

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



Faculté des Sciences de L'Ingénieur
Département Génie Mécanique

Mémoire de fin d'études

En vue de l'obtention du diplôme de **MASTER** en :

Filière : Génie Mécanique
Spécialité: Energétique

Thème

Optimisation de la pression de condensation du réfrigérant MCR pour le cycle de liquéfaction C3-MR (APCI)

Présenté par :

M^{elle} ZERROUKI Rima

M^{me} ABBES Farida

Promoteur :

Mr. MANSOURI Larbi

Co-Promoteur:

Mr. BELKADI Mustapha



Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier notre Dieu, notre créateur, pour le courage et la patience qu'il nous a donné pour accomplir ce travail.

Non remercions également nos parents.

*Nous tenons à remercier sincèrement mon encadreur **Dr M. Blkadi** pour ses orientations et conseils. Nous tenons à souligner son professionnalisme, ses qualités d'écoute, ses remarques et sa méthode de travail durant notre projet.*

Nos vifs remerciements aux membres du jury pour honorer notre soutenance et nous tenons aussi à exprimer nos profonds remerciements à nos enseignants au sien de département mécanique pour leurs efforts à nous transmettre leur savoir.

Enfin, nous remercions tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour la réalisation de notre travail.



Je dédie ce modeste travail :

A ma très chère mère

A la lumière de mes jours, la source de mes efforts, la flamme de mon cœur, ma vie et mon bonheur, maman que j'adore.

A mon très cher Père

A l'homme de ma vie, mon exemple éternel, mon soutien moral et source de joie et de bonheur, celui qui s'est toujours sacrifié pour me voir réussir, papa que j'adore

A Ma grande mère

A mes très chers frères et sœurs :

Mr BOUBAKER ZERROUKI

Mr NASREDIN ZERROUKI

Melle SARAH ZERROUKI

Melle FATIMA ZERROUKI

A tous mes amies et amis plus précisément à Melle BOURAI BOUCHRA et Melle RAHMOUNI ASAI pour leurs amours, leurs encouragements perpétuels et leurs soutien.

En fin, je remercie mon amie e t mon binôme FARIDA qui a contribue à la réalisation de ce modeste travail, et sa famille.

ZERROUKI RIMA



Je dédie ce modeste travail :

A ma très chère mère Fatma

A la lumière de mes jours, la source de mes efforts, la flamme de mon cœur, ma vie et mon bonheur, maman que j'adore.

A mon très cher Père Ali

A l'homme de ma vie, mon exemple éternel, mon soutien moral et source de joie et de bonheur, celui qui s'est toujours sacrifié pour me voir réussir, papa que j'adore

A mes très chers frères et sœurs :

Mr Abbes mourad

Mr Abbes djamel

Mr Abbes abde elrahmane

Mde Abbes djamila

Mde Abbes souheyla

A tous les chers petits enfants ritadj, amir, alian isslam, maria, manil

A tout la famille Abbes et Tilouine et mes chers amis et amis sans exception pour leurs encouragements.

En fin, je remercie mon amie et mon binôme rima qui a contribué à la réalisation de ce modeste travail, et sa famille.

ABBES FARIDA



Sommaire

Introduction générale.....	1
----------------------------	---

Chapitre I : Généralités sur le gaz naturel

I.1 Introduction.....	3
I.2 Origine du gaz naturel	3
I.2.1 Le gaz conventionnel non associé	3
I.2.2 Le gaz associé	4
I.3 Historique	4
I.4 Caractéristique du gaz naturel	5
I.4.1 Le pouvoir calorifique	5
I.4.1.1 Le pouvoir calorifique supérieur (P.C.S)	6
I.4.1.2 Le pouvoir calorifique inférieur (P.C.I)	6
I.4.2 Point d'éclair	6
I.4.3 La densité	6
I.4.4 La masse molaire moyenne	6
I.4.5 La masse volumique d'un gaz	6
I.4.6 La composition chimique	7
I.4.7 L'indice de Wobbe	7
I.5 Réserves, production et consommation du GN.....	8
I.5.1 Réserves mondiales du GN	8
I.5.2 Production mondiale du GN	9
I.5.3 Consommation mondiale du GN.....	10
I.6 Le GN en Algérie	11
I.6.1 Réserves prouvées	11
I.6.2 La production annuelle du GN	12
I.6.3 La consommation locale du GN	13
I.6.4 Exportations du GN et GNL	14

Sommaire

I.7 Le gaz naturel liquéfié	14
I.7.1 La commercialisation du GNL	14
I.7.2 Exportations et importations du GNL par pays	15
I.7.3 Les prévisions futur	16
I.8 Opérations de traitement du gaz naturel	18
I.8.1 séparation	19
I.8.2 Déshydratation	21
I.8.2.1 Pré-déshydratation par refroidissement du gaz	21
I.8.2.2 Déshydratation par absorption	22
I.8.2.3 Déshydratation par perméation gazeuse (membrane)	23
I.8.2.4 Déshydratation par adsorption	24
I.8.3 Démercurisation	25
I.8.4 Désacidification	25
I.8.5 Fractionnement.....	27

Chapitre II : La liquéfaction du gaz naturel

II.1 Introduction	28
II.2 Historique de la liquéfaction	28
II. 3 La Chaîne du GNL	30
II.3.1 Traitement et transport par gazoduc vers l'usine de liquéfaction	30
II.3.2 L'usine de liquéfaction	31
II.3.2.1 Prétraitement du gaz produit	31
II.3.2.2 Liquéfaction du gaz naturel	31
II.3.3 Chargement du GNL	33
II.3.4 Transport	33
II.3.4.1 Par bateau	33
II.3.4.2 Par camion	34

Sommaire

II.3.5 Terminaux de réception du GNL	35
II.3.5.1 Terminaux GNL off shore	35
II.3.5.2 Terminaux GNL on shore	35
II.3.6 Regazéification	36
II.3.7 Odorisation, envoi et livraison	36
II. 4 Les différents procédés de liquéfaction	37
II.4.1 Procédé avec trois boucles de réfrigération (Cycle à cascade classique)	37
II.4.2. Processus PRICO de Black & Veatch Pritchard:	39
II.4.3 Processus de réfrigérant mixte pré-refroidi au propane APCI.....	41

Chapitre III : Etude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz naturel par Hysys

III.1 Description de la presseuse APCI (C3-MR)	42
III.1.1 La boucle de pré- refroidissement au propane	43
III.1.2 La boucle de réfrigération MCR	43
III.1.3 La réfrigération du gaz naturel dans l'échangeur principal	44
III.2 Introduction sur la simulation	45
III.3 Présentation du logiciel de simulation Aspen HYSYS	46
III.4 Simulations par logiciel HYSYS	46
III.5 simulation du procédé APCI par HYSYS	47
III.5.1 Introduction des compositions	47
III.5.2 Choix du modèle d'équation d'état (fluide package)	49
III.5.3 Equipements principaux du procédé	51
III.5.3.1 Compresseurs	51
III.5.3.2 Echangeurs à eau de mer.....	54
III.5.3.3 Ballon séparateurs	55
III.5.3.4 Mixeur	57

Sommaire

III.5.3.5 Vanne de détente (Joule-Thomson)	58
III.5.3.6 Echangeur LNG (boites froides)	61
III.5.3.7 Column de distillation.....	64
III.6 Bilans massiques et énergétiques	66
III.6.1 Bilan enthalpique	66
III.6.1.1 Notations	67
III.6.1.2 Autour des évaporateurs C3	68
III.6.1.3 Autour de l'échangeur cryogénique	69
III.7 Coefficient de performance COP	70
III.7.1 transformation cyclique	71
III.7.2 Expression de QGN apportée au circuit du gaz naturel	71
III.7.3 Expression de Wu de l'installation de liquéfaction du gaz	72

Chapitre IV : L'effet de la pression de condensation du MCR

IV .1 Introduction	74
IV .2 Effet de la pression de condensation.....	75
IV .2.1 Effet de la pression de condensation sur COP	75
IV .2.2 Effet de la pression de condensation sur les débits du MCR et C3.....	76
IV .2.3 Effet de la pression de condensation sur la puissance du compresseur MCR.....	77
IV.3 Détermination de la pression optimale :	78
Conclusion générale.....	79

Chapitre I : Généralités sur le gaz naturel

Tableau I.1 : Propriétés d'une combustion typique d'un gaz naturel.....	5
Tableau I.2: Composition types d'un gaz sec et d'un gaz humide ou à condensat (%molaire) .	7
Tableau I.3 : Production du gaz naturel en milliards de mètres cubes.....	9
Tableau I.4 : Consommation du gaz naturel en milliards de mètres cubes.....	10
Tableau I.5 : Commerce du GNL entre bassins (2016, MT).....	12
Tableau I.6 : Les réserves prouvées du gaz naturel en milliards de mètres cubes.....	13
Tableau I.7 : Production du gaz naturel en billions de mètres cubes.....	13
Tableau I.8 : Consommation du gaz naturel en billions de mètres cubes.....	15

Chapitre II : La liquéfaction du gaz naturel

Tableau II.1: Spécifications du gaz naturel pour liquéfaction.....	31
--------------------------------------------------------------------	----

Chapitre III : Etude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz naturel par Hysys

Tableau III.1 : Données utilisées pour le calcul de COP.....	73
--------------------------------------------------------------	----

Chapitre I: Généralités sur le gaz naturel

Figure I.1 : Répartition des réserves prouvées en 2016.	8
Figure I.2: Schéma de production et traitement du gaz	19
Figure I.3 : Schéma de principe d'une opération de déshydratation par absorption	22
Figure I.4 : Déshydratation par membranes de perméation	23
Figure I.5 : Procédé de déshydratation par adsorption.....	24
Figure I.6 : Schéma de principe d'un procédé de désacidification aux amines.	26
Figure I.7 : Fractionnement par abaissement de température.	27

Chapitre II: La liquéfaction du gaz naturel

Figure II.1 : La Chaîne du GNL	30
Figure II.2 : Méthanier pour transport du GNL.....	34
Figure II.3 : Camion du GNL typique.....	34
Figure II.4 : Modèle d'un terminal de réception GNL typique.....	36
Figure II.5 : Schéma simplifié du procédé à cascade.	38
Figure II.6 : Schéma de procédé du cycle de Pritchard.....	40
Figure II.7: Capacité de liquéfaction par type de procédé, 2016-2022.	41

Chapitre III: Etude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz naturel par Hysys

Figure III.1: Schéma du procédé C3-MCR.	42
Figure III.2: La liste des composant chimiques du GN.....	47
Figure III.3: La liste des composant chimiques du MCR.....	48
Figure III.4 : La composition du GN.....	48
Figure III.5 : La composition du MCR.	49
Figure III.6: Choix de l'équation d'état pour le modèle.	49
Figure III.7 : Paramètres d'entrée-sortie du compresseur MCR.	52
Figure III.8 : Paramètres d'entrée-sortie du compresseur C3 HP.	53
Figure III.9 : Paramètres d'entrée-sortie du compresseur C3 MP.....	53
Figure III.10: Paramètres d'entrée-sortie du compresseur C3 BP.	54

Liste des figures

Figure III.11 : Paramètres d'entrée-sortie d'échangeur (MCR).....	54
Figure III.12: Paramètres d'entrée-sortie de l'échangeur à eau de mer C3.....	55
Figure III.13 : Paramètres d'entrée-sortie de séparateur du MCR.....	55
Figure III.14: Paramètres d'entrée-sortie de séparateur de C3 HP.....	56
Figure III.15: Paramètres d'entrée-sortie de séparateur de C3 MP.....	56
Figure III.16: Paramètres d'entrée-sortie du Mixeur MCR.....	57
Figure III.17: Paramètres d'entrée-sortie de Mixeur C3.....	58
Figure III.18 : Paramètre d'entrée-sortie du MCR valve 101.....	58
Figure III.19 : Paramètre d'entrée-sortie du MCR valve 102.....	59
Figure III.20 : Paramètre d'entrée-sortie du C3 (HP).....	59
Figure III.21 : Paramètre d'entrée-sortie du C3 (MP).....	60
Figure III.22 : Paramètre d'entrée-sortie du C3 (BP).....	60
Figure III.23: Paramètre d'entrée-sortie du GN.....	61
Figure III.24: Paramètres d'entrée-sortie de l'évaporateur C3 HP.....	62
Figure III.25: Paramètres d'entrée-sortie de l'évaporateur C3 MP.....	62
Figure III.26: Paramètres d'entrée-sortie de l'évaporateur C3 BP.....	63
Figure III.27: Paramètres d'entrée-sortie de l'évaporateur MCR LNG-101.....	63
Figure III.28 : Paramètres d'entrée-sortie de l'évaporateur MCR LNG-100.....	64
Figure III.29 : La variation du composition du Gaz naturel en aval et amont du column.....	64
Figure III.30 : Schéma de simulation du procédé C3-MCR.....	65
Figure III.31 : Bilans massiques et énergétiques des évaporateurs C3.....	68
Figure III.32 : Bilans massiques et énergétiques autour de l'échangeur cryogénique.....	69

Chapitre IV: L'effet de la pression de condensation du MCR

Figure IV.1 : La variation de COP en fonction de la pression.....	75
Figure IV.2: La variation des débits en fonction de pression.....	76
Figure IV.3 : La variation de la puissance en fonction de la pression.....	77

Nomenclatures

Symboles	Désignation	unité
$\rho_{(gaz)}$	Masse volumique du gaz	[g/L].
$\rho_{(air)}$	Masse volumique de l'air	[g/L].
$M(gaz)$	La masse molaire moyenne	[kg/moles].
P	Pression	[Bar].
V	Volume	[m ³].
n	Nombre de moles	[moles].
T	Température	[°C].
W	Travail	[KJ/kg].
Q	chaleur	[kJ/kg].
\dot{m}	Débite massique	[kg/h].
H	Enthalpie massique	[kJ/kg].
\dot{Q}	Chaleur par unité de masse	[kJ/h].
\dot{W}_u	Travail par unité de masse	[kJ/h].
R	Constante des gaz parfaits	[Pa.m ³ /moles.K].
V	étant la fraction vapeur à l'entrée de l'échangeur cryogénique	

Indice

c	critique
r	rosée
e	entrée
s	sortie
u	utile

Abréviation

APCI	Air Product and Chemicals Inc
BP	Bas pression
C	CH ₄ Methane
C2:	C ₂ H ₆ Ethane
C3:	C ₃ H ₈ Propane
C3-MR	propane- Mixed Refrigerant
C5:	i-C ₅ H ₁₂ : I-pentane, n-C ₅ H ₁₂ : n-Pentane
CAMEL	Compagnie algérienne de méthane liquéfié
FG	Fioul-Gaz

Nomenclatures

FSRU	Floating Storage and Regasification Unit
GOR	Gaz oil ration
GN	Gaz Naturel
GNL	Gaz naturel liquéfié
GBS	Gravity Base Structures
GOM	Gulf of Mexico American Sabine Pass LNG
HP	Haute Pression
ISO	international organization for standardization
J-T	Joule-Thomson
L'OPEP	Organisation des pays exportateurs de pétrole
MT	Million Tonnes
MTPA	Millions de Tonnes Par Année
MCR	Multi Composant Réfrigérant
M R	Mixed Refrigerant
PFD	Process Flow Diagram
PRICO	Poly-Refrigerant-Integant-Cycle-Operation



Introduction générale



Introduction générale

Introduction générale

Le gaz naturel, c'est une énergie primaire non renouvelable bien répartie dans le monde, joue un rôle énergétique croissant. L'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan environnemental favorisent son utilisation, notamment dans des secteurs à forte valeur ajoutée : industries de précision, production d'électricité ...etc. Il est connu depuis l'antiquité, son utilisation s'est généralisée surtout après la seconde guerre mondiale.

C'est un mélange de constituants à la phase gazeuse avec 75% à 95% de méthane, un pourcentage non négligeable de CO₂ et de H₂O ainsi que des traces de certains éléments métalliques. Sous cette forme, il est pratiquement inutilisable, donc il faut le traiter pour pouvoir respecter les spécifications de vente, et également les impératifs de liquéfaction.

La liquéfaction du gaz naturel permet de concentrer un maximum de matière dans un volume donné. On convertit le gaz en liquide grâce à un procédé de liquéfaction qui nécessite plusieurs cycles de refroidissement du gaz jusqu'à -162°C où le volume du gaz naturel diminue de 600 fois (600 m³ de gaz sont concentrés dans 1 m³ de liquide, il est donc plus facile de le transporter). Après la liquéfaction, le GNL ou gaz naturel liquéfié est chargé sur des méthaniers pour être acheminé vers les terminaux de réception où il sera regazéfié pour être distribué aux consommateurs.

Dans ce travail, nous étudierons un procédé de liquéfaction qui utilise un réfrigérant pur (propane) pour le pré-refroidissement du gaz naturel et un réfrigérant mixte MCR (Mixed Composant Réfrigérant) pour le sous-refroidissement et la liquéfaction du gaz naturel. Le MCR, un mélange obtenu à partir des composants du gaz naturel, n'est pas fixe et change selon la source d'approvisionnement, la composition du réfrigérant MCR nécessaire pour la liquéfaction du gaz naturel varie et les propriétés physique du fluide varient.

Dans la perspective de cette étude, le calcul s'est basé sur :

- optimisation de la pression de la condensation du réfrigérant MCR pour le cycle de liquéfaction C3-MR (APCI).

Introduction générale

Pour ce faire, nous diviserons notre travail en deux parties, une partie théorique présentant des généralités sur le gaz naturel, et une description du procédé de réfrigération mixte pré-refroidi au propane (C3-MR). L'autre partie porte sur la détermination de la pression de condensation optimale du réfrigérant MCR pour le cycle de liquéfaction C3-MR (APCI) et en outre la modélisation du APCI par le logiciel HYSYS.



Chapitre I

Généralités sur le gaz naturel



Chapitre I : Généralités sur le gaz naturel

I.1 Introduction

Pendant longtemps, le gaz naturel a été considéré comme un sous-produit du pétrole, il était brûlé à la torche sur des 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 [2].

I.2 Origine du gaz naturel

Le gaz naturel est issu de la transformation naturelle, pendant des millions d'années, de matières organiques comme les végétaux et les animaux. Ces résidus organiques se décomposent et sont enterrés sous des couches des sédiments. Tous les sédiments formés, s'ils sont minéraux en première analyse, comportent une fraction de matière organique, 1 % en moyenne, qui se retrouve piégée dans la matrice du sédiment.

Au début de la sédimentation, cette fraction organique subit une première transformation par les bactéries qui conduit à la formation d'un composé solide appelé kérogène. Avec le temps et sous l'effet de la pression et de la chaleur, ces couches sédimentaires se transforment en hydrocarbures comme le pétrole ou le gaz naturel à l'intérieur d'une couche rocheuse appelée roche-mère. Puisqu'il est léger, il monte à l'intérieur de roches plus poreuses jusqu'à ce qu'il se heurte à une couche de roche imperméable. Bloqué à cet endroit, une poche du gaz naturel se crée.

Il existe plusieurs formes du gaz naturel, se distinguant par leur origine, leur composition et le type des réservoirs dans lesquels ils se trouvent. Néanmoins, le gaz est toujours composé principalement de méthane et issu de la désagrégation d'anciens organismes vivants.

I.2.1 Le gaz conventionnel non associé :

C'est la forme la plus exploitée du gaz naturel. Son processus de formation est similaire à celui du pétrole. On distingue :

- **Le gaz thermogénique primaire** : issu directement de la pyrolyse du kérogène.

- **Le gaz thermogénique secondaire** : formé par la pyrolyse du pétrole.

Le gaz thermogénique comprend, outre le méthane, un taux variable d'hydrocarbures plus lourds, pouvant aller jusqu'à l'heptane (C₇H₁₆). On peut y trouver aussi du dioxyde de carbone (CO₂), du dioxyde de soufre (SO₂), du sulfure d'hydrogène appelé aussi gaz acide (H₂S) et parfois de l'azote (N₂) et de petites quantités d'hélium (He). C'est principalement ce type de gaz conventionnel non associé qui alimente le marché.

I.2.2 Le gaz associé :

Il est présent en solution dans le pétrole, est quant à lui séparé lors de l'extraction de ce dernier. Pendant longtemps, il a été considéré comme un sous-produit fatal, faute d'infrastructures susceptibles d'en assurer le débouché commercial, et brûlé en torchère. Aujourd'hui, une partie de ce gaz est, soit réinjectée dans les gisements de pétrole, afin de contribuer à y maintenir la pression, soit valorisée intrinsèquement [9].

I.3 Historique

La découverte du gaz naturel n'est pas récente. Il a été découvert au Moyen-Orient au cours de l'antiquité.

En Angleterre, le gaz naturel est connu depuis 1659. Aux Etats Unis, l'utilisation des hydrocarbures gazeux a commencé en 1816 comme source de lumière pour les routes de Baltimore. Le gaz naturel a commencé à être utilisé comme combustible en 1820. En 1821 William Hart a réussi à forer le premier puits du gaz naturel en Fredonia à New York et le puits était superficiel, avec une profondeur de plus de huit mètres [11].

En 1926, un autre puits du gaz naturel a été foré le long des rives du lac écrié et le gaz naturel de ce puits a été pompé avec des tuyaux de bois pendant environ un km pour allumer un phare sur la plage.

En 1858 la première société du gaz naturel a été créée aux Etats Unis "Fredonia Gas Light Company" pour distribuer le gaz aux maisons et autre entreprises. En 1925 le premier pipeline dépassant les 300 kilomètres de longueur a été construit entre la Louisiane et le Texas.

En 1959, une grande étape est franchie en matière de transport du gaz, lorsque le méthanier «Méthane Pioneer» traverse l'Atlantique avec une cargaison de 5000 m³ de gaz naturel

liquéfié livrée à Canvey Island au Royaume-Uni en provenance de Lake Charles en Louisiane [16].

En 1956 le gaz naturel a été découvert en Algérie à Hassi R'mel [12]

I.4 Caractéristique d u gaz naturel

Le gaz naturel est sans odeur, sans couleur. Il n'est pas sous pression n'est ni corrosif, ni toxique. Il est plus léger que l'air.

Ne s'enflamme pas facilement : Il faut que le gaz naturel atteigne une concentration précise de 5 % à 15 % et qu'une source d'ignition soit présente pour qu'il puisse s'enflammer. Hors de cette plage d'inflammabilité, le gaz naturel ne s'enflammera pas [11].

Tableau I.1 : Propriétés d'une combustion typique d'un gaz naturel.

Température d'auto-inflammation	876 K
Limites d'inflammabilité	4-16 Vol%(in air)
Point d'éclair	86 K
Température de combustion adiabatique et 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)	36.0-42.2 MJ/m ³

Au stade final de sa production, le gaz brut est caractérisé par les propriétés suivantes :

I.4.1 Le pouvoir calorifique :

C'est la quantité de chaleur en Joules ou en calories dégagée lors de la combustion totale d'un mètre cube, d'un kilogramme ou d'une mole du gaz généralement à 15°C et sous la pression atmosphérique. L'unité du pouvoir calorifique est donc : (J/m³), (J/kg) ou (J/mol). En d'autre terme, le pouvoir calorifique représente l'enthalpie de combustion par unité de volume, de masse ou de mole du gaz à la température de 15°C.

I.4.1.1 Le pouvoir calorifique supérieur (P.C.S) :

C'est le pouvoir calorifique du gaz mesuré ou calculé si l'eau dégagée de la combustion est sous forme d'un liquide.

I.4.1.2 Le pouvoir calorifique inférieur (P.C.I) :

C'est le pouvoir calorifique du gaz mesuré ou calculé si l'eau dégagée de la combustion est sous forme d'une vapeur [13].

I.4.2 Point d'éclair :

C'est la température minimale à partir de laquelle un hydrocarbure liquide émet des vapeurs susceptibles de provoquer un éclair (flash) au contact d'une flamme, en général pour les gaz il est à $> 55\text{ °C}$ [14].

I.4.3 La densité :

La densité (par rapporte à l'air) d'un gaz naturel varie d'un gisement à l'autre et pour un gisement déterminé, elle varie aux différents stades de la production, suivant la composition du gaz, elle peut être très inférieure ou très supérieure à la densité de l'air [13]. Elle est définie comme étant le rapport d'une masse d'un volume du gaz sur la masse du même volume de l'air pris dans les mêmes conditions de pression et de température. On peut aussi exprimer la densité du gaz comme étant le rapport de la masse volumique du gaz sur celle de l'air dans les mêmes conditions de pression et de température. La densité du gaz est donc [13] :

$$D_{(gaz)} = \frac{\rho_{(gaz)}}{\rho_{(air)}} \dots\dots\dots(I.1)$$

Dans les conditions normales (0°C et 1 atm), on a : $\rho_{(air)}=1,29\text{ g/L}$.

I.4.4 La masse molaire moyenne :

Soit (n) le nombre total de constituants du gaz, (Mi) et (xi) sont respectivement la masse molaire et la fraction molaire de chaque constituant, la masse molaire moyenne du gaz est calculée par la relation suivante [13] :

$$M(gaz) = \sum_{i=1}^n x_i M_i \dots\dots\dots (I.2)$$

I.4.5 La masse volumique d'un gaz :

Elle représente la masse d'une unité de volume du gaz et s'exprime en kg/m³ [13].

I.4.6 La composition chimique :

Elle représente le pourcentage des éléments et des composés dans le gaz, elle est utilisée pour l'étude de la vaporisation, le calcul du poids moléculaire et pour la détermination de certaines autres propriétés en fonction de la pression et /ou de la température telles que la compressibilité, la densité...etc. La composition chimique du gaz naturel dépend du champ d'extraction et du procédé de traitement utilisé [14].

Tableau I.2: Composition types d'un gaz sec et d'un gaz humide ou à condensat (%molaire) [10].

Composition	Gaz sec (Mol %)	Gaz humide (Mol%)
Méthane	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	Traces-0.5	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

I.4.7 L'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.

I.5 Réserves, production et consommation du GN

I.5.1 Réserves mondiales du GN :

Les réserves mondiales du gaz naturel étaient estimées, à la fin de 2016 à 186.6 trillions mètres cubes. Depuis quelques années, les volumes du gaz découverts sont supérieurs aux consommations d'où un accroissement des réserves (sauf en Amérique du nord et plus récemment en Europe occidentale) [1].

Il faut noter que la recherche actuelle d'hydrocarbures s'oriente vers une exploration du sous-sol très profond (plus de 350 m de profondeur) où seuls les hydrocarbures gazeux peuvent exister, ce qui ne peut qu'accentuer la différence de tendance entre gaz et pétrole [2]. Actuellement, 42.5% des réserves mondiales sont situées en Moyen-Orient avec 79.4 trillion mètres cubes de réserves prouvées dépasse l'ensemble des réserves de l'Amérique du nord 11.1 trillion mètres cubes et Asie-Pacifique 17.5 trillion mètres cubes, approche celles de l'Europe et Eurasie 30.4% (56.7 trillion mètres cubes) [1].

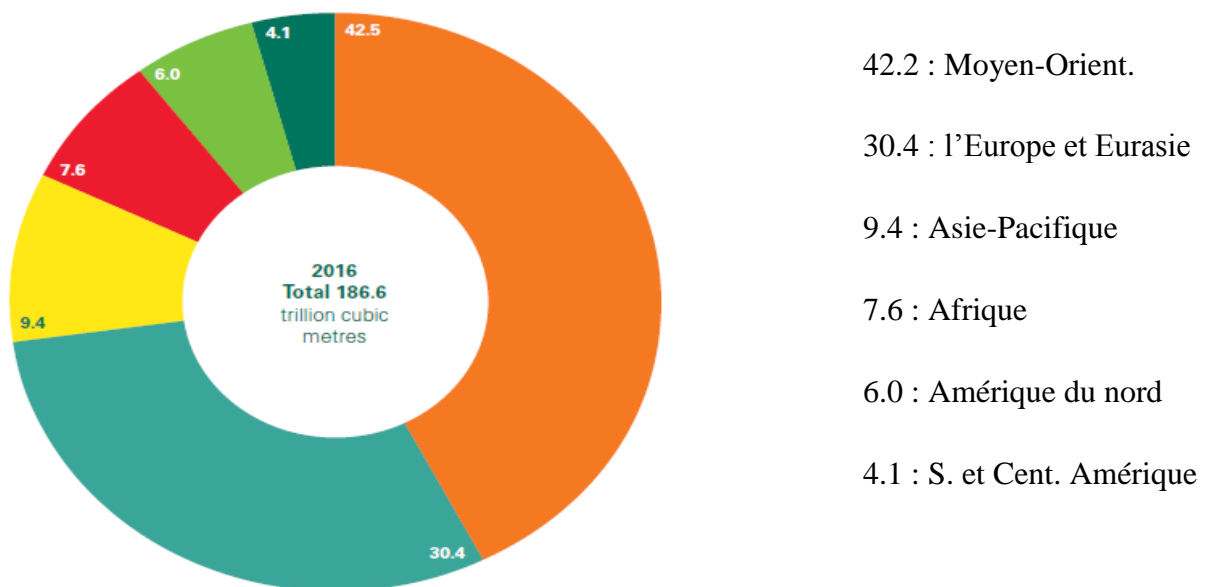


Figure I.1 : Répartition des réserves prouvées en 2016.

I.5.2 Production mondiale du GN :

La production mondiale du gaz naturel n'a augmenté que de 21 milliards de m³, soit 0.3%.

La baisse de la production en Amérique du nord (-21 milliard de mètres cubes) a partiellement compensé la forte croissance de l'Australie (19 milliard de mètres cubes) et de l'Iran (13 milliard de mètres cubes).

Tableau I.3 : Production du gaz naturel en milliards de mètres cubes.

Milliards de m ³	2006	2010	2015	2016	2016 (%)	Partager 2016
Total Amérique du nord	753.0	805.7	969.4	948.4	-2.4%	26.7%
Total Soude et Centre Amérique	154.1	166.2	178.0	177.0	-0.8%	5.0%
Total Europe et Eurasie	1042.2	1021.1	995.4	1000.1	0.2%	28.2%
Total Moyen-Orient	343.6	495.4	615.9	637.8	3.3%	18.0%
Total Afrique	192.6	213.2	210.0	208.3	1.1%	5.9%
Total Asie-Pacifique	391.3	490.6	561.9	579.9	2.9%	1.3%
Total Monde	2876.7	3192.2	3530.6	3551.6	0.3%	100%

I.5.3 Consommation mondiale du GN :

La consommation mondiale du gaz naturel a augmenté de 63 milliards de mètres cubes ou de 1.5%, plus lentement que la moyenne décennale de 2.3%.

Tableau I.4 : Consommation du gaz naturel en milliards de mètres cubes.

Milliards de m ³	2006	2010	2015	2016	2016 (%)	Partager 2016
Total Amérique du nord	778.0	849.6	962.8	968.0	0.3%	27.3%
Total S. et Cent. Amérique	135.5	150.2	175.8	171.9	-2.5%	4.9%
Total Europe et Eurasie	1114.8	1118.4	1010.2	1029.9	1.7%	29.1%
Total Moyen-Orient	296.3	396.5	493.6	512.3	3.5%	14.5%
Total Afrique	89.6	106.4	135.8	138.2	1.4%	3.9%
Total Asie-Pacifique	436.5	566.4	701.8	722.5	2.7%	20.4%
Total Monde	2850.6	3187.6	3480.1	3542.9	1.5%	100%

Cette croissance inférieure à la normale est allée de pair avec la baisse des prix du gaz ont baissé de 5% par rapport à 2015, les indices gaziers européens et asiatiques ont baissé de 20 à 30%. Une grande partie de cette performance médiocre peut être attribuée aux États-Unis, en particulier du côté de l'offre, où les baisses des prix du gaz (et du pétrole) ont entraîné une chute de la production gazière américaine (-17 milliard de mètres cubes, -2.5%). En dehors des États-Unis, du côté de la demande, la consommation du gaz en Europe a fortement augmenté (6%, 28 milliards de m³) aidé à la fois par la compétitivité croissante du gaz par rapport au charbon et la faiblesse de l'énergie nucléaire et renouvelable européenne. Le Moyen-Orient (3.5%, 19 milliards de mètres cubes) et la Chine (16 milliards de mètres cubes, 7.7%).

Les chutes les plus importantes ont été enregistrées en Russie (-12 milliards de monnaies, -3.2%) et au Brésil (-5 milliards de monnaies, -12.5%), toutes deux bénéficiant de fortes augmentations de l'hydroélectricité. Du côté de l'offre, la production australienne (19 milliards de mètres cubes, 25.2%) a été la plus performante, plusieurs nouvelles installations du GNL étant apparues.

En ce qui concerne le marché croissant du GNL, bien que la Chine continue d'être la principale source de croissance, il est frappant de constater que la disponibilité croissante des approvisionnements a incité un certain nombre de nouveaux pays, dont l'Égypte, le Pakistan et la Pologne, à entrer sur le marché l'année dernière. Ces nouveaux entrants ont été aidés par la flexibilité accrue apportée par l'offre abondante de FSRU (unités flottantes de stockage et de regazéification).

L'année 2016 a été la première année de la poussée de croissance que nous prévoyons voir dans le GNL, avec une augmentation des approvisionnements mondiaux d'environ 30% d'ici 2020 [1].

I.6 Le GN en Algérie

Le gaz naturel, sans avoir un rôle prépondérant, occupe une place importante dans la satisfaction des besoins en énergie primaire de l'Algérie et depuis la découverte des gisements du gaz humide et de pétrole léger à Hassi R'mel en 1956, le secteur des hydrocarbures en Algérie occupe une place primordiale dans l'économie du pays puisqu'il joue le rôle du générateur de la croissance économique.

L'Algérie est le seul pays maghrébin qui possède avec le gaz naturel une ressource vraiment stratégique pour les pays la communauté économique européenne. C'est aussi l'état qui a mené la politique la plus nationaliste en matière économique depuis son indépendance jusqu'à la fin des années quatre-vingt, la politique algérienne excluait toute idée de sociétés mixtes (joint-ventures) avec ses compagnies étrangères.

L'Algérie dépend de ses recettes extérieures, et ce quasi exclusivement, de ses ventes d'hydrocarbures, parmi lesquelles le gaz et les produits dérivés qui sont de plus en plus demandés en Europe [2].

I.6.1 Réserves prouvées :

Les deux grands fournisseurs non européens de la communauté européenne sont actuellement la Russie et l'Algérie, les réserves prouvées en gaz naturel détenues par l'Algérie sont de loin les plus importantes du monde arabe, sont évaluées en 2016 à 4.500 trillions de mètres cubes, ce qui représente 2.4 % des réserves mondiales et 32% des réserves totales détenues par le monde africain. L'Algérie détient la 8^{ème} place mondiale en termes de réserves du gaz naturel [4].

Dans ces réserves, le gaz naturel non associé représente la plus grande quantité, il est surtout produit à Hassi R'Mel. Ce dernier gisement assure, à lui seul, deux tiers des réserves prouvées, d'autres gisements de moindre importance sont situés au sud-est de Hassi R'Mel, alors qu'une partie importante du gaz associé est produite dans le champ pétrolier de Hassi Messaoud [6].

Cette poussée de découverte des gisements est traduite durant plus d'une décennie par une augmentation des réserves, passant de 3.4 milliards de mètres cubes en 1996 à 4.5 milliards de mètres cubes en 2016 [4].

Tableau I.5 : Les réserves prouvées du gaz naturel en milliards de mètres cubes.

Les années	Les réserves prouvées
1996	3.7
2006	4.5
2015	4.5
2016	4.5

I.6.2 La production annuelle du GN :

Le potentiel gazier algérien reste important en dépit du recul de la production, observé ces dernières années, dû au report de quelques projets. L'Algérie a toujours essayé d'augmenter sa production du gaz pour améliorer ses exportations et satisfaire la demande intérieure qui reste une priorité [5].

La production du gaz naturel a dû être notablement baissée au cours des dernières années, passant de 84.5 billions de mètres cubes en 2006 à 91.3 billions en 2016.

L'Algérie détient la 9^{ème} place mondiale en termes de production du gaz naturel, mais malgré la baisse de 2010, la production s'est plus ou moins stabilisée pour commencer à augmenter en 2015 jusqu'à ce jour [4].

Tableau I.6 : Production du gaz naturel en billions de mètres cubes.

Les années	La production
2006	84.5
2014	83.3
2015	84.6
2016	91.3

L'Algérie pourrait augmenter sa production du gaz vers la fin de la présente décennie grâce à la réalisation de plusieurs projets : Reggane nord, Timimoune et Touat, Ain Tsila, In Salah, Hassi Ba Hamou, Hassi Mouina, etc. Par contre l'Algérie a augmenté ces trois dernières années ses capacités de production du gaz naturel liquéfiée (GNL) pour atteindre les 56 millions de mètres cube par an grâce aux deux projets réalisés à Skikda et à Arzew. On indique toutefois la forte volonté algérienne de devenir un acteur mondial du gaz naturel liquéfié [7].

I.6.3 La consommation locale du GN :

L'Algérie détient la 9^{ème} place mondiale en termes de consommation du gaz naturel avec un montant de 4000 milliards de m³ en 2016, 1.1 % de la consommation mondiale, et la 3^{ème} place en Afrique. Sa consommation absorbe 47 % de sa production [4].

Tableau I.7 : Consommation du gaz naturel en billions de mètres cubes.

Les années	La consommation
2006	23.7
2014	37.5
2015	39.4
2016	40

I.6.4 Exportations du GN et GNL :

Parmi les pays d’Afrique, l’Algérie possède un important réseau de gazoducs destiné principalement à évacuer le gaz du gisement de Hassi R’Mel vers les usines de liquéfaction de la côte méditerranéenne ainsi que vers l’Italie, via la Tunisie [6]. En 2015, les exportations du gaz naturel par gazoduc ont atteint 25.0 milliard de mètres cubes, destinées surtout à l’Espagne 12.0 milliard de mètres cubes et à l’Italie 6.6 Milliard de mètres cubes [1].

Du fait de la commercialisation future du gaz naturel produit par des gisements de plus en plus éloignés des zones de consommation, le transport maritime du gaz naturel liquéfié va se développer très rapidement d’ici la fin du siècle, de nombreux projets existent, les plus avancés concernent les liaisons Algérie - Turquie (1994), Algérie - Grèce (1995-96), Nigeria - Europe de l’Ouest et Nigeria - Etats-Unis (1997), Qatar - Japon (1998) [5].

Les exportations par voie maritime sous forme du GNL ont atteint 16.2 milliard de mètres cubes, destinées surtout à la France 4.3 milliard de mètres cubes, à la Turquie 3.8 milliard de mètres cubes et à l’Espagne 3.7 milliard de mètres cubes [1].

I.7 Le gaz naturel liquéfié

I.7.1 La commercialisation du GNL:

Pour la troisième année consécutive, le commerce mondial du GNL a établi un nouveau record, atteignant 258 millions de tonnes (MT). Cela représente une augmentation de 13.1 MT (+ 5%) par rapport à 2015, alors qu’un précédent record de 244.8 MT avait été établi sur le volume d’échanges 2014 de 241.1 MT.

Le taux de croissance en 2016 était une augmentation notable par rapport à la croissance moyenne de 0.5% au cours des quatre dernières années, alors qu’il n’y avait pas beaucoup de nouveaux ajouts d’approvisionnement. L’ajout continu de l’offre dans le bassin du Pacifique, principalement en Australie, ainsi que le début des exportations du Golfe du Mexique ont permis cette augmentation. La croissance de la demande a été la plus marquée en Asie, La Chine, l’Inde et le Pakistan ont ajouté 13.0 MT combinés à la demande supplémentaire du GNL. Les échanges commerciaux du GNL entre bassins ont diminué, en particulier parce que les approvisionnements du bassin du Pacifique ont continué de rattraper la forte demande dans cette région.

I.7.2 Exportations et importations du GNL par pays :

Le nombre de pays exportateurs est revenu à 18 en 2016, l'Angola et l'Égypte (GNL égyptien) étant tous deux revenus à la production du GNL. Le bassin du Pacifique a fourni la majorité des nouveaux approvisionnements, car 15.0 MT du GNL supplémentaire ont été exportés de l'Australie seulement (voir le tableau I.8). Le Yémen, qui a exporté du GNL au cours du premier semestre 2015, n'a pas exporté une seule cargaison en 2016 en raison de l'instabilité persistante dans le pays.

Tableau I.8 : Commerce du GNL entre bassins (2016, MT).

Région exportatrice										
Région importatrice	Afrique	Asie-Pacifique	L'Europe	Ex-Union soviétique	Amérique latine	Moyen-Orient	Amérique du nord	Réexportés reçus	Réexportés chargés	Total
Afrique	1.2	0.3	0.2		0.4	4.4		0.8		7.3
Asie	5.5	21.5	0.2	0.3	1.1	18.9	0.5	0.7		48.6
Asie-Pacifique	4.4	76.5	0.1	10.6	0.3	45.7		1.2	0.6	138.2
L'Europe	18.2		2.8		2.5	17.4	0.3	0.4	3.4	38.1
Amérique latine	1.7	0.1	0.7		5.2	1.0	1.2	0.7	0.4	10.1
Moyen-Orient	3.2	0.7	0.1		0.8	3.6	0.4	0.7		9.5
Amérique du nord	0.7	0.5	0.1		4.3		0.5	0.1	0.1	6.1
Total	34.8	99.5	4.3	10.8	14.6	91.0	2.9	4.5	-4.5	258

Les États-Unis, bien que nominalement un pays exportateur du GNL en 2015 via l'usine Kenai LNG en Alaska et des volumes de réexportation mineurs, ont commencé les exportations du GNL à partir du GOM américain Sabine Pass LNG. Avec des exportations de 77.2 MT, le Qatar est resté le plus gros exportateur du GNL, une position qu'il occupe depuis plus d'une décennie.

L'ordre des cinq premiers exportateurs par part (Qatar, Australie, Malaisie, Nigéria, Indonésie) est resté le même entre 2015 et 2016. Bien que l'Australie reste loin derrière le Qatar, elle a gagné du terrain en 2016 et s'apprête à faire encore une fois en 2017.

Avec une année complète de production dans ses deux premiers trains, ainsi que des trains d'expansion supplémentaires, les États-Unis seront en mesure de remonter les rangs des producteurs en 2017. L'Angola devrait bénéficier d'une année complète de production en 2017. Les volumes réexportés sont restés relativement stables au cours de l'année, à 4.4 MT.

Bien que les niveaux record d'importation du GNL de l'an dernier aient été aidés par 6 tonnes d'importations supplémentaires sur les quatre nouveaux marchés, l'année 2016 a été marquée par une croissance plus soutenue par les acheteurs existants. La Chine et l'Inde ont ajouté 11.5 MT par rapport à 7.7 MT ajoutés par les quatre nouveaux entrants à partir de 2015: Egypte, Jordanie, Pakistan et Pologne [3].

I.7.3 Les prévisions futur :

Le gaz naturel représente environ un quart de la demande mondiale d'énergie, dont 9.8% sont fournis sous forme du GNL. Bien que l'approvisionnement en GNL ait précédemment augmenté plus rapidement que toute autre source d'approvisionnement en gaz naturel en moyenne 6.2% par an de 2000 à 2015.

La croissance de sa part de marché est en perte de vitesse depuis 2010, la production locale et l'approvisionnement par oléoducs ayant bien résisté à la croissance des marchés gaziers mondiaux. Malgré l'absence de croissance de la part de marché au cours des dernières années, les importants ajouts d'approvisionnement en GNL d'ici 2020 signifient que le GNL est sur le point de reprendre son expansion [3].

À mesure que l'importance du commerce du GNL augmente, les marchés mondiaux du gaz sont susceptibles d'évoluer de manière très concrète.

Parallèlement à l'intégration croissante du marché, nous sommes susceptibles de voir une évolution vers un style de négociation plus flexible, soutenu par une structure de marché plus profonde et plus compétitive. En effet, ce changement est déjà apparent, avec une évolution vers des contrats de plus en plus courts et une augmentation de la part du commerce du GNL qui n'est pas contractée.

L'Europe est un marché particulièrement intéressant dans le contexte de la croissance des approvisionnements en GNL.

D'une part, le besoin important et croissant en gaz importé de l'Europe, combiné à sa position relativement centrale parmi plusieurs grands fournisseurs du GNL, signifie que l'Europe est souvent mise en avant comme un marché naturel de croissance pour le GNL. D'un autre côté, l'accès de l'Europe à un approvisionnement abondant en gaz de canalisation, en particulier russe, signifie Les importations du GNL sont susceptibles de faire face à une concurrence féroce. En termes de cette bataille de fournitures concurrentes, la première ronde est allée au gaz pipeline.

Les importations du gaz en Europe ont nettement augmenté l'an dernier, en raison de la forte augmentation de la demande et de la faiblesse de la production intérieure du gaz naturel. Mais la quasi-totalité de la hausse des importations européennes a été satisfaite par le gazoduc, à partir d'une combinaison d'approvisionnements algériens et russes, les importations du GNL n'augmentant guère.

Les incitations économiques dans cette bataille de fournitures concurrentes sont claires tout comme avec la réponse de l'OPEP à l'émergence du pétrole étasunien, la Russie est fortement incitée à maintenir sa part de marché face à la concurrence croissante des approvisionnements en GNL.

Mais ce processus concurrentiel est compliqué par d'éventuelles inquiétudes concernant le fait que l'Europe soit trop dépendante d'une seule source d'approvisionnement et des problèmes de sécurité énergétique que cela pourrait soulever. La question intéressante est de savoir si la croissance du commerce mondial du GNL, en favorisant un marché du gaz plus globalement intégré, avec l'option de pouvoir se tourner vers le GNL si le besoin s'en faisait sentir, pourrait atténuer ces préoccupations. L'Europe n'a pas besoin de consommer de grandes quantités d'importations du GNL en temps normal, mais elle a la possibilité de le faire en cas de besoin [1].

I.8 Opérations de traitement du gaz naturel

À sa sortie du gisement, le gaz naturel est inutilisable en cet état. Essentiellement constitué de méthane, il contient en effet selon sa provenance, une quantité variable d'autres composants dont certains sont impropres à la distribution. Le gaz naturel va donc subir une série de traitements 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.

D'une façon générale, le traitement des gaz naturels consiste à retirer spécifiquement certains constituants présents dans les gaz bruts et selon la composition du gaz naturel en sortie des puits de production (gisements) ou après stockage en nappes aquifères pour rendre le gaz compatible avec les spécifications requises pour son transport et/ou pour le rendre compatible avec des spécifications de qualité commerciales et réglementaires.

Pour être utilisé, le gaz naturel doit :

- Être sec, c'est à dire ne contenir ni eau, ni hydrocarbures à l'état liquide.
- Être débarrassé de ses composants acides ou de ses corps toxiques.
- Avoir un pouvoir calorifique et une densité ne variant pas [16].

Si et seulement ces trois étapes sont réunies, le gaz naturel peut être utilisé.

Les principaux composés qui est peuvent être nécessaires de retirer du gaz naturel partiellement ou totalement sont les suivants :

- L'hydrogène sulfuré H_2S toxique et corrosif.
- Le CO_2 , corrosif et de valeur thermique nulle.
- Le mercure, corrosif dans certains cas.
- L'eau, conduisant à la formation d'hydrates.
- Les hydrocarbures lourds, condensant dans les réseaux de transport.
- L'azote, de valeur thermique nulle [10].

La figure suivante présente un schéma global, depuis la sortie du puits, jusqu'à la production des produits et coupes valorisables.

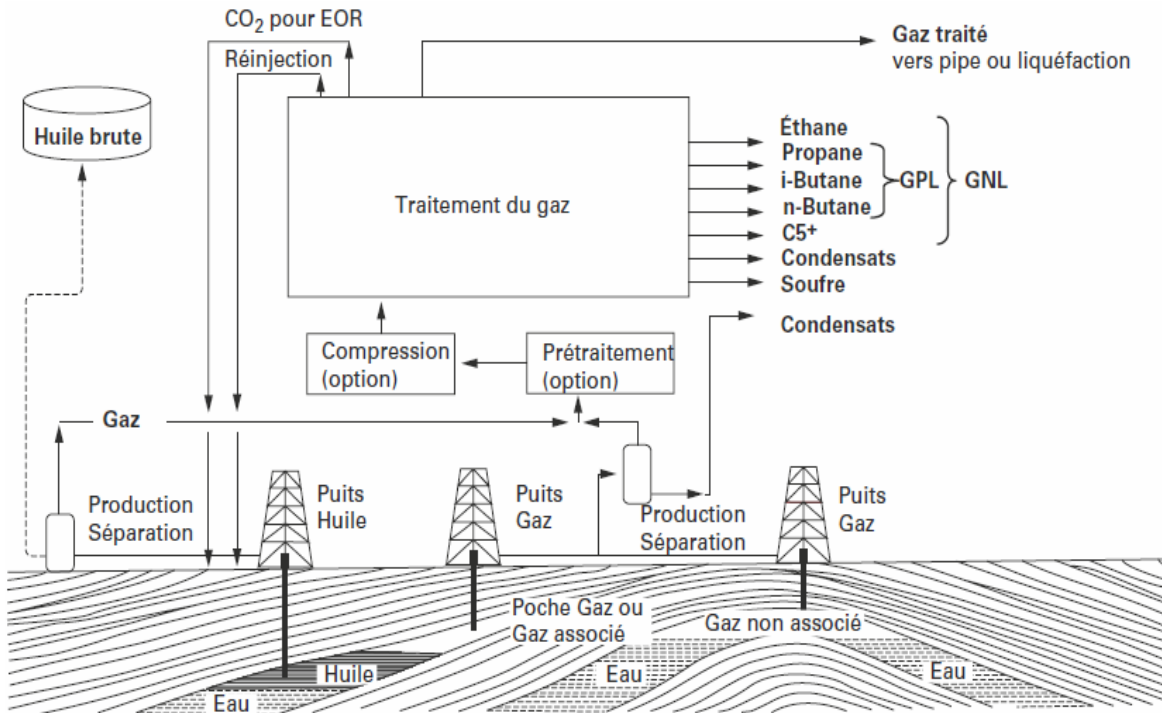


Figure I.2: Schéma de production et traitement du gaz [9].

I.8.1 Séparation :

La première étape de traitement permet de réaliser la séparation des fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent du puits pour amener le gaz à des spécifications de transport.

À la sortie du puits, dans le cas d'un gaz associé ou 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 [10].

➤ **Fraction liquide d'hydrocarbures (gaz associé ou à condensat)**

Les hydrocarbures lourds qui sont susceptibles de se condenser dans les réseaux de transport et de distribution (phénomène de condensation rétrograde) en causant des incidents d'exploitation.

➤ Eau libre :

L'eau, qui n'est pas gênante à l'état vapeur pour le transport et la distribution du gaz, mais qui peut être la cause des phénomènes suivants à l'état condensé :

- Formation de glace ou d'hydrates, lorsque les conditions de pression et de température du gaz sont favorables, engendrant rapidement des anomalies de fonctionnement des installations et pouvant se traduire par une interruption de la fourniture du gaz.
- Activation de la corrosion des ouvrages de transport et de distribution par les constituants acides du gaz ce qui correspond à un phénomène cumulatif dont les effets ne sont pas immédiatement perceptibles [17].

Pour réaliser une bonne séparation entre les phases liquide et vapeur, il est nécessaire d'utiliser plusieurs étages de séparation à des pressions décroissantes (2 à 3 étages selon le GOR et la pression en tête de puits) [10].

Dans un schéma typique, la production de champ à l'arrivée à l'usine de traitement est d'abord séparée dans un récupérateur de limaces, qui enlève les liquides et achemine le gaz vers un séparateur à haute pression (HP).

Les liquides sont dirigés vers un séparateur à moyenne pression, où les liquides d'hydrocarbures sont séparés et amenés au stabilisateur de condensat. Les liquides sont fractionnés dans le stabilisant, produisant un produit de condensat de fond constitué d'hydrocarbures C5 et plus lourds. Le condensat est extrait avec de la vapeur pour éliminer sa teneur en H₂S et doit satisfaire à une spécification. Ces spécifications sont nécessaires pour le transport et le stockage. Les vapeurs provenant du séparateur de milieu et de la colonne de stabilisation sont comprimées et recyclées vers le séparateur HP.

Le gaz naturel, une fois stabilisé sur le champ de production est transporté par gazoduc jusqu'à l'unité de liquéfaction. Il est de nouveau purifié, cette fois pour pouvoir respecter les spécifications de vente, et également les impératifs de liquéfaction : tous les composés pouvant se solidifier doivent être éliminés pour éviter le bouchage des échangeurs cryogéniques [18].

I.8.2 Déshydratation :

La déshydratation est un procédé d'élimination des molécules d'eau liquide ou vapeur contenues dans le gaz, par utilisation des moyens physiques ou chimiques afin d'éviter les problèmes suivants :

- Risque de corrosion des pipes (surtout en présence des gaz acides tels que CO₂ et H₂S).
- Risque de formation des hydrates causant le bouchage des conduites et des installations de production et de transport.
- Écoulement diphasique et augmentation de la perte de charge.
- Risque de solidification dans les procédés cryogéniques.
- Diminution du pouvoir calorifique du gaz [17].

Pour éviter ces phénomènes, il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz au moyen des techniques de traitement approprié. La déshydratation du gaz naturel est réalisée par différents types des procédés :

- L'absorption.
- La perméation gazeuse.
- L'adsorption [10].

I.8.2.1 Pré-déshydratation par refroidissement du gaz :

La teneur en eau du gaz naturel au point de saturation diminue lorsque la pression augmente ou lorsque la température diminue. Par conséquent la compression et/ou le refroidissement sont généralement utilisés comme étape de pré-déshydratation, avant un procédé d'adsorption ou d'absorption.

Méthode utilisée pour contrôler simultanément les points de rosée (eau-hydrocarbures) du gaz naturel.

Méthode également préconisée en amont d'un autre procédé de déshydratation [13].

I.8.2.2 Déshydratation par absorption :

L'absorption par un solvant dans une colonne de contact représente la technique la plus couramment pour traiter le gaz naturel. Le principe de base d'un tel procédé est représenté sur la figure (I.3) [9].

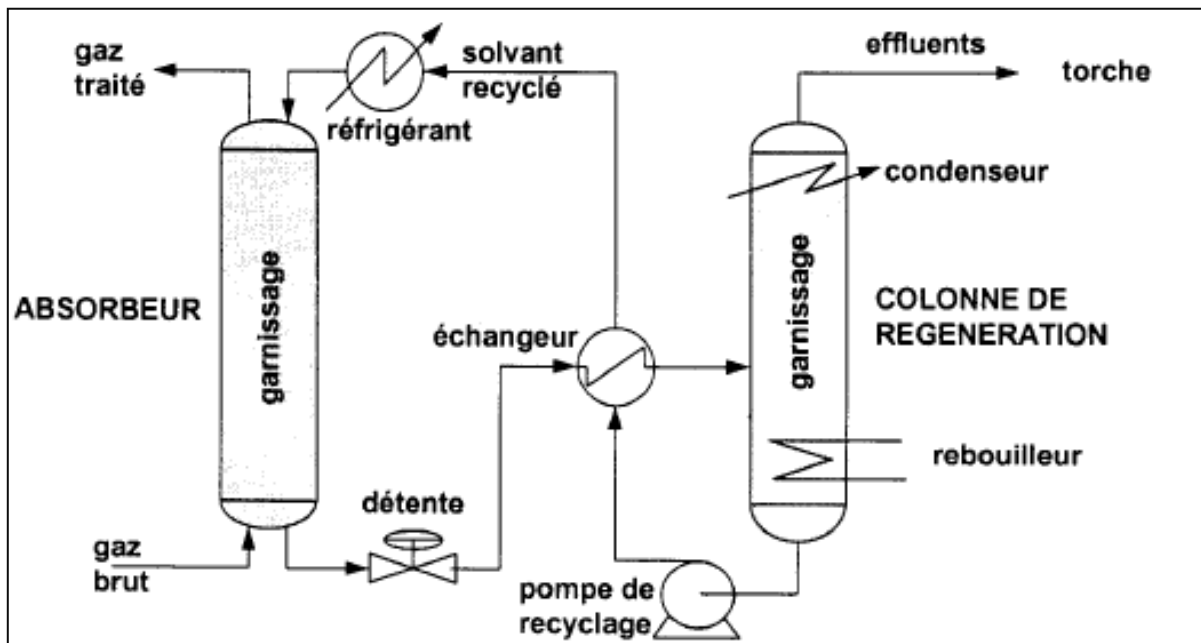


Figure I.3 : Schéma de principe d'une opération de déshydratation par absorption [13].

Le gaz à traiter circule, sous pression, à contre-courant avec un solvant plus ou moins sélectif dans une colonne à plateaux ou à garnissage appelée « absorbeur ». Le solvant arrivant en tête de colonne est pur puis se charge en impureté en descendant par gravité dans la colonne. Ainsi, en jouant sur le débit de solvant et le nombre de plateaux ou la hauteur de garnissage dans la colonne, il est possible d'amener le gaz sortant en haut de l'absorbeur à la spécification désirée.

Suivant la nature des espèces indésirables, le solvant est :

- Soit un solvant physique agissant par simple dissolution en fonction de coefficients de partage gaz/solvant privilégiant la solubilisation des constituants à éliminer dans le liquide de lavage
- Soit un solvant chimique réagissant sélectivement pour former un complexe avec l'espèce à retirer du gaz.

Le nombre de plateaux nécessaire pour obtenir une spécification donnée en sortie est déterminé généralement en considérant dans un premier temps une colonne constituée d'étages théoriques. Un étage théorique est un étage d'où les phases gaz et liquide de lavage sortent en satisfaisant les conditions de l'équilibre thermodynamique.

La conversion en plateaux réels se fait en tenant compte de l'efficacité réelle du type de plateau utilisé et la conversion en hauteur de garnissage se fait sur la base de la notion de hauteur équivalente à un plateau théorique ou de la notion empirique de hauteur d'unité de transfert. Le solvant sortant du bas de la colonne est chargé en impuretés retirées du gaz (solvant riche).

Il est d'abord partiellement régénéré par simple détente, pour récupérer le gaz naturel dissous, puis sa régénération se poursuit dans une autre colonne à garnissage où sont réalisées, suivant le type de liquide de lavage, des opérations de distillation, de décomposition du complexe chimique formé, et de stripping au gaz naturel ou à la vapeur.

Après avoir été refroidi, pour favoriser sa capacité d'absorption, le solvant régénéré (solvant pauvre) est recyclé sous pression en tête d'absorbeur par une pompe de reprise [17].

I.8.2.3 Déshydratation par perméation gazeuse (membrane) :

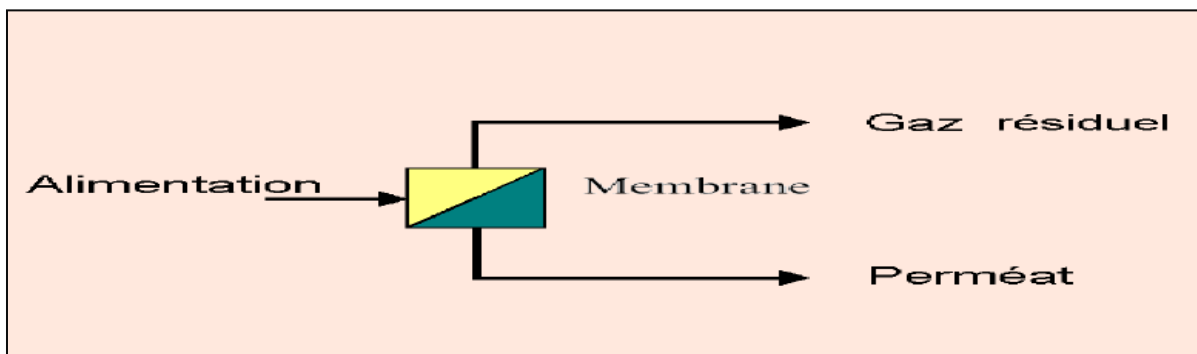


Figure I.4 : Déshydratation par membranes de perméation [13].

Les procédés de séparation utilisent la séparation par passage sélectif (perméation) d'un ou plusieurs composés. La composition de la matière passant à travers la membrane est donc différente de la composition de celle retenue par la membrane.

Ce type d'opération est schématisé sur la figure (I.4) en pratique, les membranes sont intégrées dans un support pour former ce que l'on appelle un module. Dans cette figure, le flux passant à travers la membrane est appelé perméat, et le flux retenu par la membrane est

appelé retenta. La différence de pression entre le flux entrant et le flux du perméat crée la force motrice de la séparation, la fraction du flux d'entrée qui passe à travers la membrane est appelée taux de conversion [13].

I.8.2.4 Déshydratation par adsorption :

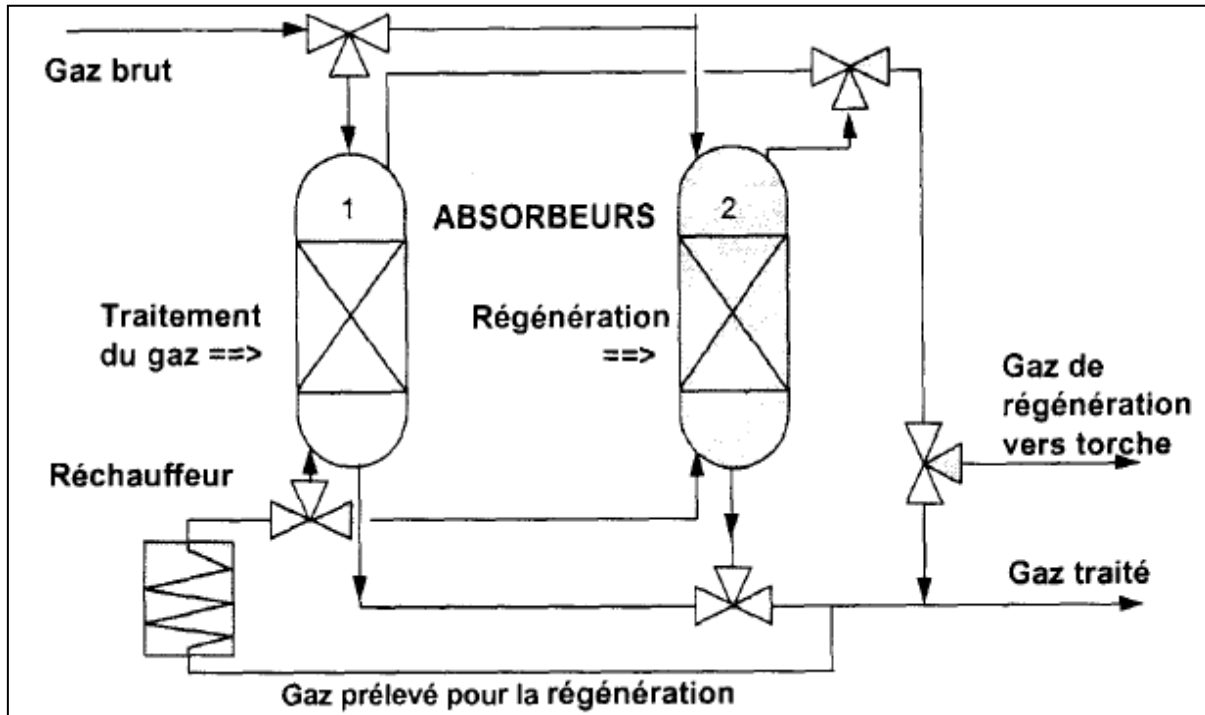


Figure I.5 : Procédé de déshydratation par adsorption.

Les procédés de séparation par adsorption sont généralement employés lorsqu'une pureté élevée est recherchée [10].

- 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.

Ce type de procédés met en œuvre une phase solide, sous forme de grains, ayant une très grande surface spécifique au contact de laquelle sont retenues préférentiellement les impuretés à éliminer. Contrairement aux absorbants solides, il n'y a aucune transformation chimique et seuls des phénomènes d'adsorption puis de désorption sont mis en jeu. Il s'agit en fait d'un même phénomène de surface réversible en fonction des conditions de P et T soumises à

l'adsorbant ce qui permet de réaliser alternativement pour une charge donnée des cycles d'adsorption (traitement du gaz) et de désorption (régénération).

Contrairement aux liquides de lavage, les adsorbants se prêtent mal à une circulation en continu (pour une régénération en dehors de l'absorbeur) et sont utilisés en lit fixe selon une séquence périodique nécessitant l'utilisation simultanée d'au moins deux charges : un lit opère en adsorption tandis que l'autre subit une séquence de régénération avec un gaz de balayage, les deux lits étant commutés périodiquement [17].

I.8.3 Démercurisation :

Un catalyseur d'oxyde métallique ou de carbone imprégné de soufre est utilisé pour enlever les traces de mercure détecté dans le gaz à la sortie de la section de déshydratation qui peuvent être présentes dans le gaz naturel. Le mercure doit en effet être contrôlé et éliminé afin de protéger l'intégrité mécanique des équipements à base d'aluminium dans le procédé de liquéfaction. Le mercure constitue une matière résiduelle dangereuse et la manipulation, le transport, le traitement et l'élimination de cette substance se fera dans le respect des exigences réglementaires en vigueur [19].

I.8.4 Désacidification :

Les principaux procédés utilisés pour réaliser la désacidification font appel à l'absorption, la sélectivité de l'absorption, solvant vis-à-vis des gaz acides étant basée sur une affinité soit de type chimique (lavage au carbonate de potassium (K_2CO_3)), soit de type physique (lavage aux amines (Monoéthanolamine 'MEA', Diéthanolamine 'DEA', etc...)) [10].

Un absorbeur élimine les gaz acides (si requis selon la composition du gaz naturel) soit :

- Le dioxyde de carbone CO_2 car il gèle à une température supérieure au point d'ébullition atmosphérique du gaz naturel liquéfié. si le passage de CO_2 est momentanée, cela pourra se traduire par une baisse de rendement de l'installation, étant donné la diminution des échanges thermiques au niveau de l'échangeur principal de la liquéfaction, du fait de la fixation du CO_2 à l'intérieur des tubes.
- Le sulfure d'hydrogène H_2S car il entraîne une pollution atmosphérique lorsqu'il est brûlé avec un combustible (est un composé toxique).

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.

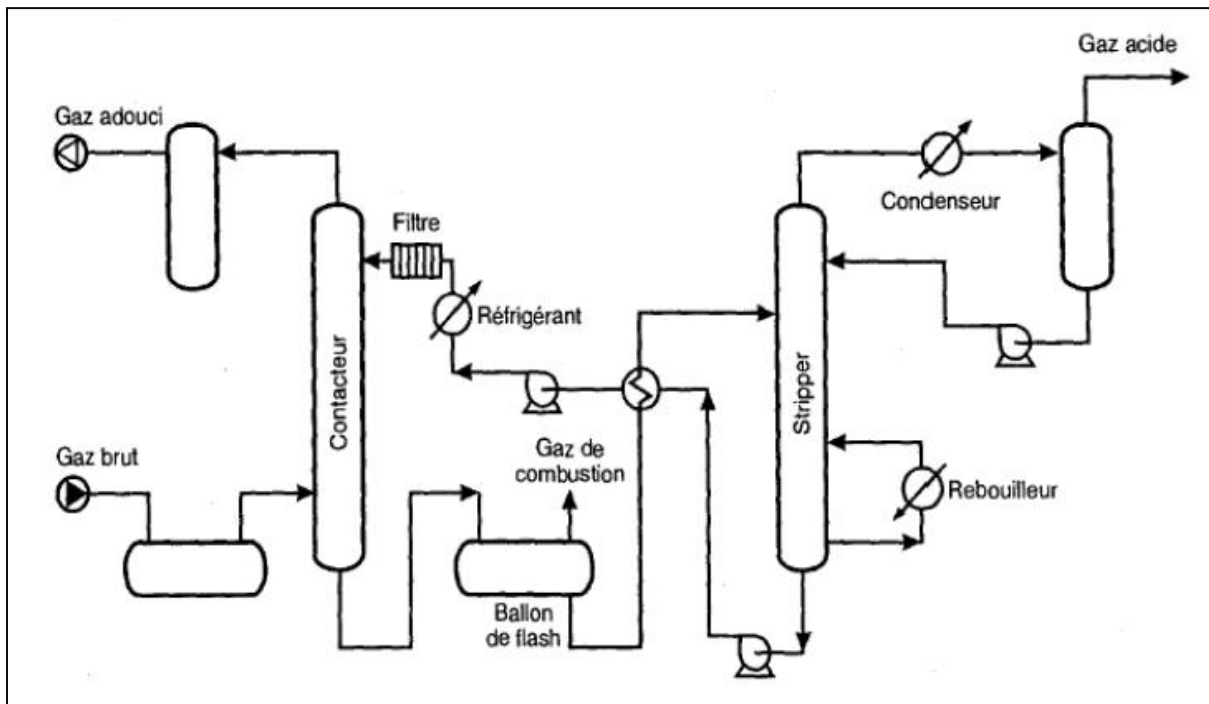


Figure I.6 : Schéma de principe d'un procédé de désacidification aux amines.

1. Une tour "absorbeur" dans laquelle circule de bas en haut le gaz acide
2. La DEA est introduite par le haut, elle absorbe H₂S et CO₂ contenus dans le gaz, en les "contactant" sur des anneaux (caractérisés par une très grande surface pour un petit volume).
3. La DEA est ensuite régénérée dans une unité de distillation avec rebouilleur, et le gaz acide dont elle est purifiée, est soit brûlé à une torche spéciale, ou bien utilisé pour fabriquer du soufre dans une unité au procédé "Claus" [15].

I.8.5 Fractionnement

Lorsque le gaz naturel contient une fraction relativement importante d'hydrocarbures autres que le méthane (gaz à condensat ou gaz associé), la séparation d'au moins une partie de ces hydrocarbures peut devenir nécessaire pour éviter la formation d'une phase liquide au cours du transport.

Cette séparation est en général réalisée par abaissement de température avec formation d'une phase liquide.

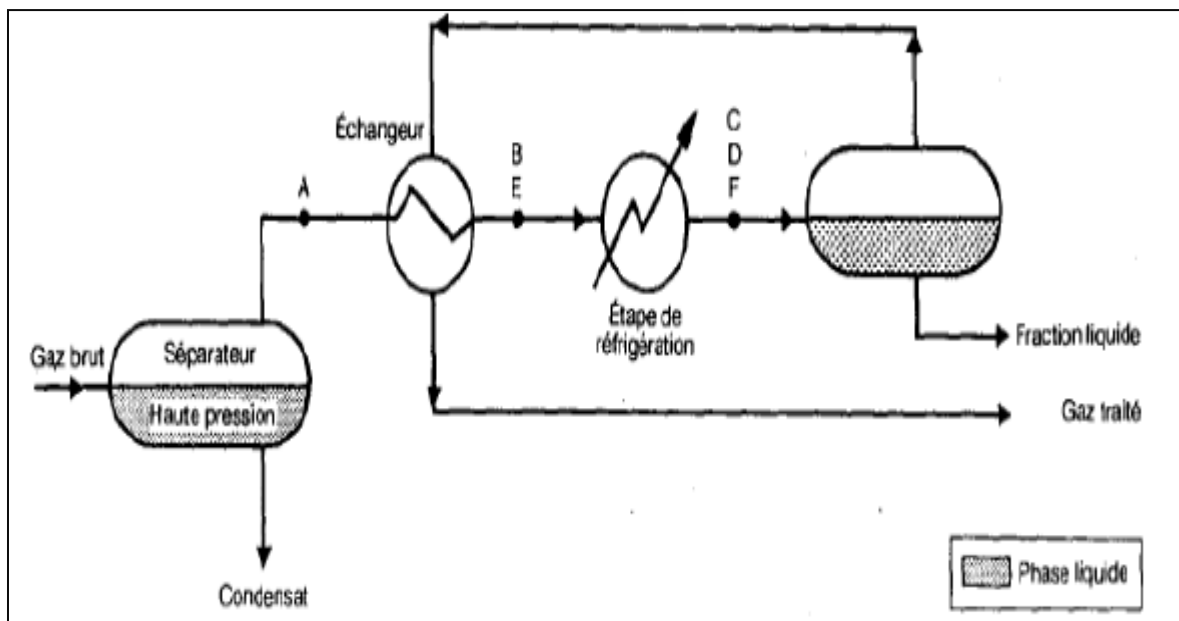


Figure I.7 : Fractionnement par abaissement de température.

Le gaz sortant du séparateur à haute pression est refroidi par un échange de chaleur avec le gaz traité, suivi d'une étape de réfrigération. La réfrigération est réalisée soit au moyen d'un cycle de réfrigération externe, soit par détente [10].



Chapitre II

La liquéfaction du gaz naturel



Chapitre II : La liquéfaction du gaz naturel

II.1 Introduction

Permettre l'utilisation du gaz naturel (GN) pour des consommateurs éloignés à des milliers de km des centres de production du gaz dans des conditions de pression et de volumes acceptables et compatibles avec les technologies disponibles de nos jours.

La solution pratique consiste à liquéfier le GN pour permettre son transport sous forme liquide (GNL) jusqu'aux centres de regazéification ou il est vaporisé dans des échangeurs à eau de mer puis injecté dans les réseaux de distribution [20].

La liquéfaction du gaz naturel a pour objectif de réduire son volume (d'un facteur 600) pour pouvoir le transporter par bateau sur de très grandes distances, ou à travers des mers profondes (lorsque le transport par gazoduc n'est pas économique) [24]. Le transport par bateau permet également de s'affranchir des contraintes géostratégiques et de ne pas dépendre d'un fournisseur unique, réduire la température du gaz naturel à -162°C et à une pression légèrement supérieure à la pression atmosphérique [24].

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.

II.2 Historique de la liquéfaction

Le gaz naturel liquéfié est souple, simple d'usage et c'est aussi devenu un grand combustible industriel par sa haute température de flamme, sa facilité de régulation et son faible impact sur l'environnement [13].

Le procédé de liquéfaction a initialement été développé aux États-Unis dans les années 1910. À l'époque, l'objectif principal était la séparation de l'hélium contenu naturellement dans le gaz naturel par distillation fractionnée. Un premier brevet sur le transport par barge fut déposé dès 1914, mais ne fut pas suivi d'application industrielle [14].

La première installation de liquéfaction du gaz naturel fut construite en Virginie de l'ouest en 1912 mais ne commença son activité qu'en 1917. Le GNL était alors stocké dans des réservoirs sous pression atmosphérique [15].

En Amérique du Nord, les entreprises spécialisées dans la liquéfaction et le stockage du gaz naturel ont commencé leurs activités dans les années 1940 [22].

En 1941 la première usine commerciale de liquéfaction du gaz naturel ouvrit à Cleveland. Elle servait au stockage temporaire du gaz, pour lisser la consommation sur le réseau et comprenait trois réservoirs isolés à l'aide de liège.

Avec un volume 600 fois inférieur à celui du gaz naturel à l'état gazeux, le GNL peut être transporté par des méthaniers sur des grandes distances et vers des destinations flexibles.

En 1959 le premier navire expérimental (méthane Pioneer) transporte la première cargaison du GNL entre Lake Charles (Louisiane) et Canvey Island (Royaume-Uni). Quelques voyages expérimentaux seront effectués dans les mois suivants, mais le développement commercial du transport maritime du GNL débute lorsque d'immenses gisements du gaz naturel sont découverts dans le sous-sol algérien [16].

En 1885, la première ligne de transport du 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 l'Etat de New York. En 1961, la construction de la première grande usine de liquéfaction à Arzew et la compagnie algérienne du méthane liquéfié (CAMEL) est constituée. En 1964, la réalisation de la première chaîne commerciale du GNL dans le monde [22], il exporta du gaz de gisement de Hassi R'Mel en Algérie vers la Grande-Bretagne, puis vers la France et les États-Unis [10].

En 1969 la première installation de liquéfaction et d'exportation du GNL en Amérique du nord a été mise en service à Kenai, en Alaska vers le Japon. Depuis, le commerce du gaz naturel liquéfié a connu une croissance ininterrompue, marquée par la diversification progressive des fournisseurs et des clientes [11].

Le premier terminal en Amérique du nord à recevoir et regazéifier le GNL a été inauguré en 1971 à Everett, au Massachusetts. Depuis lors, de nombreux terminaux méthaniers ont été construits dans l'ensemble de l'Amérique du nord, dont le premier au Mexique en 2006 et le premier au Canada en 2009, à Saint John, au Nouveau-Brunswick [22].

II.3 La Chaîne du GNL

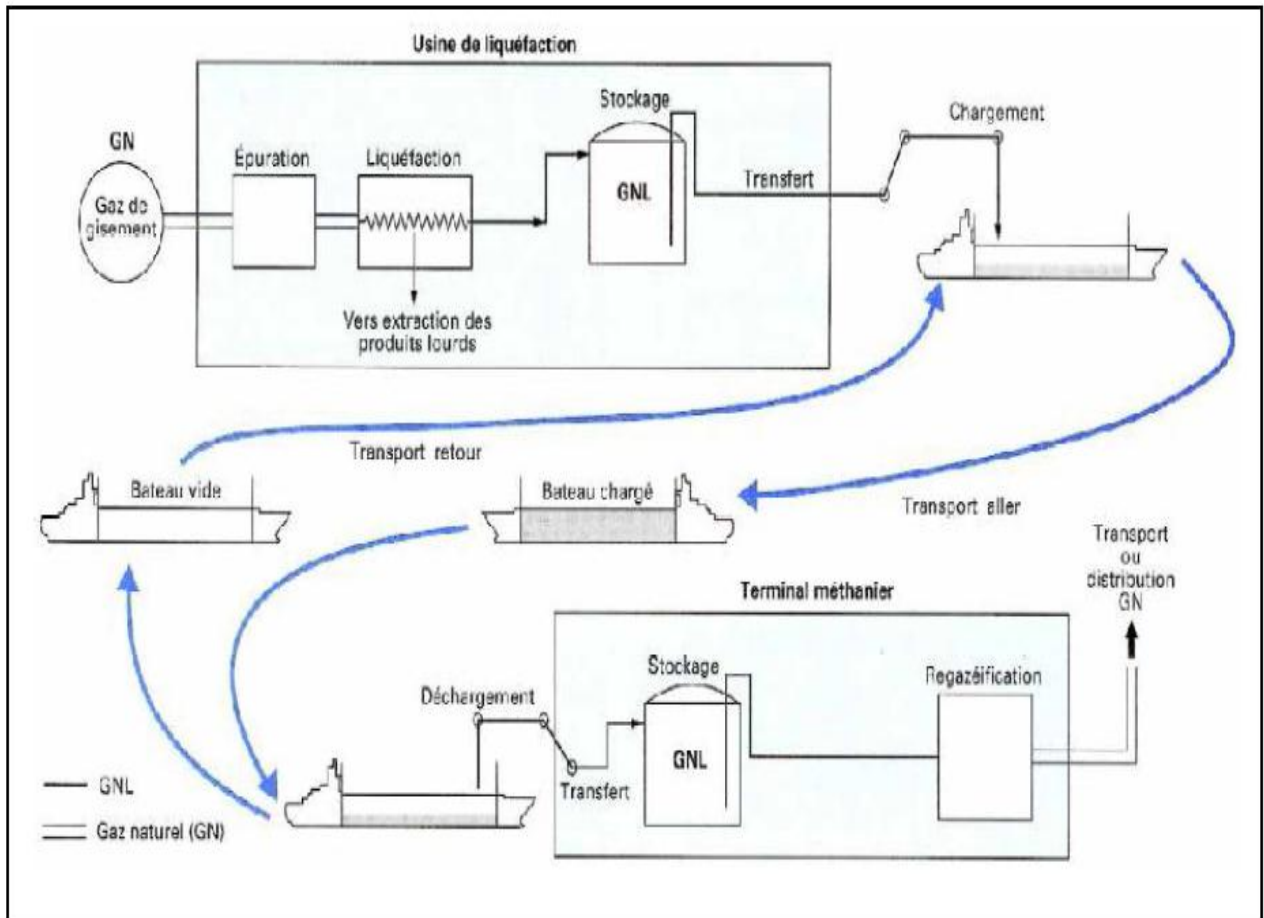


Figure II.1 : La Chaîne du GNL [28].

II.3.1 Traitement et transport par gazoduc vers l'usine de liquéfaction :

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer au moins partiellement certains des constituants présents à la sortie du puits tels que l'eau, le gaz acides et les hydrocarbures lourds pour amener le gaz à des spécifications de transport ou à des spécifications commerciales.

La réparation 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 le gaz transportable [10].

Le gaz naturel, est une fois stabilisé sur le champ de production (séparation des condensats et ajustement des points de rosée eau et hydrocarbures lourd au moins partiellement, qui sont nécessaires pour le transport et le stockage pour éviter les condensations et la corrosion dans la canalisation) est transporté par gazoduc jusqu'à l'unité de liquéfaction.

II.3.2 L'usine de liquéfaction :

II.3.2.1 Prétraitement du gaz produit :

Le gaz naturel purifié, cette fois pour pouvoir respecter les spécifications de vente, et également les impératifs de liquéfaction: tous les composés pouvant se solidifier doivent être éliminés pour éviter le bouchage des échangeurs cryogéniques et produire un gaz pauvre pour la liquéfaction.

Tableau II.1: Spécifications du gaz naturel pour liquéfaction.

Constituants	Limites	Spécification
Sulfure d'hydrogène H ₂ S	< 3.5 ppmv	Produit
Soufre total	< 30 mg/Sm ³	Produit
Dioxyde de Carbone CO ₂	< 50 ppmv	Risque de cristallisation
Mercure H _g	< 0.01 mg/Sm ³	Corrosion de l'aluminium
L'eau H ₂ O	0.1 à 1 ppmv	Risque de cristallisation
C ₆ H ₆	< 1 ppmv	Risque de cristallisation
Les hydrocarbures lourd C ₅ +	< 0.1% en volume	Produit

II.3.2.2 Liquéfaction du gaz naturel :

Le gaz pauvre quittant l'unité de prétraitement entre dans l'unité de liquéfaction qui refroidit et liquéfie le gaz dans un processus de réfrigération. Les technologies de liquéfaction sont basées sur des cycles de réfrigération, qui prennent du gaz d'alimentation chaud prétraité et refroidit et le condense à des températures cryogéniques en un produit liquide.

Le réfrigérant peut faire partie de l'alimentation en gaz naturel (processus à cycle ouvert) ou un fluide séparé peut être recerclé à travers le liquéfacteur ou échangeur de chaleur (procédé à cycle fermé). Pour atteindre les températures extrêmement froides ou cryogéniques nécessaire pour produire du GNL, le travail doit être mis dans le (s) cycle (s) de réfrigérant (s) à travers un réfrigérant compresseur (s), et la chaleur doit être rejetée du cycle (s) à travers les refroidisseurs d'air ou d'eau.

Après la liquéfaction du gaz naturel, une unité de rejet d'azote est nécessaire si la teneur en azote est supérieure aux spécifications commerciales du GNL, typiquement à 1% en moles. La faible teneur en azote du produit GNL est nécessaire pour éviter les basses températures de liquéfaction, pour réduire la teneur en azote dans l'ébullition de sorte qu'il puisse être utilisé comme gaz combustible et pour réduire le risque de retournement dans les réservoirs des terminaux lorsqu'il est livré aux clients. Le renversement se produit dans un réservoir météorisé, où il y a un mélange rapide de couches stratifiées dans un réservoir du GNL, provoquant une libération soudaine des très hauts niveaux du gaz d'évaporation sur une courte période.

Typiquement, le GNL provenant de l'usine de liquéfaction est mis sous pression dans un ballon de détente pour se rapprocher de la pression de stockage du GNL, et l'azote, étant le composant le plus léger, est évaporé et retiré. La vapeur riche en azote est comprimée et récupérée sous forme de gaz combustible. Le liquide flashé est pompé dans les réservoirs de stockage pour l'exportation. Ce processus d'arrêt rapide est bien adapté pour alimenter des gaz avec une teneur en azote allant jusqu'à 2% en moles.

Cependant, avec un gaz d'alimentation à forte teneur en azote, le processus simple de fin d'éclair n'est pas suffisant et une étape supplémentaire de fractionnement est nécessaire. Si elle n'est pas retirée, la teneur élevée en azote abaisserait la température de liquéfaction et augmenterait la consommation d'énergie de l'unité de réfrigération. De plus, la teneur en azote du gaz de détente et du gaz d'évaporation serait plus élevée, ce qui pourrait ne pas correspondre à la spécification de la valeur calorifique du gaz combustible. Par conséquent, il existe une justification pour éliminer la teneur en azote avant ou pendant la liquéfaction. L'élimination de l'azote par le procédé de séparation cryogénique est le procédé éprouvé d'élimination de l'azote pour la production du GNL. Les autres alternatives, telles que l'adsorption modulée en pression ou la technologie membranaire, ne sont pas compétitives en termes de coûts pour répondre à la très faible spécification de l'azote [18].

II.3.3 Chargement du GNL :

En fonction de la demande du client, le GNL peut être chargé dans des camions GNL dans une aire de chargement de camions et / ou dans des navires méthaniers à la jetée. Pendant le chargement du camion GNL, le GNL est pompé vers le camion au moyen de pompes de chargement de camion. Le GNL est acheminé via la ligne de chargement du camion et le tuyau de chargement vers le camion. Pour le chargement des navires GNL, le GNL qui est stocké dans les réservoirs de stockage est pompé vers la jetée du produit. À la jetée, le GNL est chargé sur des navires GNL pour l'exportation [18].

II.3.4 Transport :

La prochaine étape de la chaîne d'approvisionnement en GNL est le transport du gaz naturel liquéfié vers les installations de regazéification. Les principaux modes de transport sont les navires et les camions [18].

II.3.4.1 Par bateau :

Le transport de telles quantités se fait régulièrement à travers le monde entre les pays producteurs et les pays consommateurs. Le côté des producteurs on trouve les unités de liquéfaction du GN, et de l'autre côté des consommateurs on trouve les unités de regazéification du GNL en GN.

La liaison entre les deux se faisant par des navires spéciaux appelés " Méthaniers" équipés de cuves à l'isolement thermique très poussé pour diminuer les incidences du milieu ambiant d'eau de mer, permettant de maintenir la température du GNL en dessous de son point de rosée. Couramment cette température avoisine - 162°C.

Cependant il y a de très légères pertes du GNL pendant la traversée, sous forme vapeur, dues à l'incidence des facteurs suivants :

- La durée du transport (de 2 à 20 jours) et la vitesse moyenne de 20 nœuds.
- Les mouvements de tangage et roulis du navire.
- La température des "mers chaudes" dans les trajets de livraison.

Ces quantités très faibles, au demeurant, sont utilisées comme Fuel-Gas pour aider à la chauffe de la génération de vapeur d'entraînement des turbines motrices du navire ou autres utilités [20].



Figure II.2 : Méthanier pour transport du GNL.

II.3.4.2 Par camion :

Lorsque les consommateurs sont situés dans les zones côtières, le GNL peut être livré par bateau. Mais lorsqu'ils sont situés à l'intérieur des terres, la seule méthode viable consiste à transporter par camion des équipements mobiles tels que des remorques routières, des conteneurs cryogéniques intermodaux ISO ou des unités de livraison plus petites.



Figure II.3 : Camion du GNL typique [18].

II.3.5 Terminaux de réception du GNL :

Les transporteurs du GNL livrent le GNL à un terminal récepteur, qui renvoie ensuite le GNL à l'état gazeux.

II.3.5.1 Terminaux GNL off shore:

Un terminal méthanier off shore reçoit le GNL des navires de haute mer, regazéfie le GNL immédiatement ou après son stockage, et livre le GNL aux clients on shore à travers un pipeline sous-marin. Il existe essentiellement deux concepts fondamentaux pour les terminaux méthaniers off shore: les structures de base gravitaires (GBS) et les unités flottantes de stockage et de regazéification (FSRU). Le choix de la conception dépend des conditions du site, telles que la profondeur de l'eau, le sol sous-marin, l'état de la mer et les capacités d'émission.

Un GBS (Gravity Base Structures) est une structure en béton fixe posée sur le fond marin. La structure est installée avec les réservoirs de stockage du GNL et l'équipement de regazéification.

Une FSRU (Floating Storage and Regasification Unit) est un navire du GNL qui peut être un concept personnalisé ou un transporteur existant modifié pour inclure l'installation de regazéification. Ce sont des structures flottantes, soit amarrées au fond de la mer par l'intermédiaire d'un système d'amarrage à tourelle, soit attachées à une jetée dans une zone portuaire. La conception du SGB est plus permanente et prend plus de temps à construire, et le coût en capital est plus élevé. Cependant, la conception de GBS peut être étendue pour un débit plus élevé tandis que FSRU est limitée par l'immobilier sur le navire [18].

II.3.5.2 Terminaux GNL on shore :

Un schéma de processus typique du terminal de réception GNL on shore est illustré à la Figure (II.4). Comme la montre la Figure, le GNL est déchargé au moyen des pompes du navire vers les bras de déchargement de la jetée, puis vers le réservoir de stockage cryogéniques à la pression atmosphérique à travers les lignes de déchargement. Il est ensuite pompé à haute pression à travers divers composants terminaux où il est chauffé dans un environnement contrôlé.

Le GNL peut être chauffé par plusieurs méthodes, y compris les appareils de chauffage à chauffage direct, l'eau de mer, l'eau chauffée ou l'air. Une fois regazéifié, le gaz naturel est

acheminé dans les conduites de distribution vers les différentes utilisations ou centrales de production d'énergie [18].

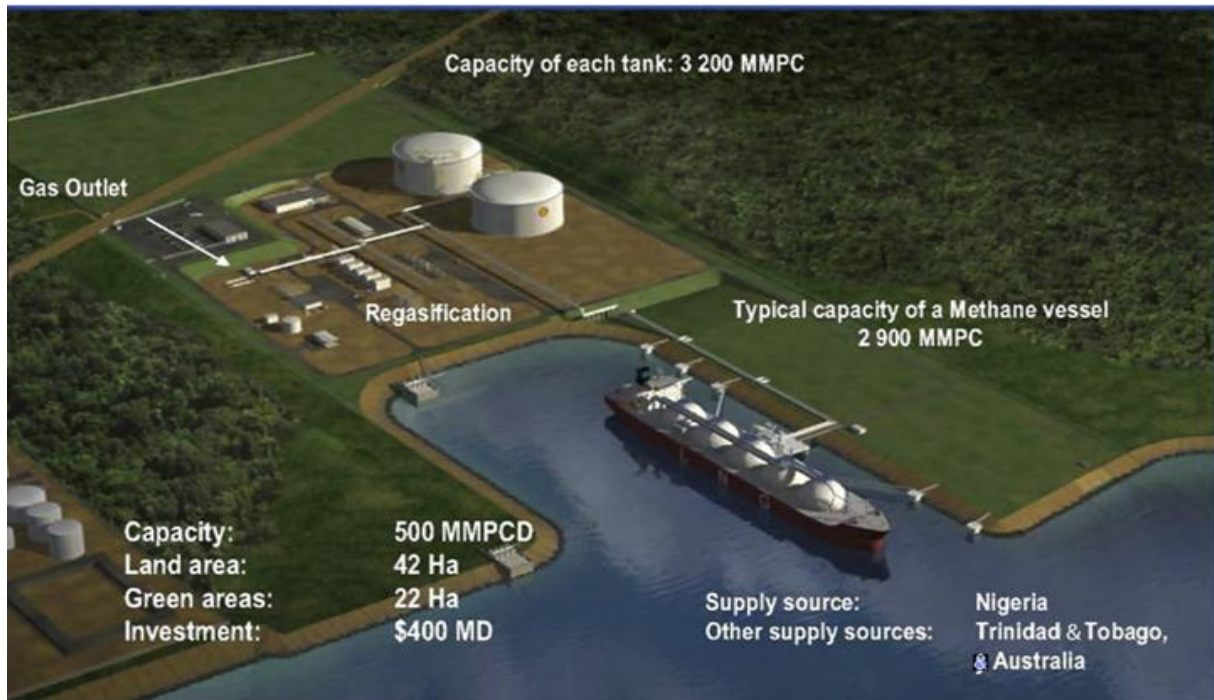


Figure II.4 : Modèle d'un terminal de réception GNL typique [18].

II.3.6 Regazéification :

La capacité mondiale de regazéification a atteint 776.8 MTPA fin 2016 et 794.6 MTPA fin janvier 2017, principalement soutenue par des capacités supplémentaires mises en ligne sur des marchés établis tels que la Chine, le Japon, la France, l'Inde, la Turquie et la Corée du sud [1].

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, le plus souvent par l'intermédiaire d'une série d'échangeurs thermiques à ruissellement d'eau de mer [18].

II.3.7 Odorisation, envoi et livraison :

Puisque le gaz naturel est incolore et inodore, une fuite est difficile à détecter sans instruments appropriés. Par conséquent, l'odorisation du gaz naturel regazéifié pour faciliter la détection d'une fuite du gaz est nécessaire dans des nombreuses régions et pays avant d'être distribuée aux consommateurs (en particulier pour les clients résidentiels et commerciaux dans les zones densément peuplées) [18].

II. 4 Les différents procédés de liquéfaction

Le processus de liquéfaction du gaz naturel est l'élément clé des usines du GNL en termes de coût, de complexité et d'importance opérationnelle. Ces processus sont basés sur des cycles de réfrigération, qui prennent du gaz d'alimentation chaud prétraité et refroidit et le condense à des températures cryogéniques en un produit liquide [18].

Le choix des procédés de liquéfaction s'est de plus en plus diversifié ces dernières années. Un certain nombre de conceptions se sont concentrées sur des nouveaux concepts, tels que des trains de liquéfaction plus petits et flottants. Les procédés de liquéfaction d'Air Products représentaient près de 80% des usines existantes en 2016 [1].

Il existe plusieurs procédés de liquéfaction du gaz naturel homologués disponibles avec divers degrés de complexité et expérience. Les différences entre les procédés de liquéfaction du gaz sont principalement associées au type de cycle de réfrigération utilisé.

Ces processus peuvent être globalement classés en:

- Les procédés de liquéfaction en cascade utilisant des réfrigérants purs.
- Les procédés de mélange de réfrigérant [16].

II.4.1 Procédé avec trois boucles de réfrigération (Cycle à cascade classique) :

Le cycle à cascade classique est fondé sur l'utilisation de trois cycles de réfrigération des composants purs. Chaque réfrigérant agit au niveau de température approprié et le refroidissement est successivement réalisé, de l'extrémité chaude à l'extrémité froide, par les cycles du propane, de l'éthylène et du méthane. La figure (III.5) représente le schéma fonctionnel d'une installation fonctionnant d'après le procédé de Pictet (cascade).

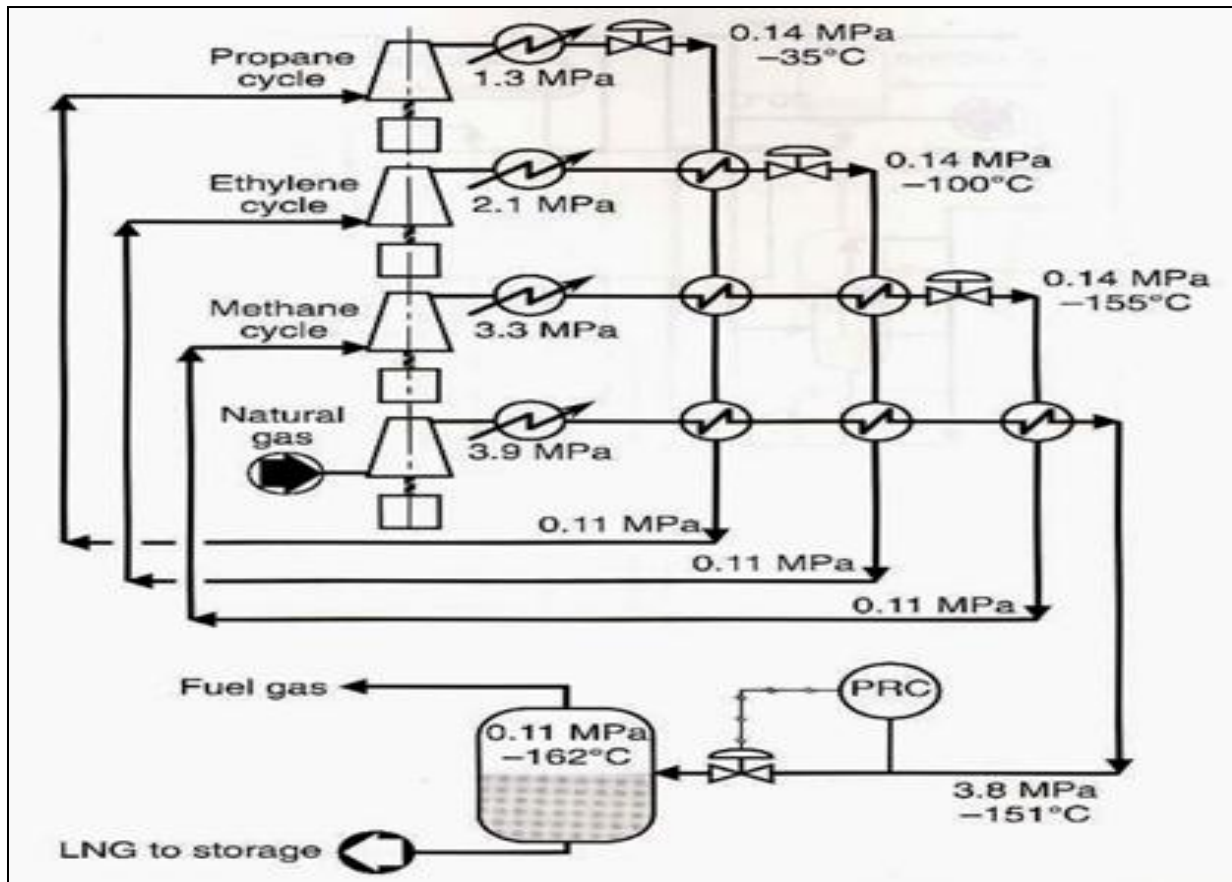


Figure II.5 : Schéma simplifié du procédé à cascade [31].

Le procédé met en œuvre trois cycles en cascade, le réfrigérant utilisé dans chacun des cycles étant constitué par un corps pur, le propane utilisé dans le premier cycle permet d'atteindre -35°C . Le gaz naturel est liquéfié sous pression à -100°C au moyen d'un cycle fonctionnant avec de l'éthylène et il est sous-refroidi jusqu'à -155°C à l'aide du cycle au méthane. Dans chacun des cycles, la pression de vaporisation la plus basse est fixée à une valeur légèrement supérieure à la pression atmosphérique de manière à éviter, pour des raisons de sécurité, le risque d'entrée d'air.

Le propane, comprimé jusqu'à 1.3 MPa dans le premier cycle, est condensé par l'eau de refroidissement. La vaporisation du propane à -35°C permet de refroidir le gaz naturel et aussi de condenser l'éthylène à -100°C permet de liquéfier le gaz naturel sous pression et de condenser le méthane comprimé à 3.9 MPa dans le troisième cycle. Le gaz naturel liquéfié étant sous-refroidi à -155°C , la détente de la phase liquide jusqu'à la pression atmosphérique se traduit par une vaporisation partielle (flash), qui permet d'atteindre la température d'équilibre liquide-vapeur à la pression atmosphérique [10].

Ensuite, en passant à travers le robinet régleur ce gaz subit une détente jusqu'à l'état correspondant au mélange à deux phases.

Le constituant liquide de ce mélange est séparé et extrait du circuit, alors que la partie non liquéfiée du gaz est renvoyée dans le compresseur pour répéter le cycle [21].

II.4.2 Procédé PRICO de Black & Veatch Pritchard :

Black et Veatch Pritchard ont développé un procédé de réfrigération mixte propriétaire, PRICO, qui a été utilisé avec succès dans les applications de charge de base et de rasage de pointe. La configuration de base (cycle de PRICO) est montrée à la figure (III.6).

Le cycle de Pritchard est un cycle à fluide frigorigène unique constitué d'un mélange adéquat de certains composants du gaz naturel (azote, méthane, éthane, propane, butane et pentane).

Le système de réfrigération PRICO est simple et le nombre de comptages de l'équipement est inférieur à celui des procédés MR ou cascade pré-refroidis au propane. Cependant, ce procédé n'est pas aussi efficace que les procédés à cycles multiples et n'est donc adapté aux grandes installations du GNL à charge de base. Le procédé PRICO est principalement réservé aux applications de production du GNL à plus petite échelle ou de pointe [18].

À titre de référence, 25% des usines américaines de pointe utilisent ce procédé, et aussi plusieurs usines de liquéfaction utilisant cette technologie ont été construites en Chine au cours des dernières années, a été récemment utilisé pour les applications de pointe en matière de rasage et des carburants en raison de sa simplicité d'utilisation, de ses faibles coûts d'investissement et d'exploitation et de sa flexibilité [1].

contre-courant du gaz naturel (1ère et 2ème passe) et de réfrigérant à haute pression cède ses frigories à ces derniers pour sortir en phase vapeur et retourner aux ballons d'aspiration du compresseur et le cycle est répété.

II.4.3 Procédé de réfrigérant mixte pré-refroidi au propane APCI :

Le procédé de réfrigération mixte pré-refroidi au propane (C3-MR), est le procédé de liquéfaction le plus largement utilisé à ce jour. Ce processus a dominé dans la technologie GNL depuis la fin des années 1970 avec environ 75% de la liquéfaction du gaz naturel marché [18].

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 [25].

Le processus C3-MR, Il s'agit d'une combinaison des cycles de cascade à réfrigérant pur (système de pré-refroidissement du propane) et de cycles à réfrigérant mixte composé d'azote, de méthane, d'éthane et de propane.

Les procédés de liquéfaction d'Air Products représentaient près de 80% des usines existantes en 2016 (voir Figure III.6): le procédé AP-C3MR détenait la plus grande part avec 47%, suivi par l'AP X (15%) et l'AP-C3MR / Processus SplitMR (14%) [1].

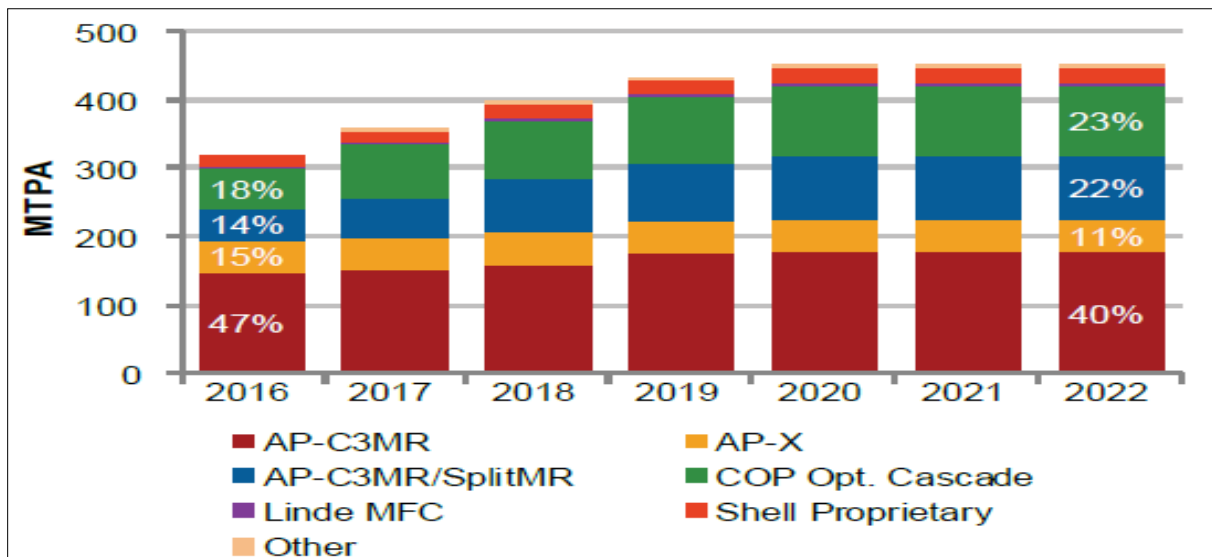


Figure II.7: Capacité de liquéfaction par type de procédé, 2016-2022.

Il existe d'autres procédés pour la liquéfaction du gaz naturel, mais leurs utilisations sont très restreintes, vu la complexité de leur mise en œuvre et leur prix de revient trop élevé.

Chapitre III : Etude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

III.1 Description de procédé APCI (C3-MR)

Le procédé de réfrigération mixte pré-refroidi au propane (C3-MR), appelé aussi procédé APCI, est composé de deux cycles de réfrigération :

- Un cycle à réfrigérant pur (propane) pour le pré-refroidissement du gaz à plusieurs étapes.
- Un cycle à réfrigérant mixte pour la liquéfaction et le sous-refroidissement du gaz naturel (cycle MCR).

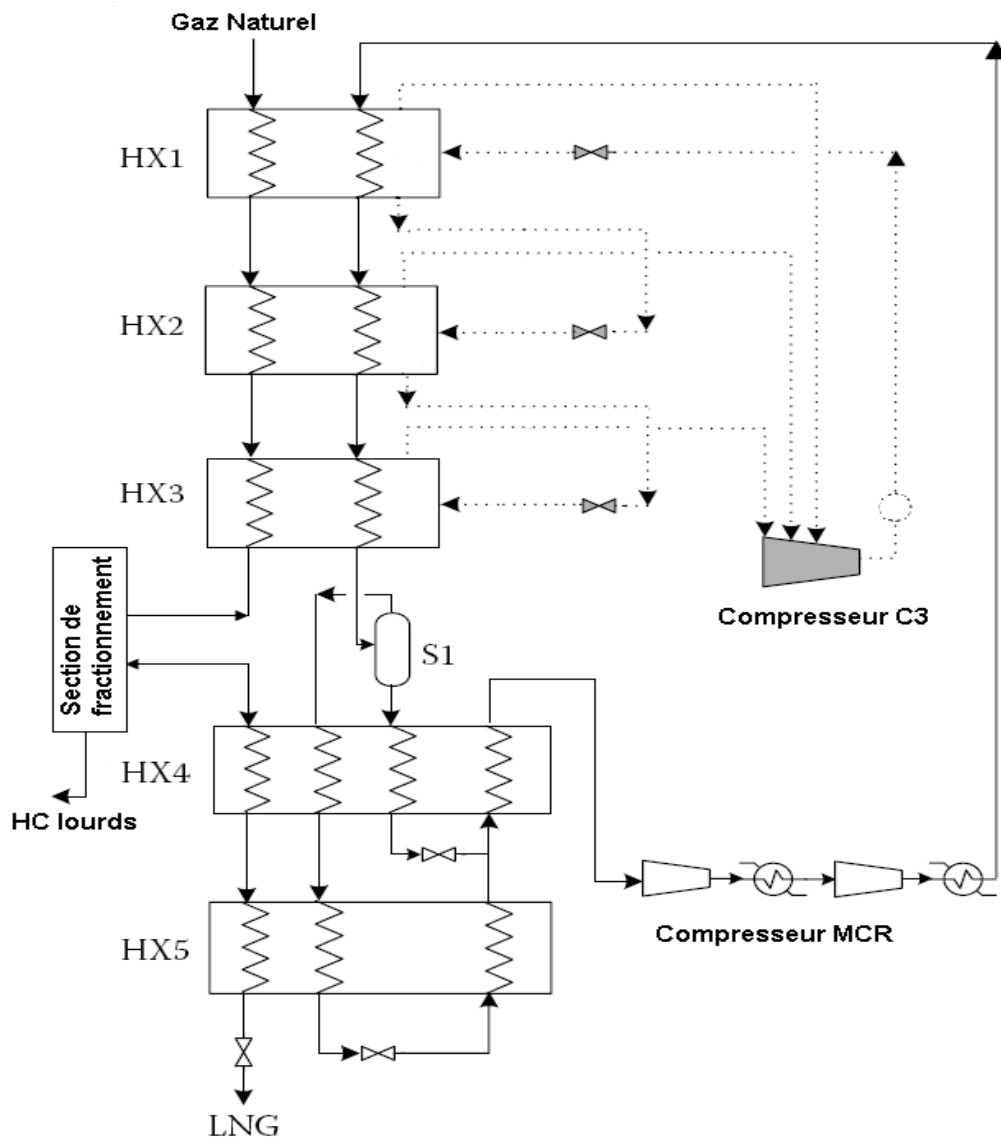


Figure III.1: Schéma du procédé C3-MCR.

III.1.1 La boucle de pré- refroidissement au propane :

Le réseau propane assure le refroidissement du circuit du gaz d'alimentation et 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 sa 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 pré-refroidi en première étape le gaz naturel jusqu'à une température d'environ -32°C et condense partiellement le MCR.

III.1.2 La boucle de réfrigération MCR :

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.

Le MCR est comprimé par deux compresseurs centrifuges en série. Après chaque compression, la température est abaissée par l'eau de mer.

Le MCR dont la pression est de 45 bars et la température est de 35°C venant du compresseur 2ème étage, subit une condensation partielle en traversant les échangeurs au propane (haute, moyenne, et basse pression) dans lesquels la température est diminuée jusqu'à atteindre -32°C .

Le mélange ainsi obtenu dans la colonne de séparation, est distribué en phase vapeur et liquide dans les faisceaux allant vers l'échangeur principal.

Les compositions de la vapeur et du liquide à la sortie du séparateur sont différentes :

- La phase liquide contenant plus des constituants lourds (C2 et C3) appelées Charges lourdes.
- La phase vapeur contenant plus des constituants légers (N2 et C1) appelées Charges légères.

III.1.3 La réfrigération du gaz naturel dans l'échangeur principal :

Le gaz naturel arrive à l'unité de liquéfaction à une température de l'ordre de 30°C et sous une pression qui varie de 30 à 40 bars. Il est initialement refroidi par un ensemble de refroidisseurs de propane séparés à une température intermédiaire, approximativement -32 C (par l'évaporation du propane à 3 niveaux de pression, le niveau le plus bas et proche de la pression atmosphérique).

Ensuite 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. À l'extrémité supérieure de la partie chaude de l'échangeur, la charge lourde subit une détente isenthalpique à travers la vanne J-T en 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. À 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 subit une détente isenthalpique finale à travers la vanne J-T, pour atteindre une température de -162.2°C et une pression de 1.4 bars.

III.2 Introduction sur 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 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 modèles 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 visés.

Les simulateurs de procédés chimiques utilisés classiquement dans l'industrie chimique ou para-chimique, 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 des 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.

Les simulateurs disponibles pour la conception des nouvelles unités ou pour l'optimisation des procédés réels sont : ASPEN PLUS (Aspen Technologies), DESIGN II (de Winsin),

PRO II (Simulation Sciences), HYSIS (Hyprotech) [29].

III.3 Présentation du logiciel de simulation Aspen HYSYS

Le logiciel de simulation HYSIS à été développé par la société canadienne HYPROTECH. Aspen HYSYS a été créé de manière unique en ce qui concerne l'architecture du programme, la conception de l'interface, les capacités d'ingénierie et le fonctionnement interactif. HYSYS est un environnement de procédé de simulation conçu pour servir les techniciens et les ingénieurs de pétrole, du gaz et du raffinage. A l'aide de l'environnement d'Aspen HYSYS, on peut créer l'état d'équilibre rigoureux et les modèles dynamiques pour la conception des installations, la gestion et planification économique, analyse, amélioration et planification des projets. Par l'interface interactive d'Aspen HYSYS, on peut facilement manœuvrer des variables et la topologie de procédé d'opération.

III.4 Simulations par logiciel HYSYS

La simulation HYSYS commence par les étapes suivantes:

- Nous ouvrons un nouveau cas dans le programme (New Case).
- Ensuite, nous ajoutons une nouvelle liste des composants et nous ajoutons des nouveaux (new component list) composants.
- On nous exige de choisir un model thermodynamique, alors on fait un click sur l'icône '**Fluid Pkgs**', et une autre fenêtre s'ouvre, dans laquelle on y trouve l'icône '**ADD**' qui nous permet de préciser notre choix sur le model désiré, en raffinage le model thermodynamique le plus utilisé est celui de Peng-Robinson, ainsi dans ce travail, on a choisi le Peng-Robinson [27].
- Apres avoir choisi le modèle thermodynamique, on peut maintenant écrire l'environnement de simulation là où l'organigramme de procédé (PFD) est établi.

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

III.5 Simulation du procédé APCI par HYSYS :

Notre étude repose sur le schéma du procédé C3-MCR illustré par la figure (III.1) où l'échangeur cryogénique a été représenté par deux échangeurs à contre courant (LNG-100 et LNG-101). Les échangeurs HX HP, HX MP et HX BP représentent respectivement les évaporateurs propane HP, MP et BP.

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

III.5.1 Introduction des compositions :

Au début, il faut indiquer 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) en aval des boites froides (l'échangeur), et la composition du MCR en aval du séparateur.

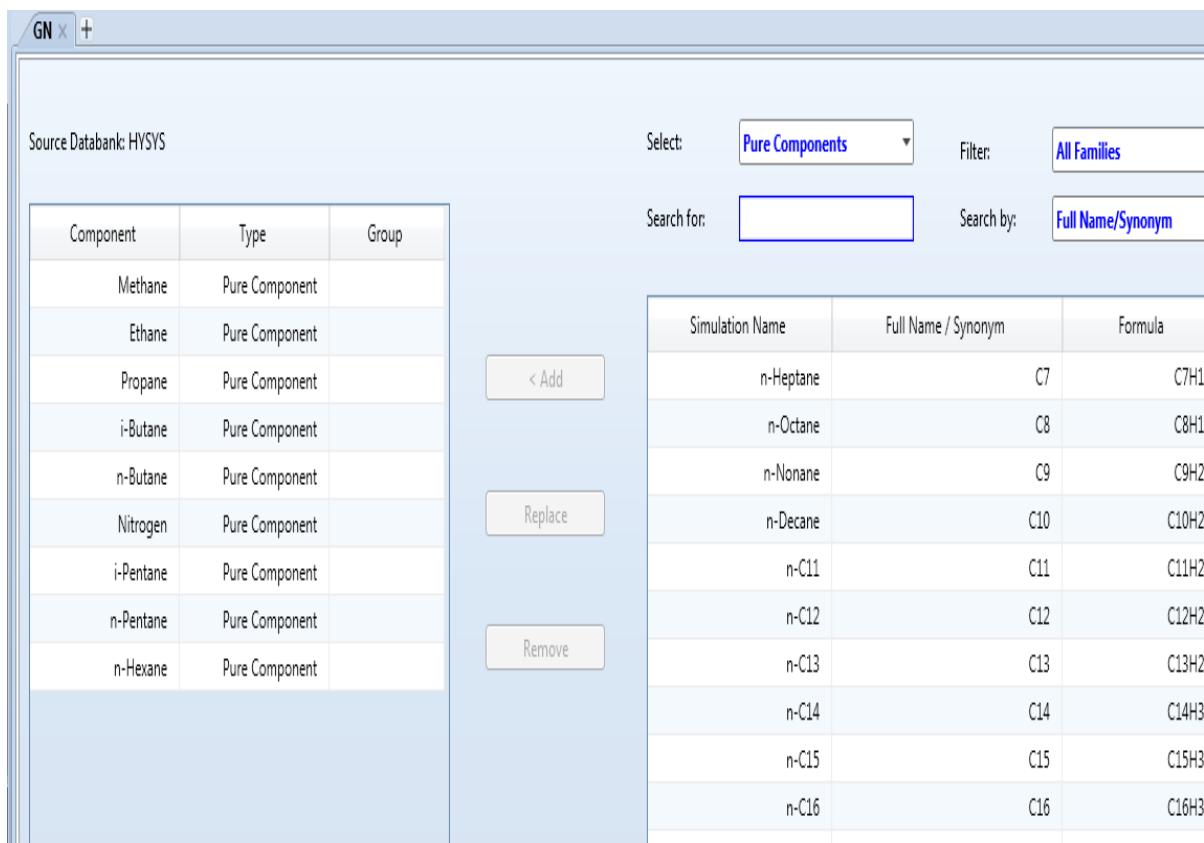


Figure III.2: La liste des composant chimiques du GN.

Chapitre III Etude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

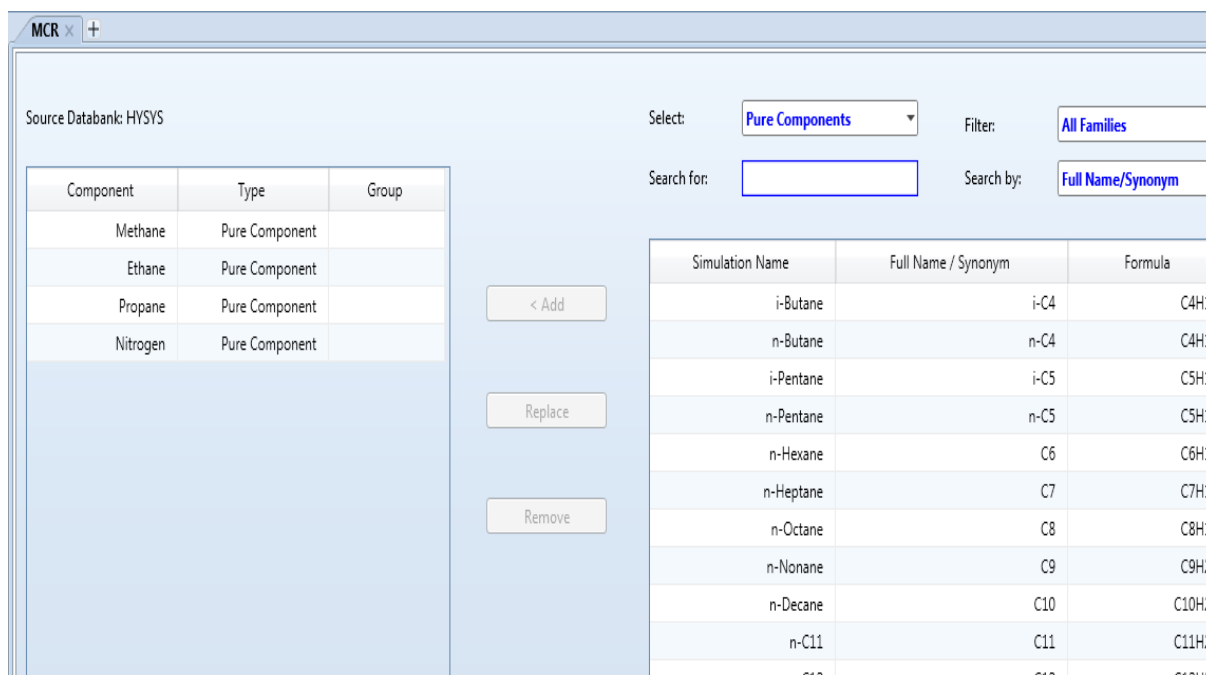


Figure III.3: La liste des composant chimiques du MCR.

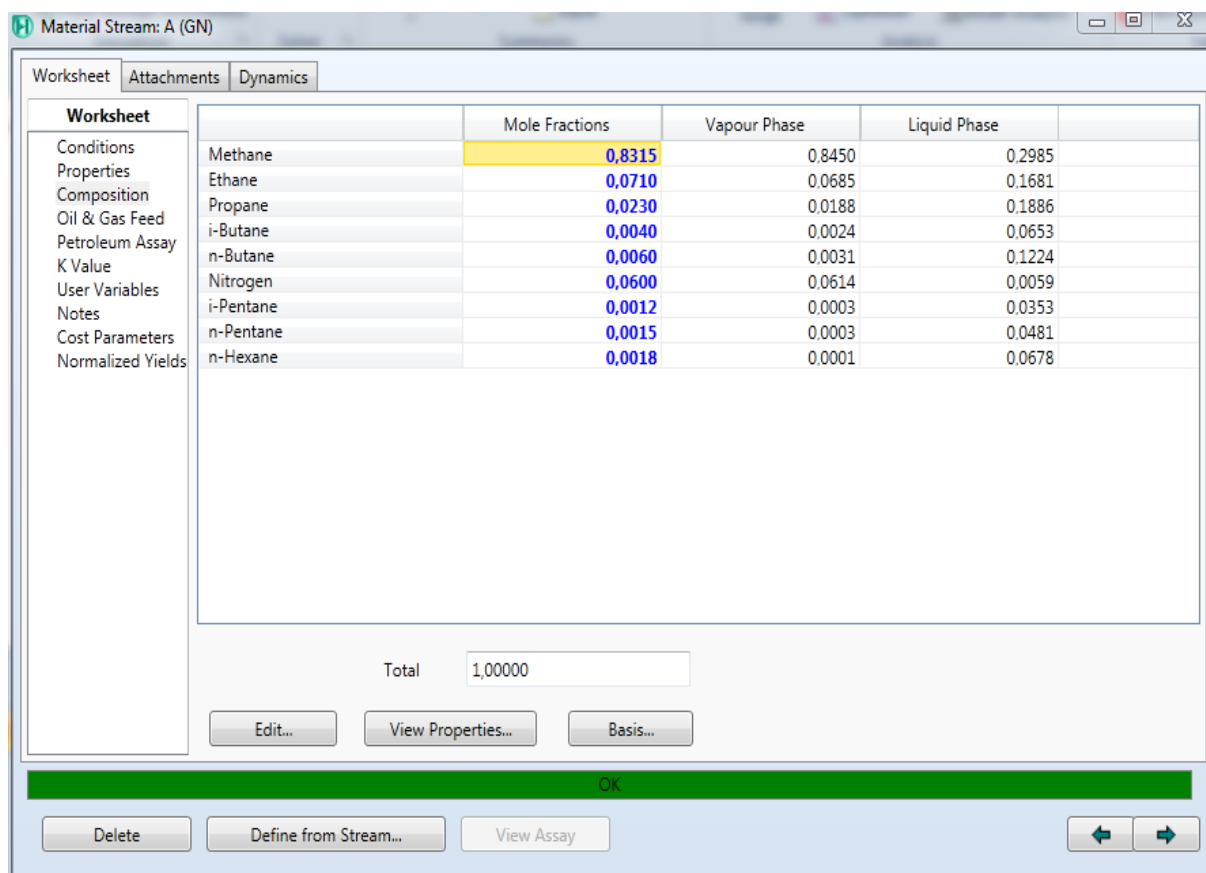


Figure III.4 : La composition du GN.

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Methane	0,5000	0.6790	0
Ethane	0,4000	0.2373	0
Propane	0,0600	0.0143	0
Nitrogen	0,0400	0.0694	0

Total: 1,00000

Figure III.5 : La composition du MCR.

III.5.2 Choix du modèle d'équation d'état (fluide package) :

On fait un click sur l'icône 'Fluid Pkgs', et une autre fenêtre s'ouvre, dans laquelle on y trouve l'icône 'ADD' qui nous permet de préciser notre choix sur le model désiré.

Options	Property Package EOS
Enthalpy	Costald
Density	Modify Tc, Pc for H2, He
Modify Tc, Pc for H2, He	HYSYS Viscosity
Indexed Viscosity	HYSYS
Peng-Robinson Options	Cubic EOS Analytical Method
EOS Solution Methods	Default
Phase Identification	HYSYS Method
Surface Tension Method	API 12A3.2-1 Method
Thermal Conductivity	

Figure III.6: Choix de l'équation d'état pour le modèle.

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

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 en variables molaires par la loi :

$$PV = nRT \dots\dots\dots (III .1)$$

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, l'équation de Redlich Kwong, et celle de Lee Kesler Plocker ...etc.

L'équation d'état généralement utilisée dans le cas des hydrocarbures est Peng Robinson qui s'écrit :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2 + 2bV - b^2} \dots\dots\dots (III. 2)$$

Avec : $b = 0.0778 \frac{RT_c}{P_c}$

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

Où :

P : la pression du système.

T : la température.

V : le volume molaire du gaz.

Les équations de Peng Robinson (PR) et de Soave Redlich Kwong (SRK) sont largement utilisées dans l'industrie, particulièrement pour le raffinage, traitement du gaz et la simulation des procédés industriels des hydrocarbures et réservoirs.

Leurs avantages résident dans le fait qu'elles nécessitent peu de données expérimentales (les coordonnées critiques et le facteur acentrique), un temps de simulation relativement court et

Chapitre III Etude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

surtout qu'elles conduisent à une bonne estimation des équilibres liquide vapeur pour les hydrocarbures qui sont particulièrement importants pour la conception des procédés.

Par ailleurs, ces équations présentent d'importantes limitations. Par exemple, les densités liquides ne sont pas correctement évaluées, les paramètres ne sont pas adéquats pour les autres fluides non hydrocarbures, notamment les fluides polaires. De plus, quelles que soient les modifications apportées, il apparaît impossible de représenter de manière satisfaisante la région critique [28].

III.5.3 Equipements principaux du procédé :

Le cycle APCI est composé des équipements suivant :

III.5.3.1 Compresseurs :

La pression d'aspiration du compresseur MCR : P_A et la pression de refoulement P_R étant connues, on en déduit la pression dans chaque compresseur.

$$\left(\frac{P_R}{P_A}\right)^{\frac{1}{n}} = r \dots\dots\dots (III.3)$$

Avec :

- n étant le nombre d'étages de compression : $n = 4$
- pression d'aspiration du compresseur MCR: $P_A = 2$ bars
- pression de refoulement du compresseur MCR : $P_R = 45$ bars.
- r rapport de compression

$$\left(\frac{P_R}{P_A}\right)^{\frac{1}{n}} = r \quad \rightarrow \quad \left(\frac{45}{2}\right)^{\frac{1}{4}} = 2.17 \quad \rightarrow \quad r = 2.17$$

La seconde compresseur (C3 MP):

$$P_A = 4.1 \text{ bars} \quad \rightarrow \quad P_R = P_A \cdot r = 4.1 \times 2.17 \quad \rightarrow \quad P_R = 8.40 \text{ bars}$$

Le 3^{ème} compresseur (C3 BP) :

$$P_A = 1.2 \text{ bars} \quad P_R = P_A \cdot r = 1.2 \times 2.17 \quad \rightarrow \quad P_R = 2.472 \text{ bars}$$

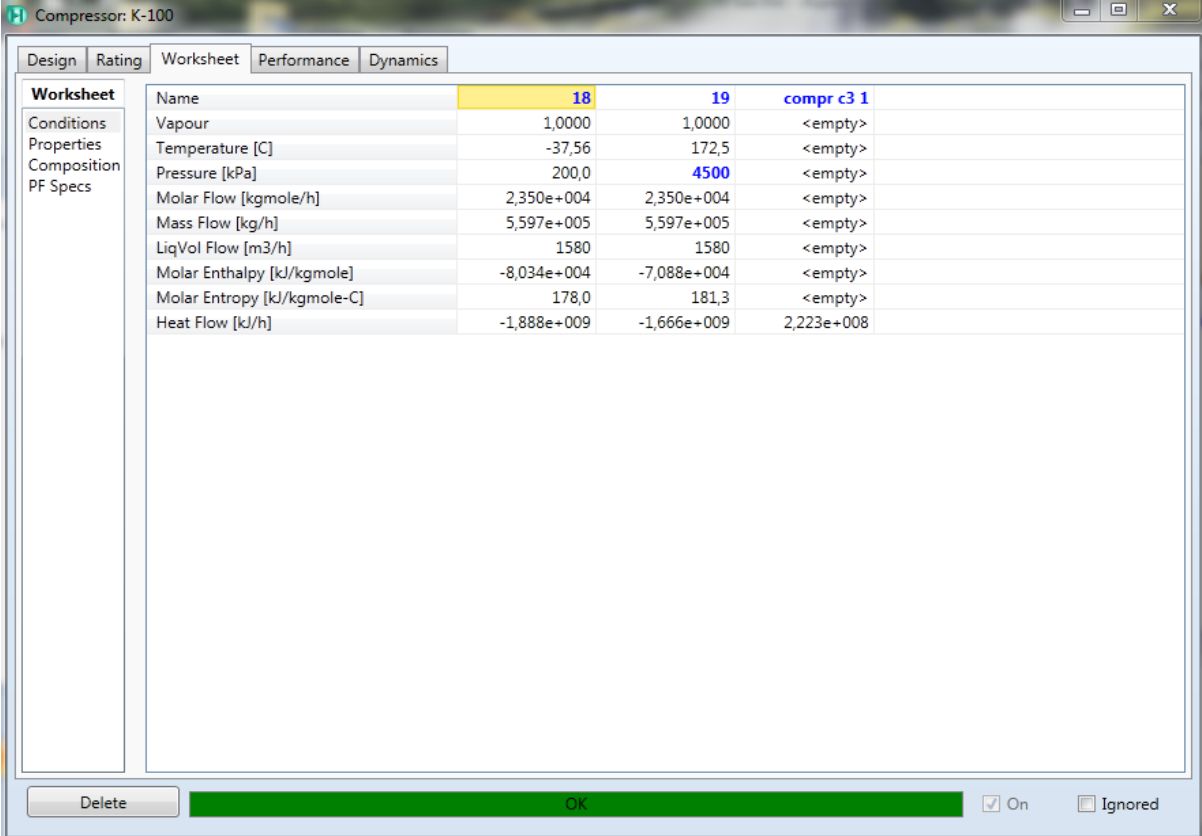
Chapitre III Etude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

Le C3 (propane) est comprimé par 03 compresseur, hautes, moyennes et basses pressions :

- Le premier compresseur (C3 HP) comprime le C3 de 2.472 bars jusqu'à 13 bars où la température passe de 18.63 °C à 89.40°C.
- Le seconde compresseur (C3 MP) comprime le C3 de 4.1 bars jusqu'à 8.40 bars où la température passe de -4.626°C à 21.79°C.
- Le 3^{ème} compresseur (C3 BP) comprime le C3 à une pression de 1.2 bars jusqu'à 2.472 bars où la température passe de -6.587°C à 22.41°C.

Le compresseur MCR absorbe le MCR à basse pression à (2 bars, -37.56°C) et le refoule à (45 bars, 172.5°C) dans l'échangeur de chaleur à eau.

Les paramètres d'entrée-sortie des ces compresseurs sont donnés les figures ci-dessous :



The screenshot shows the 'Worksheet' tab for a compressor named 'K-100'. The table displays various thermodynamic and flow parameters for two different states (18 and 19) and a third state labeled 'compr c3 1'. The parameters include Vapour, Temperature [C], Pressure [kPa], Molar Flow [kgmole/h], Mass Flow [kg/h], LiqVol Flow [m3/h], Molar Enthalpy [kJ/kgmole], Molar Entropy [kJ/kgmole-C], and Heat Flow [kJ/h].

Worksheet	Name	18	19	compr c3 1
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	-37,56	172,5	<empty>
Composition	Pressure [kPa]	200,0	4500	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	2,350e+004	2,350e+004	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	5,597e+005	5,597e+005	<empty>
	LiqVol Flow [m3/h]	1580	1580	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,034e+004	-7,088e+004	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	178,0	181,3	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-1,888e+009	-1,666e+009	2,223e+008

Figure III.7 : Paramètres d'entrée-sortie du compresseur MCR.

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

Worksheet	Name	20	21	comp energy c3
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	18,63	89,40	<empty>
Composition	Pressure [kPa]	247,2	1300	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1,420e+004	1,420e+004	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	6,262e+005	6,262e+005	<empty>
	LiqVol Flow [m3/h]	1236	1236	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,047e+005	-9,987e+004	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	152,2	154,2	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-1,486e+009	-1,418e+009	6,796e+007

Figure III.8 : Paramètres d'entrée-sortie du compresseur C3 HP.

Worksheet	Name	6	6'	comp MP
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	-4,626	26,08	<empty>
Composition	Pressure [kPa]	410,0	840,0	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	4217	4217	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	1,860e+005	1,860e+005	<empty>
	LiqVol Flow [m3/h]	367,0	367,0	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,066e+005	-1,049e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	141,4	142,3	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-4,495e+008	-4,422e+008	7,305e+006

Figure III.9 : Paramètres d'entrée-sortie du compresseur C3 MP.

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

Name	9	9'	Comp c3 1
Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Temperature [C]	-6,587	21,79	<empty>
Pressure [kPa]	120,0	247,2	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	8643	8643	<empty>
Mass Flow [kg/h]	3,811e+005	3,811e+005	<empty>
LiqVol Flow [m3/h]	752,2	752,2	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,063e+005	-1,044e+005	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	152,1	153,1	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-9,189e+008	-9,025e+008	1,643e+007

Figure III.10: Paramètres d'entrée-sortie du compresseur C3 BP.

III.5.3.2 Echangeurs à eau de mer:

Ces échangeurs ont pour but d'abaisser la température de MCR de (172.5°C, 45 bar) jusqu'à (35°C, 45 bar). Et pour but d'abaisser la température de C3 de 89.4°C jusqu'à 35°C.

Les principaux paramètres d'entrée-sortie de ces échangeurs sont représentés dans les figures ci-dessous.

Name	19	10	entre 1	Sortie 1
Vapour	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Temperature [C]	172,5	35,00	27,00	32,00
Pressure [kPa]	4500	4500	300,0	300,0
Molar Flow [kgmole/h]	2,350e+004	2,350e+004	4,783e+005	4,783e+005
Mass Flow [kg/h]	5,597e+005	5,597e+005	8,617e+006	8,617e+006
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1580	1580	8635	8635
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,088e+004	-7,879e+004	-2,861e-005	-2,857e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	181,3	160,1	54,22	55,50
Heat Flow [kJ/h]	-1,666e+009	-1,851e+009	-1,368e+011	-1,366e+011

Figure III.11 : Paramètres d'entrée-sortie d'échangeur (MCR).

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

Worksheet	Name	21	1	entre eau	sortie eau
Conditions	Vapour	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Properties	Temperature [C]	89,40	35,00	27,00	32,00
Composition	Pressure [kPa]	1300	1300	300,0	300,0
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1,420e+004	1,420e+004	6,904e+005	6,904e+005
	Mass Flow [kg/h]	6,262e+005	6,262e+005	1,244e+007	1,244e+007
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1236	1236	1,246e+004	1,246e+004
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-9,987e+004	-1,188e+005	-2,861e+005	-2,857e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	154,2	94,61	54,22	55,50
	Heat Flow [kJ/h]	-1,418e+009	-1,686e+009	-1,975e+011	-1,972e+011

Figure III.12: Paramètres d'entrée-sortie de l'échangeur à eau de mer C3.

III.5.3.3 Ballon séparateurs :

Ce ballon joue le rôle de séparation des phases vapeurs et liquides. La phase liquide est pompée par une des deux pompes de réfrigérant située au-dessus du ballon tandis que la partie vapeur quitte le haut du ballon.

Voici les paramètres de fonctionnement entrée-sortie des ballons séparateurs :

Worksheet	Name	11	13	12
Conditions	Vapour	0,4746	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	-32,00	-32,00	-32,00
Composition	Pressure [kPa]	4500	4500	4500
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	2,350e+004	1,235e+004	1,115e+004
	Mass Flow [kg/h]	5,597e+005	3,299e+005	2,298e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1580	909,3	670,3
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,630e+004	-9,505e+004	-7,661e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	131,8	119,7	145,2
	Heat Flow [kJ/h]	-2,028e+009	-1,174e+009	-8,545e+008

Figure III.13 : Paramètres d'entrée-sortie de séparateur de MCR.

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

Separator: V-103

Design Reactions Rating Worksheet Dynamics

Worksheet

Name	5'	7	6
Vapour	0,3279	0,0000	1,0000
Temperature [C]	-4,625	-4,625	-4,625
Pressure [kPa]	410,0	410,0	410,0
Molar Flow [kgmole/h]	1,286e+004	8643	4217
Mass Flow [kg/h]	5,671e+005	3,811e+005	1,860e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1119	752,2	367,1
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,180e+005	-1,235e+005	-1,066e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	99,08	78,43	141,4
Heat Flow [kJ/h]	-1,517e+009	-1,067e+009	-4,496e+008

Delete OK Ignored

Figure III.14: Paramètres d'entrée-sortie de séparateur de C3 HP.

Separator: V-103

Design Reactions Rating Worksheet Dynamics

Worksheet

Name	5'	7	6
Vapour	0,3279	0,0000	1,0000
Temperature [C]	-4,625	-4,625	-4,625
Pressure [kPa]	410,0	410,0	410,0
Molar Flow [kgmole/h]	1,286e+004	8643	4217
Mass Flow [kg/h]	5,671e+005	3,811e+005	1,860e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1119	752,2	367,1
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,180e+005	-1,235e+005	-1,066e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	99,08	78,43	141,4
Heat Flow [kJ/h]	-1,517e+009	-1,067e+009	-4,496e+008

Delete OK Ignored

Figure III.15: Paramètres d'entrée-sortie de séparateur de C3 MP.

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

III.5.3.4 Mixeur :

Le rôle du Mixeur est de mélanger les fluides d'entrée qui sont aux mêmes conditions de température et de pression afin de les faire sortir dans les mêmes conditions, par une seule sortie.

Les paramètres de fonctionnement entrée-sortie du Mixeur sont donnés au tableau ci-dessous.

Name	17'	15	17''
Vapour	0,3526	0,0847	0,2195
Temperature [C]	-149,4	-137,5	-143,7
Pressure [kPa]	200,0	200,0	200,0
Molar Flow [kgmole/h]	1,115e+004	1,235e+004	2,350e+004
Mass Flow [kg/h]	2,298e+005	3,299e+005	5,597e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	670,3	909,3	1580
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,618e+004	-1,022e+005	-9,458e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	103,7	84,07	93,74
Heat Flow [kJ/h]	-9,612e+008	-1,261e+009	-2,223e+009

Figure III.16: Paramètres d'entrée-sortie du Mixeur MCR.

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

Name	3	6	9	20
Vapour	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [C]	15,95	26,08	21,80	18,63
Pressure [kPa]	750,0	840,0	247,2	247,2
Molar Flow [kgmole/h]	1339	4217	8643	1,420e+004
Mass Flow [kg/h]	5,906e+004	1,860e+005	3,811e+005	6,262e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	116,6	367,1	752,2	1236
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,055e+005	-1,049e+005	-1,044e+005	-1,047e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	140,7	142,3	153,1	152,2
Heat Flow [kJ/h]	-1,414e+008	-4,422e+008	-9,025e+008	-1,486e+009

Figure III.17: Paramètres d'entrée-sortie du Mixeur C3.

III.5.3.5 Vanne de détente (Joule-Thomson) :

La vanne de détente sert à détendre le MCR. Cette détente entraîne une vaporisation du liquide et un refroidissement du fluide. Elle sert aussi, à détendre le C3 et le GN.

Voici les paramètres d'entrée-sortie de la vanne J-T :

Name	16	17
Vapour	0,0000	0,0942
Temperature [C]	-150,0	-158,1
Pressure [kPa]	4500	200,0
Molar Flow [kgmole/h]	1,115e+004	1,115e+004
Mass Flow [kg/h]	2,298e+005	2,298e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	670,3	670,3
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,862e+004	-8,862e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	81,64	83,34
Heat Flow [kJ/h]	-9,885e+008	-9,885e+008

Figure III.18 : Paramètre d'entrée-sortie de MCR valve 101.

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

Valve: VLV-102

Worksheet	Name	14	15
Conditions	Vapour	0,0000	0,0847
Properties	Temperature [C]	-130,0	-137,5
Composition	Pressure [kPa]	4500	200,0
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1,235e+004	1,235e+004
	Mass Flow [kg/h]	3,299e+005	3,299e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	909,3	909,3
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,022e+005	-1,022e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	82,44	84,07
	Heat Flow [kJ/h]	-1,261e+009	-1,261e+009

Buttons: Delete, OK, Ignored

Figure III.19 : Paramètre d'entrée-sortie du MCR valve 102.

Valve: J-T C3

Worksheet	Name	1	2
Conditions	Vapour	0,0000	0,1528
Properties	Temperature [C]	35,00	15,95
Composition	Pressure [kPa]	1300	750,0
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1,420e+004	1,420e+004
	Mass Flow [kg/h]	6,262e+005	6,262e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1236	1236
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,188e+005	-1,188e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	94,61	95,03
	Heat Flow [kJ/h]	-1,686e+009	-1,686e+009

Buttons: Delete, OK, Ignored

Figure III.20 : Paramètre d'entrée-sortie de C3 (HP).

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

Valve: J-T C3 BP

Design Rating Worksheet Dynamics

Worksheet

Name	4	5
Vapour	0,0000	0,1394
Temperature [C]	15,95	-4,630
Pressure [kPa]	750,0	410,0
Molar Flow [kgmole/h]	1,286e+004	1,286e+004
Mass Flow [kg/h]	5,671e+005	5,671e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1119	1119
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,211e+005	-1,211e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	86,79	87,21
Heat Flow [kJ/h]	-1,558e+009	-1,558e+009

Delete OK Ignored

Figure III.21 : Paramètre d'entrée-sortie de C3 (MP).

Valve: T-T C3 MP

Design Rating Worksheet Dynamics

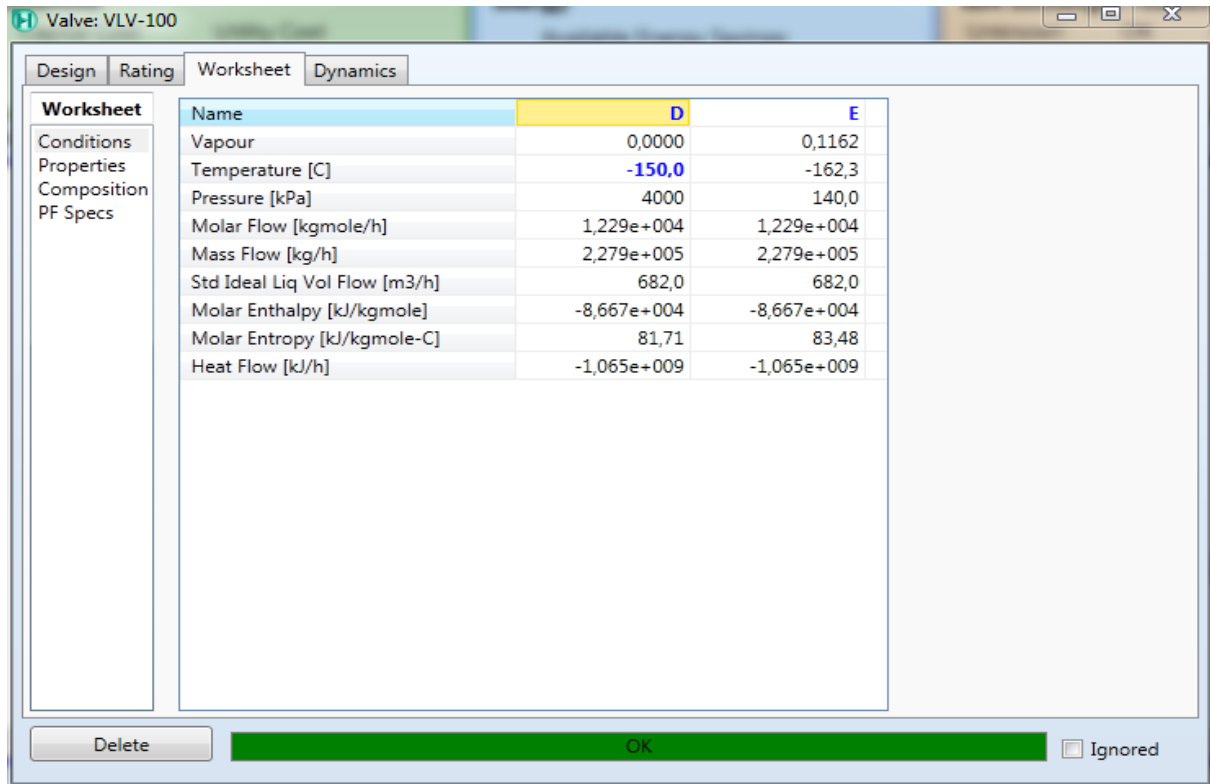
Worksheet

Name	7	8
Vapour	0,0000	0,1876
Temperature [C]	-4,626	-38,26
Pressure [kPa]	410,0	120,0
Molar Flow [kgmole/h]	8643	8643
Mass Flow [kg/h]	3,811e+005	3,811e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	752,2	752,2
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,235e+005	-1,235e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	78,43	79,50
Heat Flow [kJ/h]	-1,067e+009	-1,067e+009

Delete OK Ignored

Figure III.22 : Paramètre d'entrée-sortie de C3 (BP).

Chapitre III Etude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys



	D	E
Name		
Vapour	0,0000	0,1162
Temperature [C]	-150,0	-162,3
Pressure [kPa]	4000	140,0
Molar Flow [kgmole/h]	1,229e+004	1,229e+004
Mass Flow [kg/h]	2,279e+005	2,279e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	682,0	682,0
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,667e+004	-8,667e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	81,71	83,48
Heat Flow [kJ/h]	-1,065e+009	-1,065e+009

Figure III.23: Paramètre d'entrée-sortie du GN.

III.5.3.6 Echangeur LNG (boites froides) :

L'unité échangeur de chaleur LNG effectue la résolution de bilans massique et énergétique. Par sa flexibilité elle peut réaliser la résolution et trouver les températures, les pressions, les flux de chaleur échangés (y compris les déperditions de chaleur), les coefficients de transferts globaux etc...

➤ Évaporateurs C3

Le gaz naturel reçoit l'énergie de la source froide (propane) dont une partie sera utilisée pour refroidir le gaz naturel et l'autre partie sera refroidira le MCR à 3 niveaux de pression, le niveau le plus bas et proche de la pression atmosphérique.

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

Worksheet	Name	A (GN)	2	10	a'	2'	10'
Conditions	Vapour	0,9753	0,1528	1,0000	1,0000	0,0943	1,0000
Properties	Temperature [C]	-32,00	15,95	35,00	20,00	15,95	20,00
Composition	Pressure [kPa]	4000	750,0	4500	4000	750,0	4500
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1,260e+004	1,420e+004	2,350e+004	1,260e+004	1,420e+004	2,350e+004
	Mass Flow [kg/h]	2,407e+005	6,262e+005	5,597e+005	2,407e+005	6,262e+005	5,597e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	708,1	1236	1580	708,1	1236	1580
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,648e+004	-1,188e+005	-7,879e+004	-7,381e+004	-1,197e+005	-7,966e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	143,3	95,03	160,1	153,4	91,88	157,2
	Heat Flow [kJ/h]	-9,636e+008	-1,686e+009	-1,851e+009	-9,300e+008	-1,699e+009	-1,872e+009

Figure III.24: Paramètres d'entrée-sortie de l'évaporateur C3 HP.

Worksheet	Name	a'	5	10'	a''	5'	10''
Conditions	Vapour	1,0000	0,1394	1,0000	1,0000	0,3279	1,0000
Properties	Temperature [C]	20,00	-4,630	20,00	0,0000	-4,626	0,0000
Composition	Pressure [kPa]	4000	410,0	4500	4000	410,0	4500
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1,260e+004	1,286e+004	2,350e+004	1,260e+004	1,286e+004	2,350e+004
	Mass Flow [kg/h]	2,407e+005	5,671e+005	5,597e+005	2,407e+005	5,671e+005	5,597e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	708,1	1119	1580	708,1	1119	1580
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,381e+004	-1,211e+005	-7,966e+004	-7,470e+004	-1,180e+005	-8,093e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	153,4	87,21	157,2	150,2	99,08	152,7
	Heat Flow [kJ/h]	-9,300e+008	-1,558e+009	-1,872e+009	-9,413e+008	-1,517e+009	-1,902e+009

Figure III.25: Paramètres d'entrée-sortie de l'évaporateur C3 MP.

Chapitre III Etude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

Worksheet	Name	a	5	10'	a''	5'	10''
Conditions	Vapour	1,0000	0,1394	1,0000	1,0000	0,3279	1,0000
Properties	Temperature [C]	20,00	-4,630	20,00	0,0000	-4,626	0,0000
Composition	Pressure [kPa]	4000	410,0	4500	4000	410,0	4500
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1,260e+004	1,286e+004	2,350e+004	1,260e+004	1,286e+004	2,350e+004
	Mass Flow [kg/h]	2,407e+005	5,671e+005	5,597e+005	2,407e+005	5,671e+005	5,597e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	708,1	1119	1580	708,1	1119	1580
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,381e+004	-1,211e+005	-7,966e+004	-7,470e+004	-1,180e+005	-8,093e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	153,4	87,21	157,2	150,2	99,08	152,7
	Heat Flow [kJ/h]	-9,300e+008	-1,558e+009	-1,872e+009	-9,413e+008	-1,517e+009	-1,902e+009

Figure III.26: Paramètres d'entrée-sortie de l'évaporateur C3 BP.

➤ Autour des évaporateurs MCR

La réfrigération nécessaire pour effectuer le refroidissement final et la liquéfaction du gaz d'alimentation est fournie par le MCR phase liquide et MCR phase vapeur.

Worksheet	Name	12'	17	c'	16	17'	D
Conditions	Vapour	0,0000	0,0942	0,0000	0,0000	0,3526	0,0000
Properties	Temperature [C]	-130,0	-158,1	-130,0	-150,0	-149,4	-150,0
Composition	Pressure [kPa]	4500	200,0	4000	4500	200,0	4000
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1,115e+004	1,115e+004	1,229e+004	1,115e+004	1,115e+004	1,229e+004
	Mass Flow [kg/h]	2,298e+005	2,298e+005	2,279e+005	2,298e+005	2,298e+005	2,279e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	670,3	670,3	682,0	670,3	670,3	682,0
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,747e+004	-8,862e+004	-8,550e+004	-8,862e+004	-8,618e+004	-8,667e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	90,35	83,34	90,48	81,64	103,7	81,71
	Heat Flow [kJ/h]	-9,756e+008	-9,885e+008	-1,051e+009	-9,885e+008	-9,612e+008	-1,065e+009

Figure III.27: Paramètres d'entrée-sortie de l'évaporateur MCR LNG-101.

Chapitre III Etude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

Worksheet	13	12	C	17	14	12
Name						
Vapour	0,0000	1,0000	1,0000	0,2195	0,0000	0,0000
Temperature [C]	-32,00	-32,00	-32,00	-143,7	-130,0	-130,0
Pressure [kPa]	4500	4500	4000	200,0	4500	4500
Molar Flow [kgmole/h]	1,235e+004	1,115e+004	1,229e+004	2,350e+004	1,235e+004	1,115e+004
Mass Flow [kg/h]	3,299e+005	2,298e+005	2,279e+005	5,597e+005	3,299e+005	2,298e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	909,3	670,3	682,0	1580	909,3	670,3
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-9,505e+004	-7,661e+004	-7,527e+004	-9,458e+004	-1,022e+005	-8,747e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	119,7	145,2	144,6	93,74	82,44	90,35
Heat Flow [kJ/h]	-1,174e+009	-8,545e+008	-9,250e+008	-2,223e+009	-1,261e+009	-9,756e+008
Name	c'	18				
Vapour	0,0000	1,0000				
Temperature [C]	-130,0	-37,56				
Pressure [kPa]	4000	200,0				
Molar Flow [kgmole/h]	1,229e+004	2,350e+004				
Mass Flow [kg/h]	2,279e+005	5,597e+005				
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	682,0	1580				
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,550e+004	-8,034e+004				
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	90,48	178,0				
Heat Flow [kJ/h]	-1,051e+009	-1,888e+009				

Figure III.28 : Paramètres d'entrée-sortie de l'évaporateur MCR LNG-100.

III.5.3.7 Column de distillation :

Le rôle de column est la récupération des hydrocarbures lourds condensés, les produits de tête du coulumn en majorité du méthane et gaz inerte retourne vers les échangeurs cryogénique où il est refroidi jusqu'à une température de -150°C

Worksheet	B	C	HC lo
Methane	0,8315	0,8450	0,2982
Ethane	0,0710	0,0685	0,1681
Propane	0,0230	0,0188	0,1887
i-Butane	0,0040	0,0024	0,0654
n-Butane	0,0060	0,0031	0,1225
Nitrogen	0,0600	0,0614	0,0059
i-Pentane	0,0012	0,0003	0,0353
n-Pentane	0,0015	0,0003	0,0481
n-Hexane	0,0018	0,0001	0,0679

Figure III.29 : La variation de la composition du Gaz naturel en aval et amont du column.

III.6 Bilans massiques et énergétiques

Toutes les formes d'énergie mises en jeu sont généralement négligeables devant l'énergie thermique. La réalisation de bilan permet d'effectuer des calculs de puissance thermique à fournir à une installation ou à évacuer d'une installation ainsi que des déterminations de pertes thermiques.

On applique aux bilans thermiques le principe de conservation de l'énergie entre l'entrée et la sortie pour une opération unitaire continue ou entre l'instant initial et l'instant final pour une opération unitaire discontinue. Il convient évidemment de choisir un système d'étude comme pour un problème de thermodynamique classique.

Les processus thermiques en jeu sont de 3 principaux types qu'il convient d'identifier pour chaque opération unitaire:

- échauffement, refroidissement ou changement d'état des corps présents dans un appareil ou le traversant.
- consommation (réaction endothermique) ou production de chaleur (réaction exothermique) dans le cas d'un réacteur.
- pertes thermiques vers l'extérieur du système. Si les pertes sont nulles ou supposées négligeables le procédé est dit adiabatique

III.6.1 Bilan enthalpique :

Cette forme de bilan peut s'appliquer à tous les cas car elle est beaucoup plus générale. Elle est absolument équivalente à la formulation des bilans matière.

On définit d'abord un système qui est constitué d'un appareil ou d'une partie d'appareil.

Ensuite, on comptabilise les flux de matière entrant et sortant ainsi que les débits massiques et les pertes thermiques vers l'extérieur dans notre cas sont négligeables.

On se propose de réaliser le bilan enthalpique sur les échangeurs HX HP, HX MP, HX BP, LNG 100 et LNG 101, ce sont des échangeurs à contre courant en continu 03 produits (débits massique GN, MCR et C₃) à des températures différentes.

Supposons qu'il ne se produise aucune perte de chaleur externe : la puissance thermique échangée Q peut être calculée indifféremment en faisant un bilan enthalpique global sur l'un ou l'autre des fluides.

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

Soient (W , Q) respectivement le travail et la chaleur échangés par un système avec le milieu extérieur lors de son évolution d'un état initial à un état final.

Le premier principe affirme que cette quantité d'énergie échangée sous forme de travail et chaleur s'exprime par :

$$Q + W = \Delta H + \Delta E_C + \Delta E_P \dots\dots\dots(III. 4)$$

Tel que :

ΔH : Variation d'enthalpie.

ΔE_C : Variation d'énergie cinétique.

ΔE_P : Variation d'énergie potentielle.

- On considère que les transformations sont isobares dans les échangeurs :

$$P = \text{constant} \quad \rightarrow \quad W = 0$$

- On néglige la variation d'énergie cinétique : $\Delta E_C = 0$
- On néglige la variation d'énergie potentielle : $\Delta E_P = 0$

Avec ces hypothèses, l'expression du premier principe devient : $Q = \Delta H$

On écrit alors les différents termes du bilan en fonction de débit massique :

$$\dot{Q} = \dot{m} \Delta H \dots\dots\dots(III. 5)$$

$$\dot{Q} = \sum \dot{m}_e H_e - \sum \dot{m}_s H_s = 0 \quad \rightarrow \quad \sum \dot{m}_e H_e = \sum \dot{m}_s H_s$$

III.6.1.1 Notations :

Dans l'appareillage, l'alimentation de débit massique du gaz naturel \dot{m}_{GN} , de MCR \dot{m}_{MCR} , de C_3 \dot{m}_{C3} est des hydrocarbures lourds séparés du gaz naturel \dot{m}_{HC} , la chaleur Q , le travail W et l'enthalpie massique H . On affecte aux débits et aux titres les indices correspondant au numéro du schème ci-dessous.

III.6.1.2 Autour des évaporateurs C3 :

Le système thermodynamique et les principaux points du procédé sur les quels les bilans massiques et énergétiques ont été établis sont définis par la figure (III.31, III.32).

Les fluides chaudes (gaz naturel et MCR) entrent dans l'échangeur à la température de 30°C et 35°C et en sort à -32°C, le fluide froid C₃ entre à 15°C.

Les fluides ne sont pas en contact, et le transfert s'effectue à travers une surface d'échange. Au sein de la paroi séparatrice, le mécanisme de transmission de la chaleur est la conduction, et, sur chacune des deux surfaces de contact avec les fluides, ce sont presque toujours les phénomènes de convection qui prédominent.

- **Bilans massiques :**

On applique le principe de conservation de masse : $\sum \dot{m}_e = \sum \dot{m}_s$ (III .6)

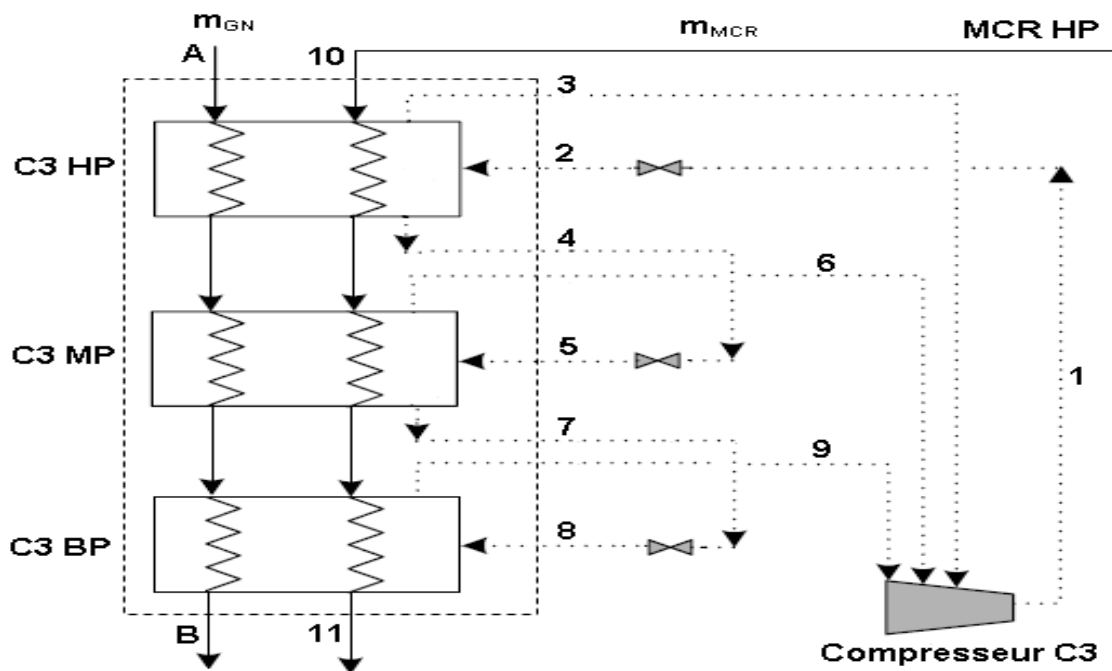


Figure III.31 : Bilans massiques et énergétiques des évaporateurs C3.

$$\dot{m}_{c3} = \dot{m}_1 = \dot{m}_2 = \dot{m}_3 + \dot{m}_4 \dots\dots\dots (III. 7)$$

$$\dot{m}_4 = \dot{m}_5 = \dot{m}_6 + \dot{m}_7 \dots\dots\dots (III. 8)$$

$$\dot{m}_7 = \dot{m}_8 = \dot{m}_9 \dots\dots\dots (III. 9)$$

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

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

$$\dot{m}_{MCR} = \dot{m}_{11} = \dot{m}_{12} = \dot{m}_{13} \dots\dots\dots (III.12)$$

$$\dot{m}_{12} = V\dot{m}_{MCR} \dots\dots\dots (III.13)$$

$$\dot{m}_{13} = (1 - V)\dot{m}_{MCR} \dots\dots\dots (III.14)$$

- **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 :

$$\begin{aligned} (\dot{m}_{GN} - \dot{m}_{HC})H_C + \dot{m}_{12}H_{12} + \dot{m}_{13}H_{13} + \dot{m}_{15}H_{15} + \dot{m}_{17}H_{17} \\ = \dot{m}_{MCR}H_{18} + \dot{m}_{14}H_{14} + \dot{m}_{16}H_{16} + (\dot{m}_{GN} - \dot{m}_{HC})H_D \dots\dots\dots (III.15) \end{aligned}$$

Après réarrangement, l'équation (III.15) devient :

$$(\dot{m}_{GN} - \dot{m}_{HC})(H_C - H_D) = \dot{m}_{12}(H_{18} - H_{12}) + \dot{m}_{13}(H_{18} - H_{13}) \dots\dots\dots (III.16)$$

III.7 Coefficient de performance COP

L'efficacité de l'installation est traduite par le coefficient de performance thermique. Il est utile pour décrire le fonctionnement de telle machine.

Le coefficient de performance de l'installation de liquéfaction du gaz naturel qui convertit en chaleur toute l'énergie fournie au compresseur, si l'échange thermique entre les fluides et le circuit du gaz naturel est parfait, le COP est donné par :

$$COP = \frac{\text{la quantité de chaleur absorbe par le gaz naturel}}{\text{énergie du compresseurs}} = \frac{\dot{Q}_{GN}}{\dot{W}_u}$$

Ou :

$$COP = \frac{\text{variation d'enthalpie au cours de la condensation à pression constante}}{\text{variation d'enthalpie au cours de la compression}}$$

III.7.1 Transformation cyclique :

Un cycle est une évolution au cours de laquelle un fluide subit plusieurs transformations, l'amenant à passer par différents états thermodynamiques avec la condition que l'état final est rigoureusement égal à l'état initial. Lors des transformations, la chaleur reçue ou fournie par un système est égale à la somme des travaux fourni ou reçus par le système :

$$Q + W = 0. \dots\dots\dots (III.17)$$

- On considère que les transformations sont isobares dans les échangeurs :

$$P = \text{constant} \quad \rightarrow \quad W = 0.$$

- On néglige la variation d'énergie potentielle : $\Delta Ep = 0$.
- On néglige la variation d'énergie cinétique : $\Delta Ec = 0$.

Avec ces hypothèses, l'expression du premier principe devient :

$$\dot{Q} = \dot{m} \Delta H \dots\dots\dots (III.5)$$

- On considère que les transformations sont adiabatiques dans les compresseurs :
 $Q = 0$.
- On néglige la variation d'énergie potentielle : $\Delta Ep = 0$.
- On néglige la variation d'énergie cinétique : $\Delta Ec = 0$.

Avec ces hypothèses, l'expression du premier principe devient :

$$\dot{W} = \dot{m} \Delta H \dots\dots\dots (III .18)$$

III.7.2 Expression de \dot{Q}_{GN} apportée au circuit du gaz naturel :

➤ **Autour des évaporateurs C3 :**

$$\dot{Q}_{AB} = \dot{m}_B H_B - \dot{m}_A H_A \dots\dots\dots (III .19)$$

\dot{Q}_{GN} , \dot{Q}_{AB} et \dot{Q}_{CD} Sont des chaleurs, respectivement utilisées pour le refroidissement du gaz naturel.

Avec : $\dot{m}_A = \dot{m}_B = \dot{m}_{GN}$

D'où : $\dot{Q}_{AB} = \dot{m}_{GN} (H_A - H_B) \dots\dots\dots (III .20)$

Chapitre III Etude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

➤ **Autour des évaporateurs MCR :**

$$\dot{Q}_{CD} = \dot{m}_C H_C - \dot{m}_D H_D \dots\dots\dots (III.21)$$

Avec : $\dot{m}_C = \dot{m}_D = \dot{m}_{GN} - \dot{m}_{HC}$

D'où : $\dot{Q}_{CD} = (\dot{m}_{GN} - \dot{m}_{HC})(H_C - H_D) \dots\dots\dots (III.22)$

La quantité de chaleur \dot{Q}_{GN} en fonction du H s'exprimé par :

$$\dot{Q}_{GN} = \dot{Q}_{AB} + \dot{Q}_{CD} = \dot{m}_{GN}(H_A - H_B) + (\dot{m}_{GN} - \dot{m}_{HC})(H_C - H_D) \dots\dots\dots (III.23)$$

III.7.3 Expression de \dot{W}_u de l'installation de liquéfaction du gaz naturel :

$$\dot{W}_u = \dot{W}_{MCR} + \dot{W}_{C3 HP} + \dot{W}_{C3 MP} + \dot{W}_{C3 BP} \dots\dots\dots (III.24)$$

$\dot{W}_{MCR}, \dot{W}_{C3 HP}, \dot{W}_{C3 MP}$ et $\dot{W}_{C3 BP}$ Sont des travaux, respectivement utilisées pour le fonctionnement des compresseurs de propane et de MCR.

Pour le compresseur MCR : $\dot{W}_{MCR} = \dot{m}_{MCR}(H_{19} - H_{18}) \dots\dots\dots (III.25)$

Pour le compresseur C₃ haute pression (HP) : $\dot{W}_{C3 HP} = \dot{m}_{C3}(H_{21} - H_{20}) \dots\dots\dots (III.26)$

Pour le compresseur C₃ moyenne pression (MP) : $\dot{W}_{C3 MP} = \dot{m}_6(H_{6'} - H_6) \dots\dots\dots (III.27)$

Pour le compresseur C₃ bas pression (BP) : $\dot{W}_{C3 BP} = \dot{m}_9(H_{9'} - H_9) \dots\dots\dots (III.28)$

L'expression du travaille utile \dot{w}_u en fonction du H est :

$$\dot{W}_u = \dot{m}_{MCR}(H_{19} - H_{18}) + \dot{m}_{C3}(H_{21} - H_{20}) + \dot{m}_6(H_{6'} - H_6) + \dot{m}_9(H_{9'} - H_9) \dots\dots\dots (III.29)$$

D'où :
$$COP = \frac{\dot{Q}_{AB} + \dot{Q}_{CD}}{\dot{W}_{MCR} + \dot{W}_{C3 HP} + \dot{W}_{C3 MP} + \dot{W}_{C3 BP}} \dots\dots\dots (III.30)$$

Et par la suit l'expression du COP en fonction du H prend la forme :

$$COP = \frac{\dot{m}_{GN}(H_A - H_B) + (\dot{m}_{GN} - \dot{m}_{HC})(H_C - H_D)}{\dot{m}_{MCR}(H_{19} - H_{18}) + \dot{m}_{C3}(H_{21} - H_{20}) + \dot{m}_6(H_{6'} - H_6) + \dot{m}_9(H_{9'} - H_9)} \dots\dots\dots (III. 31)$$

Les valeurs utilisées dans notre calcul sont obtenus directement du PFD de simulateur hysys.

Chapitre III Étude et analyse du procédé APCI de la liquéfaction du gaz nature par hysys

Le calcul de coefficient de performance sera fait par Excel.

Tableau III.1 : Données utilisées pour le calcul de COP.

	m	He	Hs	Q ou W	
Q18-19	23500	-70877,3486	-78785,5228	185842095	
Q21-1	14200	-99868,3777	-118758,186	268235274	454077368
W MCR	23500	-80337,2525	-70877,3486	222307741	
W HP	14200	-104654,594	-99868,3777	67964264,3	
W MP	4217,43606	-106593,439	-104861,225	7305501,71	140065015
W BP	8643,20307	-106317,171	-104415,695	16434846,7	314012354
COP					0,44604938

$$\text{COP} = \frac{\dot{m}_{\text{GN}}(H_{\text{B}} - H_{\text{A}}) + (\dot{m}_{\text{GN}} - \dot{m}_{\text{HC}})(H_{\text{D}} - H_{\text{C}})}{\dot{m}_{\text{MCR}}(H_{19} - H_{18}) + \dot{m}_{\text{C3}}(H_{21} - H_{20}) + \dot{m}_6(H_6' - H_6) + \dot{m}_9(H_9' - H_9)} = \frac{140065015 \text{ kJ/h}}{314012354 \text{ kJ/h}}$$

$$\text{COP} = 0,44604938$$



Chapitre IV

*L'effet de la pression de
condensation du MCR*



Chapitre IV : L'effet de la pression de condensation du MCR

IV.1 Introduction

Les installations cryogéniques peuvent en général fonctionner soit en mode réfrigération, soit en mode liquéfaction mais ce sont deux processus bien distincts. La réfrigération consiste à fournir une capacité de refroidissement isotherme en effectuant un cycle thermodynamique fermé. La liquéfaction, quant à elle, a pour objectif de refroidir un fluide depuis la température ambiante jusqu'à sa température de condensation et ainsi produire du liquide à un débit donné, le cycle est donc ouvert.

Cependant, les principes thermodynamiques utilisés pour la réfrigération et la liquéfaction sont les mêmes. Une série de transformations cycliques thermodynamiques est appliquée à un fluide cryogénique appelé réfrigérant ou cryogène. Ce fluide extrait de la chaleur à basse température et la rejette à des températures plus élevées [30].

Le transfert de chaleur d'une source froide à une source chaude étant, comme on sait, impossible sans l'intervention d'un travail extérieur. Le fonctionnement d'une machine frigorifique impliquera donc la présence d'une source extérieure d'énergie. Ainsi, dans une machine frigorifique, le fluide frigorigène reçoit, au cours d'un cycle, une quantité de chaleur prise à la source froide, et cède une quantité de chaleur à la source chaude. Mais, d'autre part, il reçoit un travail.

Le coefficient de performance ou la performance de l'installation est défini comme étant l'effet frigorifique par unité de travail consommé par l'installation au niveau du compresseur, ce coefficient varie en fonction de plusieurs paramètres. Dans ce chapitre, nous étudierons l'effet de la pression de condensation du MCR sur le COP et sur les coûts des équipements et on déduira par la suite la pression optimale.

IV .2 Effet de la pression de condensation

L'énergie frigorifique consommée (disponible) au niveau de l'évaporateur C3 et de l'échangeur principal varie en fonction de la pression.

On reproduira la simulation sous HYSYS en modifiant la pression de refoulement du compresseur du MCR, et le débit du MCR en amont du séparateur. Il convient de souligner que le débit du MCR varie en fonction de la pression, plus la pression est grande, moins le débit du MCR sera, on fera varier également le débit du propane en amont de la vanne de détente. Nous analyserons l'effet de la pression de condensation du MCR sur la Performance de l'installation, nous la ferons varier sur une plage allant de 10 jusqu'à 60 bars. Il est évident que si le taux de compression (P_{ref}/P_{asp}) est grand, la puissance énergétique consommée sera donc importante.

IV .2.1 Effet de la pression de condensation sur le COP

La figure ci-dessous (IV.1), représente la variation du coefficient de performance (COP) en fonction de la pression de condensation, nous remarquons que l'augmentation de la pression a un impact direct sur le coefficient de performance de l'installation. Ces deux paramètres varient proportionnellement. Autrement dit, une augmentation de la pression de condensation du MCR implique une augmentation du COP.

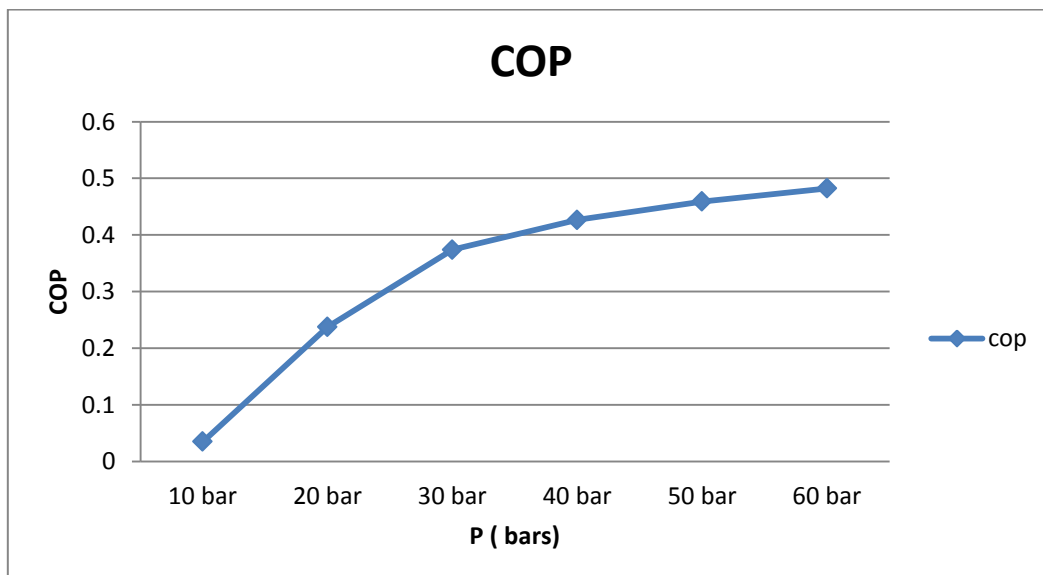


Figure IV.1 : La variation de COP en fonction de la pression.

On observe une variation du COP de 40% sur un intervalle de 10 à 50 bars, suivie d'une variation de 2% seulement, pour les pressions allant à 50 à 60bars.

D'après le graphe, l'effet de l'augmentation de la pression de condensation du MCR (pression de refoulement du compresseur) sur la performance du cycle est négligeable après avoir atteint une pression de 50bars. Pour cela, il est préférable donc de ne pas l'augmenter indéfiniment afin d'éviter toute consommation excessive et inutile d'énergie au niveau du compresseur.

IV .2.3 Effet de la pression de condensation sur les débits du MCR et C3

La figure ci-dessous (IV.4), représente la variation des débits MCR et C3 en fonction de la pression de condensation, nous remarquons que la diminution du débit MCR, réduit aussi le débit C3 nécessaire pour pré-refroidissement est du refroidissement.

$$\dot{m}_{C3}(h_{21} - h_2) = \dot{m}_{GN}(h_A - h_B) + \dot{m}_{MCR}(h_{10} - h_{11})$$

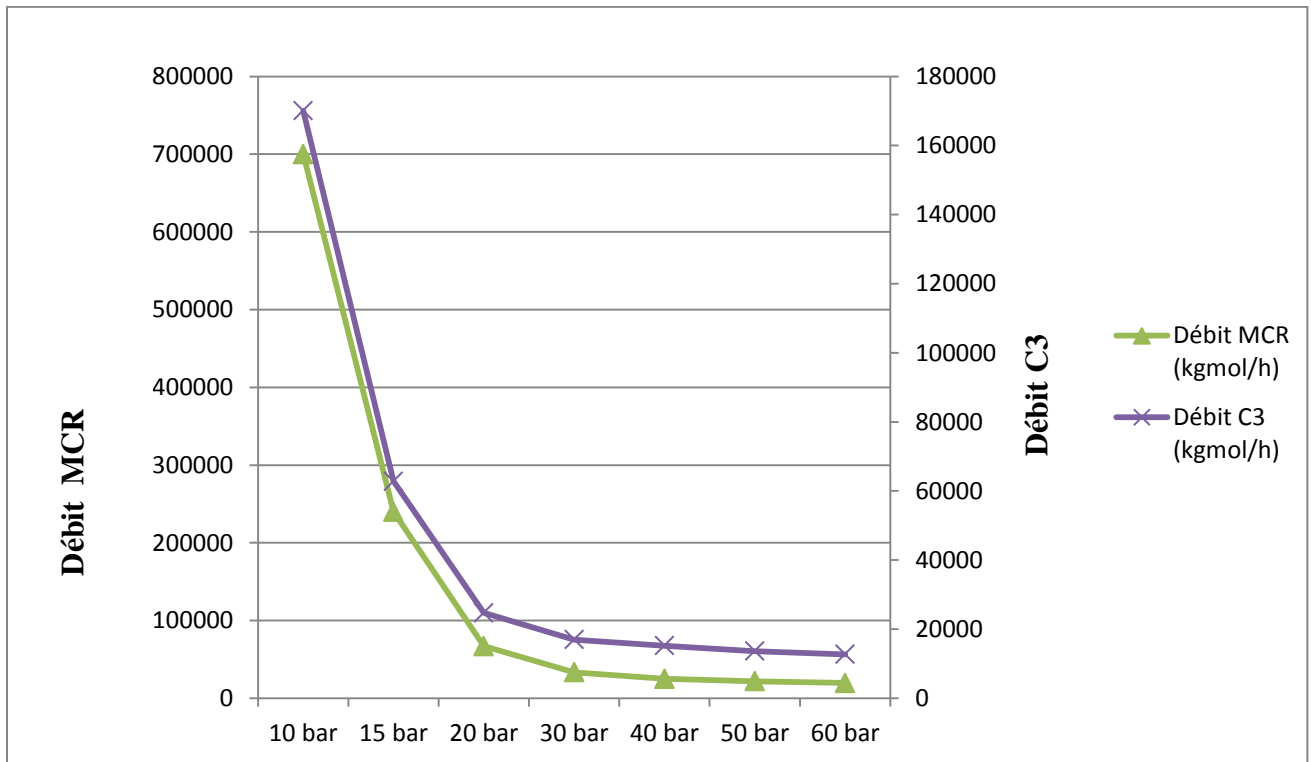


Figure IV.4 : La variation des débits en fonction de la pression.

L'augmentation de la pression permet d'augmenter le ΔT de la détente Joule-Thomson. Cette augmentation de température engendre un ΔH plus important, ce qui nous amène à réduire le débit, afin d'assurer les conditions requises à la sortie de l'évaporateur C3 et de l'échangeur cryogénique MCR.

IV .2.4 Effet de la pression de condensation sur la puissance du compresseur MCR

La figure ci-dessous (IV.5), représente la variation de la puissance du compresseur MCR en fonction de la pression de condensation.

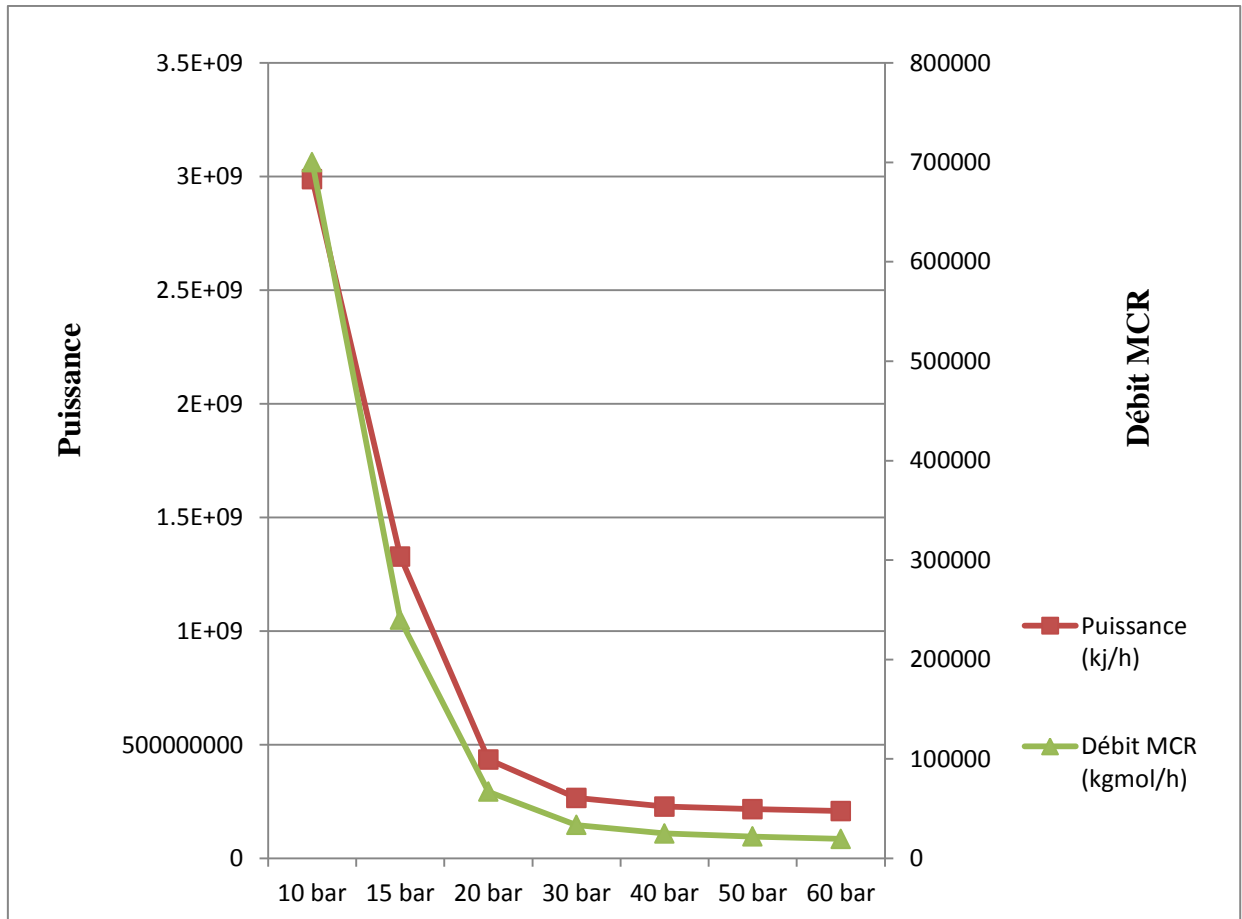


Figure IV.5 : La variation de la puissance en fonction de la pression.

On remarque ici que la puissance électrique du compresseur MCR varie proportionnellement avec le débit. Ceci est tout à fait logique, car afin d'assurer un débit élevé, la puissance du compresseur doit être de même, le contraire est valable.

IV.3 Détermination de la pression optimale :

En s'appuyant sur les résultats précédents, l'augmentation de la pression devient négligeable à partir de 50 bars. A cet effet, il est donc judicieux de choisir une pression de condensation entre 40 à 50 bars. Pour la suite du travail, nous allons considérer une pression optimale de 45bars.



Conclusion générale



Conclusion générale

Conclusion générale

Le gaz naturel est l'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années 1970 grâce à l'abondance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan environnemental. Ce dernier peut être transporté à l'état gazeux comme à l'état liquide (liquéfié). Le gaz naturel reforme plus d'énergie du fait que son volume est réduit d'environ 600 fois.

Actuellement, il existe plusieurs procédés de liquéfaction : CASCADE, PRICO, APCI. Plus de 80% des unités de liquéfaction fonctionnent avec le procédé APCI.

La présente étude nous a permis d'acquérir des notions sur l'industrie du GN, la manipulation du logiciel simulateur des procédés ASPEN HYSYS, ainsi que l'étude des procédés de liquéfaction du GN, et de l'effet de la pression de condensation sur les performances du procédé APCI (C3-MR).

L'étude de l'effet de la pression de condensation sur l'efficacité de la boucle MCR a démontré que la pression permettant un fonctionnement optimal du cycle varie entre 40 et 50 bars, une valeur de 45bars à été choisie pour des raisons pratiques.



*Références
bibliographique*



- [1] Bob Dudley Group chief executive «BP's Statistical Review of World Energy », 66th edition, June 2017.
- [2] CAROUGE, Intervenant Luc JOIN-LAMBERT « GENERALITES SUR LE TRANSPORT INTERNATIONAL DU GAZ ».
- [3] David Carroll President of the International Gas Union « IGU World LNG Report» Edition 2017.
- [4] Bob Dudley Group chief executive «BP's Statistical Review of World Energy », 65th edition, June 2016.
- [5] les contraintes de la politique de valorisations du gaz naturel en Algérie.
- [6] Cahiers du cread n °17 trimestre 1998 pages 103-115.
- [7] l'info économique et financière en continu 2018.
- [8] Agence internationale de l'énergie 2016.
- [9] Christian NGÔ, Alexandre ROJEY, Technique de l'ingénieur « Combustibles fossiles » 3^e édition (Réf. Internet 42215).
- [10] Alexandre Rojey «le gaz naturel, production traitement transport », EDITIONS TECHNIP, 1994.
- [11] Traitement, liquéfaction & stockage du GN_Fév 18.
- [12] les contraintes de la politique de valorisation du gaz naturel en algerie, hamidouche nassima maître de conférences, classe b, enssea, koléa. Khelif amor professeur et directeur de recherche au cread.
- [13] Sellami Mohamed Hassen « Procédés de traitement du gaz » 2015.
- [14] Recommandation de sécurité « Production stockage exploitation du pétrole et de gaz naturel » édition technique – paris.
- [15] <http://www.fossil.energy.gov>.

- [16] Mémoire de fin d'étude « étude des propriétés thermodynamiques, structurales et de transport du méthane liquide et des mélanges d'hydrocarbures par dynamique moléculaire de corps flexibles » établi par Bessam Siham 2008, Université d'Oran 1 Ahmed Ben Bella
- [17] Monsieur CHARRON «TRAITEMENT DU GAZ» Révision : 2 de 1998.
- [18] Saeid Mokhatab, John Y. Mak, Jaleel V. Valappil, David A. Wood « Handbook of Liquefied Natural » First edition 2014.
- [19] « Projet Énergie Saguenay : Complexe de liquéfaction de gaz naturel à Saguenay», Novembre 2015.
- [20] TOTAL « le process la liquefaction » Dernière Révision: 30/05/2007.
- [21] (4) livre thermodynamique technique V.KIRILLIN, V.SYTCHEV, A. SHEINDLIN.
- [22] Office national de l'énergie «gaz naturel liquéfié, perspective canadienne» évaluation du marché de l'énergie février 2009, Canada.
- [23] Monsieur CAROUGE, Intervenant Monsieur Luc JOIN-LAMBERT « GENERALITES SUR LE TRANSPORT INTERNATIONAL DU GAZ ».
- [24] jean Borjeix, Paul Claval, Albert-Harold Saurat Léopold Sémary « le pétrole et le gaz naturel »Librairie Larousse, Paris 1976.
- [25] mémoire « Modelling and optimization of the C3MR process for liquefaction of natural gas » établi par Dag-Erik Helgestad, December 10, 2009.
- [26] I.OTHMANI ; « Optimisation des paramètres de fonctionnement du turbo-expander» ; Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES ; 2007.
- [27] <http://www.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/raffinage-petrolier>.
- [28] Optimisation des cycles de liquéfaction du Gaz Naturel Présenté par : MILES ADEL Juin 2009 UNIVERSITE MONTOURI –CONSTANTINE.

[29] Mémoire de fin d'étude « optimisation de la consommation du fuel gaz au niveau de four H102 du module MPP IV de Hassi R'mel par le simulateur HYSYS » établi par Mohamed Ould Sidi Mohamed, Hammi Youcef 2015.

[30] THÈSE DE DOCTORAT « MODELISATION, SIMULATION ET CONTRÔLE DES INSTALLATIONS CRYOGENIQUES DU CERN » Présentée par Benjamin BRADU 4 Mars 2010.

[31] IAP-ENSPMFI SEMINAR (*23th July 05 to 25 th July 05*) THE LNG CHAIN VARIOUS COMPONENTS Technical, Pricing and Scheduling Approach By Marc Ducros - TOTAL Professors Associated.