

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITÉ M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Département Génie des Procédés
Chimiques et Pharmaceutiques



Mémoire de fin d'études
En vue de l'obtention du diplôme :

Master 2

Présenté par :

DOUDAH Imane

OUAHDI Abdessamed

Filière : Génie des procédés

Option : Technologie de la pétrochimie

**Calcul de vérification de fonctionnement de l'unité de
déshydratation avec la variation de la teneur en eau**

Devant le jury :

Mr. HAMADA	Boudjema	Prof	UMBB	Président
Mme. BENHATHAT	Amal	Prof	UMBB	Examineur
Mr. KADDOUR	Omar	Prof	UMBB	Encadrant

Année Universitaire : 2022/2023



REMERCIEMENTS

Nous remercions tout d'abord, le bon Dieu tout puissant de nous avoir donné la santé, la volonté, la force, le courage, et la patience pour pouvoir surmonter les moments difficiles, et atteindre nos objectifs et sans lesquels notre projet n'aurait pas pu voir la lumière de ce jour.

Nous remercions sincèrement tous ceux qui ont contribué de près ou de loin, à la réalisation de ce projet, plus particulièrement :

Notre promoteur Monsieur Dr.KADDOUR de nous avoir orienté significativement tout le long de ce travail aussi pour le temps précieux qu'elle nous a consacré.

Nous remercions tout le personnel de la faculté des hydrocarbures et de la chimie.

Nous adressons nos sincères remerciements aux membres du jury pour l'honneur qu'ils nous ont fait de participer à notre jury de soutenance.

Merci aussi à nos professeurs et tout le département Génie des procédés chimiques et pharmaceutique.





Dédicaces

Avec gratitude et sincérités je dédie ce modeste travail à :
Celui qui m'a indiqué la bonne voie en me rappelant que la volonté
fait toujours les miracles...mon très cher père.
Celle qui a attendu avec patience les fruits de sa bonne
éducation,...ma très chère mère.
Mes chères sœurs Wissam, Maroua et Safaa.
Toute ma grande famille.
Enfin à mes proches et à mes amies.

Imane



Dédicaces

*Avec gratitude et sincérités je dédie ce modeste travail à :
Mon chère père décédé, qui m'a toujours poussé et motivé dans mes
études*

*Celle qui a attendu avec patience les fruits de sa bonne
éducation,...ma très chère mère.*

Ma chère sœur et mon cher frère

Toute ma famille.

Enfin à mes proches et à mes amis.

Abdessamed

Résumé

Le gaz naturel est un mélange complexe d'hydrocarbures, se trouve naturellement sous forme gazeux sous-sols. Il est composé de C1, C2, C3, C4, C5...etc. Plus de ces derniers il est constitué aussi des différents produits indésirables tels que H₂S, CO₂, l'eau, qu'il faut l'éliminés avant son expédition vers les complexes pétrochimiques et les raffineries, lors d'un traitement de plusieurs étapes (séparation des phases, décarbonatation, déshydratation et fractionnement) pour le but d'amener le gaz naturel aux normes et aux spécifications commerciales.

Dans ce mémoire on est intéressé par le procédé de déshydratation qui est en principe dans le but d'éliminer l'eau, pour éviter des différents problèmes tels que la corrosion, l'endommagement d'équipement par formation d'hydrates.

Il existe plusieurs procédés de déshydratation, et parmi ces derniers on cite :

- Déshydratation par absorption.
- Déshydratation par membrane.
- Déshydratation par refroidissement ou compression.
- Déshydratation par réfrigération.
- Déshydratation par adsorption ou on utilise des adsorbants solides comme les tamis moléculaires, alumine activée, gel de silice.

Notre étude est réalisée au niveau de l'unité d'Alrare pour faire le calcul de vérification de l'unité avec la variation de la teneur en eau dans le gaz naturel.

D'après nos résultats on trouve que le temps de service avec la nouvelle teneur en eau est 17 heures. Et tant que l'usine travaille avec un programme de temps de service de 12 heures, pour cela on ne peut pas travailler avec 17 heures donc on fixe le temps de service **ts=12** heures ce qui nous conduit à changer la hauteur de (**h=4.78 m**) à (**h=3.39 m**) et donc la quantité des tamis moléculaires à l'intérieur du sécheur sera réduite de **24300 kg** jusqu'à **17256 kg**.

Abstract

Natural gas is a complex mixture of hydrocarbons, naturally occurring in gaseous form underground. It is composed of C1, C2, C3, C4, C5...etc. In addition to these, it also contains various undesirable products such as H₂S, CO₂ and water, which need to be removed before being sent to petrochemical complexes and refineries, in a multi-stage process (phase separation, decarbonization, dehydration and fractionation) to bring the natural gas up to commercial standards and specifications.

In this thesis, we focus on the dehydration process, which is designed to remove water, in order to avoid various problems such as corrosion and equipment damage due to hydrate formation.

There are several dehydration processes, including the following:

- Absorption dehydration.
- Membrane dehydration.
- Dehydration by cooling or compression.
- Dehydration by refrigeration.
- Dehydration by adsorption, using solid dehydrating agents such as molecular sieves, activated alumina and silica gel.

Our study is carried out at the Alrare unit to calculate the verification of the dehydration unit with the variation of the water content in the natural gas.

Our results show that the operating time with the new water content is 17 hours. And as long as the plant works with a **12-hour** operating time schedule, we can't work with **17 hours**, so we set the operating time $t_s=12$ hours, which leads us to change the height from **(4.78m)** to **(3.39 m)** and therefore the quantity of molecular sieves inside the dryer will be reduced from **24300 kg** to **17256 kg**.

Table des matières

Introduction Générale :.....	2
Chapitre I : Présentation de la région STAH.....	5
1) Introduction :.....	5
2) Situation géographique et conditions climatiques :.....	5
3) Organisation de la région STAH :.....	6
3.1) Les champs de production :	6
3.3) Les installations de la région :	8
4) Organisation administrative de la région :	9
5) Le complexe de traitement du gaz d'Alrar :	10
Chapitre II : Généralité sur le gaz naturel.....	13
1) Introduction :.....	13
2) les différents types de gaz naturel :.....	13
3) le développement mondial des réserves et de la production :	14
3.1) réserves de gaz :	14
3.2) la part du gaz dans les ressources d'énergie fossile :	14
4) formation du gaz naturel :.....	15
4.1) Le gaz naturel dans les conditions géologiques :	15
4.2) Formation des gisements de gaz naturel :	15
4.3) Origine des constituants du gaz naturel :.....	16
Constituant hydrocarbures :.....	16
5) le GPL :	16
5.1) Origine du GPL :.....	17
5.2) Caractéristique du GPL :.....	17
6) Le condensat :	18
Chapitre III : La composition et les caractéristiques du gaz naturel.....	20
1) La composition de gaz naturel :.....	20
2) Nature des constituants dans le gaz naturel :.....	22
3) Caractéristiques du gaz naturel :.....	23
3.1) caractéristiques :	23
4) Nature et caractérisation des différents types de gaz :	26
Chapitre IV : traitement de gaz naturel	29
1) Introduction :.....	29
2) Le traitement du gaz et son but :	29
3) Les étapes de traitement :.....	31

3.1) Separations:.....	31
3.2) Décarbonatation :.....	33
3.3) Déshydratation :.....	33
3.4) Fractionnements des hydrocarbures :	34
<i>Chapitre V : adsorption</i>	38
1) Introduction :.....	38
2) L'adsorption :.....	38
2.1) adsorption physique :	40
2.2) adsorption chimique :	41
2.3) les adsorbants :	41
2.4) caractéristiques de l'adsorption :.....	43
<i>Chapitre VI : les procédés de la déshydratation</i>	46
1) Introduction :.....	46
2) Les différents procédés :	46
2.1) Déshydratation par absorption :.....	46
2.2) Déshydratation par refroidissement ou compression :.....	46
2.3) Procédés liés aux membranes :.....	47
2.4) Procédé de réfrigération :	47
2.5) Déshydratation par adsorption : (cas d'Alrar).....	47
3) Les adsorbants :.....	49
3.1) Définition :.....	49
3.2) Les différents adsorbants utilisés pour faire la déshydratation :.....	49
3.3) Propriétés physiques des déshydratants utilisés pour la déshydratation du GN :	51
3.4) Le choix des adsorbants :	52
4) La colonne d'adsorption au niveau d'Alrare :	52
5) L'influence des paramètres opératoires sur la déshydratation par adsorption :	54
5.1) Pression du gaz :	54
5.2) Température :.....	54
5.3) Débit de gaz :	55
5.4) Temps de séjour :	55
5.5) Type d'adsorbant :.....	56
<i>Chapitre VII : utilisation du gaz naturel dans l'industrie pétrochimique</i>	58
1) Introduction :.....	58
2) Le Complexe pétrochimique :	58
3) Utilisation des dérivés du gaz naturel :	59
3.1) Le méthane (CH ₄) :.....	59

3.2) L'éthane(C_2H_6) :	74
3.5) Mélange de L'éthane(C_2H_6) et propane (C_3H_8) :	76
3.6) Le butane (C_4H_{10}) :	78
Chapitre VIII : calcul sécheur gaz v121	83
1) Paramètre opératoire :	83
2) Partie adsorption :	84
2.1) Calcule de coefficient de compressibilité Z :	84
2.2) Calcul de la densité relative du gaz :	86
2.3) Calcule de débit volumique sous les conditions de service (V_s) :	86
2.4) Calcul de la masse volumique du gaz :	87
2.5) Détermination de nombre de moles journalier du gaz (N_g) :	87
2.6) Détermination du nombre de mole d'eau journalier (N_{eau}) :	87
2.7) Détermination de nombre de mole total :	88
2.8) Détermination de débit volumique de l'eau contenu dans le gaz (V_{eau}) :	88
2.9) Détermination de débit volumique total (V_t) :	88
2.10) Calcul de la vitesse superficielle admise du gaz V_g :	88
2.11) Détermination du flux d'adsorption (q) :	89
2.12) Calcul de la hauteur de la zone de transfert de masse (H_z) :	89
2.13) Hauteur d'équilibre (H_s) :	90
2.14) Calcul de temps de service :	90
2.15) Calcul de temps de saturation :	91
2.16) Calcule de H_t avec la fixation de t_s ($t_s = 12h$) :	91
2.17) Calcule de quantité des tamis après l'optimisation de la hauteur totale (H_t) :	91
2.18) Calcule des pertes de charge :	91
3) Partie régénération :	97
3.1) Calcul du débit de gaz de régénération :	97
Argumentation et conclusion	108
Bibliographie	111
Annexes	113

Liste des abréviations :

PCS : pouvoir calorifique supérieur.

PCI : pouvoir calorifique inférieur.

A° : angström.

C_p : Chaleur spécifique (kcal/kg. °C).

D : Diamètre du lit (m).

G : Vitesse massique admissible (kg/ m². h).

H_{eq} : La longueur de la zone saturée (m).

H_t : Hauteur total de lit (m).

H_z : La longueur de ZTM (m).

M_w : Poids moléculaire (kg).

P : Pression de gaz en (psi)(bar).

Q : Débit de gaz (Nm³/jour).

q : quantité d'eau adsorbée par unité de temps et unité de surface en (kg/h.m²).

R_s : Saturation relative de l'alimentation en %.

R° : Rankine.

T : Température de gaz en R°. °C

V_g : Vitesse superficielle du gaz en (m/h).

W : Quantité d'eau adsorbée par cycle (lbH₂O/cycle).

X : Capacité d'adsorption.

Y_w/X_w : Teneur en eau dans la charge en ppm.

Z : Facteur de compressibilité.

ZTM : la zone de transfert de masse (m).

ρ_g : masse volumique du gaz (kg/m³).

ρ_t : masse volumique du tamis (kg/m³).

Liste des figures :

Figure 1: Situation géographique de la région STAH.....	6
Figure 2: organisation de champ d'ALRAR	7
Figure 3: Schéma organisation administrative de la région.	9
Figure 4: Répartition des traitements (gaz sec ou condensat) [8]	30
Figure 5: Séparation des condensats de gaz [8]	33
Figure 6: Terminologie et abréviations courantes.....	35
Figure 7: Procédé de déshydratation par adsorption. [18]	48
Figure 8: tamis moléculaires sous différentes formes	50
Figure 9: Schéma de colonne d'adsorption (sécheur)	53
Figure 10: la matière première et les produits finis.....	59
Figure 11: schéma d'utilisation du méthane dans la pétrochimie	60
Figure 12: schéma du processus de production d'ammoniac	68
Figure 13: Schéma fonctionnel du processus OCM.....	70
Figure 14: schéma du processus OCM.....	72
Figure 15: les dérivés dérivés d'éthylène	74
Figure 16: procédé de production d'éthylène par craquage d'un mélange d'éthane et de propane.....	76
Figure 17: évolution de la température de lit en fonction de temps de régénération.....	98

Liste des tableaux :

Tableau 1: Composition de quelques gaz non associés.....	21
Tableau 2: Composition de quelques gaz associés [3].....	22
Tableau 3: les spécifications du gaz.....	31
Tableau 4 : les principales séparations par adsorption [12]	40
Tableau 5: caractéristiques et applications des principaux adsorbants [12].....	43
Tableau 6 : propriétés physiques des déshydratants utilisés pour la déshydratation du GN [19]	52
Tableau 7: les réactions de production du méthanol [7]	66
Tableau 8 : réaction de production d'éthylène	71
Tableau 9: du paramètre opératoire.....	83
Tableau 10: la composition chimique et les fractions du gaz à l'entrée de train.	84
Tableau 11: la nouvelle composition chimique et les fractions du gaz à l'entrée de train.....	84
Tableau 12 : composition du gaz et leurs propriétés critiques	85
Tableau 13 : tableau de résultats	106

Liste des annexes :

Annexe 1 : détermination du coefficient de compressibilité Z.

Annexe 2 : teneur en eau dans le gaz naturel.

Annexe 3 : séparation à l'entrée des trains.

Annexe 4 : refroidissement et déshydratation du gaz d'alimentation.

Annexe 5 : refroidissement et déshydratation des liquides.

Annexe 6 : réfrigération et détente du gaz.

Annexe 7 : Le déethaniseur V-161.

Annexe 8 : La colonne de stabilisation du condensât V-163.

Annexe 9 : Boucle de la réfrigération au propane.

Annexe 10 : Le système d'huile chaude.

Annexe 11 : La zone IV.

Annexe 12 : Boucle de refroidissement au propane de la charge de la ZONE 04.

Annexe 13 : Fractionnement de GPL

Annexe 14 : Air service et air instrument.

Annexe 15 : Réseau d'eau de refroidissement.

Annexe 16 : Réseau de gaz combustible.

Annexe 17 : Réinjection des gaz résiduels.

Annexe 18 : Stockage et Expédition GPL

Annexe 19 : Stockage et Expédition Condensât.

Annexe 20 : Stockage Propane et Butane

Annexe 21 : simulation de l'entrée du train.

Introduction Générale

Introduction Générale :

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

Le gaz naturel est une énergie fossile, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de l'ordre de 0.75 à 0.95 est le méthane (CH₄). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure.

Actuellement, le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant. L'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan environnemental favorisent son utilisation dans plusieurs secteurs, notamment dans la génération d'électricité.

Le gaz naturel se trouve sous pression dans les roches poreuses du sous-sol, souvent en solution avec du pétrole brut ou du condensat ou sec. Ça teneur en eau engendre de nombreux problèmes qui influent directement sur les équipements et le fonctionnement anormal et perturbation des installations de l'unité.

Le gaz naturel à sa sortie des puits n'est pas directement utilisable, il renferme en proportions variables de l'azote, du gaz carbonique, et ainsi de l'eau provenant de la couche productrice.

L'exploitation du gaz naturel s'est heurtée à des difficultés liées au bouchage des canalisations par dépôts des cristaux, d'abord considérés comme étant de la glace. Ces cristaux, sont en fait, constitués par des hydrates de gaz naturel apparaissant bien au-dessus de la température de formation de la glace. Il s'agit de composés d'inclusion qui forment avec l'eau certains des constituants du gaz naturel et en tout premier lieu le méthane.

Pour éviter le bouchage des canalisations, les installations de production et de transport doivent être protégées des risques de formation des hydrates. Une première façon d'y arriver consiste à déshydrater le gaz naturel. La déshydratation est donc indispensable pour les unités de traitement de gaz naturel, l'une de ces unités est le complexe d'ALRAR. Ce dernier fait l'objet de notre étude.

Dans le cas où la présence d'eau entraîne différents problèmes durant l'exploitation, et cela suivant les conditions de travail à savoir la température et la pression qui règnent dans une

installation. La vapeur d'eau peut se condenser et provoquer la formation d'hydrates, ou bien favoriser la corrosion si le gaz contient des composants acides.

Pour éviter ces phénomènes, il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz jusqu'à moins 1ppm au moyen des techniques de traitement appropriées appelées déshydratation.

Les principaux procédés de déshydratation utilisés dans la chaîne gazière sont :

- Lavage par solvant hygrosopique (procédé d'absorption).
- Adsorption/désorption sur lit fixe.

La durée de vie des tamis dépend de nombre des cycles adsorption/désorption.

Ce dernier fait l'objectif de notre étude sur l'impact de changement de la composition du gaz précisément la teneur en eau de l'alimentation du sécheur en vue d'améliorer le fonctionnement des sécheurs et de plus épargner la matière première de la section de déshydratation.

Dans notre mémoire, nous avons devisé le contenu de ce dernier sur 7 chapitres dans la partie théorique. Ou nous avons fait la description de la région Alrare, nous avons parlé sur les généralités, les caractéristiques du gaz naturel, traitement du gaz, théorème sur le phénomène d'adsorption, les procédés de déshydratation, et l'utilisation du gaz naturel dans le domaine pétrochimique. Et concernant la partie pratique, nous avons traité dans notre étude le calcul de vérification de fonctionnement de l'unité déshydratation avec la variation de la teneur en eau.

*Chapitre I : Présentation de la région
STAH*

Chapitre I : Présentation de la région STAH

1) Introduction :

Sonatrach est la compagnie algérienne de recherche, d'exploitation, de transport par canalisation, de transformation et de commercialisation des hydrocarbures et de leurs dérivés.

Elle intervient également dans d'autres secteurs tels que la génération électrique, les énergies nouvelles et renouvelables. Elle exerce ses métiers en Algérie et partout dans le monde où des opportunités d'investissement se présentent.

2) Situation géographique et conditions climatiques :

La région **STAH** est l'une des régions importantes de la division production (activité amont) elle se situe à 400 Km au nord-nord-ouest du chef-lieu de la wilaya d'Illizi et à 1700 Km au sud-est d'Alger, limitée à l'est par les frontières Libyennes, et au sud par la région d'In-Amenas.

-Position géographique : X = 09° 41' 48.84"E et Y = 28° 54' 19.67"N

-Altitude moyenne de 700 m par rapport au niveau de la mer.

Le climat désertique qui règne à STAH se caractérise par de fortes amplitudes thermiques, toutefois les valeurs extrêmes des températures saisonnières sont adoucies par l'altitude du relief.

Les caractéristiques climatiques de la région sont :

- ✚ Climat désertique, avec un taux d'humidité très faible.
- ✚ Température maximale en été : + 45 °C
- ✚ Température minimale en hiver : -5 °C
- ✚ Variation journalière : jusqu'à 25 °C
- ✚ Pluviométrie : jusqu'à 100 mm/an entre novembre et janvier.

✚ Vents dominants : de direction NNE/SSO avec vitesse maximale de 100 Km/h pendant la période de février à juin.

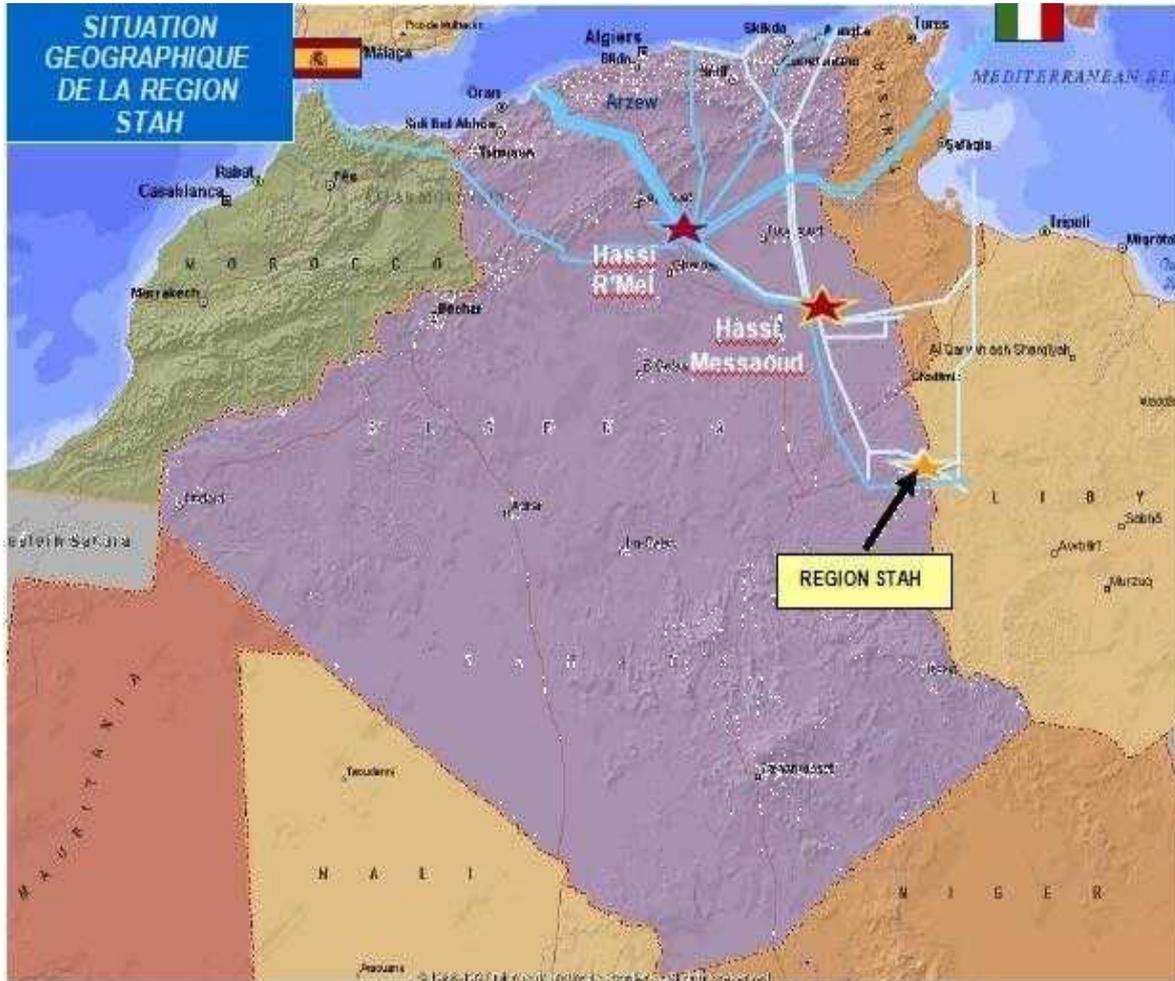


Figure 1: Situation géographique de la région STAH

3) Organisation de la région STAH :

Afin de satisfaire l'exploitation des champs de production (STAH, MEREKSEN et ALRAR), des installations adaptées au développement de la région de STAH ont été réalisées, sous la supervision d'un personnel qualifié.

3.1) Les champs de production :

✚ La région STAH est constituée par trois champs : un champ gazier d'Alrar Avec un anneau d'huile et deux champs pétrolier STAH et MEREKSEN.

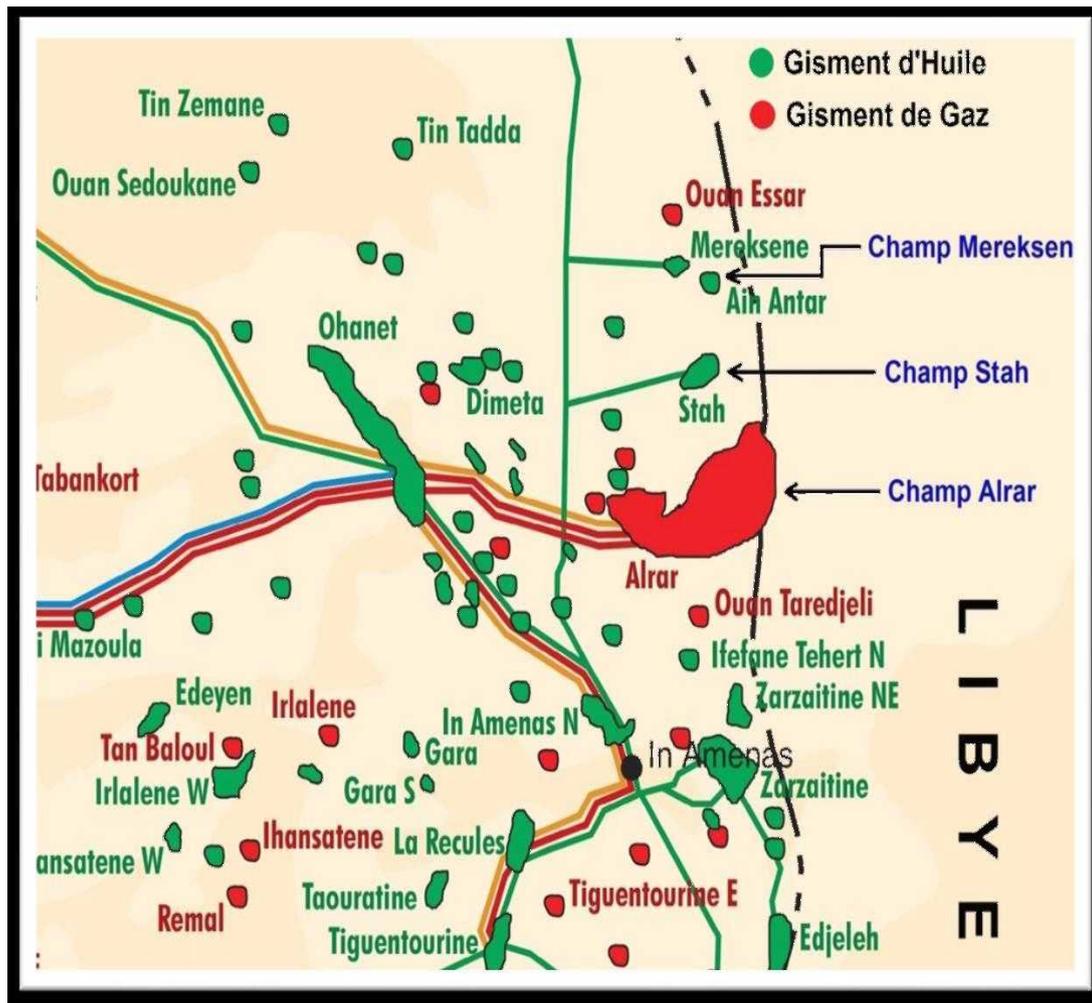


Figure 2: organisation de champ d'ALRAR

➤ **Champ d'ALRAR :**

Le gisement d'Alrar a été découvert en août 1961 et mis en production en 1984 il est caractérisé par une importante accumulation de gaz à condensat.

Le champ d'Alrar s'étend sur une superficie de 900 km², il est divisé en deux champs Alrar Est : c'est un champ d'un gisement du gaz à condensat commun entre l'Algérie et la Libye, avec un anneau d'huile.

Alrar Ouest : c'est un champ d'un gisement du gaz à condensat proche d'Alrar Est mais indépendant.

Le nombre de puits en service est de 76 puits à savoir :

- ✚ 47 puits producteurs de gaz (34 puits d'Alrar Est, 13 puits d'Alrar Ouest).

- ✚ 21 puits injecteurs de gaz.
- ✚ 05 puits producteurs d'huile.
- ✚ 03 puits producteurs d'eau.

➤ **Champ de STAH :**

Le gisement de pétrole de STAH a été découvert en septembre 1971 et mis en production en juin 1975. Il s'étale sur une superficie de 100 km² et contient 66 puits en service :

- 23 puits producteurs de pétrole.
- 01 puits producteur d'eau.
- 04 puits injecteurs de gaz.
- 05 puits injecteurs d'eau.
- 33 puits fermés.

➤ **Champ de MEREKSEN :**

Le gisement de pétrole de MEREKSEN a été découvert en avril 1974 et mis en production en mars 1975. Il est d'une superficie de 30 km² et comporte 35 puits en service :

- ✚ 13 puits producteurs de pétrole.
- ✚ 02 puits injecteurs d'eau.
- ✚ 20 puits fermés.

3.3) Les installations de la région :

La région STAH contient quatre installations principales : deux unités de traitement du pétrole brut, un centre de traitement d'huile, et un complexe de traitement de gaz.

✚ **Les unités de traitement du pétrole de STAH et MEREKSEN :**

Deux unités conçues pour traiter et stabiliser le pétrole brut collecté à partir des puits producteurs des champs STAH et MEREKSEN, pour but de produire un pétrole conforme aux spécifications de transport, le pétrole stabilisé est envoyé vers Haoud-el- Hamra (HEH), les gaz associés produits sont envoyés vers le complexe de traitement du gaz d'Alrar.

✚ Le centre de traitement d'huile d'Alrar CTH :

Il traite la quantité de brut provient de l'anneau d'huile du champ d'Alrar Est, l'huile stabilisée est injectée avec la ligne d'expédition STAH-HEH, les gaz associés produits sont envoyés vers le complexe de traitement du gaz d'Alrar.

✚ Le complexe de traitement du gaz d'Alrar :

Est conçue pour traiter les gaz à condensat des champs d'Alrar Est et d'AlrarOuest, et les gaz associés produits par les unités de STAH/MEREKSEN et deCTH, afin de récupérer le maximum du produit propane plus.

4) Organisation administrative de la région :

La direction régionale de STAH a été créée en 1976, suite à la décentralisation de l'ancien district d'In Amenas, pour assurer l'exploitation de ces installations, la direction régionale s'est dotée de structure et ressource humaines et matérielles à la mesure de l'importance des gisements, les tâches diversifiées sont affectées au personnel qualifié dont dispose les différentes structures qui sont organisées en division et services :

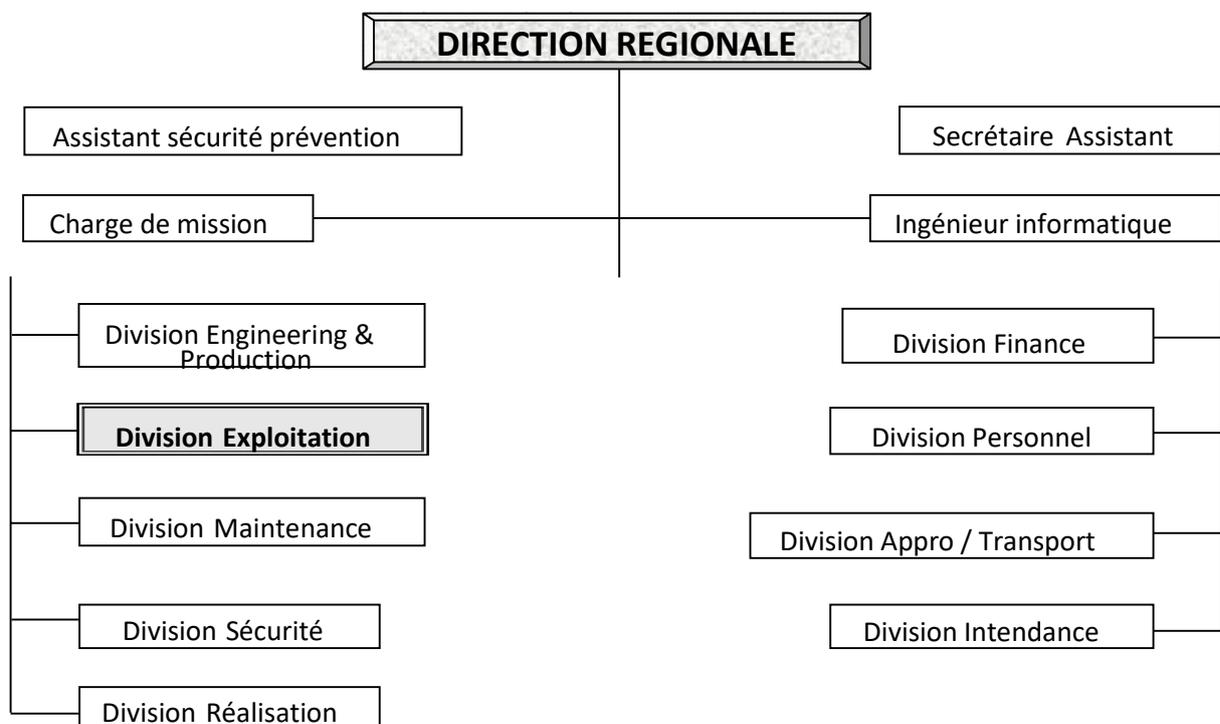


Figure 3: Schéma organisation administrative de la région.

5) Le complexe de traitement du gaz d'Alrar :

Le complexe a été réalisé en 1978 par la société Américaine Fluor-Texas et mis en service en 1984, il comporte trois trains de traitement identiques.

Un quatrième train a été réalisé en 1994 par la société Japonaise Mitsubishi dans le cadre de l'extension du complexe et mis en service en 1997.

Le complexe à une capacité de traitement de l'ordre 24.668 MMSM³/J de gaz à condensat provenant du champ d'Alrar et les gaz associés provenant des unités de STAH, MEREKSEN et de CTH.

La production journalière du complexe est :

- ✚ 4300 T/J de condensat.
- ✚ 2500 T/J de GPL.
- ✚ 20 MMSM³D de gaz de vente.

Les produits condensat et GPL sont expédié vers Haoud-el-Hamra, et le gaz résiduel est expédié comme gaz de vente vers Hassi R'mel (HRM) à travers les gazoducs GR1 et GR2, une partie du gaz résiduel est vers Zarzaitine.

Le complexe d'Alrar est composé par :

- ❖ Quatre trains de traitement de gaz : d'une capacité de 6.167 MMSM³D chacun, le traine divise en plusieurs sections, section de séparation, de déshydratation et de fractionnement.
- ❖ Une zone de stockage : composée de trois bacs d'une capacité de stockage de 7200 m³ de condensat on spec. Un bac d'une capacité de stockage de 8000 m³ de condensat off spec. Trois sphères d'une capacité de stockage de 4000 m³ de GPL on spec. Unesphère d'une capacité de stockage de 1000 m³ de GPL off spec. Deux cigares d'une capacité de stockage de 75 m³ de butane. Deux cigares d'une capacité de stockage de 75 m³ de propane. Une station de chargement de butane/propane par camion pour Naftal.
- ❖ Une zone de compression du gaz de réinjection : composée de trois compresseurs identiques qui permet de comprimer le gaz résiduel jusqu'à 300 bar pour réinjection

dans le gisement pour but maintenir la pression de service de gisement.

- ❖ Les utilités : se compose d'air service et air instrument, eau de refroidissement, réseau de fuel-gaz, eau d'incendie.

Chapitre II :
Généralité sur le gaz naturel

Chapitre II : Généralité sur le gaz naturel

1) Introduction :

Le gaz naturel est une sous-catégorie de pétrole qui est un produit naturel que l'on extrait des gisements. et aussi est un combustible fossile, il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures présent naturellement dans des roches poreuses sous forme gazeuse. [1]

Le gaz naturel peut exister à l'état liquide ou gazeux selon les conditions de pression et de température qui règnent dans leur gîte naturel ou dans les installations de production par lesquelles il transite.

2) les différents types de gaz naturel :

Gaz associé :

Il s'agit de gaz présent en solution dans le pétrole. Il est séparé lors de l'extraction de ce dernier. Pendant longtemps, il était considéré comme un déchet et détruit en torchère, ce qui constitue un gaspillage de ressources énergétiques non renouvelables et une pollution inutile. Aujourd'hui, une partie est soit réinjectée dans les gisements de pétrole (contribuant à y maintenir la pression et à maximiser l'extraction du pétrole), soit valorisée.

Gaz de charbon :

Le charbon contient naturellement du méthane et du dioxyde de carbone dans ses pores. Historiquement, ce gaz a surtout été connu pour la menace mortelle qu'il présente sur la sécurité des mineurs - il est alors resté dans la mémoire collective sous le nom de grisou. Cependant, son exploitation est en plein développement, en particulier aux États-Unis. L'exploitation porte sur des strates de charbon riches en gaz et trop profondes pour être exploitées de façon conventionnelle. Il y a eu des essais en Europe également, mais la plupart des charbons européens sont assez pauvres en méthane. La Chine s'intéresse également de plus en plus à l'exploitation de ce type de gaz naturel.

Gaz biogénique :

Le gaz biogénique est issu de la fermentation par des bactéries de sédiments organiques. À l'instar de la tourbe, c'est un combustible fossile mais dont le cycle est relativement rapide. Les gisements biogéniques sont en général petits et situés à faible profondeur. Ils représentent environ 20 % des réserves connues de gaz conventionnel. Le gaz biogénique a moins de valeur par mètre cube que le gaz thermogénique, car il contient une part non

négligeable de gaz non combustibles (notamment du dioxyde de carbone) et ne fournit pas d'hydrocarbures plus lourds que le méthane.

Gaz de schiste :

Certains schistes contiennent aussi du méthane piégé dans leurs fissurations. Ce gaz est formé par la dégradation du kérogène présent dans le schiste, mais, comme pour le gaz de charbon, il existe deux grandes différences par rapport aux réserves de gaz conventionnel. La première est que le schiste est à la fois la roche source du gaz et son réservoir. La seconde est que l'accumulation n'est pas discrète (beaucoup de gaz réuni en un point) mais continue (le gaz est présent en faible concentration dans un énorme volume de roche), ce qui rend l'exploitation bien plus difficile.

3) le développement mondial des réserves et de la production :

3.1) réserves de gaz :

Le gaz naturel commence à susciter un intérêt mondial ou, tout au moins, à franchir les limites de l'Amérique du Nord. Ainsi ses réserves et ressources, voire même sa production, sont mal connues en dehors des États-Unis jusque vers la fin des années 1960.

Le gaz naturel est apparu longtemps comme une forme d'énergie difficile à mettre en œuvre, tout particulièrement en raison du poids des investissements et des coûts de transport jusqu'au consommateur final. Ceci explique un développement tardif et lent, à son origine, du gaz naturel dans le monde.

Avec les années soixante, les découverts de gaz et la multiplication des projets gaziers entraînent un véritable décollage de la production mondiale. Au bout de dix ans de croissance, à la fois de la production et des réserves prouvées, le gaz naturel a quitté sa place d'énergie de second rang, sa production approchant dès 1970 le seuil du milliard de tonnes équivalent pétrole et ses réserves atteignant alors environ la moitié des réserves pétrolières prouvées. [2]

3.2) la part du gaz dans les ressources d'énergie fossile :

Il est naturel d'établir un parallèle entre gaz naturel et pétrole brut, puisque ceux-ci ont des origines et des localisations très voisines. Toutefois, il est nécessaire aussi de replacer le potentiel gazier vis-à-vis de celui que représentent les autres énergies primaires, non seulement en termes de réserves prouvées mais également de ressources ultimes estimées.

Dans le classement des quatre sources d'énergies primaires commerciales mais non renouvelables, le gaz naturel se situe en troisième position, à un niveau comparable à celui du pétrole, largement supérieur à celui de l'uranium et, par contre, très inférieur à celui des combustibles solides. [2]

4) formation du gaz naturel :

4.1) Le gaz naturel dans les conditions géologiques :

Au sens large, toute substance naturelle qui est à l'état gazeux dans les conditions normales de température et de pression est un gaz naturel. Ces substances sont en nombre réduit et celles que l'on trouve dans l'écorce terrestre sont en nombre encore plus limité : il s'agit pour l'essentiel des hydrocarbures saturés d'un nombre de carbone inférieur à cinq, du dioxyde de carbone, de l'azote, de l'hydrogène sulfuré, de l'hydrogène, de l'hélium et de l'argon.

Leurs propriétés physiques font que le plus souvent elles se trouvent soit à l'état supercritique, soit à l'état dissous dans l'eau, fluide omniprésent dans les roches, ou dans l'huile. L'"huile" est constituée par les hydrocarbures dans lesquels prédominent ceux dont le nombre d'atomes de carbone est supérieur ou égal à cinq, qui sont liquides dans les conditions normales de température et de pression.

Lorsque la profondeur augmente, la température s'élève en moyenne de 30 °C/km (dans une fourchette d'environ 20 à 80 C/km selon le flux thermique local et la conductivité thermique des roches traversées).

Sur cette annexe, on observe qu'à cinq kilomètres de profondeur, la température atteinte est supérieure à la température critique de tous les gaz naturels présents en quantité notable dans l'écorce terrestre, butane excepté. [2]

4.2) Formation des gisements de gaz naturel :

Un gisement de gaz naturel occupe l'espace poreux inter granulaire ou les fissures d'une roche que l'on appelle roche-magasin, roche-réservoir ou plus simplement réservoir. La perméabilité de cette roche doit être suffisante pour obtenir un débit de gaz permettant une exploitation rentable. Les gisements de gaz sont classés en gisements (conventionnels) ou (classique), formés par des accumulations de gaz et pouvant être exploités avec les techniques actuelles et en gisement (non conventionnels) ou (non classiques), dans lesquels le gaz est stocké dans des conditions spécifiques et dont la mise en exploitation nécessite généralement des techniques particulières et coûteuses.

Le réservoir qui contient le gaz contient aussi de l'eau, fluide omniprésent dans les sédiments et très fréquemment de l'huile. Tout ou partie du gaz peut être dissous dans l'eau ou dans l'huile, en fonction des conditions thermodynamiques régnant dans le gisement et des espèces chimiques présentes.

Si une phase (gaz) est présente, sa densité est plus faible que celle de l'eau ou de l'huile et elle a tendance à se déplacer vers le haut sous l'effet de la poussée d'Archimède ; elle ne reste donc le réservoir que parce qu'elle est arrêtée par une barrière.

Cette barrière est soit une barrière de perméabilité, roche argileuse ou sel le plus souvent, soit une barrière hydrodynamique, le mouvement de l'eau contrariant alors la poussée d'Archimède. L'ensemble réservoir /barrière constitue un piège. [2]

4.3) Origine des constituants du gaz naturel :

Constituant hydrocarbures :

Il existe trois modes possibles pour la formation des hydrocarbures gazeux naturels :

Gaz bactérien :

Ce mode est dû à l'action de bactéries sur les débris organiques qui accumulent le sédiment, le gaz formé est appelé gaz bactérien ou organique.

Gaz inorganique :

Ce mode reste très secondaire. Les gaz volcaniques ou les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et les inclusions fluides des roches métamorphiques ou magmatiques renferment souvent des hydrocarbures légers, principalement du méthane.

Gaz thermique :

Au cours de l'évolution des sédimentaires, les sédiments sont portés à des températures et pressions croissantes, vont subir une dégradation thermique qui va donner à côté des hydrocarbures une large gamme de composés non hydrocarbonés. [2]

5) le GPL :

Les GPL sont des gaz facilement liquéfiables à la température ambiante sous une faible pression (4-18atm), cette particularité permet un stockage et un transport plus simples que le méthane, éthane, l'éthylène, qui exigent des pressions très élevées pour pouvoir être liquéfiés à la température ambiante.

Les GPL raffinés sont en général presque inodores et extrêmement inflammables, étant donné leur grande volatilité. Ils peuvent donner, au contact de l'air des mélanges explosifs.

Pour mieux les reconnaître ou détecter d'éventuelles fuites, on leur donne une odeur particulière au moyen de substances appropriées (mercaptans).

Les GPL ne sont pas vraiment toxiques : ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant, s'ils sont inhalés longuement et peuvent provoquer des migraines et des maux d'estomac.

Le GPL lorsqu'il se répand sous sa forme liquide, hors d'une capacité sous pression. S'évapore en produisant du froid au contact de la peau, il provoque des brûlures caractéristiques appelées « brûlures froides ». [1]

5.1) Origine du GPL :

Le GPL est extrait à partir de diverses sources qui peuvent être :

- Du pétrole brut après raffinage comme sous-produit.
- De la récupération à partir des champs gaziers.
- De la récupération à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel (GNL).

5.2) Caractéristique du GPL :

a. Tension de vapeur :

Soumise à des températures supérieures à leurs points d'ébullition, le propane et le butane ne peuvent être amenés à l'état liquide que sous pression ou par réfrigération.

Tension de vapeur à 20°C : butane= 2bars, propane= 8bars

b. Densité :

A l'état gazeux, ils sont plus lourds que l'air, la densité du propane égale 0.510 et celle de butane égale 0.580.

c. Expansion :

A l'état liquide, ils ont un coefficient de dilatation important dont il faut tenir compte lors de leur stockage.

d. Pouvoir calorifique :

Le GPL a un pouvoir calorifique élevé tel que :

- Propane = 12200 Kcal/Nm³.
- Butane = 11800 Kcal/Nm³. [1] [3]

6) Le condensat :

Le condensat est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffinés, de l'iso pentane C5 jusqu'au Dodécane et plus C12+, généralement extrait des gisements de gaz à condensat, il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression. [1] [2]

- **Caractéristique :**

[4]

a. Aspect : c'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.

b. Poids spécifique : est compris entre 0.7 à 0.8.

c. Point d'éclair : est inférieur à -40°C.

d. Limites d'inflammabilité : Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilité sont approximativement : 1.4 à 7.6 % vol (dans l'air).

e. Densité de vapeur : Les vapeurs du condensat sont plus lourdes que l'air, la densité de vapeur est de 3 à 4 dans l'air.

f. Explosivité et inflammabilité : Le condensat est un fluide hautement inflammable et évaporable à température pression normale, du fait qu'il n'est pas électro-conducteur, présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, chute, pulvérisation, etc. On devra faire attention car les vapeurs du condensat constituent un mélange gazeux explosif se répendant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air.

g. Toxicité physiologique : Les vapeurs de condensat sont toxiques. Lorsqu'un homme s'y expose, le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivi de symptômes névropathies, lorsque la concentration des vapeurs du condensat sont de l'ordre de 0.025 à 0.05% vol. Dans l'air, elles ne peuvent pas causer de symptômes sérieux, même après plusieurs heures d'inhalation.

h. Précautions hygiéniques : Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensat à moins de 300 ppm.

Chapitre III :
La composition et les caractéristiques
du gaz naturel

Chapitre III : La composition et les caractéristiques du gaz naturel

1) La composition de gaz naturel :

Assez peu d'informations systématiques concernant la composition des gaz naturels sont disponibles. Alors qu'un certain nombre d'études ont été réalisées, dans ce domaine, pour le pétrole : classes de pétrole brut (densité, teneur en soufre, etc.) et répartition des ressources par classe, rien de comparable n'existe pour le gaz naturel. Cela tient essentiellement au fait qu'en raison de la facilité de son transport et de l'importance du commerce international qui en résulte, le pétrole brut fait intervenir de nombreux acquéreurs et de ce fait, on dépose souvent d'analyses exhaustives de ses caractéristiques. En revanche, le gaz naturel brut n'alimente généralement qu'un centre de traitement avant d'entrer dans les réseaux de distributions et perd toutes ses caractéristiques initiales au cours des opérations d'épuration et d'extraction des fractions lourdes.

A défaut d'une étude approfondie, il est possible toutefois de se faire une idée de la composition des différents types de gaz naturel, et de leur répartition par grande zone gazéifiée mondiale. Notons d'ores et déjà, en préambule, que les gaz naturels bruts se caractérisent par une grande diversité de composition.

Ceci tient en partie aux différences de composition entre gaz associé et gaz non associé ; ainsi, un gaz associé peut contenir jusqu'à dix fois plus de fractions lourdes (éthane et hydrocarbures supérieurs) qu'un gaz non associé « *sec* » typique. Toutefois, il faut noter qu'une proportion notable de gisements de gaz non associé mais « *humide* », ou gaz à condensat, se montrent tout aussi riches en éthane, GPL et autres hydrocarbures liquides.

Le gaz naturel peut contenir également des teneurs très variables en impuretés :

L'hydrogène sulfuré pose les problèmes les plus critiques ; toutefois, les gaz qui en possèdent des proportions supérieures à 10%, comme ceux de Lacq, Pécorade, Barenburg (Allemagne) et Astrakhan sont relativement rares et de nombreux gaz sont pratiquement dénués d'hydrogène sulfuré.

En revanche, l'azote et le dioxyde de carbone constituent des impuretés usuelles de tous les gaz naturels, avec des proportions moyennes de l'ordre de 0.5 à 5% pour l'azote (et des

maximas qui peuvent dépasser 25%) et de 0.5 à 10% pour le dioxyde de carbone (avec des maximas qui peuvent atteindre 70% pour certain gisement commerciaux). [2]

	Gronin- gue (Pays- Bas)	Lacq (France)	Hassi R'Mel (Algérie)	Oureng oi (CEI)	Uch (Pakista n)	Frigg (Norvège)	Kapun i (N.Zé l)	Valeurs moyenne s typiques
Méthane	81.3	69	83.7	85.3	27.3	95.7	45.6	98-95
Ethane	2.9	3	6.8	5.8	0.7	3.6	5.8	1-3
Propane	0.4	0.9	2.1	5.3	0.3	E	2.9	0.5-1
Butanes	0.1	0.5	0.8	2.1	0.3	E	1.1	0.2-0.5
C5+	0.1	0.5	0.4	0.2	-	E	0.8	0.2-0.5
Azote	14.3	1.5	5.8	0.9	25.2	0.4	-	-
H ₂ S	-	15.3	-	-	-	-	-	-
CO ₂	0.9	9.3	0.2	0.4	46.2	0.3	43.8	-

Tableau 1: Composition de quelques gaz non associés

(Volume %) [2]

2) Nature des constituants dans le gaz naturel :

	Parentis (France)	Ekofisk (Norvège)	Maracaibo (Venezuela)	Uthmaniyah (Arabie.s)	Burgan (Koweït)	Kirkuk (Irak)	Ardjuna (Indonésie)	Valeurs Moyennes Typiques
Méthane	73.6	83.3	82	55.5	74.3	56.9	65.7	80-60
Ethane	10.2	8.5	10	18	14	21.2	8.5	10-20
propane	7.6	3.4	3.7	9.8	5.8	6	14.5	5-12
butanes	5	1.5	1.9	4.5	2	3.7	5.1	2-5
C5+	3.6	1	0.7	1.6	0.9	1.6	0.8	1-3
Azote	-	0.3	1.5	0.2	2.9	-	1.3	-
H ₂ S	-	-	-	1.5	0.1	3.5	-	-
CO ₂	-	2	0.2	8.9	-	7.1	4.1	-

Tableau 2: Composition de quelques gaz associés [2]

En dehors du méthane, le gaz naturel peut contenir d'autres hydrocarbures : éthane, propane, butane, pentane et à des concentrations plus faibles, des hydrocarbures plus lourds. Les hydrocarbures en C3 et C4 forment la fraction GPL (Gaz de Pétrole Liquéfié). La fraction la plus lourde correspondant aux hydrocarbures à cinq atomes de carbone ou plus (fraction C5+) est appelée gazoline. Le gaz naturel peut contenir des constituants autres que des hydrocarbures, notamment de l'eau et des gaz acides : dioxyde de carbone et hydrogène sulfuré, ainsi que de

l'azote, de l'hélium, de faibles quantités d'hydrogène ou d'argon et même parfois des impuretés métalliques (mercure et arsenic).

Lorsqu'une fraction d'hydrocarbures lourds est présente dans le gaz, il est en général impossible d'identifier l'ensemble des constituants et pour cette raison, il est nécessaire de regrouper tous les hydrocarbures dont le nombre d'atomes de carbone est égal ou supérieur à m dans une fraction C_m+ avec m par exemple égal à 6, 7, 11 ou 20. [2]

3) Caractéristiques du gaz naturel :

Les propriétés du gaz naturel comprennent la gravité spécifique du gaz, la pression et la température pseudo critiques, la viscosité, le facteur de compressibilité, la densité du gaz et compressibilité des gaz. La connaissance de ces valeurs foncières est essentielle pour concevoir et analyser des systèmes de production et de traitement du gaz naturel.

Parce que le gaz naturel est un mélange complexe d'hydrocarbures légers avec une petite quantité de composés inorganiques, il est toujours souhaitable de trouver la composition du gaz par des mesures. Une fois la composition du gaz est connue, les propriétés du gaz peuvent généralement être estimées en utilisant des corrélations établies avec confiance. [1]

3.1) caractéristiques :

[1] [3]

- **Poids spécifique :**

Le poids de 1 m^3 de méthane à $0 \text{ }^\circ\text{C}$ et 760 mm Hg est de $0,715 \text{ kg}$. Ce poids spécifique, comme celui de tous les gaz, varie notablement selon la température et selon la pression, Par exemple, à la température de $15 \text{ }^\circ\text{C}$ et toujours à la pression de 760 mm de mercure (pression atmosphérique normale) le poids spécifique du méthane pur est de $0,678 \text{ kg/m}^3$. Toujours à la température de $15 \text{ }^\circ\text{C}$, mais à la pression de 200 atmosphères ($206,6 \text{ kg/cm}^2$), le poids spécifique est d'environ 166 kg/m^3 , soit 235 fois plus.

- **Compressibilité :**

Le méthane ne suit pas la loi des gaz parfaits. On appelle gaz parfaits des gaz théoriques dont les variations de volume à pression constante sont proportionnelles à la température absolue.

- **Chaleur spécifique :**

La valeur de la chaleur spécifique d'un gaz varie selon que le gaz est chauffé à pression constante ou à volume constant. Chauffé à volume constant, le gaz varie de pression et ne se dilate pas. La chaleur spécifique est donc plus grande à pression constante puisqu'il faut effectuer en outre un travail externe correspondant à l'augmentation de volume du gaz.

- **Constantes critiques :**

Pour le méthane pur, on a :

- Température critique : 85,5°C
- Pression critique : 45,8 atmosphères.

Rappelons que la température critique représente la température au-dessus de laquelle il est impossible de liquéfier le méthane par compression, Sous la pression atmosphérique normale, la température de liquéfaction du méthane est de - 161,4°C, et sa température de solidification de -182,5 °C. Un mètre cube de méthane pur liquéfié représente 595 m³ de gaz dans les conditions normales. Le poids spécifique du méthane pour liquéfier est de 425Kg /m³ environ.

- **Pouvoirs calorifiques :**

Le méthane pur est un gaz combustible fortement hydrogéné. Son pouvoir calorifique a donc deux valeurs sensiblement différentes suivant que l'on considère que la vapeur d'eau formée dans les produits de la combustion (environ 2 m³ par m³ de gaz brûlé) demeure à l'état de vapeur ou bien se condense en restituant sa chaleur latente,

On appelle pouvoir calorifique supérieur (PCS) le pouvoir calorifique mesuré avec la vapeur d'eau condensée comme cela se produit dans les calorimètres usuels. Le pouvoir calorifique inférieur (PCI) ou pouvoir calorifique utile est celui qui correspond aux combustions dans lesquelles la vapeur d'eau reste dans les fumées à l'état de vapeur. C'est le cas dans les combustions industrielles.

On passe du pouvoir calorifique supérieur au pouvoir calorifique inférieur en retranchant du premier la chaleur latente de vaporisation libérée au cours de la condensation de la vapeur d'eau à partir du point de rosée des fumées.

Le pouvoir calorifique supérieur du méthane pur est de 9510 kcal/m³ mesuré à 0 °C et 760 mm Hg. C'est la quantité de chaleur fournie par la combustion neutre de 1 m³ de gaz, vapeur d'eau des fumées condensée.

Il faut observer que seul le pouvoir calorifique supérieur constitue une grandeur caractéristique. Aux États-Unis, on n'utilise pas le pouvoir calorifique inférieur, mais afin de préciser le degré d'utilisation effective du combustible, on fait usage de la notion de tonalité thermique des fumées, qui prend notamment en considération l'excès d'air utilisé pour la combustion, et, le cas échéant, la chaleur de l'air de combustion.

En Europe, on s'est référé jusqu'à présent au pouvoir calorifique inférieur pour tenir compte en pratique de l'impossibilité d'utiliser industriellement la chaleur latente de la vapeur d'eau contenue dans les fumées qui se dégagent à la cheminée. Ceci serait tout à fait rationnel si on considérait les fumées réelles et non pas celles de la combustion neutre, qui n'est pratiquement jamais réalisée.

- **Pouvoir comburivore :**

La quantité d'air nécessaire pour la combustion neutre ou théorique du méthane pur (excès d'air égal à 1) est de 9,6 m³ d'air par m³ de méthane ramené aux mêmes conditions de température et de pression.

- **Viscosité :**

La viscosité du gaz est une mesure de la résistance à l'écoulement exercée par le gaz. La viscosité dynamique (μg) en centpoises (cp) est généralement utilisée dans ingénierie :

$$1 \text{ cp} = 6,72 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft-sec}$$

- **Densité et masse volumique :**

La masse volumique d'un gaz (États-Unis : densité) représente la masse d'une unité de volume du gaz et s'exprime en kg/m³. Elle est fonction de la température et de la pression. En dehors de conditions spécifiées, on se réfère à des conditions dites normales et standard (Comité des Techniciens, 1981).

- ✓ Conditions normales : Température : 0 °C ; Pression : 1atm = 101 325 Pa.
- ✓ Conditions standard : Température : 15 °C ; Pression : 1atm = 101 325 Pa.

(États-Unis : 60 °F, 14,7psia).

Connaissant la masse volumique du gaz aux conditions normales ou standard, les quantités de gaz exprimées en m³ (n) ou m³ (st) peuvent être converties en quantités exprimées en kg.

Le volume massique (ou spécifique) représente le volume occupé par une unité de masse du gaz. Il est donc égal à l'inverse de la masse volumique, et s'exprime en m³/kg.

La densité d'un gaz (États-Unis : spécifique gravité) est définie comme le rapport de la masse volumique du gaz dans des conditions de référence sur la masse volumique de l'air dans les mêmes conditions, en se référant soit aux conditions normales, soit aux conditions standard.

4) Nature et caractérisation des différents types de gaz :

- **Gaz sec et gaz humide :**

Un gaz sec ne forme pas de phase liquide dans les conditions de production, c'est-à-dire que les points représentant les conditions dans le réservoir et en surface se trouvent tous deux en dehors du domaine diphasique.

Au cours de la production d'un tel gaz, il ne se forme jamais de phase liquide. Ceci reste vrai lorsque la pression dans le réservoir décroît avec le temps, pendant l'exploitation du gisement. Cette situation implique un domaine diphasique relativement étroit. Le gaz doit être concentré en méthane et contenir très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane.

Un gaz est dit humide s'il y a production de phase liquide en surface, sans qu'il y ait condensation rétrograde dans le gisement.

Dans le cas d'un gaz humide, la température du réservoir est supérieure à la température du cricondentherme et l'isotherme qui correspond à la température du réservoir ne traverse pas la zone diphasique : il n'apparaît pas de phase liquide dans le réservoir lorsque la pression baisse en cours de production ("déplétion" du gisement). Par contre, il se forme une phase liquide en surface, le point de coordonnées P_s , T_s qui représente les conditions de surface, étant situé dans le domaine liquide-vapeur. [2]

Si les conditions en surface restent fixées au cours de l'exploitation du gisement, la fraction liquide produite en surface reste constante et la composition de l'effluent n'évolue pas au cours du temps.

Un tel gaz est normalement moins concentré en méthane qu'un gaz sec.

- **Gaz à condensat :**

Dans le cas d'un gaz à condensat, une phase liquide peut se former dans le réservoir par condensation rétrograde. La température T_f du réservoir est comprise entre la température critique et la température du cricondentherme, tandis que le point représentant les conditions dans le réservoir se trouve à l'intérieur ou au-dessus de la zone de condensation rétrograde.

Lors de la production, la décompression du gaz à la température T_f conduit à la formation par condensation rétrograde d'une phase liquide qui se dépose dans la roche-réservoir. Au cours de la remontée dans le puits, le gaz se refroidit, avec production de liquide en surface.

Dans la majorité des cas, la pression initiale est proche de la pression de rosée rétrograde et la mise en production amène très vite une condensation d'hydrocarbures. La phase condensée s'enrichissant en constituants lourds, la composition du gaz produit évolue en fonction du temps.
[2]

- **Gaz associé :**

Le gaz associé coexiste dans la roche-réservoir avec un gisement de pétrole.

Il peut être présent sous forme de gaz dissous dans l'huile, ou sous forme de gaz de couverture (gaz-cap gaz) situé au-dessus de la réserve de pétrole (huile).

Le point qui représente les conditions dans le réservoir se trouve alors dans le domaine diphasique. Le mélange se compose en effet d'une phase liquide (huile) et d'une phase gazeuse.
[2]

Chapitre IV : traitement de gaz naturel

Chapitre IV : traitement de gaz naturel

1) Introduction :

Le traitement du gaz naturel joue un rôle crucial dans la préparation du gaz naturel pour son utilisation sécurisée et efficace. Plus de méthane, éthane, propane ... etc. Le gaz naturel contient aussi diverses impuretés. Donc Avant d'être distribué aux consommateurs ou utilisé comme combustible, le gaz naturel doit subir un processus de traitement visant à éliminer les impuretés et à atteindre les spécifications de qualité requises.

2) Le traitement du gaz et son but :

Le traitement du gaz naturel implique la séparation, au moins partiellement, de certains des composants présents à la sortie du puits, tels que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds, pour amener le gaz à des spécifications transportables ou commerciales. [4]

La chaîne de traitement du gaz naturel, de la tête de puits à l'exploitation commerciale, est constituée de plusieurs étapes successives, selon la nature du gaz (composition H₂S, CO₂, COS, mercaptans, hydrocarbures lourds, aromatiques, etc.), les conditions de disponibilité (température, pression, débit), l'application cible (GNL ou non) et les spécifications imposées, dues à l'application cible, mais aussi spécifiques au pays. Le choix de la technologie dépend donc de critères techniques, mais aussi de critères économiques. [5]

La **figure 4** schématisé les principaux traitements qui sont effectués.

- ✓ **Une première étape** : permet de réaliser la séparation des fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent du puits : fraction liquide d'hydrocarbures (gaz associé ou à condensat), eau libre.
- ✓ **Deuxième étape** : L'étape de traitement qui suit dépend du mode de transport adopté.

Le gaz naturel et ses différentes fractions peuvent être transportés sous de nombreuses formes :

- Gaz naturel comprimé (transporté par gazoducs).
- Gaz Naturel Liquéfié (GNL).
- Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL).
- Sous-produits chimiques (méthanol, ammoniac, urée, etc.). [4]

Ces divers modes de transport implique, comme cela apparait sur la **figure 4**, une succession d'étapes et constitue une chaine gaz.

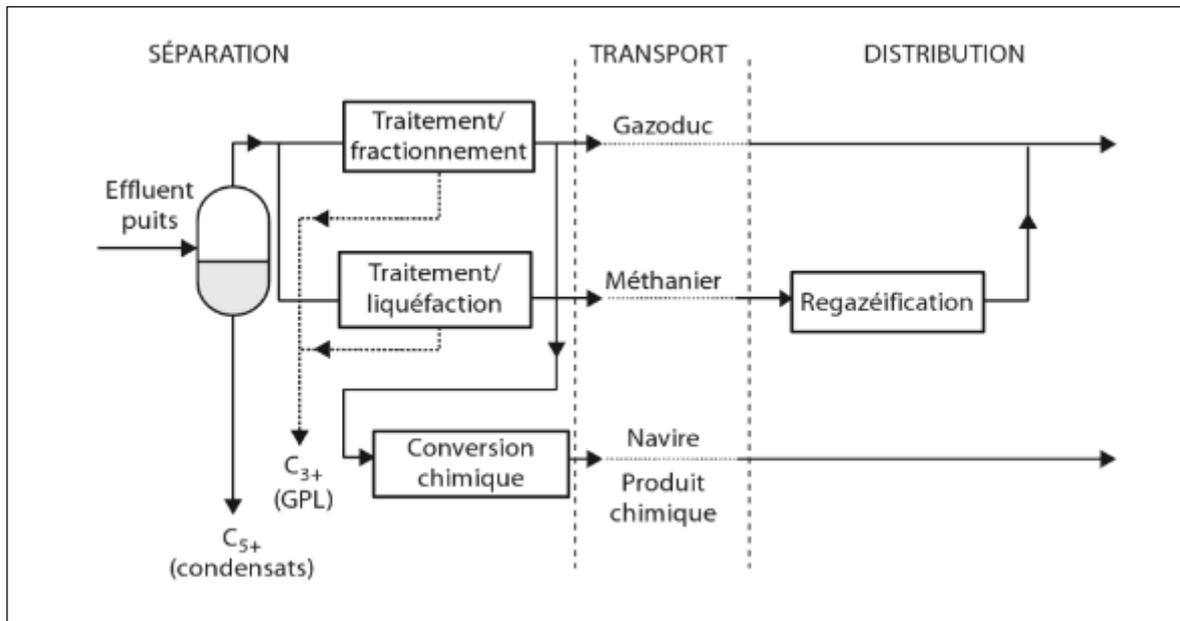


Figure 4: Répartition des traitements (gaz sec ou condensat) [4]

En effet, les composants indésirables doivent être extraits afin d'obtenir un gaz répond aux exigences liées au traitement et au transport du gaz, ainsi qu'aux spécifications commerciales et réglementaires.

Si l'on envisage le transport par gazoduc, il est nécessaire de respecter des spécifications de transport qui permettent d'éviter la formation de liquides tels que des hydrocarbures ou de l'eau, ainsi que le blocage de la conduite par des hydrates et une corrosion excessive. Pour ce faire, des valeurs maximales sont imposées pour les points de rosée de l'eau et des hydrocarbures. Dans certains cas, la valeur du point de rosée des hydrocarbures peut être fixée à 0 °C afin de prévenir toute formation de phase liquide par condensation rétrograde, en fonction des conditions de transport.

Dans le domaine commercial, les exigences en matière de qualité sont strictes et rigoureuses. Les normes imposées incluent une fourchette de tolérance pour le pouvoir calorifique. Si l'on prend l'exemple du gaz commercial, les spécifications courantes sont présentées dans le **tableau 3** ci-dessous. Il est essentiel de respecter ces spécifications pour garantir des performances optimales et une sécurité maximale pour les utilisateurs finaux. Les

entreprises sont donc tenues de veiller à ce que leurs produits répondent à ces exigences avant leur mise sur le marché.

Pouvoir calorifique supérieur PCS (kJ/m ³ (n))...	39100 a 39500
Point de rosée HC....	Inf. a_6 ⁰ c
Teneur en eau	Inf. a 150-ppm vol.
Teneur en C ₅₊	Inf. a 0.5% mol.

Tableau 3: les spécifications du gaz [4]

La teneur maximale en H₂S dans le gaz doit être maintenue à un niveau très bas, généralement compris entre 2 et 20 mg/m³ (st). Une spécification courante en unités de mesure anglo-saxonnes est de 0,25 grains /100 Scft, soit environ 6 mg/m³ (st) ou 4 ppm.

Pour liquéfier le gaz naturel, il est nécessaire de procéder à un traitement préalable afin d'éviter tout risque de cristallisation dans les échangeurs de l'unité de liquéfaction. Il est également courant d'effectuer un fractionnement entre le méthane et les hydrocarbures plus lourds lors de la liquéfaction. Cette étape permet de récupérer les fractions GPL et condensat qui peuvent être expédiées séparément.

3) Les étapes de traitement :

3.1) Separations:

Dans la plupart des cas, le gaz, les hydrocarbures liquides et l'eau libre doivent être séparés dès que possible après leur remontée à la surface ; ces phases doivent être manipulées et transportées séparément. Cette séparation des liquides de la phase gazeuse est réalisée en faisant passer le courant du puits par un séparateur pétrole-gaz ou pétrole-gaz-eau. [6]

3.1.1) Les condensats :

Le condensat de gaz naturel (condensat, condensat de gaz, essence naturelle) est un mélange peu dense d'hydrocarbures liquides présents sous forme gazeuse dans le gaz naturel brut produit par de nombreux gisements de gaz naturel. Le condensat de gaz se condense à partir du gaz naturel brut si la température est ramenée en dessous de la température du point de rosée des hydrocarbures du gaz brut. La composition des condensats liquides dépend du type de gaz naturel et de sa composition. Il existe des similitudes entre la composition des liquides de gaz naturel et celle des condensats de gaz, au point que les deux noms sont souvent (parfois à tort) utilisés de manière interchangeable. Sur une base strictement comparative, les

constituants du condensat de gaz représentent les constituants à plus haut point d'ébullition des liquides de gaz naturel. [7]

Le pentane plus (C5+) est un mélange d'hydrocarbures liquide à température et pression ambiantes, composé essentiellement de pentanes et d'hydrocarbures de poids moléculaire plus élevé (nombre de carbones plus élevé). Les pentanes plus comprennent, entre autres, le pentane normal, l'iso-pentane, l'hexane plus (essence naturelle) et le condensat. [7]

3.1.2) Principes de séparation :

Pour séparer le condensat d'une charge de gaz naturel provenant d'un puits de gaz ou d'un groupe de puits (figure suivante), la vapeur est refroidie pour abaisser la température du gaz en dessous du point de rosée des hydrocarbures à la pression de la charge, ce qui permet de condenser une bonne partie des hydrocarbures du condensat de gaz. Le mélange de gaz, de condensats liquides et d'eau est ensuite acheminé vers un séparateur à haute pression où l'eau et le gaz naturel brut sont séparés et éliminés. Si une augmentation de pression est nécessaire, le gaz naturel brut provenant du séparateur haute pression est envoyé au compresseur principal de gaz, qui augmente la pression des gaz jusqu'à la pression requise pour le transport par gazoduc du gaz vers l'usine de traitement du gaz naturel brut. La pression de refoulement du compresseur principal de gaz dépend de la pression de fonctionnement de l'usine de traitement du gaz naturel brut et de la distance qui la sépare de cette dernière, et peut nécessiter un compresseur à plusieurs étages

Le condensat de gaz provenant du séparateur haute pression s'écoule à travers une vanne de contrôle d'étranglement vers un séparateur basse pression. La réduction de la pression dans la vanne de régulation entraîne une vaporisation partielle du condensat, appelée vaporisation éclair. Le gaz naturel brut provenant du séparateur basse pression est envoyé vers un compresseur "booster" qui augmente la pression du gaz et l'envoie dans un refroidisseur, puis vers le compresseur de gaz principal. Et le condensat sera envoyé vers les raffineries.

L'eau extraite des séparateurs haute et basse pression peut nécessiter un traitement pour éliminer le sulfure d'hydrogène (H₂S) avant que l'eau puisse être éliminée dans le sous-sol ou réutilisée d'une manière ou d'une autre. [7]

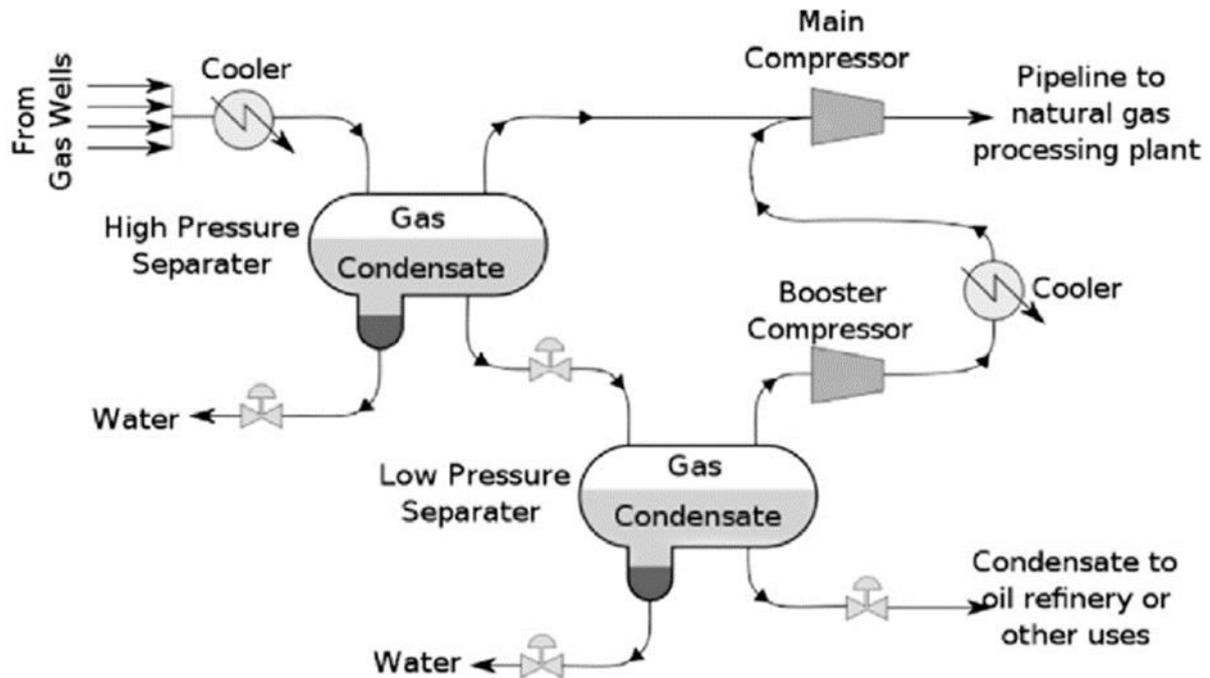


Figure 5: Séparation des condensats de gaz. [7]

3.2) Décarbonation :

La décarbonation est un procédé destiné à réduire la teneur en CO_2 , c'est-à-dire en dioxyde de carbone (ou gaz carbonique). Le dioxyde de carbone étant un des principaux gaz à effet de serre (avec la vapeur d'eau), la décarbonation a tout son intérêt, surtout lorsqu'on sait que la durée de vie du CO_2 dans l'atmosphère est d'environ 100 ans. Les principaux procédés de décarbonation sont la décarbonation du gaz naturel par absorption et la décarbonation du gaz naturel par adsorption ou PSA (Pressure Swing Adsorption, c'est-à-dire adsorption par variation de pression).

3.3) Déshydratation :

3.3.1) Définition :

Le terme déshydratation signifie l'élimination de la vapeur d'eau. Tout le gaz naturel en aval des séparateurs contient encore de la vapeur d'eau dans une certaine mesure. La vapeur d'eau est probablement l'impureté indésirable la plus courante dans le gaz naturel non traité. La principale raison d'éliminer la vapeur d'eau du gaz naturel est que la vapeur d'eau devient de l'eau liquide dans des conditions de basse température et/ou de haute pression. Plus précisément, la teneur en eau peut affecter le transport du gaz naturel sur de longues distances pour les raisons suivantes :

- L'eau liquide et le gaz naturel peuvent former des hydrates susceptibles de boucher le gazoduc et d'autres équipements.
- Le gaz naturel contenant du CO₂ et/ou du H₂S est corrosif en présence d'eau liquide.
- La présence d'eau liquide dans un gazoduc risque de provoquer un engorgement, ce qui réduit l'efficacité de l'écoulement du gazoduc.

La teneur en eau diminue le pouvoir calorifique du gaz naturel transporté. [1]

3.3.2) Les hydrates :

Les hydrates sont la combinaison physique de l'eau et d'autres petits molécules du gaz pour produire un solide d'apparence similaire à la glace mais de structure différente, qui flotte à la surface de l'eau et a une densité comprise entre 880 et 900 kg/m³.

3.4) **Fractionnements des hydrocarbures :**

3.4.1) **Principe :**

Si le gaz naturel contient une proportion importante d'hydrocarbures autres que le méthane, tels que le gaz à condensat ou le gaz associé, il peut être nécessaire de les séparer pour éviter la formation d'une phase liquide pendant le transport. Pour ce faire, la méthode la plus courante consiste à abaisser la température du gaz jusqu'à former une phase liquide. Une autre méthode possible est l'utilisation d'une opération d'absorption ou d'adsorption. Quelle que soit la méthode utilisée, il est essentiel de garantir une séparation efficace pour éviter toute altération de la qualité du gaz pendant le transport. La mise en place d'un traitement adéquat permet ainsi de garantir la sécurité et la performance du système de transport de gaz naturel.

La figure fournit un récapitulatif de la terminologie employée pour désigner les fractions liquides obtenues par le fractionnement de divers hydrocarbures. Chaque fraction est étiquetée selon la température à laquelle elle bout à la pression atmosphérique, et est positionnée sur une échelle de température correspondante. Cette méthode de fractionnement peut produire une large gamme de produits pétroliers, chacun ayant des propriétés physiques et chimiques uniques qui les rendent adaptés à diverses utilisations.

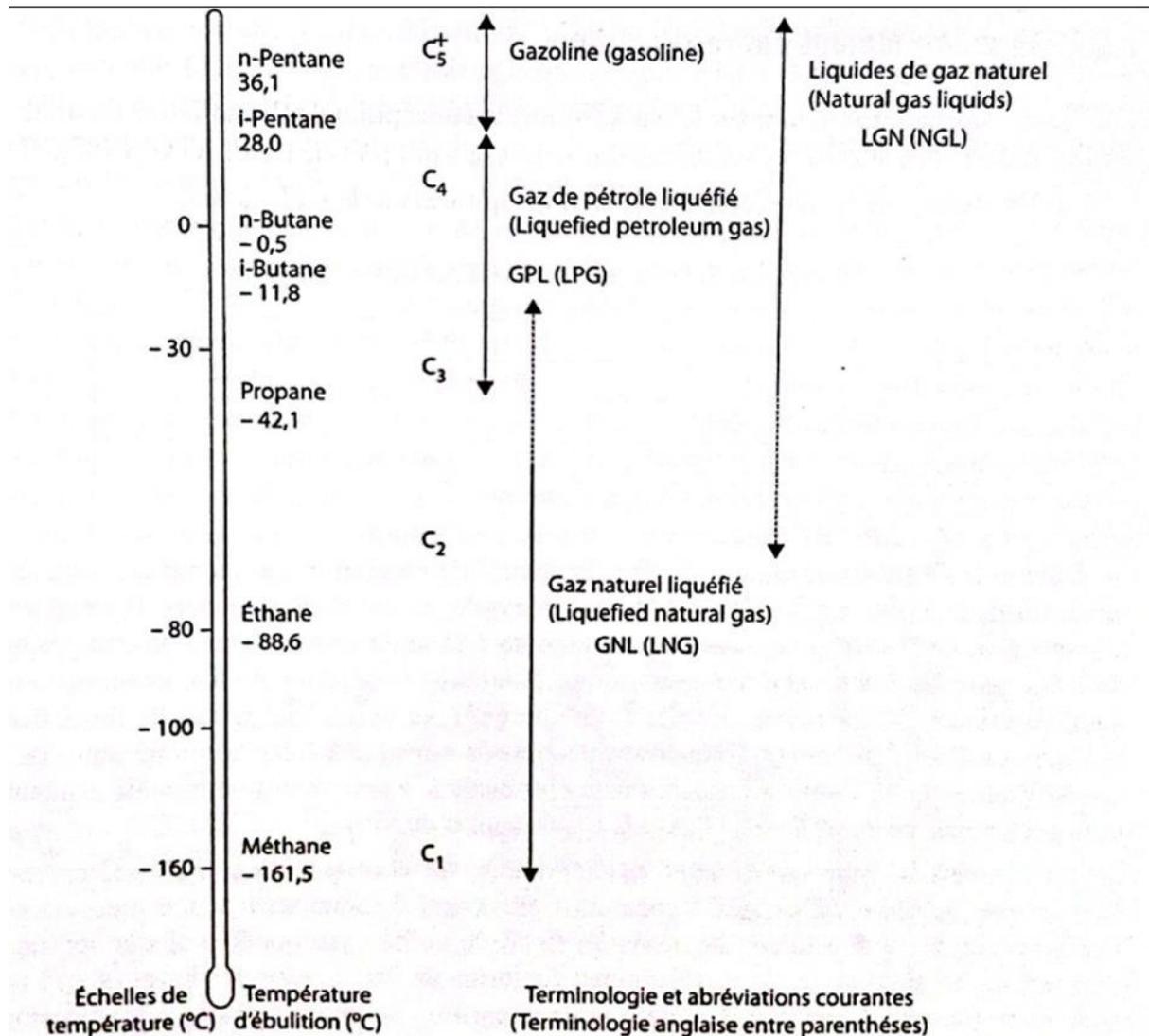


Figure 6: Terminologie et abréviations courantes. [4]

Le procédé d'abaissement de température est essentiel pour obtenir les différentes fractions liquides à partir du gaz naturel.

- La première fraction obtenue est la « gazoline », également appelée condensat, qui est une essence légère correspondant à la fraction C_s+
- En poursuivant le refroidissement, la fraction GPL est produite, composée de propane et de butanes (normal butane et isobutane). Lorsque la gazoline et la GPL sont liquéfiées ensemble sans séparation préalable, le produit final est appelé Liquide de Gaz Naturel (LGN), qui contient également de l'éthane.
- En abaissant encore davantage la température, généralement à environ -160°C, il est possible de liquéfier le méthane. Cela permet le transport du gaz naturel sous forme de Gaz Naturel Liquéfié (GNL) à la pression atmosphérique. Le GNL, composé

principalement de méthane, peut également contenir de l'éthane et éventuellement une fraction GPL si elle n'a pas été séparée lors de la liquéfaction. Ce procédé de liquéfaction permet de transporter le gaz naturel sur de longues distances en minimisant son volume et en facilitant son stockage et sa distribution. [4]

Chapitre V :
Adsorption

Chapitre V : adsorption

1) Introduction :

Au cours des 30 dernières années, l'adsorption est devenue une technique de séparation dans l'industrie et notamment dans l'industrie pétrolière et gazière. Ses domaines d'application privilégiés sont la purification poussée de charges (obtention de la fraction non adsorbée avec une très grande pureté) et le fractionnement de mélanges difficilement séparables par distillation, mélanges d'isomères de points d'ébullition voisins, de composés de structures différentes, de gaz (alternative à la distillation cryogénique).

Cette pénétration de l'adsorption est liée en premier lieu à la mise au point d'adsorbants présentant des sélectivités très spécifiques, en particulier des zéolithes synthétiques ou tamis moléculaires. Elle résulte aussi de l'effort de développement de procédés efficaces de mise en œuvre des adsorbants, adaptés aux différentes applications visées et utilisant des procédures de régénération très optimisées. Ces perfectionnements ont bénéficié des progrès réalisés dans les années 1970 en ce qui concerne les théories de l'adsorption, permettant de prédire les équilibres d'adsorption de mélanges à partir des isothermes d'adsorption des corps purs. Plus récemment, l'apport de la modélisation et de la simulation dynamique a permis de mieux prendre en compte les aspects hydrodynamiques, cinétiques et thermiques pour décrire le fonctionnement des lits d'adsorbant. [8]

2) L'adsorption :

L'adsorption fait partie des opérations physiques de séparation des mélanges. C'est un processus de réaction sélectif d'un ou plusieurs constituants d'un mélange gazeux ou liquide à la surface d'un corps solide.

Elle se manifeste lorsqu'on met en contact un fluide et un solide, par une différence de composition entre la phase adsorbée au voisinage immédiat du solide, et la phase fluide.

L'étude des équilibres d'absorption permet de connaître le degré maximal de séparation susceptible d'être obtenu dans des conditions thermodynamiques données. La vitesse avec laquelle on s'approche de l'état d'équilibre relève de l'étude de la cinétique de l'adsorption.

Celui-ci dépend de la vitesse avec laquelle les constituants du mélange à séparer diffusent dans l'adsorbant et dans le fluide, et par suite, des conditions hydrodynamiques dans lesquelles s'effectue le contact, (elle aboutit à la détermination de l'efficacité d'un appareillage.)

L'adsorption est toujours accompagnée d'un dégagement de chaleur dont la quantité dépend du caractère de l'interaction des molécules adsorbées, avec la surface e l'adsorbant, aussi, distingue-t-on : [8]

- Adsorption physique.
- Adsorption chimique.

Charge	Produit principal	Phase	Adsorbant	Produit le plus adsorbé	Méthode de régénération	Type de procédé
Air	O ₂	GAZ	Zéolithe 4A, 5A	N ₂ (équilibre)	PSA	Cyclique
Air	N ₂	GAZ	Tamis carboné	O ₂ (cinétique)	PSA	Cyclique
H ₂ /CH ₄	H ₂	GAZ	Zéolithe 3A, 4A Tamis carboné	CH ₄ (Équilibre)	PSA	Cyclique
n/iso paraffines C ₄ -C ₆	iso paraffines	GAZ	Zéolithe 5A	n-paraffine (forme)	PSA	Cyclique
n/iso paraffines C ₄ -C ₆	iso paraffines	Liquide	Zéolithe 5A	n-paraffine (forme)	Déplacement	CCS
n/iso paraffines C ₁₀ -C ₁₄	n paraffines	GAZ	Zéolithe 5A	n-paraffine (forme)	Déplacement	cyclique
n/iso paraffines C ₁₀ -C ₁₄	n paraffines	liquide	Zéolithe 5A	n-paraffine (forme)	Déplacement	CCS
n-C ₄ =/i-C ₄ =	n-C ₄	GAZ	Zéolithe 5A	n-C ₄ (forme)	Déplacement	cyclique

Oléfines/paraffines	Oléfines	liquide	Zéolithe X	Oléfines (équilibre)	Déplacement	CCS
Aromatiques en C ₈	Paraxylène	liquide	Zéolithe X, Y	Paraxylène (équilibre)	Déplacement	CCS
Glucose/fructose	Fructose	liquide	Zéolithe X	Fructose (équilibre)	Déplacement	CCS

Tableau 4 : les principales séparations par adsorption [8]

2.1) adsorption physique :

L'adsorption physique est basée sur l'action des forces de « VANDER WAALS » dont l'influence ne s'étend que sur une distance négligeable à partir de la surface.

Conformément au principe de « LE CHATELIER », le processus étant en ce cas toujours exothermique, le volume du gaz adsorbé diminue lorsque la température augmente, et il est pratiquement nul dès que celle-ci atteint une centaine de degrés Celsius.

Pour cette raison, les expériences ont lieu généralement avec de l'azote au voisinage de son point d'ébullition (-196°C). On constate alors que le volume de gaz adsorbé augmente rapidement avec la pression, pour aboutir à un équilibre réversible.

La nature de l'adsorbant intervient peut sur l'importance du phénomène, sauf par l'intermédiaire de sa surface. On constate, toutefois, que les solides polaires comme la silice ou l'alumine, adsorbent préférentiellement les gaz polaires comme la vapeur d'eau.

Au contraire, les charbons actifs, corps covalents, adsorbent mieux les gaz non polaires : azote, gaz nobles, hydrocarbures. Les formes et les dimensions des molécules adsorbées jouent alors le rôle principal.

Les propriétés physiques de l'adsorbât, sa température de liquéfaction en particulier, ont une grande influence : les corps les plus facilement liquéfiables sont les plus fortement adsorbés ; ce sont aussi ceux chez lesquels les forces de « VANDER WALL » sont les plus intenses.

Pour étudier l'adsorption, les expérimentateurs établissent des courbes (les isothermes d'adsorption) qui reprisent, en fonction de la pression, le volume de gaz adsorbé à une certaine température.

Ces isothermes ont des formes variables, il n'existe pas de théorie quantitative complète de l'adsorption physique.

2.2) adsorption chimique :

Elle correspond à la variation de véritables liaisons chimiques par transferts électroniques entre les molécules d'interface des deux phases, ces liaisons sont de type covalent, mais elles peuvent être légèrement polarisées.

On les met en évidence par des mesures de conductivité ou de potentiel de contact et par l'étude des spectres infrarouges des molécules adsorbées, mais aussi parfois beaucoup plus simplement :

L'oxygène se chimisorbe sur le charbon actif, en constituant une pellicule de mono et dioxydes de carbone, ces gaz peuvent être récupérés par une élévation de température, accompagnée d'un pompage.

La formation de ces liaisons chimiques explique que le phénomène n'apparaît le plus souvent qu'à des températures assez élevées (200°C), et qu'il ne devient réversible qu'à des températures encore plus élevées.

La première explication de la chimisorption fut la théorie de la couche mono moléculaire de « LANGMUIR ».

Elle ne rend pas compte, toute fois de la réaction de fortes liaisons chimiques entre molécules et il serait plus exact de parler de couche monoatomique, les liaisons se faisant entre atomes et ions, ou radicaux.

LANGMUIR admettait d'autre part que chaque atome de la surface solide constitue un site capable de fixer une molécule ou un atome.

L'adsorption chimique augmente avec élévation de la température, aussi , elle est irréversible.

2.3) les adsorbants :

Les adsorbants utilisés industriellement sont des solides microporeux, généralement de synthèse : charbons actifs, tamis moléculaires carbonés, alumine activée, gel de silice, zéolithes, terres décolorantes. Ils sont le plus souvent agglomérés, à l'aide de liants, sous forme de billes, extrudés, pastilles, de taille appropriée à l'application envisagée.

Les caractéristiques physiques les plus importantes des adsorbants sont le volume poreux, la distribution poreuse et la surface spécifique. Pour la mise en œuvre, il est important également de connaître la densité de remplissage (DR), la résistance à l'écrasement et à l'érosion.

Le volume poreux et sa distribution en fonction du diamètre des pores sont déterminés par porosimétrie à l'hélium et au mercure et par adsorption (ou désorption) d'azote. Grâce à sa petite taille, l'hélium accède à tous les volumes vides et permet de déterminer la densité structurale (DST) du solide en considérant que son adsorption est négligeable.

La porosimétrie au mercure consiste à mesurer le volume de mercure pénétrant dans le solide en fonction de la pression hydrostatique et permet de calculer la densité de grain (DG) et la densité de squelette (DSK).

À pression atmosphérique, le mercure ne remplit que le volume inter particulaire (mesure de DG). En augmentant la pression, il pénètre dans des pores de plus en plus petits. [8]

Adsorbants	Surface BET (m ² /g)	Volume des micropores (cm ³ /100g)	Diamètre des micropores (Å)	Principales application
Charbon actif	300-500	50-60	10-30	Organiques/air
Tamis carboné	1200-2000	15-25	3,5-6,5	Organiques/eau, CH ₄ , CO/H ₂
Alumine activée	250-350	20-35	10-80	O ₂ /N ₂
Silice gel	700-850	40-50	22-26	H ₂ O/gaz et liquides
Zéolithes 3A (K)	500-600	28	3	H ₂ O/gaz
Zéolithes 4A (Na)	500-600	28	4	H ₂ O/oléfines, alcool
Zéolithes 5A (Ca/Na)	500-600	28	5	H ₂ O, CO ₂ /gaz naturel, air, solvants
Zéolithes 13X (Na)	500-600	30	10	H ₂ O, CO ₂ , H ₂ S/gaz naturel, N ₂ /O ₂ , CH ₄ , CO/H ₂ , n/iso paraffines
				H ₂ O, H ₂ S, RSH/gaz naturel, LPG, CO ₂ /air
				Paraxylène/C ₈ aromatiques

Zéolithes X ou Y (Ba)	500-600	30	10	
-----------------------	---------	----	----	--

Tableau 5: caractéristiques et applications des principaux adsorbants [8]

2.4) caractéristiques de l'adsorption :

Expérimentalement, il est souvent possible de distinguer entre les deux types d'adsorption ; mais dans certain cas, il est nécessaire d'examiner plusieurs critères simultanément pour pouvoir conclure ; ce sont :

2.4.1) Chaleur d'adsorption :

La chaleur dégagée lors de l'adsorption est probablement le critère le plus important. En physisorption, la quantité de chaleur libérée par mole de gaz adsorbé est généralement comprise entre 2 et 6 kcal, mais les valeurs allant jusqu'à 10 kcals peuvent être trouvées.

Généralement, la chaleur de la chimisorption est rarement inférieure à 20 kcal/mol. Elle est de l'ordre de quelques dizaines de kcal/mol. Cependant, des valeurs inférieures comparables aux chaleurs d'adsorption physique peuvent être rencontrées. Ceci étant dû au concept de l'adsorption endothermique.

2.4.2) Température :

L'adsorption physique commence uniquement près de la température d'ébullition de l'adsorbât, à la pression opératoire.

Tandis que la chimisorption peut avoir lieu à des températures supérieures à celle de l'ébullition, à la pression d'adsorption considérée.

Cependant, la prise en compte de ce critère peut mener à des conclusions erronées pour les adsorbant hautement poreux, ou l'adsorption physique à lieu à des températures beaucoup plus élevées que la température d'ébullition de l'adsorbât, pour un rapport $P/P_o < 10^{-5}$, ou P est la pression partielle de vapeur dans le système, et P_o la pression de vapeur qui existe au-dessus du liquide pur, à la même température.

2.4.4) Spécifiés de l'adsorbant :

Le processus d'adsorption est sélectif, la sélectivité est basée sur le caractère de la structure et de l'hétérogénéité de la surface.

Si un gaz est chimisorbé par un solide donné, sous certaines conditions, cela ne veut pas dire que le même gaz peut être adsorbé par un autre solide aux mêmes conditions. En effet c'est le potentiel chimique de l'interaction entre l'adsorbant et l'adsorbât qui détermine le déroulement ou non de la chimisorption.

La physisorption de par la nature des forces mises en jeu et qui est en fait assimilable à un phénomène de condensation, n'est pas spécifique.

Tout solide à une certaine affinité pour tout gaz aux conditions proches de la température d'ébullition.

Chapitre VI : les procédés de la déshydratation

Chapitre VI : les procédés de la déshydratation

1) Introduction :

La présence d'eau entraîne différents problèmes pour les exploitants : Suivant les conditions de température et de pression qui règnent dans une installation, la vapeur d'eau peut se condenser, provoquer la formation d'hydrates, de bouchons d'eau liquide et favoriser la corrosion, en présence de gaz acides.

Pour éviter ces phénomènes, il est nécessaire de déduire le teneur en eau du gaz naturel au moyen de techniques de traitement appropriées. [4]

2) Les différents procédés :

Les procédés de déshydratation peuvent être divisés en différentes types qui sont les suivantes :

2.1) Déshydratation par absorption :

Le séchage de gaz naturel est assuré dans ce cas par un lavage à contre-courant avec un solvant présentant une forte affinité pour l'eau. Ce solvant est le plus souvent un glycol. Le gaz déshydraté Sort en tête de colonne ; le glycol sortant en fond est régénéré par distillation et recycler. [4]

La vapeur d'eau est retirée du gaz par contact intime avec un dessiccant liquide hygroscopique dans la déshydratation par absorption. Le contact est généralement réalisé dans des tours à étages ou à plateaux.

Les glycols utilisés pour la déshydratation de gaz naturel sont l'éthylène glycol (EG), le diéthylène glycol (DEG), le triéthylène glycol (TEG) et le tétraéthylène glycol. [1]

2.2) Déshydratation par refroidissement ou compression :

La teneur en vapeur saturée du gaz naturel diminue avec l'augmentation de la pression ou de la température. Ainsi, le gaz chaud saturé d'eau peut être partiellement déshydraté par refroidissement direct. Le gaz soumis à la compression est normalement "refroidi", et ce refroidissement peut éliminer l'eau du gaz. Le processus de refroidissement doit réduire la température à la valeur la plus basse que le gaz rencontrera à la pression actuelle afin d'empêcher toute nouvelle condensation de l'eau. [12]

2.3) Procédés liés aux membranes :

Les membranes offrent une option pour les cas où le séchage est nécessaire pour répondre aux spécifications du pipeline. Leur nature modulaire, leur légèreté, leur taux de rebut élevé et leur faible entretien les rendent compétitifs avec les unités de glycol dans certaines situations.

Le prétraitement des aliments est un élément essentiel d'un processus membranaire. Le gaz d'entrée doit être exempt de solides et de gouttelettes de plus de 3 μ m. [13]

Ce type de procédé reste peu répandu à l'heure actuelle.

2.4) Procédé de réfrigération :

Le procédé de réfrigération c'est le procédé qui mélange le méthanol avec le gaz et le refroidit à des températures très basses. Le mélange eau-méthanol tombe et le méthanol est récupéré dans une colonne de décapant. [13]

2.5) Déshydratation par adsorption : (cas d'Alrar).

Pour éliminer l'eau présente dans le gaz naturel, il existe différents déshydratants solides qui ont la capacité physique d'adsorber l'eau. Ces déshydratants sont souvent utilisés dans des systèmes de déshydratation composés de plusieurs tours et d'équipements de régénération associés. [14]

La déshydratation par adsorption c'est l'adsorption de l'eau par un dessiccateur solide. Dans cette méthode, l'eau est généralement adsorbée sur un tamis moléculaire, sur un gel de silice ou sur de l'alumine. [15]

La quantité de molécules d'eau adsorbées augmente avec la pression du gaz et diminue avec sa température. Ces faits sont pris en compte lors de la définition des paramètres du processus. Les colonnes de déshydratation par adsorption fonctionnent toujours périodiquement. Un minimum de deux systèmes de lits est utilisé. En général, un lit sèche le gaz tandis que l'autre est régénéré. La régénération est effectuée par du gaz préchauffé ou par une partie du gaz naturel déshydraté. [15]

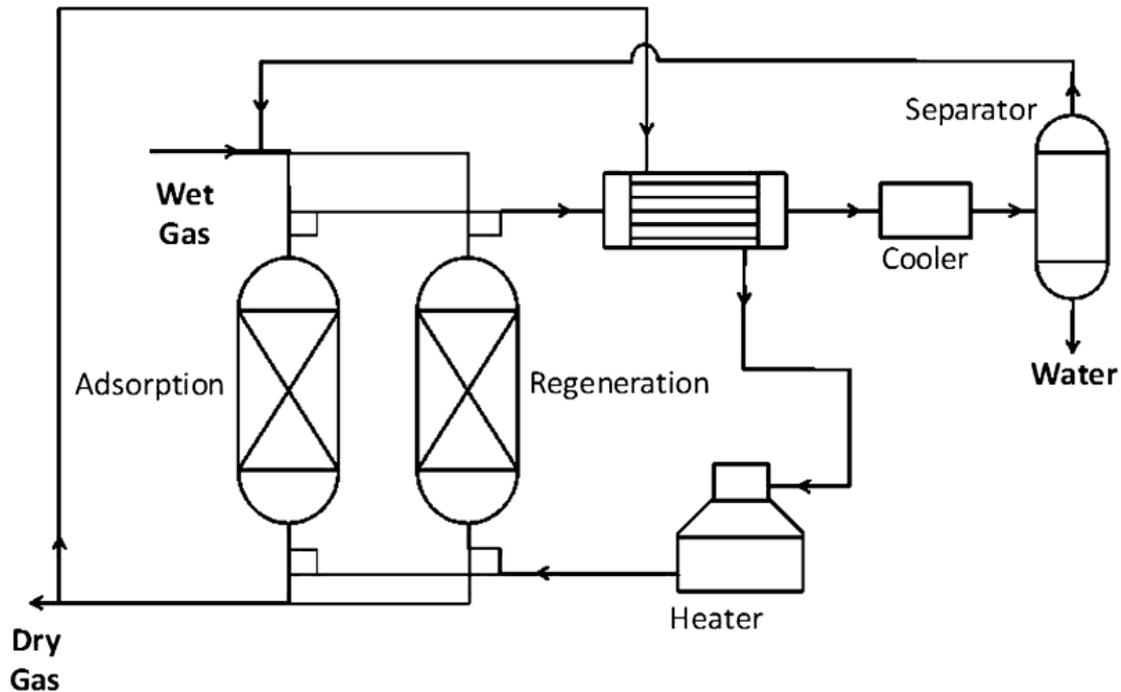


Figure 7: Procédé de déshydratation par adsorption. [14]

La figure (7) présente une installation typique de déshydratation par dessiccation solide. Le gaz humide entrant doit être nettoyé de préférence par un filtre séparateur afin d'éliminer les contaminants solides et liquides présents dans le gaz. Le gaz filtré s'écoule vers le bas pendant la déshydratation à travers un adsorbeur contenant un lit de dessiccant. La disposition du flux descendant réduit la turbulence du lit causée par la vitesse élevée du gaz pendant l'adsorption. Pendant qu'un adsorbeur se déshydrate, l'autre adsorbeur est régénéré par un flux de gaz chaud provenant du réchauffeur de gaz de régénération. Un réchauffeur à combustion directe, de l'huile chaude, de la vapeur ou un réchauffeur indirect peuvent fournir la chaleur de régénération nécessaire. Le gaz de régénération s'écoule généralement vers le haut du lit pour assurer une régénération complète du fond du lit, qui est la dernière zone en contact avec le gaz à déshydrater. Le lit chaud régénéré est refroidi en arrêtant ou en contournant le réchauffeur. Le gaz de refroidissement s'écoule ensuite vers le bas à travers le lit, de sorte que l'eau adsorbée par le gaz de refroidissement se trouve au sommet du lit et n'est pas désorbée dans le gaz au cours de l'étape de déshydratation. Le gaz de régénération encore chaud et le gaz de refroidissement traversent le refroidisseur de gaz de régénération pour condenser l'eau désorbée. Des vannes à commande électrique actionnées par un dispositif de synchronisation

commutent les adsorbants entre les étapes de déshydratation, de régénération et de refroidissement. [16]

✚ Les avantages du procédé :

Les avantages de la déshydratation par dessiccation solide sont les suivants :

- Un point de rosée plus bas, un gaz essentiellement sec (teneur en eau inférieure à 1,0 lb/MMcf) peut être produit.
- Des températures de contact plus élevées peuvent être tolérées avec certains adsorbants.
- Une plus grande tolérance aux changements soudains de charge, en particulier au démarrage.
- Démarrage rapide après un arrêt
- Grande adaptabilité à la récupération de certains hydrocarbures liquides en plus des fonctions de déshydratation. [1]

✚ Inconvénients du procédé :

- Coût d'investissement important.
- Grande Perte de charge.
- La régénération nécessite beaucoup de chaleur.

3) Les adsorbants :

3.1) Définition :

Un adsorbant est un matériau solide qui permet aux molécules liquides ou gazeuses de se lier à sa surface. Les performances de l'adsorbant dépendent des propriétés chimiques et physiques de la surface de l'adsorbant, ainsi que de celles des substances solubles. [17]

3.2) Les différents adsorbants utilisés pour faire la déshydratation :

3.2.1) Alumine activée :

Vendu sous forme de poudre granulée. Utilisé comme déshydratant pour les gaz et les liquides. La capacité d'adsorption est en fait très faible.

L'alumine activée permet d'atteindre des puretés élevées sur le gaz traité, la teneur en eau résiduelle pouvant être de l'ordre du ppm. Les hydrocarbures lourds sont absorbés mais ne peuvent pas être ensuite désorbés au cours de la régénération. De ce fait, le gaz traité doit être sec au dégazoliné. [4]

3.2.2) Gel de silice (silicagel) :

C'est un produit dur, granuleux, très poreux disponible sous forme de poudre ou de grains, La teneur en eau dans un gaz traité par adsorption sur gel de silice est d'environ 10ppm. Le silicagel est facilement régénéré à une température comprise entre 120°C et 200°C. Il adsorbe les hydrocarbures, qui sont ensuite désorbés au cours de la régénération. Il peut donc être utilisé pour séparer simultanément l'eau est la fraction condensat du gaz traité en respectant certaines précautions d'emploi. Le silicagel est détruit par l'eau libre qui fait éclater les granules et, étant de nature acide, réagit avec les bases. [4]

3.2.3) Tamis moléculaires (Zéolithes) : (cas d'Alrar)



Figure 8: tamis moléculaires sous différentes formes

Ce sont des cristaux de zéolithe synthétique de métal aluminosilicate.

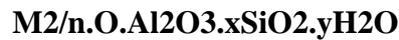
Les tamis moléculaire ou zéolithes utilisés en traitement de gaz sont des aluminosilicates dont la structure cristalline forme des cavités constituant un réseau microporeux à l'échelle moléculaire. Cette structure comporte des cations qui ont un rôle de compensation de charge selon leur nature, la taille des cavités d'accès varie.

Ainsi pour les tamis de structure **A**, selon la nature de cation de compensation, la taille des cavités d'accès peut être de l'ordre de 3Å° (tamis 3A), de 4Å° (tamis 4A) ou 5Å° (tamis 5A). En sélectionnant un tamis de type 3A ou 4A, il est possible d'adsorber l'eau au sein de la structure microporeuse tout en excluant les hydrocarbures. Les tamis moléculaires permettent d'obtenir des puretés du gaz traité élevées (teneur en eau de l'ordre de 0,03ppm), mais il s'agit d'une technique relativement couteuse. [4]

La régénération des tamis moléculaires exige une température très élevée. Ils sont très utilisés dans le domaine de déshydratation du gaz naturel.

✚ La formule chimique :

Les tamis moléculaires ayant une formule chimique de base :



Ou **M** : cation de valence **n**.

On connaît plusieurs zéolithes qui diffèrent par leur composition chimique, leur structure cristalline et leurs propriétés d'adsorption, exemple :

- **Type 4A°** : $Na_{12} ((AlO_2)_{12} (SiO_2)_{12})_{27}H_2O$ [le type utilisé au niveau de la section déshydratation dans l'unité de traitement Alrare].
- **Type 13X**: $Na_{86} ((AlO_2)_{86} (SiO_2)_{106})_{276}H_2O$
- **Type 5A°**: $Ca_5Na_2 [(AlO_2)_{12} (SiO_2)_{12}]$

✚ Avantages d'utilisation :

Les avantages du tamis moléculaire en tant qu'agent déshydratant de gaz naturel comprimé sont nombreux.

- Tout d'abord, il est hautement efficace, ce qui signifie qu'il peut déshydrater le gaz de manière plus approfondie que d'autres adsorbants. Cela se traduit par une réduction de la taille de la tour de séchage et des économies de coûts.
- De plus, le tamis moléculaire peut sécher le gaz efficacement même à des températures plus élevées.
- Il est également capable d'adsorber sélectivement l'eau pour éviter toute défaillance de l'adsorbant due à la co-adsorption d'hydrocarbures lourds.
- Enfin, contrairement à certains adsorbants tels que le gel de silice, le tamis moléculaire est résistant aux dommages causés par l'eau liquide, ce qui le rend plus durable.

3.3) Propriétés physiques des déshydratants utilisés pour la déshydratation du GN :

Propriétés	gel de silice	Alumine	Tamis moléculaires
Surface spécifique (m ² /g)	750 -830	210	650 -800
volume des pores (cm ³ /g)	0.4 - 0.45	0.21	0.27
diamètre du pore (Å)	22	26	4 – 5
capacité désignée (kg H ₂ O/100kg dessiccant)	7 – 9	4 – 7	9 – 12
Densité (kg /m ³)	721	800 – 880	690 – 720
capacité thermique (J/kg /°C)	920	240	200
température de régénération (°C)	230	240	290
chaleur de désorption (J)	3256	4183	3718

Tableau 6 : propriétés physiques des déshydratants utilisés pour la déshydratation du GN [15]

3.4) Le choix des adsorbants :

Le choix des adsorbants est un critère essentiel dans la conception d'un procédé d'adsorption.

Il faut tenir compte de :

- La capacité d'adsorption ;
- La sélectivité de l'adsorption vis-à-vis des polluants à éliminer (définie par les dimensions des pores) ;
- La régénérabilité, c'est-à-dire la facilité à récupérer les polluants après adsorption pour les traiter ;
- La cinétique ;
- La résistance aux agressions chimiques et mécaniques, ainsi qu'à la température des gaz ;
- Les coûts de fabrication. [18]

4) La colonne d'adsorption au niveau d'Alrare :

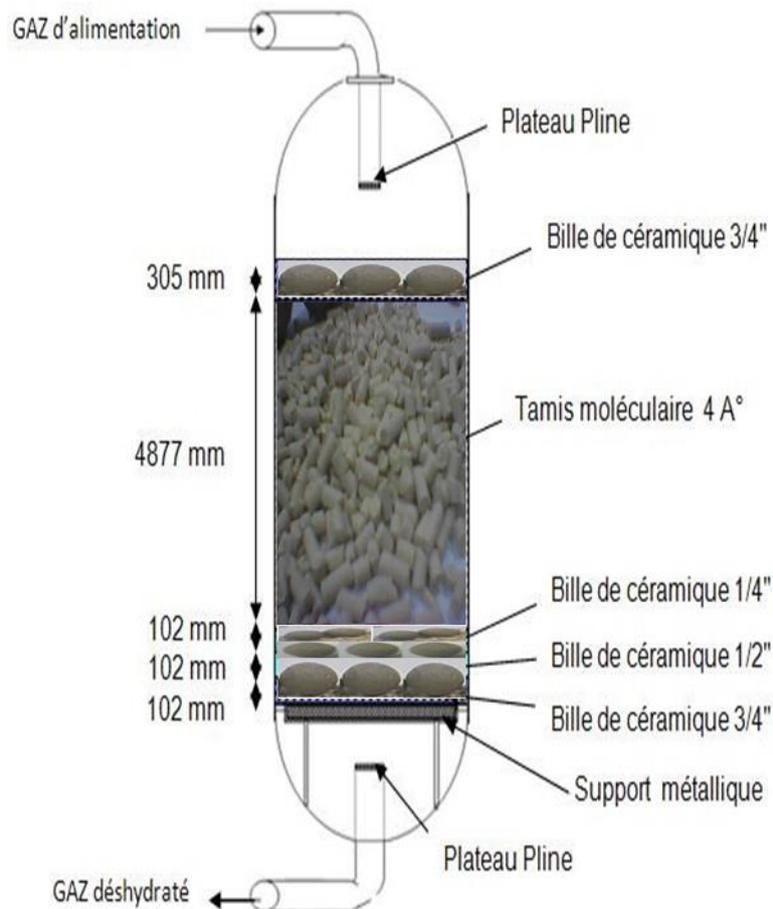


Figure 9: Schéma de colonne d'adsorption (sècheur)

Une colonne d'adsorption est principalement constituée de :

- ❖ Deux distributeurs, d'entrée et de sortie,
- ❖ Plusieurs tubulures (évent, trou d'homme...)
- ❖ Un support pour le lit (tamis moléculaire)

Le rôle des billes en céramique :

Les billes céramiques jouent un rôle de supports, de protecteur, de diffuseur de gaz en haut de la colonne. Elles n'interviennent pas dans le phénomène d'adsorption qui est assuré par les tamis moléculaire.

5) L'influence des paramètres opératoires sur la déshydratation par adsorption :

Les paramètres opératoires peuvent avoir un impact significatif sur l'efficacité de la déshydratation par adsorption du gaz naturel. Voici quelques exemples de paramètres opératoires qui peuvent influencer le processus de déshydratation :

5.1) Pression du gaz :

En effet, la quantité de molécules d'eau adsorbées augmente avec la pression du gaz, ce qui signifie qu'une pression plus élevée peut favoriser une meilleure adsorption de l'eau. Toutefois, une pression trop élevée peut également entraîner une saturation rapide des lits d'adsorption, ce qui réduit l'efficacité de la déshydratation. Par conséquent, les paramètres opératoires, tels que la pression d'opération, doivent être soigneusement choisis pour optimiser l'efficacité de la déshydratation tout en évitant la saturation prématurée des lits d'adsorption.

5.2) Température :

En général, l'efficacité de la déshydratation diminue lorsque la température augmente. Voici quelques raisons pour lesquelles la température peut affecter le processus de déshydratation par adsorption :

- **Capacité d'adsorption** : La capacité d'adsorption de l'adsorbant pour l'eau diminue généralement lorsque la température augmente. Cela signifie que la quantité d'eau que l'adsorbant peut retirer du gaz naturel est réduite à des températures plus élevées.
- **Pression de vapeur** : La pression de vapeur de l'eau augmente avec la température. À des températures plus élevées, il y a donc plus d'eau sous forme de vapeur dans le gaz naturel. Cela peut rendre la déshydratation plus difficile et réduire l'efficacité de l'adsorbant.
- **Sélectivité** : La sélectivité de l'adsorbant pour l'eau par rapport à d'autres gaz dans le gaz naturel peut également être affectée par la température. À des températures plus élevées, certains adsorbants peuvent être moins sélectifs pour l'eau, ce qui peut réduire leur efficacité.

Cependant, dans certains cas, une augmentation de la température peut également avoir des effets positifs sur la déshydratation par adsorption. Par exemple, cela peut améliorer la régénération de l'adsorbant après utilisation, ce qui peut augmenter sa durée de vie et réduire les coûts opérationnels.

5.3) Débit de gaz :

Le débit de gaz est un facteur important à prendre en compte lors de la déshydratation par adsorption du gaz naturel. En général, un débit plus élevé de gaz peut réduire l'efficacité de la déshydratation par adsorption. Cela est dû à plusieurs raisons :

- **Temps de contact** : À des débits plus élevés, le temps de contact entre le gaz et l'adsorbant est réduit, ce qui peut limiter la capacité de l'adsorbant à retirer l'eau du gaz naturel.
- **Perte de charge** : À des débits plus élevés, il peut y avoir une perte de charge plus importante dans le système de déshydratation, ce qui peut entraîner une diminution de l'efficacité globale du système.
- **Saturation de l'adsorbant** : À des débits plus élevés, l'adsorbant peut se saturer plus rapidement, ce qui peut limiter sa capacité à retirer efficacement l'eau du gaz naturel.

En conséquence, il est important de choisir un débit de gaz qui permet d'obtenir un temps de contact adéquat entre le gaz et l'adsorbant tout en minimisant la perte de charge dans le système. Le débit optimal dépendra de plusieurs facteurs, notamment la composition du gaz naturel, les propriétés de l'adsorbant et les conditions de fonctionnement du système.

5.4) Temps de séjour :

En général, un temps de séjour plus long peut permettre une meilleure élimination de l'eau du gaz naturel. Cela est dû à plusieurs raisons :

- **Temps de contact** : Un temps de séjour plus long permet un temps de contact plus important entre le gaz et l'adsorbant, ce qui augmente la capacité de l'adsorbant à retirer l'eau du gaz naturel.
- **Saturation de l'adsorbant** : Un temps de séjour plus long permet à l'adsorbant de se régénérer plus complètement, ce qui augmente sa capacité à retirer efficacement l'eau du gaz naturel.
- **Cinétique du processus** : Le temps de séjour peut également affecter la cinétique du processus de déshydratation. À des temps de séjour plus longs, la vitesse de diffusion des molécules d'eau à travers l'adsorbant peut être plus élevée, ce qui peut accélérer le processus de déshydratation.

Cependant, il est important de trouver un équilibre entre un temps de séjour suffisamment long pour permettre une élimination efficace de l'eau.

5.5) Type d'adsorbant :

Le choix du type d'adsorbant utilisé pour la déshydratation par adsorption du gaz naturel peut avoir une influence significative sur l'efficacité et la rentabilité du processus. Différents types d'adsorbants ont des propriétés différentes qui peuvent affecter leur capacité à retirer l'eau du gaz naturel. Voici quelques exemples d'influence du type d'adsorbant sur la déshydratation par adsorption :

- **Capacité d'adsorption** : Différents types d'adsorbants ont des capacités d'adsorption différentes pour l'eau. Certains adsorbants ont une capacité d'adsorption plus élevée que d'autres, ce qui peut être avantageux pour la déshydratation du gaz naturel.
- **Sélectivité** : Certains types d'adsorbants ont une sélectivité plus élevée pour l'eau que pour d'autres gaz présents dans le gaz naturel, ce qui peut permettre une déshydratation plus efficace et plus sélective.
- **Régénération** : La capacité de l'adsorbant à se régénérer après utilisation est un facteur important à considérer. Certains adsorbants sont plus faciles à régénérer que d'autres, ce qui peut réduire les coûts opérationnels et augmenter la durée de vie de l'adsorbant.
- **Stabilité** : La stabilité thermique et chimique de l'adsorbant est également importante à considérer, car cela peut affecter sa durée de vie et son efficacité.

En ajustant ces paramètres opératoires de manière appropriée, il est possible d'optimiser le processus de déshydratation par adsorption pour obtenir une efficacité maximale et des coûts d'exploitation réduits.

***Chapitre VII : utilisation du gaz naturel
dans l'industrie pétrochimique***

Chapitre VII : utilisation du gaz naturel dans l'industrie pétrochimique

1) Introduction :

Le gaz naturel est un mélange naturel d'hydrocarbures que l'on trouve dans les formations géologiques poreuses du sous-sol. Il est principalement composé de méthane, mais contient également des quantités variables d'hydrocarbures supérieurs tels que l'éthane, le propane et le butane. En outre, le gaz naturel peut également contenir des composants non hydrocarbures considérés comme des impuretés, tels que l'azote, le dioxyde de carbone et le sulfure d'hydrogène.

Le gaz naturel est principalement utilisé comme source d'énergie thermique pour des applications résidentielles, commerciales et industrielles. Il peut également être utilisé pour la production de produits chimiques importants tels que l'ammoniac, le méthanol et l'hydrogène. La présente étude considère que la charge d'alimentation en gaz naturel est directement acheminée vers le procédé par un gazoduc. [19]

2) Le Complexe pétrochimique :

Initialement, l'objectif était de fabriquer divers types de produits hautement réactifs chimiquement à partir d'hydrocarbures pétroliers. Ce sont des intermédiaires de première génération :

- Hydrogène, ammoniac, méthanol,
- Oléfines ou diènes : éthylène, propylène, butadiène, isoprène...
- Hydrocarbures aromatiques : benzène, toluène, styrène, xylène...,
- Acétylène.

La deuxième étape consiste à introduire, par une série de nouvelles manipulations chimiques, les différents hétéroatomes qui doivent être présents dans la molécule finale : oxygène, azote, chlore, soufre. L'intermédiaire dit de deuxième génération est ainsi formé.

Enfin, l'action finale permet d'accéder au produit recherché en précisant sa recette afin que ses propriétés correspondent à l'usage prévu. Production de plastiques, fibres synthétiques, engrais, solvants, élastomères, pesticides, détergents, etc. [20]

La figure 10. Illustre le lien qui existe entre les matières premières et les produits finis de grande consommation en mettant en évidence les principales sources d'accès aux matières premières.

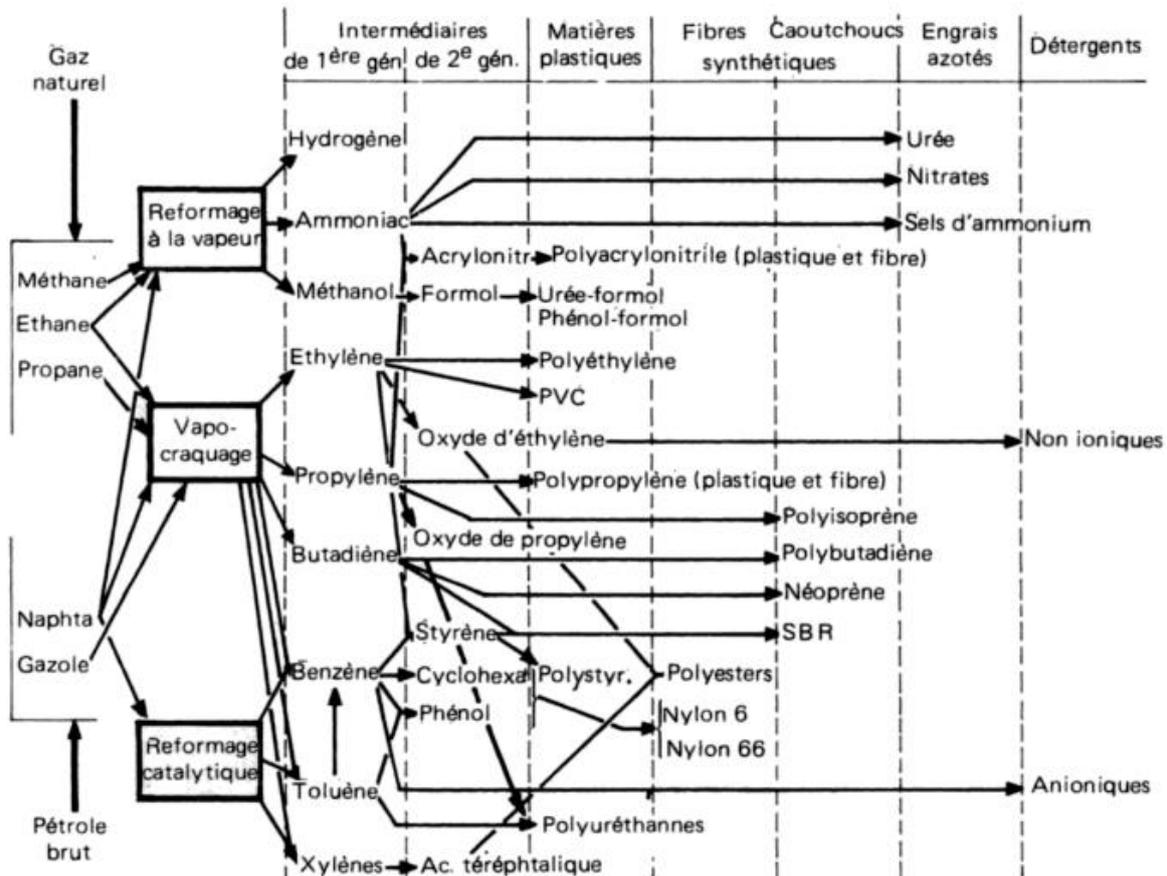


Figure 10: la matière première et les produits finis. [20]

3) Utilisation des dérivés du gaz naturel :

3.1) Le méthane (CH₄) :

Le méthane, principal composant du gaz naturel, est une ressource naturelle abondante. Les réserves connues de 180 trillions de mètres cubes sont presque égales aux réserves connues de pétrole brut. Malgré la croissance spectaculaire de l'utilisation du gaz naturel pour la production d'électricité au cours des dernières décennies, le méthane est sous-utilisé comme matière première pour la production de produits chimiques ou de combustibles liquides. L'utilisation réelle du gaz naturel ne représente qu'une fraction des réserves prouvées. [21]

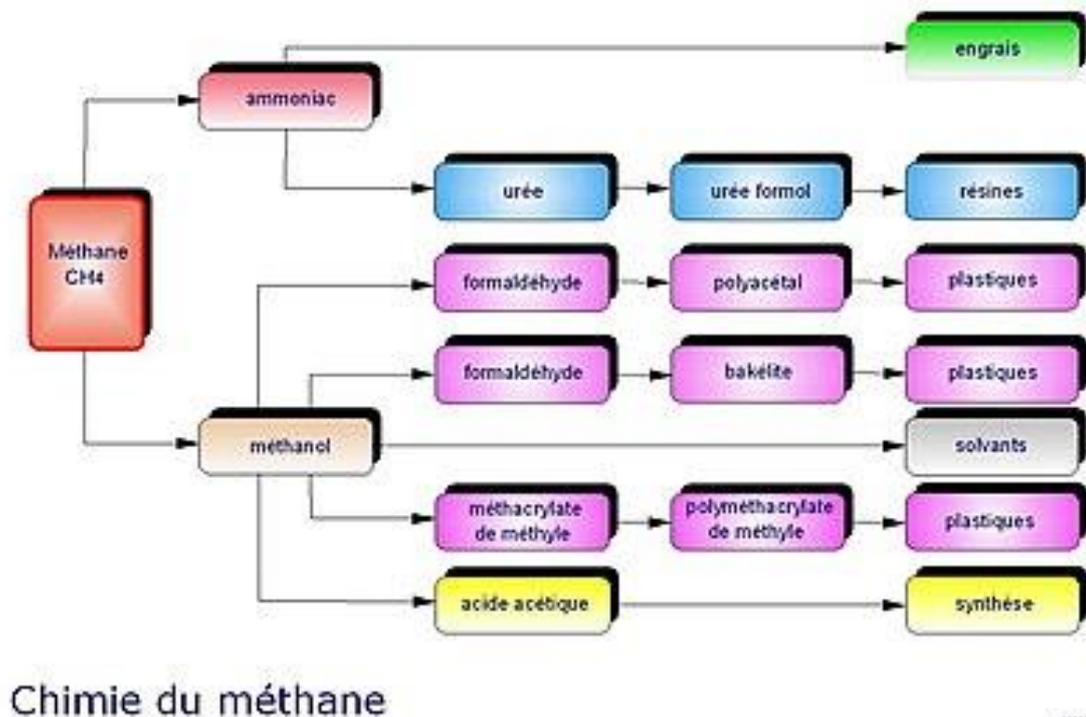


Figure 11: schéma d'utilisation du méthane dans la pétrochimie

3.1.1) La production de gaz de synthèse :

Le gaz de synthèse est un mélange gazeux principalement composé d'hydrogène (H_2) et de monoxyde de carbone (CO), mais qui peut également contenir du dioxyde de carbone (CO_2) et de l'azote (N_2). [22]

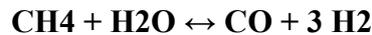
3.1.1.1) La production de gaz de synthèse à partir du méthane :

La production peut se faire par plusieurs procédés. Les deux procédés principaux sont le reformage à la vapeur et l'oxydation partielle ;

3.1.1.1.1) Reformage à la vapeur :

Le reformage à la vapeur ou reformage du méthane à la vapeur (SMR) est une réaction dans laquelle la vapeur et les hydrocarbures, tels que le gaz naturel ou les matières premières des raffineries, réagissent dans un reformeur à une température de $800^\circ C - 900^\circ C$ et à une pression modérée (environ 30 bars) en présence d'un catalyseur à base de métal pour la production de gaz de synthèse. Le gaz de synthèse réagit ensuite pour donner plus d'hydrogène et de dioxyde de carbone par le biais de la réaction de déplacement du gaz vers l'eau (WGS), qui est une

réaction secondaire du reformage à la vapeur. Le reformage à la vapeur du gaz naturel produit du gaz de synthèse avec un rapport molaire H₂ : CO proche de 3.



La plupart des unités SMR comprennent deux sections, à savoir une section radiante et une section convective. Les réactions de reformage ont lieu dans la section radiante. Comme le reformage du méthane à la vapeur est le procédé de reformage qui permet d'obtenir un gaz de synthèse avec le rapport H₂/CO le plus élevé, ce type de procédé de reformage est considéré comme idéal pour obtenir un flux d'hydrogène gazeux d'une grande pureté à partir du gaz de synthèse. C'est la méthode la plus largement appliquée pour produire du gaz de synthèse à partir du gaz naturel et elle représente 50 % des processus mondiaux de conversion du gaz naturel pour la production d'hydrogène. Ce pourcentage atteint 90 % aux États-Unis. Le reformage du méthane à la vapeur est un processus endothermique et nécessite donc des températures très élevées, ce qui rend ce processus très coûteux. [23]

3.1.1.1.2) Oxydation partielle :

Elle se produit lorsqu'un mélange air-carburant sous-stœchiométrique est partiellement brûlé dans un reformeur à haute température et produit un gaz de synthèse riche en hydrogène. L'oxydation partielle est une réaction exothermique et est donc considérée comme plus économique que les processus de reformage à la vapeur ou de reformage à sec, car elle nécessite une plus petite quantité d'énergie thermique. D'autre part, l'oxydation partielle est considérée comme un processus coûteux car elle nécessite un flux d'oxygène pur. Il existe donc un avertissement de danger inhérent au processus d'oxydation partielle du méthane, puisque les deux réactifs (CH₄ et O₂) peuvent provoquer une explosion si la réaction n'est pas menée avec les précautions nécessaires.



Le réacteur POX comprend simplement deux zones, d'abord la partie flamme où les hydrocarbures, l'oxygène et éventuellement de faibles quantités de vapeur réagissent ensemble et ensuite un échangeur de chaleur qui récupère l'excès de chaleur après la réaction.

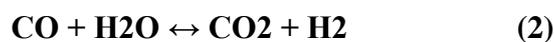
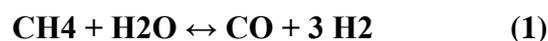
Dans l'oxydation partielle non catalytique, la production de gaz de synthèse dépend du

rapport air-carburant à une température de fonctionnement de 1200°C - 1500°C sans catalyseur. Texaco et Shell ont mis au point un procédé d'oxydation partielle non catalytique qui permet d'obtenir des rendements élevés en gaz de synthèse à des températures et des pressions élevées.

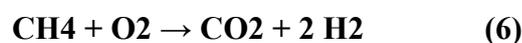
L'utilisation d'un catalyseur dans la production de gaz de synthèse abaisse la température de réaction nécessaire à environ 800°C - 900°C. Dans la réaction CPOX, le méthane est converti en gaz de synthèse avec de l'oxygène (ou de l'air) sur des catalyseurs à base de métaux nobles (Pt, Rh, Ir, Pd) et non nobles (Ni, Co) en une seule étape. Le CPOX a fait l'objet d'études approfondies au cours de la dernière décennie. De nombreuses études se sont concentrées sur le mécanisme de réaction ; les configurations de réacteurs ; les simulations de réacteurs ainsi que sur la synthèse de nouveaux catalyseurs afin d'améliorer l'efficacité du processus.

L'oxydation partielle catalytique ne peut être utilisée que si la teneur en soufre du gaz naturel est inférieure à 50 ppm. Une teneur en soufre plus élevée empoisonnerait le catalyseur, de sorte que l'oxydation partielle non catalytique doit être utilisée pour ces combustibles.

Deux mécanismes de réaction ont été proposés : le premier est le "mécanisme direct" dans lequel le CH₄ et l'O₂ réagissent à l'état adsorbé à la surface du catalyseur pour produire du CO et du H₂ (équation 3) ; le second est le "mécanisme de combustion-reformage". Dans ce dernier mécanisme, le CH₄ et l'O₂ forment d'abord du H₂O et du CO₂ (équation 4), puis des réactions de reformage à sec (équation 5) et à la vapeur (équation 1) produisant du CO et du H₂. [23]



En plus de ces réactions, d'autres réactions secondaires peuvent se produire. Il s'agit de réaction suivante :



Et la formation de carbone solide par la réaction de Boudouard :



3.1.1.1.3) Le reformage auto-thermique :

Comme d'autres procédés de reformage du méthane, le but du reformage auto-thermique est la production de gaz de synthèse. Bien que le reformage auto-thermique soit une idée ancienne, il n'existe à ce jour que quelques sites commerciaux. Le rapport H₂/CO du gaz de synthèse obtenu lors du reformage auto-thermique est fonction des fractions de réactifs gazeux introduites dans le processus. Ainsi, le rapport H₂/CO peut être de 1 ou 2. Le gaz naturel est mélangé à haute température avec un mélange d'oxygène et de vapeur et enflammé dans une chambre de combustion, ce qui produit des flammes sub-stoichiométriques qui peuvent être représentées avec les deux équations :

Les réactions effectuées dans la zone de combustion ≈ 2200 °K sont données par les équations (4) et (6), et celles effectuées dans la zone de reformage 1200 - 1400 °K sont données par les équations (1) et (5).

En ajustant correctement les rapports oxygène/carbone et vapeur/carbone, la combustion partielle dans la zone thermique fournit la chaleur nécessaire à la réalisation des réactions endothermiques ultérieures de reformage de la vapeur et du CO₂. La composition du gaz produit à la sortie du réacteur est très proche de l'équilibre thermodynamique d'un réacteur adiabatique, en particulier dans les procédés à grande échelle. L'ATR est également utilisé comme "reformeur secondaire" (pour réduire le résidu de CH₄) et il est placé après un SMR primaire dans les usines de gaz de synthèse intégrées avec des réacteurs de synthèse d'ammoniac. Dans ce cas, l'ATR "secondaire" est alimenté par le gaz de synthèse produit par le SMR et l'air. [23]

3.1.1.2) Application :

Le gaz de synthèse est principalement utilisé pour la fabrication d'ammoniac et de méthanol, matières premières d'une large gamme de produits pétrochimiques. Il est également utilisé dans la production d'aldéhydes et d'alcools par des procédés d'oxydation.

L'hydrogène pur dérivé du gaz de synthèse est également utilisé pour les étapes d'hydrotraitement dans les raffineries. Une autre utilisation importante du gaz de synthèse est la production de biocarburants. [22]

3.1.2) Production du méthanol (CH₃OH) :

Le méthanol, CH₃OH, également appelé alcool méthylique ou carbinol, est un liquide incolore à température ambiante avec une légère odeur caractéristique d'alcool. Il s'agit de l'une des matières premières chimiques les plus importantes, utilisée comme solvant, matière première dans la production de produits chimiques et dans le secteur des carburants.

Actuellement, plus de 95 % du méthanol commercial est produit synthétiquement à partir de gaz de synthèse, ou syngaz, qui est un mélange d'hydrogène et de monoxyde de carbone. [19]

3.1.2.1) Les voies de production du méthanol :

3.1.2.1.1) Voie indirecte via le gaz de synthèse ;

La conversion du gaz naturel en méthanol via le gaz de synthèse est un procédé industriel largement utilisé. [24]

Le processus comprend trois sections principales : (1) génération de gaz de synthèse ; (2) synthèse de méthanol ; et (3) purification.

- **Production de gaz de synthèse :**

La charge d'alimentation en gaz naturel est traitée puis convertie en gaz de synthèse en deux étapes successives : le reformeur à la vapeur et le reformeur autothermique (ATR). Lors de reformage à la vapeur, le méthane réagit catalytiquement avec la vapeur, générant du CO et du H₂. Dans l'ATR, le méthane est converti en CO et H₂ en utilisant l'oxygène comme agent de reformage. Le flux de sortie de l'ATR est ensuite refroidi et l'eau condensée est séparée du gaz de synthèse. L'eau condensée est séparée du gaz de synthèse.

- **Synthèse du méthanol :**

Le gaz de synthèse est comprimé et mélangé au gaz de recyclage, puis envoyé dans le système de réaction de synthèse du méthanol, où le CO et le CO₂ réagissent avec l'hydrogène pour générer du méthanol. Le gaz de sortie du réacteur est principalement composé de méthanol, de vapeur d'eau, d'hydrogène non converti, de CO et de CO₂. Ce flux est refroidi et le méthanol et l'eau sont séparés des gaz par condensation. Le gaz séparé est utilisé comme combustible. Le flux de condensat eau-méthanol est envoyé aux étapes de purification.

- **Purification :**

La zone de purification est composée de deux colonnes de distillation. La colonne de tête élimine les gaz dissous du flux de méthanol brut. Dans la colonne de raffinage, une partie du méthanol produit est obtenue en haut de la colonne, tandis que l'eau obtenue en bas de la colonne est réutilisée comme eau de traitement. [19]

3.1.2.1.2) Oxydation directe :

Au cours des dernières années, de nombreux programmes de recherche actifs ont été menés dans le monde entier sur la conversion directe du méthane en méthanol et/ou en formaldéhyde, en hydrocarbures chlorés et autres. Le méthanol et le formaldéhyde peuvent être produits par oxydation partielle du méthane dans des conditions contrôlées dans un processus de réaction homogène ou catalytique. De nombreux catalyseurs, tels que les oxydes à base de Mo, les silicates d'aluminium, les superacides promus et le silicoferrate, ont été utilisés pour cette réaction. Comme l'énergie d'activation pour l'oxydation ultérieure du méthanol et du formaldéhyde en oxydes de carbone est généralement inférieure à celle de l'oxydation partielle, des sélectivités élevées pour le méthanol et le formaldéhyde n'ont été démontrées qu'à de faibles conversions de méthane. Les conditions de réaction (par exemple, O₂ ou N₂O vers CH₄, ratio, température et temps de résistance) et la surface des supports jouent un rôle important dans le rendement en méthanol et en formaldéhyde. En général, une faible pression favorise la formation de formaldéhyde. Une pression élevée et de faibles rapports O₂/méthane favorisent la formation de méthanol. Les faibles rendements obtenus jusqu'à présent constituent un obstacle majeur à la commercialisation économique de cette voie. [24]

matières premières	processus et réaction principale	Catalyseurs
<u>formation de méthanol :</u> syngaz	synthèse du méthanol : $\text{CO} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH}$ $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$	Cu / Zno /Al₂O₃ , Cu/ Zno /Cr₂O₃ , or Zn/Cr

Méthane	Oxidation direct: $\text{CH}_4 + (1/2) \text{O}_2 \text{ Or } \text{N}_2\text{O} \leftrightarrow$ CH_3OH	Oxyde métallique (exp : à base de MoO_3)
----------------	--	---

Tableau 7: les réactions de production du méthanol. [24]

3.1.2.2) Applications :

Le méthanol est principalement utilisé dans la synthèse des produits chimiques suivants : formaldéhyde ; éther méthylique de tert-butyle (MTBE), qui est un additif de l'essence destiné à augmenter l'indice d'octane ; acide acétique ; méthacrylate de méthyle ; téréphtalate de diméthyle ; acide formique ; esters méthyliques d'acides organiques ; méthylamines ; etc. Seule une petite partie est utilisée comme combustible dans le secteur de l'énergie. En outre, le méthanol a également d'autres utilisations générales comme solvant et antigel.

Enfin, ces dernières années, des technologies ont été mises au point pour la production de produits chimiques et de carburants à partir de gaz de synthèse, le méthanol étant un produit intermédiaire. Ces technologies comprennent les procédés de transformation du méthanol en essence (MTG), du méthanol en oléfines (MTO) et du méthanol en propylène (MTP). [19]

3.2.2) Production de l'ammoniac (NH_3) :

L'ammoniac (NH_3) est une substance chimique constituée d'un atome d'azote (N) et de trois atomes d'hydrogène (H), se présentant sous forme liquide ou gazeuse.

L'ammoniac (NH_3) est l'un des plus grands produits chimiques synthétiques, produit dans plus de 80 pays.

En fait, la synthèse de ce produit de classe mondiale figure parmi les plus grandes réalisations de la chimie industrielle, à la suite desquelles d'importants procédés ont été mis au point, tels que la synthèse du méthanol et de l'oxo. [25]

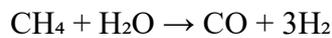
3.2.2.1) Processus de production d'ammoniac :

La production d'ammoniac à partir du méthane implique plusieurs étapes clés. Le procédé le plus couramment utilisé pour cette conversion est appelé procédé de reformage du méthane à la vapeur (Steam Methane Reforming, SMR), suivi de la synthèse de l'ammoniac.

Voici les principales étapes du processus de production d'ammoniac à partir de méthane :

- **Reformage à la vapeur :**

Après avoir été comprimé et désulfuré, le gaz naturel est mélangé à de la vapeur pour les réactions primaires de reformage à la vapeur. Dans un four tubulaire rempli d'un catalyseur à base de nickel, le méthane réagit avec la vapeur, générant un mélange de gaz de synthèse brut composé principalement de CO et d'hydrogène.

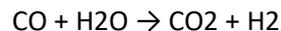


La réaction se fait à haute température (environ 700-900°C).

Le gaz naturel partiellement reformé est acheminé vers le reformeur auto thermique (ATR), où le méthane restant est converti en CO et en hydrogène sous une température voisine de 1000-1200 °C. L'effluent de l'ATR est refroidi, ce qui génère de la vapeur.

- **Purification du gaz de synthèse brut :**

Le gaz de sortie de l'ATR est acheminé vers des réacteurs à haute et basse température à deux étapes, où la majeure partie du monoxyde de carbone est convertie en dioxyde de carbone et en hydrogène, selon la réaction suivante :



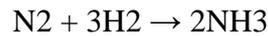
La réaction est généralement effectuée en deux étapes, à température de plus en plus basse.

Le gaz transformé est ensuite refroidi dans deux échangeurs, générant de la vapeur, de telle sorte que l'eau présente dans le gaz se condense et est éliminée dans un tambour de décantation. Le flux de gaz est envoyé à l'absorption de CO₂, qui utilise un lavage à la méthyl diéthanolamine pour éliminer le CO₂. Le flux gazeux exempt de CO₂ est chauffé et envoyé au méthaniser, où les oxydes de carbone résiduels sont convertis en méthane en présence de catalyseurs. Après avoir été refroidi et séché dans des tamis moléculaires, le gaz de synthèse est acheminé vers le purificateur de gaz de synthèse, composé d'un échangeur

alimentation/effluent, d'un détendeur à faible vitesse et d'une colonne de rectification. L'azote excédentaire, le méthane, et d'autres impuretés y sont éliminés et utilisés comme combustible.

- **Synthèse de l'ammoniac :**

La synthèse de l'ammoniac s'effectue sur un catalyseur en fer à des pressions généralement comprises entre 100-250bar et à des températures comprises entre 350 et 550°C :



- **Séparation de l'ammoniac :**

Une fois la synthèse de l'ammoniac terminée, il est important de séparer l'ammoniac des gaz non réagis. Cela se fait généralement par des méthodes de refroidissement et de compression pour liquéfier l'ammoniac, puis par une distillation pour séparer l'ammoniac liquide des impuretés.

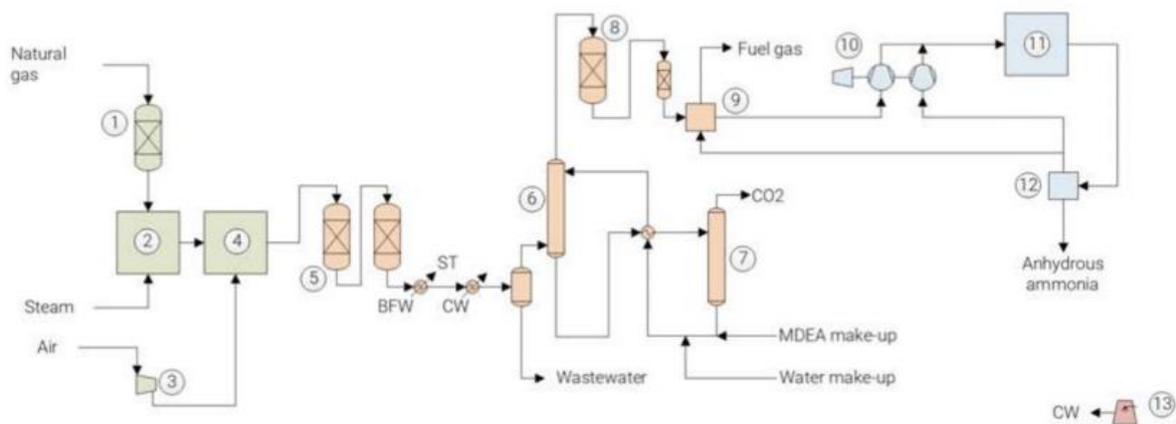


Figure 12: schéma du processus de production d'ammoniac [25]

- 1- Désulfuration
- 2- Reformeur à vapeur
- 3- Compresseur d'air
- 4- Reformeur autothermique
- 5- Réacteurs de transfert de CO
- 6- Colonne d'absorption
- 7- Colonne de régénération
- 8- Méthaniseur

- 9- Épurateur de gaz de synthèse
- 10- Compresseur de gaz de synthèse
- 11- Réacteur à ammoniac
- 12- Récupération de l'ammoniac
- 13- Tour de refroidissement

BFW - Eau d'alimentation de la chaudière

CW- eau de refroidissement

ST- vapeur

3.2.2.2) Produits chimiques et catalyseurs :

Plusieurs étapes de réaction de ce processus font appel à des catalyseurs. Dans les deux reformeurs, la réaction de reformage à la vapeur se déroule en présence d'un catalyseur à base de nickel. Deux ensembles de systèmes catalytiques sont utilisés lors de la conversion du monoxyde de carbone. Dans la première étape, la réaction a lieu en présence d'un catalyseur à base d'oxyde de fer promu par le chrome. Dans la deuxième étape, la réaction est favorisée par un catalyseur contenant de l'oxyde de cuivre, de l'oxyde de zinc et de l'oxyde d'aluminium. Le catalyseur de la réaction de méthanisation est composé de nickel métal dispersé sur un support d'oxyde de calcium. Enfin, la réaction de synthèse de l'ammoniac est favorisée par un catalyseur à base de fer produit par réduction de la magnétite (Fe_3O_4). Une solution aqueuse de MDEA (méthyldiéthanolamine) activée par la pipérazine est utilisée dans ce procédé dans la zone d'élimination du dioxyde de carbone (CO_2). Elle est utilisée en circuit fermé dans cette zone, mais en raison de l'inefficacité de l'étape de régénération de la solution de MDEA, un petit flux d'appoint doit être fourni au procédé pour compenser les pertes. [25]

3.2.2.3) Application :

L'ammoniac est utilisé dans une myriade d'applications, des engrais à la pulpe de bois en passant par les médicaments.

La principale application de l'ammoniac est la fabrication d'engrais azotés, suivie de la synthèse de l'acide nitrique. Il est également utilisé, dans une moindre mesure, dans plusieurs autres applications telles que la réduction en pâte du bois et comme ingrédient dans les nettoyants ménagers et les médicaments.

3.2.3) Production d'éthylène (C₂H₄) :

L'éthylène est un composé organique insaturé dont la formule chimique est C₂H₄. Il possède une double liaison et constitue le membre le plus simple de la classe des hydrocarbures alcènes.

L'éthylène est l'un des produits pétrochimiques dont le volume est le plus important au monde. Il est connu comme un élément de construction clé, servant de matière première dans la fabrication de plusieurs produits chimiques et produits finis tels que les plastiques, les résines, les fibres, etc. Avec une gamme aussi variée de produits dérivés, la demande d'éthylène est très sensible aux cycles économiques. En fait, elle est souvent utilisée comme référence dans l'évaluation des performances de l'industrie pétrochimique.

Sur le plan commercial, l'éthylène est principalement commercialisé sous forme de qualité polymère, c'est-à-dire d'une pureté d'au moins 99,9 %. Il est stocké sous forme liquide à haute pression ou à basse température, mais la plupart du temps, l'éthylène est directement fourni aux consommateurs.

3.2.3.1) Processus de production d'éthylène (Couplage oxydatif du méthane "OCM") :

Le processus composé de quatre sections, à savoir : (i) la section de réaction, (ii) la section d'élimination de l'eau, (iii) la section de capture du CO₂ et (iv) la section de purification de l'éthylène. Comme le montre la figure 3, le méthane et l'oxygène sont tout d'abord introduits dans le réacteur, et la réaction est exothermique avec plusieurs réactions secondaires et sous-produits. Par conséquent, des processus de séparation rigoureux doivent être utilisés pour purifier le flux de produits des impuretés.

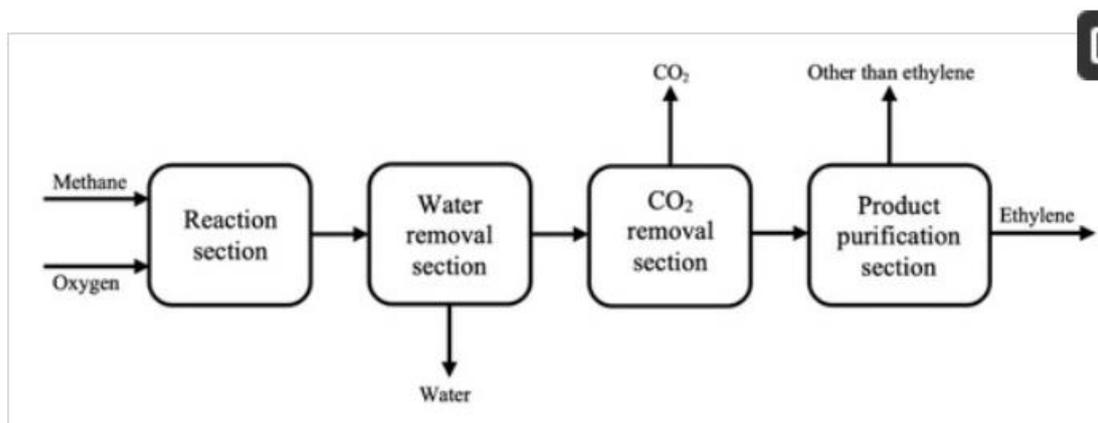


Figure 13: Schéma fonctionnel du processus OCM.

- **Section Réactions :**

L'alimentation du réacteur se compose de méthane et d'oxygène, et cette alimentation est partiellement oxydée pour produire de l'éthylène, mais de nombreux

produits secondaires sont formés, tels que C₂H₆, CO₂, CO, H₂ et H₂O. Le rapport d'alimentation joue un rôle essentiel dans la conversion et la sélectivité de la réaction, un rapport CH₄/O₂ élevé entraînant une sélectivité élevée mais une faible conversion et vice versa.

Etape	Réactions	Principale (P)/ latérale (L)
1	$\text{CH}_4 + 2 \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2 \text{H}_2\text{O}$	L
2	$2\text{CH}_4 + (1/2) \text{O}_2 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_6 + \text{H}_2\text{O}$	P
3	$\text{CH}_4 + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$	L
4	$\text{CO} + (1/2)\text{O}_2 \rightarrow 2 \text{CO}_2$	L
5	$\text{C}_2\text{H}_6 + (1/2)\text{O}_2 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2\text{O}$	P
6	$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \rightarrow 2 \text{CO} + 2 \text{H}_2\text{O}$	L
7	$\text{C}_2\text{H}_6 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2$	L
8	$\text{C}_2\text{H}_4 + 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2 \text{CO} + 4 \text{H}_2$	L
9	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	L
10	$\text{CO}_2 + \text{H}_2 \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$	L

Tableau 8 : réaction de production d'éthylène

En effet, le processus de production d'éthylène à partir de méthane est impliqué dans une réaction en phase gazeuse connue sous le nom de réaction OCM. Cependant, huit réactions secondaires se produisent. Le tableau présente le schéma réactionnel. Le méthane est d'abord converti en trois réactions parallèles, dont la formation d'éthane par la réaction OCM (étape 2), l'oxydation totale non sélective du méthane en dioxyde de carbone (étape 1) et l'oxydation partielle du méthane en monoxyde de carbone (étape 3). Au cours des étapes suivantes, l'éthane subit deux réactions parallèles, à savoir la déshydrogénation oxydative catalytique hétérogène de l'éthane (étape 5) et la déshydrogénation thermique de l'éthane en phase gazeuse (étape 7). En outre, le monoxyde de carbone réagit avec l'oxygène pour produire du dioxyde de carbone (étape 4). Il réagit ensuite avec la vapeur dans une réaction de déplacement de l'eau vers le gaz qui se déroule dans deux directions, comme le montrent les étapes 9 et 10. [26]

- **Section sur l'élimination de l'eau :**

L'eau est l'un des sous-produits des réactions OCM. Elle doit être éliminée de manière adéquate avant que les autres composants ne soient séparés, car il s'agit du seul composé condensable ; elle peut être séparée dans une cascade de tambours de flashage. S'il reste plus tard dans le processus, de nombreux problèmes redoutables peuvent survenir, tels

que la congélation de l'eau, car la séparation des composés non condensables nécessite des températures extrêmement basses.

• **Élimination du CO₂ :**

La méthode la plus couramment utilisée est l'absorption du CO₂ dans la phase liquide au moyen d'un solvant. Le choix du solvant est essentiels dans tout processus d'absorption, mais les solvants à base d'amines sont bien connus et bien étudiés pour l'absorption du CO₂.

• **Séparation et récupération des produits :**

Après avoir éliminé le dioxyde de carbone, le flux de produit est purifié des composés indésirables. Tout d'abord, les hydrocarbures C₂ (C₂H₄ et C₂H₆) sont séparés du méthane et des autres composants légers (CO et H₂). Ensuite, l'éthylène est séparé de l'éthane, tandis que le méthane est séparé des autres composants avant d'être recyclé.

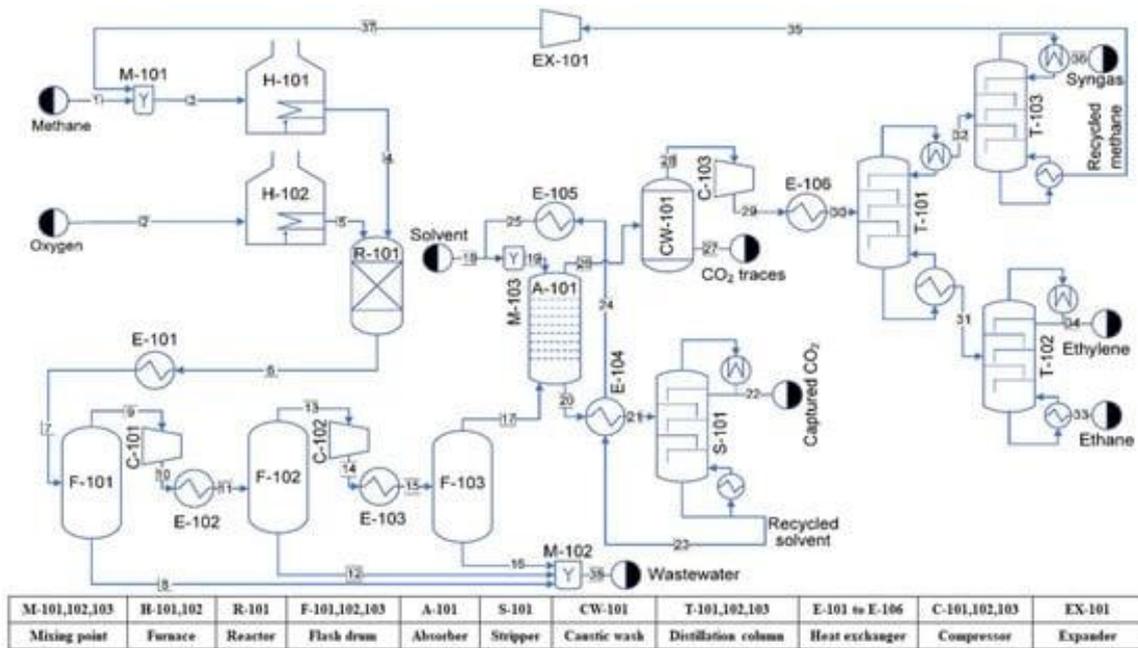


Figure 14: schéma du processus OCM [26]

Description :

L'organigramme du processus OCM est présenté à la figure 4. Les chiffres de 1 à 38 indiquent les numéros de flux. Le méthane et l'oxygène sont tous deux introduits dans des fours pour chauffer le flux d'alimentation avant qu'il ne soit introduit dans le réacteur à 810 °C. L'effluent du réacteur est refroidi à 40 °C avant d'entrer dans la cascade du tambour de flash pour séparer les gaz non condensables de l'eau. Le flux supérieur du tambour de flashage, qui contient les gaz non condensables, est envoyé dans l'absorbeur A-101 à une pression de 12 bars, où près de 96 % du dioxyde de carbone est éliminé

dans le flux inférieur au moyen d'un solvant MEA-eau. Le flux inférieur de l'absorbeur est chauffé à 150 °C avant d'arriver au stripper, où le CO₂ est éliminé du solvant et part du flux supérieur tandis que le solvant est entièrement régénéré pour être renvoyé dans l'absorbeur après avoir été refroidi à 46,5 °C et mélangé à un solvant frais pour récupérer les pertes de solvant. Le flux supérieur de l'absorbeur est envoyé dans un lavage caustique pour éliminer les traces de CO₂. Ce flux est ensuite comprimé à 30 bars et refroidi à -25 °C avant d'être envoyé dans la colonne de distillation (T-101), où l'éthylène et l'éthane sont séparés du méthane, de l'oxygène, du monoxyde de carbone et de l'hydrogène. Le flux de fond de l'étape précédente est envoyé à la colonne de distillation (T-102) pour séparer l'éthylène de l'éthane, avec une pureté de 99,95 %. Le flux supérieur de (T-101) est envoyé à la colonne de distillation (T-103) pour séparer le CO et l'H₂ (gaz de synthèse) du méthane. Le flux inférieur de (T-103), qui contient du méthane, est recyclé et mélangé à l'alimentation fraîche après avoir été détendu à 3 bars. [26]

3.2.3.2) Applications

La majeure partie de la production d'éthylène est consommée dans la fabrication du polyéthylène, mais l'éthylène est également utilisé dans la production d'oxyde d'éthylène, de dichlorure d'éthylène et d'éthylbenzène (figure 15).

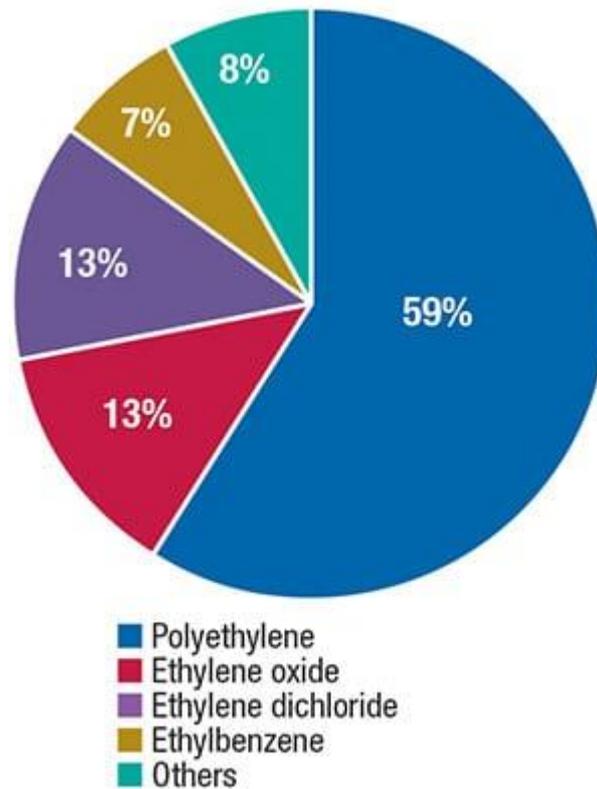


Figure 15: les dérivés d'éthylène

3.2) L'éthane(C_2H_6) :

3.2.1) Craquage à la vapeur de l'éthane :

Le procédé peut être divisé en trois parties principales : **le craquage et la trempe, la compression et le séchage, et la séparation.**

- **Craquage et trempe :**

L'éthane et la vapeur diluée sont acheminés vers des fours dans lesquels, dans des conditions de haute sévérité, l'éthane est craqué, formant de l'éthylène et certains sous-produits. Le flux de sortie du four est ensuite acheminé vers une tour de trempe à base d'eau, afin d'empêcher d'autres réactions et la formation de sous-produits indésirables. Depuis la tour de trempe, le gaz craqué est dirigé vers la compression et le séchage.

- **Compression et séchage :**

La compression du gaz craqué s'effectue en cinq étapes. Après le troisième étage de compression, le dioxyde de carbone et le soufre sont éliminés du gaz craqué par lavage

à la soude caustique et à l'eau dans un laveur caustique.

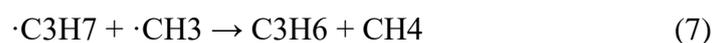
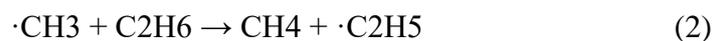
- **Séparation :**

Après le lavage à la soude caustique, le gaz craqué est envoyé dans un quatrième étage de compression, puis dans une colonne pour éliminer les hydrocarbures C3+. Le produit de tête de cette colonne, composé principalement d'éthylène et d'éthane, est envoyé au dernier étage de compression. Le gaz comprimé est acheminé vers un convertisseur d'acétylène, puis vers une boîte froide pour l'élimination de l'hydrogène et des hydrocarbures légers, en veillant à ce que les pertes d'éthylène soient minimales. À ce stade, le produit du train de refroidissement est acheminé vers deux autres colonnes de séparation. Dans la première colonne, le méthane est obtenu à partir de la partie supérieure et utilisé dans la chambre froide, tandis que le flux inférieur est fractionné dans le séparateur C2. Dans cette colonne, l'éthylène de haute pureté est extrait de la colonne en tant que flux secondaire. L'éthane provenant du fond du séparateur C2 est recyclé dans les fours de craquage.

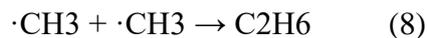
Le craquage à la vapeur de l'éthane se déroule selon un mécanisme de chaîne radicalaire. Ce mécanisme comprend les diverses réactions suivantes : [27]



- Le radical méthyle induit les étapes de propagation suivantes :



Un atome d'hydrogène dans une molécule d'éthane est d'abord absorbé par le radical méthyle, ce qui entraîne la formation d'un radical méthane et d'un radical éthyle (réaction (2)). Un transfert ultérieur d'hydrogène dans le radical éthyle engendre la formation de molécules d'éthylène et de méthane (réaction (3)). Le radical méthyle attaque également l'éthane et l'éthylène (réactions (4) et (5)), ce qui entraîne la formation de propane et de propylène (réactions (6) et (7)). Les hydrocarbures lourds peuvent être obtenus par des réactions analogues. En outre, les étapes de terminaison se déroulent par des réactions entre deux radicaux. [27]



Sur la base de la réaction programmée en température, la pyrolyse de l'éthane en éthylène s'amorce à plus de 873 K. Le serpentin de craquage est un réacteur tubulaire. [27]

3.5) Mélange de L'éthane(C₂H₆) et propane (C₃H₈) :

3.3.1) Production d'éthylène par craquage de l'éthane-propane :

Le procédé illustré à la figure 16 est un procédé de vapocraquage pour la production d'éthylène à partir d'un mélange éthane-propane. Le procédé peut être divisé en trois parties principales : **le craquage et la trempe, la compression et le séchage, et la séparation.**

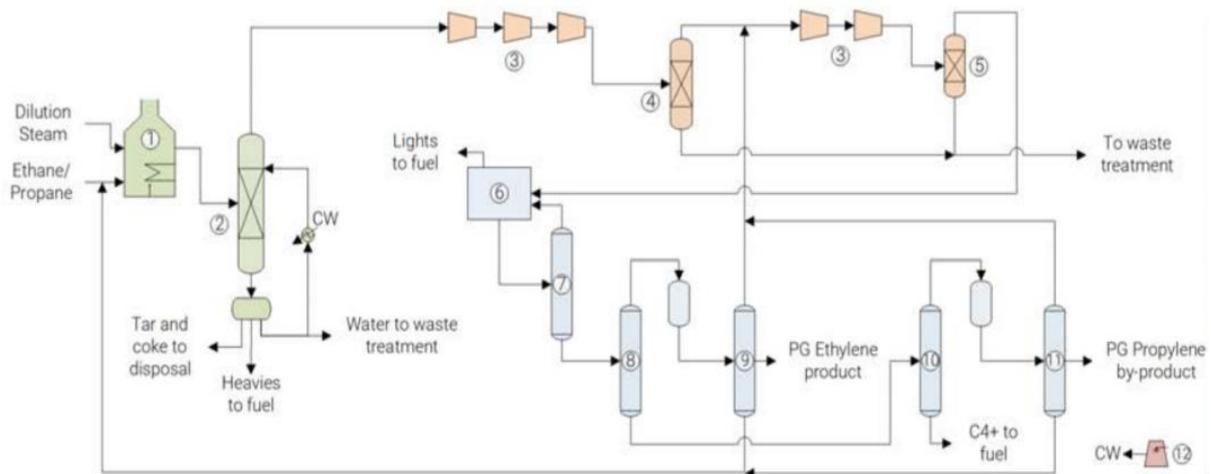


Figure 16: procédé de production d'éthylène par craquage d'un mélange d'éthane et de propane. [28]

- 1- fours
- 2- colonne de trempe

- 3- système de compression
- 4- eau de lavage caustique
- 5- unité de séchage
- 6- boîte froide
- 7- diméthaniseur
- 8- diéthaniseur
- 9- séparateur - C2
- 10- dipropaniseur
- 11- séparateur – C3
- 12- tour de refroidissement
CW eau de refroidissement

- **Craquage et trempe :**

Dans un premier temps, un mélange éthane-propane est acheminé vers des fours dans lesquels, dans des conditions de haute sévérité, il est craqué, formant de l'éthylène, du propylène et d'autres sous-produits. Le flux de sortie du four est ensuite soumis à une trempe à base d'eau, afin d'éviter d'autres réactions et la formation de sous-produits indésirables.

Dans un décanteur situé en aval de la tour de trempe, les produits lourds, la vapeur de dilution condensée, le goudron et le coke sont éliminés. Le gaz craqué provenant de la trempe est ensuite dirigé vers la compression et la séparation.

- **Compression et séchage :**

La compression du gaz craqué s'effectue en cinq étapes. Après le troisième étage de compression, le dioxyde de carbone et le soufre sont éliminés du gaz craqué par lavage à la soude caustique et à l'eau dans un laveur caustique. Le gaz craqué comprimé est refroidi puis séché par des tamis moléculaires qui éliminent la majeure partie de l'eau.

- **Séparation :**

Le gaz de craquage séché est acheminé vers une boîte froide pour l'élimination de l'hydrogène et des hydrocarbures légers, tout en minimisant les pertes d'éthylène.

À ce stade, les condensats provenant du train de refroidissement sont acheminés vers une

série de colonnes de séparation. Dans la première colonne (diméthaniseur), le méthane est obtenu par le haut et utilisé dans la chambre froide, tandis que le flux du bas est acheminé vers une deuxième colonne (diéthaniseur).

La partie supérieure du diéthaniseur, composée principalement d'éthylène et d'éthane, est acheminée vers un convertisseur d'acétylène, puis fractionnée dans le séparateur C2. Dans cette colonne, les lumières sont enlevés des parties aériennes et recyclées dans le système de compression, tandis que l'éthylène de qualité polymère est extrait de la colonne en tant que flux latéral. L'éthane provenant des résidus du séparateur C2 est recyclé dans les fours de craquage.

Le flux de fond du diéthaniseur est acheminé vers un dipropaniseur, qui distille les composants C3 dans les gaz de tête. Ce flux de tête est hydrotraité par catalyse pour éliminer l'acétylène méthylique et le propadiène, puis acheminé vers le séparateur C3. Dans cette colonne, les lumières sont retirés des gaz de tête et recyclées vers les compresseurs, tandis que le propylène de qualité polymère (PG) est extrait de la colonne en tant que flux secondaire. Le propane provenant des fonds du séparateur C3 est recyclé dans les fours de craquage. Un flux de C4+ est obtenu à partir des résidus du dipropaniseur.

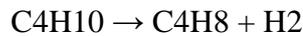
3.6) Le butane (C₄H₁₀) :

3.4.1) La déshydrogénation du butane :

La déshydrogénation du butane est un processus chimique dans lequel des molécules de butane (C₄H₁₀) sont converties en molécules d'hydrocarbures plus légères en éliminant des atomes d'hydrogène. Ce processus peut être réalisé pour produire principalement du butène (C₄H₈), qui est un composé important dans l'industrie pétrochimique. Voici comment se déroule généralement la déshydrogénation du butane :

- **Préchauffage :** Le butane est préchauffé à une température élevée, généralement autour de 500 à 600 °C. Le préchauffage permet d'atteindre une température optimale pour la réaction de déshydrogénation.
- **Réaction de déshydrogénation :** Le butane préchauffé est introduit dans un réacteur catalytique contenant un catalyseur approprié, tel que de l'oxyde de chrome ou des catalyseurs à base de platine. En présence du catalyseur, les molécules de butane

subissent une réaction de déshydrogénation, où des atomes d'hydrogène sont éliminés des molécules de butane pour former du butène.



La réaction peut être favorisée en utilisant un flux d'hydrogène pour déplacer l'équilibre de la réaction vers la formation de butène.

- **Refroidissement et séparation** : Les produits de réaction, y compris le butène et d'autres composés légers, sont ensuite refroidis et séparés des sous-produits et des gaz non convertis. Cela peut être réalisé par des techniques de distillation et de séparation appropriées, afin d'obtenir du butène pur.

3.4.2) Utilisation du butène C₄H₈ :

Le butène produit par la déshydrogénation du butane est utilisé dans l'industrie pétrochimique pour la fabrication de plastiques, de caoutchoucs synthétiques, de solvants et d'autres produits chimiques. Il convient de noter que les conditions de réaction, le choix du catalyseur et d'autres paramètres peuvent varier en fonction du procédé spécifique et des exigences du produit final.

Problématique

Problématique

La problématique traitée dans ce travail est l'étude et l'évaluation des performances de sécheur gaz, recherche l'optimisation du tamis moléculaire particulièrement du temps de passage en fonction des différentes phases d'opérations, sans autant négliger la qualité du gaz de charge avec sa concentration en eau.

Il est à noter que le design de la section de déshydratation de la charge du complexe a été conçu pour une teneur en eau dissoute dans le gaz égale à **736 ppm**, avec un temps de service de 12 heures. Actuellement, la charge reçu à l'entrée de tain CPF est changé (réduction de la teneur en eau). En raison, de la nouvelle installation Boosting qui a été installé avant l'entrée de CPF, qui a pour le but d'augmenter la pression du gaz.

On choisit la solution qui nous permet le plus d'économiser de l'énergie et de préserver la durée de vie du dessicant sans autant perturber la capacité de production et la qualité du produit final.

Le but :

La charge d'entrer du CPF a subi un changement de composition précisément la teneur en eau suite à L'installation d'un Boosting en amont.

Notre travail consiste à optimiser et à évaluer le fonctionnement de la section de déshydratation, en déterminant le temps d'adsorption nécessaire pour exploiter l'adsorbent jusqu'à son point de saturation. En fonction de la variation (réduction) de la teneur en eau, tout en essayant d'optimiser les paramètres de fonctionnement de l'unité de la déshydratation.

Chapitre VIII :PARTIE CALCUL

Chapitre VIII : calcul sécheur gaz v121

1) Paramètre opératoire :

- ✚ Données sur le deshydrateurs V121 A/B :
 - Deux sécheurs identiques l'un en service et l'autre en régénération.
 - Diamètre intérieur du sécheur : 3048mm=10ft.
 - Hauteur totale de lit : 4786mm=15.70ft.
 - Volume de sécheur 34.5m³.
 - Nombre de lit : 2.
 - Temps de cycle : 24heurs.
 - Adsorption 12 heures.
 - Régénération 5 heures.
 - Refroidissement 2.5heurs.
 - Stand-by 4.5 heures.

✚ Condition opératoire du cas désigne :

Paramètre		
Cas	Service	Régénération
Pression (bar)	64.9	62.3
Température (°C)	27	274
Débit de gaz (Sm ³ /J)	6000000	700000

Tableau 9: du paramètre opératoire.

Composition molaire actuelle du gaz entrée sécheurs gaz :

Composé	Composition (mol %)
N ₂	0.455
CO ₂	4.115
C1	78.306
C2	10.225
C3	4.149
nC4	0.649
iC4	1.051
nC5	0.306
iC5	0.235
C6	0.257
C7	0.154

C8	0.084
C9	0.011

Tableau 10: la composition chimique et les fractions du gaz à l'entrée de train.

Après la simulation (Annexe 21) on obtient la composition a l'entrée de sécheur suivante :

Composé	Composition (mol %)
N ₂	0.4562
CO ₂	4.1536
C1	78.4566
C2	10.2167
C3	4.1219
nC4	1.010295
iC4	0.6392
nC5	0.2231
iC5	0.2935
C6	0.2283
C7	0.1273
C8	0.049
C9	0.0051

Tableau 11: la nouvelle composition chimique et les fractions du gaz à l'entrée de train.

- Données sur l'adsorbant :
 - Tamis moléculaire : type (4A UOP UI 94).
 - Masse volumique du tamis tassé : $720\text{kg/m}^3 = 45\text{ lb /ft}^3$.
 - Longueur moyenne des bâtonnets de tamis moléculaire : 0.0104 ft.
 - Masse d'adsorbant dans chaque sécheur : 24300 kg/sécheur.

2) Partie adsorption :

2.1) Calcul de coefficient de compressibilité Z :

Calcul des températures et pression critique et réduites du mélange :

$$T_{cm} = \sum y_i T_{ci} \quad P_{cm} = \sum y_i P_{ci}$$

T_{cm} : température critique de mélange.

Pcm : pression critique du mélange.

Avec :

Tci : température critique du constituant i.

Pci : pression critique du constituant i.

Yi : fraction molaire du constituant i.

$$T_{rm} = \frac{T}{T_{cm}}$$

$$P_{rm} = \frac{P}{P_{cm}}$$

Avec :

T : température de service (°K).

P : pression de service (psi).

➤ Composition du gaz leurs propriétés critique :

composant	Mwi	Yi	Ti	Yi*Ti	Pci	Yi*Pci	Yi*Mwi
N2	28	0,004562	238,37	1,09	188,1	0,8581122	0,127736
CO2	44	0,041536	547,57	22,74	1071	44,485056	1,827584
C1	16	0,784566	343,04	269,1375206	667,8	523,933175	12,553056
C2	30	0,102167	549,67	56,15813489	707,8	72,3138026	3,06501
C3	44	0,041219	665,8	27,4436102	616,3	25,4032697	1,813636
NC4	58	0,010295	765,32	7,8789694	550,7	5,6694565	0,59711
IC4	58	0,006392	734,65	4,6958828	529,1	3,3820072	0,370736
NC5	72	0,002231	845,37	1,88602047	488,6	1,0900666	0,160632
IC5	72	0,002935	828,77	2,43243995	490,4	1,439324	0,21132
HEXANE	86	0,002283	913,37	2,08522371	436,9	0,9974427	0,196338
C7	100	0,001273	972,47	1,23795431	396,8	0,00157592	0,1273
C8	114	0,00049	1023,89	0,5017061	360,6	0,176694	0,05586
C9	128	0,000051	1070,35	0,05458785	332	0,016932	0,006528
Total		1		397,34		679,766914	21,112846

Tableau 12 : composition du gaz et leurs propriétés critiques

Application numérique :

$$T_{cm} = \sum y_i T_{ci} = 379,34 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$P_{cm} = \sum y_i P_{ci} = 679.76 \text{ Psi}$$

$$T_{rm} = \frac{T}{T_{cm}} = \frac{540.27}{397,34} = 1.359$$

$$P_{rm} = \frac{P}{P_{cm}} = \frac{941.29}{679,76} = 1.384$$

En utilisant l'abaque de l'annexe nous avons : $T_{rm}=1.359$ et $P_{rm}=1.384$

On trouve :

Le facteur de compressibilité du mélange : **Z=0.83**

2.2) Calcul de la densité relative du gaz :

$$d_g = \frac{M_w}{M_{wair}}$$

- MW : masse moléculaire du gaz .
- d_G : densité relative du gaz.
- $M_{wair} = 29\text{g/mol}$.

$$d_g = \frac{21.112}{29} = 0.728$$

$$\mathbf{d_g=0.728}$$

2.3) Calcul de débit volumique sous les conditions de service (V_s) :

On a le débit volumique sous les conditions normales :

$$V_N = 6\text{millions NM}^3 / J$$

$$P_N = 1 \text{ bars}$$

$$T_N = 15^\circ\text{C} = 288 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$P_s = 64.4 \text{ bars}$$

$$T_s = 27 \text{ }^\circ\text{C} = 300^\circ\text{K}$$

$$V_s =$$

$$P_N \times V_N = nRT_N Z_N \rightarrow n = \frac{P_N V_N}{T_N Z_N R} \quad (a)$$

$$P_S \times V_S = nRT_S Z_S \rightarrow n = \frac{P_S V_S}{T_S Z_S R} \quad (b)$$

De (a) et (b) :

$$V_S = \frac{P_N V_N T_S Z_S}{T_N Z_N P_S} \quad (a)$$

$$Z_S = 0.83$$

Dans les conditions normales :

$$T_N = 15 \text{ °C} = 288 \text{ °K}$$

$$P_N = 1 \text{ bars}$$

$$\text{Et } Z_N = 1$$

$$V_S = \frac{1 \times 6.10^6 \times 300 \times 0.83}{64.4 \times 288 \times 1}$$

$$V_S = 80551.2422 \text{ m}^3 / \text{jour}$$

2.4) Calcul de la masse volumique du gaz :

$$\rho_g = \frac{P_S \times M_w}{Z \times R \times T_S} = \frac{64.4 \times 10^5 \times 21.112}{0.83 \times 8.31 \times 300} = 65710.1224 \text{ g/m}^3$$

$$\rho_g = 65.711 \text{ kg / m}^3$$

2.5) Détermination de nombre de moles journalier du gaz (N g) :

$$\text{On a } mg = Vg \times \rho_g = 80551.2422 \times 65.711$$

$$mg = 5293102.68 \text{ kg/ jour}$$

$$Ng = \frac{mg}{M_w}$$

$$Ng = \frac{5293102.68}{21.112}$$

$$Ng = 250705.314 \text{ k mol/jour.}$$

2.6) Détermination du nombre de mole d'eau journalier (N eau) :

Par la méthode graphique en utilisant l'abaque (annexe) de la teneur en eau dans le gaz naturel : (T=27°C ; P=64.4 bars = 6400 k Pas)

$$\text{On a : } Y_w = 155 \text{ kg/h} = 3720 \text{ kg/ jour}$$

$$N_{eau} = \frac{Y_w}{M_{eau}}$$

$$N_{eau} = \frac{3720}{18}$$

$$N_{eau} = 206.66 \text{ mol/jour}$$

2.7) Détermination de nombre de mole total :

$$N_T = N_g + N_{eau}$$

$$N_T = 250705.314 + 206.66$$

$$N_T = 250911.98 \text{ k mol / jour.}$$

2.8) Détermination de débit volumique de l'eau contenu dans le gaz (V eau) :

$$\text{O n a: } \rho_{eau} = \frac{P_s \times M}{R \times T_s \times Z}$$

$$\rho_{eau} = \frac{64.4 \times 10^5 \times 18}{8.31 \times 300 \times 0.83}$$

$$P_{eau} = 46498.1949 \text{ g/m}^3 = 46.4981949 \text{ kg/m}^3$$

$$V_{eau} = \frac{M_{eau}}{\rho_{eau}}$$

$$V_{eau} = \frac{3720}{46.4981949}$$

$$V_{eau} = 80 \text{ m}^3/\text{jour}$$

2.9) Détermination de débit volumique total (Vt) :

$$V_t = V_{gaz} + V_{eau}$$

$$V_t = 80551.24 + 80$$

$$V_t = 80631.24 \text{ m}^3/\text{jour}$$

2.10) Calcul de la vitesse superficielle admise du gaz Vg :

$$V_g = \frac{G}{\rho_g}$$

- G : vitesse massique permmissible du gaz (kg / m².h)
- ρ_g : masse volumique de gaz (kg / m³).

$$G = 3600 \times [0.03 \times \rho_g \times \rho_t \times D_p \times g]^{0.5}$$

- ρ_t : masse volumique du tamis tassé $\rho_t = 720$ (kg/ m³)
- D_p : diamètre moyen des particules $D_p = 0.003$ (m)
- ρ_g : la masse volumique du gaz $\rho_g = 65.711$ kg/m³

AN :

$$G = 3600 \times [0.03 \times 65.711 \times 720 \times 0.003 \times 9.81]^{0.5}$$

$$G = 23267.17 \text{ kg/ m}^2 \cdot \text{h}$$

$$V_g = \frac{23267.17}{65.711}$$

$$V_g = 354.08 \text{ m/h}$$

$$V_g = 5.90 \text{ m/min}$$

2.11) Détermination du flux d'adsorption (q) :

$$q = 0.054 \left(\frac{q_g \times w}{D_i^2} \right)$$

Ou :

q_g : débit volumique de gaz.

D_i : diamètre interne de la colonne.

W : teneur en eau.

$$\text{Avec : } W = \frac{\text{débit massique de l'eau}}{\text{débit volumique du gaz}} = \frac{3720}{6 \times 10^6}$$

$$W = 620.10^{-6}$$

$$q = 0.054 \left(\frac{6.10^6 \times 620.10^6}{3.048^2} \right)$$

$$q = 21.62 \text{ kg/h.m}^2$$

2.12) Calcul de la hauteur de la zone de transfert de masse (Hz) :

$$H_z = A \left[\frac{(q)^{0.7895}}{(V_g)^{0.5506} \times (R_s)^{0.2646}} \right]$$

- A : constante, pour les tamis moléculaires = 225.
- H_z : hauteur de la zone de transfert de masse.
- q : taux d'adsorption d'eau par unité de temps et de surface (flux d'adsorption $21.62 \text{ kg/h m}^2 = 4.42 \text{ lb/h ft}^2$).
- V_g : vitesse superficielle du gaz ($5.90 \text{ m/min} = 19.35 \text{ ft/min}$).
- R_s : saturation relative du gaz d'entrée = 100% pour notre cas.

$R_s = (\text{masse d'eau contenant dans l'alimentation}) / (\text{masse d'eau contenant dans l'alimentation à la saturation})$

$$H_z = 225 \left[\frac{(4.42)^{0.7895}}{(19.53)^{0.5506} \times (100)^{0.2646}} \right] = 42.08 \text{ inch}$$

$$H_z = 1.06 \text{ m}$$

Pour les tamis moléculaire : $C=0.6$ (C, est LA porosité du lit).

$$H_z = 1.06 \times 0.6 = 0.636 \text{ m}$$

2.13) Hauteur d'équilibre (H_s) :

$$H_t = H_s + 0.5H_z$$

- H_z : hauteur de la zone de transfert de matière.
- H_t : hauteur total (4.785 m).

$$H_s = H_t - 0.5H_z$$

$$H_s = 4.785 - 0.5(0.636)$$

$$H_s = 4.467 \text{ m}$$

2.14) Calcul de temps de service :

$$t_s = (0.01 \times \rho_t \times X \times H_s) \div q$$

- q : taux d'adsorption d'eau par unité de temps et de surface (flux d'adsorption $21.62 \text{ kg/h m}^2 = 4.42 \text{ lb/h ft}^2$).
- H_s : hauteur d'équilibre (saturation) ($4.467 \text{ m} = 13.12 \text{ ft}$)
- X : capacité d'adsorption des tamis ($\text{lb H}_2\text{O} / 100 \text{ lb tamis X} = 13$)
- ρ_t : masse volumique des tamis ($\rho_t = 720 \text{ kg/m}^3 = 45 \text{ lb/ft}^3$)

$$t_s = (0.01 \times 45 \times 13 \times 13.12) \div 4.42$$

$$t_s = 17.36 \text{ h}$$

$$t_s = 17$$

2.15) Calcul de temps de saturation :

$$t_{sat} = (t_s \times H_t) \div H_s$$

$$t_{sat} = (2 \times 15.61) \div 14.07$$

$$T_{sat} = 18.25 \text{ h.}$$

2.16) Calcul de Ht avec la fixation de ts (ts =12h) :

$$H_s = \frac{q \times t_s}{0.01 \times (X) \times \rho_p}$$

$$H_s = \frac{4.42 \times 12}{0.01 \times (13) \times 45}$$

$$H_s = 3.08 \text{ m}$$

Donc :

$$H_t = H_s + 0.5 H_z$$

$$H_t = 3.08 + (0.5 \times 0.636)$$

$$H_t = 3.398 \text{ m.}$$

2.17) Calcul de quantité des tamis après l'optimisation de la hauteur totale (Ht) :

- Quantité des tamis avant l'optimisation de la hauteur total (H_t) est **24300 (kg tamis/déhydrateur)** avec H_t = 4.785

$$4.786 \text{ m} \rightarrow 24300 \text{ kg}$$

$$3.39 \text{ m} \rightarrow (x) \text{ kg}$$

$$(x) = \frac{24300 \times 3.39}{4.785}$$

$$(x) = 17256.30 \text{ kg}$$

2.18) Calcul des pertes de charge :

La perte de charge est surtout le résultat de la friction à l'intérieur du déshydrateur. Lorsque le gaz s'écoule à travers un lit d'adsorbant, il remplit les espaces vides et la perte de charge est donnée par l'équation suivante :

$$\frac{dp}{dz} \cdot \frac{g_c \cdot \epsilon^3 \cdot dp_0 \cdot \rho_G}{(1 - \epsilon) \cdot G^2} = 150 \cdot \frac{(1 - \epsilon)}{Re} + 1.75$$

dp /dz : perte de charge par unité de longueur du lit (PsF/ft).

dp0 : diamètre effectif des grains et des billes de céramique ft.

ε : Fraction de vide externe =0.4

G : vitesse massique du gaz $G=5059.47 \text{ lb}_{\text{GAZ}}/\text{h.ft}^2$

ρ_G : Masse volumique du gaz, $\rho_G = 4.1 \text{ lb}/\text{ft}^3$

g_c : facteur de conversion, $g_c = 4.17 \cdot 10^8 \text{ lb.ft}/\text{lb.f.hr}^2$

Re : est le nombre de reynolds.

La perte de charge à lieu dans les grains de tamis moléculaire, dans les billes de céramique et elle est aussi due aux efforts d'expansion et de contraction.

○ **Calcul de la perte de charge dans les grains :**

dp0 est le diamètre effectif des grains cylindrique et est donné par l'équation :

$$dp0 = \frac{dp}{\frac{2}{3} + \frac{1}{3} \cdot \frac{dp}{L}}$$

dp : diamètre effectif des grains $dp=0.0104 \text{ ft}$

L : longueur moyenne des grains $L=0.016 \text{ ft}$

Application numérique :

$$dp0 = \frac{0.0104}{\frac{2}{3} + \frac{1}{3} \cdot \frac{0.0104}{0.016}}$$

$$dp0 = 0.0117 \text{ ft}$$

Re est donné par :

$$Re = \frac{dp0 * G}{\mu}$$

$$Re = \frac{dp0 * G}{\mu}$$

$$Re=11187.56371$$

μ: La viscosité de gaz $\mu =0.04695 \text{ lb}/\text{ft.h}$ $\epsilon=0.4$

Application numérique :

$$\frac{dp}{dz} \cdot \frac{g_c \cdot \varepsilon^3 \cdot dp_0 \cdot \rho_G}{(1 - \varepsilon) \cdot G^2} = 150 \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{Re} + 1.75$$

$$\frac{dp}{dz} \cdot \frac{4.17 \times 10^8 \times (0.4^3) \times 0.117 \times 4.05}{(1 - 0.4) \times 4765.48^2} = 150 \cdot \frac{(1 - 0.4)}{Re} + 1.75$$

$$\frac{dp}{dz} = 19.67 \text{ PsF/ft}$$

Pour une longueur du lit (14.10), $\Delta p = 19.67 \times 14.10$

$$\Delta p = 277.38 \text{ PsF}$$

$$\Delta p = 0.132 \text{ bar}$$

○ **Calcul de la perte de charge dans les billes en céramique de 3/4 :**

Le diamètre effectif des billes sphérique, dp_0 , est donné par l'équation suivante :

$$dp_0 = \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon)}{a_p}$$

ε : la fraction de vide externe des billes sphérique, $\varepsilon = 0.73$

a_p : La surface spécifique, $a_p = 111 \text{ ft}^{-1}$

Application numérique :

$$dp_0 = \frac{6 \cdot (1 - 0.73)}{111}$$

$$dp_0 = 0.0145 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{0.0145 \times 4765.48^2}{0.04695}$$

$$Re = 1471.76699$$

$$\frac{dp}{dz} \cdot \frac{4.17 \times 10^8 \times (0.73^3) \times 0.0145 \times 4.05}{(1 - 0.73) \times 4765.48^2} = 150 \cdot \frac{(1 - 0.73)}{1471.76699} + 1.75$$

$$\frac{dp}{dz} = 1.144 \text{ PsF}$$

La longueur du lit des billes de céramique de 3/4 est de 305mm+102mm=407mm=1.335ft

Application numérique :

$$\Delta p = 1.144 \times 1.335$$

$$\Delta p_{3/4} = 1.527 \text{ PsF}$$

$$\Delta p = 0.00073 \text{ bar}$$

- **Calcule de la perte de charge dans les billes en céramique de 1/2 :**

$$dp_0 = \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon)}{a_p}$$

Application numérique :

$$\varepsilon = 0.63$$

$$\text{Et } a_p = 80 \text{ ft}^{-1}$$

$$dp_0 = \frac{6 \cdot (1 - 0.63)}{80}$$

$$dp_0 = 0.027 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{0.027 \cdot 4765.48}{0.04695}$$

$$Re = 2816$$

$$\frac{dp}{dz} \cdot \frac{4.17 \times 10^8 \times 0.63^3 \times 0.2775 \times 4.05}{(1 - 0.63) \cdot 4765.48^2} = 150 \cdot \frac{(1 - 0.63)}{2816} + 1.75$$

$$\frac{dp}{dz} = 1.269 \text{ PsF/ft}$$

La longueur du lit des billes de céramique de 1/2 est de 102 mm = 0.334 ft

Donc :

$$\Delta p_{1/2} = 1.269 \times 0.334$$

$$\Delta p_{1/2} = 0.42 \text{ PsF}$$

$$\Delta p_{1/2} = 0.0002093 \text{ bar.}$$

- Calcule de la perte de charge dans les billes en céramique de 1/4 :

$$dp_0 = \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon)}{a_p}$$

ε : la fraction de vide externe des billes sphérique, $\varepsilon=0.73$

a_p : La surface spécifique, $a_p = 58 \text{ ft}^2 / \text{ft}^3$

Application numérique :

$$dp_0 = \frac{6 \cdot (1 - 0.73)}{58}$$

$$dp_0 = 0.28 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{0.28 * 4765.48}{0.04695}$$

$$Re = 2835$$

$$\frac{dp}{dz} = \frac{4.17 \times 10^8 \times 0.73^3 \times 0.28 \times 4.05}{(1 - 0.73) \cdot 4765.48^2} = 150 \cdot \frac{(1 - 0.73)}{2835} + 1.75$$

$$\frac{dp}{dz} = 0.589 \text{ PsF/ft}$$

La longueur du lit des billes de céramique de 1/4 est de 102 mm = 0.334 ft

Donc :

$$\Delta p_{1/4} = 0.589 \times 0.334 \text{ Psf}$$

$$\Delta p_{1/4} = 9.42 \times 10^{-5} \text{ bar}$$

- Calcule des pertes de charges dues aux effets d'expansion de contraction :

La perte de charge due à l'expansion est donné par :

$$\frac{\Delta P}{\rho_G} = \frac{U^2}{2g_c} \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2$$

ΔP : perte de charge due à l'expansion, (PsF)

U : vitesse moyenne du courant gazeux dans la petite surface A_1 , (ft /s)

A_1 : surface du courant gazeux à travers la tubulure d'entrée de diamètre $1/8 = 1.5 \text{ ft}$

A_2 : la surface spécifique $D_2 = 2.45 \text{ m} = 8.027 \text{ ft}$

ρ_G : Masse volumique du gaz, $\rho_G = 4.1 \text{ lb /ft}^3$.

g_c : facteur de conversion, $g_c = 32.2$

La vitesse moyenne du gaz dans A_1 est ($U_1 = Q/A_1$)

Application numérique :

- Q (débit volumique) = $6000000 \text{ m}^3/\text{jour} = 1.14375 \text{ m}^3/\text{s}$.
- $A_1 = 1.5 \text{ ft}^2 = 0.092 \text{ m}^2$

$$U = \frac{1.14375}{0.092}$$

$$U = 12.70 \text{ m/s}$$

$$U = 41.68 \text{ ft/s}$$

$$\Delta p = \frac{41.68^2}{2 \times 32.2} \left(1 - \frac{1.5}{8.027}\right)^2$$

$$\Delta p_{\text{exp}} = 73.13 \text{ Psf}$$

$$\Delta p_{\text{exp}} = 0.035 \text{ bar}$$

La perte de charge due à la contraction est donnée par :

$$\Delta P_{con} = 0.45 \times \Delta p_{exp}$$

Application numérique :

$$\Delta P_{con} = 0.45 \times 0.035$$

$$\Delta p_{con} = 0.015 \text{ bar}$$

❖ la perte de charge totale à travers le déshydrateur gaz est :

$$\Delta P_{total} = \Delta p_T + \Delta p_{3/4} + \Delta p_{1/2} + \Delta p_{1/4} \times \Delta p_{exp} \times \Delta p_{con}$$

Application numérique :

$$\Delta P_{total} = 0.132 + 0.00073 + 0.0002093 + (9.42 \times 10^{-5}) + 0.035 + 0.015$$

$$\Delta P_{total} = 0.18 \text{ bar}$$

3) Partie régénération :

3.1) Calcul du débit de gaz de régénération :

➤ Phase de chauffage :

La quantité de chaleur fournie pour la régénération est égale à la chaleur nécessaire pour le chauffage du déshydrateur plein de la température de régénération, cette quantité de chaleur est la somme des énergies suivantes :

- ✓ Chauffage de lit du tamis.
- ✓ Chauffage des billes en céramique.
- ✓ Chauffage de la colonne de vide.
- ✓ Chauffage et désorption de l'eau.
- ✓ Chauffage et désorption des hydrocarbures liquides entraînés.

➤ Evolution de la température de lit en fonction de temps de régénération :

La variation de la température du lit à la sortie du déshydrateur en fonction du temps de régénération est représentée ci-dessous :

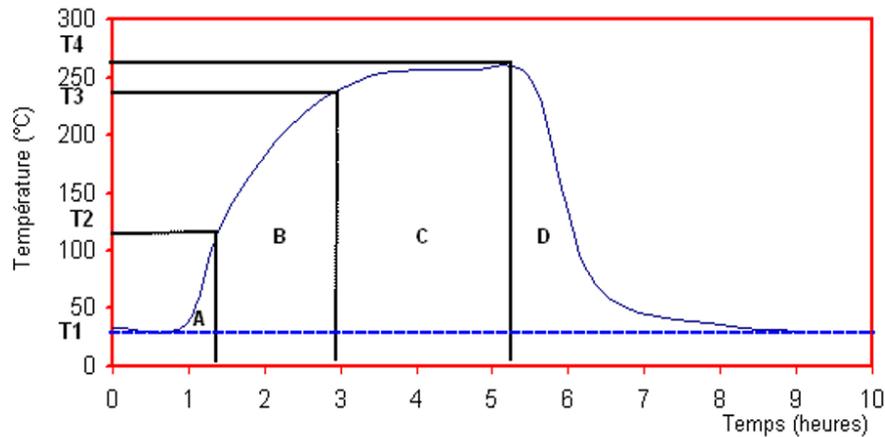


Figure 17: évolution de la température de lit en fonction de temps de régénération

Le cycle de régénération peut être divisé en 4 phases

- Pendant la phase (A) presque tous les hydrocarbures adsorbés sont extraits de l'adsorbant en atteignant la température $T_2=110^\circ\text{C}$.
- Pendant la phase (B) la totalité de l'eau contenue dans le lit sera désorbée quand le lit atteint $T_3=195^\circ\text{C}$.
- Pendant la phase (C) se déroule l'épuration à $T_4=260^\circ\text{C}$.
- La phase (D) correspond au refroidissement du lit jusqu'à la température $T_5=50^\circ\text{C}$.

➤ **Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (A) :**

$$T_1=27^\circ\text{C} \quad , \quad T_2=110^\circ\text{C}$$

- Quantité de chaleur nécessaire pour le chauffage des déssiccants :

$$Q_1 = m_T \times C_{pT}(T_2 - T_1)$$

m_T : masse des tamis moléculaire contenu dans la colonne (kg)

C_{pT} : chaleur spécifique du tamis moléculaire 0.2 (kcal /kg °K)

Application numérique :

$$Q_1 = 24300 \times 0.2(110 - 27)$$

$$Q_1 = 40383 \text{ Kcal.}$$

- Quantité de Chaleur nécessaire pour le chauffage de métal :

$$Q_1 = m_{CV} \times C_{p_a}(T_2 - T_1)$$

m_{CV} : masse de la colonne vide (kg) ,14345 kg

C_{Pa} : chaleur spécifique du métal 0.12 (kcal /kg °K)

$$Q_2 = 143405 \times 0.12 \times (110 - 27)$$

$$Q_2 = 1428313.80 \text{ kcal}$$

- Chaleur de nécessaire pour le chauffage des billes de céramique :

$$Q_3 = m_c \times Cp_c(T_2 - T_1)$$

m_c : masse des billes de céramique (kg)

C_{Pa} : chaleur spécifique des billes de céramique (kcal /kg °K)

$$m_c = \frac{\pi \times D_i^2}{4} \times \rho_c \times H_c$$

ρ_c :masse volumique des billes de céramique (kg /m³)

D_i : diamètre interne de la colonne (m)

h_c : hauteur des billes de céramique (m)

Application numérique :

$$m_c = \frac{3.14 \times 3.048^2}{4} \times 0.612 \times 1200$$

$$m_c = 5358.614 \text{ kg}$$

$$Q_3 = 5358.614 \times 0.25 \times 0.25(110 - 27)$$

$$Q_3 = 111191.240 \text{ kcal}$$

- Quantité de Chaleur nécessaire pour le chauffage d'eau :

$$Q_4 = m_{eau} \times Cp_{eau}(T_2 - T_1)$$

m_{eau} : quantité d'eau adsorbé par cycle (kg)

C_{Peau} : chaleur spécifique d'eau (kcal /kg °K)

$$m_{eau} = 17 \times 155 = 2635 \text{ kg}$$

$$Q_4 = 2635 \times (110 - 27)$$

$$Q_4 = 218705 \text{ kcal}$$

- Quantité de Chaleur nécessaire pour le chauffage des hydrocarbures :

On suppose que 10% de la masse d'eau contenue dans le tamis moléculaire de gaz sont adsorbées (c'est à dire poids d'eau adsorbé).

$$Q_5 = 0.1 M_{eau} \times Cp_{gaz}(T_2 - T_1) \quad kcal$$

C_{pgaz} : chaleur spécifique du gaz (kcal /kg °K)

Application numérique :

$$Q_5 = 0.1 \times 2635 \times 0.62 \times (110 - 24)$$

$$Q_5 = 13559.71 \text{ kcal}$$

- Quantité de chaleur nécessaire pour la vaporisation Des hydrocarbures :

$$Q_6 = 0.1 \times m_{eau} \times \Delta H_{HC}$$

ΔH : chaleur latente d'adsorption des hydrocarbures (k cal/KG °K)

Application numérique :

$$Q_6 = 0.1 \times 2635 \times 111$$

$$Q_6 = 29248 \text{ kcal}$$

On suppose que les pertes de chaleur pour les parois sont estimées à 10% de la quantité de chaleur échangée.

Donc :

$$Q_A = 1.1(Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6)$$

$$Q_A = 1.1(40380 + 1428313.8 + 111191 + 218705 + 13559.71 + 29248)$$

$$Q_A = 2424838.08 \text{ kcal}$$

- **Quantité de chaleur nécessaire pendant la période B :**

$$T_2 = 110^\circ\text{C}$$

$$T_3 = 195^\circ\text{C}$$

-
- Quantité de chaleur nécessaire pour le chauffage des dessiccants :

$$Q_1 = M_T \times C_{pt}(T_3 - T_2) \quad \text{kcal}$$

$$Q_1 = 24300 \times 0.2(195 - 110)$$

$$Q_1 = 413100 \text{ Kcal}$$

- Quantité de chaleur nécessaire pour le chauffage du métal :

$$Q_2 = M_{cv} \times C_{pa}(T_3 - T_2)$$

$$Q_2 = 134405 \times 0.12(195 - 110)$$

$$Q_2 = 1462731 \text{ Kcal}$$

- Quantité de chaleur nécessaire pour le chauffage des billes de céramique :

$$Q_3 = M_c \times Cp_c(T_3 - T_2)$$

$$Q_3 = 5358.614 \times 0.25(195 - 110)$$

$$Q_3 = 113870.548 \text{ Kcal}$$

- Quantité de chaleur nécessaire pour le chauffage de l'eau :

$$Q_4 = m_{eau} \times Cp_{eau}(T_b - T_2)$$

Ou : $T_b = (T_3 - T_4)/2 = (195+110)/2 = 152.5 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$Q_4 = 2635 \times 1(152.5 - 110)$$

$$Q_4 = 111987.5 \text{ kcal}$$

- Quantité de chaleur nécessaire pour la vaporisation de l'eau :

$$Q_5 = m_{eau} \times \Delta H_{HC}$$

ΔH_{eau} : chaleur latente d'adsorption de l'eau (k cal/KG $^\circ\text{K}$)

$$Q_5 = 2635 \times 111$$

$$Q_5 = 292485 \text{ Kcal}$$

$$Q_B = 1.1(Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5)$$

$$Q_B = 1.1(413100) + 1462731 + 113870.548 + 111987.5 + 292485)$$

$$Q_B = 2633591.45 \text{ Kcal}$$

- **Quantité de chaleur nécessaire pendant la période C :**

$$T_3 = 195^\circ\text{C}$$

$$T_4 = 260^\circ\text{C}$$

- Quantité de chaleur nécessaire pour le chauffage des déssiccants :

$$Q_1 = M_T \times Cp_T(T_4 - T_3)$$

$$Q_1 = 24300 \times 0.2(260 - 195)$$

$$Q_1 = 315900 \text{ Kcal}$$

- Quantité de chaleur nécessaire pour le chauffage du métal :

$$Q_2 = M_{cv} \times Cp_a(T_4 - T_3)$$

$$Q_2 = 143405 \times 0.12(260 - 195)$$

$$Q_2 = 1118559 \text{ Kcal}$$

- Quantité de chaleur nécessaire pour le chauffage des billes céramique :

$$Q_3 = M_c \times Cp_c(T_4 - T_3)$$

$$Q_3 = 5358.614 \times 0.25(260 - 195)$$

$$Q_3 = 87077.477 \text{ Kcal}$$

$$Q_c = 1.1(Q_1 + Q_2 + Q_3)$$

$$Q_c = 1.1(315900 + 1118559 + 87077.47)$$

$$Q_c = 1673690.13 \text{ Kcal}$$

- **Détermination de la quantité de la chaleur nécessaire pour le refroidissement du lit D'adsorbant :**

$$T_4 = 260^\circ\text{C}$$

$$T_5 = 50^\circ\text{C}$$

- Quantité de chaleur nécessaire pour refroidir les dessicants :

$$Q_1 = M_T \times Cp_T(T_5 - T_4)$$

$$Q_1 = 24300 \times 0.2(50 - 260)$$

$$Q_1 = -1020600$$

- Quantité de chaleur nécessaire pour le refroidissement du métal :

$$Q_2 = M_{cv} \times Cp_a(T_5 - T_4)$$

$$Q_2 = 143405 \times 0.12(50 - 260)$$

$$Q_2 = -3613806 \text{ Kcal}$$

- Quantité de chaleur nécessaire pour le refroidissement des billes de céramique :

$$Q_3 = M_c \times Cp_c(T_5 - T_4)$$

$$Q_3 = 5358.614 \times 0.25(50 - 260)$$

$$Q_3 = -281327.235 \text{ Kcal}$$

(On suppose que les pertes de chaleur à travers les parois sont estimées à 10% de la quantité de chaleur échangée)

Donc :

$$Q_D = 0.9(-1020600 - 3613806 - 281327.235)$$

$$Q_D = -4424159.91 \text{ Kcal}$$

$$|Q_D| = 4424159.91 \text{ k cal}$$

- **Calcul du débit de gaz nécessaire pour le réchauffage :**

Supposant que le gaz de réchauffage passe avec un débit G_1 et une température $T_H = 274^\circ\text{C}$ à la sortie de réchauffeur.

❖ Débit de gaz nécessaire pour fournir la quantité de chaleur Q_A :

$$Q_A = G_1 \times C_{p1} \times (T_H - T_A) \times t_a$$

Ou :

C_{p1} : la chaleur spécifique de gaz de réchauffage a température moyenne. $(T_H + T_A) / 2$

T_A : température moyenne durant la période A

$$T_A = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = 69^\circ\text{C}$$

t_a : durée de période A.

❖ Débit de gaz nécessaire pour fournir la quantité de chaleur Q_B :

$$Q_B = G_1 \times C_{p2} \times (T_H - T_B) \times t_b$$

Ou :

C_{p2} : la chaleur spécifique de gaz de réchauffage a température moyenne $(T_H + T_B) / 2$

T_B : température moyenne durant la période B

$$T_B = \frac{(T_2 + T_3)}{2} = 153^\circ\text{C}$$

t_b : durée de période B.

❖ Débit de gaz nécessaire pour fournir la quantité de chaleur Q_C :

$$Q_C = G_1 \times C_{p3} \times (T_H - T_C) \times t_c$$

Ou :

C_{p3} : la chaleur spécifique de gaz de réchauffage a température moyenne $(T_H + T_C) / 2$

T_C : température moyenne durant la période C

$$T_C = \frac{(T_3 + T_4)}{2} = 228^\circ\text{C}$$

t_c : durée de période C

- Calcule de chaleur spécifique du gaz de réchauffage :

Pour la chaleur spécifique on a considéré une variation avec la température sous la forme suivant :

$$C_{p1}: 0.581 \text{ kcal/ Kg.}^\circ\text{K}$$

$$C_{p2}: 0.61 \text{ kcal/ Kg.}^\circ\text{K}$$

$$C_{p3}: 0.657 \text{ kcal/ Kg.}^\circ\text{K}$$

Alors, d'après les 3 équations précédentes on obtient :

$$G_1 \times (t_a + t_b + t_c) = \frac{Q_A}{C_{P1}(T_H - T_A)} + \frac{Q_B}{C_{P2}(T_H - T_B)} + \frac{Q_C}{C_{P3}(T_H - T_C)}$$

$t_a + t_b + t_c = 5$ heures, c'est la durée du réchauffage.

$$G_1 = \left(\frac{Q_A}{C_{P1}(T_H - T_A)} + \frac{Q_B}{C_{P2}(T_H - T_B)} + \frac{Q_C}{C_{P3}(T_H - T_C)} \right) / 5$$

$$G_1 = \left(\frac{2424838.08}{0.581(274 - 69)} + \frac{2633591.45}{0.61(274 - 153)} + \frac{1673690.13}{0.675(274 - 228)} \right) / 5$$

$$G_1 = 22083.874 \text{ kg/ h.}$$

Débit volumique :

Volume molaire du gaz = $10.76 \text{ Nm}^3 / \text{Kmol}$

Masse moléculaire moyenne = 21.112 kg/kmol

$$G_1 = \frac{22083.874 \times 10.76}{21.112}$$

$$G_1 = 11255.32 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Pour un bon réchauffage il nous faut un débit de gaz de $11255.32 \text{ Nm}^3/\text{h}$ à une température 274°C .

Calcul de débit de gaz nécessaire pour le refroidissement :

On suppose que le gaz de refroidissement passe avec un débit G_2 et une température $T_5=50^\circ\text{C}$.

Débit du gaz pour avoir la quantité de chaleur Q_D :

$$Q_D = G_{C2} \times C_{pr} \times (T_D - T_5) \times t_d$$

Ou :

C_{pr} : la chaleur spécifique de gaz de refroidissement a la température moyenne : $(T_D + T_5) / 2$

T_D : température moyenne durant la période D

$$T_D = \frac{(T_4 + T_5)}{2} = 155^\circ\text{C}$$

t_d : durée de période D (2.5 heures)

C_{pr} : $0.475 \text{ kcal/Kg}^\circ\text{K}$.

$$G_2 = \frac{Q_D}{C_{Pr}(T_D - T_5) t_d}$$

$$G_2 = \frac{4424159.91}{0.475(155 - 50) 2.5}$$

$$G_2 = 35481.98 \text{ kg/h}$$

$$G_2 = 18083.84 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Débit total du gaz de régénération (G) :

$$G = G_1 + G_2$$

$$G = 11255.32 + 18083.84$$

$$G = 29339.16 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

$$G = 704139.84 \text{ Nm}^3 / \text{jours}$$

- ❖ Ce débit de régénération correspond à un temps de service de 17 heures.
- ❖ Si on fixe le temps de service 12 heures, et on change la quantité des tamis moléculaire (17256.309 kg tamis / déshydrater)

$$G = 497039.88 \text{ Nm}^3 / \text{jours}$$

- ✚ Le résultat nous dit que le débit utilisé pour la régénération est suffisant.

Les résultats :

Paramètres	Cas Design	Cas de 17 heures	Cas de 12 heures
Hauteur de la zone de transfert H_z (m)	0.99	0.636	0.636
Hauteur d'équilibre H_s (m)	3.887	4.241	3.08
Hauteur total H_t (m)	4.78	4.78	3.39
Teneur en eau (kg/h)	320	155	155
Quantité d'eau adsorbé par cycle (kg /cycle)	3840	2635	1860
Masse des tamis (kg tamis / déshydrateur)	24300	24300	17256
Perte de charge (bar)	0.5	0.18	0.18
Débit de gaz de régénération ($\text{Nm}^3 / \text{jour}$)	700000	704139.84	497039.88
Temps de cycle (heures)	12	17	12

Tableau 13 : tableau de résultats

Argumentation et conclusion

Argumentation et conclusion

La composition du gaz naturel à l'entrée de sécheur est changée par rapport à l'ancienne composition, ou on a une diminution dans la teneur en eau (320 kg/h jusqu'à 155 kg/h).

- Ce changement réduit d'une manière appréciable les pertes de charge (de 0.5 à 0.18) en raison de la diminution de la masse volumique du gaz ρ_g ($68.37 \rightarrow 65.71 \text{ kg/m}^3$) et l'augmentation de la vitesse massique du gaz G ($23216 \rightarrow 23267 \text{ kg/m}^2.\text{s}$).
- La réduction de la teneur de la zone de transfert Hz ($0.99 \rightarrow 0.63 \text{ m}$) dépend de l'augmentation de la vitesse superficielle du gaz V_g ($5.20 \rightarrow 5.90 \text{ m/min}$), et tant que la hauteur totale du lit reste fixe (4.87 m). Alor, on conclut que la hauteur d'équilibre Hs sera augmenté ($3.88 \rightarrow 4.24 \text{ m}$).
- Tenue compte des résultats obtenus pour le cas désigne et ce de réel, il a été constaté que le temps de cycle de fonctionnement a été augmenté jusqu' à 17h au lieu de 12h. l'augmentation de la durée de cycle est expliquée par la diminution de la teneur en humidité.
- L'adsorption est toujours favorisée de moment que la hauteur d'équilibre calculé est supérieure à celle de désign, ce qui nous permet d'adsorbé encore plus d'humidité.
- Même à 17h on n'a pas encore saturé les tamis moléculaire.
- Suivant la méthode de calcul, on prenant comme référence $t_s=12\text{h}$ et on a déterminé tous les paramètres opératoires.
- La quantité d'adsorbants trouvé est de (17256 kg) par conte actuellement (24300 kg).
- Suivant ces résultats on peut déduire qu'il y a une zone de tamis moléculaire non exploitable.et pour remédiés et maintenir le temps de service $t_s=12\text{h}$ il est demandée de réduire la quantité d'adsorbants, tamis moléculaire (17256 kg).pour cela, on constate qu'il y a une réduction de débit de gaz de régénération ($700000 \text{ Nm}^3/\text{jour}$) jusqu'a ($497039.88 \text{ Nm}^3/$).

Il est nécessaire de rappeler qu'actuellement les sources d'énergie ont une part considérable dans notre économie nationale, ceci suppose que toute perte d'énergie quelque soit sa nature et sa dimension peut avoir un impact direct sur le cout d'exploitation et les produit finis.

La préoccupation au niveau du complexe étant de ramener la teneur en eau dans l'alimentation à la sortie de la section de déshydratation à 1 ppm.

Il nous a paru indispensable d'étudier cela en vue d'optimiser les paramètres de fonctionnement de la section déshydratation.

D'après les résultats on déduit les points suivants :

- ✚ Une élévation du temps d'adsorption en tenant compte de la teneur en eau dans la charge.
- ✚ Une modification dans la quantité des tamis moléculaire à l'intérieure de sécheur

Avec l'augmentation du temps d'adsorption, le nombre de cycle adsorption/régénération sera réduit, donc le tamis sera moins exposé à des hautes températures lors de la séquence de chauffage.

En conclusion, on propose de diminué la quantité de l'adsorbant jusqu'à obtenir une quantité qui correspond à un fonctionnement de 12 heures pour ne pas perturbé le cycle de travail au niveau de l'unité.

REFERENCES
BIBLIOGRAPHIQUES

Bibliographie

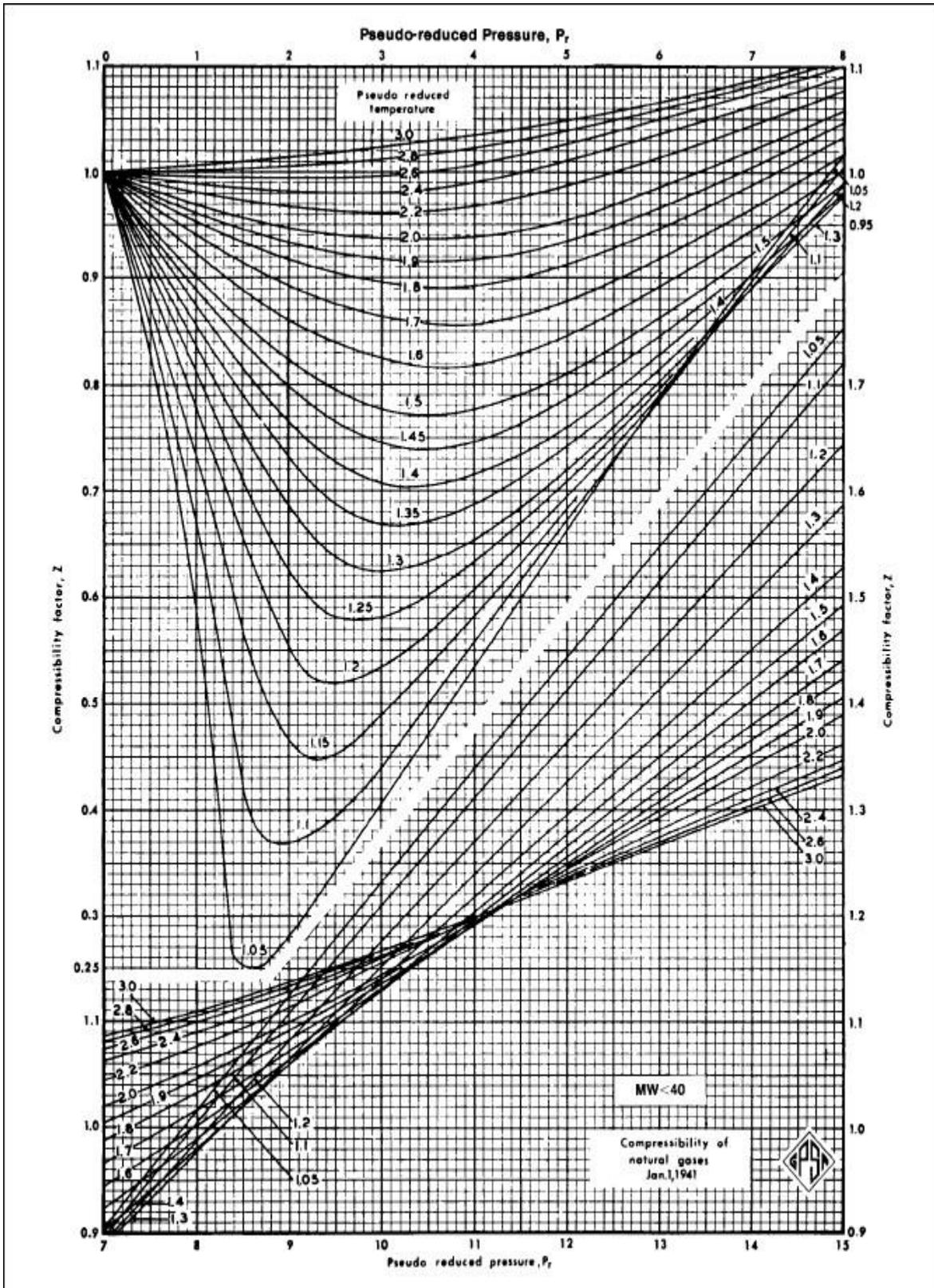
- [1] A. G. Boyun Guo, Natural Gas Engineering Handbook, Second Edition, 2012.
- [2] A. ROJEY, Le gaz naturel, production traitement transport, rue Ginoux-75737, 1994.
- [3] M.MEDICI, Les utilisation Du Gaz Naturel, PARIS, 1959.
- [4] A. Rojey, Le Gaz Naturel De la production aux marchés, 25 rue Ginoux,75015 Paris, 2013.
- [5] J. e. S. G. MAGNÉ-DRISCH, «Traitement du gaz naturel». *Technique de l'ingénieur*.
- [6] C. U.lkoku, Natural Gas Production Engineering, Malabar,Florida, 1992.
- [7] J. G.Speight, Handbook of Industrial Hydrocarbon Processes 1er edition, United States, 2011.
- [8] J. P. Wauquier, Le Raffinage du pétrole 2 procédé de séparation, 27Rue Ginoux 75737 Paris, 1998.
- [9] C. PETROLEUM, Gaz conditioning and processing; volume(2), 1976.
- [10] J. P. J. C.J. RADKE, Adsorption of organic solutes from dilute aqueous, 1972.
- [11] P. Emeritus, INTRODUCTION TO ADSORPTION Basics, Analysis, and Applications, 2019.
- [12] N. G.-M. S. Davorin Matanovic, Risk Analysis for Prevention of Hazardous Situation in Petroleum and Natural Gas Engineering, 2014.
- [13] W. R. G. Arthur J.Kidnay, Fundamentals Of Natural Gas Processing Second Edition, 2011.
- [14] j. G. Speight, Naturel Gas A Basic Handbook Second Edition, United States , Unated Kingdom, 2019.
- [15] S. B. Gupta, Natural Gas Extraction to End Use, Jenza Trdine 9,51000 Rijeka, Croatia.
- [16] W. C. G. Boyun Guo, Petroleum Production Engineering, Paris,New York, 2007.
- [17] K. S. I. M. A. Segun Michael Abegunde, «Areview on the influence of chmical modification on the preformance of adsorbents,» *journal homepage*, 2020.
- [18] M. B. D. Stéphane Bicocchi, Les polluants et les techniques d'épuration des fumées Zemme edition, 11, rue Lavoisier Paris.
- [19] Methanol Production From Naturel Gas, INTRATEC, 2019.
- [20] G. A.CHAUVEL, Procédés de pétrochimie caractiristiques techques et économiques TOME1, PARIS, 1985.

- [21] J. Q. C. B. G. P. B. Bipin vora, «various routes to methane utilization -SAPO-34 catalysis offers the best option,» *ELSEVIER*, vol. 141, n° %11-6, pp. 77-83, 2009.
- [22] Analysis, syngas production from natural gas (report syngas E12A basic cost analysis), Interatec, 2019.
- [23] R. A.-S. A.-T. Salwa A.Ghoneim, «Review on Innovative Catalytic Reforming of Natural Gas to Syngas,» *World Journal of Engineering and Technology*, vol. 4, n° %11, 2016.
- [24] H. H. Wu-Hsun Cheng, *METHANOL PRODUCTION AND USE*, New York, Hong Kong, 1994.
- [25] Ammonia Production from Natural Gas Report Ammonia E21A Basic Cost Analysis, Inteatec, 2019.
- [26] A. A. W. B. K.-K. Raed Alkathiri, «Optimization of the Oxidative Coupling of Methane process for Ethylene Production,» *MDPI Journal*, vol. 10, n° %16, 2022.
- [27] H. S. a. Y. Sekine, «Catalytic conversion of ethane to valuable products through non-oxidative dehydrogenation and dehydroaromatization,» *royal society of chemistry*, vol. 10, 2020.
- [28] ethylene production via cracking of ethane/propane, Interatec, 2019.
- [29] P. WITHIER, *Raffinage et geniechmique*;tom(1);Edition techimp, 1972.
- [30] v. 00.

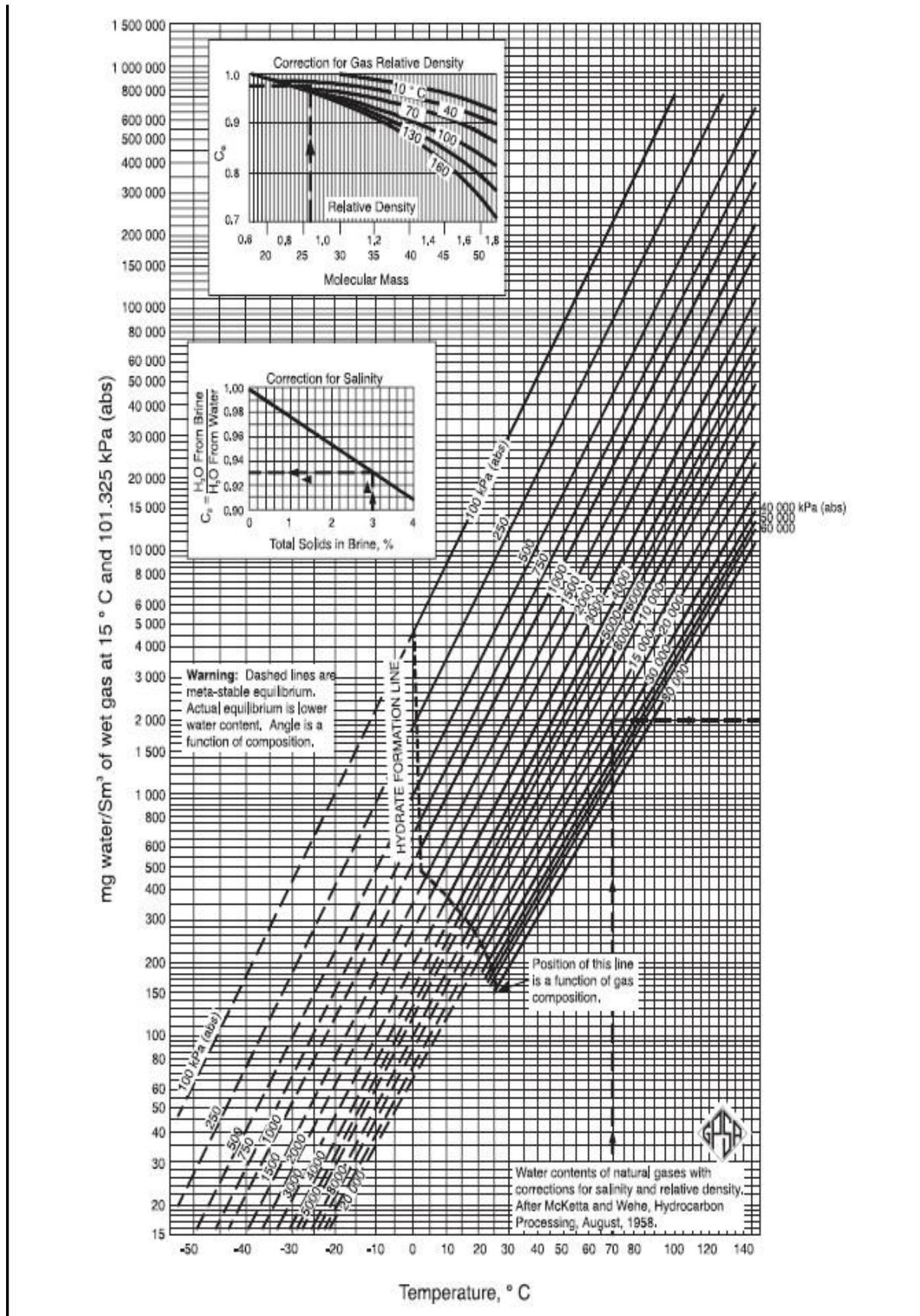
ANNEXES

Annexes

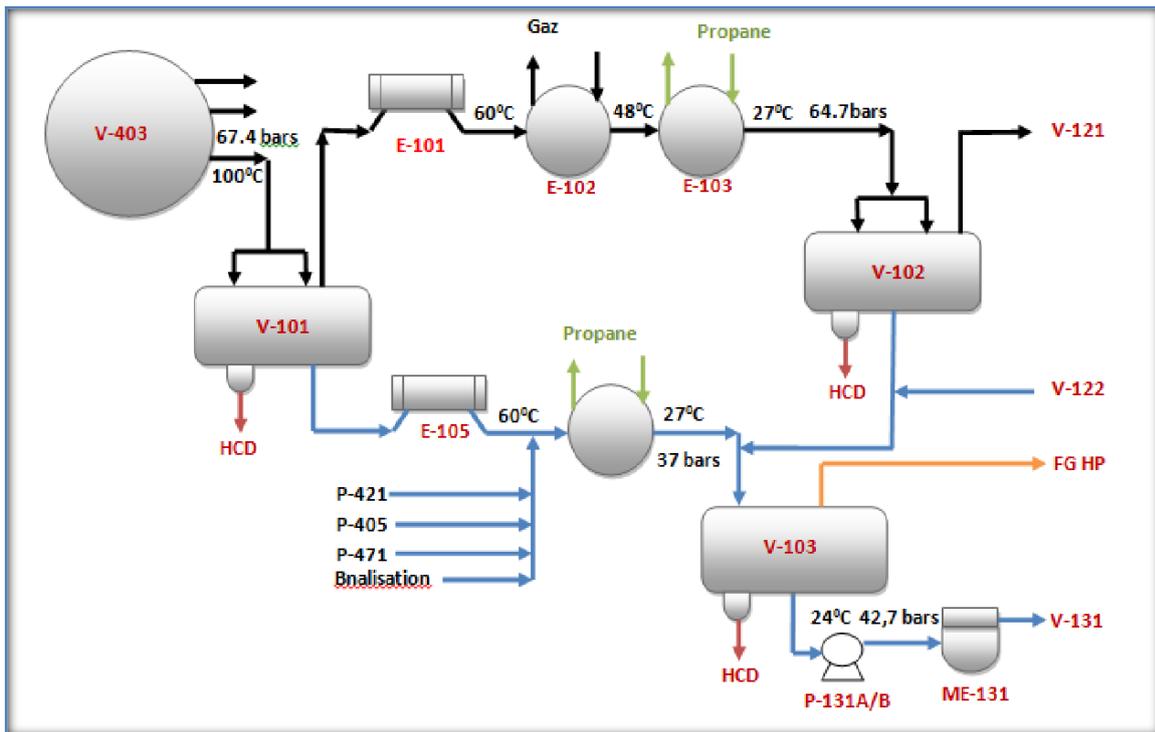
Annexe 1



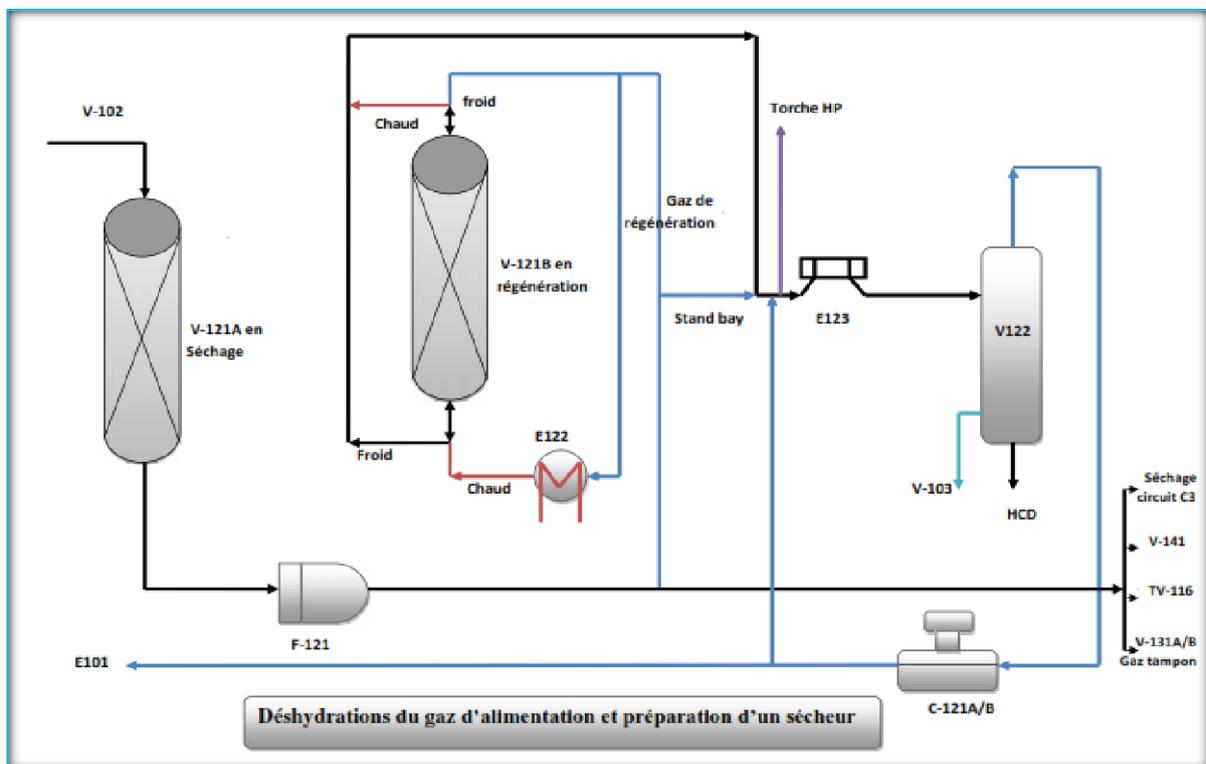
Annexe 2 :



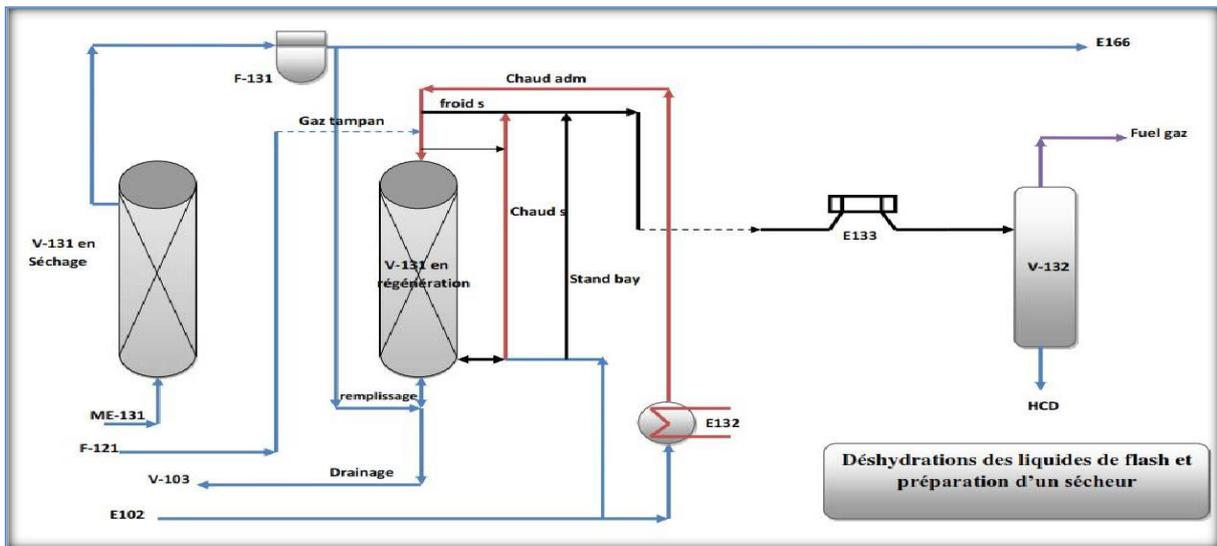
Annexe 3 :



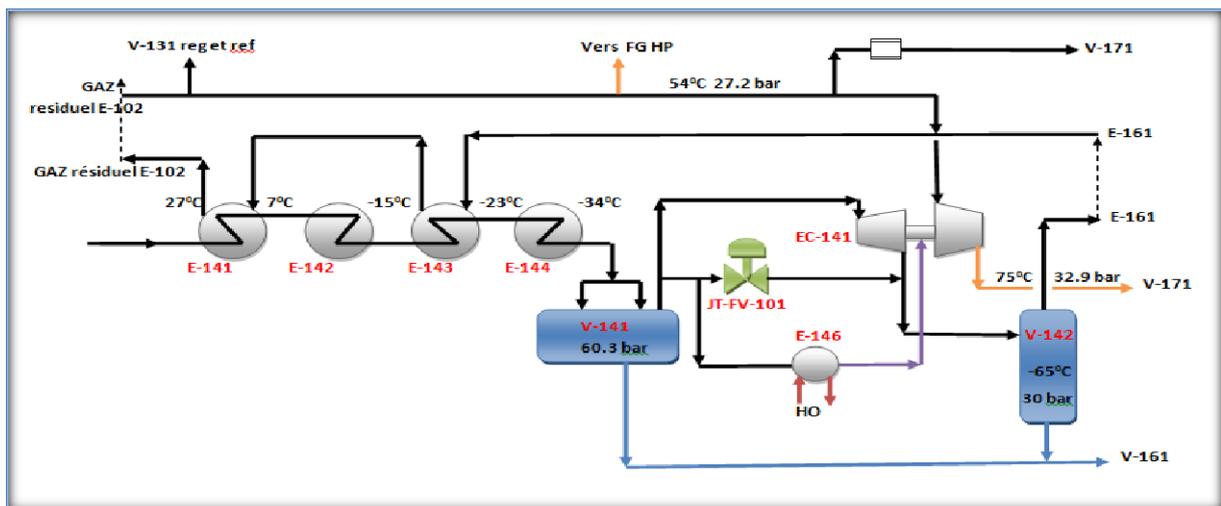
Annexe 4 :



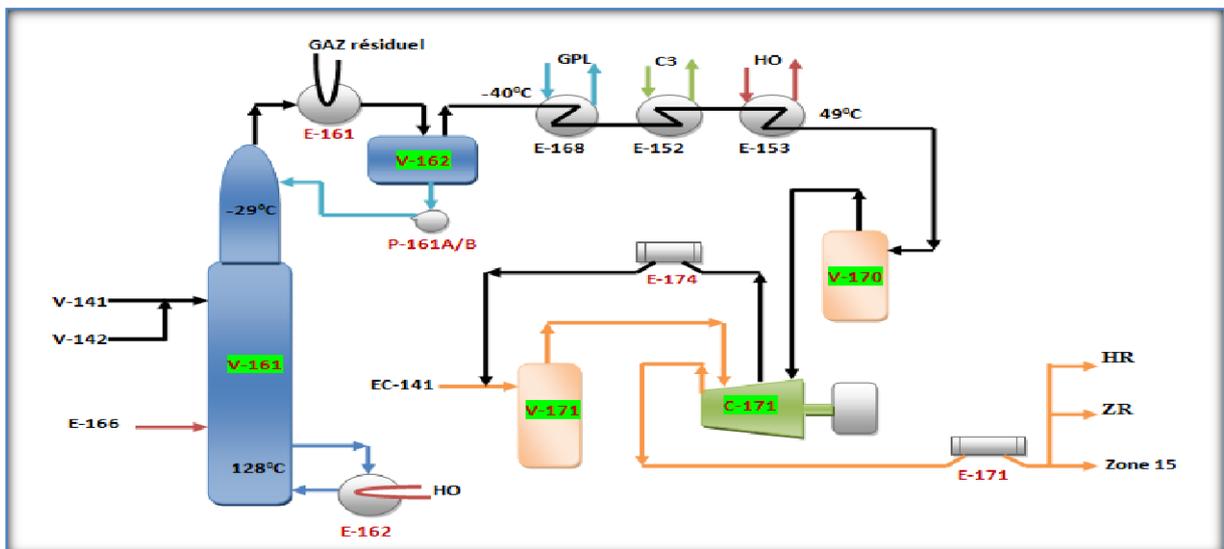
Annexe 5 :



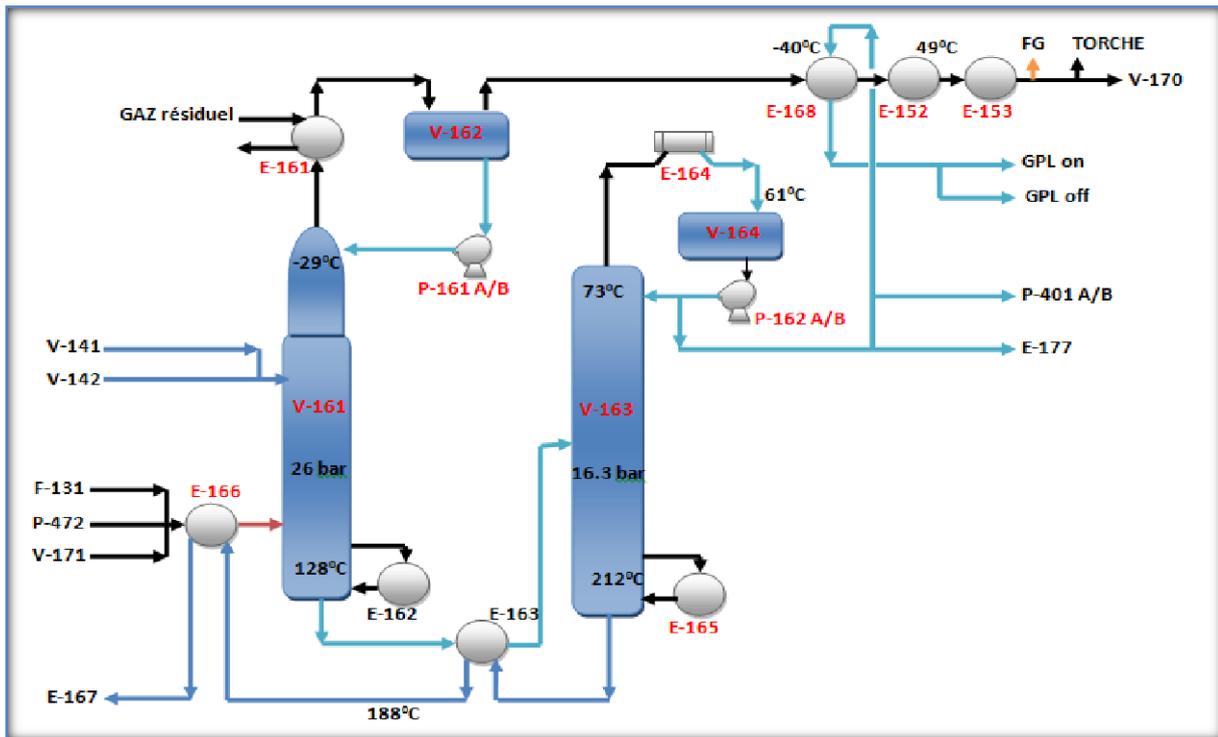
Annexe 6 :



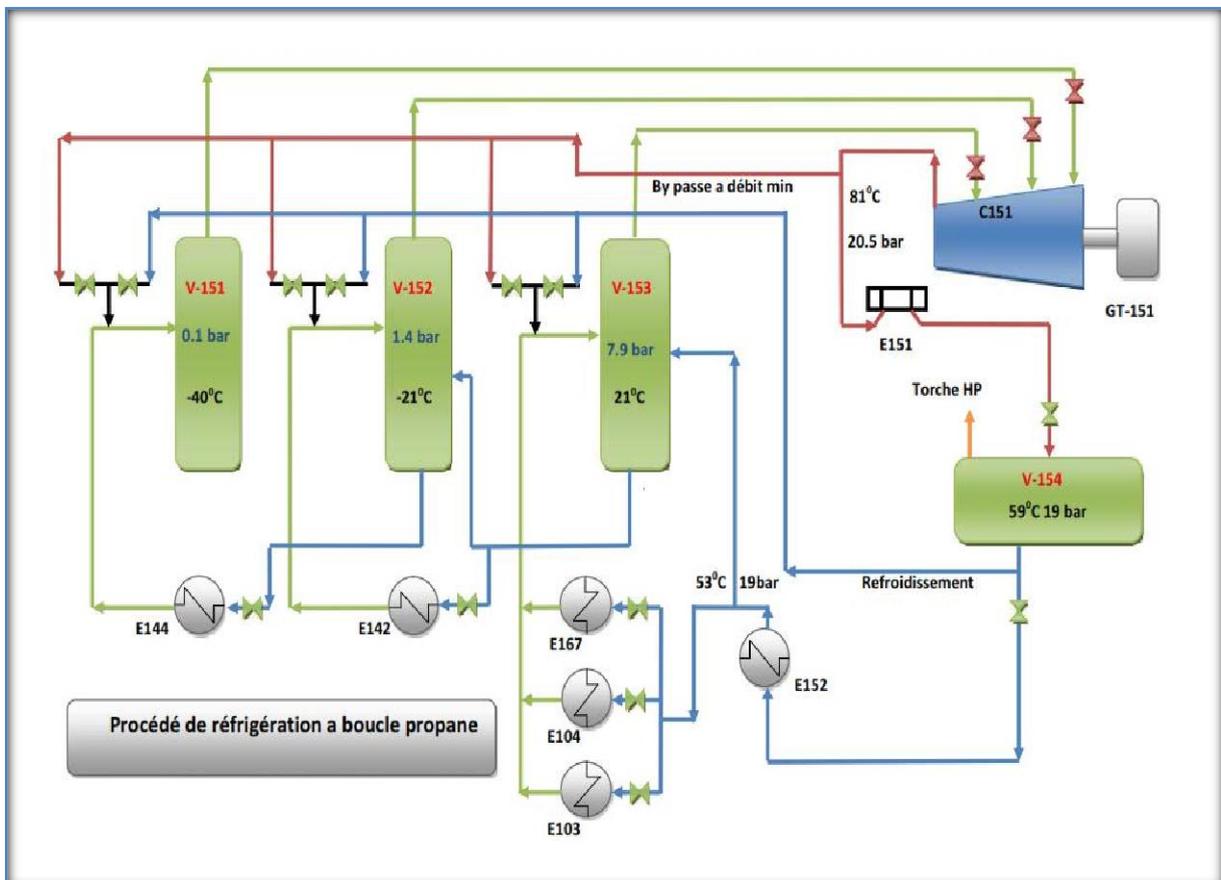
Annexe 7 :



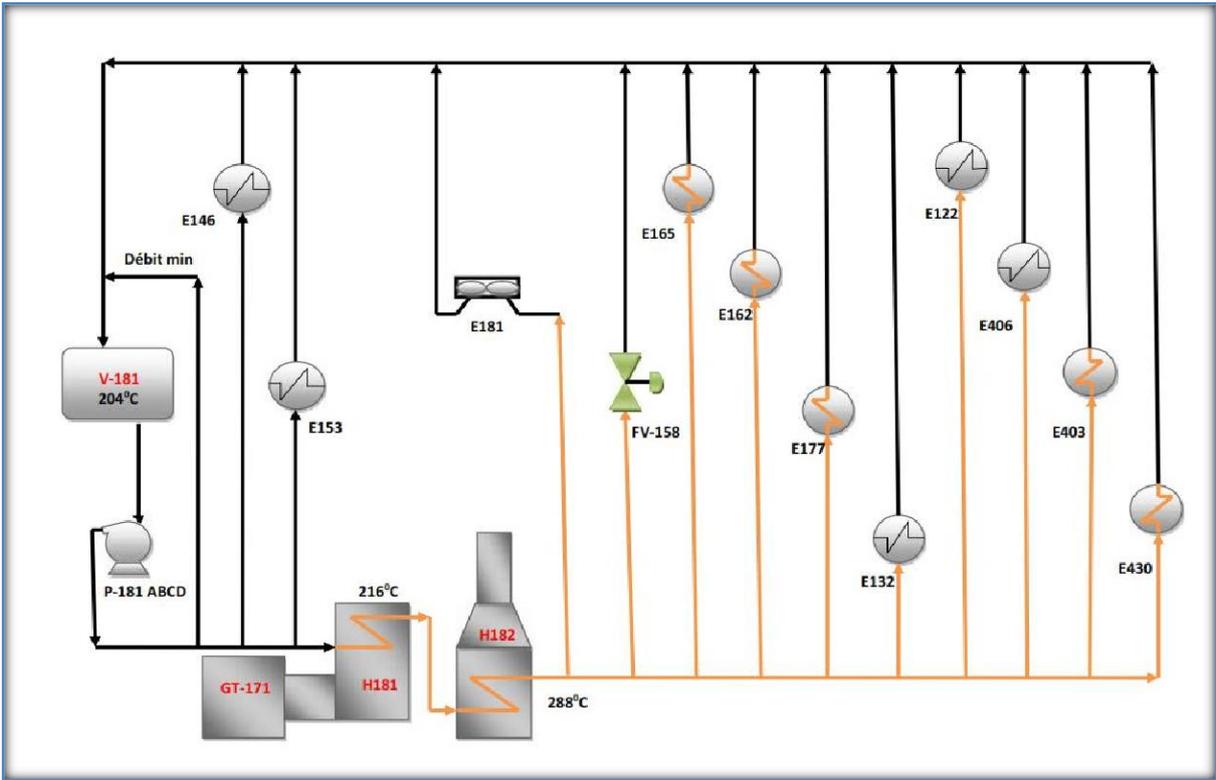
Annexe 8 :



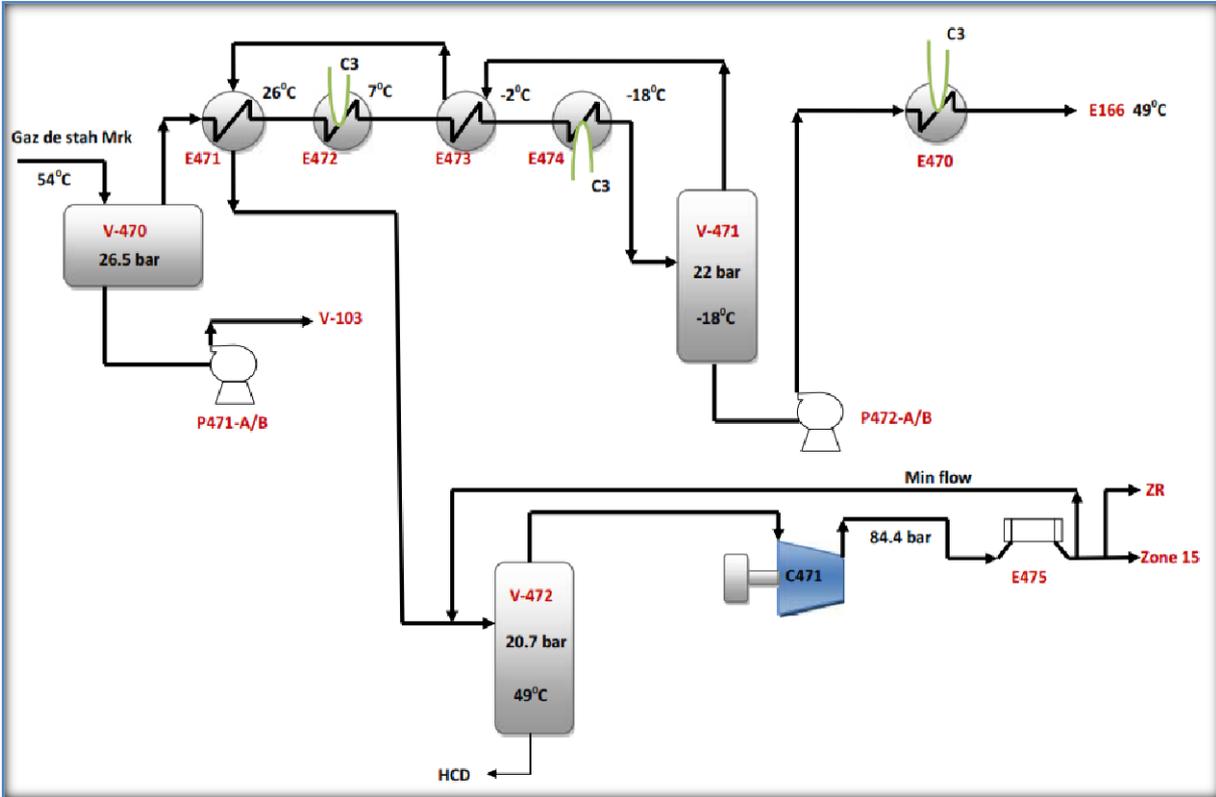
Annexe 9 :



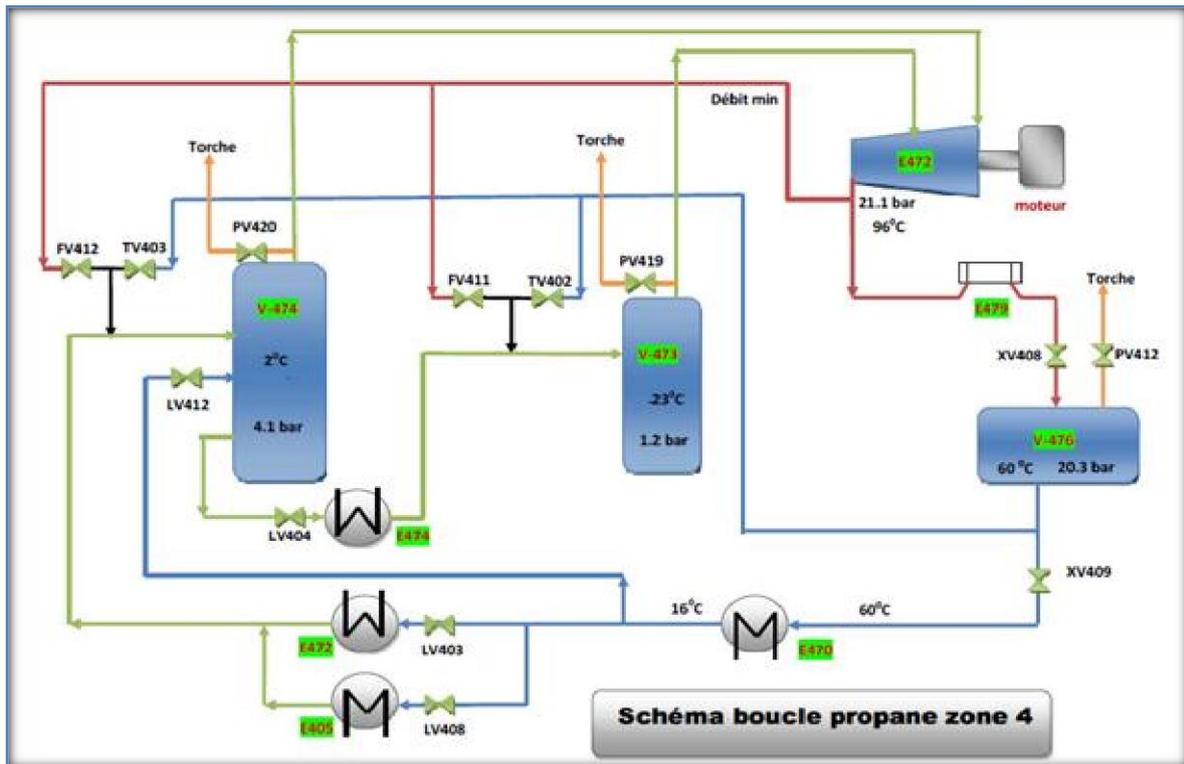
Annexe 10 :



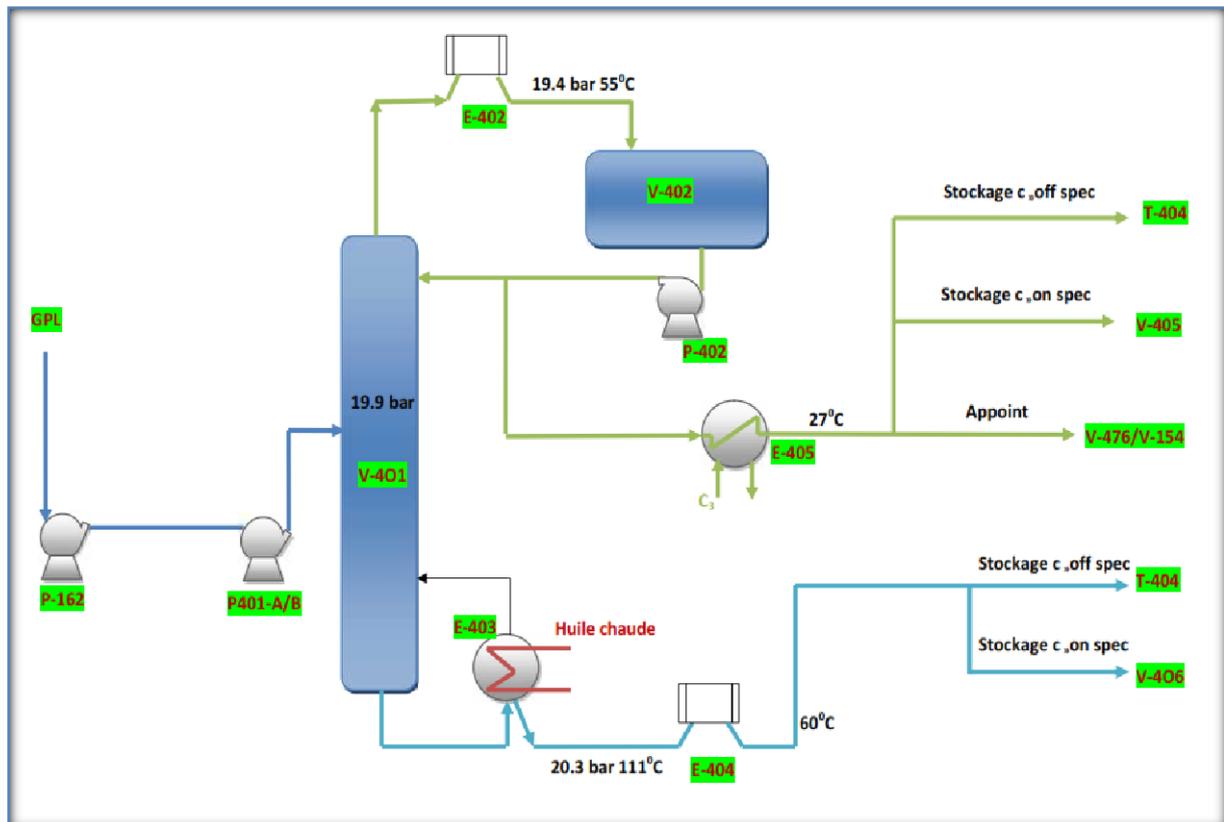
Annexe 11 :



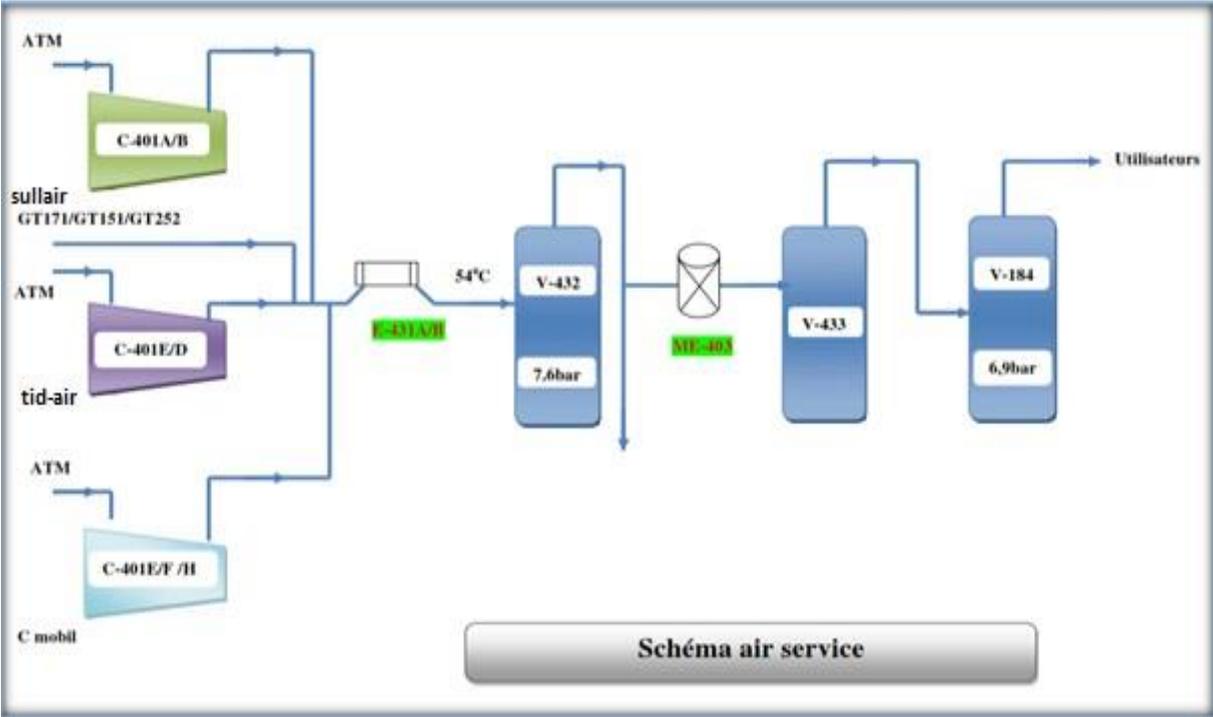
Annexe 12 :



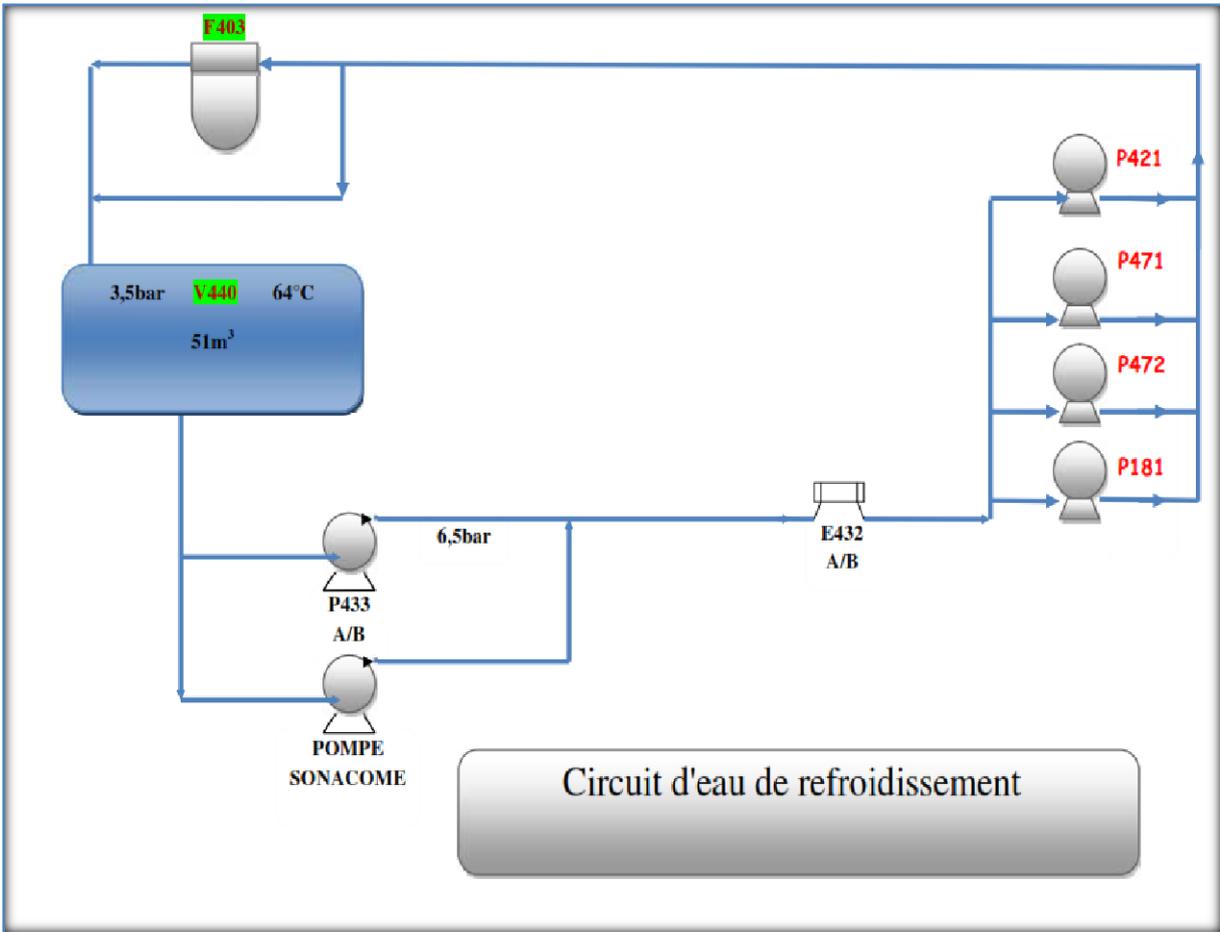
Annexe 13 :



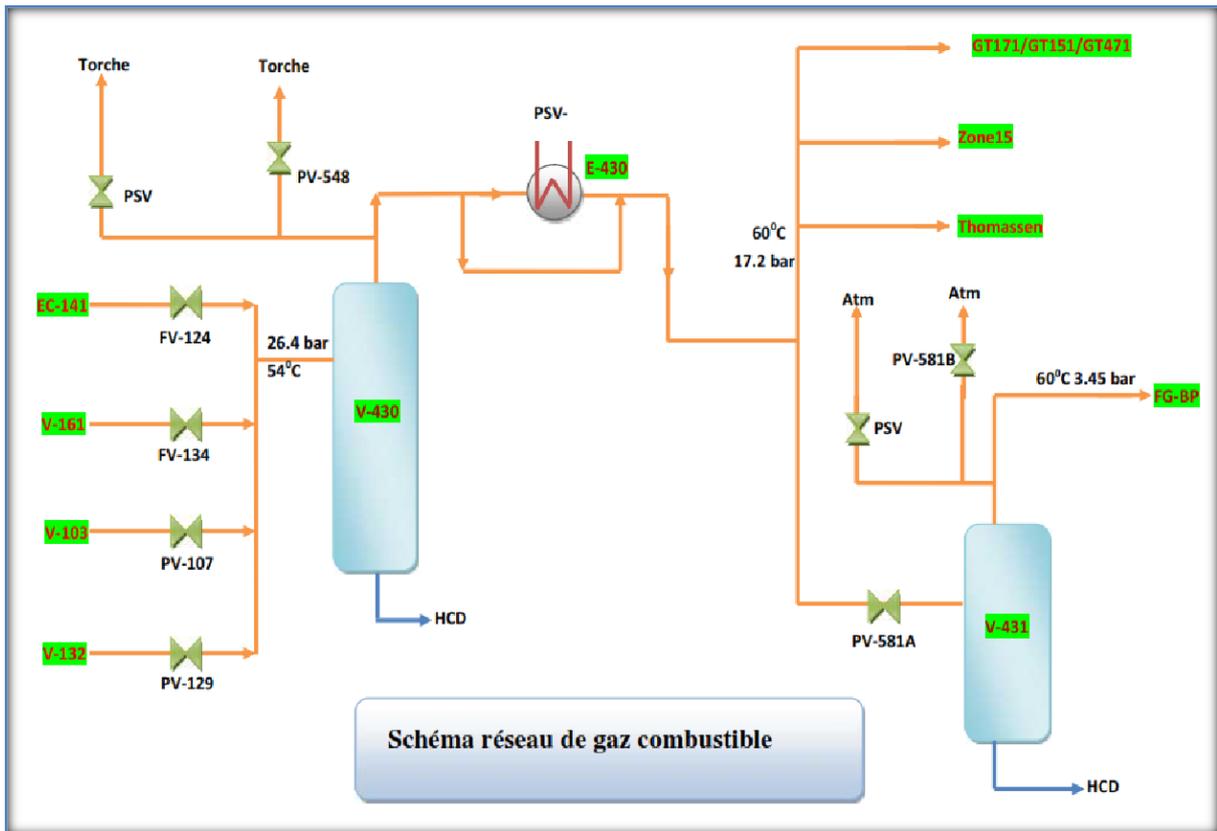
Annexe 14 :



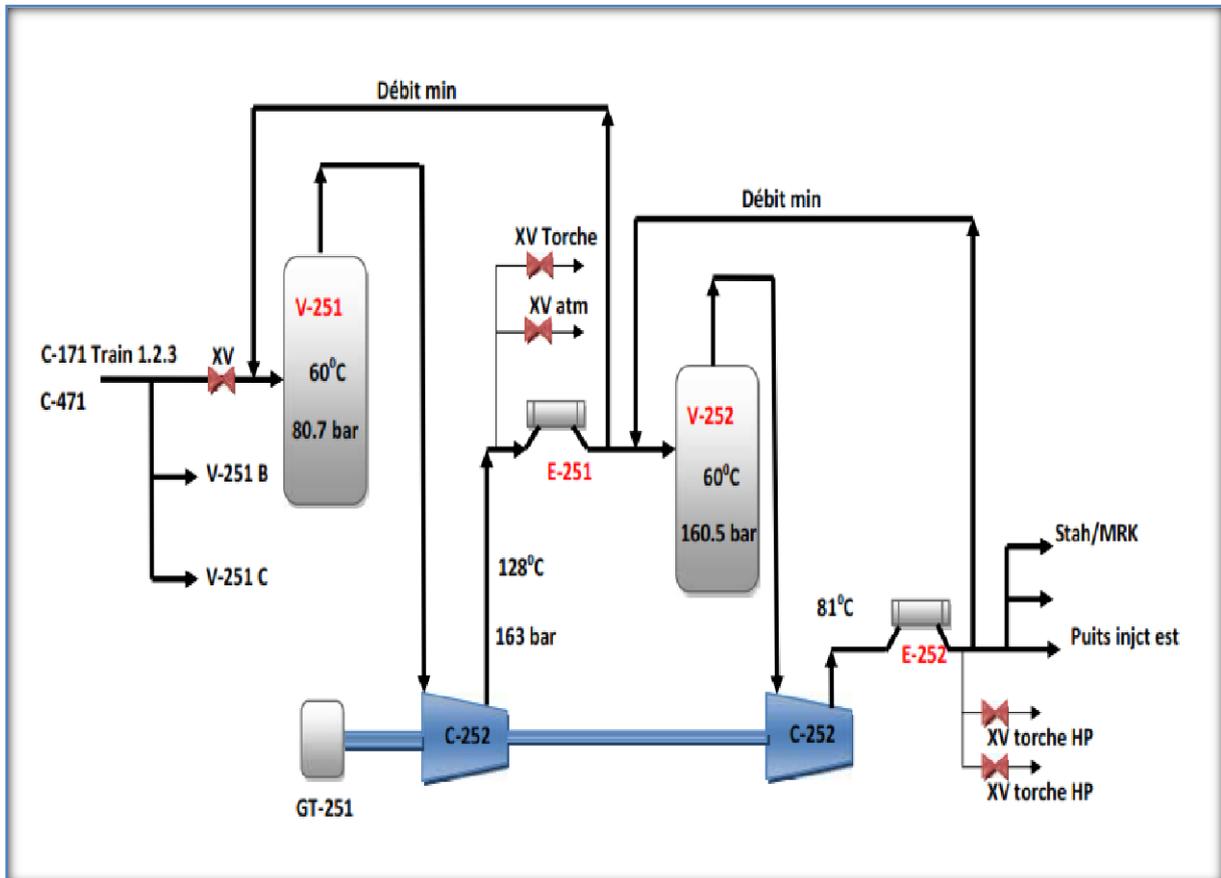
Annexe 15 :



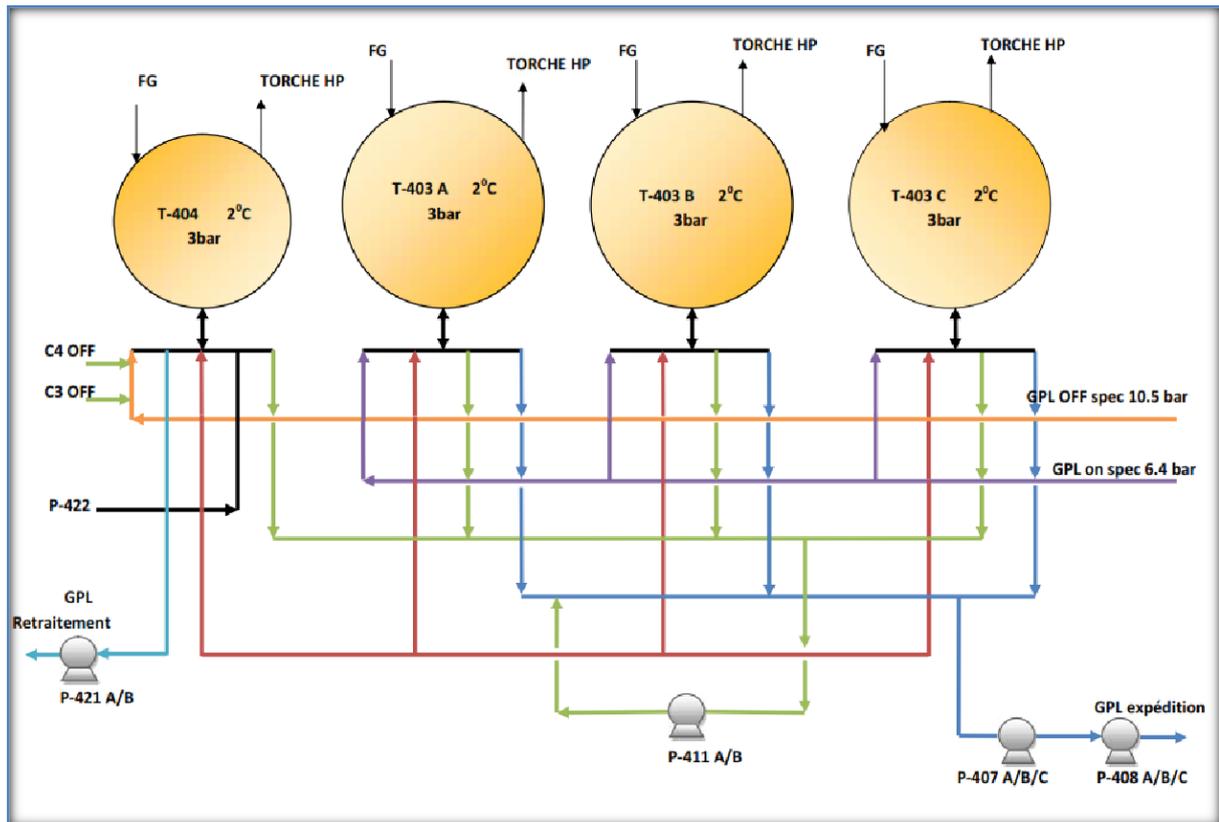
Annexe 16 :



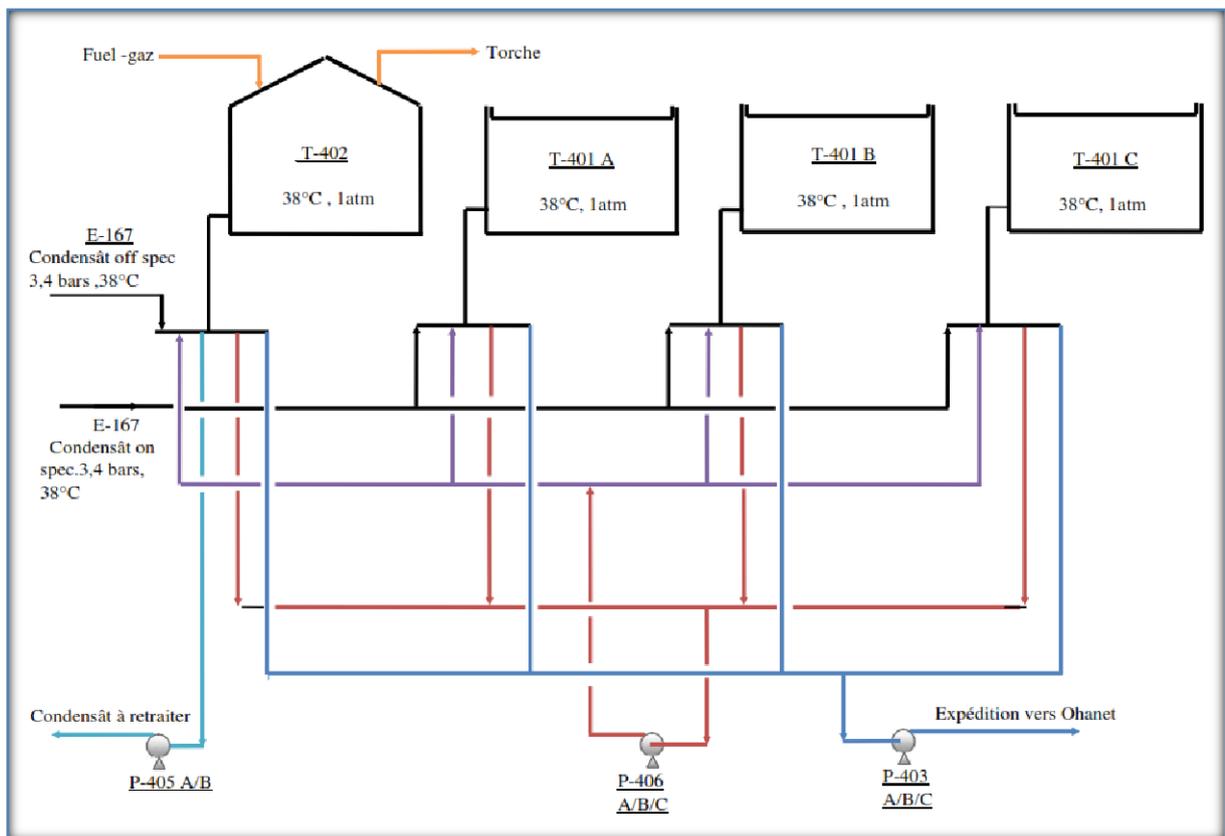
Annexe 17 :



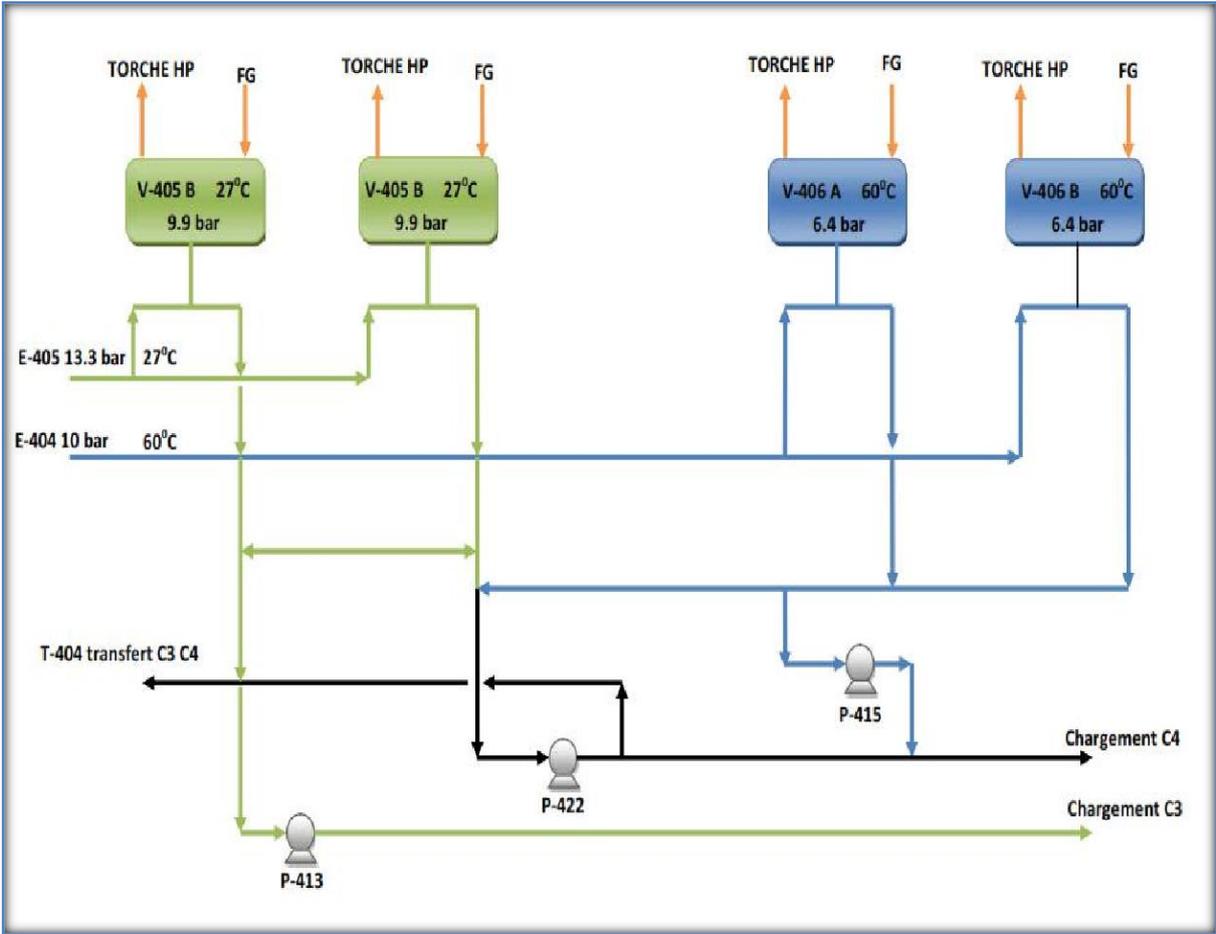
Annexe 18 :



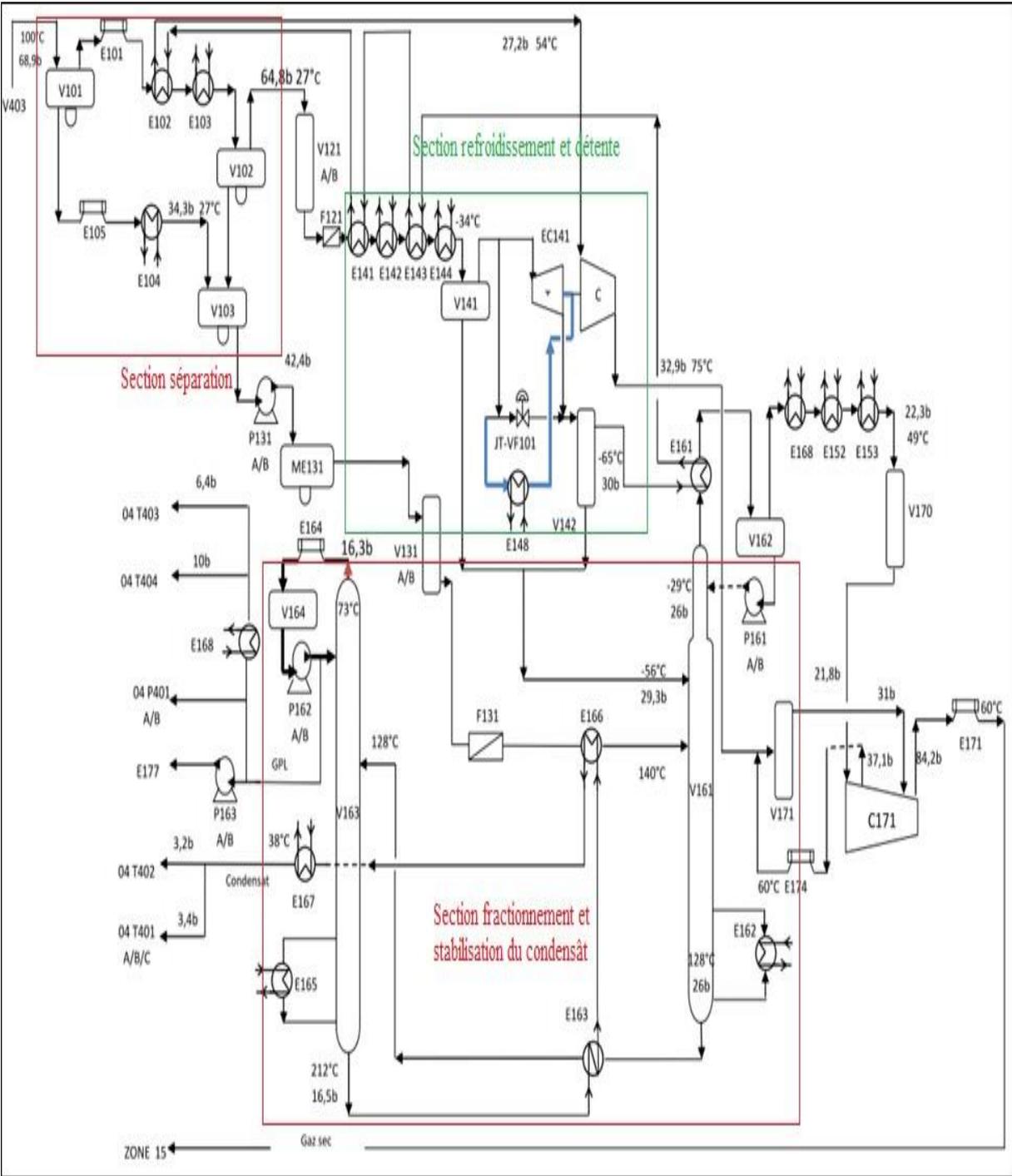
Annexe 19 :



Annexe 20 :



Annexe 21 :



Annexe 22 :

