unis, de 3,7% en 2009, favorisée par de nouvelles techniques d'extraction des gaz non conventionnels principalement en ce qui concerne le gaz de schiste. Cependant et concernant la situation actuelle que connaît le marché du gaz naturel, nous n'avons ni tous les éléments pour en juger de la situation, ni le recul nécessaire, mais nous pensons que, la réaction des marchés est démesurée, et que ça ne reflète pas l'effet des fondamentaux du marché, mais on nous annonce que les exportations mondiales de gaz naturel ont diminué. Selon le rapport 2009 de AIE, «A l'échelle mondiale, la part du gaz non conventionnel passe de 12% en 2007 à 15% en 2030. Ce résultat est toutefois entaché d'une incertitude considérable, surtout après 2020 ». Si on interprète cela avec un peu d'optimisme, on peut dire que la baisse future des approvisionnements de gaz naturel mettra implacablement la pression à la hausse sur les prix du gaz naturel lorsque le marché se rend compte de l'ampleur du déficit de l'offre.

II.6.5 Politique d'exportation de gaz naturel de l'Algérie

Les objectifs d'exportation de gaz naturel algérien sont fixés à 85 milliards de m3, à l'horizon 2010. La recherche d'une meilleure valorisation et diversification des débouchés à travers une intégration dans l'aval gazier, sont les maîtres mots de la politique d'exportation du gaz algérien. Le développement des projets « Medgaz » et « Galsi », la réservation d'une capacité additionnelle sur le terminal d'Isle of Grain, ainsi que le renforcement du gazoduc « Enrico Mattei » confèrent à SONATRACH une capacité additionnelle d'exportation substantielle vers l'Europe. Ces exportations empruntent essentiellement deux voies : les Gazoducs et le transport maritime (GNL). SONATRACH dispose actuellement d'un portefeuille de 20 clients répartis au sein de 12 pays, avec un marché méditerranéen représentant environ 90 % du total des ventes.

La filière gazoduc constitue la pièce maîtresse de la politique de commercialisation du gaz naturel. Cette politique s'articule autour de trois objectifs : diversification des débouchés, recherche de marchés valorisants et choix de la forme d'exportation la moins coûteuse en capital. Avec les gazoducs « Enrico Mattei » et «Pedro Duran Farell», SONATRACH dispose actuellement d'une capacité d'exportation d'environ 38 milliards

de m3. Une augmentation substantielle de cette capacité sera réalisée avec l'extension du gazoduc « Enrico Mattei » ainsi que la construction de deux nouveaux ouvrages reliant l'Algérie à l'Espagne et à l'Italie, respectivement le Medgaz et le Galsi [20].

II.7 Utilisations du gaz naturel

Le gaz naturel, et donc le méthane, est une ressource énergétique, qui peut être employée dans des secteurs très variés :

- Secteur résidentiel/tertiaire : il est traditionnellement utilisé pour la production de chaleur pour la cuisson, le chauffage et l'eau chaude. Plus de 30% de la consommation du gaz naturel est destinée à ce secteur dans le monde.
- Secteur industriel : le secteur industriel mondial représente 34% de la consommation de gaz naturel. Le gaz naturel est utilisé par l'industrie pour produire de la chaleur (chauffage, four…) ; de plus, il considéré comme matière première importante dans l'industrie chimique et pétrochimique, qui permet de produire la quasi-totalité des trois produits de base : l'hydrogène, l'ammoniac et le méthanol.
- Secteur électrique : la croissance de la consommation de gaz naturel est liée en grande partie à son développement pour la production d'électricité. En général, les centrales fonctionnant au gaz naturel sont moins coûteuses, plus rapides à construire, plus productives et moins polluantes que les centrales utilisant d'autres combustibles fossiles.
- Industrie automobile : les préoccupations grandissantes liées à la protection de l'environnement conduisent à accroître l'utilisation de gaz naturel comme combustible directement pour les transports publics urbains grâce à sa faible émission de polluants (composés aromatiques, aldéhydes toxiques, etc.) et ses émissions moindres de gaz à effet de serre par rapport à celles des véhicules à essence ou diesel. En outre, la conversion chimique du gaz en carburant liquide (GTL: Gas To Liquids) offre une autre alternative, mais son développement est difficile à cause d'un faible rendement énergétique, de coûts élevés et de fortes émissions de CO_2 liées à sa production.
- Piles à combustible : le gaz naturel est un des multiples combustibles à partir desquels les piles à combustible peuvent fonctionner.

II.8 Extraction de GN

Le gaz naturel et le pétrole brut sont souvent associés et extraits simultanément des mêmes gisements, ou encore des mêmes zones de production. Les hydrocarbures liquides proviennent du pétrole brut pour une proportion moyenne de l'ordre de 80%, les 20% restants, parmi les fractions les plus légères le propane, et le butane sont presque toujours liquéfiés pour en faciliter le transport. Lors de l'extraction, la détente à la tête du puits provoque la condensation des hydrocarbures C_5 à C_8, les liquides récupérés appelés « condensats de gaz naturel » ou « liquide de puits de gaz naturel » correspondent à un pétrole extrêmement léger de très haute valeur (donnant de l'essence et du naphta). Tout le reste (hydrocarbures C_1à C_4, CO_2, H_2S, He) est gazeux à température ambiante et acheminé par gazoducs vers une usine de traitement de gaz, il faut donc deux réseaux de collecte, un pour le gaz et un pour les condensats [5].

II.9 Traitement de GN

Le traitement du gaz naturel est l'ensemble des opérations que l'on fait subir au gaz brut extrait du gisement afin de le rendre utilisable. Les différents traitements sont effectués sur place, dès la sortie du gaz brut, dans une usine de traitement, dans les terminaux méthaniers ou à la sortie des stockages souterrains.

Pour être utilisé, le gaz naturel doit :

- Etre sec, c'est à dire ne contenir ni eau, ni hydrocarbures à l'état liquide,
- Etre débarrassé de ses composants acides ou de ses corps toxiques,
- Avoir un pouvoir calorifique et une densité ne variant pas [6].

La préparation de ces traitements entre les lieux de production et de livraison résulte de considérations économiques. Il est généralement préférable de ne réaliser sur le site de production que les seuls traitements qui rendent le gaz transportable

La figure suivante schématise les principaux traitements qui sont effectués. Une première étape permet de réaliser la séparation des fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent du puits : fraction liquide d'hydrocarbures (gaz associé ou a condensat), eau libre. L'étape de traitement qui suit dépend du mode de transport adopté.

Le gaz naturel ainsi que ses différentes fraction peuvent être transportes sous diverses formes :

- Gaz naturel comprimé (transport par gazoduc)
- Gaz naturel liquéfié (GNL)
- Gaz de pétrole liquéfié (GPL)
- Produites chimiques dérivés (méthanol, ammoniac, urée…) [19].

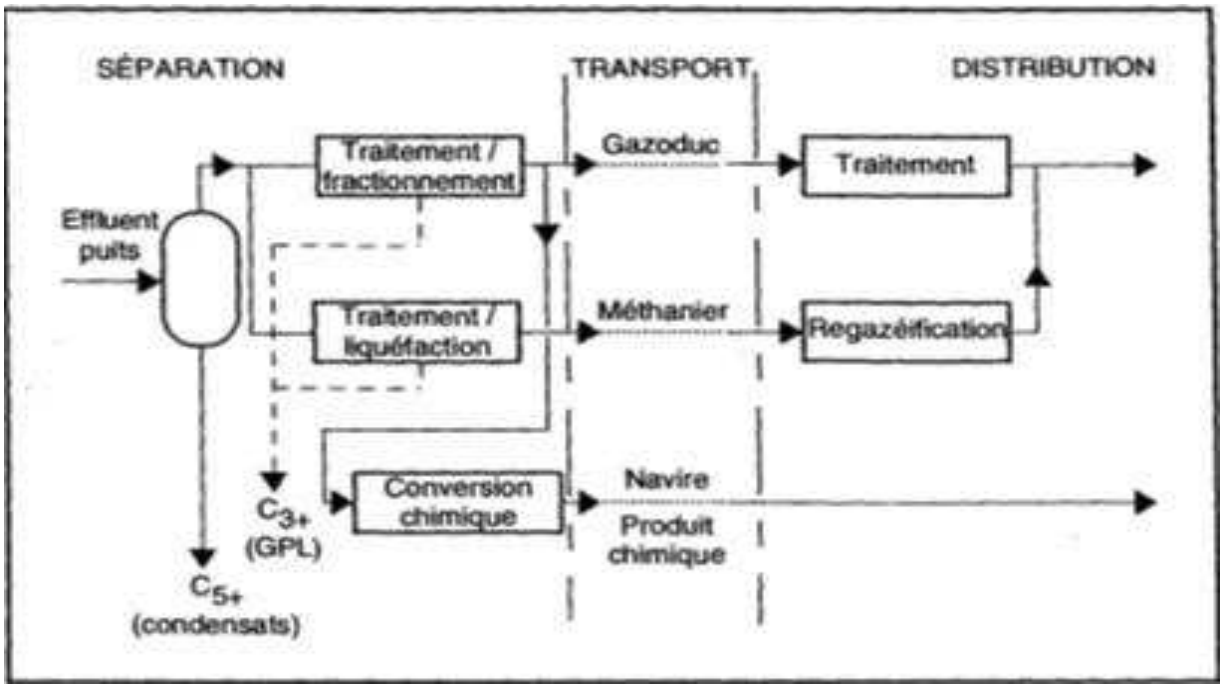


Figure II 3: répartition des traitements (gaz sec ou à condensat) [19].

Certains composants des gaz naturel doivent être extraits pour des raisons imposées par les étapes ultérieures de traitement ou de transport, soit pour se conformer à des spécifications commerciales ou règlementaires.

Pouvoir calorifique supérieur PCS (kJ/m^3 (n))	39100 à 39500
Point de rosée HC	Inferieur a - 6℃
Teneur en eau	Inférieur à 150 ppm vol
Teneur en C_{5+}	Inferieur a 0.5% mol

Tableau II 5: spécifications d'un gaz commercial [19]

II.10 Opérations de traitement :

II.10.1 Séparation des condensats

A la sortie du puits, dans le cas d'un gaz associé où à condensat, le gaz naturel se trouve en présence d'une phase liquide. Dans certaines circonstances, cette phase liquide

peut être transportée en même temps que le gaz, en milieu diphasique. Néanmoins, elle est nécessairement séparée à un stade ultérieur.

Dans une première étape, la phase liquide est séparée à une pression proche de la pression en tête de puits.

Pour réaliser une bonne séparation entre les phases liquide et vapeur, En évitent d'entrainer dans la phase vapeur une proportion notable d'hydrocarbures lourds, il est nécessaire d'utiliser plusieurs étages de séparation à des pressions décroissantes [19].

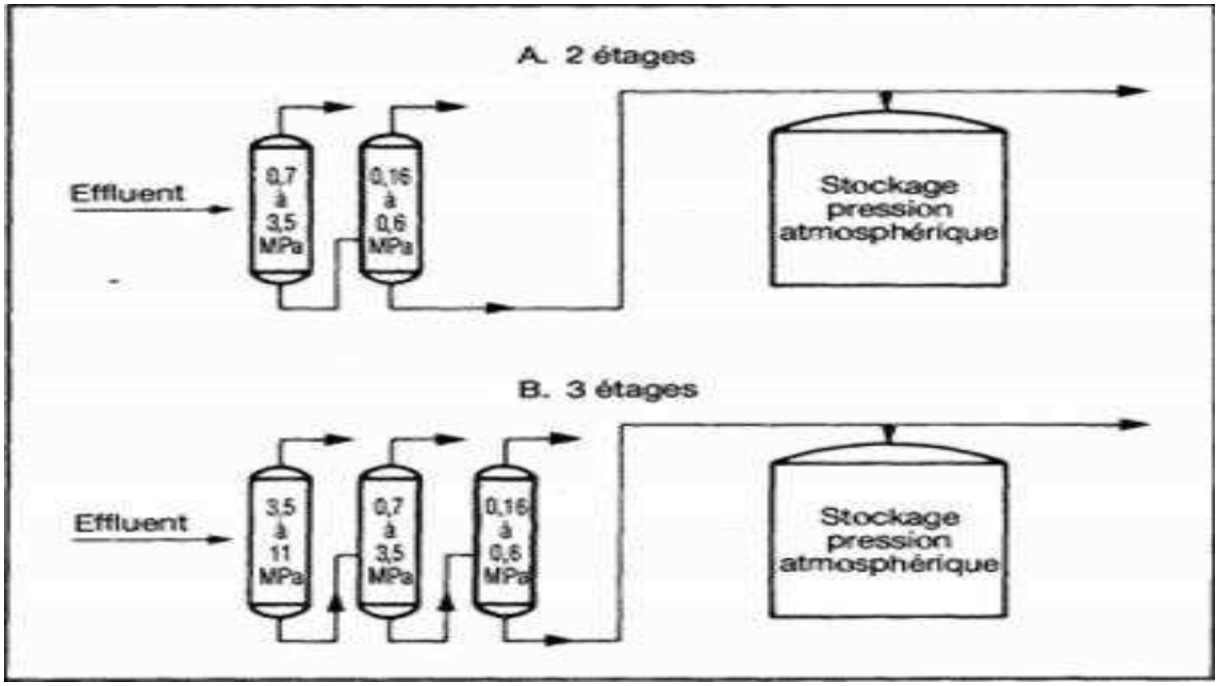


Figure II 4: séparation multi étagés [19].

La séparation gaz-liquide se réalise par gravité et par collision sur les plaques internes d'un séparateur.

Un séparateur gaz-liquide se compose généralement des éléments suivants

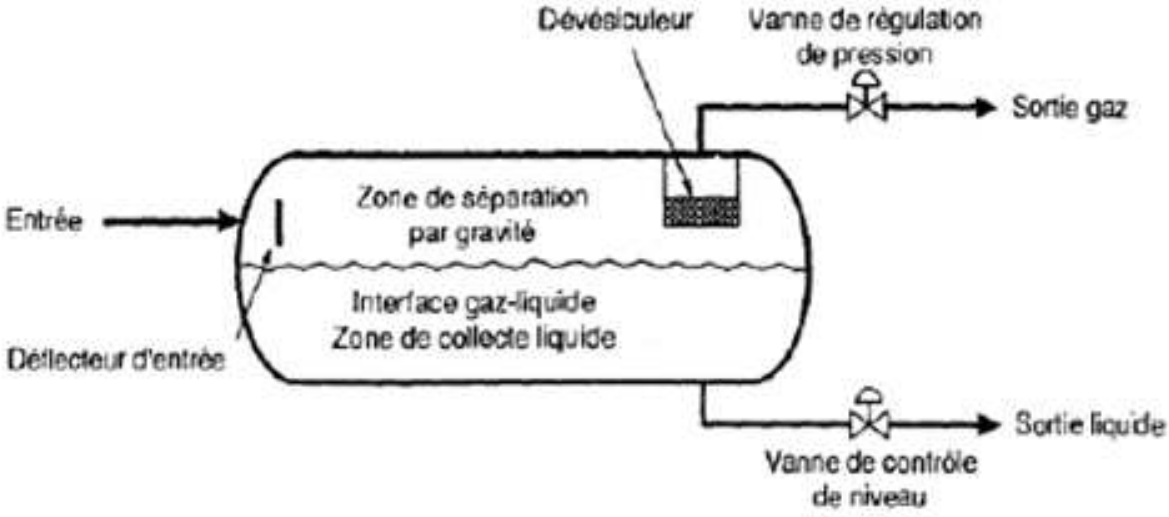


Figure II 5: principaux éléments d'un séparateur gaz-liquide [19].

Il existe trois principaux types de séparateurs (vertical, horizontal et sphérique) dont le choix dépend de l'application envisagée.

❖ *Séparateurs verticaux :*

Sont le plus souvent utilisés pour des valeurs faibles ou moyennes de GOR (Gas Oil Ratio) et lorsque des arrivées de bouchons liquides peuvent se produire.

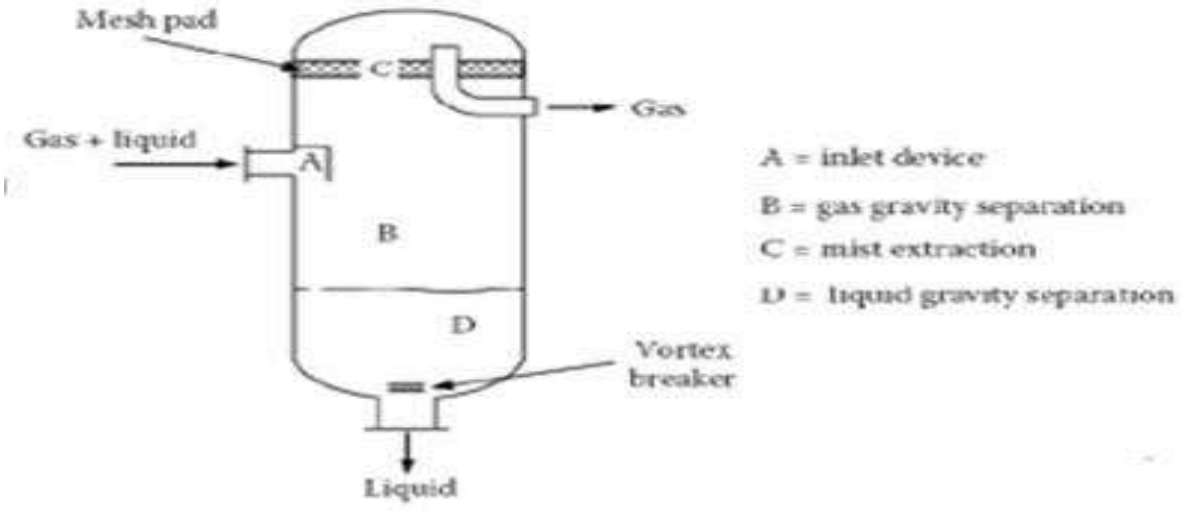


Figure II 6: séparateur vertical [19].

❖ *Séparateurs horizontaux :*

Sont utilisés pour les GOR élevés ou en cas de risque de moussage.

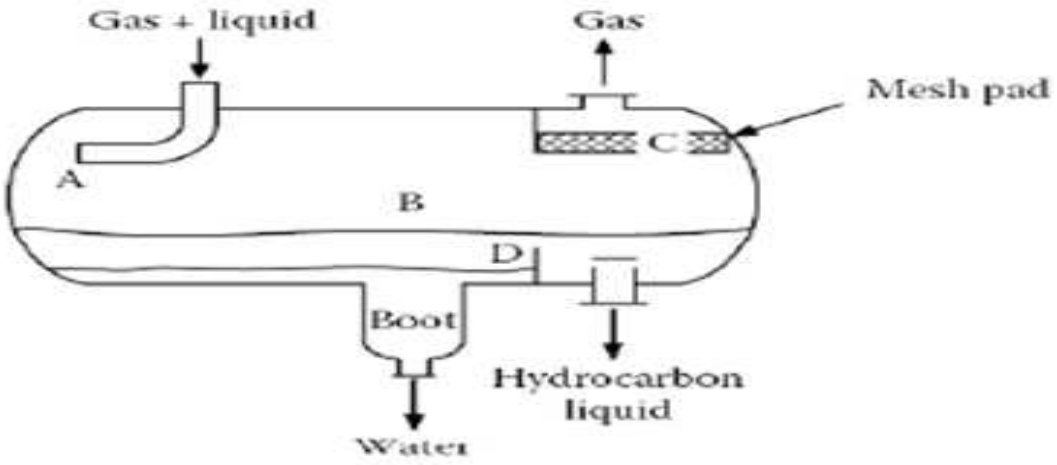


Figure II 7: séparateur horizontal [19].

❖ *Séparateurs sphériques :*

Ce type d'équipement présente l'avantage d'être compact et relativement peu coûteux. Par contre, la zone de collecte liquide est relativement réduite. De ce fait, le contrôle du niveau liquide est essentiel et peut être délicat.

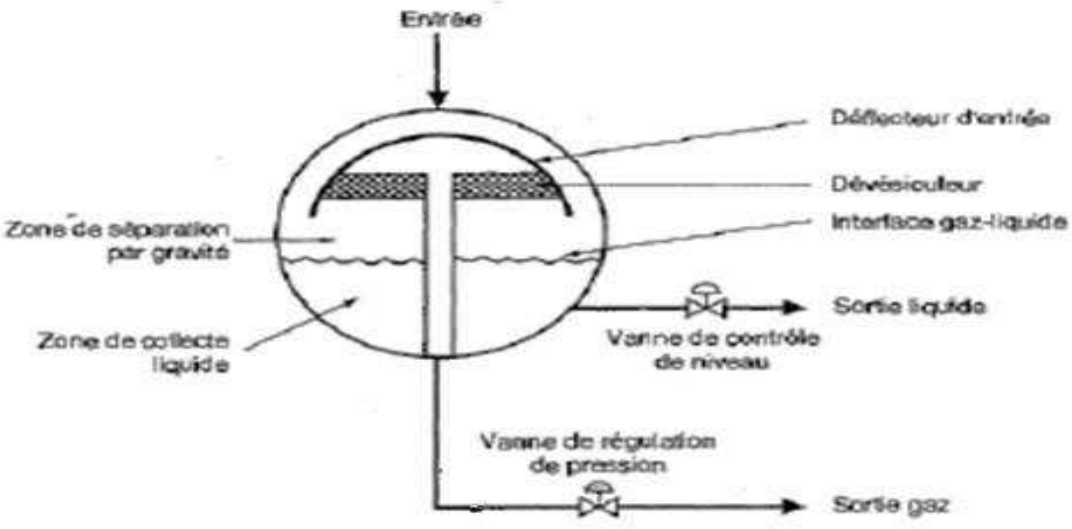


Figure II 8: séparateur sphérique [19].

II.10.2 Déshydratation

❖ *Déshydratation par absorption*

Le séchage du gaz naturel est assuré dans ce cas par un lavage à contre-courant, dans une colonne à plateaux ou à garnissage, avec un solvant présentant une forte affinité pour l'eau, Le solvant est le plus souvent un glycol (MEG, DEG).

L'absorption est réalisée dans une colonne à plateau ou à garnissage.

Pour les petits diamètres, des garnissages sont généralement employés, tandis que les colonnes plus importantes mettent en œuvre des plateaux à calottes ou à clapets.

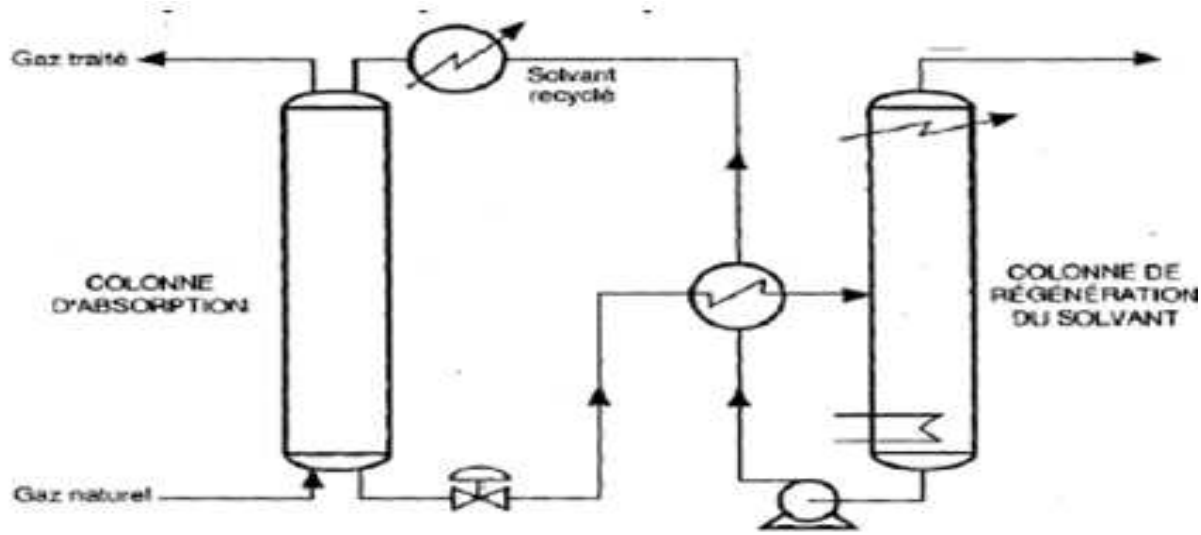


Figure II 9: Schéma de principe d'une opération de déshydratation par absorption [19].

Le gaz déshydraté sort en tête de colonne, Le glycol sortant en fond est envoyé à une colonne de régénération par distillation, qui opère généralement à plus basse pression, Après régénération, le glycol est recyclé, après avoir ramené à la température de service de la colonne d'absorption.

❖ *Déshydratation par adsorption*

Les procédés de séparation par adsorption sont généralement employés lorsqu'une pureté élevée est recherchée.

Ils mettent en œuvre une phase solide présentant une grande surface spécifique, sur laquelle sont retenus d'une manière sélective les constituants à séparer.

Il peut s'agir d'alumine activée, de gel de silice (silicagel), de charbon actif ou des tamis moléculaires (Zéolithes).

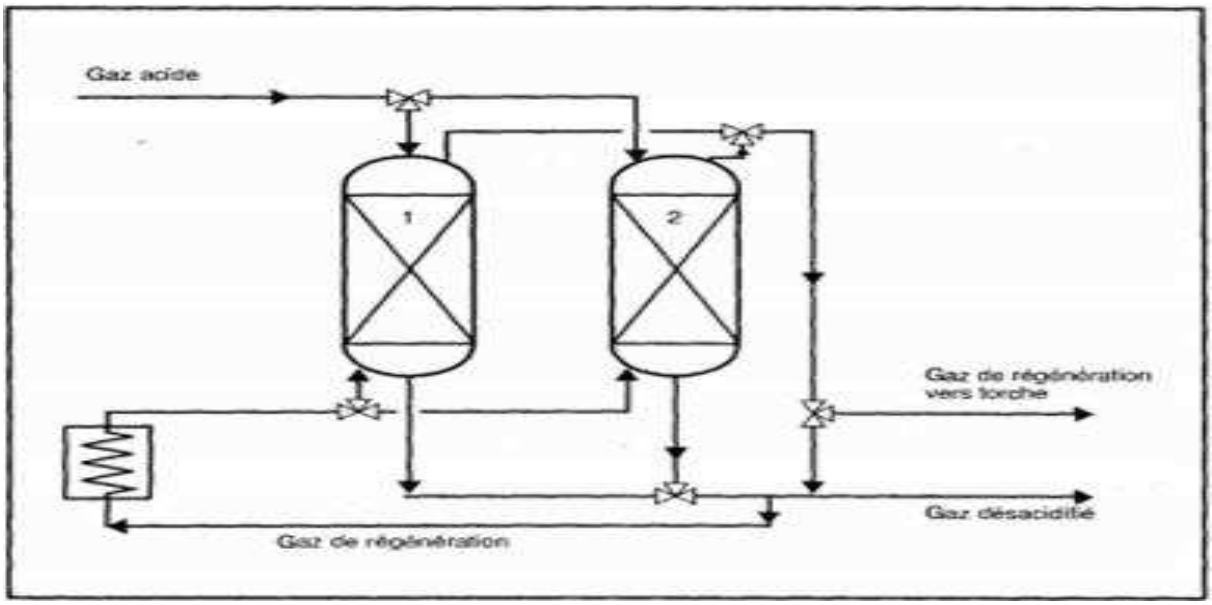


Figure II 10: procédé de déshydratation par adsorption [19].

Le procédé de déshydratation par adsorption en lit fixe fonctionne de manière alternée et périodique, chaque lit passant par des étapes successives d'adsorption et de désorption (régénération).

Au cours de l'étape d'adsorption, le gaz à traiter est envoyé sur le lit d'adsorbant qui fixe l'eau.

Lorsque le lit est saturé, du gaz chaud est envoyé pour régénérer l'adsorbant.

Après régénération, le lit doit être refroidi. Ceci est réalisé en envoyant du gaz froid.

II.10.3 Désacidification

La désacidification consiste à séparer du gaz naturel les gaz acides, essentiellement CO2 et H2S, En général, l'élimination de l'hydrogène sulfuré doit être beaucoup plus poussée que celle du dioxyde de carbone.

Les spécifications de teneur en gaz acides sont imposées par des contraintes de sécurité (très forte toxicité de l'hydrogène sulfuré), de transport (corrosion, risques de cristallisation dans le cas de la liquéfaction) ou de distribution (gaz commercial).

Les principaux procédés utilisés pour réaliser la désacidification font appel à l'absorption la sélectivité du l'absorption, solvant vis-à-vis des gaz acides étant basée sur une affinité soit de type chimique, soit de type physique.

De nombreux facteurs doivent être pris en compte dans le choix d'un procédé de désacidification et notamment les suivants :

- Composition du gaz naturel
- Teneur en gaz acides du gaz à traiter

- Spécifications en sortie
- Débit de gaz à traiter et conditions de pression et temperature à l'entrée
- Condition d'élimination de H2S avec ou sans récupération de soufre

Procèdes bases sur des solvants chimique

❖ *Lavage aux amines :*

(Monoéthanolamine 'MEA', Diéthanolamine 'DEA', etc.). Les amines agissent par affinité chimique, en raison de leur caractère basique :

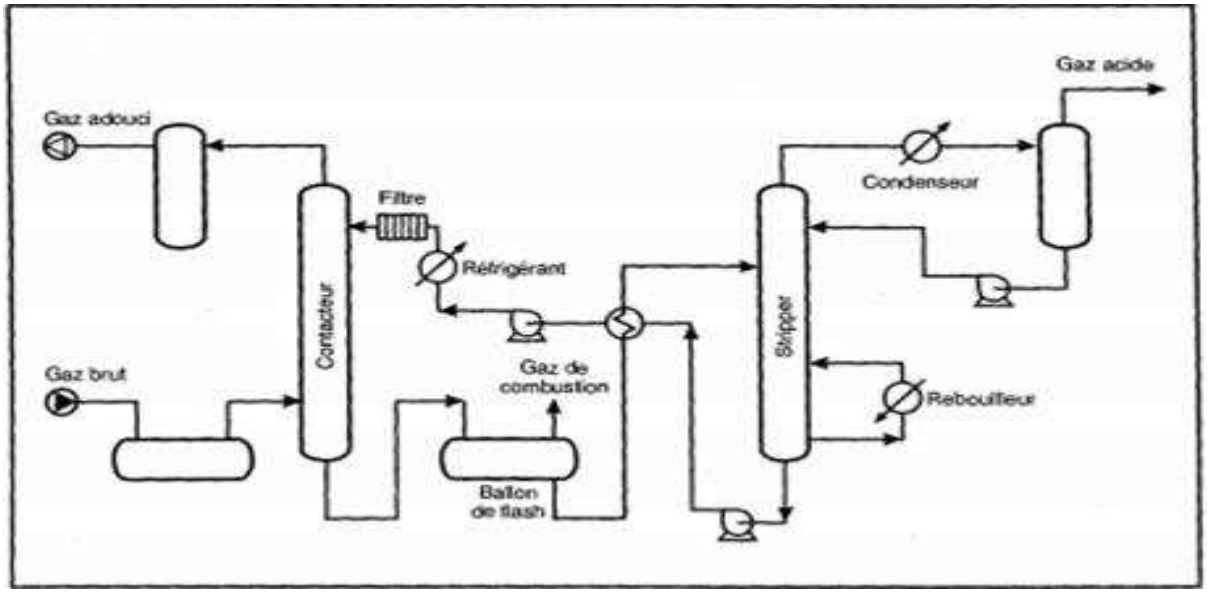


Figure II 11: schéma de principe d'un procédé de désacidification aux amines [19].

L'adsorption est également employée pour réaliser des purifications poussées. Elle est employée lorsqu'une très grande pureté est requise sur le gaz traité.

Le schéma de base d'un procédé de désacidification par lavage aux amines consiste toujours à mettre en contact le gaz avec le solvant dans une colonne d'absorption.

La solution est régénérée, après échange de chaleur et filtration, dans une colonne de distillation.

La MEA et la DEA restent à l'heure actuelle les amines les plus utilisées. La MEA est utilisée en solution à des teneurs de 10 à 15% poids. Elle est très active et permet d'éliminer simultanément de manière non sélective l'hydrogène sulfuré et le dioxyde de carbone.

❖ *Lavage au Carbonate de Potassium (K2CO3) :*

Le schéma de principe d'un procédé de lavage au carbonate de potassium est similaire à celui qui a été décrit pour les procèdes aux amines, mais les solutions de carbonate de potassium utilisées sont en générale plus concentrées (20à40 %) que les solutions d'amines, ce procédé a été employé, à l'origine, pour éliminer le dioxyde de carbone, mais l'hydrogène sulfuré est également absorbé

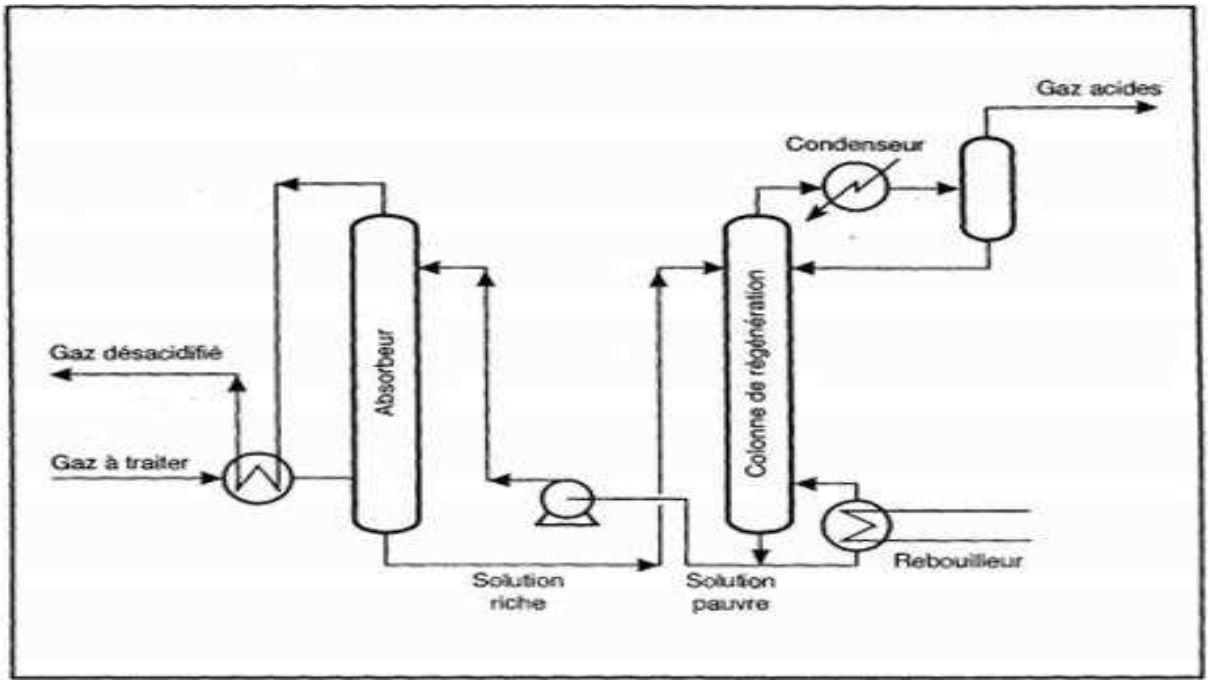


Figure II 12: procédé au carbonate de potassium [19].

II.10.4 Fractionnement

Un gaz naturel commercial doit être caractérisé par une certaine fourchette du pouvoir calorifique supérieur (PCS) compris, par exemple, entre 39100 et 39500KJ/m^3.

Cette spécification impose en général un fractionnement plus poussé que le simple ajustement du point de rosée pour transport

La figure montre le schéma de principe de fractionnement par réfrigération, ce schéma correspond au cas d'un gaz préalablement déshydraté afin d'éviter tout risque de formation d'hydrates par réfrigération

Le gaz sortant de séparateur haut pression est refroidi par un échangeur avec le gaz traité, suivi d'une étape de réfrigération réalisée soit au moyen d'un cycle de réfrigération externe soit par détente [19].

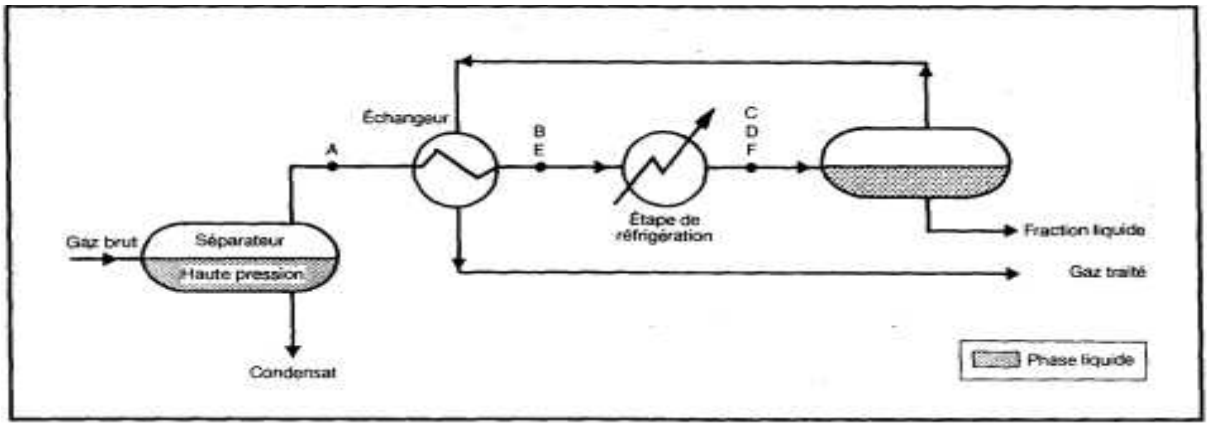


Figure II 13: schéma de fractionnement [19].

Chapitre III

Liquéfaction de gaz naturel

III.1 Introduction :

Le Gaz Naturel Liquéfié étant avant tout du gaz naturel sous une autre forme physique, [6] Lorsque le gaz naturel est refroidi à une température d'environ -160 °C (-260 °F) à la pression atmosphérique, il se condense pour former un liquide comprimé à environ 1/600 de son volume [9]. C'est pourquoi depuis le début de son utilisation dans les années 60, le GNL s'est développé de façon significative et contribue fortement à la satisfaction des besoins énergétiques mondiaux : il représente désormais près d'un quart des exportations mondiales de gaz [4].

Le GNL, utilisé depuis de nombreuses décennies partout dans le monde, est un moyen sûr, pratique et efficace de stocker et transporter le gaz naturel [19].

Parmi les énergies moins polluantes on trouve le gaz naturel et donc le GNL. En raison de ses caractéristiques chimiques, le gaz naturel est l'hydrocarbure combustible le plus propre du fait de son rapport H2/C plus élevé. Il produit moins d'émissions de CO2 et d'agents polluants que le charbon ou le fioul [4].

La propriété la plus importante d'un gaz liquéfié en liaison avec son pompage et son stockage est sa pression de vapeur saturante. Il s'agit de la pression absolue exercée lorsque le liquide est en équilibre avec sa propre vapeur à une température donnée.

Une autre manière de décrire un gaz liquéfié est d'indiquer la température à laquelle la pression de vapeur saturante est égale à la pression atmosphérique - en d'autres termes le point d'ébullition atmosphérique du liquide [3].

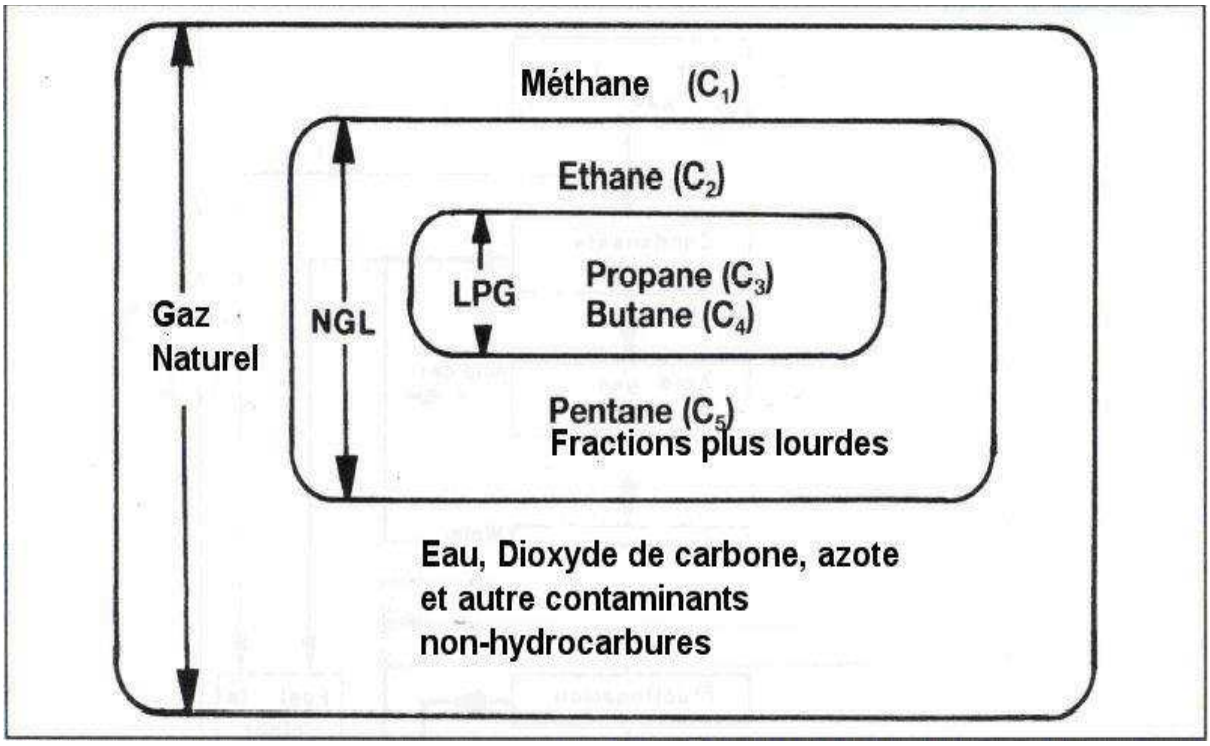


Figure III 1: Constituants de gaz naturel [4].

III.2 Historique

Il fut un temps où la découverte d'hydrocarbures gazeux suscitait peu d'intérêt. En effet, faute de débouchés, d'installations suffisantes, et sans marché, le gaz naturel était éliminé. Ainsi, en 1973, année du redressement des prix du pétrole, environ 13 % du gaz naturel découvert était brûlé à la torche, principalement dans les pays de l'OPEP

Au cours des années 1950, l'énergie charbonnière décline, le pétrole connait un essor historique, les hydrocarbures gazeux sont utilisés massivement et, partant, le transport maritime du méthane, devint un véritable enjeu. En Europe, les réserves de gaz naturel sont disponibles en grandes quantités, aux Pays Bas (Groningen), en France (Lacq) et en Union Soviétique, mais face à une demande de plus en plus croissante, l'approvisionnement devenait limité, et il fallait recourir à des importations à partir de sources géographiquement proches comme l'Algérie. En 1956, aux portes de l'Europe occidentale, dans le Sahara algérien, le gisement "super-géant" de Hassi R'Mel avec plus de 1 000 Gm3 de réserves, est découvert

Dans les années 1960, le transport du méthane est presque uniquement assuré par des gazoducs. Enfin, le principal défi technique posé par le gaz naturel, son transport sur de longues distances, vient d'être surmonté, et le gaz naturel liquéfié (GNL) s'impose sur le

plan international. Une grande étape est franchie en 1959, lorsque le Méthane Pioneer traverse l'Atlantique avec une cargaison de 5 000 m^3 de gaz naturel liquéfié.

Le sigle GNL s'impose .... En Algérie, depuis sa découverte, en 1956, se pose la question de l'acheminement du gaz de Hassi R'Mel vers les marchés européens. En 1961, grâce à leur expertise en matière de GNL, les Américains et Britanniques sont sollicités pour la construction de la première grande usine de liquéfaction à Arzew, en Algérie. La Compagnie algérienne du méthane liquéfié (Camel) est constituée. Et en 1964 est inaugurée la chaîne méthanier entre l'Algérie et l'Europe occidentale, avec le voyage de deux méthaniers anglais Methane Princess et Methane Progress, suivi, en 1965, par le navire français Jules Verne. Très rapidement, commence la course au gigantisme. La taille des navires quadruple (passant de 26 000 m3 à 125 000 m3), en même temps que la capacité des réservoirs.

Un bel avenir semble s'ouvrir au gaz…. Mais les développements des puits de gaz, la liquéfaction, le transport et la regazéification requièrent de grands investissements. Malgré des obstacles à son développement, le gaz naturel devient, à partir des années 1970, un acteur majeur de la scène énergétique internationale. Un rôle qui ira en s'affirmant. Très vite, son prix attractif lui ouvre la voie de l'industrie, de la génération d'électricité, du secteur résidentiel et tertiaire, du chauffage, dessalement de l'eau de mer et la pétrochimie. En raison de sa disponibilité et de sa qualité d'énergie propre, l'intérêt pour le gaz naturel en fait un enjeu économique vital dans le processus de globalisation énergétique.

Grâce à un programme d'exploration qui a mis en évidence l'abondance de ses réserves, l'Algérie s'est imposée comme acteur majeur sur le marché mondial du gaz naturel. Le pays dispose d'un large domaine minier qui demeure sous exploré. En effet, Il reste en Algérie 1,5 million Km2 non explorés. Le taux de puits réalisés par 10 000 Km2 est très faible, 14 en moyenne, contre 100 dans les régions les mieux prospectées au monde.

L'expérience de l'Algérie dans l'industrie du gaz naturel, remonte à l'année 1964, lorsqu'elle entame ses premières exportations de GNL à partir d'Arzew, (ex : la Camel) vers le terminal britannique de Canvey Island, réalisant ainsi, la 1ère chaîne commerciale de GNL dans le monde.

Dans la nouvelle configuration mondiale du GNL, l'Algérie est appelée à jouer un rôle central. Située aux portes de l'Europe, l'Algérie bénéficie d'une position géographique qui en fait un carrefour privilégié pour le développement de l'industrie du GNL :

Depuis Gibraltar, Sonatrach peut cibler les deux plus gros marchés du gaz de la planète : les USA et le Royaume Uni.

A partir de Suez, elle cible les grands consommateurs de GNL tels que le Japon, la Corée, Taiwan, l'Inde et la Chine.

Grace à son expertise le long de la chaîne gazière, avec plus de 45 ans d'expérience sur la scène gazière internationale, et forte de sa flexibilité gazoducs /GNL, Sonatrach est classée parmi les fournisseurs d'énergie les plus importants et les plus fiables à l'échelle mondiale [8].

III.3 Etude bibliographique

Plusieurs études théoriques et expérimentales se sont intéressées à l'optimisation et l'étude des cycles de liquéfaction du gaz naturel, en particulier les différents appareillages de ses derniers à savoir turbocompresseurs, séparateurs, échangeurs de chaleur, vannes de détente, circuit MCR, section traitement etc.

En 1989, Aouina et al ont étudié le cycle MCR et l'influence de sa composition sur les performances des appareils du circuit de liquéfaction. Cette étude consiste en l'élaboration d'un logiciel de calcul de l'équilibre de phase liquide-vapeur du MCR, pour le cycle de liquéfaction de gaz naturel de la zone industrielle d'Arzew, et l'étude de l'influence de la composition du mélange sur les performances des appareils (compresseurs, échangeurs de chaleur) constitutifs du circuit.

En 1998, Laouar et al ont étudié l'optimisation de la puissance mécanique de réfrigération d'un cycle cascade de liquéfaction de gaz naturel. Ils ont proposé de minimiser la puissance mécanique de réfrigération d'une cascade de cycles multi étagés, destinée à liquéfier du gaz naturel pour une conductance thermique globale donnée. Pour cela deux modèles mathématiques, permettant de résoudre le problème d'optimisation de façon analytique, ont étés élaborés. Le premier modèle a supposé des écarts moyens arithmétiques de température dans les échangeurs de chaleur tandis que le deuxième a utilisé des écarts moyens logarithmiques. La comparaison des règles d'optimalité obtenues

avec ces deux modèles montre que l'approche des cycles thermodynamiques endoréversible détermine un type particulier de règles régissant les échanges thermiques dans les cycles cascades. Les résultats théoriques obtenus prouvent la faisabilité des modèles mathématiques élaborés; il est nécessaire de les confronter à la réalité physique pour en adapter l'applicabilité.

En 2005, Pierre PETIT, S'est basé sur le calcul des performances du cycle de Pritchard par la méthode exégétique. Ce cycle a été mis en œuvre à Skikda (Algérie), dans des conditions de pression de cycle quelque peu différentes de celles qu'il utilise dans ce calcul pour lequel le rapport des pressions du cycle a été augmenté de façon à améliorer les performances

En 2009, MILES ADEL, À étudier l'effet de la composition du gaz naturel sur les performances des unités 5p et 6p. Le modèle choisi de cycle de liquéfaction est le procédé PRICO qui existe à SKIKDA. Ce process de liquéfaction a été calculée et simulée avec le simulateur Aspen Tech HYSYS.

En 2010, Hamidreza Taleshbahrami et Hamid Saffari, S'intéressent à la simulation et l'optimisation d'un système C3MR par le moyen d'algorithmes génétiques. Ils ont simulé la première équation d'd'état de Peng Robinson à l'aide d'un code dans MATLAB, et ensuite nous l'utilisé pour la simulation des propriétés thermodynamiques de gaz naturel et de réfrigérants qui sont utilisés pendant le cycle Le modèle thermodynamique est relie par des algorithmes génétiques et la puissance totale consommée par les compresseurs est définie comme fonction objective. (Le résultat de la valeur optimale de l'optimisation est de 23% moindre que dans la conception de base).

En 2015, LASSOUANE Toufik, a fait une étude énergétique et exergétique du nouveau procédé de liquéfaction du gaz naturel APCI est effectué au train de production de gaz naturel liquéfié GNL, au complexe GL1/K de Skikda. L'étude avait comme objectif principal de disposer un diagnostic énergétique pour le train de liquéfaction, afin de déterminer les différentes pertes exergétiques et leurs natures.

En 2017,Tabet Roumaissa à étudier l'impact de la température ambiante sur la condensation des vapeurs de propane produites au niveau de la boucle de réfrigération propane principale durant la période d'été où la température peut atteindre des pics de 42°C. Une étude comparative est faite entre les paramètres de fonctionnement du design

(température ambiante de 24°C) et les paramètres obtenus par simulation HYSYS dans le cas d'une température ambiante atteignant 42°C.

Attalah Mohamed Mustapha, à réaliser une étude sur l'impact de la composition MCR sur le procédé de liquéfaction, avec la participation de l'Université Houari Boumédiène d'Alger, dans le souci de déterminer la composition avec laquelle le meilleur rendement serait obtenu dans la boucle de réfrigération ayant comme conséquence une augmentation éventuelle de la production de GNL.

III.4 Complexes de liquéfaction

La vocation gazière de SONATRACH s'est ainsi confirmée au rythme d'une démarche résolue qui se traduit depuis plus de 40 ans par un effort propre considérable d'investissements humains, financiers et technologiques, consacrés au développement de l'amont gazier, du transport par gazoduc et de la filière GNL.

SONATRACH poursuit son développement également par une politique de partenariat visant au renforcement de sa position sur le marché gazier international.

Ses efforts constants dans le développement de la chaîne gaz fait qu'aujourd'hui, SONATRACH se retrouve première société gazière en méditerranée et en Afrique et 12ème Compagnie dans le monde.

Sonatrach avait construit le premier complexe industriel de liquéfaction de gaz naturel dans le monde en 1964 dans la région d'Arzew (La Camel, Compagnie Algérienne de Méthane Liquéfié, train mis à l'arrêt en 2010).

Maintenant, SONATRACH possède 04 complexes de liquéfaction de gaz naturel à Arzew et à Skikda :

III.4.1 Complexe GL3Z

- Localisation : Arzew.
- Date de mise en service : 14 juin 2014
- Produits : GNL, Butane, Propane, Gazoline, Ethane.
- Capacités de production :
  - GNL : 4.700.000 tonnes/an.
  - Propane 275.000 tonnes

- Butane 58.000 tonnes
- Gazoline 47.000 tonnes
- Ethane 300.000 tonnes

III.4.2 Complexe GL1K.

- Localisation : Skikda.
- Date de mise en service : 1972.
- Capacité de traitement **:** 5,7 milliards m3 gaz / an.
- Nombre de Trains : 03 et une unité de traitement de GPL.
- Produits : GNL, Ethane, Propane, Butane, Gazoline, Iso-Butane et alimentation en gaz de l'usine de production d'hélium HELISON, située dans la zone industrielle de Skikda.
- Capacités de production :
  - GNL : 6,94 million m3/an.
  - Ethane : 170 000 Tonnes /an.
  - Propane : 163 000 Tonnes /an.
  - Butane : 123 000 Tonnes /an.
  - Iso-Butane : 2.640 Tonnes /an.
  - Gazoline : 79.000 Tonnes /an.
- Postes de chargement : 2 méthaniers d'une capacité de 50 000 à 125 000 m3 de GNL.

III.4.3 Complexe GL1Z.

- Localisation : Arzew.
- Date de mise en service : 1978.
- Capacité de traitement : 10,5 milliards m3 gaz / an.
- Nombre de Trains : 06.
- Produits : GNL, Gazoline.
- Capacités de production :
  - GNL : 17,56 millions m3/an.
  - Gazoline : 123 000 Tonnes/an.
- Postes de chargement : 2 méthaniers d'une capacité de 40 000 à 125 000 m3 de GNL.

III.4.4 Complexe GL2Z.

- Localisation : Arzew.
- Date de mise en service : 1981.
- Capacité de traitement : 10,5 milliards m3 gaz / an.
- Nombre de Trains : 06.
- Produits : GNL, Butane, Propane, Gazoline.
- Capacités de production :
  - GNL : 17,820 millions m3/an.
  - Butane : 327 000 Tonnes /an.
  - Propane : 410 000 Tonnes/an.
  - Gazoline : 196 000 Tonnes/an.
- Postes de chargement : 1 méthanier d'une capacité de 25 000 à 50 000 m3 de GNL [1].

III.5 La liquéfaction

Le principe de liquéfaction du gaz naturel consiste à le refroidir pour l'amener, à pression atmosphérique normale, à une température d'environ -160 ° Celsius. Ce processus de changement d'état (gazeux à liquide) diminue de 600 fois le volume du gaz et permet ainsi de transporter de plus grandes quantités d'énergie depuis les quatre coins du monde.

La liquéfaction est également employée, en plus petite capacité, pour faire face aux variations saisonnières de consommation, en stockant une partie du gaz sous forme liquide en période de plus faible consommation, pour le vaporiser lorsque la demande est forte.

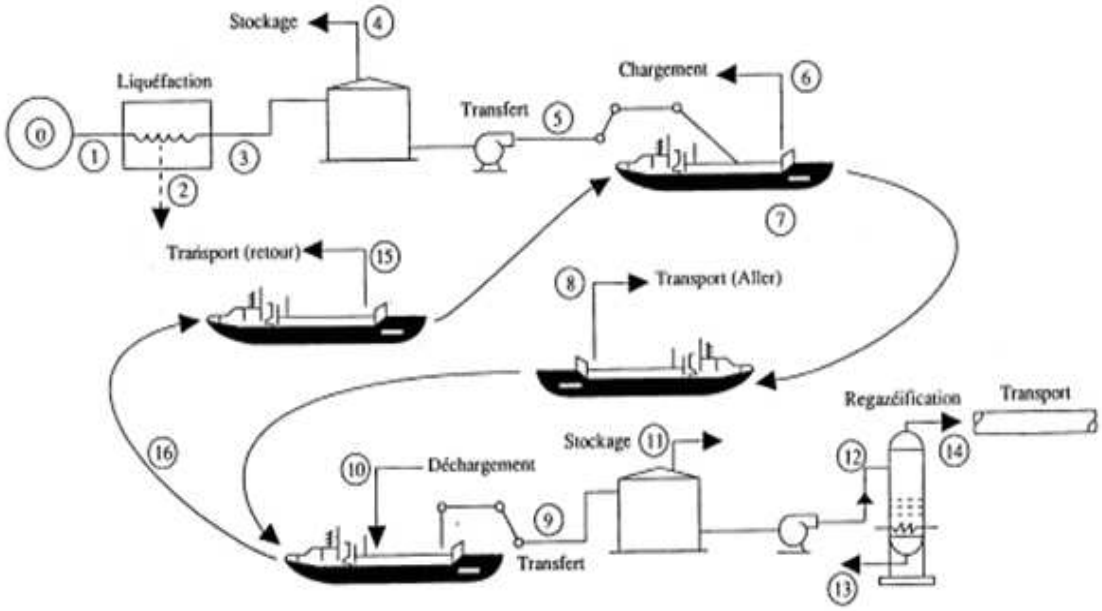


Figure III 2: histoire d'un GNL entre sa production et sa regazéification [7].

Le suivi de ce que l'on peut appeler la vie d'un GNL nécessite donc de connaître au cours de chaque étape les caractéristiques et le comportement du fluide eu égard aux conditions auxquelles il doit être soumis.

A cela, il faut ajouter la diversification des sources de gaz naturel qui donne naissance à une grande variété de liquides. Le tableau ci-après présente à titre indicatif quelques compositions de GNL [7].

	Composition de GNL(mol%)						
	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	n-C_4H_{10}	i-C_4H_{10}	N_2	n-C_5H_{10}
LYBIE	70.00	15.00	10.00	1.00	2.10	0.90	0.60
INDONISIE	86.81	8.23	3.87	0.53	0.46	0.06	0.04
ALGERIE(arzew)	87.39	8.60	2.43	0.47	0.72	0.37	0.02
VENEZUELA	87.30	10.10	2.10	0.10	0.10	0.30	-
ALGERIE(skikda)	91.50	5.64	1.05	0.25	0.25	0.85	0.01
ALASKA	99.60	-	-	-	-	0.40	-

Tableau III 1: quelque composition de GNL [7].

III.6 schéma typique d'une usine de liquéfaction

La Figure III.3, présente un schéma typique d'une usine de liquéfaction qui produit du gaz naturel liquéfié (GNL). Le gaz brut est d'abord débarrassé des condensats. Ensuite

sont éliminés les gaz acides (dioxyde de carbone et sulfure d'hydrogène). Le dioxyde de carbone doit être éliminé car il gèle à une température supérieure au point d'ébullition atmosphérique du gaz naturel liquéfié et le sulfure d'hydrogène est un composé toxique qui doit être éliminé car il entraîne une pollution atmosphérique lorsqu'il est brûlé avec un combustible. L'élimination des gaz acides sature le flux de gaz avec de la vapeur d'eau ensuite éliminée par l'unité de déshydratation.

Le gaz passe ensuite dans une unité de fractionnement où les LGN sont retirés et séparés en propane et en butane. Enfin, le flux de gaz principal, désormais essentiellement constitué de méthane, est liquéfié pour devenir le produit final, à savoir le gaz naturel liquéfié (GNL) [3].

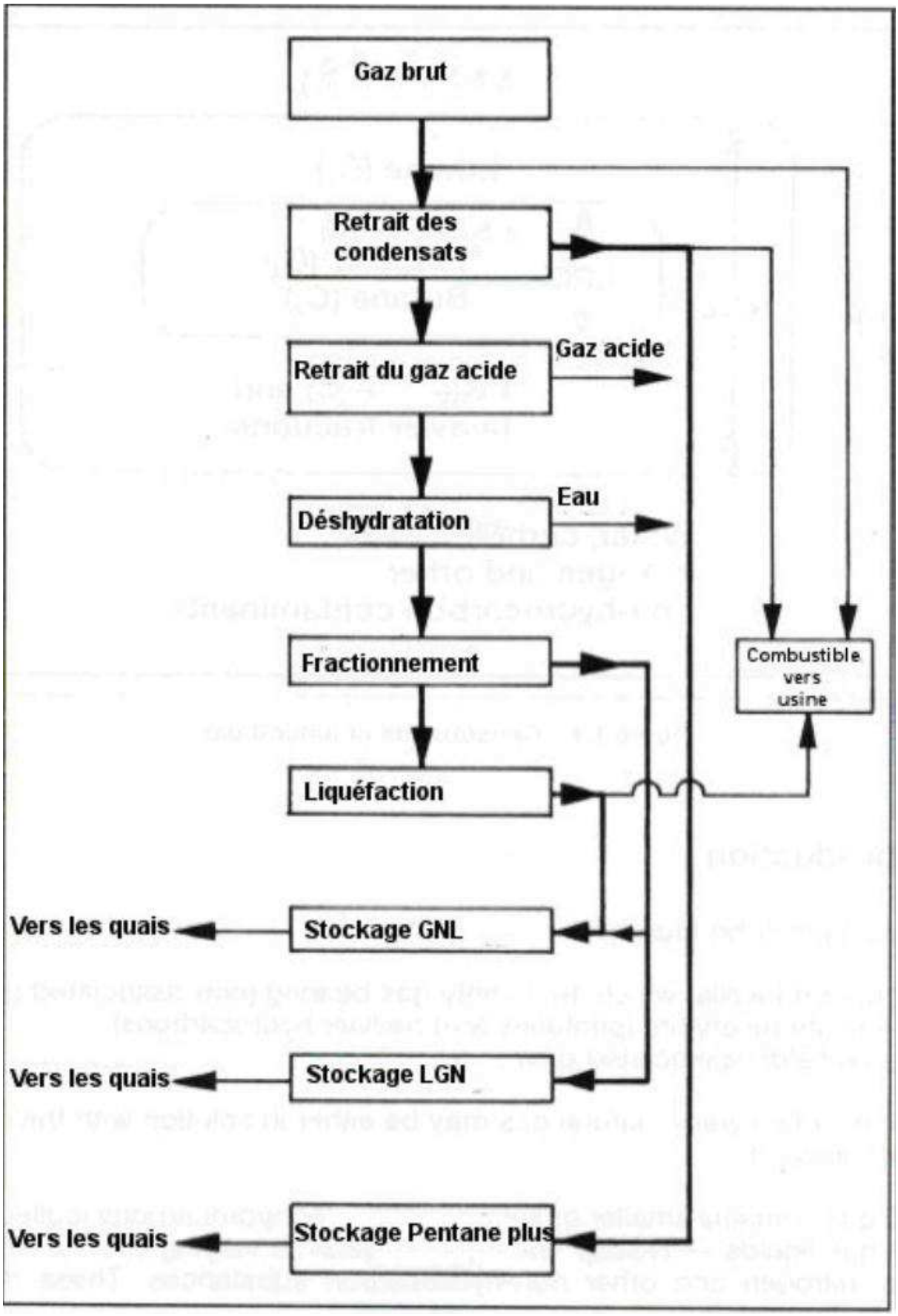


Figure III 3: Schéma typique pour la liquéfaction de GNL [3].

III.7 Propriétés du GNL

Spécifications GNL	min	max
Valeur calorifique supérieur (MJ/m^3)	37.5	41.34
Wobbe (MJ/m^3)	47.52	51.16
Azote (vol%)		1
Eau (ppmv)		0.1
H_2S (ppmv)		4
CO_2 (ppmv)		50
C_4+ (vol%)		1.5
Hg (ng/m^3)		10

Tableau III 2: spécifications d'un GNL

III.7.1 Propriétés chimiques

Le GNL est la forme liquide d'un gaz couramment utilisé dans l'industrie et les immeubles résidentiels. On condense le gaz naturel en le refroidissant à une température d'environ –161°C et les pressions d'entreposage varient entre 1,7 et 17,2 bars. Le GNL est inodore, non toxique, non corrosif et sa densité est d'environ 450 kg/m3 [4].

III.7.2 Propriétés physiques

Au cours de la phase production du GNL les propriétés affectant la composition et le taux de récupération du liquide sont de toute première importance. Puisque la production implique la séparation du gaz naturel brut en deux fractions dont l'une sera le GNL recherché,

La production du GNL et sa regazéification nécessitent la mise en œuvre d'unités pour lesquelles les propriétés calorifiques (enthalpies, chaleurs spécifiques, etc.) apparaissent indispensables. Le bilan de telles opérations notamment pour ce qui est de l'énergie à mettre en jeu, impliquera la connaissance de ces données aussi bien pour la phase liquide que pour la phase gazeuse.

D'autres propriétés sont particulièrement importantes pour définir le dimensionnement des canalisations de transfert, des séparateurs et des échangeurs de chaleur. Ce sont la masse volumique, la viscosité et la conductibilité thermique. Notons également que la masse volumique interviendra dans la détermination de l'énergie transférée [7].

La propriété physique la plus importante d'un gaz liquéfié est la relation entre sa pression de vapeur saturante et sa température. Cette propriété, détermine la conception du système de confinement de la citerne le mieux adapté à chaque chargement et a une forte incidence sur les considérations économiques [3].

III.8 La chaine GNL

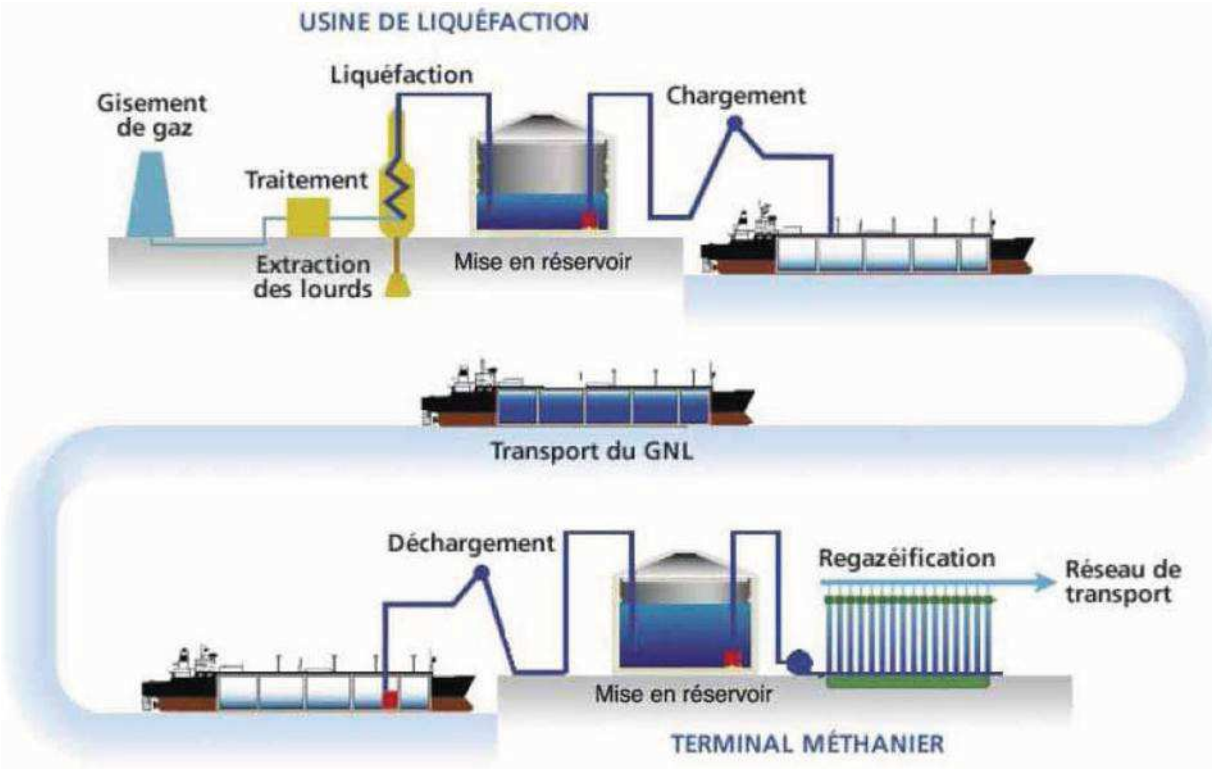


Figure III 4: la chaine GNL

III.8.1 Les différents éléments d'une chaîne GNL

Une chaîne d'approvisionnement GNL comporte 4 segments interdépendants : exploration/production, liquéfaction, transport et regazéification.

Chacun de ces segments héberge des procédés industriels précis et met en jeu des règles et des acteurs spécifiques.

a) L'exploration – production

Au cœur de ce métier essentiel, des spécialistes analysent la structure du sol pour déceler les zones susceptibles de contenir des hydrocarbures. Ils réalisent des tests particuliers, tels que l'analyse sismique, pour confirmer leurs premières études. Les

forages sont effectués lorsque la probabilité de découvrir du gaz (ou du pétrole) est importante. Si le forage est exploitable (après une série de tests, de mesures et de forages complémentaires), il peut entrer en production.

b) La liquéfaction

Le gaz naturel extrait du gisement est filtré et purifié afin d'éviter d'endommager les équipements lors du passage de l'état gazeux à l'état liquide, et pour être conforme aux spécifications des régions importatrices. Ainsi, le processus de liquéfaction a pour effet de produire un gaz naturel dont le taux de méthane est proche de 100%. Les usines de liquéfaction sont souvent constituées de plusieurs installations disposées en parallèle, appelées « trains » de liquéfaction. Le processus de liquéfaction permet de réduire le volume de gaz d'environ 600 fois ; autrement dit, 1 m3 de GNL à -163 °C comporte le même contenu énergétique que 600 m3 de gaz « gazeux » à la température ambiante et à la pression atmosphérique. La densité du GNL est égale à environ 45% de la densité de l'eau.

c) Le transport de GNL

Les méthaniers sont des navires à double coque spécialement conçus pour empêcher les fuites et les ruptures de coque en cas d'accident. Le GNL est stocké dans des cuves (généralement 4 à 5 par navire) à une température de -163 °C et à la pression atmosphérique. Il y a actuellement 3 types de méthaniers, qui correspondent aux différentes techniques de fabrication des cuves : les méthaniers à membrane, à sphères et les Prismatiques IHI. En 2015, les navires à membranes constituaient plus de 75 % de la capacité de transport mondiale de GNL et des 85 % des carnets de commande. Cette technologie est la seule qui ait permis à ce jour la réalisation de navires de grandes dimensions de type Q-flex (210 000 m3) et Q-max (260 000 m3).

d) Stockage et regazéification

Une fois réceptionné et déchargé des méthaniers, le GNL rejoint des réservoirs de stockage cryogéniques (d'une capacité généralement comprise entre 100 000 m3 et 160 000 m3 selon les sites) où il est maintenu à – 163°C avant regazéification. Cette opération consiste à réchauffer progressivement le gaz liquéfié pour l'amener à une température supérieure à 0°C. Elle s'effectue sous une pression élevée (60 à 100 bars), le plus souvent par l'intermédiaire d'une série d'échangeurs thermiques à ruissellement d'eau de mer, technique la plus efficace au plan énergétique lorsque la qualité de l'eau s'y prête. Une

alternative réside dans l'apport de chaleur par combustion d'une partie du gaz. En sortie de terminal, le gaz subit des traitements destinés, le cas échéant, à adapter ses spécifications aux exigences de la réglementation et des utilisateurs finaux. Son pouvoir calorifique, par exemple, peut ainsi être ajusté par modification des teneurs en azote, en butane ou en propane ou par mélange avec d'autres gaz.

III.9 Transport de GN

En 1885, la première ligne de transport de gaz naturel était mise en service; il s'agissait d'une conduite de diamètre 200 mm et de longueur 135 km entre la Pennsylvanie et Buffalo, dans 1'Etat de New York. En 1964-65, étaient inaugurés les premiers transports réguliers de gaz naturel liquéfié entre l'usine de liquéfaction d'Arzew (Algérie) et les terminaux méthaniers de Canvey Island (Royaume-Uni) et du Havre (France). Il s'agit là des deux formes de transport utilisées dans l'industrie du gaz naturel: la canalisation pour le "gaz" à l'état gazeux et le navire méthanier pour le "gaz" à l'état liquide.

On peut dire que tout m3 de gaz naturel produit est transporté sous l'une et/ou l'autre de ces formes avant consommation. Ce transport a été longtemps international. Le commerce international du gaz naturel ne représentait que 1% du volume total produit en 1960.

L'éloignement croissant des lieux de production et de consommation a entraîné une augmentation de ce commerce, le portant à 347 milliards de m3 soit 16% du gaz naturel consommé (dont 83 milliards de m3 sous forme de gaz naturel liquéfié).

En 1993, les principaux pays exportateurs étaient l'ex-URSS (29% du commerce international), le Canada (18%), les Pays-Bas (13%), l'Algérie (10%), l'Indonésie (9%) et la Norvège (7%).

Les principaux pays importateurs étaient l'Allemagne (19%), les Etats-Unis (18%), le Japon (15%), l'Italie (10%), la France (9%), la Tchécoslovaquie (4%) et la Belgique (4%) [5].

III.9.1 Le transport par Gazoduc

C'est l'option la plus répandue. Elle est quatre ou cinq fois plus coûteuse que le transport du pétrole par pipe-line. Le gaz naturel doit être comprimé tous les 120 à 150 km par des stations de compression, car la différence de pression provoque le déplacement du gaz à une vitesse de 15 à 20 km/heure.

III.9.2 Le transport maritime

L'essor du GNL demeure conditionné au respect de standards très exigeants dans les opérations maritimes. Le transport représente une priorité pour l'industrie en raison de ses coûts élevés et du niveau maximal de sécurité requis, alors même que les chaînes GNL développées deviennent de plus en plus longues.

Le transport sur de longues distances et dans des conditions de sécurité optimales de grandes quantités de gaz liquide à très basse température génère de fortes contraintes techniques. Il s'agit notamment d'assurer la meilleure isolation possible afin de limiter tant le réchauffement du GNL que la mise en froid excessive de la structure adjacente

Pour ce faire, deux technologies sont disponibles : les méthaniers Moss-Rosenberg, dont les réservoirs sphériques sont ancrés à la coque du navire par une jupe en acier ; et les méthaniers à membrane, dont les cuves sont intégrées à la double coque du navire. Seule une dizaine de chantiers navals sont capables de construire de tels bâtiments, dont le prix unitaire d'environ 200 millions de dollars en fait les navires de charge les plus onéreux qui soient.

On voit l'augmentation de la taille unitaire des méthaniers dont le standard est passé de 125000 à 165 000 m3, des méthaniers de 215 000 m3 (Q-Flex) et de 265 000 m3 (Q-Max) ayant même été livrés pour les projets qataris. Aujourd'hui, on assiste à un équilibre entre la recherche d'effet d'échelle et la flexibilité opérationnelle.

Le transport représente un enjeu de plus en plus stratégique : part significative des coûts complets dans l'industrie du GNL, il devient également créateur de valeur. En effet, la redirection de navires permet de tirer parti des écarts de prix entre zones géographiques [17].

III.10 Les route d'exportation en Algérie :

Il existe 2 voies pour le transport du gaz naturel algérien

III.10.1 Gazoducs

Sonatrach dispose d'un important réseau de gazoducs dédié à des activités commerciales ouvrant des perspectives prometteuses pour l'avenir.

En 1983 Un premier gazoduc international entre en fonction :

- «Enrico Mattei» qui alimente l'Italie et la Slovénie sur le continent européen en passant par la Tunisie voisine, avec une capacité dépassant aujourd'hui les 32 milliards de m3 par an.
- En 1996 Une deuxième canalisation internationale est mise en service :
- le gazoduc Maghreb Europe appelé «Pedro Duran Farell» qui alimente l'Espagne et le Portugal via le Maroc. Sa capacité est de plus de 11 milliards de m3 de gaz par an.

III.10.2 La flotte

Sonatrach dispose d'une flotte composée de neuf (09) méthaniers qui assure aujourd'hui les ventes Cif/Ex-ship de GNL. La gestion est assurée par la filiale Hyproc Shipping Company (Hyproc SC).

Intégrée au Groupe Sonatrach en 1997, Hyproc SC constitue un maillon incontournable de la stratégie de valorisation des hydrocarbures.

Le GNL transporté par méthanier permet la diversification des routes d'exportations.

Nom du navire	Propriétaire	Année de Construction	Capacité (m³)
Bachir Chihani	Hyproc SC	1979	129 000
Larbi Ben M'Hidi	Hyproc SC	1977	129 000
Mostefa Ben Boulaid	Hyproc SC	1976	125 000
Abane Ramdane	Hyproc SC	1981	126 000
Mourad Didouche	Hyproc SC	1980	125 000
Berge Arzew	JV Sonatrach/Bergesen	2004	138 000
Lalla Fatma N'Soumer	JV Sonatrach/Mol Itochu	2004	145 000
Cheikh El Mokrani	JV Sonatrach/Mol Itochu	2007	75 500
Cheikh Bouamama	JV Sonatrach/Mol Itochu	2008	75 500

Tableau III 3: méthaniers algériens [8].

Le «Cheikh Bouamama» est principalement dédié au transport du GNL vers les marchés du Bassin Méditerranéen. Le méthanier, dont la capacité globale est d'environ 75.500 m3 de GNL répartie en quatre réservoirs, a été réceptionné au Japon au niveau des chantiers navals de «Universel Shipbuilding Corporation». Cette acquisition renforce davantage les capacités de transport de Sonatrach et s'inscrit dans sa stratégie d'augmenter les ventes de GNL sur les marchés de la Méditerranée. Réalisé par une joint-venture algéro-japonaise (Skikda LNG Transport Corporation - SLTC), ce navire est exploité par Sonatrach pour une durée de 20 ans. Cheikh Bouamama est le navire-jumeau du méthanier Cheikh El Mokrani qui a été réceptionné en juin 2007 au niveau du même chantier naval et construit avec les mêmes partenaires à travers la joint-venture Méditerranéen LNG Transport Corporation (MLTC) [8].

Les routes d'exportation en Algérie après ces dates sont développées.

III.11 Procédés de liquéfaction

Pour liquéfier le gaz naturel, le chemin thermodynamique suivi est indiqué par la figure III.5 le gaz est refroidi sous pression, puis il atteint une zone ou les phases gaz et liquide coexistent, puis il devient totalement liquide sous pression, il est ensuite sous-refroidi, et enfin détendu pour être stocké à une pression sensiblement atmosphérique [21].

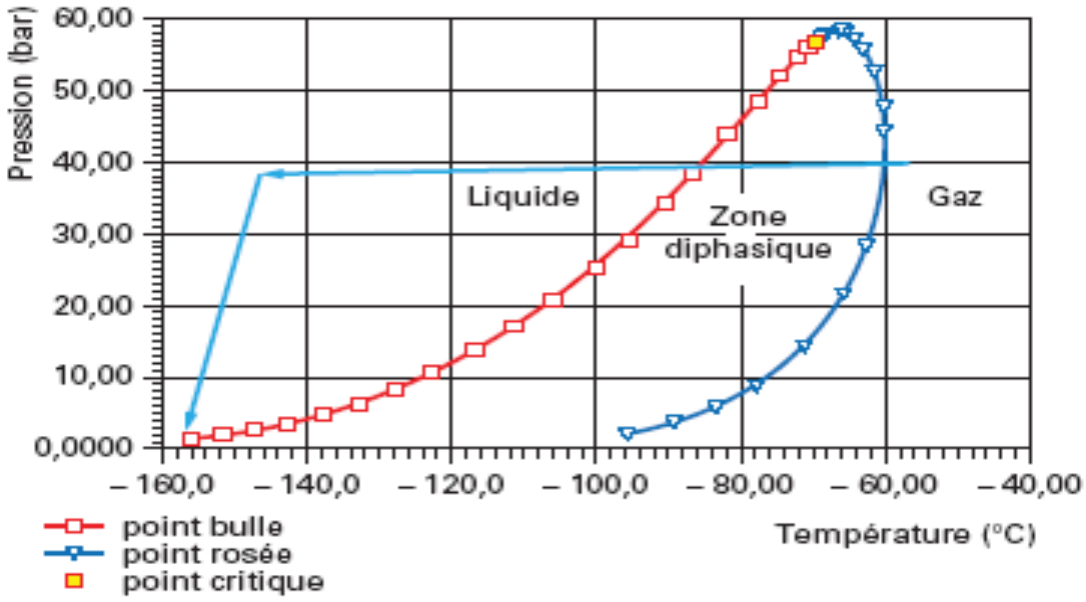


Figure III 5: Chemin thermodynamique de liquéfaction de gaz naturel [21].

Les différents procédés industriels réalisant ce type de liquéfaction sont tous basés sur des cycles à compression-détente (cycle de réfrigération à compression de vapeur).

Le principe de ces cycles est :

Le **fluide réfrigérant**, comprimé à une pression suffisante pour être condensé à la température de la source chaude disponible, est détendu pour être vaporisé. L'**enthalpie de vaporisation** est utilisée pour refroidir le gaz naturel, puis le réfrigérant vaporisé est aspiré par un compresseur.

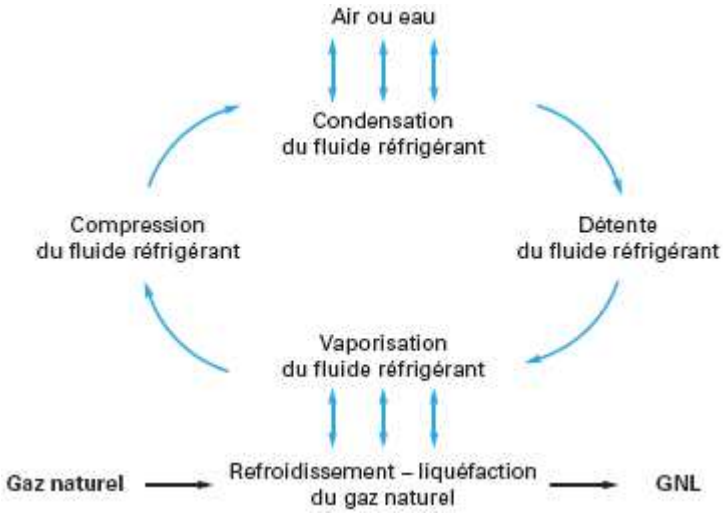


Figure III 6: Principe de base des cycles de liquéfaction de gaz naturel [21].

Pour pouvoir atteindre des températures très basses (au-dessous de -40°C), plusieurs cycles de Pictet sont utilisés en cascade. Pour une cascade à deux cycles : le premier cycle assure alors la condensation du réfrigérant du deuxième cycle, le deuxième cycle, celui de la liquéfaction du gaz naturel.

Dans l'industrie du GNL ; les différents procédés de liquéfaction du gaz naturel peuvent être classés suivant :

– le nombre de cycles en cascade mis en œuvre : 1, 2 ou 3.

– la nature des fluides réfrigérants : corps purs (propane, éthylène, méthane, azote) ou mélanges réfrigérants ''MCR'' (mélange d'hydrocarbures : méthane, éthane, propane...et éventuellement d'azote).

– le type d'échangeurs utilisés : échangeurs bobinés (SWHE : Spool Wound Heat Exchanger) ou échangeurs à plaques (PFHE : Plate Fin Heat Exchanger).

– le type d'entraînement des compresseurs : turbines à vapeur pour les plus anciennes unités, turbines à gaz ou moteurs électriques très récemment.

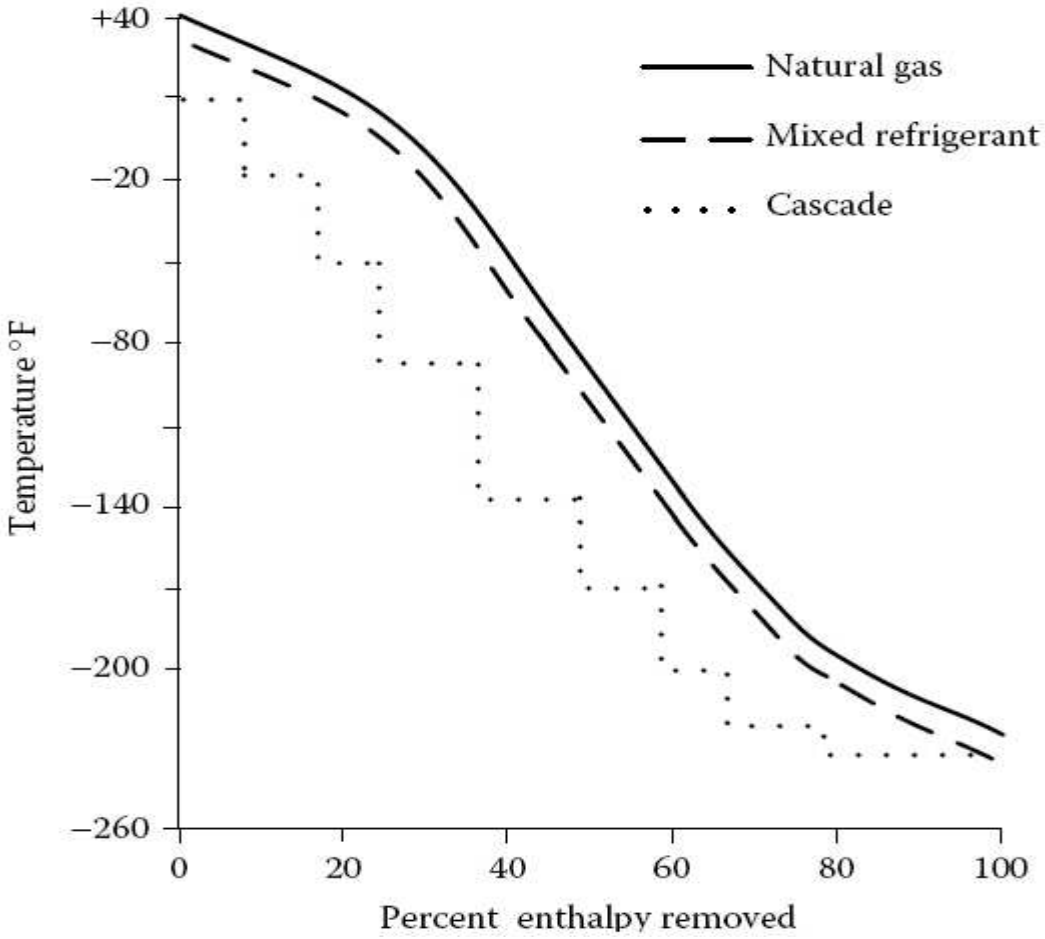


Figure III 7: Courbe de refroidissement et de liquéfaction de gaz naturel [21].

Le principal inconvénient des procédés utilisant des corps purs comme fluides réfrigérants dans des cycles en cascade est une évolution continue du profil enthalpique du gaz naturel en fonction de sa température tout au long de son refroidissement et de sa liquéfaction, tandis que les fluides réfrigérants utilisés se vaporisent à une température constante. Même en procédant à une vaporisation en plusieurs niveaux de pression, le profil enthalpique du fluide réfrigérant présente alors une forme en escalier.

La différence de température entre les profils enthalpiques du gaz naturel et du fluide réfrigérant affecte le rendement thermodynamique. Une solution pour améliorer cette situation est d'utiliser comme fluide réfrigérant un mélange de corps purs (MCR).

III.11.1 Cycle à cascade classique

Ce procédé, le plus ancien historiquement, est revenu en faveur récemment (il est utilisé dans les trains de production de à Trinidad, en Egypte et en Australie). Il met en œuvre trois cycles à corps purs imbriqués en cascade.

– un premier cycle à propane permet de condenser l'éthylène du deuxième cycle et de refroidir autour de – 35oC le gaz naturel et le méthane du 3e cycle.

– le cycle éthylène permet de condenser le méthane et de liquéfier le gaz naturel aux alentours de – 100oC.

– le dernier, cycle méthane sous- refroidit le gaz naturel autour de – 150oC avant envoi au stockage après le flash final autour de –160°C.

Dans chaque cycle, la vaporisation est effectuée à plusieurs niveaux de pression (3 ou 4), pour améliorer le rendement thermodynamique par un meilleur contrôle de l'approche thermique, diminuant ainsi la puissance de compression nécessaire à chacun des cycles.

Les appoints de réfrigérant doivent être importés (au minimum l'éthylène), ce qui n'est pas aisé dans tous les sites.

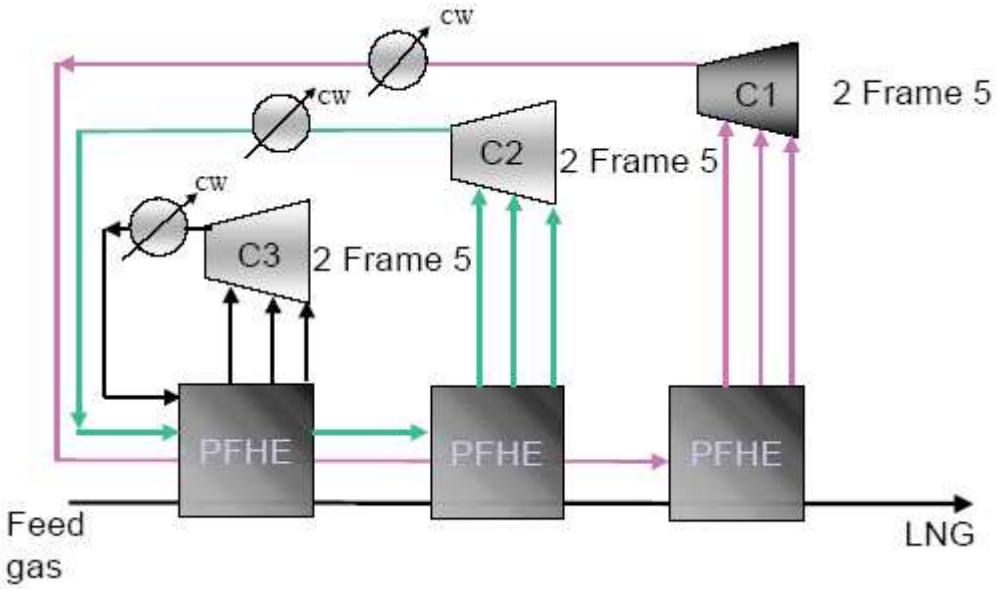


Figure III 8: Schéma simplifié du procédé à cascade [21]

III.11.2 Cycle à Réfrigérant Mixte (MCR)

C'est un cycle à fluide frigorigène unique constitué d'un mélange adéquat de certains composants du gaz naturel. Les pressions de condensation et de vaporisation sont, aux pertes de charge près, les mêmes de bout en bout.

Dans sa forme originale, le cycle est constitué d'un unique circuit, le fluide frigorigène étant un mélange obtenu à partir des constituants du gaz naturel : azote et hydrocarbures saturés allant du méthane au pentane. La figure suivante décrit le schéma du cycle de base et son principe de fonctionnement.

Le gaz naturel est généralement introduit dans l'échangeur sous une pression de 30 à 40 bar, sa liquéfaction se fait pour l'essentiel entre – 70 et – 110oC ; il est ensuite sous-refroidi, au moins partiellement, jusqu'à – 140oC, voire jusqu'à – 160oC

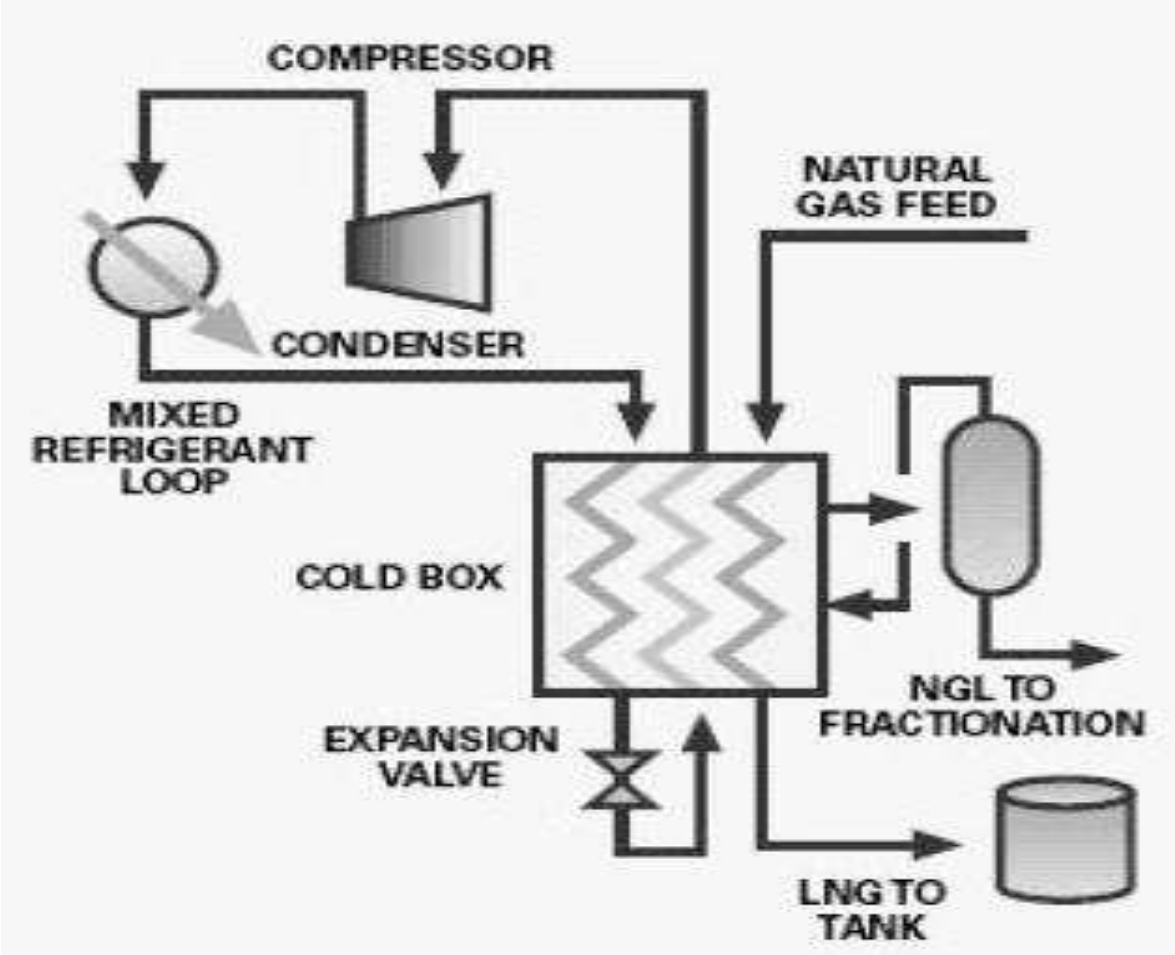


Figure III 9: Schéma de base d'un cycle à Réfrigérant Mixte [21]

III.11.3 Cycle C3-MCR

Ce procédé a fait l'objet de nombreuses réalisations dans les unités de liquéfaction du gaz naturel. Il consiste en un premier cycle au propane et un second cycle avec un mélange réfrigérant.

Le propane est condensé avec de l'eau de refroidissement ou de l'air, et est ensuite détendu à 3 où 4 niveaux de pression. Le niveau de pression le plus bas est proche de la pression atmosphérique.

Ce cycle propane refroidit le mélange réfrigérant du second cycle et le gaz nature

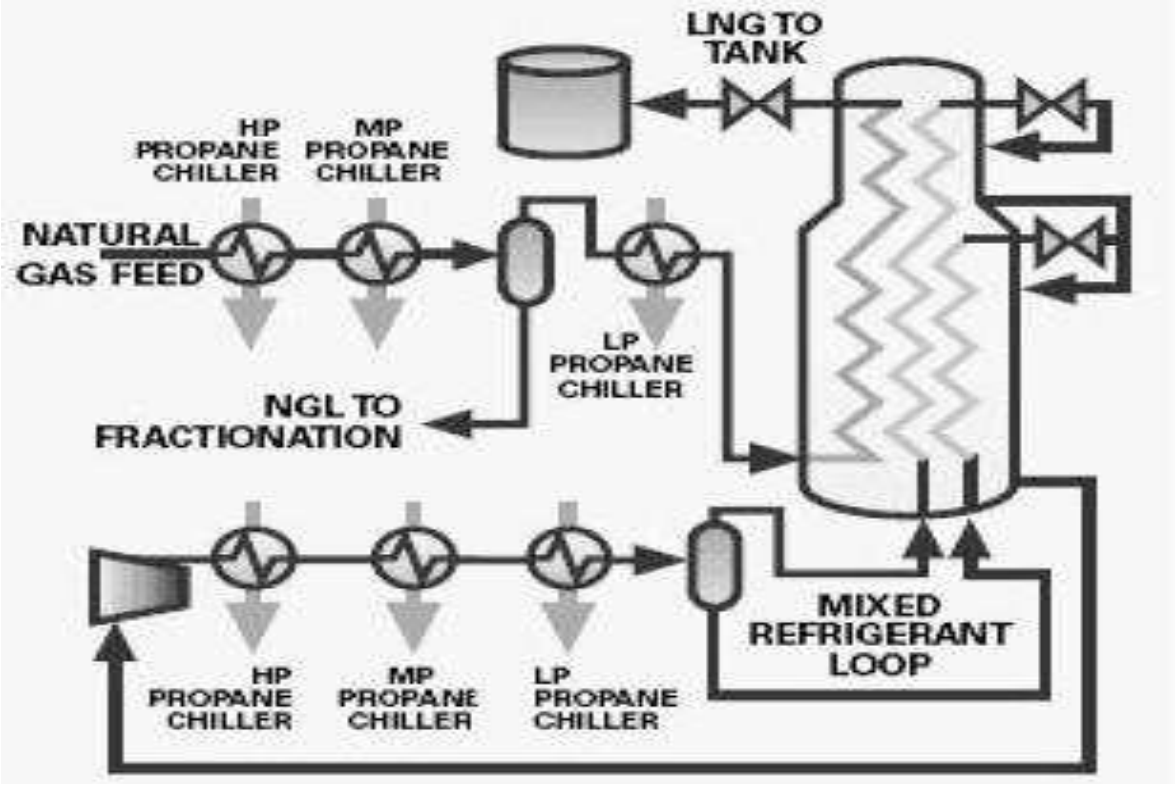


Figure III 10: Schéma typique du procédé C3-MCR [21]

III.12 Les nouveaux procédés de liquéfaction du gaz naturel

III.12.1 Procédé DMR Shell (Dual Mixed Refrigerant)

Pour augmenter les capacités, spécialement dans le cadre du projet Sakhaline (capacité

5 MTPA), Shell a proposé un procédé à deux cycles de mélange réfrigérant ''Dual Mixed Réfrigérant'' (DMR).

Ce procédé remplace le premier cycle propane du C3- MR par un cycle à mélange réfrigérant, de manière à augmenter l'efficacité du procédé, Shell annonce une amélioration de l'efficacité de 9 %. Le mélange réfrigérant lourd est condensé par de l'eau de refroidissement ou de l'air et est revaporisé, pour produire le froid dans le premier échangeur bobiné. Dans cet échangeur, le mélange réfrigérant léger et le gaz naturel sont refroidis côté tube, le mélange réfrigérant lourd étant vaporisé dans la calandre. Le mélange réfrigérant léger est ensuite séparé et utilisé dans le deuxième échangeur bobiné comme dans le procédé C3-MR.

Les avantages de ce procédé sont l'amélioration de l'efficacité et la possibilité d'atteindre des capacités plus élevées. En effet, le mélange réfrigérant lourd ayant un poids moléculaire plus bas que le propane, la vitesse du son est donc plus élevée dans ce fluide, repoussant ainsi les limites de capacité du compresseur du premier cycle. Par ailleurs, la température d'entrée du second échangeur bobiné est plus basse que dans le procédé C3-MR ; on demande ainsi moins de puissance au second cycle. L'inconvénient est le nombre d'échangeurs bobinés, qui ne va pas dans le sens d'une réduction des coûts et des délais de construction.

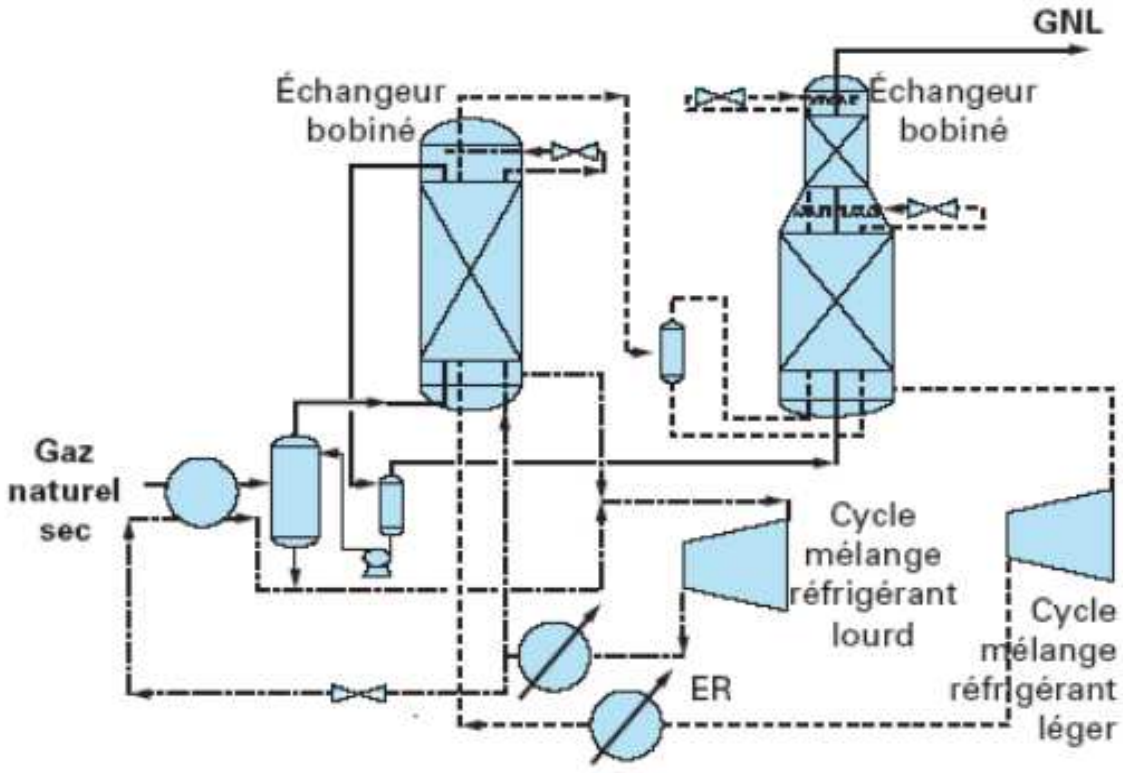


Figure III 11: Schéma simplifié d'une liquéfaction à deux mélanges réfrigérants (Shell) [21]

III.12.2 .Procédé à trois mélanges réfrigérants (Linde)

Ce procédé utilise trois cycles de mélange réfrigérant en cascade, des échangeurs à plaques sur le premier étage et des échangeurs bobinés pour les deux autres étages.

Ce procédé est utilisé en Norvège à Snohvit (4,2 MTPA).

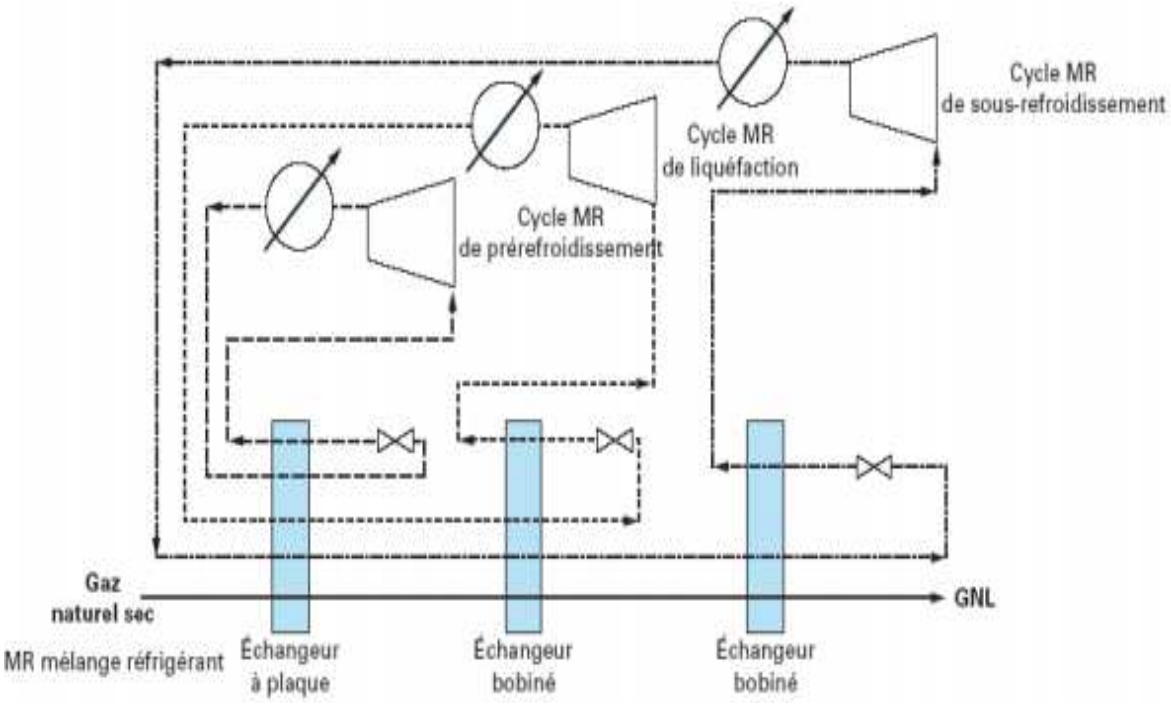


Figure III 12: Schéma simplifié du procédé à trois mélanges réfrigérants (Linde) [21]

III.12.3 Procédé APX (Air Products)

Ce procédé utilise trois cycles en cascade : un cycle propane, un cycle mélange réfrigérant, et un dernier cycle à l'azote. Ce procédé permet d'atteindre de grandes capacités (7,8 MTPA sur les unités en construction au Qatar), mais avec la possibilité d'un fonctionnement dégradé à 60 % de capacité en cas de panne sur le cycle azote. Cette capacité est atteinte en utilisant trois turbines GE Frame 9[21].

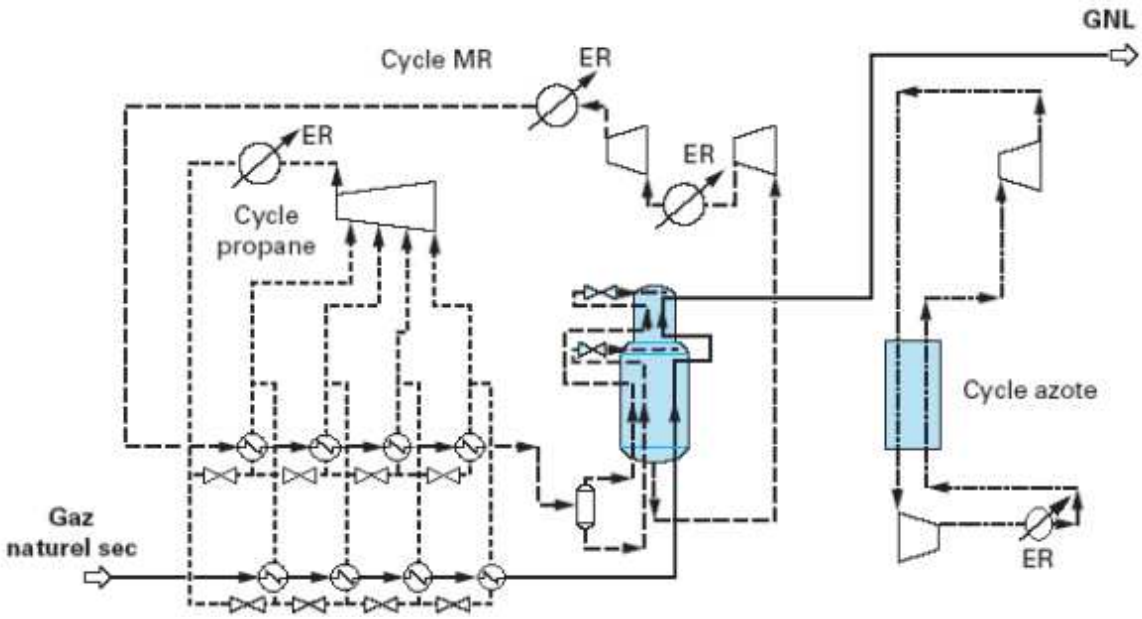


Figure III 13: Schéma simplifié du procédé APX : propane, mélange réfrigérant MR, azote [21]

Chapitre IV

Etude et analyse thermodynamique de procédé APCI

IV.1 Introduction

Le procédé C3-MCR, appelé aussi procédé APCI, est composé de deux cycles de réfrigération: un cycle à réfrigérant pur pour le pré-refroidissement du gaz et un cycle à réfrigérant mixte pour la liquéfaction et le sous-refroidissement du gaz naturel. Cette combinaison permet d'améliorer l'efficacité et d'augmenter la capacité des trains de liquéfaction. Il a été mis en œuvre pour la première fois par Air Product and Chemicals Inc. (APCI) pour la réalisation de l'usine de Brunei en 1972.
Le cycle de pré-refroidissement utilise le propane comme réfrigérant tandis que le cycle de liquéfaction utilise un réfrigérant mixte composé d'azote, de méthane, d'éthane et de propane.
Ce procédé est le plus utilisé dans les unités de liquéfaction existantes (plus de 50 %), faisait office jusqu'à une date récente de référence [21].

Dans ce chapitre en donne en premier lieu une brève introduction sur le simulateur HYSYS qui est utilisé pour la simulation de procédé étudié, Ensuite on passe à la description et la simulation de ce dernier.

IV.2 Initiation à la simulation :

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système, et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé.

Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé.

Il existe plusieurs types de modèle d'un système physique : allant du modèle de représentation qui ne s'appuie que sur des relations mathématiques traduisant les grandes caractéristiques de son fonctionnement, jusqu'au modèle de connaissance complexe issu de l'écriture des lois physiques régissant les phénomènes mis en jeu.

Le choix du type de modèle dépend principalement des objectifs poursuivis [22].

IV.2.1 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs:

Les simulateurs de procédés utilisés classiquement dans l'industrie, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques, … et sont à même de fournir l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareil, analyse du fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation), pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation de changements effectués sur les conditions opératoires. Avant même de parler de modèles d'opération de transformation de la matière, il faut des modèles pour prédire les propriétés physiques de la matière. C'est pourquoi ces simulateurs disposent tous d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions normales, paramètres des lois de tension de vapeur…). Cette base de données est enrichie d'un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges.

Tout simulateur industriel de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants :

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD pour *Process Flow Diagram*).
- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles.

Avec ce type de logiciel, les ingénieurs peuvent à partir de la donnée des corps purs présents dans le procédé et du schéma de procédé, développer un modèle du processus reposant sur la mise en commun des équations décrivant les différentes opérations unitaires, les réactions chimiques, les propriétés des substances et des mélanges, qui puisse aussi communiquer avec d'autres applications comme Excel, Visual Basic et Matlab [22].

IV.2.2 Modes de fonctionnement des simulateurs:

Il y a deux modes de fonctionnement dans un simulateur, statique (ou stationnaire) et dynamique :

- Les simulateurs statiques résolvent des équations statiques qui traduisent le fonctionnement en régime permanent (à l'équilibre),
- tandis que les simulateurs dynamiques permettent d'évaluer l'évolution des variables dans le temps à partir de la résolution de systèmes d'équations différentielles.

Les simulateurs industriels sur la thermodynamique les plus connus mondialement sont :

- Statiques : ASPEN PLUS (Aspen Technologies), Design II de (WinSim), HYSYS (Hyprotech), PRO/II (Simulation Sciences), PROSIM
- Dynamiques : HYSYS (Hyprotech), ASPEN DYNAMICS (Aspen Technologies), Design II de (WinSim), DYMSYM (Simulation Sciences Inc [22].

IV.2.3 Présentation du logiciel de simulation HYSYS :

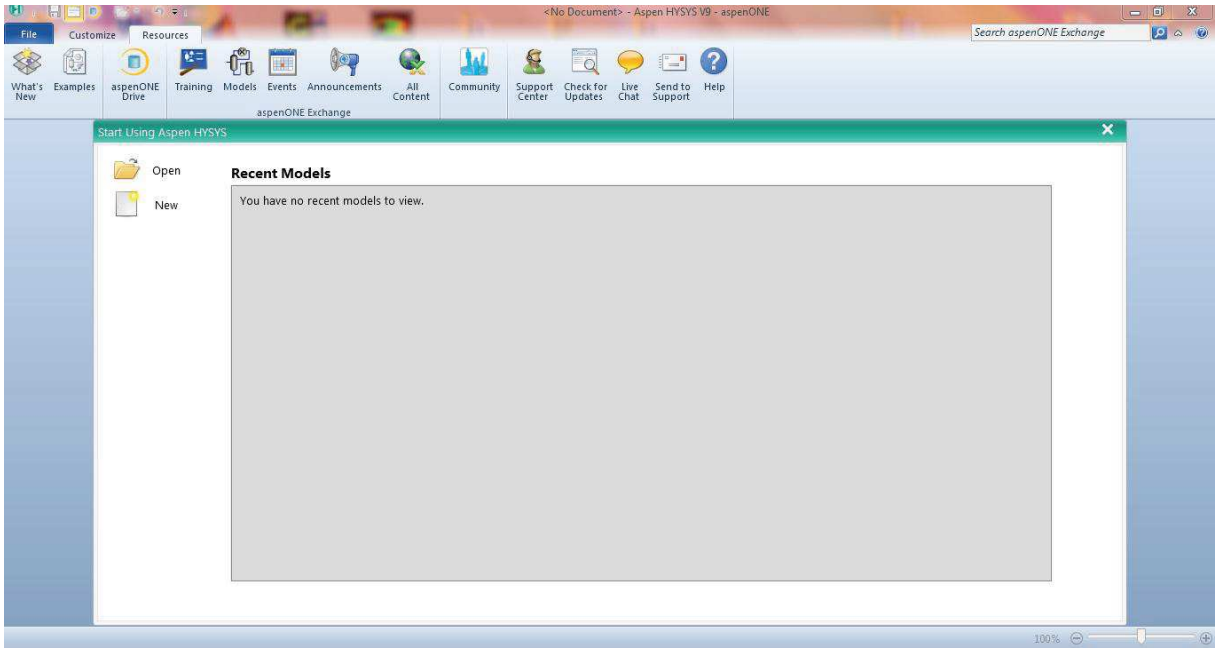


Figure IV 1:fenêtre HYSYS

Concepts de base du simulateur HYSYS :

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle.

C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements (« Event driven ») :c'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible, de même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique. Deuxièmement, il allie le concept d'opérations modulaires à celui de résolution non-séquentielle. Non seulement toute nouvelle information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet.

Dans ce qui suit, on définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS

- Flowsheet :

C'est un ensemble d'objets « Flowsheet Elements » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui constituent tout ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données thermodynamique « Fluid Package ». Ce simulateur possède une Architecture Multi-Flowsheet : il n'y a pas de limite par rapport au nombre de Flowsheets. On peut préalablement construire des Flowsheets pour les utiliser dans une autre simulation, ou organiser la description de procédés complexes en le scindant en sous-Flowsheets qui sont des modèles plus concis (ceci permet de hiérarchiser un processus très complexe). Il possède un certain nombre d'entités particulières : un *« Process Flow Diagram »* (PFD), un « *Workbook* ».

- Fluid Package:

Il permet de définir les composants chimiques présents dans le procédé simulé et leurs affecte les propriétés chimiques et physiques contenues dans la base de données des corps purs. Il permet aussi de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé.

❖ Process Flow Diagram :

Ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants.

❖ Workbook :

Il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données.

❖ Desktop:

C'est l'espace principal de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.

❖ Property view:

Il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant)

❖ Simulation Case (fichier de simulation) :

C'est l'ensemble des « Fluid Packages », « Flowsheets » et « Flowsheet Elements » qui constituent le modèle [22].

IV.3 Description du procédé APCI

En général, le gaz naturel arrive à l'unité de liquéfaction à une température de l'ordre de 30°C, sous une pression de 30 à 40 bars. Il est refroidi, en premier lieu, par l'évaporation du propane à 3 niveaux de pression, le niveau le plus bas est proche de la pression atmosphérique. Comme illustré par la figure IV.2, le cycle propane refroidit aussi, jusqu'à une condensation partielle, le mélange réfrigérant du second cycle.

Le propane permet d'atteindre une température d'environ -30°C, insuffisante pour condenser totalement le mélange réfrigérant dont les phases sont séparées dans un ballon séparateur. La partie liquide du mélange réfrigérant est sous-refroidie dans l'échangeur cryogénique bobiné, et détendue pour produire le froid dans la partie inférieure de cet échangeur (Hot Bundle). La partie gazeuse est condensée dans la partie inférieure, sous-refroidie dans la partie supérieure (Cold Bundle), et détendue pour produire le froid dans la partie supérieure de l'échangeur bobiné (partie la plus

froide). La capacité maximale atteinte par ce procédé est d'environ 4 MTPA, à cause principalement des limitations de construction et de transport des échangeurs bobinés [21].

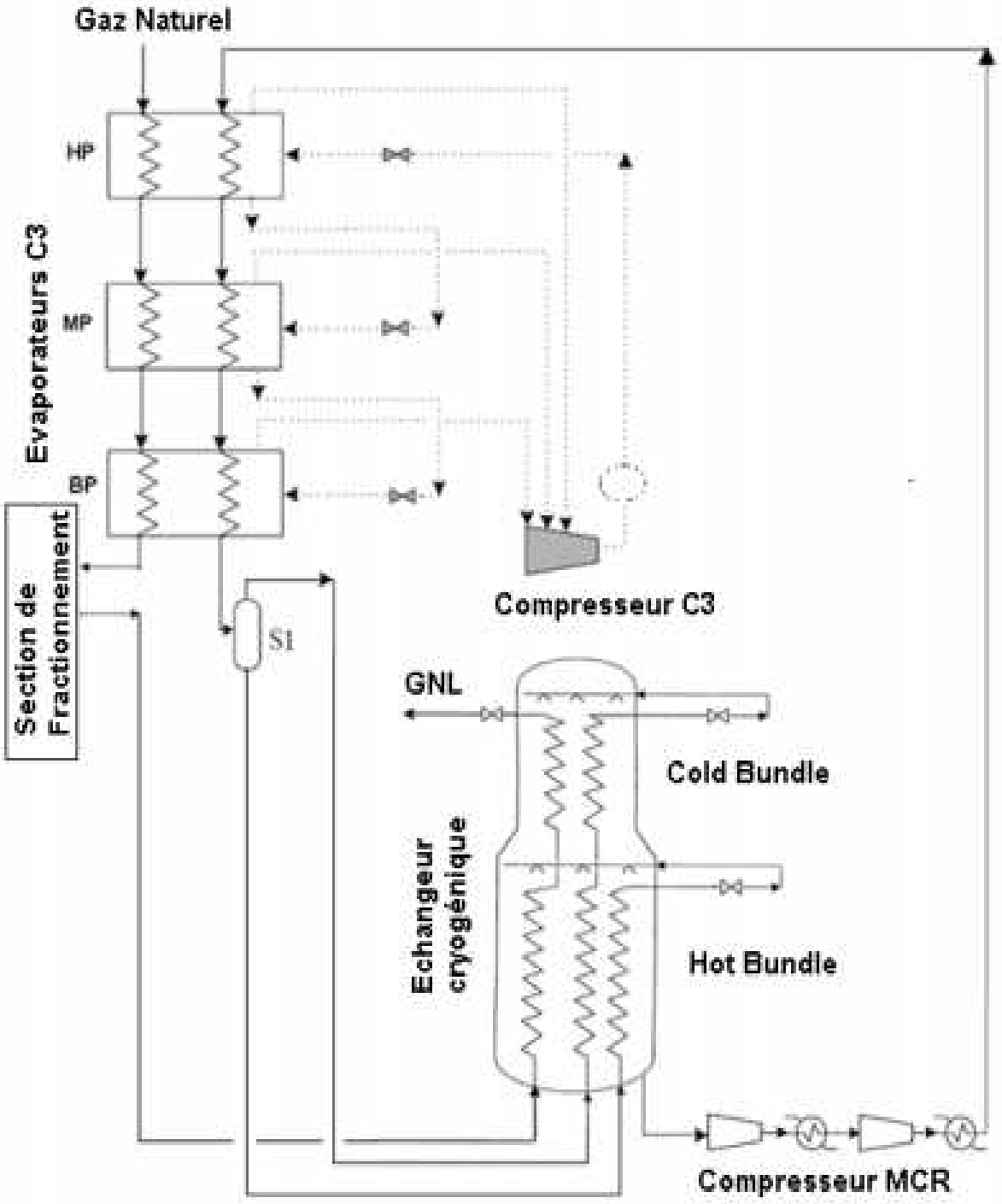


Figure IV. 2: Schéma du procédé C3-MCR [21]

IV.3.1 : La boucle de réfrigération au propane

Le réseau propane assure le refroidissement du circuit de gaz d'alimentation, du circuit du multi- réfrigérant.

La réfrigération est assurée par l'évaporation du propane. Les vapeurs récupérées sont aspirées par le compresseur à propane. Après la compression, une majeure partie de la chaleur produite est évacuée par l'eau de mer qui continue à refroidir le propane jusqu'à la condensation.

Le réfrigérant condensé est disponible sous trois (03) niveaux de pression (haute, moyenne et basse), où chaque niveau est obtenu après une détente J-T. Le réfrigérant à haute pression pré-refroidi en première étape le gaz naturel jusqu'à une température d'environ -32°C et condense partiellement le MCR [21].

IV.3.2 : La boucle de réfrigération MR

La réfrigération nécessaire pour effectuer le refroidissement final et la liquéfaction du gaz d'alimentation est fournie par le réfrigérant à composants multiples, appelé MCR. Celui-ci est un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane [21].

Composition du réfrigérant mixte

Le propane permet d'atteindre une température d'environ -32°C. L'utilisation du réfrigérant MCR est limitée à produire la puissance frigorifique nécessaire pour ramener le gaz naturel de -32°C à -162°C. A cet effet, la présence des constituants lourds (C4+) dans le mélange MCR n'est pas nécessaire, une fraction en propane comme constituant le plus lourd est largement suffisante pour sa condensation partielle à -32°C. Par ailleurs, La sélection de la composition est basée sur les mêmes critères que le cycle de Pritchard tout en respectant les conditions de fonctionnement du cycle :

- Le MCR doit être partiellement condensable par le propane.
- Le point de rosée du mélange aux conditions d'aspiration du compresseur doit être inférieur à la température d'aspiration.
- La fraction d'azote dans le mélange est celle qui permet d'avoir une chute de température, après détente, suffisante pour réaliser un Δt raisonnable (5°C) à l'extrémité froide de l'échangeur cryogénique.
- Les constituants C1 et C2 sont choisis d'une manière à répondre à tous ces critères avec un rapport de compression adéquat [21].

IV.3.3 : La réfrigération du gaz naturel dans l'échangeur principal

Les trois fluides (gaz d'alimentation, MCR phase liquide et MCR phase vapeur) entrent du bas de l'échangeur à travers les tubes séparément. Ils subissent une réfrigération au fur et à mesure qu'ils remontent vers la tête de l'échangeur principal.

A l'extrémité supérieure de la partie chaude de l'échangeur, la charge lourde subit une détente isenthalpique à travers la vanne J-T obtenant ainsi un mélange liquide-vapeur sous- refroidi. Le liquide est ensuite séparé du gaz dans le 1er séparateur, puis incorporé du côté calandre sous forme de douche où il est pulvérisé régulièrement.

A l'extrémité inférieure de la partie froide, le gaz naturel ainsi que la charge légère sont presque totalement condensés. Ils subissent davantage de réfrigérations jusqu'à la fin du parcours. La charge légère est sous refroidie après une détente J-T, puis séparée en deux phases dans le deuxième séparateur. Le liquide est aussi distribué sous forme de douche sur la partie supérieure de l'échangeur principal.

Les courants du gaz (obtenu après pulvérisation du liquide MCR) venant du côté calandre de la partie froide et la partie chaude sont aspirés vers le compresseur 1er étage par le bas de l'échangeur principal.

Le GNL obtenu sortant de l'échangeur à une température de –150°C et une pression de 40 bars(a) subit une détente isenthalpique finale à travers la vanne J-T, pour atteindre une température de –162°C et une pression de 1,4 bars(a) [23].

IV.3.4 : Bilans massiques et énergétiques

Les débits des réfrigérants sont calculés à partir des bilans massiques et énergétiques établis pour chacun des boucles de réfrigération (boucle propane et boucle MCR).

Les différents débits et enthalpies intervenant dans les bilans massiques et énergétiques sont donnés comme suit [21]:

- m_{GN} : débit massique du gaz naturel à l'entrée de l'unité de liquéfaction.
- m_{GNL} : débit massique du GNL produit.
- m_{HC} : débit massique des hydrocarbures lourds séparés du gaz naturel.
- m_{MCR} : débit massique total du réfrigérant MCR.
- m_{C3} : débit massique total du réfrigérant propane.
- m_i : débit massique au point i du cycle.
- H_i : enthalpie massique au point i du cycle.

A. Autour des évaporateurs C3

Le système thermodynamique et les principaux points du procédé sur lesquels les bilans massiques et énergétiques ont été établis sont définis par la figure :

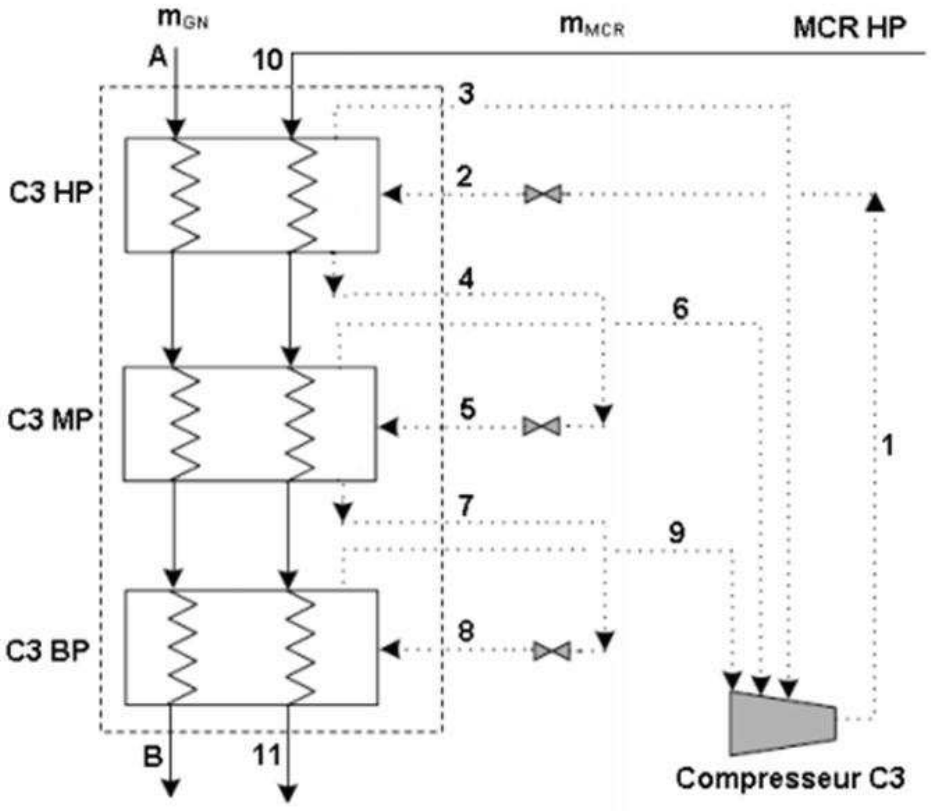


Figure IV 3: Bilans massiques et énergétiques des évaporateurs C3 [21]

➢ *Bilans massiques :*

Le bilan massique autour des évaporateurs propane permet d'écrire :

$$m_{c3} = m_1 = m_2 = m_3 + m_4 \quad (1)$$

$$m_4 = m_5 = m_6 + m_7 \quad (2)$$

$$m_7 = m_8 = m_9 \quad (3)$$

➢ *Bilan énergétique :*

$$m_{GN}H_A + m_{MCR}H_{10} + m_{C3}H_2 + m_5H_5 + m_8H_8 = m_3H_3 + m_4H_4 + m_6H_6 + m_7H_7 + m_9H_9 + m_{GN}H_B + m_{MCR}H_{11} \quad (4)$$

Apres arrangement on obtient :

$$m_{GN}(H_A + H_B) + m_{MCR}(H_{10} + H_{11}) = m_3(H_3 + H_2) + m_6(H_6 + H_2) + m_9(H_9 + H_2) \quad (5)$$

B. Autour de l'échangeur cryogénique

Comme pour les évaporateurs propane, un système thermodynamique a été défini pour établir les bilans massiques et énergétiques autour de l'échangeur cryogénique [21].

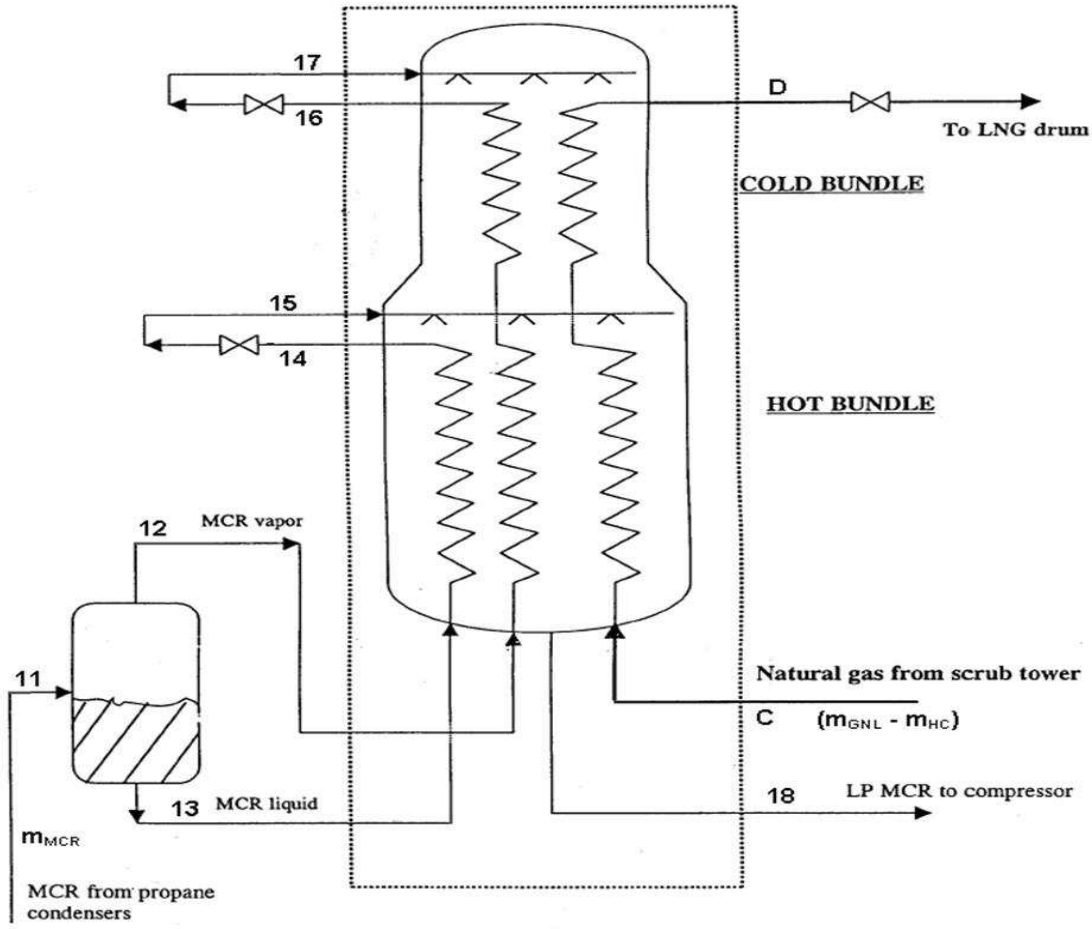


Figure IV 4: Bilans massiques et énergétiques autour de l'échangeur cryogénique [21]

- Bilans massiques :

Le bilan massique autour de l'échangeur cryogénique permet d'écrire :

$$m_{MCR} = m_{11} = m_{12} + m_{13} \quad (6)$$

$$m_{12} = V\, m_{MCR} \quad (7)$$

$$M_{13} = (1 - V)m_{MCR} \quad (8)$$

V étant la fraction vapeur à l'entrée de l'échangeur cryogénique.

- Bilans énergétiques :

Une fois les relations entre les débits entrants et sortants sont définies par les bilans massiques, on procède à l'établissement du bilan énergétique global autour de l'échangeur cryogénique. Ce bilan permet d'écrire l'équation suivante [21] :

$$(m_{GN} - m_{HC})H_C + m_{12}H_{12} + m_{13}H_{13} + m_{15}H_{15} + m_{17}H_{17} = m_{MCR}H_{18} + m_{14}H_{14} + m_{16}H_{16} + (m_{GN} - m_{HC})H_D \quad (9)$$

Apres arrangement, l'équation (,) devient :

$$(m_{GN} - m_{HC}) + (H_C - H_D) = m_{12}(H_{18} - H_{12}) + m_{13}(H_{18}H_{13}) \quad (10)$$

Sous une autre forme :

$$(m_{GN}m_{HC})(H_CH_D) = Vm_{MCR}(H_{18} - H_{12}) + (1 - V)m_{MCR}(H_{18} - H_{13}) \quad (11)$$

Le débit de réfrigérant MCR est :

$$m_{MCR} = \frac{(m_{GN} - m_{HC})(H_C - H_D)}{(H_{18} - H_{12}) + (1 - V)(H_{18} - H_{13})} \quad (12)$$

IV.4 : simulation du procédé APCI

Pour construire la simulation du procédé APCI par le simulateur HYSYS il est nécessaire de passer par les étapes suivantes :

IV.4.1 : Introduction des compositions

Au début il faut designer à HYSYS la composition chimique des fluides qu'on veut utiliser dans le cycle.

Dans notre cas il faut définir la composition du gaz naturel traité (GNT) on aval des boites froides (l'échangeur), et la composition du MCR on aval du compresseur.

IV.4.2 : Choix du modèle d'équation d'état (fluide packege)

Pour l'étude des propriétés des gaz réel ou des mélanges les plus complexes, il existe des équations d'état qui relie les paramètres d'équilibre du système particulièrement dans le domaine des hydrocarbures.

On sait que le modèle des gaz idéaux est caractérisé on variables molaires par la loi :

$$PV = nRT \qquad (13)$$

Cette dernière n'est pas valable pour les gaz réels pour cela on utilise le plus souvent un diagramme thermodynamique, un tableau de propriétés thermodynamiques, ou un jeu d'équations d'état couvrant les diverses zones de pression et température nécessaires.

De nombreuses équations d'état ont été proposées et continuent d'être mises au point. Parmi ces équations on cite : l'équation Peng Robinson qui est l'équation d'état généralement utilisée dans le cas des hydrocarbures est et qui s'écrira [22] :

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2 + 2bv - b^2} \qquad (14)$$

Avec : $b = 0.0778 \frac{RT_C}{P_C}$ (15)

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_C^2}{P_C} [1 + (0.37464 + 1.54226\ \omega - 0.26992\omega^2)(1 - T_r^{0.5})]^2 \qquad (16)$$

Ou :

P : la pression du système ;

T : la température

V : le volume molaire du gaz

IV.4.3 : Création des composants du cycle dans l'environnement de simulation

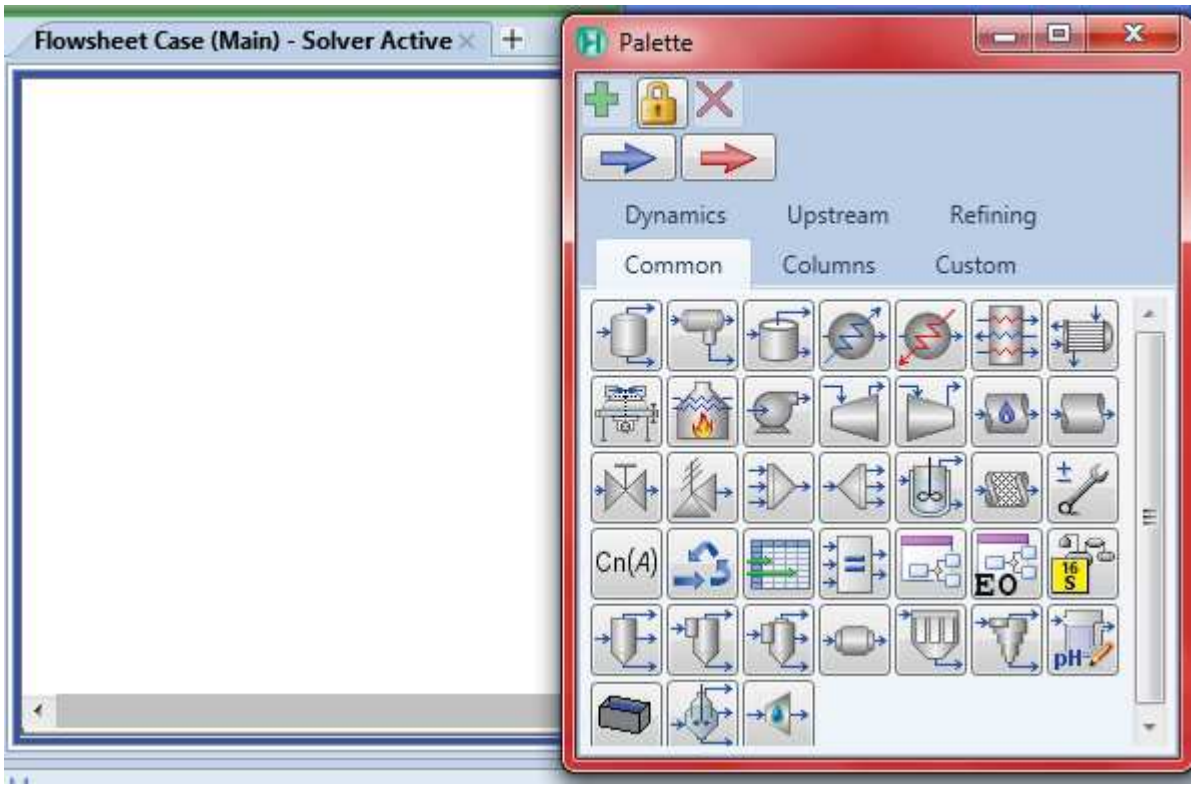


Figure IV 5: environnement de simulation et palette d'objets HYSYS

L'environnement de simulation ou l'espace de travail est la zone où le schéma de procédé sera créé on introduisant les composantes qui se trouvent dans la palette, les opérations unitaires de cette dernière sont organisées en six onglets, les opérations les plus fréquemment utilisées sont situés sur l'onglet "Common". Il existe également d'autres onglets : rafining, dynamics, upstream, columns, et custom

Les flux de matériaux peuvent être ajoutés à l'aide de la flèche bleue et les flux d'énergie peuvent être ajoutés en utilisant la flèche rouge

IV.4.4 Condition de la simulation

Dans cette simulation ou suppose une composition de gaz naturel non traite ainsi qu'une composition du réfrigérant à composition mixte MCR, leurs caractéristiques sont représentées dans le tableau suivant :

Constituant	Gaz à liquéfier (Mole %)	MCR (Mole %)
N2	6	4
C1	83.15	50
C2	7.1	40
C3	2.3	6
i-C4	0.4	0
n-C4	0.6	0
i-C5	0.12	0
n-C5	0.15	0
C6+	0.18	0

Tableau IV 1: Composition du gaz à liquéfier et du réfrigérant MCR utilisé

- *Les conditions de gaz d'alimentation à l'entrée de l'unité de liquéfaction*

  - temperature: 30℃
  - pression : 40 bar
  - debit molaire: 120600kg mol /h

- *Temperature du gaz à liquéfier à la sortie de chaque évaporateur :*

La température de gaz naturel à la sortie des évaporateurs propane est de -32°C.

Cette temperature a été calculée à partir de la temperature de sortie du réfrigérant en considérant le DT minimum applique

$$\Delta T_{MIN} \cong 5\,^{\circ}C \qquad (17)$$

- *Temperature du GNL à la sortie de l'échangeur cryogénique :*

Cette temperature est fixée à 150℃

➢ *Pression d'aspiration et de refoulement des compresseurs :*

- **Compresseur MCR**

La pression d'aspiration: 2.5 bars

La pression de refoulement : 45 bars

- **Compresseurs C3**

La pression d'aspiration de compresseur basse pression est : $P_A = 1.2\ bar$

La pression de refoulement de compresseur haute pression est : $P_R = 13\ bars$

$$\left(\frac{P_R}{P_A}\right)^{1/n} = r \qquad (18)$$

P_R**:** Pression de refoulement

P_A : Pression d'aspiration

R : Rapport de pression

n : Nombre d'étages de compression

L'équation…. permet de calculer le rapport de compression r sachant que la compression se fait à 3 étages:

$$r = 2.21 \qquad (19)$$

- **Compresseur C3 BP**

$$\frac{P_{MP}}{P_{BP}} = r \qquad (20)$$

$$P_{MP} = P_{BP} * r \qquad (21)$$

$$P_{MP} = 2.65\ bars \qquad (22)$$

- **Compresseur C3 MP**

$$\frac{P_{HP}}{P_{MP}} = r \tag{23}$$

$$P_{HP} = P_{MP} * r \tag{24}$$

$$P_{HP} = 5.86\ bars \tag{25}$$

IV.4.5 : Equipements du procédé

Le cycle APCI se compose des équipements suivant :

A. Evaporateurs C3

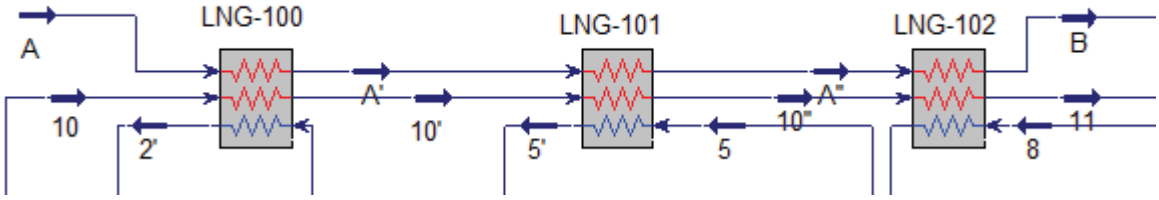


Figure IV 6: évapotaturs C3

Le rôle de l'évaporateur C3 est d'assuré l'échange de chaleur entre le gaz naturel(GN), le propane (C3) et le réfrigérant (MCR), le C3 dans ce cas sera évaporé contrairement au GN et MCR qui vont subies un refroidissement

- LNG-100
- LNG-101
- LNG-102

B. Compresseurs C3

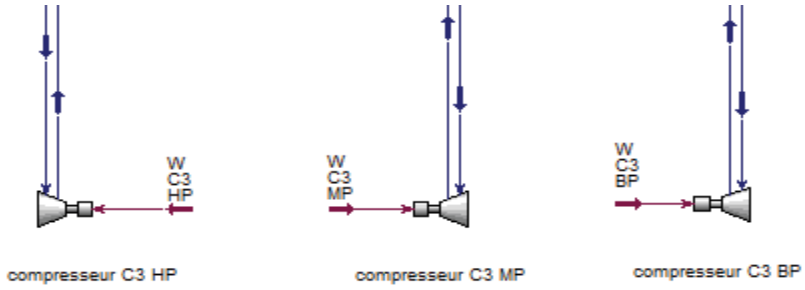


Figure IV 7: Compresseurs C3

Les compresseurs C3 sont utilisé pour augmenter la pression de propane.

- Compresseur C3 HP
- Compresseur C3 MP
- Compresseur C3 BP

C. Compresseur MCR

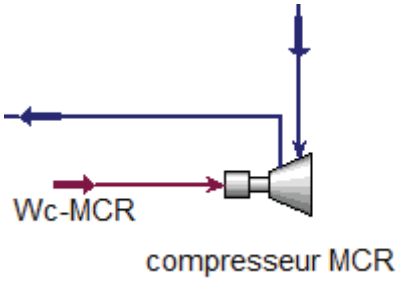


Figure IV 8: compresseur MCR

Le rôle de ce compresseur est d'absorbe le MCR à basse pression et temperature et le refoule vers les échangeurs de chaleur a eau de mer.

D. Echangeur cryogénique

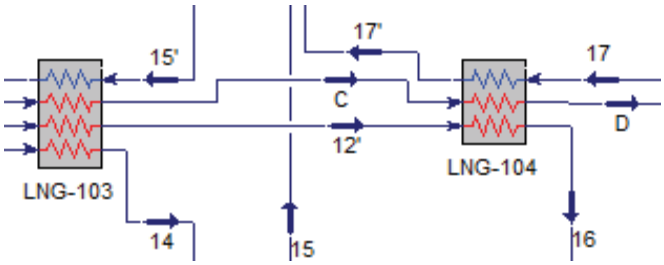


Figure IV 9: échangeur cryogénique

Hot Bundle et **Cold Bundle** sont les deux (2) partie de l'échangeur cryogénique qui permet d'abaisse la temperature de gaz naturel jusqu'au -150℃.

- LNG-103
- LNG-104

E. *Séparateurs (Separator)*

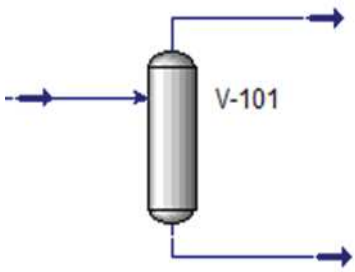


Figure IV 10: séparateur

Le rôle de ces séparateurs est de séparé les deux phases (vapeurs et liquides) du mélange d'entrée.

- Separator : V-100
- Separator : V-101
- Separator : V-102
- Separator : V-103

F. *Echangeur à eau de mer (Heat Exchanger)*

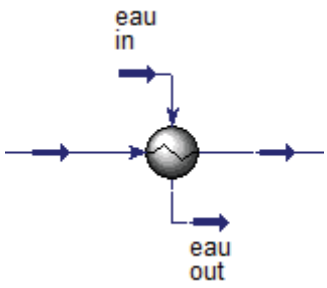


Figure IV 11: échangeur à eau de mer

Le rôle de l'échangeur à eau de mer et d'abaisser la temperature de réfrigérant mixte (MCR) et de propane (C3) en utilisant l'eau de mer

- Heat Exchanger E-100
- Heat Exchanger E-101

G. Mixeur (Mixer)

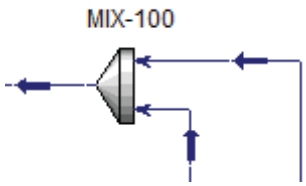


Figure IV 12: mixeur

Le rôle du Mixeur est de mélanger les fluides d'entrée qui ont différents conditions de température et de pression afin de les faire sortir par une seule sortie à des conditions détermines

- Mixer : MIX-100
- Mixer : MIX-101
- Mixer : MIX-102

H. Vanne

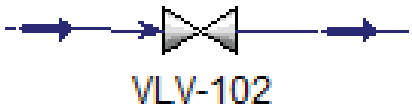


Figure IV 13: vanne de détente

La vanne de détente sert à détendre le MCR, le C3 et le GNL, cette détente entraîne une vaporisation du liquide et un refroidissement du fluide.

- Valve : VLV-100
- Valve : VLV-101
- Valve : VLV-102
- Valve : VLV-103
- Valve : VLV-104
- Valve : VLV-105

IV.5 : Coefficient de performance (COP) de l'unité de liquéfaction:

COP signifie l'efficacité du système et qui est calculée par : la capacité de réfrigération par travail de compresseur

Le coefficient de performance de de l'installation de liquéfaction du gaz naturel étudiée est :

$$COP = \frac{la\ quantité\ de\ chaleur\ absorbé\ du\ gaz\ naturel}{energie\ de\ compresseur} \quad (26)$$

$$COP = \frac{Q_{GN}}{W_U} \quad (27)$$

Considérons que les transformations dans les échangeurs de chaleur sont isobares, l'expression de premier principe de la thermodynamique peut s'écrit comme suite :

$$Q_{GN} = m\Delta h \quad (28)$$

D'autre part les transformations dans les compresseurs sont adiabatique cela nous permis d'écrire l'expression de premier principe devient :

$$W = m\Delta h \quad (29)$$

❖ *Expression de quantité de chaleur absorbée du gaz naturel Q_{GN}:*

- Autour des évaporateurs C3

$$Q_{AB} = m_B H_B - m_A H_A \quad (30)$$

$$m_A = m_B = m_{GN} \quad (31)$$

$$Q_{AB} = m_{GN}(H_B - H_A) \quad (32)$$

- Autour des évaporateurs MCR

$$Q_{CE} = m_E H_E - m_C H_C \quad (33)$$

$$m_C = m_E = m_{GN} - m_{HL} \quad (34)$$

$$Q_{CD} = (m_{GN} - m_{HL})(H_E - H_C) \quad (35)$$

La quantité de chaleur Qgn en fonction des enthalpies H est donc exprimé par :

$$Q_{GN} = Q_{AB} + Q_{BD} = m_{GN}\,(H_B - H_A) + \,(H_E - H_C) \quad (36)$$

$$Q_{GN} = m_{GN}[(H_B - H_A) + (m_{GN} - m_{HL})(H_E - H_C)] \quad (37)$$

❖ *Expression de travail utile des compresseurs de l'installation Wu :*

- Compresseur MCR :

$$W_{MCR} = m_{MCR}(H_{19} - H_{18}) \quad (38)$$

- Compresseur C3 haute pression HP:

$$W_{C3HP} = m_{3'}(H_{1'} - H_{3'}) \quad (39)$$

- Compresseur C3 moyenne pression MP:

$$W_{C3MP} = m_{6'}(H_{6''} - H_{6'}) \quad (40)$$

- Compresseur C3 basse pression BP:

$$W_{C3BP} = m_{8'}(H_{8''-2} - H_{8'}) \quad (41)$$

La quantité de travail utile Wu en fonction des enthalpies H est donc exprimé par :

$$W_U = W_{MCR} + W_{C3HP} + W_{C3MP} + W_{C3BP} \quad (42)$$

$$W_u = m_{MCR}(H_{19} - H_{18}) + m_{3'}(H_{1'} - H_{3'}) + m_{6'}(H_{6''} - H_{6'}) + m_{8'}(H_{8''-2} - H_{8'}) \quad (43)$$

L'expression de cop s'écrit alors comme suit :

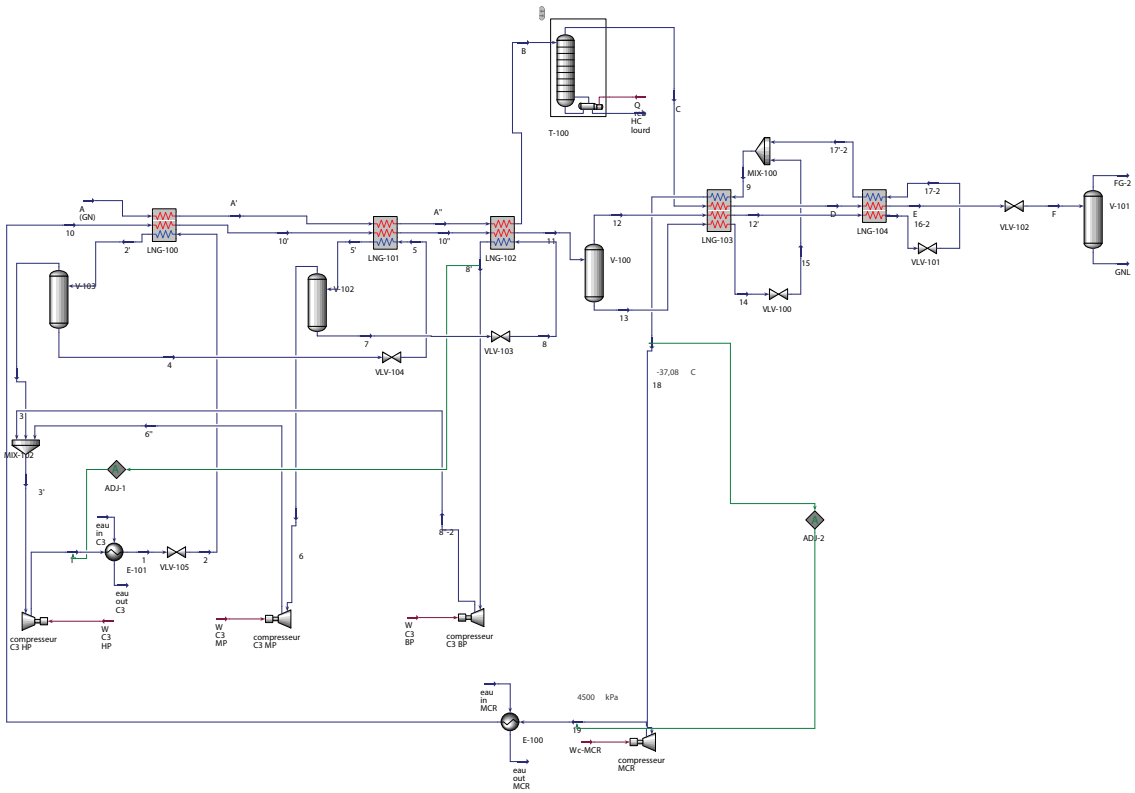
$$COP = \frac{Q_{GN}}{W_U} = \frac{Q_{AB} + Q_{CE}}{W_{MCR} + W_{C3HP} + W_{C3MP} + W_{C3BP}} \quad (44)$$

Sous une autre forme

$$COP = \frac{m_{GN}(H_B - H_A) + (m_{GN} - m_{HL})(H_E - H_C)}{m_{MCR}(H_{19} - H_{18}) + m_{3'}(H_{1'} - H_{3'}) + m_{6'}(H_{6''} - H_{6'}) + m_{8'}(H_{8''-2} - H_{8'})} \quad (45)$$

Le coefficient de performance de cette unité est calculé à partir de HYSYS:

$$COP = 0.6673$$



T-100
Q
HC
lourd
B
C
MIX-100
9
17'-2
17-2
FG-2
V-101
A
(GN)
A'
A''
10
10'
10''
11
12
12'
D
E
16-2
F
LNG-100
LNG-101
LNG-102
LNG-103
LNG-104
2'
5'
5
8'
V-100
VLV-101
VLV-102
GNL
V-103
V-102
15
14
VLV-100
7
VLV-103
8
13
4
VLV-104
-37,08 C
18
3
6''
MIX-102
ADJ-1
3'
eau
in
C3
E-101
1
VLV-105
2
6
8''-2
ADJ-2
eau
out
C3
compresseur
C3 HP
W
C3
HP
W
C3
MP
compresseur
C3 MP
W
C3
BP
compresseur
C3 BP
eau
in
MCR
4500 kPa
E-100
19
Wc-MCR
compresseur
MCR
eau
out
MCR

Chapitre V

Optimisation de la composition de réfrigérant MCR

V.1 Introduction

Depuis le premier commerce de GNL en 1964, le commerce mondial de GNL n'a cessé de croître rapidement, principalement parce que la transformation du gaz naturel en GNL réduit son volume d'environ 600 fois et facilite ainsi le transfert de la source de gaz au terminal récepteur. Au cours du processus de liquéfaction, une grande quantité d'énergie mécanique est consommée dans le processus de réfrigération, soit environ 500 kWh d'énergie électrique par tonne de GNL ; le GNL contient donc une part considérable de l'énergie et de l'énergie investie dans ce processus (énergie cryogénique)

L'optimisation de la boucle MCR du procédé de liquéfaction APCI a pour but la réduction des dépenses énergétiques ainsi que le coût du processing. Aussi, la variation du réfrigérant à composition multiple MCR, a un impact direct sur les performances du cycle de réfrigération et sur sa rentabilité

L'objectif de ce chapitre donc est de trouver la meilleure composition de réfrigérant MCR pour un meilleur rendement du procédé à travers l'étude de l'optimisation de la boucle de réfrigération MCR

V.2 Evolution de performances de l'unité de liquéfaction en fonction de la pression de condensation de MCR

La pression de condensation ou la pression de refoulement de compresseur MCR joue un rôle important sur la variation de l'énergie frigorifique consommée (disponible) par l'échangeur principale et les évaporateurs de propane C3

Suite au changement de la valeur de cette pression, le débit des réfrigérants (MCR et C3), le coefficient de performance COP ainsi que la puissance de compresseur MCR changent.

La plage de variation de la pression de condensation est de 20 bars jusqu'à 60 bars avec un pas de 5 bars

V.2.1 Coefficient de performance

Le graphe suivant représente la variation de coefficient de performance en fonction de la pression de condensation

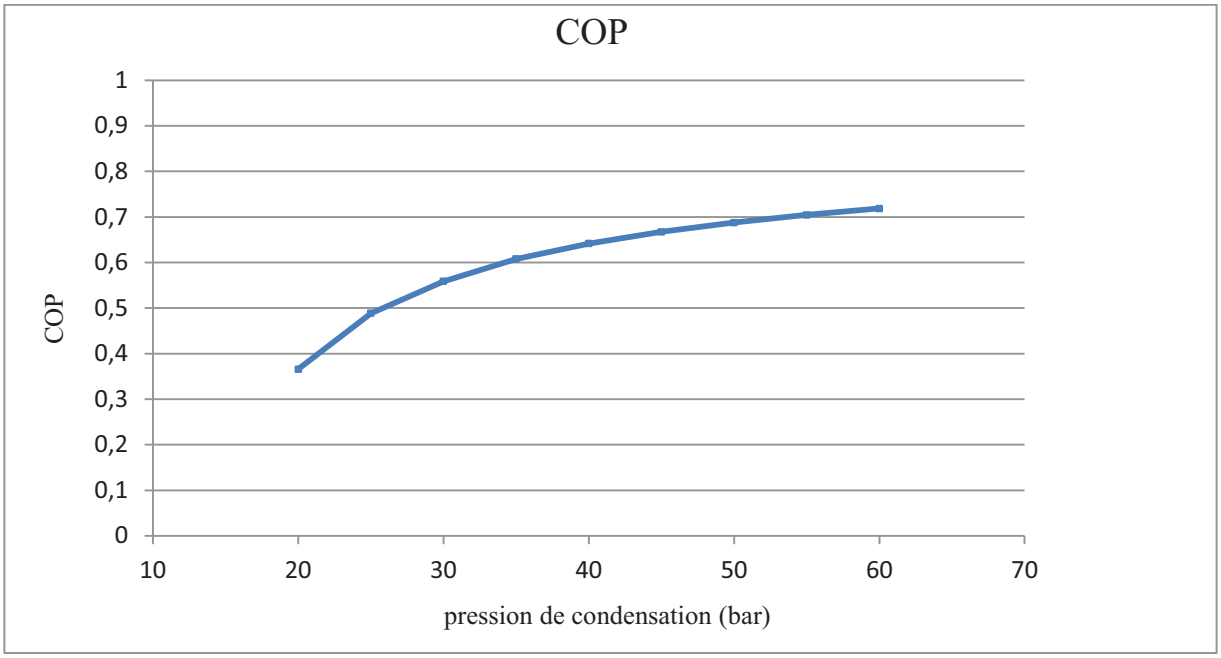


Figure V 1: variation de coefficient de performance en fonction de la pression de condensation

La variation de la pression de condensation de MCR à un effet direct sur le coefficient de performance, plus on augmente cette pression plus nous obtenons un COP élevé

On se réfère au graphe, on peut dire que l'influence de l'augmentation de la pression de condensation devient faible après avoir atteint une pression de 50 bars

V.2.2 Le débit des réfrigérants

Le graphe suivant représente la variation de débit des réfrigérants (MCR et C3) en fonction de la pression de condensation

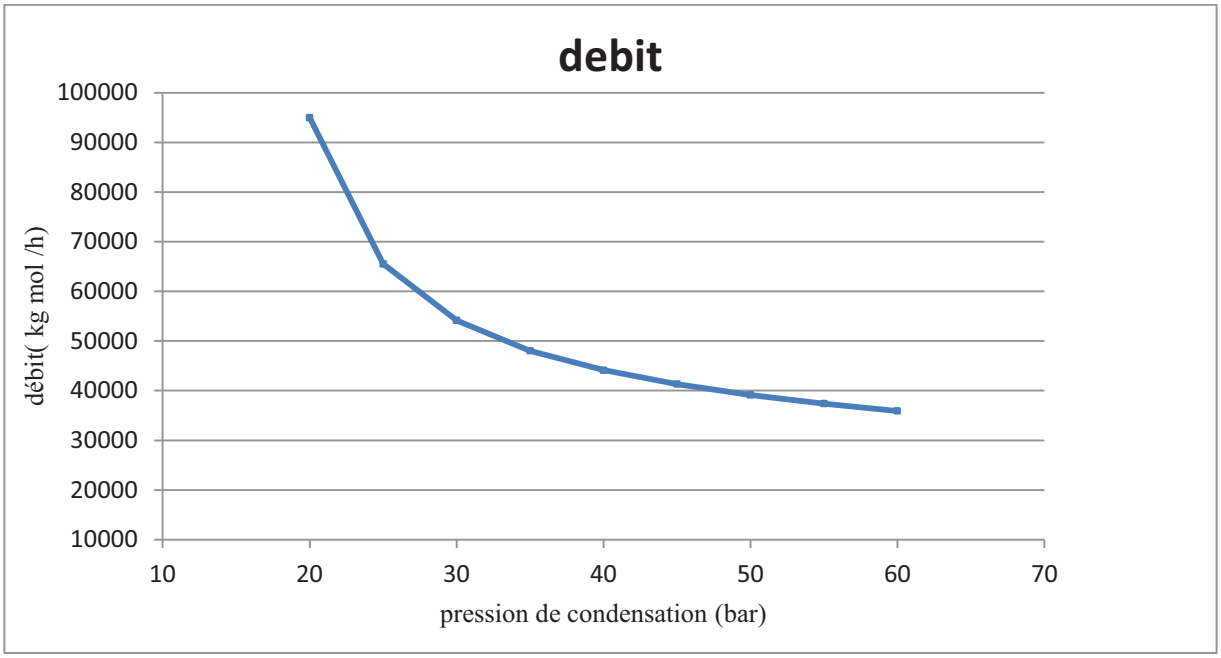


Figure V 2: variation de débit des réfrigérants (MCR et C3) en fonction de la pression de condensation

Pour un bon fonctionnement de l'échangeur cryogénique MCR et les évaporateurs de C3, certain conditions doivent être assuré, parmi ces derniers le débit des réfrigérants.

Pour une pression fixe après détente, l'augmentation de la pression de condensation permet d'augmenter le ΔT de la détente de joule-Thomson froide, c'est par cela que nous pouvons justifier la diminution de débit des réfrigérants.

V.2.3 La puissance de compression

Le graphe suivant représente la variation la puissance de compresseur MCR en fonction de la pression de condensation.

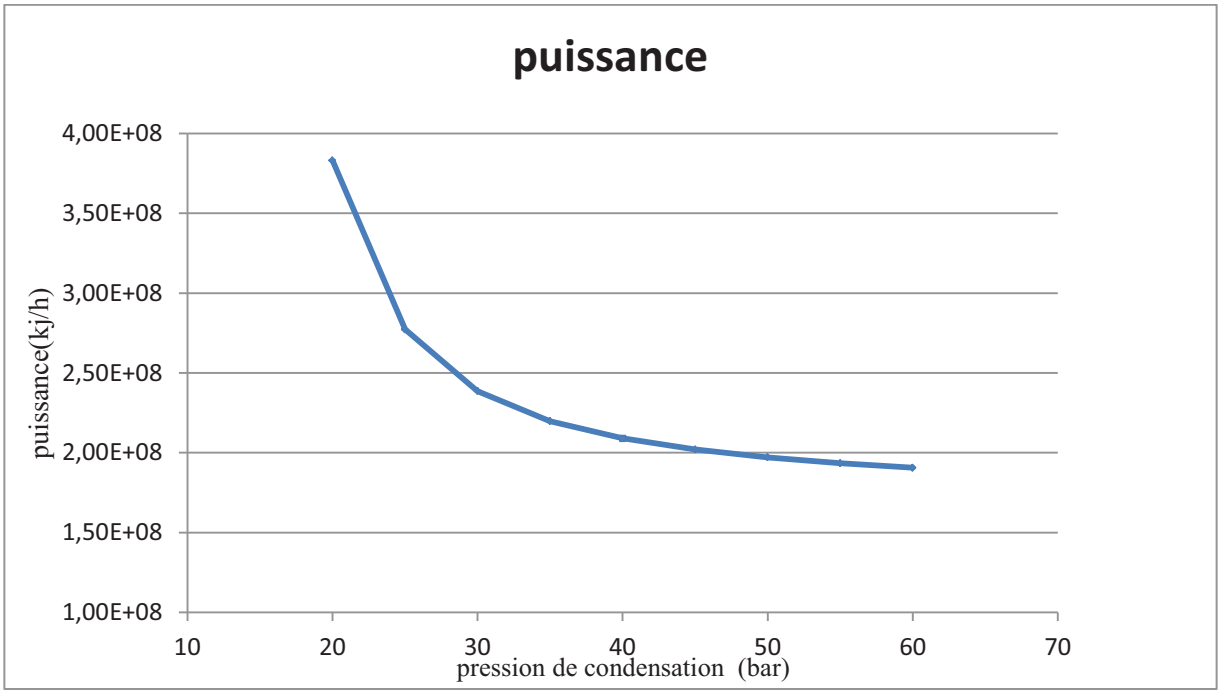


Figure V 3: variation de la puissance de compresseur MCR en fonction de la pression de condensation

Suite à l'augmentation de la pression de condensation, on remarque que la puissance de compression diminue, cela à une relation avec la diminution de débit des réfrigérants car ces deux grandeurs varient proportionnellement.

D'après ces résultats, et pour la suite de travail, la pression optimale considérée est égale à 45 bars.

V.3 Evolution des performances en fonction de la composition

V.3.1 Simulation de plusieurs cas

Les différentes compositions du MCR dans cette simulation sont représentées dans le tableau suivant en fonction de leur pourcentage molaire :

composition	MCR	MCR 1	MCR 2	MCR 3	MCR 4	MCR 5
N2	04	06	10	06	09	06
C1	50	48	42	49	45	40
C2	40	36	38	31	30	40
C3	06	10	10	14	16	14
COP	0.6673	0.6993	0.7064	0.4257	0.7436	0.8568

Tableau V 1: pourcentage molaire des constituants de chaque composition

V.3.2 Coefficient de performance

Les résultats de simulation montrent que le COP varie on variant la composition de réfrigérant mixte, la composition de MCR recommandée nommée MCR 5 consomme mois de puissance au cours de la compression et fournit plus de frigories par rapport aux autres cas, d'où un COP plus élevé.

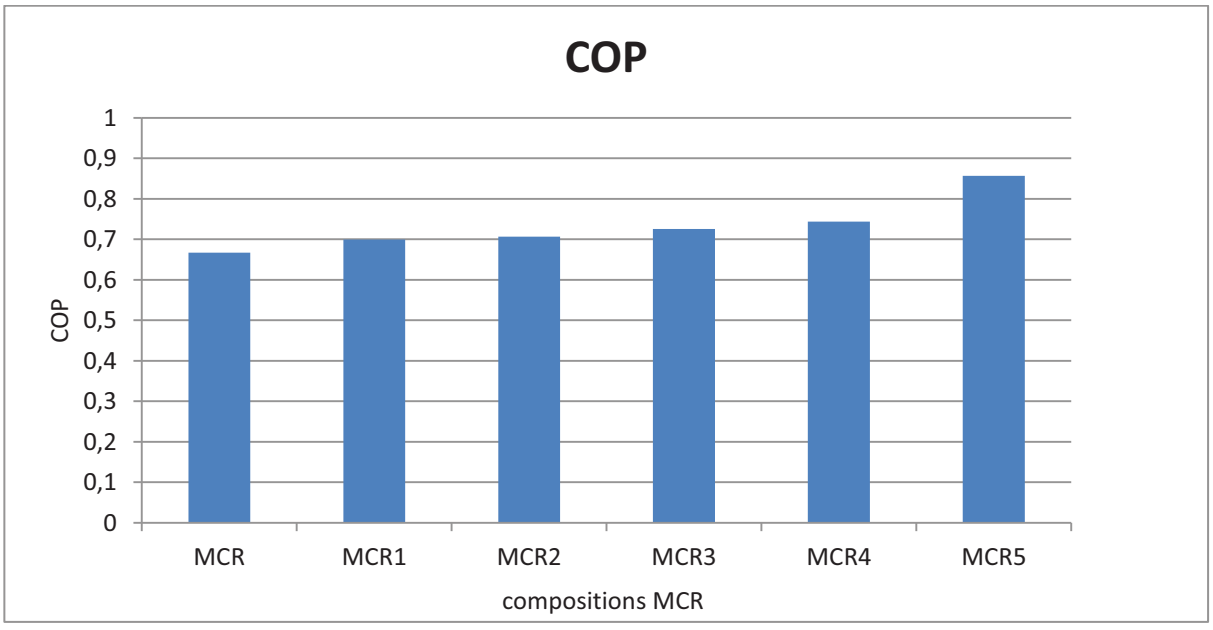


Figure V 4: variation de COP en fonction de la composition de MCR

V.3.3 courbe de refroidissement et de réchauffement

La figure ci-dessous représente la courbe de de refroidissement et de réchauffement dans l'échangeur cryogénique correspond à la composition initial.

On observe ce graphique, on voit un écart important entre les deux courbes, cela est dû à l'effet de la composition initial qui est mal choisi, ce qui nécessite une optimisation de la composition de réfrigérant MCR.

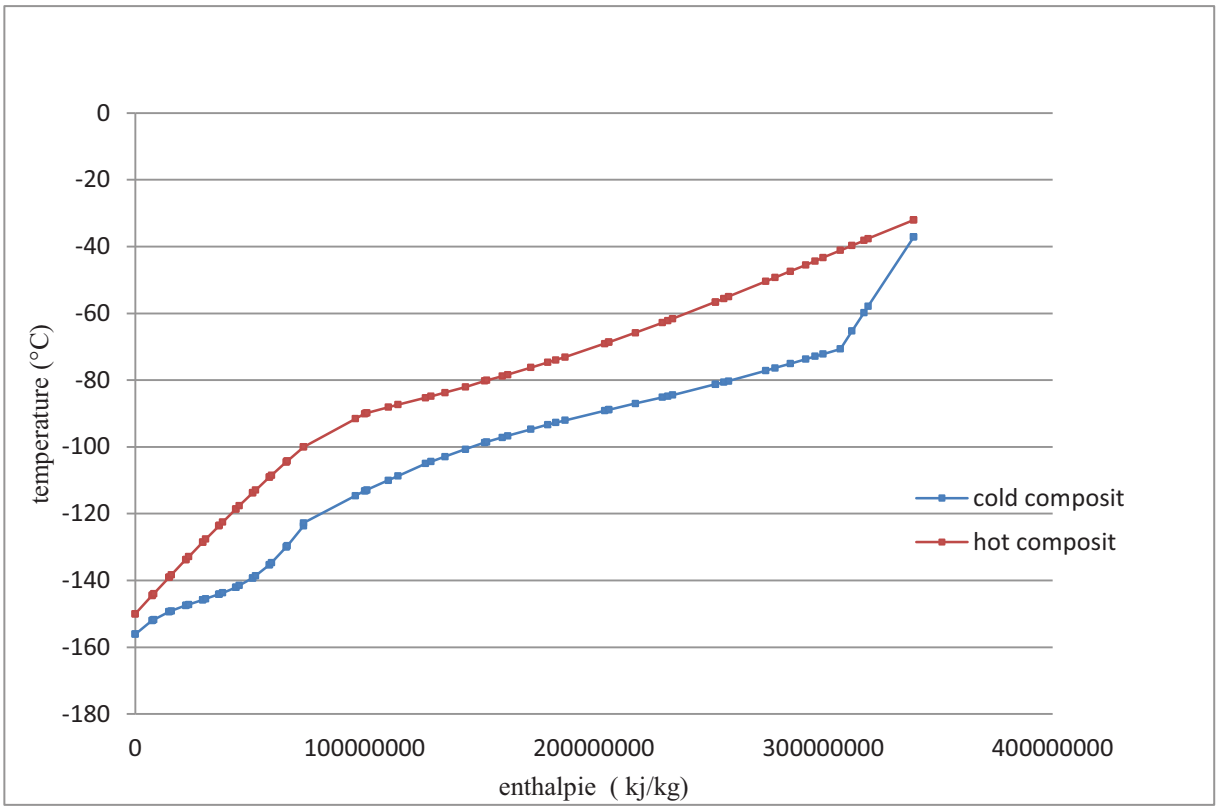


Figure V 5: courbe de refroidissement et de réchauffement de la composition initial

L'amélioration du rendement de l'échangeur peut être obtenue en rapprochant au mieux la courbe refroidissement sur celle du réchauffement, notre objectif est donc de réduire l'aire entre ces deux dernières.

La manier qui nous permet d'atteindre notre objectif est d'analyser le comportement de cycle avec la variation de chaque constituant par rapport aux autres, cela et fait en variant le pourcentage d'un constituant et on garde la même proportion pour le reste.

Pour ce faire, la composition de réfrigérant mixte nommée MCR 5 est pris comme référence puisqu'elle représente le meilleur coefficient de performance.

V.4 influence de variation de pourcentage de chaque constituant

V.4.1 L'influence de N2

La figure V.6 représente l'évolution de COP en fonction de variation de pourcentage d'azote.

A partir du tracé, on déduit que l'augmentation de la proportion d'azote dans le réfrigérant mixte (MCR) entrainant une diminution de coefficient de performance.

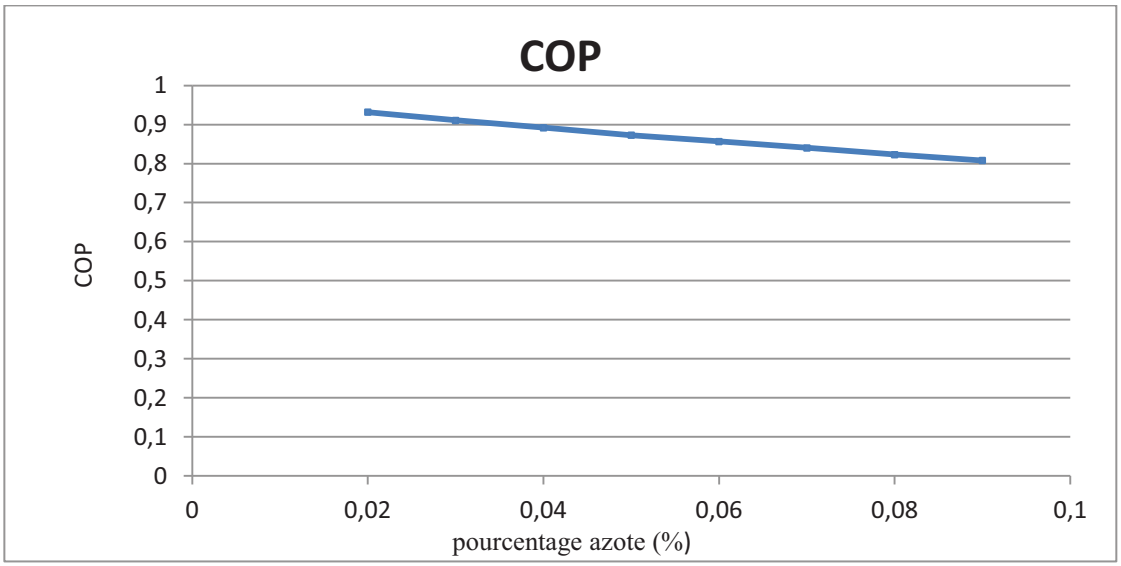


Figure V 6: évolution de COP en fonction de variation de pourcentage d'azote

La figure V.7 représente la variation de ΔT et de la fraction liquide en fonction de variation de pourcentage d'azote.

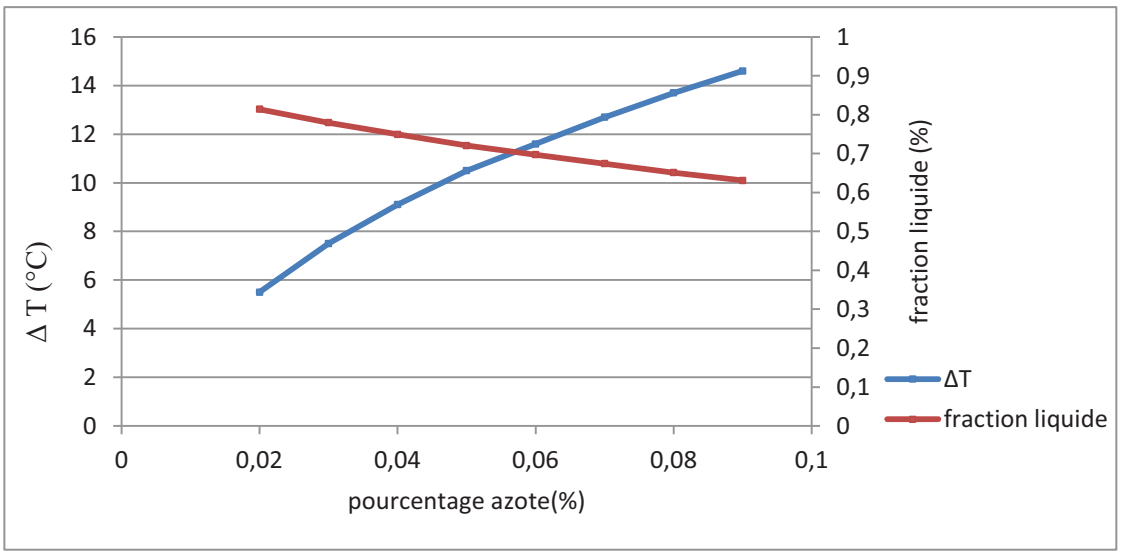


Figure V 7: variation de ΔT et de la fraction liquide en fonction de pourcentage d'azote

L'abaissement de la température après détente J-T froide, dépend du contenu du réfrigérant mixte en azote, c'est-à-dire, plus la proportion d'azote est grande, plus la température est basse et donc un ΔT plus grand

Selon le schéma de chemin thermodynamique de liquéfaction de GN (chapitre III), la fraction liquide de réfrigérant mixte MCR à la sortie de séparateur est très importante pour la liquéfaction de GN que celle de vapeur, Plus la fraction liquide est élevée plus on a du froid pour la liquéfaction de GN

La fraction liquide dans ce cas diminue à chaque fois en augmente la proportion d'azote dans le réfrigérant, donc le froid disponible n'est pas suffisant, ce qui justifier la diminution de COP

Ces résultats nous amènent à choisir un pourcentage d'azote de 2% qui nous donne un meilleur COP (0,93), et qui nous permet d'atteindre une basse temperature après la détente froide de J-T qui correspond à un ΔT minimum (5.5).

V.4.2 L'influence de C3

Après avoir choisi la valeur optimale d'azote on le fixe et on passe à chercher celle de C3.

La figure V.8 représente l'évolution de COP en fonction de variation de pourcentage de C3.

La courbe tracée montre une évolution de coefficient de performance résultant de l'augmentation de proportion de C3 dans le mélange.

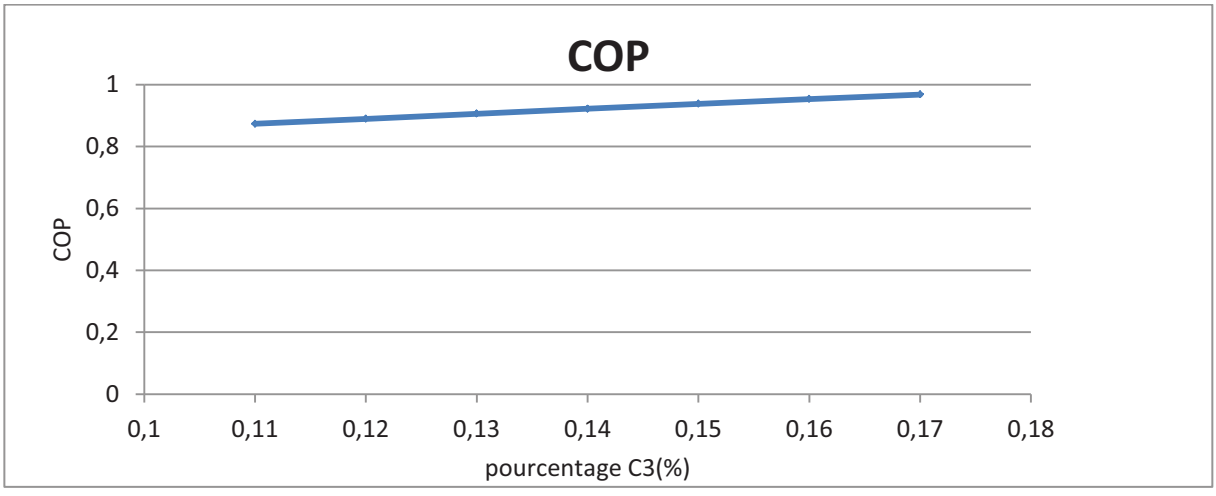


Figure V 8: représente l'évolution de COP en fonction de variation de pourcentage de C3

La figure V.9 représente la variation de ΔT et de la fraction liquide en fonction de variation de pourcentage de C3.

Une petite augmentation de ΔT est remarqué on augmentant le pourcentage de propane cela nous permet de conclure que l'influence de variation de C3 sur la temperature après détente de J-T froide est presque négligeable.

Le même cas pour la fraction liquide qui s'est augmenté faiblement.

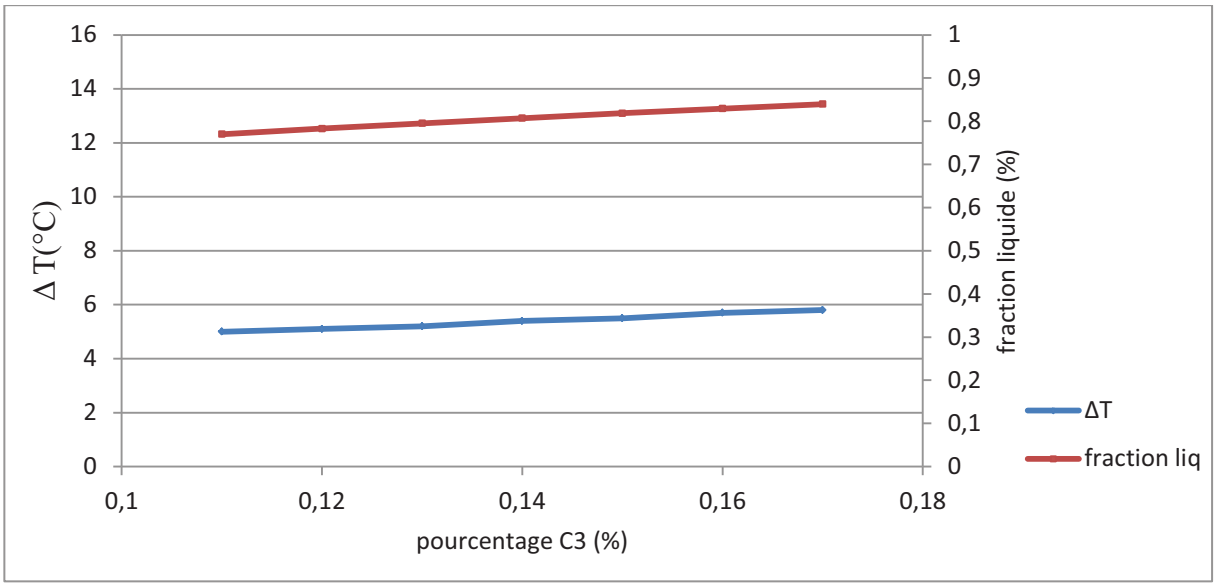


Figure V 9: variation de ΔT et de la fraction liquide en fonction de pourcentage de C3

De ce qui précède on peut déduire que le pourcentage de C3 qui donne un meilleur cop avec un ΔT minimum qui ne dépasse pas 6°C est : 17%.

V.4.3 L'influence de C2/C1

Dans ce cas le pourcentage d'azote ainsi que celui de propane sont considérés fixe, il nous reste alors de trouve le rapport C2/C1 optimal.

La figure V.10 représente la variation de COP en fonction de rapport C2/C1.

Le tracé montre une évolution de coefficient de performance proportionnel à celle de rapport C2/C1, plus le rapport est grand plus le COP est élevé.

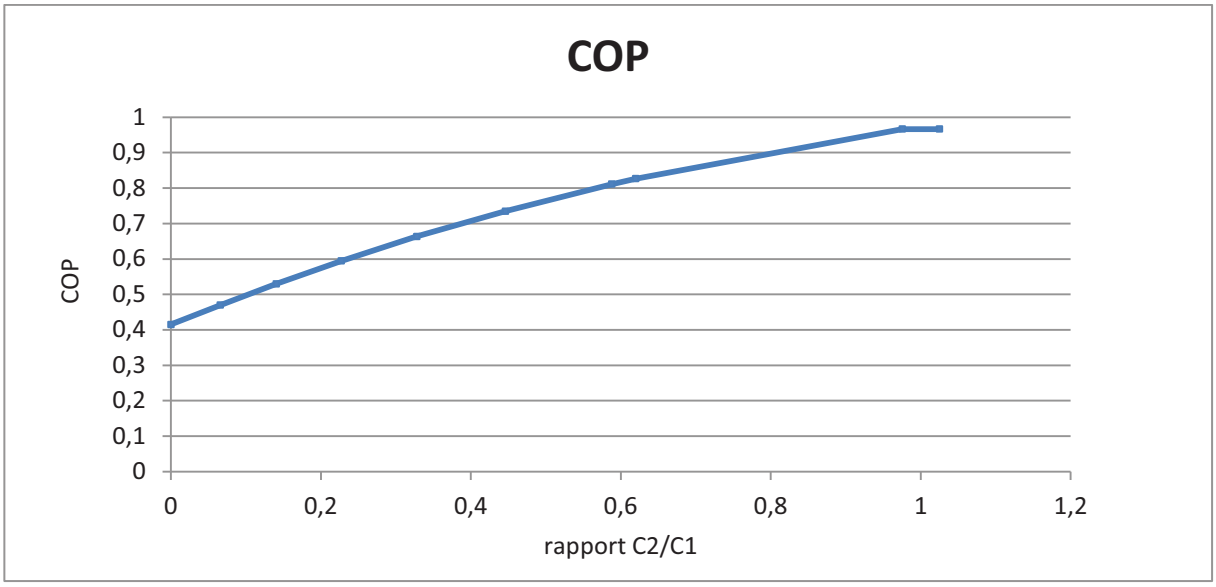


Figure V 10: variation de COP en fonction de rapport C2/C1

La figure V.11 représente la variation de ΔT et de la fraction liquide en fonction de rapport C2/C1.

Le tracé de la courbe confirme que l'abaissement de la température après détente J-T froide est plus important avec l'augmentation du rapport C2/ C1. Il est donc évident que la différence de température sera plus importante, si on ajoute plus du C2 que du C1 dans le mélange.

Dans ce cas la fraction liquide à augmenter de manière remarquable avec l'augmentation du rapport C2/ C1 cela implique la quantité de froid varie proportionnellement avec le rapport C2/C1.

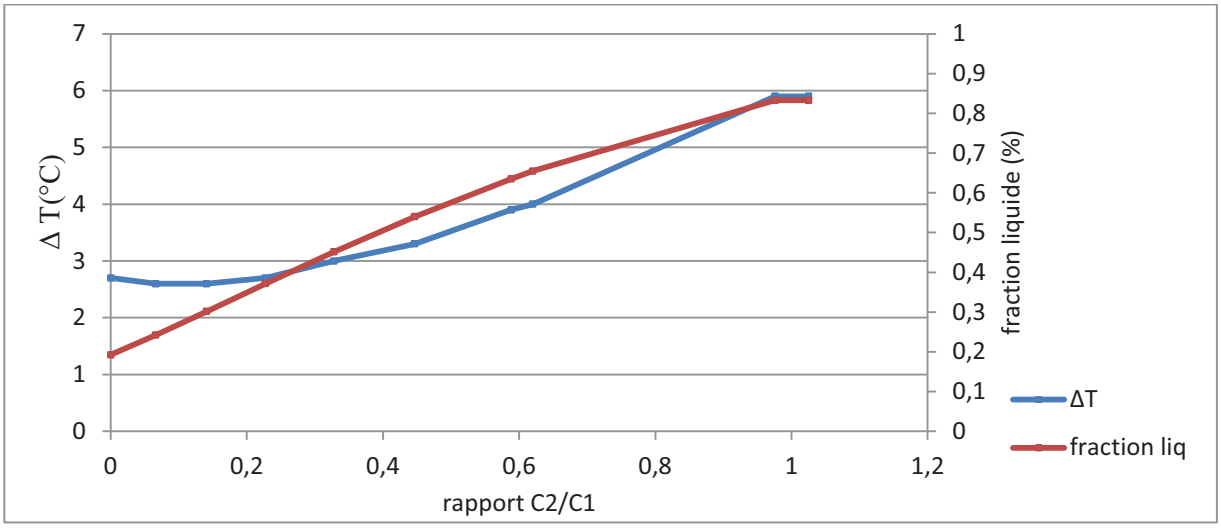


Figure V 11: variation de ΔT et de la fraction liquide en fonction de rapport C2/C1

V.4.4Courbes de refroidissement et de réchauffement

Pour montre les résultats de changement de composition sur les performances de l'unité, en se réfèrent aux courbes de refroidissement et de réchauffement représenté dans la figure V.12.

Il est clair que l'aire entre les deux courbes s'est diminuée suite au changement de pourcentage de chaque constituant dans le mélange MCR , on peut dire donc que la répartition de la chaleur frigorifique le long de l'échangeur cryogénique est bonne par rapport à celle de la courbe de la composions initiale.

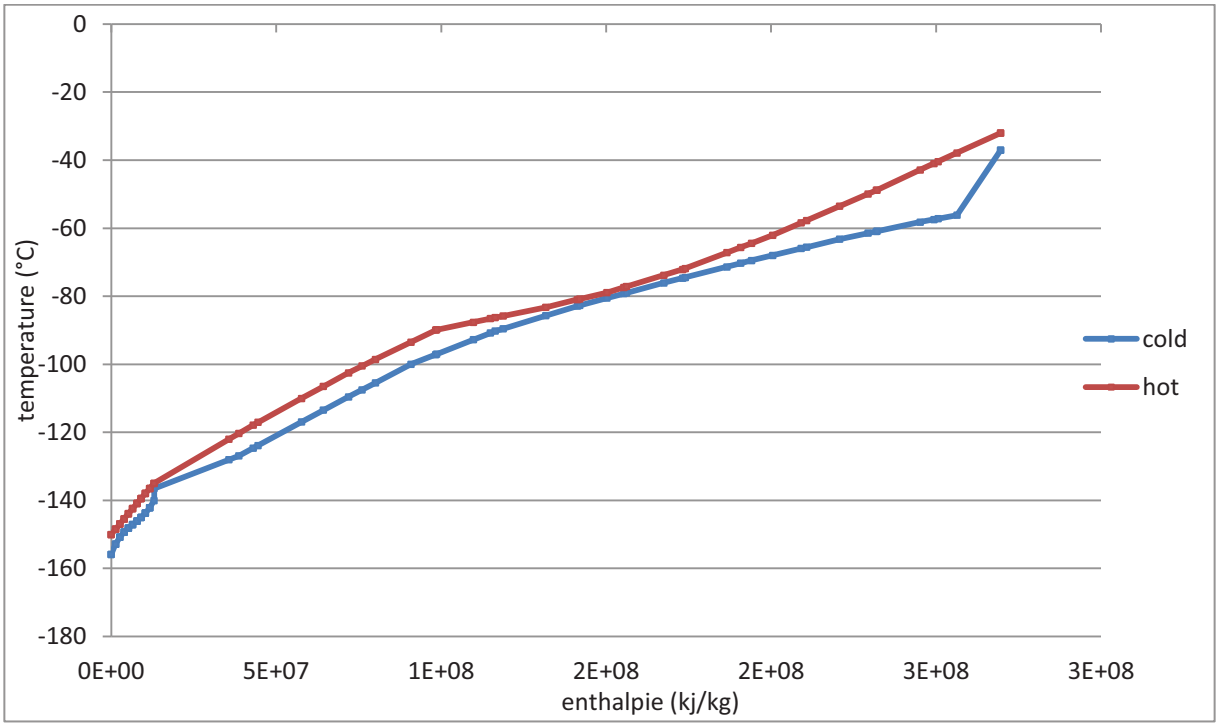


Figure V 12: courbe de refroidissement et de réchauffement de la composition optimale

Conclusion générale

La présente étude est le résultat d'un travail réalisé dans le cadre d'un stage pratique, relatif à la préparation de notre Projet de Fin d'Etude, effectué au niveau de l'Institut Algérien du Pétrole (IAP-SONATRACH).

Pour mener à bien ce stage pratique, trois objectifs ont été tracé : (i) comprendre l'industrie et la chaine de production du gaz naturel, en particulier les procédés de liquéfaction du gaz naturel, (ii) apprendre la simulation des procédés gaziers, (iii) étudier l'effet de la variation de la composition sur les performances du procédé de liquéfaction C3-MR (APCI) et proposer une composition optimisée du réfrigérant mixte utilisé.

Le travail a commencé par une partie théorique comportant des notions générales sur le GN et les différentes opérations de traitement effectuées sur le gaz brut dès sa sortie du gisement. Une description détaillée du procédé étudié a été présentée aussi. Par la suite, l'étude a été consacré à la simulation du procédé C3-MR par Aspen Hysys en vue d'étudier et d'analyser son comportement avec le changement de la composition du réfrigérant MCR.

L'étude a été réalisée en trois étapes :

1- Etude et analyse du procédé considéré pour une composition initiale fixe. Le coefficient de Performance (COP) a été calculé et les courbes de refroidissement et de réchauffement ont été tracées pour tous les flux chauds et froids du système.

2- Simulation du procédé considéré pour plusieurs compositions supposées. Les résultats obtenus montrent en toute clarté l'influence de la composition sur les performances de l'unité (COP, débit des réfrigérants, puissance de compression).

3- L'étude de l'influence de chaque constituant sur les paramètres de fonctionnement du procédé (COP, la température du réfrigérant MCR après détente J-T, la fraction liquide du MCR à la sortie des évaporateurs propane).

A travers les résultats obtenus, il a été constaté que :

- L'augmentation de la teneur en azote diminue la température froide du réfrigérant mixte après détente J-T ce qui permet de refroidir davantage le gaz naturel. Toutefois, pour une température de sortie fixe pour le GN (-150°C pour le cas étudié) le ΔT entre les fluides chauds et le fluide froid augmente à l'extrémité

froide de l'échangeur MCR et s'éloigne du ΔT min considéré (5°C) ce qui entraine une perte du COP. Le meilleur pourcentage trouvé pour l'azote est de 2%.

- Le propane, le constituant le plus lourd dans le réfrigérant MCR, permet d'augmenter la fraction liquide du réfrigérant MCR à la sorties des évaporateurs propane ce qui permet d'augmenter le débit du gaz à liquéfier. Toutefois, l'augmentation excessive de la teneur en C3 risque de perturber le fonctionnement du compresseur MCR par l'entrainement des liquides. La teneur en C3 doit être ajustée d'une manière à ce que l'évaporation soit totale à la sortie de l'échangeur MCR. Une teneur de 17% a été retenue pour le C3.

- Une fois le pourcentage azote et C3 soient fixés, le reste des constituants (C1 et C2) sont ajustés d'une manière à avoir un rapport C1/C2 qui donne le meilleur COP.

APCI: air products and chemicals Inc

BP: basse pression

CAMEL : compagnie algérienne de méthane liquéfier

C1: ethane

C2: methane

C3: propane

C3-MR: propane –mixed réfrigérant

COP: coefficient de performance

DMR: dual mixed réfrigérant

FG : fuel-gaz

HP : haute pression

IAP : Institut Algérien de Pétrole

GN : gaz naturel

GNL : gaz naturel liquéfié

GOR: gaz-oil ration

J-T : Joule-Thomson

MR : mixed réfrigérant

MCR : multi composante réfrigérant

Chapitre I

Figure I 1: Organigramme de la macrostructure de Sonatrach 7
Figure I 2: Institut algérien du pétrole (IAP).....8

Chapitre II

Figure II 1: distribution de réserves prouvées en 1997,2007 et 2017 18
Figure II 2: consommation de gaz naturel en Algérie 22
Figure II 3: répartition des traitements (gaz sec ou à condensat).....28
Figure II 4: séparation multi étagés 29
Figure II 5: principaux éléments d'un séparateur gaz-liquide.....30
Figure II 6: séparateur vertical 30
Figure II 7: séparateur horizontal 31
Figure II 8: séparateur sphérique.....31
Figure II 9: Schéma de principe d'une opération de déshydratation par absorption.....32
Figure II 10: procédé de déshydratation par adsorption.....33
Figure II 11: schéma de principe d'un procédé de désacidification aux amines.....34
Figure II 12: procédé au carbonate de potassium.....35
Figure II 13: schéma de fractionnement.....36

Chapitre III

Figure III 1: Constituants de gaz naturel 38
Figure III 2: histoire d'un GNL entre sa production et sa regazéification 45
Figure III 3: Schéma typique pour la liquéfaction de GNL..... 47
Figure III 4: la chaine GNL..... 49
Figure III 5: Chemin thermodynamique de liquéfaction de gaz naturel..... 54
Figure III 6: Principe de base des cycles de liquéfaction de gaz naturel..... 55
Figure III 7: Courbe de refroidissement et de liquéfaction de gaz naturel 56
Figure III 8: Schéma simplifié du procédé à cascade..... 57
Figure III 9: Schéma de base d'un cycle à Réfrigérant Mixte..... 58
Figure III 10: Schéma typique du procédé C3-MCR 59
Figure III 11: Schéma simplifié d'une liquéfaction à deux mélanges réfrigérants (Shell)..... 60
Figure III 12: Schéma simplifié du procédé à trois mélanges réfrigérants (Linde)..... 61
Figure III 13: Schéma simplifié du procédé APX : propane, mélange réfrigérant MR, azote 62

Chapitre IV :

Figure IV 1:fenêtre HYSYS 65
Figure IV 2: Schéma du procédé C3-MCR 68
Figure IV 3: Bilans massiques et énergétiques des évaporateurs C3 71
Figure IV 4: Bilans massiques et énergétiques autour de l'échangeur cryogénique 72
Figure IV 5: environnement de simulation et palette d'objets HYSYS 75
Figure IV 6: évapotaturs C3 78
Figure IV 7: Compresseurs C3 78
Figure IV 8: compresseur MCR 79
Figure IV 9: échangeur cryogénique 79
Figure IV 10: séparateur 80
Figure IV 11: échangeur à eau de mer 80
Figure IV 12: mixeur 81
Figure IV 13: vanne de détente 81

Chapitre V

Figure V 1: variation de coefficient de performance en fonction de la pression de condensation 85
Figure V 2: variation de débit des réfrigérants (MCR et C3) en fonction de la pression de condensation 86
Figure V 3: variation la puissance de compresseur MCR en fonction de la pression decondensation 87
Figure V 4: variation de COP en fonction de la composition de MCR 88
Figure V 5: courbe de refroidissement et de réchauffement de la composition initial 89
Figure V 6: évolution de COP en fonction de variation de pourcentage d'azote 90
Figure V 7: variation de ΔT et de la fraction liquide en fonction de pourcentage d'azote 90
Figure V 8: l'évolution de COP en fonction de variation de pourcentage de C3 91
Figure V 9: variation de ΔT et de la fraction liquide en fonction de pourcentage de C3 92
Figure V 10: variation de COP en fonction de rapport C2/C1 93
Figure V 11: variation de ΔT et de la fraction liquide en fonction de rapport C2/C1 93
Figure V 12: courbe de refroidissement et de réchauffement de la composition optimale 94

Chapitre II

Tableau II 1: Composition types d'un gaz sec et d'un gaz humide ou à condensat 16
Tableau II 2: propriétés d'un combustible typique d'un gaz naturel 16
Tableau II 3: consommation de gaz naturel en milliards de mètres cubes 19
Tableau II 4: Production de gaz naturel en milliards de mètres cubes 20
Tableau II 5: spécifications d'un gaz commercial 28

Chapitre III

Tableau III 1: quelque composition de GNL 45
Tableau III 2: spécifications d'un GNL 48
Tableau III 3: méthaniers algériens 53

Chapitre IV

Tableau IV 1: Composition du gaz à liquéfier et du réfrigérant MCR utilisé 76

Chapitre V

Tableau V 1: pourcentage molaire des constituants de chaque composition 88

Références bibliographiques

[1] https://sonatrach.com/ SONATRACH, L'énergie du Changement.

[2] rapport annuel 2017, Sonatrach.

[3] http://www.aied-iap.com/ .

[4] Mr. Belkadi, « Traitement, liquéfaction & stockage du GN », février 16 - iap

[5] Bessam Siham « étude des propriétés thermodynamiques, structurales et de transport du méthane liquide et des mélanges d'hydrocarbures par dynamique moléculaire de corps flexibles » Mémoire de magister, 2008.

[6] chaine gazière – GRTgaz – direction générale pôle communication

[7] Sellami Mohamed Hassen « Procédés de traitement du gaz » juin 2017

[8] monsieur CAROUGE, Intervenant Monsieur Luc JOIN-LAMBERT «GENERALITES SUR LE TRANSPORT INTERNATIONAL DU GAZ »

[9] BP Statistical Review of World Energy, 2018

[10]. IEA Statistics. International Energy Agency, Natural Gas Information, 2009.

[11] BP Statistical Review of World Energy, 2011

[12] République Algérienne, Ministère de l'énergie et des mines, « Guide de l'énergie et des mines », conception et réalisation, Symbiose-Communication-Environnement, 2002.

[13] SONATRACH, Rapport annuel 2006, P 14.

[14] N.Otmane, D.Hamada et A.Choual, « Le développement de l'industrie du gaz en Algérie et son impact sur l'économie nationale, sonal gaz, Algérie.

[15]Ministère de l'Energie et des Mines « Evolution du secteur de l'énergie et des mines, 1962-2007», Algérie ,2008

[17] La valorisation du gaz naturel algérien et développement durable : Analyse des choix stratégiques.

[18] N. Nait Ali. « Le réseau Algérien de gaz naturel vers l'Europe et son impact sur l'environnement », SONATRACH Algérie.

[19] Alexandre Rojey «le gaz naturel, production traitement transport », EDITIONS TECHNIP, 1994.

[20]Ministère de l'Energie et des Mines 2008.

[21] Mr. Belkadi Mustapha « Technologie du GNL », Janvier 2015.

[22] MILES ADEL « Optimisation des cycles de liquéfaction du Gaz Naturel » Mémoire de magister, 2009.

[23] ETUDE SUR L'OPTIMISATION DE LA BOUCLE MCR DU PROCEDE DE LIQUEFACTION DU COMPLEXE GL1.Z, Attalah Mohamed Mustapha.