

Année Universitaire : 2015/2016

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES



Faculté des Hydrocarbures et Chimie

Mémoire de Master

Présenté par

Ferhat Hamida Rabie

Bouneb Radia

Filière : Génie des procédés

Option : Technologie de la pétrochimie

Détermination Des Nouveaux Paramètres De Fonctionnement Du Débutaniseur Du Module 4 De Hassi R'mel Avec Une Nouvelle Charge

Devant le jury :

Président du jury : HAJARABE

Promoteur : KADDOUR OMAR

Examineur : BOUCENA

Examineur : BELAMRI

Examineur :

Sommaire

INTRODUCTION GENERALE.

CHAPITRE I : PRESENTATION DU CHAMP DE HASSI R'MEL.

I-1. Introduction.....	1
I-2. Situation géographique de Hassi R'mel	1
I-3. Historique du champ de Hassi R'mel	2
I-4. Développement du champ de Hassi R'mel	2
I-5-Capacité de production	2
I-6.Organisation du champ de Hassi R'mel	3
I-7.Description de la direction exploitation.....	4
I-8.Procédés de traitement de gaz naturel	6

PARTIE THEORIQUE

CHAPITRE II : GENERALITE SUR LE GAZ NATUREL.

II-1.Introduction.....	7
II-2. Composition du gaz naturel.....	7
II-3. Gaz naturel dans le monde	7
II-3.1.Réserves de gaz naturel dans le monde	7
II-3.2.Production de gaz naturel	9
II-3.3.Consommation de gaz naturel	10
II-3.4.Demande et perspectives	13
II-4.Gaz naturel en Algérie.....	14
II-4.1.Réserves gazières en Algérie.....	16
II-5.Caractéristiques du gaz naturel.....	17
II-6.Origine du gaz naturel	18
II-7.Types de gaz naturel.....	19

CHAPITRE III : COLONNE DE RECTIFICATION

III-1.Introduction	20
--------------------------	----

III-2. Définition du procédé de rectification.....	21
III-3. Description du procédé de rectification	21
III-4. Type des colonnes de rectification.....	22
III-5.Principe de fonctionnement d'une c colonne de rectification.....	28
III-6.Calcul d'une colonne de rectification	29
III-6.1.Bilan matière de la colonne	29
III-6.2.Bilan thermique de la colonne.....	31
III-6.3.Utilisation des volatilités relatives	32
III-6.4.Choix de la pression dans la colonne.....	33
III-6.5.Choix des constituants clés	34
III-6.6.Régime de température dans la colonne	34
III-6.7.Taux de vaporisation.....	35
III-6.8.Fonctionnement à reflux total.....	36
III-6.9.Fonctionnement à reflux minimal.....	37
III-6.10.Taux de reflux optimal	38
III-6.11.Calcul de nombre des plateaux théoriques	38
III-7.Dimensionnement de la colonne	39
III-7.1.Détermination de la hauteur de la colonne	39
III-7.2.Détermination de la vitesse admissible des vapeurs.....	40
III-7.3.Diamètre de la colonne	41

CHAPITRE IV : LE GAZ NATUREL EN PETROCHIMIE

IV-1.Introduction.....	42
IV-2. Matières premières pour la synthèse pétrochimique.....	42
IV-2.1.Méthane et éthane en pétrochimie	43
IV-2.2.GPL en pétrochimie.....	45
IV-2.3.Condensat en pétrochimie	49

PARTIE TECHNOLOGIQUE

CHAPITRE V : DESCRIPTION DE L'USINE MPP IV

V-1. Introduction.	53
V-2.Description d'un train.....	54
V-2.1. Section séparation à haute pression	54

V-2.2. Section stabilisation et fractionnement	55
V-3. Section communes	57

PARTIE SIMULATION

CHAPITRE VI : SIMULATION PAR HYSYS

VI-1. Généralité sur la simulation	59
VI-2. Choix du modèle thermodynamique.....	60
VI-3. Equation d'état usuel.....	61
VI-4. Description du simulateur HYSYS.....	62

PARTIE SECURITE

CHAPITRE VII : LA SECURITE DANS LE MODULE MPPIV.

VII-1. Introduction.....	65
VII-2. Méthodes spécifiques en cas d'incendie.....	66
VII-3. Risques du gaz naturel.....	66
VII-4. Risque du GPL.....	67
VII-5. Organisation de la sécurité	68
VII-5.1. Service prévention.....	68
VII-5.2. Service intervention.....	69
VII-5.3. Cellule de surveillance	69
VII-6. Règles de sécurité	69
VII-7. Mesures de sécurité	70

PARTIE CALCUL

CHAPITRE VIII : PARTIE CALCUL

PROBLEMATIQUE.....	71
PRESENTATION SCHEMATIQUE DU PROBLEME	72
VERIFICATION DU CAS DESIGN PAR SIMULATION	74
PRESENTATION DU CAS PROPOSER.....	78
PARTIE CALCUL DU DEBUTANISEUR.....	80
VIII-1. Bilan matière de la colonne C102.	81

VIII-1.1. Calcul de la composition de la charge.	81
VIII-1.2. Calcul des débits du distillat et du résidu.	82
VIII-1.3. Calcul de la composition du distillat et du résidu	83
VIII-1.4. Calcul de la pression et la température dans le ballon de reflux.	84
VIII-1.5. Calcul de la pression aux différentes zones de la colonne	86
VIII-1.6. Calcul de la température aux différentes zones de la colonne.....	86
VIII-1.7. Détermination des volatilités relatives	88
VIII-1.8. Calcul du taux de vaporisation.	89
VIII-1.9. Calcul du régime a reflux minimal et optimal.	90
VIII-1.10. Taux de rebouillage minimal et optimal.	92
VIII-1.11. Calcul du nombre de plateaux dans la colonne	93
VIII-2. Bilan thermique de la colonne	95
VIII-2.1. Calcul des enthalpies.....	96
VIII-2.2. Détermination des charges thermiques	97
VIII-3. Dimensionnement de la colonne C102	98
VIII-3.1. Détermination du diamètre de la colonne.	98
VIII-3.2. Détermination de la hauteur de la colonne.....	101
VIII-4. Comparaison des résultats	102
VIII-5. Interprétation des résultats.....	105
RECOMMANDATIONS	105

PARTIE ECONOMIE

CHAPITRE IX : ETUDE ECONOMIQUE.

IX-1. Etude économique	106
CONCLUSION	109

ANNEXES

BIBLIOGRAPHIE

LISTE DES FIGURES

- Figure I.1 : Situation géographique du site de Hassi R'mel.
- Figure II.1 : Répartition des réserves par continent en 2013.
- Figure II.2 : Répartition des réserves en 1991, 2001 et 2011 (en pourcentage et en milliards de mètre cube).
- Figure II.3 : Production de gaz naturel en milliards de m³ par les grandes régions.
- Figure II.4 : Représente la consommation de gaz naturel en milliards de mètre cube par les grandes régions en 2014.
- Figure II.5 : La part de chaque zone géographique dans les réserves prouvées, la production et la consommation de gaz en 2012.
- Figure II.6 : Répartition des réserves gazières en Algérie
- Figure III.1 : Liber de Arte Distillandi” le premier livre sur la distillation (1512)
- Figure III.2 : Schéma simplifié de la rectification.
- Figure III.3 : Schéma synoptique de la colonne de rectification.
- Figure III.4 : Plateau à calottes en fonctionnement.
- Figure III.5 : Plateau à calottes.
- Figure III.6 : Plateau perforé.
- Figure III.7 : *Plateaux à soupapes*
- Figure III.8 : Différents types de garnissage en vrac.
- Figure III.9 : Interposition d'anneaux ordonnés entre une grille et du garnissage en vrac.
- Figure III.10 : Schéma général du fonctionnement d'une colonne de rectification à plateaux.
- Figure III.11 : Installation d'une colonne de rectification.
- Figure IV.1 : Principales transformations du méthane.
- Figure IV.2 : Principales transformation de l'éthylène.
-

-
- Figure IV.3 : Offre prévisionnelle national en GPL (MT).
- Figure IV.4 : Principales transformations de l'éthane et du propane.
- Figure IV.5 : Principales transformations du n-butane.
- Figure IV.6 : Schéma de l'obtention du butadiène à partir de la fraction C4.
- Figure V.1 : Section stabilisation (colonne C101).
- Figure V.2 : Section fractionnement (colonne C102).
- Figure V.3 : Schéma simplifié du module MPP IV.
- Figure VI.1 : Schéma nécessaire pour la modélisation et la simulation d'un processus.
- Figure VI.2 : Structure opérationnelle du logiciel.
- Figure VI.3 : Schéma du procédé simulé par le logiciel HYSYS 8.8.
- Figure VIII.a : Représentation de profil de condensat provenant de l'unité de Boosting en tonne/h.
- Figure VIII.b : Représentation des débits de la charge entrants dans le débutaniseur.
- Figure VIII.c : Représentation du condensat et GPL produit .
- Figure VIII.d : Représentation du gaz sec produit.
-

ABREVIATIONS

CNDG : Centre Nationale de Dispatching de Gaz.

CTH : Centre de Traitement d’Huile brut.

CSTF : Centre de Stockage et de Transfert Facilité.

FHC : Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie.

GNL : Gaz Naturel Liquéfié.

JGC : Just Good Company.

MPP : Module Processing Plant.

SRGA : Station de Récupération des Gaz Associés.

NOTATIONS

C1	: méthane.
C2	: éthane.
C3	: propane.
i-C4	: iso-butane.
n-C4	: normal butane.
C5	: pentane.
C6	: hexane.
C7	: heptane.
C8	: octane.
C9	: nonane.
C10	: decane.
C11	: undecane.
C12	: dodecane.
C102	: colonne de distillation.
e'o	: taux de vaporisation de la charge.
L	: le débit massique de la charge en (Kg/h).
L'	: le débit molaire de la charge (Kmole/h).
D'	: débit molaire du distillat (Kmole/h).
R'	: débit massique du résidu (Kmole/h).
M_L	: masse moléculaire moyenne de la charge (Kg/Kmole).
Q_R	: charge thermique du rebouilleur (kcal/h).
Q_C	: charge thermique du condenseur (kcal/h).
h_L	: enthalpie de la charge diphasique (kcal/k mol).
H₀	: enthalpie de la phase vapeur de la charge (kcal/k mol).
h₀	: enthalpie de la phase liquide de la charge (kcal/k mol).
h_D	: enthalpie de distillat a l'état liquide (kcal/k mol).
h_R	: enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur (kcal/k mol).
H_D	: enthalpie de distillat a l'état liquide (kcal/kmol).
G_x	: débit du reflux liquide (k mol/h).
G_r	: débit de la vapeur provenant de rebouilleur (k mol/h).
D	: diamètre de la colonne en (m).
S	: section de la colonne en (m²).

W : vitesse admissible des vapeurs (**m/sec**).

V_m : débit molaire des vapeurs en (**Kmole/h**).

V : débit volumique des vapeurs en (**m³/h**).

ρ_L : la masse volumique de liquide (**Kg/m³**).

ρ_V : la masse volumique des vapeurs (**Kg/m³**).

P_b : pression dans le ballon de reflux en (**Kg/cm²**).

T_b : température dans le ballon de reflux en (**°C**).

P_s : pression au sommet de la colonne en (**Kg/cm²**).

T_s : température au sommet de la colonne en (**°C**).

P_f : pression au fond de la colonne en (**Kg/cm²**).

P_a : pression d'alimentation de la colonne en (**Kg/cm²**).

T_b : température au fond de la colonne en (**°C**).

H_r : hauteur totale de la colonne en (**m**).

rb : taux de rouboillage.

rf : taux de reflux.

Introduction générale :

Le gaz naturel est une énergie primaire bien répartie dans le monde et d'utilisation souple, offrant des réserves abondantes et émettant moins de CO₂ que le pétrole pour une même quantité d'énergie dégagée. A ce titre, il joue un rôle important dans la transition énergétique en attendant le déploiement de nouvelles énergies à contenu moindre en carbone. Le gaz naturel contribue à l'accroissement de la demande énergétique mondiale, tout en préservant l'environnement

La mise en œuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de l'extraction de l'utilisateur, en passant par le stockage, le transport et la distribution.

Aujourd'hui, le gaz naturel représente 24,5% de la consommation mondiale d'énergie, et les ressources sont très abondantes. Ces réserves, en croissance régulière, correspondent à 62 années de consommation (contre environ 40 pour le pétrole)... et chaque année, on trouve plus de réserves de gaz naturel que l'on n'en consomme, les réserves mondiales prouvées sont au total de 150 000 milliards de mètre cube.

En 2014, le gaz reste la troisième source d'énergie la plus utilisée dans le monde (22 %), après le pétrole (32 %) et le charbon (27 %). Énergie fossile la moins émettrice de gaz à effet de serre, la consommation de gaz devrait croître dans la perspective d'un bouquet énergétique plus durable. Dans la production d'électricité et la mobilité en tant que carburant, le gaz est appelé à jouer un rôle grandissant.

En 2014, l'Algérie est le 9^e producteur et le 8^e exportateur de gaz naturel à travers le monde, sa politique d'exploitation consiste à maximiser les revenus, en optimisant la récupération et la valorisation de tous les dérivés du gaz naturel qui connaissent une hausse des prix et une libre vente sur le marché international notamment le condensat et le GPL, dont la demande mondiale est en hausse ; procurant ainsi une importante source de devises pour le pays .

INTRODUCTION GENERALE

La région de Hassi R'mel possède le plus grand gisement de gaz naturel du continent africain. Elle produit d'importante quantité de GPL et de condensat. Mais au fur et à mesure de son exploitation sa richesse en hydrocarbures liquide s'est vue diminuée. Aux niveaux du site, le traitement du gaz se fait toujours à travers trois trains constitués de deux sections une haute pression (récupération du gaz) et l'autre basse pression (récupération des liquides). L'idée proposée dans ce thème est la banalisation de la charge liquide d'un train vers les deux autres, c'est-à-dire que l'unité va travailler par deux sections basses pressions au lieu de trois. Ainsi le module aura à sa disposition tout un ensemble de pompes, d'échangeurs, de ballons séparateurs, d'aéros et des fours en réserve ou même toute une section en standby. Tout en minimisant la consommation énergétique dans l'unité et on maintient également les spécifications des produits finis en prenant toujours en considération le facteur économique.

I.1. Introduction :

Le gisement de Hassi R'mel est l'un des plus grands gisements de gaz à l'échelle mondiale. Il a une forme d'ellipse s'étalant sur plus de 3500 km², 70 km du nord au sud et 50 km d'est en ouest, il se situe à une profondeur de 2200 m, la capacité du gisement est de l'ordre de 3000 milliards mètre cubes récupérables. [1]

I.2. Situation géographique de Hassi R'mel :

Hassi R'mel est située à 525 Km au sud d'Alger à une altitude de 760 m, le paysage est constitué d'un vaste plateau rocailleux. Le climat est caractérisé par une humidité moyenne de 19% en été et 34% en hiver, les amplitudes sont importantes variantes de -5°C en hiver à 45°C en été. Il est situé entre les deux villes de Ghardaïa et de Laghouat, il a la forme d'une ellipse et renferme en plus du gaz naturel une fraction de pétrole. [2]

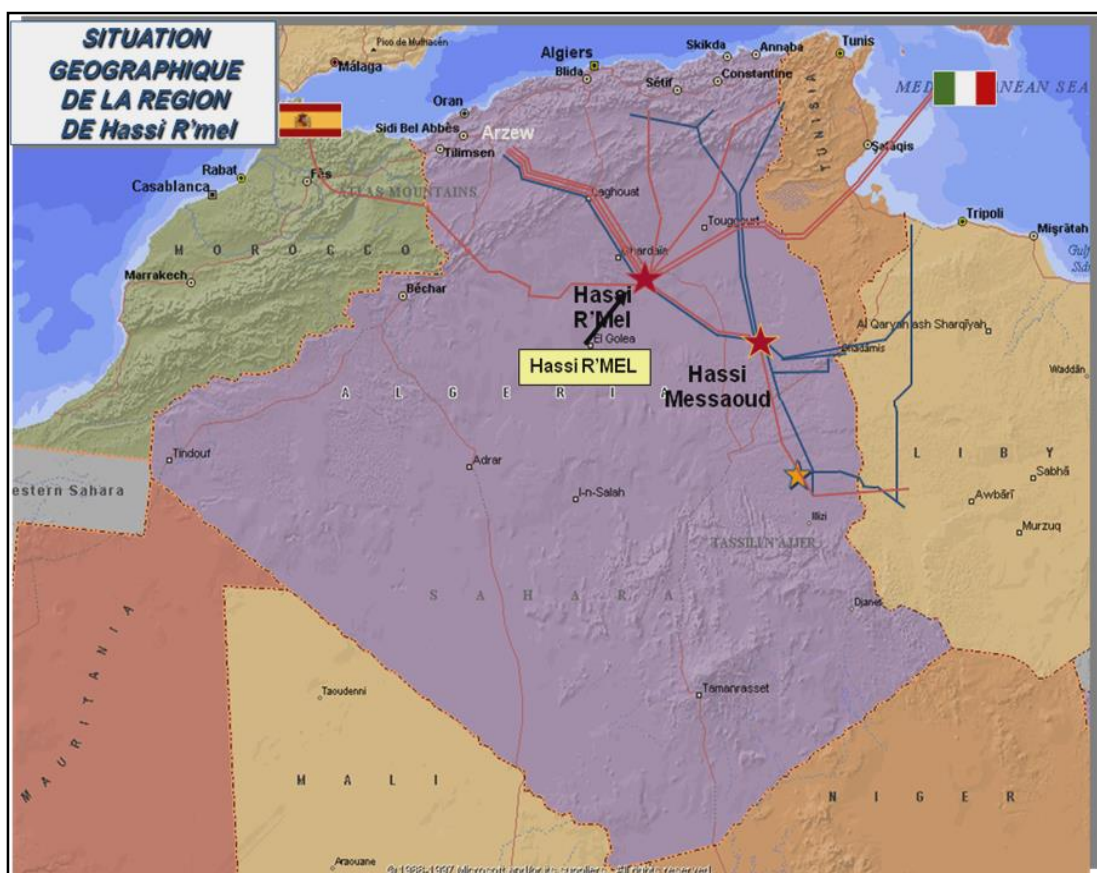


Figure I.1 : Situation géographique du site de Hassi R'mel. [3]

I .3. Historique du champ de Hassi R'mel :

On s'intéresse à la région depuis 1951, le forage du premier puits d'exploitation a eu lieu en 1952 à quelques kilomètres de Berriane. Dans le champ de Hassi R'mel, le premier puits HR1 a été foré en 1956 sous le sommet de l'anticlinal que constitue le gisement de Hassi R'mel. Ce puits a mis en évidence la présence du gaz riche en condensât dans le trias gréseux à une pression de 310 atmosphère et 90°C. La profondeur atteinte est de 2332 m, révèle la présence d'un réservoir de gaz humide. De 1957 à 1960 furent forés 8 puits (HR2, HR3, HR4, HR5, HR6, HR7, HR8 et HR9) qui ont mis à jour l'existence de trois réservoirs.

Le champ de Hassi R'mel est une vaste étendue de plus de 3500 km² (70 km de long sur 50 km de large). Les réserves trouvées en place sont évaluées à plus de 2800 milliards m³.

I .4. Développement du champ de Hassi R'mel :

Trois étapes importantes ont marqué le développement du champ de Hassi R'mel :

I .4.1. Première étape :

En 1961 : Réalisation d'une petite unité de traitement de gaz de 1,3 milliards de m³ par an . Cette réalisation a coïncidé avec la construction de la première usine de liquéfaction de gaz en 1964.

En 1969 : Cette capacité est portée à 4 milliards de m³ par an.

I .4.2. Deuxième étape :

La capacité de traitement du champ de Hassi R'mel atteint, après la nationalisation des hydrocarbures en 1971, 14 milliards de m³ par an.

I .4.3. Troisième étape :

Cette période a permis de concrétiser un plan de développement qui concerne l'ensemble du champ en mesure de répondre aux besoins énergétiques du pays ainsi qu'aux besoins de nos partenaires. Ce plan a permis également de doter Hassi R'mel d'un modèle d'exploitation en mesure d'optimiser la récupération de différents produits.

I .5. Capacité de production :

Le développement final du champ a permis d'atteindre les capacités de production suivantes : [1]

Produits	Modules 1 2 3 et 4	Module 0	Djbel-Bissa
Gaz sec (10^6 Nm ³ /j)	60	30	6
Condensat (Tonne/j)	3500	1900	340
GPL (Tonne/j)	1800	900	-

Tableau I.1.Capacités de production du MPP IV.

I .6. Organisation du champ de Hassi R'mel :

Le plan d'ensemble des installations implantées à Hassi R'mel a pour but de réaliser une exploitation rationnelle des gisements.

Le champ de Hassi R'mel possède plusieurs installations réparties sur trois secteurs :



Figure I.2 : Le champ gazier de Hassi R'mel. [3]

➤ **Secteur centre :**

- Module 0,1 et 4.
- Centre de stockage et de transfert final (CSTF).
- Centre national de dispatching de gaz (CNDG).
- Station BOOSTING Centre (SBC).
- Centre de traitement d'huile (CTH).

- **Secteur nord :**
 - Module 3.
 - Station de compression(SCN).
 - SBN (Station BOOSTING Nord).

- **Secteur sud :**
 - Module 2.
 - Station de compression (SCS).
 - Centre de traitement de gaz CTG / Djbel-Bissa.
 - Centre de traitement de d'huile (CTH). [1]

I.7. Description de la direction exploitation :

I.7.1- Les modules :

Le Module désigne une usine de traitement de gaz naturel à l'échelle industrielle. Cinq sont implantés sur le champ de Hassi R'mel, le plus ancien, module(0) qui a une capacité de 30 milliards de m³.

Les modules « 0 et 1 »disposent d'une unité complémentaire commune.

Un sixième module dessert le petit gisement de Djbel-Bissa avec sa capacité modeste de 6 millions de m³, il est désigné par l'appellation « centre de traitement de gaz ».

Les modules de traitement de gaz sont reliés pour le stockage des hydrocarbures liquides (GPL, condensat) au CSTF et pour la réinjection de gaz à deux stations de 90 millions de m³ chacune.

I.7.2. Stations de compression :

Les stations de compression Nord et Sud ont pour but de réinjecter le gaz au niveau du gisement pour le maintien de pression afin de récupérer le maximum de liquides.

I.7.3. Salles de contrôle :

C'est à partir de la salle de contrôle que sont données les instructions aux opérations des instruments et des diagrammes d'enregistrements.

Les salles de contrôle de modules 1, 2, 3 et 4 fonctionnent en système numérique (DCS).

I.7.4. Station de récupération des gaz associés (SRGA) :

Cette unité a démarré le 18 avril 1999 avec une capacité de 4000 m³/jour. Elle comporte quatre turbocompresseurs.

I.7.5. Centre de traitement de gaz CTG-HR-Sud :

Ce projet comporte une unité de traitement de gaz naturel destinée à traiter le gaz brut pour obtenir du gaz sec et la récupération des hydrocarbures liquides estimés à 2830 millions de tonnes/mois.

I.7.6. Stockage et l'expédition des hydrocarbures liquides :

Le condensat et le GPL, produits par tous les modules sont acheminés vers le centre de stockage et de transfert (CSTF) qui se trouve dans la zone centrale de Hassi R'mel. Là, ils sont débarrassés des éventuelles quantités d'eau résiduelle et comptabilisée avant d'être expédiés vers SP4 puis vers Arzew

Le CSTF comprend trois bacs de 35000 m³ et quatre bacs de 45000 m³ chacun est destiné au stockage du condensat et douze sphères de 7000 m³ chacune pour le stockage du GPL.

I.7.7. Centre de dispatching (CNDG) :

Son rôle est la collecte de toutes les quantités de gaz produites au niveau de Hassi R'mel et du gaz provenant de l'extrême sud via les gazoducs GR1. Ces quantités sont ensuite distribuées vers les centres de consommation à savoir les centres « GNL », « SONELGAZ », et à l'étranger : l'Italie via la Tunisie GR1, GR2 et l'Espagne via le Maroc « GME ».

Avant son expédition sur chaque ouvrage, le gaz collecté est filtré et comptabilisé. Les quantités de gaz excédentaires seront acheminées vers les stations de compression nord et sud. [4]

I.7.8. Stations de Boosting :

La pression d'entrée du gaz brut aux modules décroît avec le temps, ce qui influe sur la quantité et la qualité des produits de chaque catégorie, et sur l'usine car elle est capable de fonctionner à une pression d'entrée comprise entre 140 à 100bars.

Les stations Boosting ont pour but la compression de ces gaz bruts issus des puits producteurs de 100 à 120 bars afin d'avoir une récupération optimale des liquides. Les modules 2 et 3 ont leurs propres stations Boosting, les autres modules 0, 1 et 4 ont un Boosting commun.

I.8. Procédés de traitement de gaz :

Ils sont multiples et le choix de l'un des procédés se base sur les critères suivants :

- Qualité de l'effluent brut.
- Taux de récupération des hydrocarbures liquides.
- Coûts d'investissement.

Dans la région de Hassi R'mel on utilise deux types de procédés :

I.8.1. Procédé PRITCHARD :

Il est Utilisé dans les modules 0 et 1, et il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par des détentes avec l'utilisation d'une boucle de propane comme système de réfrigération afin d'atteindre des températures voisines à -23°C .

I.8.2. Procédé HUDSON :

Utilisé dans les modules 2,3 et 4, il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par séries de détentes complètes.

Une détente au niveau de la vanne Joule-Thomson qui permet d'atteindre une température de -15°C et une autre détente au niveau d'une machine dynamique appelée «TURBO-EXPANDER » ou on aura une température de -38°C .

Ce procédé est de plus en plus performant car il nous permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides et dispose d'un système de refroidissement autonome.

I.8.3- Procédés mixtes :

Ils sont plus performants car ils utilisent la Turbo-Expander, la vanne Joule-Thomson et la boucle de propane, on peut atteindre les -60°C . Ces procédés permettent une meilleure récupération des hydrocarbures liquides. [4]

II.1. Introduction :

Le gaz naturel est une énergie primaire non renouvelable bien dans le monde, propre et de plus en plus utilisée. Il dispose de nombreuses qualités : abondance relative, souplesse d'utilisation, qualités écologiques, prix compétitifs.

Le gaz naturel est un combustible fossile se présente naturellement sous forme gazeuse dans les roches poreuses du sous-sol. Il est utilisé comme source d'énergie, le gaz est composé d'hydrocarbures : principalement du méthane (CH_4) 75% à 95%, mais aussi du propane (C_3H_8), du butane (C_4H_{10}), de l'éthane (C_2H_6) et du pentane (C_5H_{12}). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone.

II.2. Composition du gaz naturel :

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille le charbon ou le lignite, le composant principal du gaz naturel est le méthane (souvent plus de 75% à 95%), viennent ensuite les hydrocarbures saturés (éthane, butane, propane et pentane) dont les proportions décroissent avec l'augmentation du nombre d'atomes de carbone 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 condensât (gazoline).

Elle sert à calculer certaines de ces propriétés en fonction de la pression et de la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de l'exploitation (extraction des produits liquides). [5]

II.3. Gaz naturel dans le monde.

II.3.1. Réserves de gaz dans le monde :

Les réserves de gaz naturel sont qualifiées et classées selon le potentiel économique qu'elles représentent, les réserves prouvées concernent l'ensemble des quantités de gaz dont l'existence est établie et dont les chances de récupération et de rentabilisation, dans le cadre des données actuelles de la technique et de l'économie, sont d'au moins 90 %. [6].

Les gisements de gaz naturel sont inégalement répartis dans le monde. Près de 60% des réserves de gaz sont situés en Russie et au Moyen-Orient [7]. 42,7% des réserves prouvées de gaz sont notamment situées au Moyen-Orient. En dépit de ses réserves, cette zone ne fournit que 13,7% du marché international. L'Iran, la Russie et le Qatar détiennent à eux trois, presque la moitié des réserves mondiales prouvées de gaz. [8]

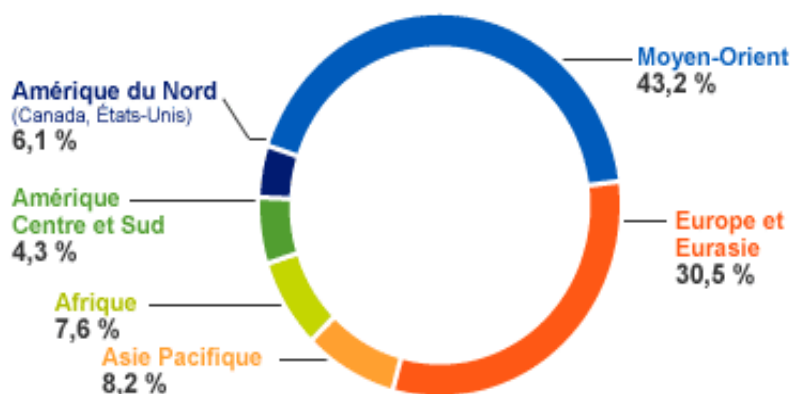


Figure II.1. Répartition des réserves par continent en 2013. [8]

Les cinq pays disposant des plus importantes réserves de gaz au monde sont :

- l'Iran : 33 800 milliards de m³ de réserves prouvées à fin 2013 (soit 18,2% des réserves mondiales).
- la Russie : 31 300 milliards de m³ de réserves prouvées (16,8%).
- le Qatar : 24 700 milliards de m³ de réserves prouvées (13,3%).
- le Turkménistan : 17 500 milliards de m³ de réserves prouvées (9,4%).
- les États-Unis : 9 300 milliards de m³ de réserves prouvées (5%). [6]

Les réserves mondiales de gaz naturel ont plus que doublé au cours des vingt dernières années et s'élevaient en 2011, à 208 400 milliards de mètre cube selon la BP. Comme la montre la figure II.2.

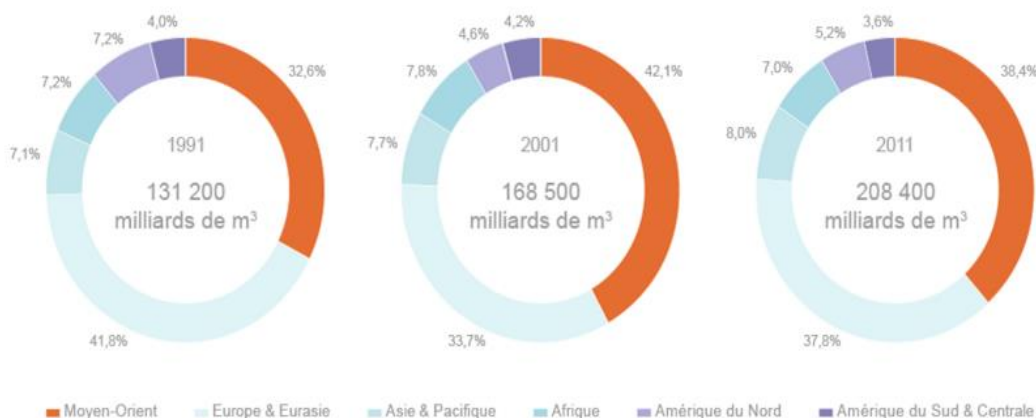


Figure II.2. Répartition des réserves en 1991, 2001 et 2011 (en pourcentage et en milliards de mètre cube). [8]

- Le Moyen-Orient possède les réserves de gaz les plus importantes au monde (42,3% des réserves prouvées à fin 2013) et pourtant, il ne fournit que 16,7% de la production mondiale de gaz en 2013.
- L'Iran détient les premières réserves mondiales de gaz naturel et est le troisième producteur de gaz.
- Les États-Unis qui ne possèdent que 5% des réserves mondiales de gaz naturel en fin de 2013 sont le premier producteur mondial.

L'Algérie possédait 2,4% des réserves de gaz prouvées au monde, avec un ratio réserves/production de 55,3 ans. [9]

II.3.2. Production de gaz naturel :

Les plus gros producteurs de gaz naturel en 2012 sont les États-Unis et la Russie, avec respectivement 20% et 19% de la production mondiale de gaz naturel.

A eux, ils représentent plus de la moitié de la production mondiale. Grâce à l'exploitation du gaz de schiste, les États-Unis sont les plus gros producteurs de gaz naturel depuis 2009 avec 728,3 milliards de m³ en 2014. [10]

D'autres états ont également une certaine importance tels que le Qatar, l'Iran, Canada, le Norvège, la Chine et l'Algérie.

Ces pays ont présenté à eux seuls plus de 60% de la production totale de gaz naturel en 2014.

La figure II.3 illustre la production de gaz naturel en milliards de mètre cube par les grandes régions sur la période 1971-2013

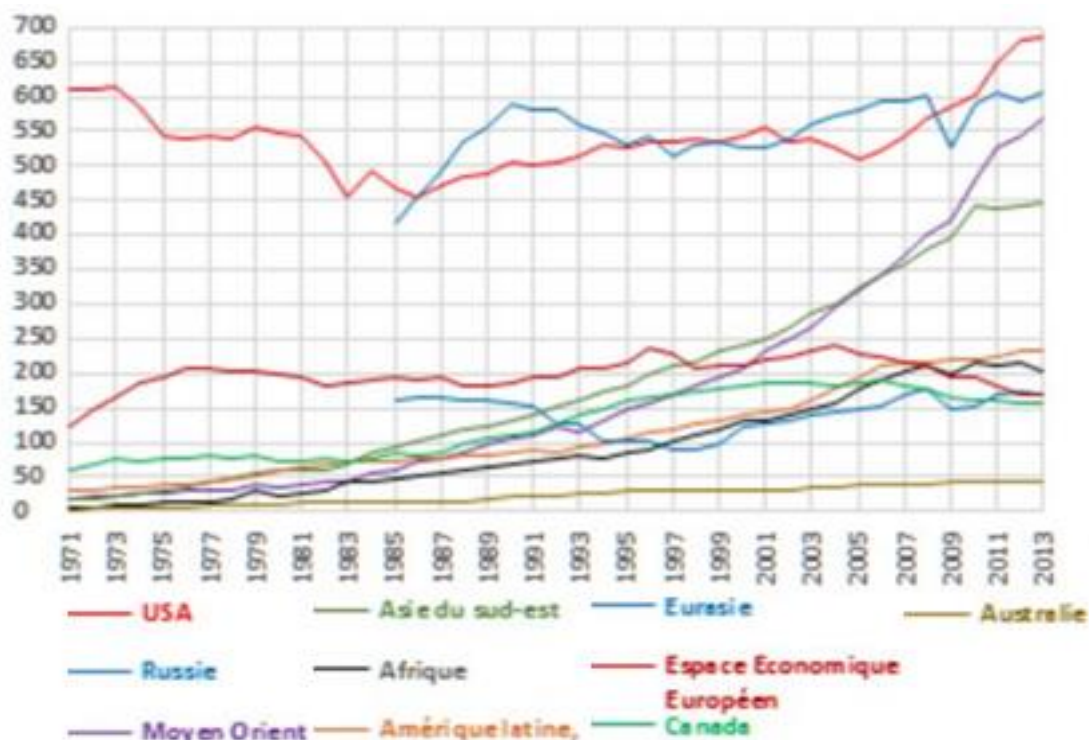


Figure II.3. Production de gaz naturel en milliards de m³ par les grandes régions. [8]

La production mondiale totale en 2014 était de 3460,6 milliards de mètre cube. Entre 1973 et 2012, les quantités de gaz naturel produites ont beaucoup augmenté, passant de 1226 à 3435 milliards de mètres cubes de gaz naturel. Dans le même temps, la production de gaz s'est diversifiée. Alors qu'en 1973, près des trois quarts du gaz naturel produit étaient dans les pays de l'OCDE (Europe de l'ouest, Amérique du Nord, Japon), la part de ces pays dans la production mondiale de gaz naturel n'est plus que de 35% en 2012.

II.3.3. Consommation de gaz naturel :

Le gaz naturel est la troisième source d'énergie consommée dans le monde en 2012 (21,3%) derrière le pétrole (31,4%) et le charbon (29%), le gaz naturel occupe désormais une place majeure dans le bouquet énergétique. [11]

Le graphique II.4 ci-dessous montre les grands pays consommateurs de gaz naturel.

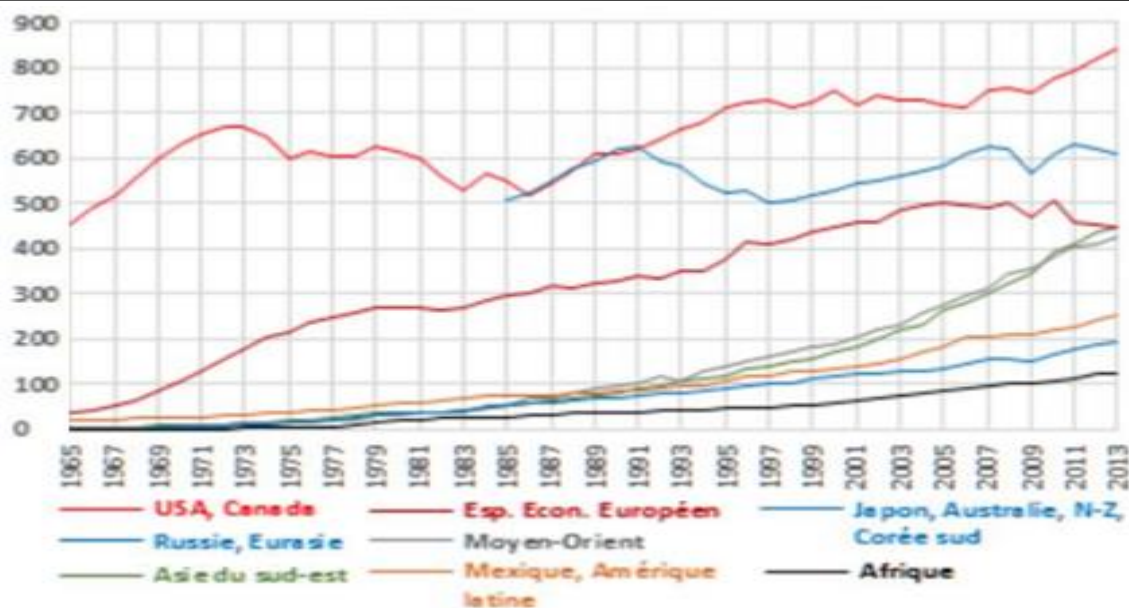


Figure II.4. Représente la consommation de gaz naturel en milliards de mètre cube par les grandes régions en 2014. [10]

Les principaux pays consommateurs de gaz naturel en 2014 étaient les Etats-Unis, avec 795,4 milliards m³ suivi par la fédération de Russie, avec 409,9 milliards de m³ de la consommation totale. L'Amérique du nord et la Russie ont consommé ensemble environ 37% du gaz naturel produit. La part de l'Europe dans la consommation totale de gaz naturel était de 8%, avec des taux plus élevés en Afrique, et en Asie 14%. La consommation mondiale totale a représenté 3 393 milliard de mètres cubes.

Le tableau ci-dessous donne la Production et la consommation de gaz naturel en milliards de m³ dans quelques pays du monde en 2014.

	Production	Consommation
Monde	3 460,6	3 393,0
États-Unis	728,3	759,4
Russie	578,7	409,2
Iran	172,6	170,2
Qatar	177,2	44,8
Canada	162,0	104,2
Norvège	108,8	4,7
Chine	134,5	185,5
Algérie	83,3	37,5
Pays-Bas	55,8	32,1
Royaume-Uni	36,6	66,7
Australie	55,3	29,2
Allemagne	7,7	70,9
Italie	6,6	56,8
France	<1	35,9
Japon	—	112,5

Tableau II.1. Production et la consommation de gaz naturel en milliards de m³ dans quelques pays du monde en 2014.

La part de chaque zone géographique dans les réserves prouvées, la production et la consommation de gaz en 2012 sont représentées dans la figure ci-dessous :

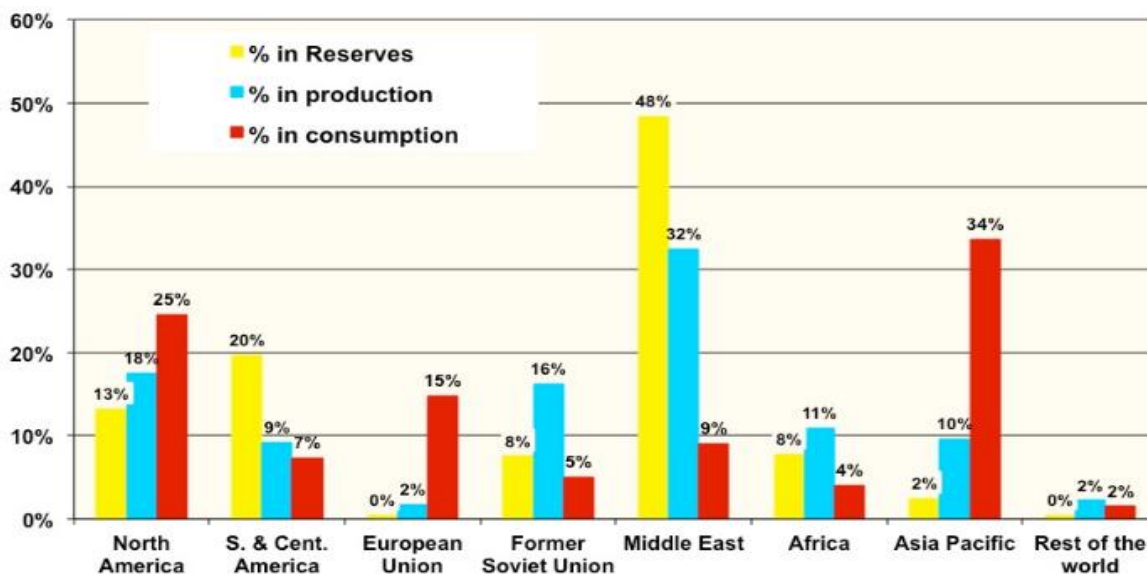


Figure II.5. La part de chaque zone géographique dans les réserves prouvées, la production et la consommation de gaz en 2012.

II.3.4. Demande et perspectives :

Le gaz naturel est appelé à jouer un rôle crucial dans la transition énergétique mondiale, en raison notamment de son abondance, de ses performances énergétiques et environnementales et de sa complémentarité avec les énergies renouvelables. [12]

Depuis 1970, la demande gazière a progressé régulièrement à un rythme de 2,8% par an, pour se situer autour de 3 400 Gm³ en 2012. [13]

Aujourd'hui, ce gaz couvre plus de 21% de la demande mondiale d'énergie primaire jusqu'à 25% en 2035. [14]

En 2030, le gaz naturel se hissera au 2^{ème} rang du mix énergétique mondial devant le charbon et derrière le pétrole. Considéré comme étant une source d'énergie respectueuse de l'environnement, il jouera un rôle déterminant dans l'industrie mondiale de l'énergie, et permettra, en même temps, la diversification des approvisionnements des pays consommateurs et l'optimisation de la valorisation commerciale des pays producteurs .

Il est désormais prévu un taux de croissance plus faible par rapport au passé compte tenu en particulier d'une concurrence avec le charbon, lié aux évolutions de prix. Sur la base

d'une hausse moyenne de l'ordre de 2% par an, la demande gazière mondiale atteindrait 3700 Gm³ en 2020 et 4600 Gm³ en 2030. Ces dernières années, le taux de croissance n'a été que de 1,6%

D'ici 2040, nous prévoyons que l'augmentation de la population et la croissance économique stimuleront la demande d'énergie. Au cours des deux prochaines décennies, le développement économique se traduira par une hausse de 30% de la demande énergétique mondiale. Cela aura d'importantes conséquences sur le gaz naturel qui répondra à plus de 25% des besoins énergétiques du monde.

Parallèlement, la demande mondiale en gaz naturel augmentera de plus de 60% par rapport à 2010. Ce changement sera particulièrement important dans le secteur de l'électricité. [15]

II.4. Gaz naturel en Algérie :

L'Algérie est un acteur mondial central dans le domaine des hydrocarbures. Elle est en particulier, le premier producteur de gaz naturel en Afrique et disposerait, selon les estimations de l'EIA américaine (Energy Information Administration), des troisièmes ressources mondiales de gaz de schiste après la Chine et l'Argentine. Leur exploitation a été actée en mai dernier par le Conseil des ministres algérien.

Les revenus de l'Algérie, liés aux exportations de pétrole et de gaz naturel s'élèvent à 63,8 milliards d'euros en 2013, soit plus de 95% de ses revenus totaux provenant des exportations. [16].

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

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

Quatre puits sont reliés à un centre de traitement permettant à l'exploitation commerciale du champ, dès février 1961 deux unités livrent du gaz à GL4-Z 0 travers un gazoduc reliant Hassi R'mel à Arzew, le condensat était évacué à Haoudh El Hamra via l'oléoduc « N°8 ».

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

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

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

En **1974**, parallèlement à ces études, une extension du centre de traitement était réalisée par l'adjonction de six nouvelles unités d'une capacité totale de 300 millions mètre cube par jour.

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

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

Parallèlement à ce mode de transport, l'Algérie a pu transporter son gaz par des gazoducs reliant directement Hassi R'mel à l'Europe, c'est ainsi qu'elle exploite actuellement le fameux gazoduc transméditerranéen qui relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie via la Tunisie. [17]

La production globale de GNL du groupe SONATRACH est passée de 23 MT (millions de tonnes) durant la période 2000-2005 à 19MT durant la période 2006-2013. C'est ce qui explique, en grande partie, la baisse des exportations en termes de GNL, qui seraient passées de 12 à 6% du total des échanges mondiaux en 2013. Les exportations algériennes en terme de GNL ont été de 11 MT, dont 10,3 MT destinées au marché européen et 0,7 MT au marché asiatique, plaçant notre pays au 7^{ème} rang du classement des pays exportateurs de GNL après le Qatar (77,4 MT), la Malaisie (23,1 MT), l'Australie (20,8 MT), le Nigeria (20 MT), l'Indonésie (18,1 MT) et le Trinidad (14,4 MT).[15] Selon une étude réalisée par Evaluate Energy, la société algérienne SONATRACH sera en 2020 le deuxième groupe producteur de GNL dans le monde avec une production de 30MT par an, soit presque 10 MT de plus qu'en 2010. Elle viendra donc après l'actuel leader mondial Qatar Petroleum qui devrait produire plus de 50MT et avant Royal DUTCH Shell qui devrait à lui produire 23MT.

L'Algérie exporte à l'heure actuelle environ 65 Milliards de mètre cube de gaz et de GNL qui prend une part de plus en plus importante dans ces exportations (40% selon les statistiques du groupe BP).

Les perspectives d'évolution du marché du GNL sont plus optimistes et devraient principalement bénéficier de l'approvisionnement de l'Europe.

Marco Boeri, un spécialiste du marché du gaz naturel à BNP Paribas, estime ainsi que l'industrie du GNL devrait continuer à croître. Le secteur du GNL a moins souffert de la crise que l'ensemble du marché du gaz avec une croissance annuelle moyenne de 7% durant la

dernière décennie. En 2009, le GNL concernait un cinquième des 905 milliards de mètre cube de gaz naturel échangés dans le monde.

Cette augmentation de la production de GNL devrait également profiter à l'Algérie elle-même puisque la structure de la consommation nationale d'énergie est dominée par le gaz naturel (27,7%). Selon Sonatrach, le gaz naturel occupe 64% des parts dans la production globale contre 26% pour le pétrole, 6% pour le condensat et 4% pour le GNL. [18].

Les besoins énergétique de l'Algérie sont satisfaits, presque exclusivement, par les hydrocarbures, notamment le gaz naturel, l'énergie la plus disponible. Les niveaux des besoins en gaz naturel, énergie la plus disponible. Les niveaux des besoins en gaz naturel du marché national seraient de l'ordre de 45 milliards de m³ en 2020 et 55 milliards de mètres cubes en 2030. [19]

II.4.1. Réserves gazières en Algérie :

En **janvier 2003** les réserves prouvées de gaz naturel sont estimées à 4,077 milliards de mètre cube. Au cours du dix dernières années les bassins de Berkine et d'Illizi ont enregistré les taux de réussite les plus élevées dans l'exploration, avec respectivement 51% et 50%. Parmi les autres bassins de Berkine qui se classent comme les plus fructueuses figures. Le bassin d'Oued Myaou on a effectué une autre découverte de gaz et de pétrole en 2002, ainsi que les bassins de Timimoune et Hassi Messaoud.

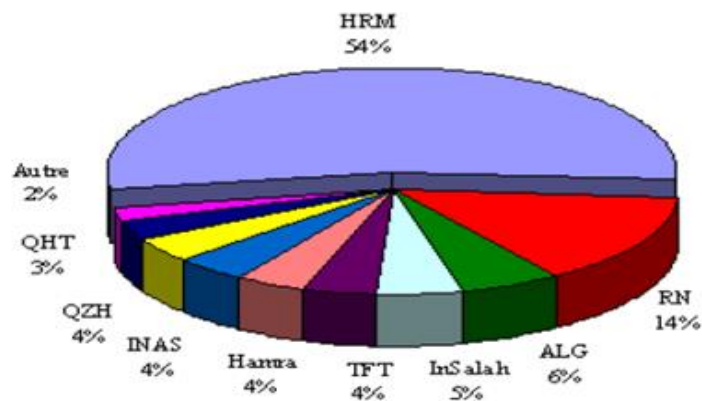


Figure II.6. Répartition des réserves gazières en Algérie.

Près de 66% du gaz actuellement commercialisé par SONATRACH proviennent du gisement gazier géant de Hassi R'mel. [17]

II.5. Caractéristiques du gaz naturel :

Le gaz naturel est un gaz incolore, inodore, insipide, sans forme particulière et plus léger que l'air. Il se présente sous sa forme gazeuse au-delà de « **-161°C** ». Pour des raisons de sécurité, un parfum chimique, le mercaptan, qui lui donne une odeur spécifique, lui est souvent ajouté afin de permettre de détecter une fuite de gaz éventuelle.

Le gaz naturel n'est ni corrosif, ni toxique, sa température de combustion est élevée et il possède un intervalle restreint d'inflammabilité, ce qui en fait un combustible fossile comparé à d'autres sources d'énergie. En outre, en raison de sa densité de **0,60** inférieure à celle de l'air, le gaz naturel a tendance à s'élever et peut, par conséquent, disparaître facilement du site où il se trouve par n'importe quelle fissure.

La pression atmosphérique, si le gaz naturel est refroidi à une température d'environ « **-161°C** », il se condense sous la forme d'un liquide appelé le gaz naturel liquéfié (**GNL**). Un volume de ce liquide occupe environ le six centième d'un volume de gaz naturel et est deux fois moins lourd que l'eau (**45%** environ). Le gaz naturel ne brûle dans l'air qu'à une concentration de **5%** à **15%**.

Au stade final de son exploitation, le gaz naturel peut être caractérisé par les propriétés suivantes : [20]

II.5.1. Densité :

Pour un gaz, elle est définie par le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans les conditions déterminées de température et de pression. Comme elle peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir au moyen de sa composition chimique en utilisant la relation :

$$\text{Densité du gaz} = \text{Masse Moléculaire du gaz} / 28,966$$

28,966 : est la masse moléculaire de l'air.

II.5.2. Pouvoir calorifique :

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence. Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en (j/m³).

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

- **Pouvoir calorifique supérieur : (PCS)**

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

- **Pouvoir calorifique inférieur :(PCI)**

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

II.5.3. Masse volumique (Kg/m³) :

Représente la masse d'une unité de volume de gaz, elle est en fonction de la température et de la pression.

II.5.4. Point de rosé :

C'est la température à laquelle se forme la première goutte de liquide à pression constante. Elle est utilisée pour estimer la quantité d'eau contenue dans le gaz et ainsi prévoir les risques qu'elle pourrait causer lors du transport.

II.6. Origine du gaz naturel :

Le gaz naturel peut être de diverses natures, il est dit :

- **Thermogénique** : lorsqu'il provient de la transformation de matière organique sous l'effet de la pression et de la chaleur.

- **Biogénique** : lorsqu'il est généré à partir de la fermentation de bactéries présentes dans les sédiments organiques

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. Le gaz peut être aussi d'origine inorganique.

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

II.7. Types de gaz naturel :

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

- **Gaz sec :**

Un gaz sec est un gaz qui ne contient pas de produits facilement condensables à la température et la pression ambiante (c'est-à-dire qu'il est composé de méthane, d'éthane, et de quelques impuretés non condensables : gaz carbonique, azote...etc.). En fait, aucun gaz n'est sec à proprement parler ; on a coutume cependant d'appliquer cette définition aux gaz dont la fraction condensable est faible.

- **Gaz humide :**

Un gaz naturel est dit humide lorsque, par refroidissement jusqu'à la température ordinaire, il permet d'obtenir une phase liquide. Le gaz est moins concentré en méthane.

- **Gaz à condensât :**

Dans les conditions de production de ce gaz, il y a une formation de phase condensée riche en constituants lourds dans le réservoir.

- **Gaz associé :**

C'est un gaz de couverture qui coexiste avec la phase d'huile dans le réservoir d'huile (gisement de pétrole).

- **Gaz de schiste :**

Ce gaz est formé par la dégradation du kérogène présent dans le schiste. Ce dernier est à la fois la roche source du gaz et son réservoir. [21]

III.1. Introduction :

La distillation est la principale opération unitaire utilisée industriellement pour la séparation et la purification des mélanges de constituants chimiques. Les plus grands utilisateurs de ce procédé sont les industries du pétrole et du gaz, agroalimentaires et pharmaceutiques. Ce procédé est connu depuis plus de 2000 ans et semble-t-il mis en pratique industriellement depuis au moins 500 ans comme en témoigne la figure III-1 présentant un appareil de bouilleur de crû servant à produire liqueurs et autres boissons riches en éthanol.

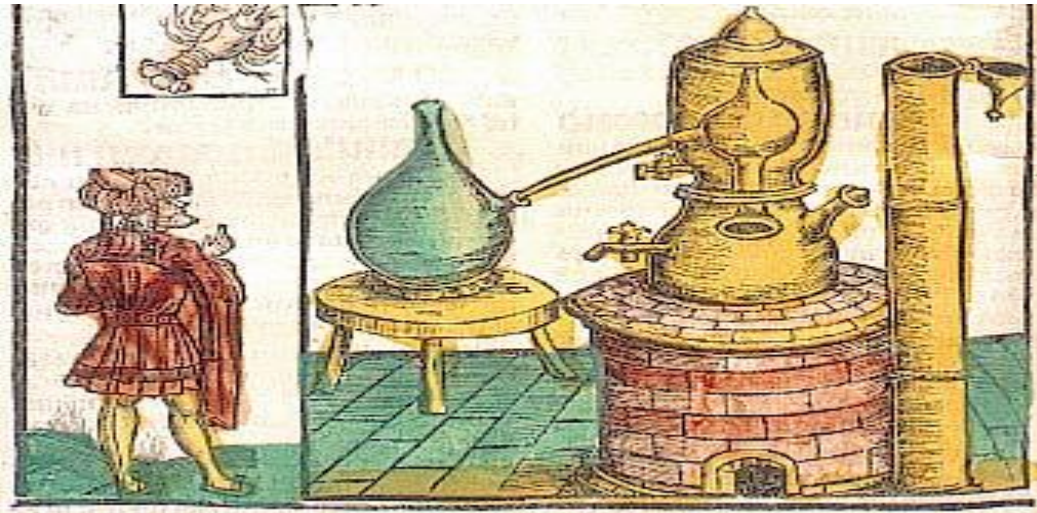


Figure III.1. Liber de Arte Distillandi” le premier livre sur la distillation (1512).

La rectification est un procédé composé d'une cascade de distillation dans lequel l'équilibre entre les phases liquide et vapeur est obtenu grâce à la mise en contact sur des plateaux ou dans le garnissage d'une colonne. La succession de plusieurs équilibres dans le système, conduit à avoir une phase vapeur ou / et une phase liquide sortant de la colonne qui n'est pas en équilibre liquide / vapeur avec le liquide ou avec le vapeur qui se trouve en bas / en tête dans la colonne.

La rectification-nommée « distillation » est beaucoup plus efficace, plus utilisée industriellement que la distillation simple. [22]

III.2. Définition du procédé de rectification : [23]

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange composé en constituants pratiquement purs de composition dérivée et se base sur la mise en contact d'une phase liquide et d'une phase vapeur qui tendent à s'équilibrer mutuellement. Cela implique d'une part, l'équilibre de température et de pression et d'autre part une redistribution des constituants entre les phases.

Le transfert de matière d'une phase à une autre s'effectue par diffusion moléculaire. La force motrice de transfert d'une substance est la différence de concentration de l'élément dans les deux phases. Une telle séparation est réalisée à contre-courant en continu dans un appareil cylindrique vertical appelé : (colonne de rectification), soit par étage dans une colonne à plateaux, soit dans une colonne à garnissage.

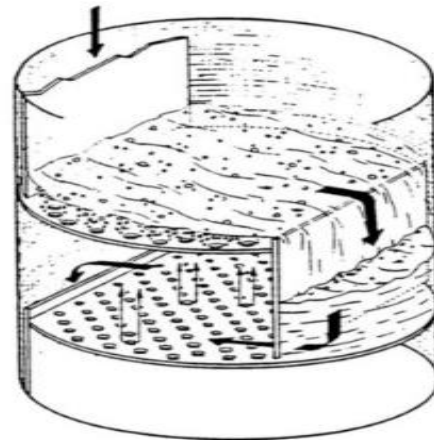


Figure III.2. Schéma simplifié de la rectification.

III.3. Description de la colonne de rectification :

Dans l'appareil, le rebouilleur est situé en bas de la colonne, où la charge est introduite au début de la séparation. Le bouilleur fonctionne aussi comme un réservoir. Le mélange est évaporé dans le bouilleur et la vapeur monte dans la colonne, échangeant de la matière avec un liquide à contre courant avant de sortir en tête de la colonne.

La vapeur est alors condensée ; une partie du condensât étant recueillie comme distillat, l'autre partie du condensât étant renvoyée dans la colonne (le reflux) afin de constituer le liquide descendant à contre courant de la vapeur. Grâce aux échanges de matière avec le liquide dans la colonne, la vapeur s'enrichit en constituant le plus volatil. Par conséquent, le distillat issu de cette même vapeur condensée, est riche en produit le plus volatil d'une même région de distillation.

La colonne est divisée en trois zones :

- Zone d'alimentation : c'est l'entrée du mélange à fractionner.
- Zone de rectification : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.
- Zone d'épuisement : se situe au-dessous de la zone d'alimentation.

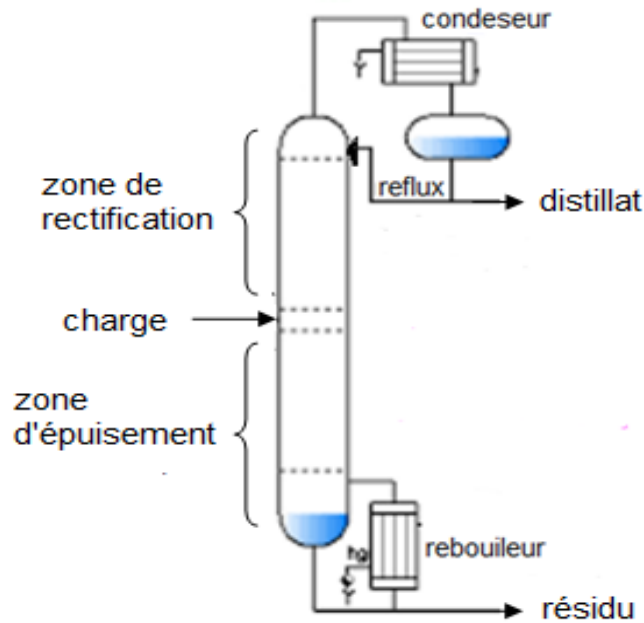


Figure III.3. Schéma synoptique de la colonne de rectification.

III.4. Types de colonnes de rectification :

Le phénomène physique qui régit la distillation est la diffusion à contre-courant qui s'instaure entre la phase liquide et la phase gazeuse. Les transferts de matière et de chaleur s'établissent au moyen de dispositifs de contact qui engendrent de grandes surfaces d'échange entre les deux phases. Pour ce faire, on disperse une phase dans l'autre. Les deux principaux types de dispositifs utilisés pour assurer le contact du liquide et de la vapeur sont : [24]

a. Colonnes à plateaux :

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celles-ci, le plus près possible, de l'état d'équilibre.

Sur les plateaux à courant croisé, les transferts de matière se produisent entre une phase gazeuse ascendante et une phase liquide qui se déplace horizontalement sur le plateau. Le liquide

s'écoule d'un plateau à l'autre. Le fonctionnement des plateaux dépend des propriétés physiques de chacune des phases et de leurs débits respectifs.

a. 1. Différents types de plateaux :

Les plateaux d'une colonne ont pour objectif de mettre en contact le liquide, qui redescend par gravité, avec la vapeur qui monte. Ils comportent :

- une aire active percée de trous, éventuellement équipés de clapets ou de cloches
- d'un barrage permettant de retenir sur le plateau une certaine épaisseur de liquide
- d'un déversoir permettant d'amener le liquide du plateau considéré vers le plateau inférieur. [25]

On distingue 4 types de plateaux :

- plateaux à calottes.
- Plateaux à clapet (soupape).
- Plateaux à jet directionnel.
- Plateaux perforés. [26]

➤ **Plateaux à calottes :**

Les plateaux à calottes sont de moins en moins utilisés dans l'industrie. Un plateau à calottes à une seule passe en fonctionnement est schématisé dans la figure.

Le gaz sortant des fentes des calottes barbote dans le liquide et crée une émulsion sur le plateau. C'est au sein de cette émulsion que se produit l'échange de matière et de chaleur.

Les plateaux à calottes sont encore spécifiés dans un certain nombre de cas :

- fonctionnement à très faibles débits ;
- distillation sous vide moyen ;
- temps de séjour important sur les plateaux, nécessité par une réaction chimique.

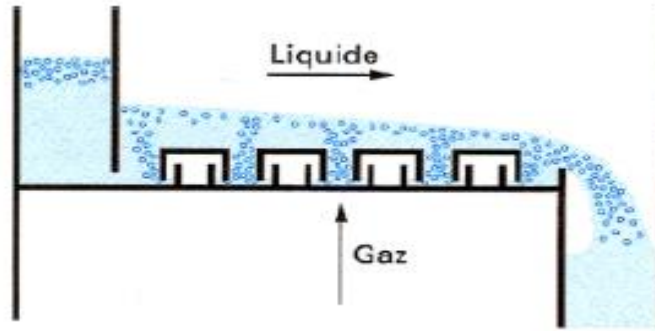


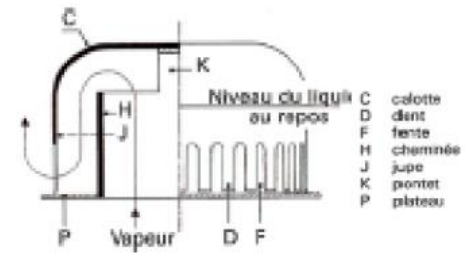
Figure III.4. Plateau à calottes en fonctionnement. [25]



a) Plateau à calottes



b) Calotte base



c) Calotte cylindrique

Figure III.5. Plateau à calottes.

➤ Plateaux perforés :

La surface de ces plateaux est perforée de nombreux petits trous. L'épaisseur d'un plateau dépend de la résistance mécanique nécessaire au bon fonctionnement de la colonne (masse du liquide, force de gravité). Elle n'a pas d'influence sur les pertes de pression, mais elle joue un rôle sur la dispersion de la phase gaz. Généralement l'épaisseur des plateaux perforés est proportionnelle au diamètre des trous.

Le fonctionnement de ce type de plateaux est basé sur la différence des pressions d'un plateau à un autre. Cette différence de pression permet de maintenir le liquide sur le plateau et elle permet le passage du gaz par les trous du plateau. Les bulles résultant du passage du gaz dans le liquide prennent naissance dès la surface du plateau. Celles-ci barbotent dans le liquide, formant ainsi un brouillard constitué de petites gouttes.



Figure III.6. Plateau perforé.

➤ **Plateaux à soupapes :**

Selon les constructeurs, il existe plusieurs types de plateaux à soupapes :

- les plateaux avec les soupapes « Float-Valve » constitués de rectangles de tôle pliée et emboutie
- les soupapes circulaires des plateaux « Flexitray » constitués de disques emboutis, retenus chacun par un étrier soudé ou agrafé sur le plateau ;
- les plateaux à soupapes étagées : il s'agit de soupapes superposées, munies de pieds de hauteurs différentes et qui se lèvent successivement sous la poussée du gaz.

Actuellement, les plateaux à soupapes les plus utilisés sont les plateaux à soupapes circulaires munis de pattes repliées qui limitent la levée au-dessus du plateau.

Le gaz s'écoulant dans la colonne passe par les trous du plateau perforé en poussant les soupapes qui couvrent les orifices. La soupape monte ou descend selon le flux du gaz. Le taux d'ouverture dépend donc du débit du gaz et de la masse de la soupape. Dans son mouvement vertical, la soupape est limitée par les conduites attachées au plateau. [25]



Soupape A-1

Clapet type T₀

Clapet type T

Clapet fixe Ballast type V-1

Figure III.7. Plateaux à soupapes

➤ **Plateaux à jet directionnel :**

C'est un type de plateaux moderne, utilisé dans les colonnes avec obligatoirement des accessoires (chicanes) pour réduire l'entraînement des liquides d'un plateau vers le plateau supérieur (utilisé pour les grandes capacités de production).

Ce sont des languettes (relevées d'un angle α de 15-40° par rapport à la base de plateau) découpées directement dans le plateau, leur inclinaison est dans le sens de l'écoulement du liquide sur le plateau.

Ce type de plateau présente comme avantages : une faible perte de charge, simplicité de construction, poids et prix de revient assez faible et une bonne souplesse de fonctionnement. [26]

b. Colonnes à garnissage :

Dans les colonnes garnies, le transfert s'effectue à la surface du liquide sans occlusion appréciable de bulles gazeuses. L'efficacité d'un tel dispositif est donc directement liée à la surface offerte par le film liquide. Avec des garnissages, le contact entre les phases devient continu tout le long de la colonne. Les performances de cette technologie dépendent de sa capacité à disperser les flux liquide et vapeur afin de maximiser la surface de contact.

Le fonctionnement d'un lit de garnissage dépend fondamentalement :

- de la distribution du liquide et du gaz ;
- du choix d'une dimension nominale du garnissage compatible avec le diamètre intérieur de la colonne ;
- du soin apporté à la mise et au maintien en place de la charge.

Le nombre de types de garnissage inventés depuis une cinquantaine d'années est impressionnant. Nous avons dû limiter l'énumération aux principales productions dont les caractéristiques ont été diffusées par les constructeurs et recoupées par des résultats d'exploitation.

b.1. Garnissages en vrac

➤ **Anneaux Raschig** (figure III.8.a)

Ce sont des manchons cylindriques de hauteur égale au diamètre extérieur (dimension nominale). Le choix du matériau est extrêmement vaste : céramique (grès ou porcelaine), graphite, métaux et alliages, plastiques et verres. Les dimensions nominales courantes vont de 6,4 à 102 mm (1/4 à 4 in). Il existe d'autres types d'anneaux exemple (anneau Pall, selle de Berl ...etc.)

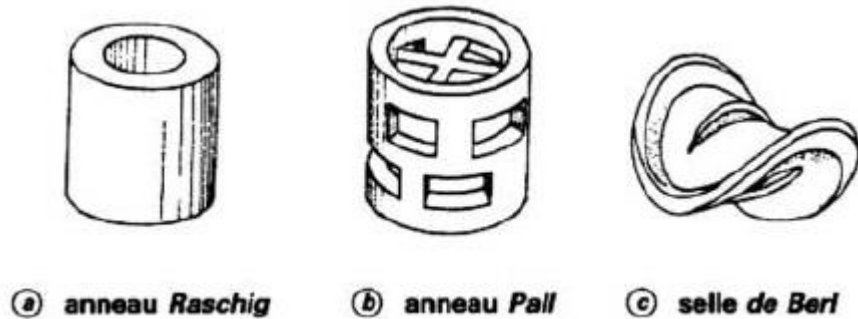


Figure III.8. Différents types de garnissage en vrac.

b.2. Garnissages systématiques :

➤ Anneaux ordonnés.

Les empilages d'anneaux ordonnés sont souvent utilisés comme premières couches interposées entre une grille formée de poutres et le garnissage en vrac (figure 2). Cette disposition est particulièrement recommandée pour les colonnes de grand diamètre lorsque la charge de garnissage est importante ou lorsque les problèmes de corrosion requièrent une grille briquetée.

L'emploi d'anneaux ordonnés comportant un cloisonnement simple ou multiple se révèle alors intéressant pour augmenter la surface d'appui :

- du garnissage en vrac sur les anneaux ordonnés ;
- des couches d'anneaux ordonnées les unes sur les autres ;
- des anneaux ordonnés sur la grille support briquetée

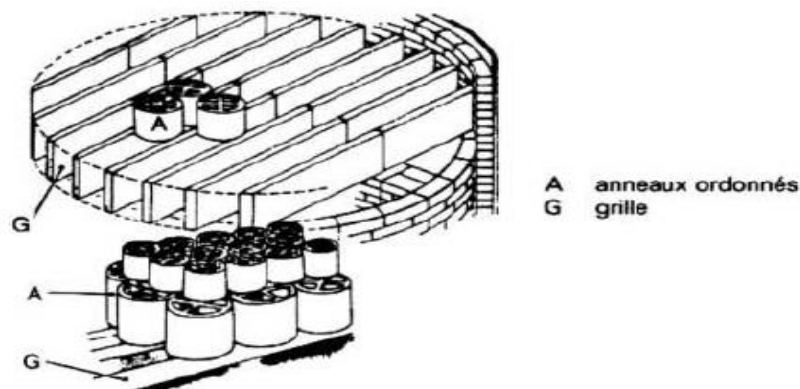


Figure III.9. Interposition d'anneaux ordonnés entre une grille et du garnissage en vrac.

b.4. Garnissages structurés

Ce sont des éléments autoporteurs formés de canaux inclinés à 30 ou 45° sur la verticale, le diamètre hydraulique de ces canaux est variable depuis environ 0,01 m suivant les produits ; ces canaux peuvent être éventuellement munis de perforations. Ces éléments sont fournis en acier, en plastique ou en céramique. Ces garnissages, conçus initialement pour des distillations sous vide poussé, jusqu'à communément 2 500 Pa (soit 19 mm Hg), pour lesquelles ils semblent avoir conquis le marché, progressent également dans le domaine des distillations et des absorptions à pression atmosphérique. [27]

III.5. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification : [28]

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple, tout en travaillant à une pression constante. Il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par une source froide (condenseur), qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, une source chaude (le rebouilleur), générant un flux de vapeur chaude montant.

Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ces deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur de la virole.

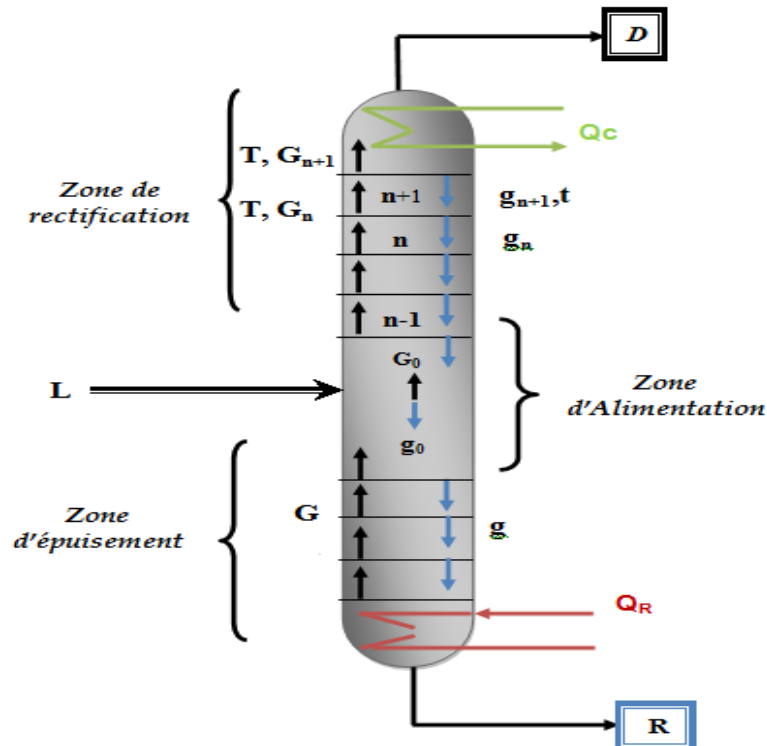


Figure III.10. Schéma général du fonctionnement d'une colonne de rectification à plateaux.

G_n : Vapeur montante. L : Alimentation. n : Rang du plateau

D : Distillat. R : Résidu. g_n : Liquide descendant, Q : quantité de chaleur.

III.6. Calcul d'une colonne de rectification :

III.6.1. Bilan matière de la colonne et de ces trois zones :

a. Bilan matière de la colonne entière :

Bilan matière globale de la colonne :

$$L = D + R \dots\dots\dots(III.1).$$

Le bilan matière partiel de la colonne pour un constituant « i » quelconque :

$$L X'_{Li} = D y'_{Di} + R X'_{Ri} \dots\dots\dots(III.2).$$

La résolution commune de ces équations donne :

$$L / D Y'_{Di} - R X'_{Ri} = R / D y'_{Di} - L X'_{Li} = D / L X'_{Li} - R X'_{Ri} \dots\dots(III.3).$$

L'équation obtenue sert à calculer R et D, si les concentrations du constituant « i » dans le distillat et dans le résidu sont connues.

b. Bilan matière de la zone de rectification :

$$G = g + D \dots\dots\dots(III.4).$$

$$G.Y'_{n,i} = g.X'_{n,i} + D.Y'_{D,i} \dots\dots\dots(III.5).$$

$$g / Y'_{D,i} = G / Y'_{n,i} - D \dots\dots\dots(III.6).$$

la résolution de cette équation par rapport à $Y'_{n,i}$, donne l'équation de concentration (opératoire) de la zone de rectification :

$$Y'_{n,i} = m.X'_{n-1,i} + (1-m)Y'_{D,i} \dots\dots\dots(III.7).$$

avec :

$$m = g/G = rf / (rf + 1) \dots\dots\dots(III.8).$$

ou : $rf = g / D$: est le taux de reflux

l'équation (III.7) qui tient compte de la constance des débits molaires G et g dans la zone de rectification de la colonne, donne une relation entre la concentration du constituant « i » dans la

phase liquide se trouvant sur le plateau (n-1) et la concentration de ce même constituant dans la phase vapeur provenant du plateau n, et permet de calculer les plateaux de rang 'n' à partir des plateaux de rang 'n-1'. Elle doit être complétée par l'équation qui fixe la température des plateaux.

c. Le bilan matière dans la zone d'épuisement :

$$g' = G' + R \dots\dots\dots(III.9).$$

$$g \cdot X'_{n+1,i} = G' \cdot Y'_{n,i} + R \cdot X'_{R,i} \dots\dots\dots(III.10).$$

$$g' / Y'_{n,i} - X'_{R,i} = G' / X'_{n+1,i} = R / Y'_{n,i} - X'_{n+1,i} \dots\dots\dots(III.11).$$

la résolution de l'équation (IV.10) par rapport à $X'_{n+1,i}$ permet d'obtenir l'équation de concentration de la zone d'épuisement :

$$X'_{n+1,i} = Y'_{n,i} / m' + ((m'-1) / m') \cdot X'_{R,i} \dots\dots\dots(III.12).$$

$$\text{Avec } m' = g'/G' = (rb + 1) / rb \dots\dots\dots(III.13).$$

Ou : $rb = G/R$: est le taux de rebouillage.

L'équation (IV.12) tient compte également de la constance des débits molaires 'g' et 'G' dans la zone d'épuisement. Cette expression permet de calculer les plateaux de rang (n+1) à partir des plateaux de rang n. elle doit être complétée également par l'équilibre.

d. Bilan de matière dans la zone d'alimentation :

Le liquide g_m alimentant la zone d'épuisement est égale à la somme de g_k qui est le liquide sortant de la zone de rectification et de g_0 qui est la phase liquide de l'alimentation. Donc, on effectue le bilan matière juste au-dessus du plateau inférieur de cette zone.

$$g_m = g_k + g_0 = G_k + R \dots\dots\dots(III.14).$$

$$g_m \cdot X'_{m,i} = g_k \cdot X'_{k,i} + g_0 \cdot X'_{0,i} \dots\dots\dots(III.15).$$

Ou :

$$g_m \cdot X'_{m,i} = G_k \cdot Y'_{k,i} + R \cdot X'_{R,i} \dots\dots\dots(III.16).$$

De même, la vapeur G_m qui alimente la zone de rectification est la somme de la vapeur G_k et de la phase G_0 . Ainsi, le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau supérieur de la zone de rectification donne :

$$G_m = G_k + G_0 = g_k + D \dots\dots\dots(III.17).$$

$$G_m \cdot Y'_{m,i} = G_k \cdot Y'_{k,i} + G_0 \cdot Y'_{0,i} \dots\dots\dots(III.18).$$

Ou:

$$G_m \cdot Y'_{m,i} = g_k \cdot X'_{k,i} + D \cdot Y'_{D,j} \dots\dots\dots(III.19).$$

III.6.2. Bilan thermique de la colonne : [29]

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.

L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$L \cdot h_L + Q_R = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_C \dots\dots\dots(III.20).$$

$$H_L = e'_{0'} \cdot H_0 + (1 - e'_{0'}) \cdot h_0 \dots\dots\dots(III.21).$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_R) \dots\dots\dots(III.22).$$

$$Q_C = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \dots\dots\dots(III.23).$$

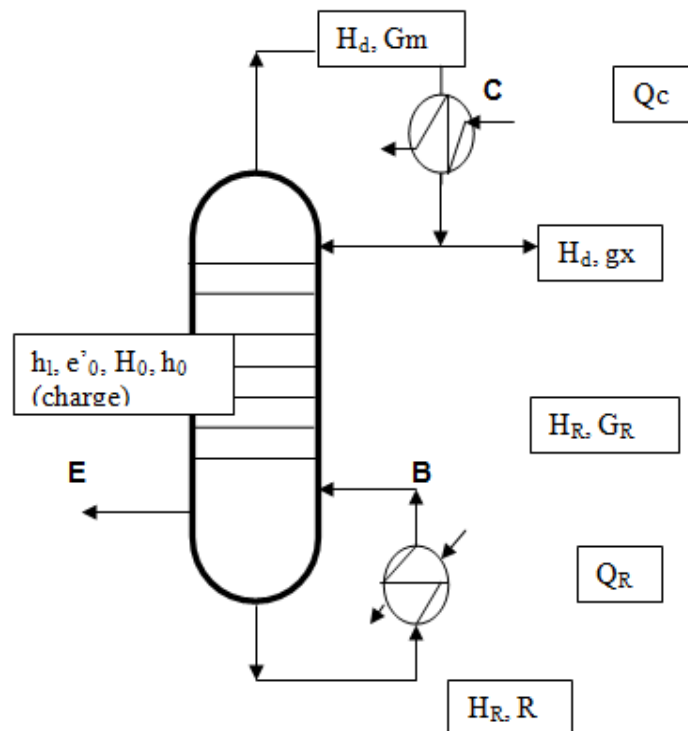


Figure III.11. Installation d'une colonne de rectification.

A partir du bilan thermique de la colonne on à :

$$g_x = (rf)_{opt} \cdot D. \dots\dots\dots(III.24).$$

$$G_R = (rb)_{opt} \cdot R. \dots\dots\dots(III.25).$$

$$(rb)_{opt} = [(D \cdot (rf)_{opt} / L) + (1 - e'_0) \cdot R / L] / (R / L) \dots\dots\dots(III.26).$$

III.6.3. Utilisation des volatilités relative :

Dans le cas de la rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau. Pour éviter le travail long et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée rapide donnant une précision souvent suffisante. Cette méthode fait intervenir la notion de volatilité « α_i » qui est le rapport du coefficient d'équilibre du constituant « i » à celui d'un constituant de référence « r ».

$$\alpha_i = K_i / K_r \dots\dots\dots(III.27).$$

En qualité de constituant de référence, on peut choisir n'importe quel constituant (habituellement le constituant le moins volatile du mélange).

Les courbes de tension de vapeur et les coefficients d'équilibres des corps de même nature chimique manifestent une similitude dans un intervalle de température relativement étroit. C'est la raison pour laquelle la volatilité relative de tel corps peut être considérée comme constante dans un intervalle de température opératoire des zones de la colonne entière. Ainsi, on se contente de calculer une valeur moyenne de la volatilité relative en prenant la moyenne géométrique des valeurs extrêmes de α aux deux bornes de l'intervalle de température.

En tenant compte de (III.27), l'équation d'équilibre peut être écrite sous la forme :

$$Y'_i = K_i \cdot X'_i = \alpha_i \cdot K_r \cdot X'_i \dots\dots\dots(III.28).$$

$$X'_i = Y'_i / \alpha_i \cdot K_r \dots\dots\dots(III.29).$$

La somme des équations (IV.28) et (IV.29) écrites pour tous les constituants du mélange, donne :

$$\sum Y'_i = K \sum \alpha_i \cdot X'_i = 1 \text{ d'où } K_r = 1 / \sum \alpha_i \cdot X'_i \dots\dots\dots(III.30).$$

Et :

$$\sum X'_i = (1/K_r) \cdot \sum Y'_i / \alpha_i = 1 \text{ d'où } K_r = \sum Y'_i / \alpha_i \dots\dots\dots(III.31).$$

La valeur de K_r trouvée d'après (III.30) et (III.31) est utilisée pour la détermination univoque de la température du système en équilibre.

En substituant la valeur de K_r respectivement dans (III.28) et (III.29) on obtient :

$$Y'_i = \alpha_i X'_i / \sum \alpha_i X'_i \dots\dots\dots(III.32).$$

$$\text{Et : } X'_i = [Y'_i / \alpha_i] / \sum Y'_i \cdot \alpha_i \dots\dots\dots(III.33).$$

Lors du calcul de la condition d'équilibre liquide vapeur, l'utilisation des équations (III.32) et (III.33) permet de trouver Y'_i en fonction de X'_i ou inversement en évitant tout tâtonnement du à l'essai de la température.

III.6.4. Le choix de la pression dans la colonne :

Quelle que soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleure et que l'on évitera l'altération thermique des produits. Mais, en contrepartie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle. C'est donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne.

Généralement, on utilise une source froide bon marché et abondante (eau, eau de mer ou air) qui permet d'obtenir un condensat à 30-45°C environ. La pression dans la colonne sera alors au moins égal à la pression de bulle à ces températures.

Si la température de condensation des vapeurs du distillat à la pression atmosphérique est supérieure à celle de l'eau (ou air), la rectification s'effectue généralement à une faible pression effective. Cet excès de pression est nécessaire pour vaincre les résistances des plateaux, des conduites, du condenseur...etc.

Si la température de condensation des vapeurs du distillat à la pression atmosphérique est plus basse que celle de l'eau (ou air), la colonne doit fonctionner sous hautes pressions pour que la condensation des vapeurs du distillat puisse être réalisé par réfrigération ordinaire (à l'aide de l'eau ou de l'air).

Lorsque le distillat est constitué de constituants très légers, il est nécessaire (car à la température ordinaire on se trouve au-dessus de la température critique du distillat) de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique).

La pression P_b dans le ballon de reflux est déterminée par approximations successives d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i \cdot X'_{D,i} = 1 \dots\dots\dots(III.34).$$

Les pressions au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation :

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \dots\dots\dots(III.35).$$

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots\dots\dots(III.36).$$

$$P_l = (P_s + P_f) / 2 \dots\dots\dots(III.37).$$

Ou : $\Delta P_1 = (0.2 : 0.4)$ atm : perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

$\Delta P_2 = (0.3 : 0.5)$ atm : perte de charge due aux résistances des plateaux.

III.6.5. Choix des constituants clés :

Pour le calcul de la rectification des mélanges complexes, on fixe habituellement la concentration désirée d'un constituant dans le distillat et du deuxième dans le résidu (constituants clés).

Souvent, les constituants clés sont choisis : le plus volatil dans le résidu (constituant clé volatil) et le moins volatil dans le distillat (constituant clé lourd). Les constituants clés, dans ce cas, sont déterminées comme les constituants limites entre lesquels s'effectue une séparation spécifiée.

Les constituants clés et tous les constituants de volatilité intermédiaire se trouvent dans les deux produits de la colonne et ils sont appelés les « constituants distribués ». Les constituants plus légers que le constituant clé volatil est pratiquement absent dans le résidu et les constituants plus lourds que le constituant clé lourd ne sont pratiquement pas représentés dans le distillat. Ils sont appelés les « constituants non distribués ».

III.6.6. Régime de température de la colonne :

On détermine par approximations successives et d'après l'équation d'isotherme de la phase vapeur la température au sommet de la colonne.

$$\sum (Y'_{D,i} / K_i) = 1 \dots\dots\dots(III.38).$$

La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur) doit être calculée comme la température de bulle de résidu à la pression P_f (par approximations successives).

$$\sum K_i X'_{R,i} = 1 \dots\dots\dots(III.39).$$

III.6.7. Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge :

Lors du calcul de la zone d'alimentation, Il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquides et vapeurs de la charge.

D'après la définition du taux de vaporisation (ou de condensation) de la charge, on a :

$$e'_0 = G_0/L \text{ d'où : } G_0 = e'_0 \cdot L. \dots\dots\dots(III.40).$$

Et :

$$r'_0 = g'_0 /L \text{ d'où : } g'_0 = r'_0 \cdot L. \dots\dots\dots(III.41).$$

A la pression et température données, le taux de vaporisation ainsi que la composition de la charge sont déterminés par approximations successives, d'après l'équation connue de TREGOUBOV :

$$\sum X'_{o,i} = \sum (X'_{L,i} / (1 + e'_0(K'_i - 1))) = 1. \dots\dots\dots(III.42).$$

$$\text{Ou : } \sum X'_{o,i} = \sum (X'_{L,i} / (K_i - r'_0(K_i - 1))) = 1. \dots\dots\dots(III.43).$$

$$e'_0 + r'_0 = 1 \text{ et } \sum Y'_{o,i} = \sum K_i \cdot X'_{o,i} = 1. \dots\dots\dots(III.44).$$

Les équations (IV.42) et (IV.43) peuvent être utilisées également pour déterminer la température de la charge si la pression et le taux de vaporisation e'_0 sont connus.

Si le taux de vaporisation est relativement petit, pour le calcul il est très commode d'utiliser la formule suivante :

$$\sum Y'_{o,i} = \sum (X'_{L,i} / (e'_0 + ((1 - e'_0)/K_i))) = 1. \dots\dots\dots(III.45).$$

$$\sum X'_{o,i} = \sum Y'_{o,i} / K_i = 1. \dots\dots\dots(III.46).$$

Remarque:

1. Si e'_0 , la charge se trouve à la température de bulle et $g_0 = L$. Aussi l'équation

$$\sum K_i \cdot X'_{L,i} = 1. \dots\dots\dots(III.47).$$

Peut être utilisée pour la détermination de la température de bulle de la charge.

2. Si $e'_0 = 1$, la charge se trouve à la température de rosée et $G_0 = L$, aussi

$$\sum Y'_{L,i} / K_i = 1. \dots\dots\dots(III.48).$$

Peut être utilisée pour la détermination de la température de rosée de la charge.

III.6.8. Fonctionnement à reflux total :

Dans la théorie de rectification, on utilise deux méthodes d'idéalisation du procédé permettant d'établir les cas de fonctionnement de la colonne.

L'un des cas limites est le fonctionnement a reflux total correspondant à un nombre minimal de plateaux théoriques et l'autre est le fonctionnement à reflux minimal demandant pour la séparation un nombre infini de plateaux.

A reflux total, lorsque les volatilités relatives des constituants peuvent être considérées comme constantes dans la colonne, leurs volatilités relatives et le nombre minimal de plateaux théoriques est donné par la formule connue sous le nom FENSKE-UNDERWOOD.

$$\frac{X'_{D,i}}{X'_{D,j}} = \left(\frac{\alpha_i}{\alpha_j}\right)^N \cdot \frac{X'_{R,i}}{X'_{R,j}} \dots\dots\dots(III.49).$$

A partir de l'équation (IV.49), le nombre minimal de plateaux théoriques y compris le rebouilleur.

$$N_{\min} = \log \left(\frac{X'_{D,i} X'_{R,j}}{X'_{D,j} X'_{R,i}} \right) \cdot \frac{1}{\log \left(\frac{\alpha_i}{\alpha_j} \right)} \dots\dots\dots(III.50).$$

L'application de cette équation aux constituants clés donne :

$$N_{\min} = \log \left(\frac{X'_{D,v} X'_{R,l}}{X'_{D,l} X'_{R,v}} \right) \cdot \frac{1}{\log \alpha_{v-l}} \dots\dots\dots(III.51).$$

α_{v-L} : volatilité relative du constituants clé volatil (v) par rapport au constituant clé lourd (L) ; elle est déterminée comme la moyenne géométrique entre le sommet, le fond de la colonne et le niveau d'alimentation, c'est-à-dire le nombre des plateaux théoriques dans les zones de rectification et d'épuisement est fixé par l'application de Fenske-Underwood aux constituants clés entre l'alimentation et le distillat ou le résidu soit :

$$N_{R\min} = \log \left(\frac{X'_{D,v} X'_{L,l}}{X'_{D,l} X'_{L,v}} \right) \cdot \frac{1}{\log \alpha_{v-l}} \dots\dots\dots(III.52).$$

$$N_{Emin} = \log \left(\frac{X'_{L,v} \cdot X'_{R,l}}{X'_{L,l} \cdot X'_{R,v}} \right) \cdot \frac{1}{\log \alpha_v - 1} \dots \dots \dots (III.53).$$

III.6.9. Fonctionnement à reflux minimal :

C'est un autre cas limite de fonctionnement de la colonne correspondant à un nombre infini de plateaux théoriques ; pour calculer le reflux minimal, on a proposé plusieurs formules parmi-elles celle d'**UNDERWOOD**.

$$(rf)_{min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{i,L} \cdot X'_{D,i}}{\alpha_{i,L} - \Psi} \dots \dots \dots (III.54).$$

$$(rf)_{min} = \sum \frac{\Psi \cdot X'_{D,i}}{\alpha_{i,L} - \Psi} \dots \dots \dots (III.55).$$

$\alpha_{i,L}$: coefficient de volatilité du constituant « i » au constituant lourd de la charge.

Ψ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives à partir des équations suivantes :

$$e'_o = \sum \frac{\alpha_{i,L} \cdot X'_{l,i}}{\alpha_{i,L} - \Psi} \dots \dots \dots (III.56).$$

$$(rb)_{min} = \sum \frac{\alpha_{i,L} \cdot X'_{r,l}}{\alpha_{i,L} - \Psi} \dots \dots \dots (III.57).$$

D'une manière générale, la valeur de Ψ se trouvent dans l'intervalle $\alpha_L < \Psi < \alpha_v$.

α_L et α_v : Etant respectivement les volatilités des constituants clés lourds et volatil. La relation entre $(rb)_{min}$ et $(rf)_{min}$ est donnée par la formule suivante :

$$(rb)_{min} = \frac{D}{R} (rb)_{min} + \frac{L}{R} (1 - e'_o) - 1 \dots \dots \dots (III.58).$$

III.6.10.Taux de reflux optimal (opérateur) :

A partir d'une alimentation, il est possible de réaliser une séparation spécifique en choisissant un taux de reflux opératoire en tête de colonne.

D'une manière générale, le taux de reflux optimal (rf) est conditionné par le prix de revient des produits obtenus :

Pour calculer la valeur optimale de (rf) surtout pour la rectification des mélanges complexes actuellement on ne dispose pas des méthodes théoriques simples et sûres. C'est pour cette raison que les données pratiques obtenues pendant l'observation du fonctionnement des colonnes industrielles sont largement utilisées.

Pour les calculs approximatifs on peut utiliser la formule proposée par **GILLILAND**.

$$\frac{(rf)_{opt} - (rf)_{min}}{(rf)_{opt} + 1} = 0.1 \div 0.33 \dots \dots \dots (III.59)$$

III.6.11.Calcul du nombre de plateaux théoriques à reflux opératoire par la méthode approximative de GILLILAND :

GILLILAND propose une corrélation empirique entre le taux de reflux et le nombre des plateaux théoriques.

Si 'N' est le nombre de plateaux théoriques, correspondent à un taux de reflux opératoire

(rf)_{opt} les deux fonctions sont reliées entre-elles par une courbe de corrélation :

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = \frac{(rf)_{opt} - (rf)_{min}}{(rf)_{opt} + 1} \dots \dots \dots (III.60)$$

Si la charge à séparer se trouve à sa température d'ébullition, on peut utiliser la formule proposée par DONNELLE et COOPER.

$$N = N_{min} (1,4 - 0,8) \log \left(\frac{(rf)_{opt} - (rf)_{min}}{(rf)_{opt} + 1} \right) \dots \dots \dots (IV.61).$$

ELLIS a introduit une simplification en admettant que la hauteur de la zone d'alimentation est la même à reflux total qu'à reflux opératoire.

Alors le nombre de plateaux théorique pour chaque zone est donné par les formules :

$$N_R = N_{Rmin} \cdot \frac{N}{N_{min}} \dots \dots \dots (III.62).$$

$$N_E = N_{Emin} \cdot \frac{N}{N_{min}} \dots\dots\dots(III.63).$$

N_E : est le nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification à reflux optimal.

N_R : est le nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement à reflux optimal.

III.7. Dimensionnement de la colonne de rectification :

III.7.1. Détermination de la hauteur de la colonne :

La hauteur de la colonne est donnée par l'équation suivante :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \dots\dots\dots(III.64).$$

Ou :

- H_T : la hauteur totale de la colonne.
- h_1 : la hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur.
- h_2 : la hauteur de la zone de rectification.
- h_3 : la hauteur de la zone d'expansion.
- h_4 : la hauteur de la zone d'épuisement.
- h_5 : la hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur.
- h_p : l'espace entre plateaux.

On donne h_1 , h_5 et h_p et on calcule h_2 , h_3 et h_4 .

➤ **La hauteur de la zone de rectification :**

$$h_2 = (N_R - 1) \cdot h_p \dots\dots\dots(III.65).$$

Ou : N_R = nombre des plateaux dans la zone de rectification.

➤ **La hauteur de la zone d'expansion :** la hauteur de la zone d'alimentation est déterminée en tant qu'espacement entre 4 plateaux.

$$h_3 = 3 \cdot h_p \dots\dots\dots(III.66).$$

➤ **La hauteur de la zone d'épuisement :** elle est déterminée comme le cas de la zone de rectification :

$$h_4 = (N_E - 1) \cdot h_p \dots\dots\dots(III.67).$$

Ou : N_E : nombre de plateaux dans la zone d'épuisement.

III.7.2- Détermination de la vitesse admissible des vapeurs :

La vitesse admissible des vapeurs est donnée par la formule de SOUDERS BROWN :

$$W=8,47.10^{-5}.C.[(\rho L - \rho V) / \rho v]^{1/2} \dots\dots\dots(III.68).$$

Ou : c : coefficient qui dépend de la distance entre les plateaux et de la tension superficielle du liquide : c=f (hp. δ).

ρL : la masse volumique de liquide.

ρV : la masse volumique des vapeurs.

Pour hp égale à 610 mm, on à C=650

La masse volumique des vapeurs :

$$\rho V = Vm.M / V \dots\dots\dots(III.69).$$

Ou :

Vm :débit molaire des vapeurs en Kmole/h.

V : débit volumique des vapeurs en m3/h

M : la masse moléculaire Kg/Kmole.

➤ **Débit volumique des vapeurs :**

Le débit volumique des vapeurs est calculé d’après la formule suivante :

$$V = \frac{22,4.Vm.(Ts+273)}{(273.Ps)} \dots\dots\dots(III.72).$$

Ps : pression au sommet de la colonne.

Vm : débit molaire des vapeurs.

Z : facteur de compressibilité, déterminé à partir des paramètres critiques (température et pression).

Ts : température au sommet de la colonne.

Ps : Pression au sommet de la colonne.

Avec : $Vm = (g_x+D) = D (r_f + 1) \dots\dots\dots(III.73).$

Le facteur de compressibilité est déterminé d’après les paramètres critiques (température et pression).

Connaissant ces derniers, on calcule les paramètres réduits d’après les formules suivantes :

$$Tr=Ts / Tc \dots\dots\dots(III.74).$$

Ou : $Tc= \sum Y'_i.T_{i,c} \dots\dots\dots(III.75).$

$$Pr = P_s / P_c \dots\dots\dots(III.76).$$

$$\text{Ou : } P_c = \sum Y'_i \cdot P_{i,c} \dots\dots\dots(III.77).$$

III.7.3- Diamètre de la colonne :

Le diamètre de la colonne est calculé d'après le premier plateau de la zone de rectification, car la tête de la colonne est l'endroit le plus chargé par les vapeurs que les autres sections.

Il est déterminé d'après l'équation suivante :

$$D = 2 (S / \eta)^{1/2} \dots\dots\dots(III.70).$$

Ou :

D : Diamètre de la colonne.

S : section de la colonne.

Avec :

$$S = V/W \dots\dots\dots(III.71).$$

Ou : W : est la vitesse linéaire des vapeurs.

IV.1. Introduction :

Le développement rapide de l'industrie pétrochimique moderne est dû principalement à l'utilisation comme matière première des oléfines à bas poids moléculaire, telles que l'éthylène, le propylène, l'iso-butylène et le n-butylène.

Plus tard, les amylènes et ensuite le méthane, l'éthane, le propane, les butanes et le pentane ont servi de matière première chimique. Les synthèses industrielles à base de d'acétylène qui peut être sûrement obtenu à partir de méthane deviennent de plus en plus importantes.

La tendance actuelle la plus caractéristique dans le développement de l'industrie pétrochimique consiste à raffiner, à l'échelle continuellement croissante, les hydrocarbures tirés des gaz naturels et des gaz associés au pétrole. Ces derniers, à côté de gaz de distillation, sont devenus les matières premières de cette industrie-clé.

IV.2. Matières premières pour la synthèse pétrochimique : [30]

Le gaz naturel étant le produit principal des gisements gaziers constitue essentiellement en méthane et en autres hydrocarbures gazeux ainsi qu'en proportion très limitée de gaz inerte et des gaz rares. D'autre part on trouve des dépôts de gaz, placés à de très grandes profondeurs où il existe une pression très élevée ; les gaz qu'ils contiennent renferment des quantités importantes de gazoline naturelle qui se sépare quand la pression diminue : ces puits sont appelés « distillat Fields ». Après diminution de pression cette gazoline fournit un condensat qui contient les hydrocarbures liquéfiés dont le point d'ébullition s'étale depuis la température ordinaire jusqu'à -300 °C et même davantage ; ils sont également utilisables comme matières premières.

La synthèse pétrochimique ouvre la voie à la production d'une foule de dérivés hydrocarboniques. Les hydrocarbures individuels ou les coupes étroites retirés à partir du gaz naturel, du gaz associé au pétrole, du gaz de raffinage ou bien à partir des produits liquéfiés obtenus lors du traitement thermo-catalytique du pétrole brut, subissent des transformations tout à fait différentes. On trouvera ci-dessous la description de principales transformations des hydrocarbures individuels.

IV.2.1. Méthane et éthane en pétrochimie : [30]

a. Méthane :

On peut le mettre en évidence dans les gaz naturels, les gaz associés au pétrole et les gaz artificiels.

Les divers procédés de sa transformation chimique ont d'abord été étudiés puis utilisés industriellement. L'un des plus perspectifs par les voies qu'il offre est le procédé d'oxydation du méthane amenant au mélange de formol, de méthanol et d'aldéhyde acétique. Par pyrolyse ou bien par déshydrogénation il se transforme en acétylène, noir de carbone et hydrogène. La conversion de l'éthane par la vapeur d'eau ou bien par le mélange de la vapeur d'eau et de l'oxygène fournit le gaz de synthèse ($\text{CO} + \text{H}_2$), qui est le point de départ de nombreuses synthèses ; on peut alors les séparer aisément en oxyde de carbone et en hydrogène qui sont employés dans les hydrogénations et surtout pour la synthèse de l'ammoniac, qui est à son tour utilisé pour la fabrication des matières plastiques et des engrais précieux.

Le procédé de chloration du méthane réalisé au stade industriel sert à la fabrication de chlorure de méthyle, de chlorure de méthylène, de chloroforme et de tétrachlorure de carbone.

La nitration du méthane donne naissance au nitro-méthane employé comme solvant pour la fabrication des laques différentes.

Le schéma porté sur la **figure IV.1** résume les transformations essentielles du méthane.

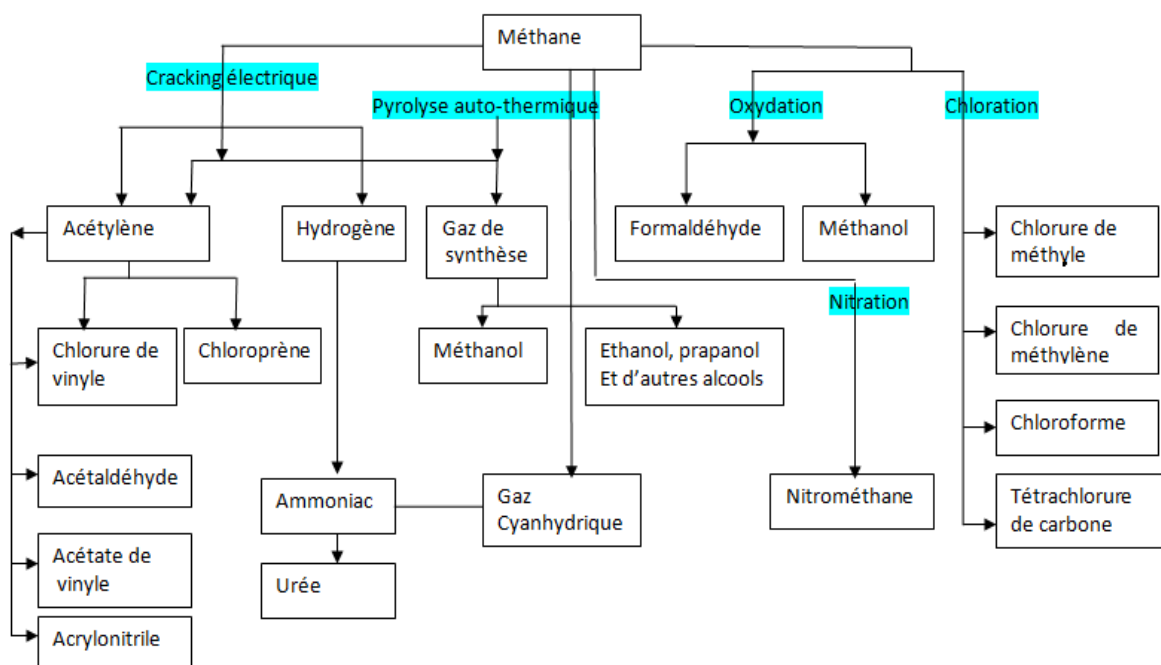


Figure IV.1. Principales transformations du méthane.

b. Ethane :

La pyrolyse de l'éthane fournit l'éthylène qui est l'une des matières premières aboutissent à l'oxyde d'éthylène, à l'éthanol, au polyéthylène, au styrène, ...etc.

La réaction de la pyrolyse oxydative de l'éthane fournit l'acétylène et celle de la chloruration permet de produire le chlorure d'éthane qui sert à la production de tétra-éthylplomb, des alcools et des matières plastiques, tandis que la réaction de nitration est utilisée dans la fabrication de nitroéthane et de nitrométhane largement applicable comme solvant.

➤ Ethylène :

Il est le produit le plus important et le plus utilisable dans l'industrie pétrochimique. Il entre dans la fabrication des produits aussi variées que celles de l'éthanol, de l'oxyde d'éthylène, du polyéthylène, du styrène, du chloroéthane et beaucoup d'autre. Dans les années à suivre, la majeure partie de l'éthylène sera transformée en polyéthylène (figure IV.2).

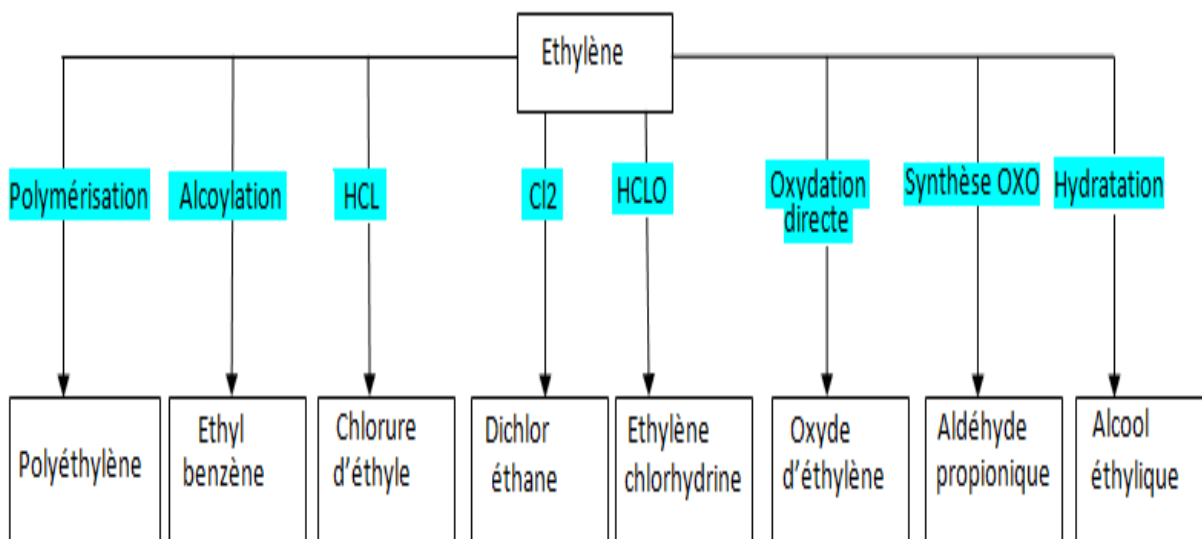


Figure IV.2. Principales transformation de l'éthylène

➤ L'acétylène :

C'est le point de départ de nombreux produits synthétiques de l'industrie pétrochimique. Les dérivés de l'acétylène sont de plus en plus en demandées, ce qui nécessite les recherches sur la préparation de ce gaz à des prix de revient plus élevé possible. Le procédé industriel de sa préparation à partir du gaz naturel est basé sur la pyrolyse autothermique du méthane, c'est-à-dire sur la destruction thermique du méthane, qui se fait au moyen d'oxygène comme agent oxydant ; ce procédé permet d'obtenir le gaz de synthèse (CO+H₂).

Les transformations de l'acétylène d'une importance industrielle appréciable sont les suivantes :

1. Préparation du chlorure de vinyle ;
2. Hydratation en acétaldéhyde ;
3. Obtention de l'acétone de vinyle ;
4. Fabrication des chlorures d'éthylène ;
5. Formation de monovinylacétylène ;
6. Préparation de l'acrylonitrile ;

IV.2.2. Gaz de pétrole liquéfié en pétrochimie (GPL) :

a. Définition du GPL :

L'appellation gaz de pétrole liquéfié ou GPL peut qualifier deux gaz à l'état liquide : le propane (C₃H₈) et le butane (C₄H₁₀). Ce sont tous les deux des hydrocarbures saturés qui sont composés de liaisons simples d'atomes de carbone et d'hydrogène. Ils ont l'avantage de se liquéfier sous une pression moins forte que les autres gaz (notamment le méthane) : entre 1,5 et 7 bars, soit une pression équivalente à celle de l'eau du robinet ou à celle de l'air dans un pneu. [31].

Sous cette rubrique, on trouve le butane commercial, le propane commercial et un mélange des deux prend le nom de «BUPRO ». [28]

Le GPL était autrefois considéré comme un résidu de l'extraction du pétrole et directement brûlé au sommet de torchères, il est dorénavant récupéré par la distillation. [31]

- **Composition du GPL** : [30]

Le tableau suivant nous montre la composition molaire du GPL :

Composants du GPL	%mol
Méthane	0.25
Ethane	2.74
Propane	46.29
Iso butane	16.27
Normal butane	34.45

Tableau IV. Composition molaire du GPL.

b. GPL en Algérie :

L'Algérie, pays pétrolier et gazier, possède une industrie de GPL très importante, sa production a connu une croissance soutenue en raison de l'intérêt suscité chez les pays industrialisés pour cette forme d'énergie idéale pour la protection de l'environnement.

85% de la production provient des unités de gaz des champs (HassiR'mel, Ain Salah, Adrar, Tin FouyéTabenkort, Hawdh El Hamra, Rhoude Nouss, Hassi Messaoud, Berkaoui, et Oued Noumer). La production totale des GPL est transportée via le pipe LR1 (998 Km), lui-même relié vers le centre de stockage et de transfert (CSTF) situé à Hassi R'mel. Là, ils sont débarrassés des éventuelles traces d'eau avant d'être expédiés vers la station de pompage SP4, puis acheminés vers les complexes de séparation d'Arzew

Le reste de la production provient des unités GNL de Skikda et des raffineries.

La consommation nationale en GPL (constituée essentiellement de butane à 90%) est satisfaite à travers le territoire en acheminant le produit vers les différentes régions par camion-citerne, cabotage par navires et tout récemment par voie ferrée par le biais de la société de transport des produits énergétiques (STPE).

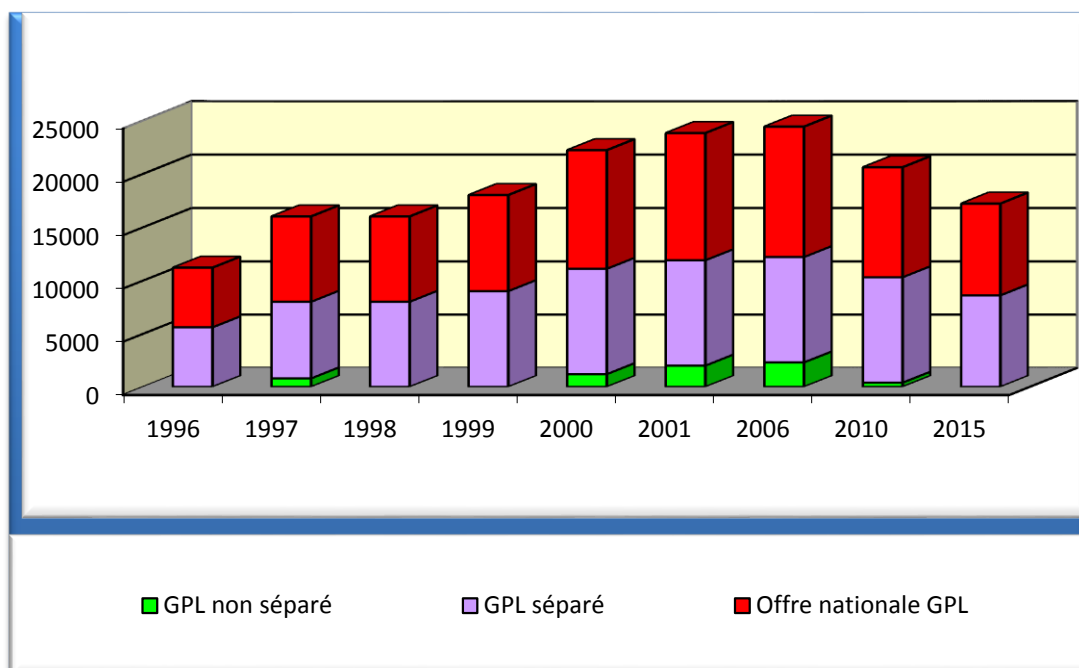


Figure IV.3. Offre prévisionnelle national en GPL (MT)

1. Propane : [30]

Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone. Lors de la pyrolyse du propane, il se forme l'éthylène et le propylène, tandis que le nitrométhane, le nitroéthane et le nitropropane sont issus de la réaction de nitration. Les produits de chloration n'ont pas trouvé jusqu'à présent d'application industrielle, et il est bien connu que le propane, à côté de méthane et d'éthane, est utilisé dans la fabrication de l'acétylène.

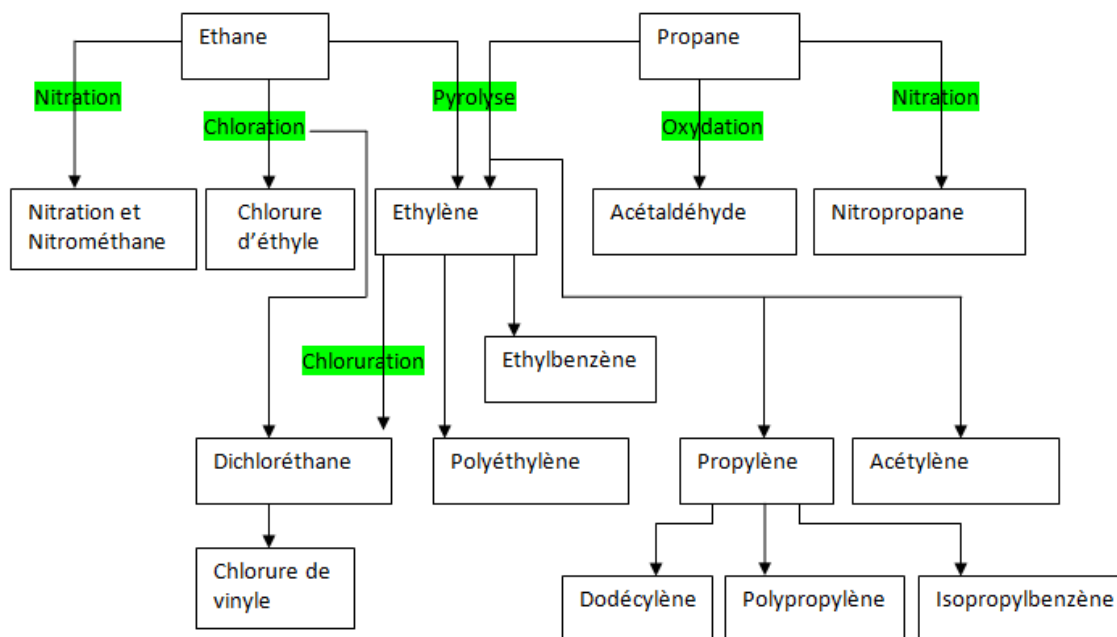


Figure IV.4. Principales transformations de l'éthane et du propane.

2. N-butane :

On l'utilise pour produire de nombreuses oléfines, comme l'éthylène, propylène, divers butylènes ou bien acétylène et butadiène. Le n-butane s'oxyde en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique, le formaldéhyde, l'acétone, ...etc.

lors de la nitration, on obtient les nitrobutanes 1 et 2. L'isomérisation du butane le transforme en isobutane.

La figure ci-dessous montre les différentes transformations du N-butane

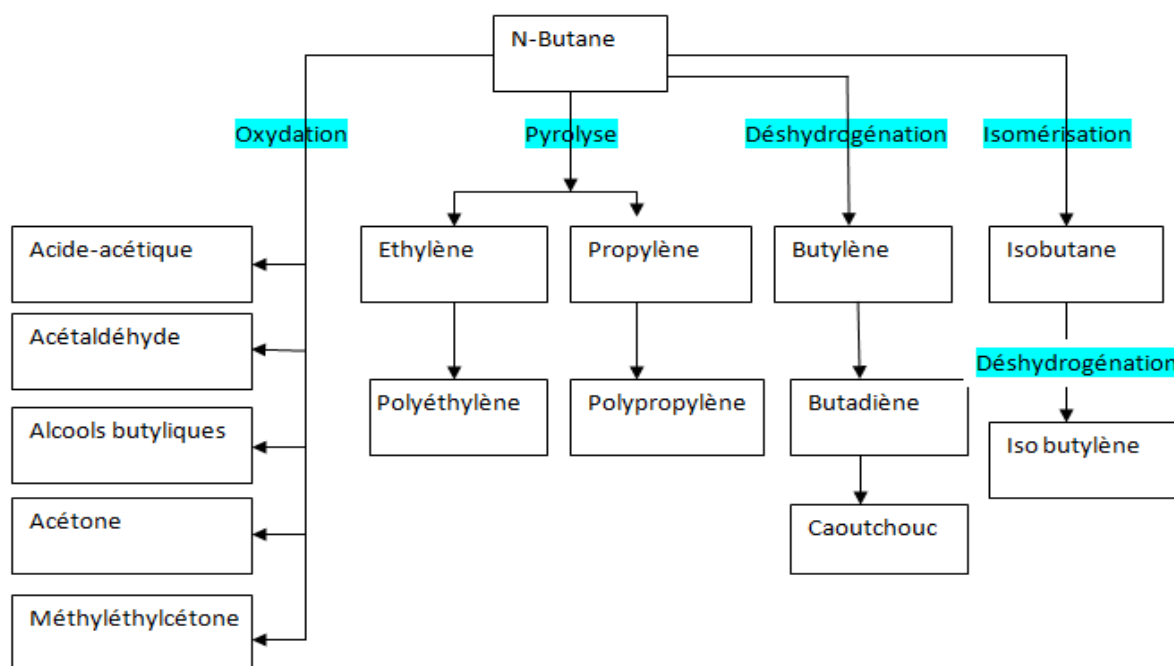


Figure IV.5. Principales transformations du n-butane.

➤ **Butylène :**

les butylènes jouent un rôle très important dans l'industrie pétrochimique et surtout dans la synthèse des caoutchoucs. On cite à titre d'exemple le butylène-1 et le butylène-2, produits intermédiaires de la production de butadiène, qui sont les matières premières essentielles dans la fabrication des caoutchoucs synthétiques.

Les butylènes de la coupe butane-butylène issus des gaz du cracking sont largement utilisés pour l'obtention industrielle de l'alcoylat qui est une substance à fort indice d'octane souvent employée comme "dope" pour améliorer les carburants courants.

➤ **Butadiène :**

Essentiel produit de la pétrochimie, il est la matière première pour la synthèse des caoutchoucs synthétiques de type différents, par exemple, des caoutchoucs styrène-butadiène, méthylstyrène-butadiène, nitrile-butadiène, ...etc.(le caoutchouc à base de butadiène seul n'a aucune valeur industrielle à l'heure actuelle). Le procédé de préparation de butadiène n'est pas compliqué : sa polymérisation s'effectue d'une manière extrêmement simple. La déshydrogénation catalytique du n-butane et du n-butylène obtenue à partir du gaz naturel ou du gaz de pétrole est l'un des procédés le plus répandu.

Le butadiène est préparé par le craquage thermique et par la déshydrogénation du butane. Les conditions d'équilibre de la réaction de déshydrogénation ne sont pas favorables. Pour obtenir un rendement à l'équilibre important, il est indispensable d'effectuer le procédé à une température d'environ 700°C ; à cette condition commence la rupture des liaisons C-C.

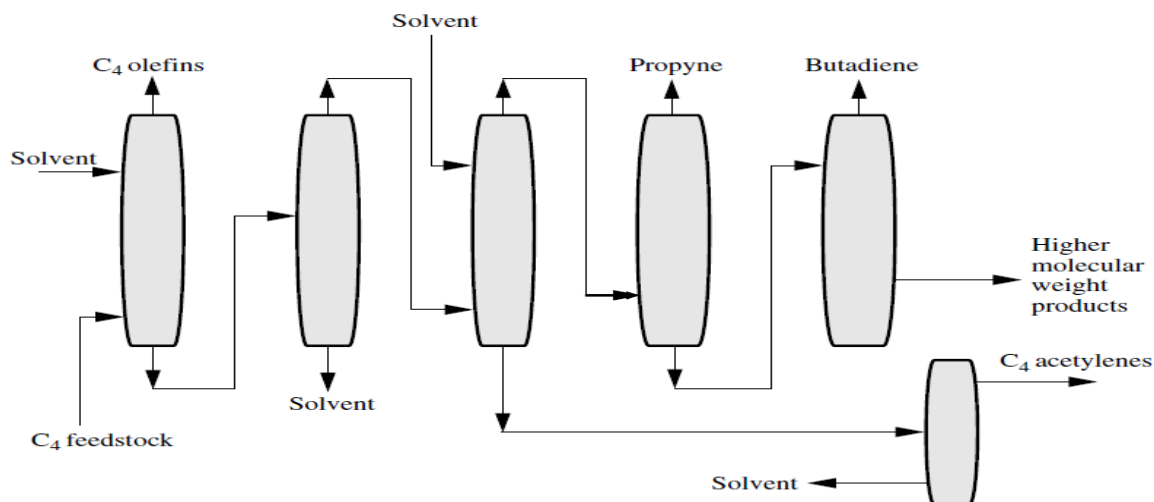


Figure IV.6. Schéma de l'obtention du butadiène à partir de la fraction C4.

3. Iso-butane :

L'isobutane intervient dans de nombreuses alcoylations qui se produisent lors de la préparation des super carburants à indice d'octane élevé ; il est considéré comme agent d'alcoylation très efficace. L'isobutylène formé lors de la déshydrogénation de l'isobutane, sert de matière première dans la préparation du caoutchouc Butyl, du polyisobutylène et de l'essence de polymérisation.

Les polyisobutylènes à bas et à haut poids moléculaire utilisés comme épaisseurs des huiles de graissage et pour d'autres fins, sont synthétisés au stade industriel. D'autre part, les butylènes sont applicables pour la fabrication industrielle des alcools butyliques secondaires et tertiaires et d'autres produits. :[32]

IV.2.3. Condensât en pétrochimie:[33]

a. Caractéristiques et domaine de valorisation du condensât :

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffinés, de l'iso-pentane jusqu'au do-décane et plus ; généralement extrait des gisements de gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

b. Caractéristiques du condensat :

Les principales caractéristiques physiques du condensât sont :

- Aspect : C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- Poids spécifique : Le poids spécifique du condensât est compris entre **0.7** à **0.8**.

- Point d'éclair : Son point d'éclair est inférieur à **-40°C**.

c. Utilisations du condensât :

La particularité du condensât réside dans son utilisation dans deux secteurs industriels entièrement stratégiques : la pétrochimie et le raffinage.

Cette bivalence confère à ce produit une valeur différente par secteur d'utilisation, qui représente en fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique dans une raffinerie ou un craqueur.

C.1. Utilisations du condensât dans la Pétrochimie :

La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie, secteur où la demande est très importante.

Le vapocraquage est ainsi la principale voie pour la production des oléfines. dans ce secteur, trois éléments dominant :

- L'accentuation du déséquilibre entre les demandes respectives d'éthylène et de propylène, avec une croissance moyenne annuelle d'ici **2005** voisine de **4%** pour le premier et proche de **5%** pour le second.
- Le fonctionnement des vapocraquages de charge liquide à la limite de flexibilité du rapport propylène/éthylène.
- L'accroissement de la contribution de craquage catalytique à la fourniture de propylène. L'intérêt de ce produit dans la pétrochimie est justifié par les considérations suivantes :
 - Le condensât est riche en hydrocarbures paraffiniques et naphténiques C₅-C₇ ayant un bon potentiel de production d'oléfine ;
 - Une faible quantité en hydrocarbures aromatiques, qui se transforment en Poly-aromatique lors de vapocraquage.

➤ **Pentane** : [35]

Les principaux produits de la synthèse de Fischer-Tropsch au cours des Co-catalyseurs sont des n-paraffines

La fraction C₅-C₆ alcanes a une valeur pratique car il entre dans la composition de l'essence

Dans l'industrie, le pentane est principalement utilisé comme agent de soufflage primaire dans la fabrication de mousse de polystyrène, le pentane peut être réutilisé une fois qu'il se condense, ce qui explique pourquoi il est pompé dans le système. Dans la pétrochimie le pentane normal est également utilisé comme solvant

➤ **Hexane :**

L'hexane normal est rarement utilisé sous forme purifiée. Il est plus souvent utilisé sous forme d'hexanes commerciaux dont il est le principal constituant. On utilise l'hexane :

- comme solvant pour l'extraction des huiles d'oléagineux tels que les grains de soya, les graines de coton, les graines de carthame, etc.
- comme solvant pour le dégraissage, le nettoyage ou autres usages, en imprimerie, dans les industries du textile, du vêtement et de la chaussure.
- comme composant des colles de caoutchouc ou autres adhésifs utilisés notamment pour le cuir, le caoutchouc ou les matières plastiques.
- dans les scellant, les peintures, les laques ou autres revêtements.
- dans la fabrication des polyoléfines, des caoutchoucs synthétiques et de certains produits pharmaceutiques.
- comme solvant de support pour l'huile de cèdre, la cire d'abeille, la lanoline
- comme liquide de transport pour certains aérosols.
- dans les liquides correcteurs.
- dans les thermomètres pour basses températures, habituellement coloré en bleu ou en rouge.
- comme dénaturant de l'alcool éthylique.
- L'hexane normal pur est utilisé en laboratoire, comme réactif ou comme étalon d'analyse.

L'hexane normal est un constituant de plusieurs distillats de pétrole dont l'essence, le solvant de caoutchouc et l'éther de pétrole.

Le n-hexane entre également dans la composition des colles, des colles à base de caoutchouc, des peintures, des revêtements et des adhésifs

Les solvants à base de n-hexane sont également utilisés comme agents nettoyeurs ou dégraissants dans les industries suivantes : imprimerie, textile, meuble, chaussure et cuir

Les solvants à base de n-hexane sont employés pour la polymérisation du caoutchouc et la fabrication des polyoléfines, des élastomères, des cosmétiques et des produits pharmaceutiques (NLM, 2005 ; OMS, 1991).

➤ **Fractions C8-C11 :**

- oxydation en phase gazeuse pour l'obtention des alcools de poids moléculaire faible et des additifs.
- oxydation en phase liquide en présence de l'acide borique H_3BO_3 pour la synthèse des alcools secondaires $C_{10} - C_{20}$.
- oxydation catalytique en phase liquide pour l'obtention des acides carboxyliques (gras). [35]

V.1-Introduction :

Le module VI est une usine, qui est conçue pour le traitement du gaz naturel, qui utilise le procédé **HUDSON**, situé au centre de HRM, mis en service en **1979**.

L'unité de traitement de gaz, module VI, est constituée essentiellement de trois trains identiques d'une capacité de production de **20** millions de m³/ jour de gaz chacun, chaque train comporte deux sections :

- Section séparation à haute pression.
- Section stabilisation et fractionnement.

En plus des trois trains, une section utilités et communs est prévue pour assurer le fonctionnement du **module IV**.

Les principaux objectifs de l'unité de traitement de gaz **MPP IV** sont :

- Produire du gaz de vente à des spécifications requises.
- Maximiser la récupération du **GPL** et condensat en respectant les spécifications.

Le **MPP IV** assure une production journalière de :

- **60 millions** Sm³ /jour de gaz sec.
- **3500 tonnes** /jour de condensat.
- **2000 tonnes** /jour de GPL.

Notons que les spécifications sont issues d'un accord exprimé sous forme de contrat entre SONATRACH et ses clients et qui doit être respecté. En exploitation normale, les spécifications des produits précédemment mentionnés sont :

- **Spécification du Gaz sec:**
 - Point de rosé : **-6°C** à 80 Kg/cm².
 - Teneur en eau : **50 ppm** volumique maximum.
 - PCS : 9350 – 9450 Kcal/ m³.
 - Teneur en C₅⁺ : **0.5 %** molaire maximum.
 - Température : **60 °C** maximum.
- **Spécifications du GPL :**
 - Teneur en C₂⁺ : **03%** molaire maximum.
 - Teneur en C₅⁺ : **0.4%** molaire maximum.

➤ **Spécification du Condensat liquide :**

- Tension de vapeur Reid (TVR) : **10 psi** (0.7 Kg/cm²).

V.2. Description d'un train :[34]

V.2.1. Section séparation à haute pression :

Le but de cette section est de récupérer le maximum de liquides hydrocarbures et de produire du Gaz sec en respectant les spécifications.

Le Gaz brut issue des puits est acheminé à travers des collecteurs au Module IV en phase mixte avec des conditions de **104 kg/cm²** et **65 °C** de pression et de température. A son entrée au train, le gaz est séparé en trois courants de même débit à travers un appareil appelé diffuseur D001, ensuite chacun des trois courants est refroidi à travers l'aéro-réfrigérant E101 à la température **34.6°C**. Après il passe à la première séparation dans le séparateur triphasique D101 à **102 Kg/cm²**. L'eau libre quittant le séparateur est drainée vers le borbier tandis que les hydrocarbures liquides sont flashés à **32 Kg/cm²** et **30 à 35°C** dans le ballon séparateur D105 riche en condensat.

Le gaz sortant en tête du séparateur D101 passe à travers une batterie d'échangeurs gaz/gaz coté tube pour être refroidie à contre-courant avec le gaz produit jusqu'à la température de l'ordre de **-12°C**, à ce niveau l'injection du glycol MEG à 80% concentré est nécessaire pour éviter la formation des hydrates qui peuvent provoquer le bouchage des tubes du moment que notre gaz est saturé en eau.

L'injection du MEG est assuré par des injecteurs, système de pulvérisation placé en amont des échangeurs à haute pression **125 Kg/cm²g**. Quittant les deux échangeurs, le gaz est détendu une fois isenthalpiquement à travers la vanne Joule Thompson PRCV-108 à la température et pression **-11.4°C** et **100Kg/cm²g**, il est séparé des hydrocarbures liquides dans le ballon séparateur D102 ensuite détendu une deuxième fois isentropiquement dans le Turbo-Expander K101 coté turbine à la pression **65 Kg/cm²** et **-33°C**.

Le gaz en fin de détente est séparé du condensat dans le séparateur D103 puis utilisé comme fluide réfrigérant du gaz chaud entrant dans les échangeurs E102.

Le gaz sortant de l'échangeur E102 à **32°C** du coté calendre, est comprimé à la pression **71 Kg/cm²** et **39°C** dans le Turbo-Expander K101 du coté compresseur.

Les hydrocarbures liquides récupérés des deux séparateurs D102 et D103 sont envoyés dans un séparateur froid à basse pression D104 à **-39 °C** et **34,3 Kg/cm²**, le gaz généré est mélangé avec celui du ballon de reflux du déethaniseur D107, puis passe du coté calendre dans l'échangeur E103, à sa sortie il est combiné avec du gaz issu du ballon basse pression D105 puis comprimé dans le K002 compresseur des gaz moyenne pression d'environ **74 Kg/cm²** ensuite injecté dans le circuit gaz de vente.

V.2.1. Section fractionnement et stabilisation :

Elle constitue la dernière étape dans le procédé de traitement, elle a pour fonction de séparer et stabiliser le mélange GPL et Condensât, des entraînements des produits légers dans la colonne du déethaniseur C101 ensuite fractionner le mélange en produits finis Condensât et GPL dans la colonne du débutaniseur C102.

a. Déethaniseur :

C'est une colonne de stabilisation utilisé pour séparer les C_2^- du mélange GPL et Condensât en tête de colonne, et minimiser les entraînements du propane.

La colonne est spécifique composée de 28 plateaux à clapets :

- Partie supérieure (froide), constituée de 12 plateaux.
- Partie inférieure (chaude), constituée de 16 plateaux

Ces deux parties sont séparées par le plateau accumulateur qui est un plateau fixe.

Cette colonne est alimentée par deux courants et travaille à **26 Kg/cm²**.

La partie froide est composée de 12 plateaux à clapets et alimentée par la charge issue du D104 au 5^{ème} plateau à **-25,7°C**, avant son entrée à la colonne, elle utilisée comme fluide réfrigérant du produit de tête de la C101 à travers le condenseur de tête E106.

La partie chaude est constituée de 16 plateaux, elle est alimentée eu 19^{ème} plateau par le courant en provenance de la séparatrice basse pression D105 après avoir été préchauffée à **130°C** dans l'échangeur E104 coté calendre.

La vapeur en tête de colonne est partiellement condensée dans l'E106 puis flashée dans le ballon D107 à la température **-27 °C**. Le gaz généré du flash est envoyé à la section compression, K002, tandis que le liquide est pompé au 1^{er} plateau comme reflux à **-27°C**.

Pour éviter la formation d'hydrates dans le condenseur et la partie froide de la colonne et afin d'éliminer au maximum l'eau contenue dans le gaz, une solution MEG est injectée dans le coté tube du E106 ainsi que du côté refoulement des pompes de reflux P103.

Les hydrocarbures liquides accumulés dans le plateau accumulateur, sont acheminés à l'extérieur de la colonne de la colonne et séparés du glycol dilué dans le séparateur D106. Les liquides issus du point de flash sont réintroduits au 13^{ème} plateau de la partie chaude de la colonne, tandis que la vapeur est envoyée au 12^{ème} plateau de la partie froide de la colonne (figure V.1).

La chaleur nécessaire pour la vaporisation partielle du résidu de la C101 est assurée par le rebouilleur H101, ainsi les hydrocarbures lourds quittant le fond de la colonne alimentent directement le 21^{ème} plateau du débutaniseur.

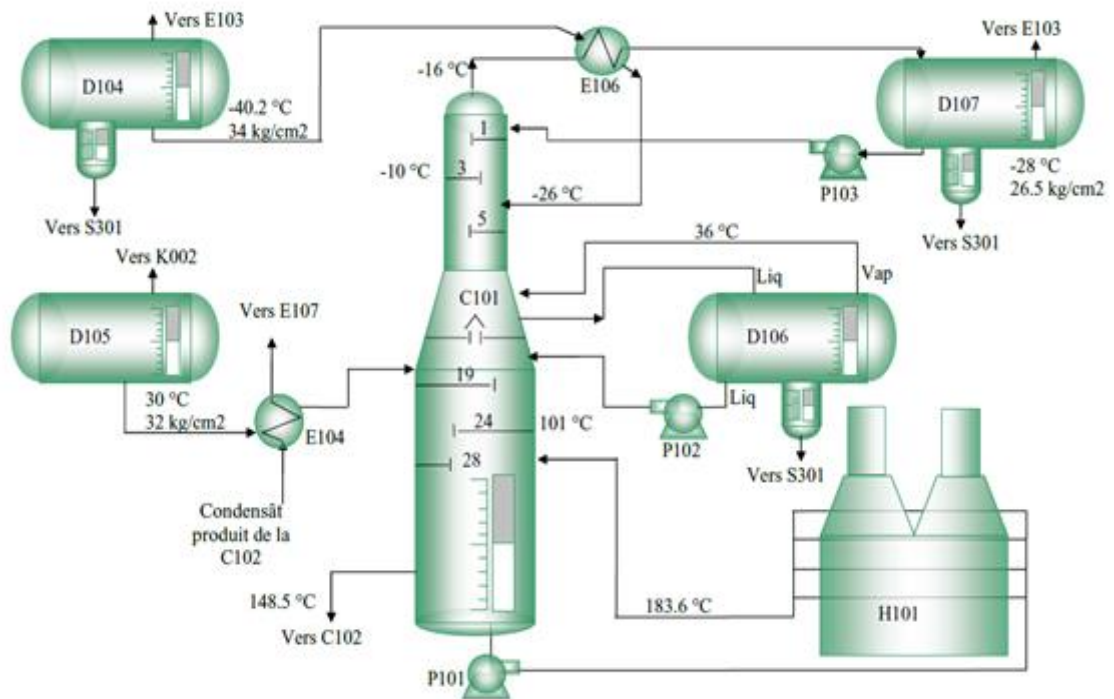


Figure V.1. Section stabilisation (colonne C101).

b. Débutaniseur :

C'est une colonne de distillation travaillant à **14.5 Kg/cm²**, elle est constituée de 32 plateaux et alimentée par le fond de la C101 au 21^{ème} plateau.

La vapeur en tête de colonne est condensée totalement à travers l'aéro-réfrigérant E108 à la température **35°C** puis accumulée dans le ballon de reflux D108 (**figure VI.2**).

Une partie du liquide du ballon D108 est pompée au premier plateau de la colonne par la pompe **P105** comme reflux, tandis que l'autre est envoyée à la section stockage du GPL, D005 à **14.5Kg/cm²** et **35°C** puis vers le CSTF, centre de stockage et transfert des fluides.

Dans le cas d'un produit hors spécifications, la partie destinée vers CSTF est stockée dans des sphères T002A-B afin d'y être retraitée ultérieurement.

Une partie du liquide de fond de colonne est pompée par la P104 vers le H102 rebouilleur du débutaniseur puis chauffé à la température de 207.3°C.

Le produit de fond de colonne (le condensat) à la température de 188.3°C est refroidi successivement à contre-courant dans l'échangeur E104 avec l'alimentation de la partie chaude du déethaniseur, puis par l'aéroréfrigérant E107 jusqu'à la température **31.6°C**, ensuite envoyé au ballon D003B et finalement pompé avec la pompe P002 vers CSTF. Dans le cas du produit hors spécifications (off-spec), il est envoyé au bac à condensat T001A-B-C dans le but de le retraiter prochainement.

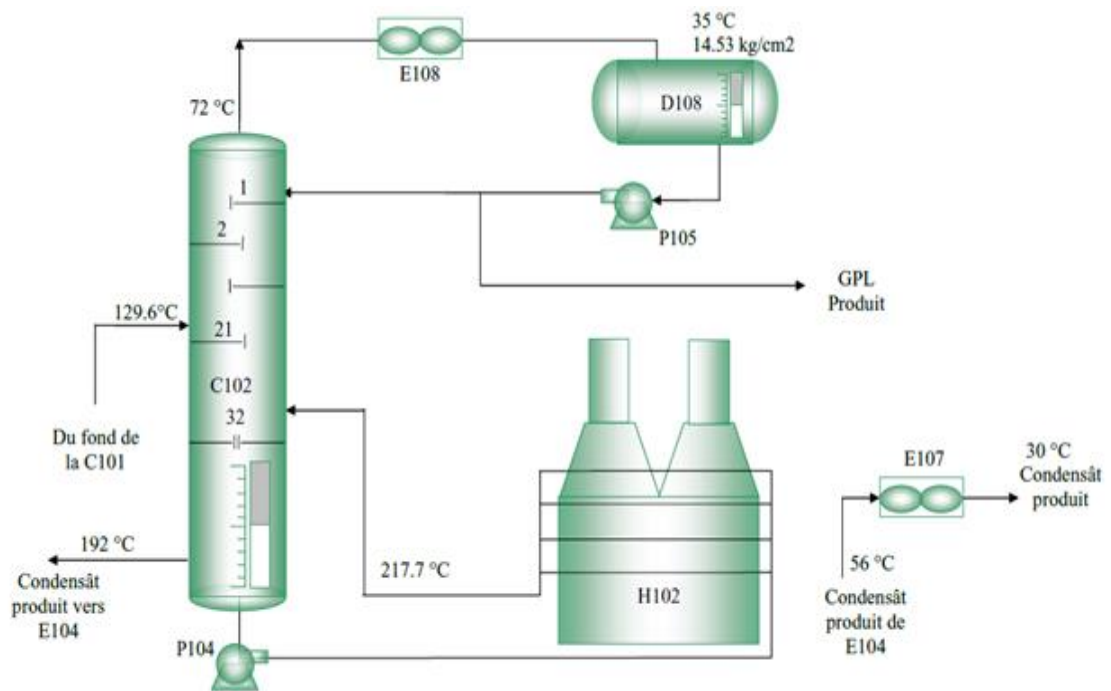


Figure V.2- section fractionnement (colonne C102).

V.3. Section communes :

Représenter par :

- Section ré-compresseur et transfert de gaz sec.
- Section de stockage et de transfert de GPL.
- Stockage et transfert du condensat.
- Section du gaz combustible (fuel gaz).
- Section torche.
- Section vide vite.

VI.1.Généralités sur la simulation :

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

La simulation est l'utilisation d'un modèle mathématique adéquat pour étudier le comportement d'un système physique.

Un modèle mathématique est un ensemble d'équations qui décrivent le comportement d'un système à étudier (opération unitaire). Ces équations sont souvent des relations de conservation de masse, d'énergie et des équations de conservation de quantité de mouvement.

En utilisant cet aspect mathématique de raisonnement, la simulation offre un avantage majeur et important, car elle fournit une bonne approche du comportement du système réel.

De nos jours, vu le développement considérable de logiciels informatiques, la simulation est devenue un outil de travail indispensable pour l'ingénieur de génie chimique.

Le fonctionnement d'un simulateur est basé essentiellement sur le choix d'un modèle thermodynamique représentant mieux le système à étudier.

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédé devrait effectuer sont :

- La résolution des bilans de matières et d'énergie ;
- Le dimensionnement des équipements ;
- L'évaluation économique du procédé ;
- L'optimisation du procédé ;

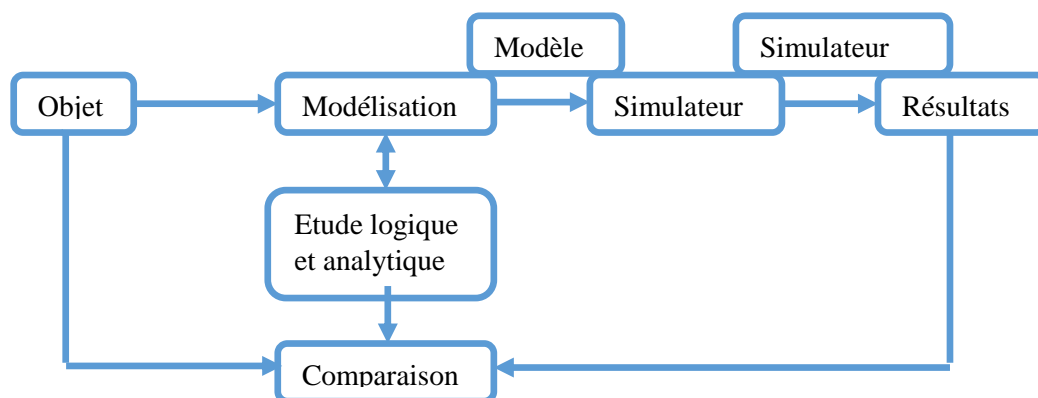


Figure VI.1. Schéma nécessaire pour la modélisation et la simulation d'un processus.

L'analyse du système, la modélisation et la simulation constituent les trois étapes fondamentales de l'étude du comportement dynamique des systèmes complexes :

- L'analyse du système consiste à définir les limites du système à modéliser, à identifier les éléments importants ainsi que les types de liaison et d'interaction entre ces éléments et à les hiérarchiser.
- La modélisation vise à représenter de la meilleure façon possible un objet réel par un ou des modèles sous forme mathématique. D'une manière générale, lors de l'élaboration du modèle, trois types de données sont nécessaires : les paramètres chimiques, les paramètres de transfert et l'hydrodynamique caractérisant les équipements.
- La simulation étudie le comportement d'un système. Elle permet, en particulier, d'étudier l'évolution du système en faisant varier un ou plusieurs facteurs et en confrontant les valeurs calculées aux valeurs observées

VI.2. Choix du modèle thermodynamique :

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que les propriétés de transports.

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions pression et température recommandés en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques. On peut distinguer :

- Modèles d'activité.
- Modèles hétérogènes.
- Modèles basés sur les équations d'état.

VI.3. Equation d'état usuel :

VI.3.1. Equation de SOAVE et de PENG-ROBINSON :

Les équations de SOAVE (1972) et PENG-ROBINSON (1976) diffèrent de l'équation de REDKICH-KWONG par l'introduction d'une fonction $a(T)$ qui dépend du facteur acentrique.

L'équation de SOAVE est de la même forme générale que l'équation (72)

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)} \dots\dots\dots (72)$$

SOAVE a introduit les relations suivantes pour exprimer la fonction $a(T)$:

$$a(T) = a_c \alpha(T_R) \dots\dots\dots (73)$$

Avec :

$$\alpha(T_R) = [1 + m(1 - \sqrt{T_R})]^2 \dots\dots\dots (74)$$

Le coefficient m est calculé en fonction du facteur acentrique ω :

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2 \dots\dots\dots (75)$$

L'équation de PENG-ROBINSON diffère de l'équation de SOAVE par l'expression du terme d'attraction. Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de SAOVE, notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b) + b(V-b)} \dots\dots\dots (76)$$

Les termes $a(T)$ et b sont définis comme suit :

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T_R) \dots\dots\dots (77)$$

Le terme $\alpha(T_R)$ présente la même forme générale que dans le cas de l'équation de SOAVE. Il suit la relation (3), mais la fonction reliant le paramètre m au facteur acentrique ω est différente :

$$m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 \dots\dots\dots (78)$$

$$b = 0.0778 \frac{RT_c}{P_c} \dots\dots\dots(79)$$

Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement de gaz.

L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de PENG ROBINSON, car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations.

• Domaines d'applications de l'équation de PENG ROBINSON (Tableau-1) :

Equation	Température °C	Pression Kpa
PR	>-271	100000

Tableau VI.1. Domaines d'application de l'équation de Peng Robinson.

VI.4. Description du simulateur HYSYS :

HYSYS est un logiciel de simulation des procédés de génie chimie, développé par la société canadienne HYPROTECH. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant de la séparation bi, triphasique simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique.

Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Il est aussi utilisé pour modéliser les unités existantes et assurer que les équipements sont par spécification performants, ainsi évaluer et améliorer les procédés existants.

La simulation par HYSYS réduit les coûts de l'engineering par :

- Des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales pour s'assurer que les équipements du procédé sont correctement spécifiés afin de délivrer les caractéristiques du produit voulues aux rendements de la production désirés.
- Création de modèles qui peuvent être appliqués durant le fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails: Estimation, formation et optimisation. .

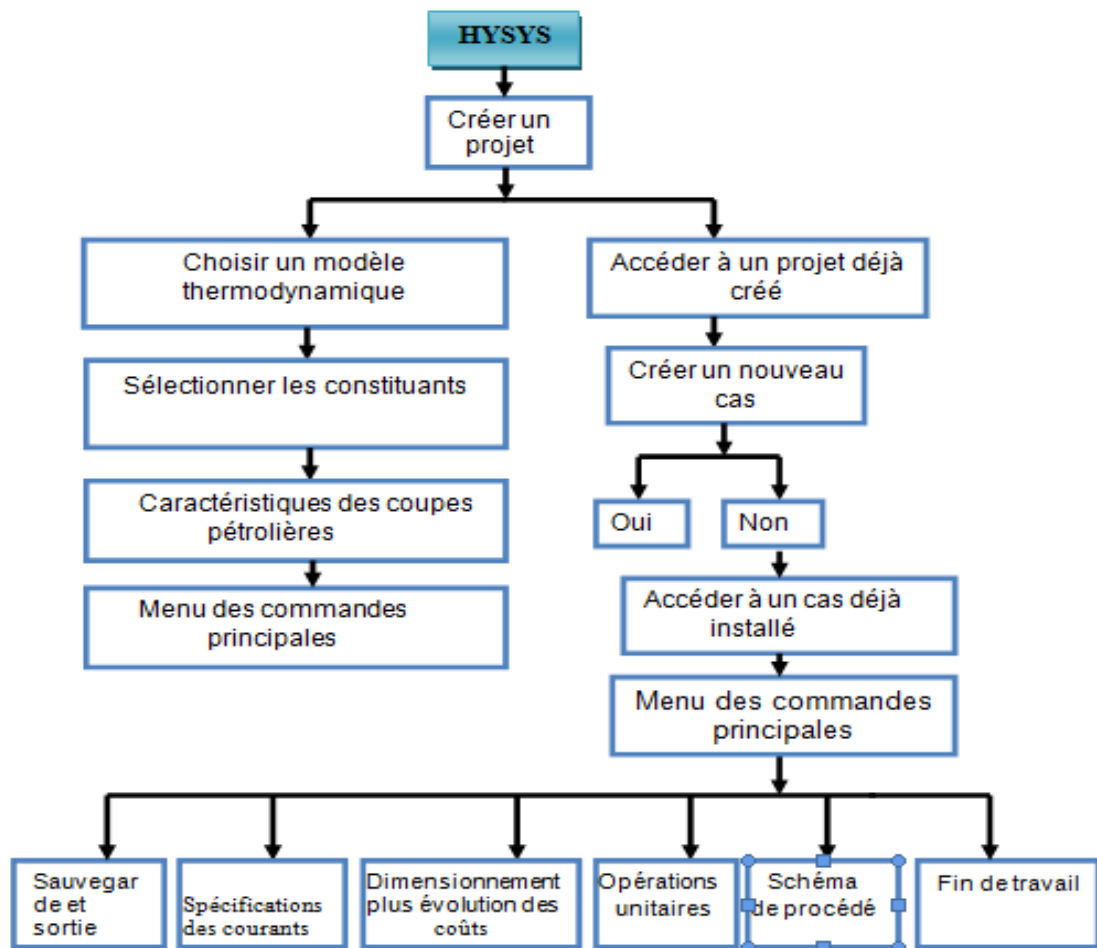


Figure VI.2. Structure opérationnelle du logiciel.

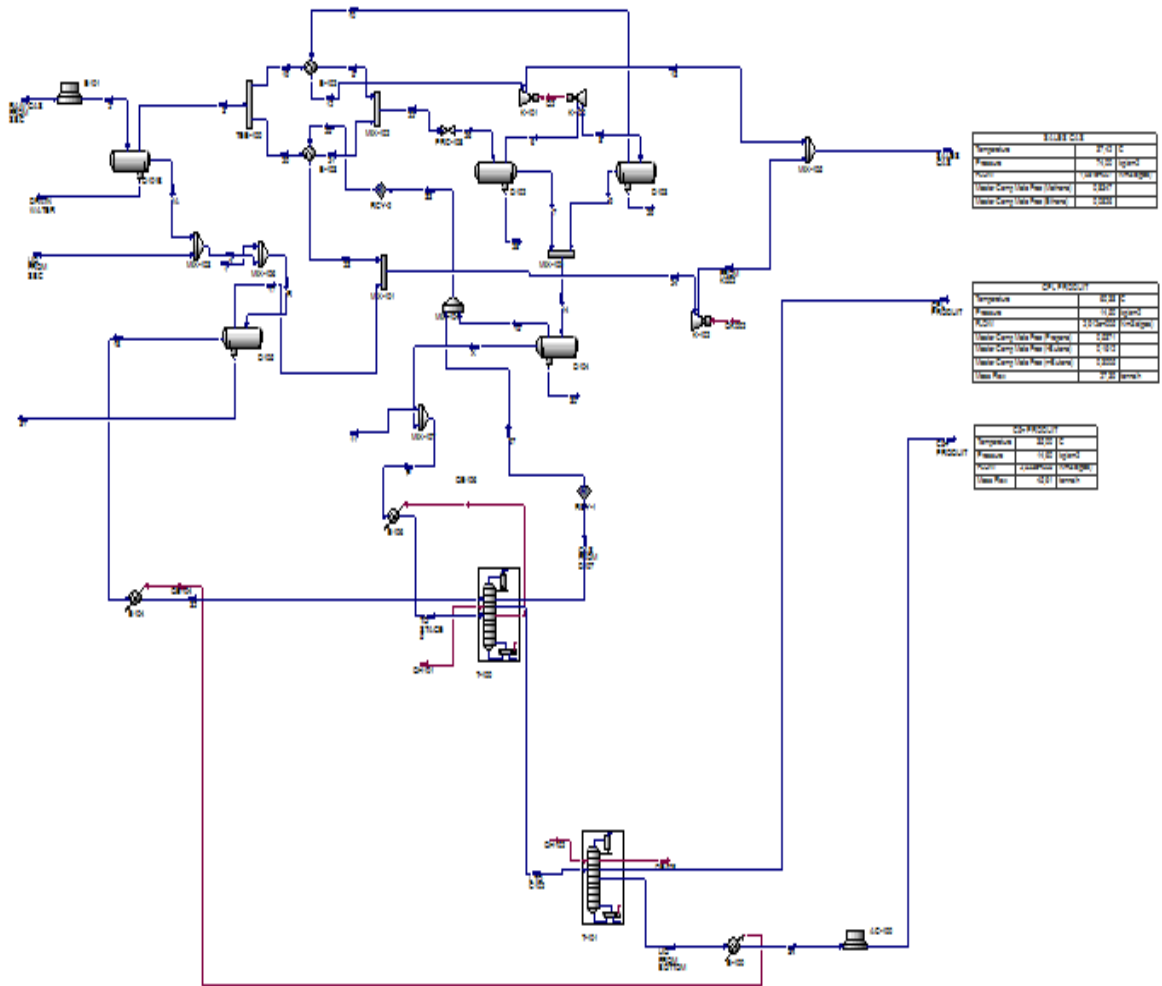


Figure VI.3. Schéma du procédé de traitement de gaz simulé par le logiciel HYSYS 8.8

VII.1. Introduction :

Priorité à la sécurité ; de ce principe, on constate que dans l'industrie rien ne se fait au détriment de la sécurité, cela vaut dire que l'optimisation de l'exploitation est basée sur la protection du personnel, des équipements et de l'environnement.

Comme son nom l'indique, la sécurité est la protection des vies humaines et des besoins matériels. Elle lutte contre tout danger et prévoir les conditions adéquates d'exploitation.

La sécurité a pour but aussi de formuler des consignes préventives en informant les sujets exposés aux dangers des risques auxquels ils seront confrontés, l'affichage et le moyen le plus utilisé.

Evoluer dans un milieu où la présence d'hydrocarbures est majoritaire, donne lieu à d'importants risques qu'il faut tout d'abord identifier et longuement étudier afin de trouver les meilleures méthodes pour éviter tout incident.

En particulier, en ce qui concerne l'industrie gazière, nous avons affaire principalement à des composés paraffiniques à chaînes courtes. Les risques imminents par ces derniers sont :

A. L'inflammabilité :

	Température d'auto inflammation °C.	Limite d'inflammabilité (%) vol	
		Limite inférieure	Limite supérieure
Méthane	537	5.3	15.0
Ethane	515	3.0	12.5
Propane	466	2.2	9.5
Butane	405	1.7	8.5
pentane	285	1.4	7.8*

* ce sont pour le pentane, les limites d'explosion.

Tableau VII.1. Températures d'inflammation des hydrocarbures paraffiniques.

B. L'inhalation :

Les paraffines peuvent causer l'asphyxie (diminution de la concentration d'oxygène dans l'air) à concentration élevée, les symptômes peuvent être une perte de connaissance ou de motricité. Elles peuvent avoir des effets narcotiques à faible concentration.

Les symptômes peuvent être des étourdissements, des maux de tête des nausées et une perte de coordination. Il faut déplacer la victime dans une zone non contaminée, en s'équipant d'un appareil respiratoire autonome.

C. L'ingestion : (Pour les liquides)

Peut provoquer :

- Des troubles digestifs (douleurs abdominales, nausées, vomissement).
- Des troubles neurologiques (troubles de conscience, ivresse puis somnolence pouvant aller jusqu'au coma, convulsions à très hautes doses).
- Une atteinte aux poumons.

D. Contact avec les yeux :

En cas de renversement de liquide, rincer à l'eau pendant au moins 15 min.

VII.2. Méthodes spécifiques en cas d'incendies :

Si c'est possible, arrêter le débit gazeux. S'éloigner du récipient et le refroidir avec de l'eau depuis un endroit protégé. Ne pas éteindre une fuite de gaz enflammée sauf si c'est absolument nécessaire. Une inflammation spontanée et explosive peut se produire. Eteindre les autres feux.

Les hydrocarbures de la série paraffiniques ont des propriétés anesthésiques et amènent des troubles comparables à ceux observés lors de l'ivresse éthylique. Une exposition prolongée au contact des vapeurs d'hydrocarbures est fortement déconseillée ; tous travaux en atmosphère polluée doivent s'accompagner de mesures propres à protéger le personnel (dégazage, contrôle d'atmosphère, ventilation, appareils respiratoire à air frais...etc).

VII.3. Risques du gaz naturel :

A. Classification du produit :

C'est un gaz inflammable et sous pression (catégorie de danger 1)

B. Effets physico-chimiques :

- Inflammation : le gaz naturel est combustible ; il peut s'enflammer dans certains conditions en présence d'air et d'une source de chaleur. Sa limite inférieure d'inflammabilité est de 5% de gaz dans l'air et sa limite supérieure d'inflammabilité est de 15%.

- Explosion du mélange air-gaz : en milieu libre (non confiné), le gaz naturel ne détone pas et son inflammation conduit à de faibles surpressions, par contre en milieu confiné, il peut y avoir explosion (déflagration) en cas d'inflammation d'un volume de gaz suffisant.
- Gaz comprimé : le gaz naturel est transporté en phase gazeuse par canalisation sous une pression pouvant aller jusqu'à 250 bars. La libération du gaz comprimé à forte pression peut s'accompagner de projections d'objets (éclats métalliques, terre, pierres).

C. Effets sur la santé humaine :

- Inhalation : le gaz naturel est un gaz non toxique. Il peut causer l'asphyxie à concentration élevée (il est toutefois odorisé sur les réseaux de distribution pour que les personnes détectent sa présence pour des taux inférieurs à 1% de gaz dans l'air.
- Ingestion : l'ingestion n'est pas considérée comme un mode d'exposition possible.
- Bruit : le niveau sonore émis durant la mise à l'évent dépend de la pression et peut entraîner des lésions sur le système auditif humain.
- Anoxie : en milieu confiné, de par sa composition, le gaz naturel peut agir à forte concentration, par inhalation, comme gaz asphyxiant par privation d'oxygène. [36]

VII.4. Risques du GPL :

Le GPL est fréquemment stocké à l'état liquide sous pression ; la fuite de liquide peut être, par évaporation rapide, donnant un grand volume de gaz inflammable.

1. Classification des produits : [37]

Extrêmement inflammable, cancérogène, mutagène et peut provoquer des altérations génétiques héréditaires.

➤ Risques physico-chimiques (incendie / explosion):

Dans certaines conditions forme avec l'air des mélanges déflagrants. En cas de fuite, ce gaz étant plus lourd que l'air, se répand au niveau du sol et est susceptible de s'accumuler dans les points bas en l'absence de ventilation avec possibilité d'ignition à

Distance. [38] L'échauffement accidentel intense d'un récipient de GPL (en cas d'incendie par exemple) peut conduire à sa rupture et à l'épandage du produit dont l'inflammation de vapeurs peut, dans certaines conditions conduire à une déflagration ou une explosion.

C'est un risque reconnu qui exige des précautions particulières en matière de stockage, de confinement et de manutention, et des mesures de sécurité permettant de maîtriser les risques de dégagement de vapeurs et les sources d'inflammation. [39]

➤ **Effets sur la santé :**

- **En phase gazeuse à haute dose :** il peut provoquer une action narcotique sur le système nerveux central (céphalées, vertiges, somnolence) et peut avoir un léger effet anesthésique, et/ou un effet asphyxiant, par raréfaction de la teneur en oxygène de l'atmosphère.

- **Gelure :** les GPL liquides s'évaporent rapidement, font chuter la température de l'entourage, ce qui peut provoquer des brûlures sévères, ces brûlures peuvent avoir lieu par contact des GPL liquides avec la peau, les vêtements de protection doivent être donc portés.

- **Intoxication :** une mauvaise combustion du gaz peut conduire une forte quantité de monoxyde de carbone CO qui est un gaz dangereux, inodore, incolore qui peut provoquer l'asphyxie des occupants du logement.

- **Risques thermiques :** une fuite de gaz peut entraîner une explosion suivie d'un incendie qui peut engendrer des brûlures de la peau ou de système respiratoire par inhalation du gaz.

VII.5. Organisation de la sécurité : [41]

VII.5.1. Service prévention :

Le service prévention a pour tâche principale :

- Prévenir les accidents et les incendies.
- Suivre les travaux d'intervention sur le site et veiller sur l'application des consignes de sécurité.
- Etudier les dangers industriels et les accidents de la vie professionnelle.
- Etudier les statistiques des accidents et des maladies professionnelles.

- Etablir les rapports des accidents et mener des enquêtes sur les raisons éminentes des accidents.

- Et pour parvenir à cela ils emploient les moyens suivants :
- Explosimètre.
- Oxymétrie.
- Autorisation de travail appliquée pour tous travaux que ce soit à chaud, à froid et de pénétration.

VII.5.2. Service intervention :

Ce service a pour tâche principale l'intervention rapide en cas de d'accidents ou d'incendie, il possède un ensemble de moyens humains et matériels mobiles et opère avec trois équipes sur 24 heures.

VII.5.3. Cellule surveillance :

Sa tâche est de surveiller plus près l'ensemble de moyens humains et matériels entrant ou sortant des installations, base de vie...etc.

VII.6. Règles de sécurité :

Les règles de sécurité peuvent être générales ou particulières, elles sont générales lorsqu'elles sont valables à toute personne se trouvant dans l'usine et particulières si elles concernent seulement un poste de travail bien défini.

Les règles générales de sécurité sont souvent développées par le service de prévention. Elles comportent des consignes d'hygiène, de protection individuelle. Le service prévention procède aussi aux contrôles périodiques de toutes les installations pétrolières et non pétrolières de la région.

Les risques dans l'industrie de gaz sont souvent des risques d'inflammations ou d'explosion qui nous mettent à exclure l'un des trois éléments principaux de la flamme qui sont la source (étincelle), l'oxygène et le combustible.

Généralement, on pense à exclure le premier qui peut être :

- Des étincelles (briquets, allumettes, soudage).
- Des particules chaudes provenant de l'échappement des véhicules ...etc.

- Afin de minimiser les risques, la réglementation établie les consignes préventives suivantes :
 - Interdiction de fumer.
 - Interdiction d'effectuer tous les travaux de nettoyage à l'aide des produits pétroliers (essence, gas-oil...) sans autorisation du service de sécurité.
 - Permis de travail, délivré pour effectuer tous les travaux ou modification dans l'usine (câbles souterrains, canalisation, travaux en surface...) et spécifie les dispositions et les mesures de sécurité à prendre.
 - Port obligatoire des tenues réglementaires, chaussures de sécurité, combinaison, casques, lunettes, gants... à l'entrée de l'usine.

VII.7. Mesures de sécurité :

- L'usine est conçue de telle manière qu'en cas d'arrêt d'urgence l'alimentation vers l'usine est envoyée vers torches, les produits sortants de l'usine (GPL et condensat) sont mis en off-spécifications. Ainsi que les compresseurs sont arrêtés et certains équipements sélectionnés sont dépressurisés.
- Un système de détection de flamme ultraviolet est mis dans les aires des procédés, dans les aires de stockage des produits, au niveau de rampe de chargement des camions et dans les bâtiments des compresseurs de réinjection.
- Tous les équipements de protection contre l'incendie devant être installés en état d'utilisation avant l'admission des hydrocarbures dans les installations. Au cas où les travaux de réparations seraient encore en cours, des signalisations doivent être mises sur les équipements en service pour la protéger le personnel.
- L'usage des équipements de protection de la personne est fortement recommandé dans les nombreuses circonstances : protection des yeux, des mains, de la tête et autres parties du corps.
 - Avant d'effectuer des travaux de maintenance, révision, et remplacement des différents équipements, le dégazage avec un gaz inerte est obligatoire.
 - Des essais d'étanchéité (pneumatique ou hydraulique) sont obligatoires après la réparation et la maintenance des équipements défectueux.

Problématique :

Suite à la chute de pression dans le gisement de Hassi R'mel, la composition de la charge tend vers un changement graduel et significatif avec une diminution de la richesse en hydrocarbures liquides.

Pour remédier à cette chute de pression une unité de Boosting a été mise en marche le premier septembre 2004, ayant pour but de comprimer le gaz brut d'une pression de 93 Kg/cm² à 120 Kg/cm² à l'entrée du module, sachant que la pression minimale du fonctionnement du module est de 100 Kg/cm².

La variation de la composition de la charge provoque un changement des paramètres d'exploitation des équipements et influe sur la quantité de liquide qui alimente le débutaniseur et ainsi les niveaux des liquides des ballons. Une faible alimentation de débutaniseur peut influencer sur les paramètres opératoires et provoque une perturbation de procédé, ainsi les produits obtenus seront hors spécifications.

Dans ce cadre d'idées s'inscrit notre sujet de fin d'études, qui consiste à déterminer les nouveaux paramètres de fonctionnement du débutaniseur « C102 » avec une nouvelle charge, dans le but d'obtenir des produits avec des bonnes spécifications, l'économie de l'énergie et le gain des équipements et des pièces de rechange dans le module.

La minimisation de la consommation d'énergie a pour objectifs de la réduction des coûts d'exploitation de l'entreprise.

Présentation schématique du problème :

La figure ci-dessous représente des prévisions concernant le profil de condensat envoyé par l'unité de BOOSTING vers le module IV dans la période [2015-2020] en tonne par heure.

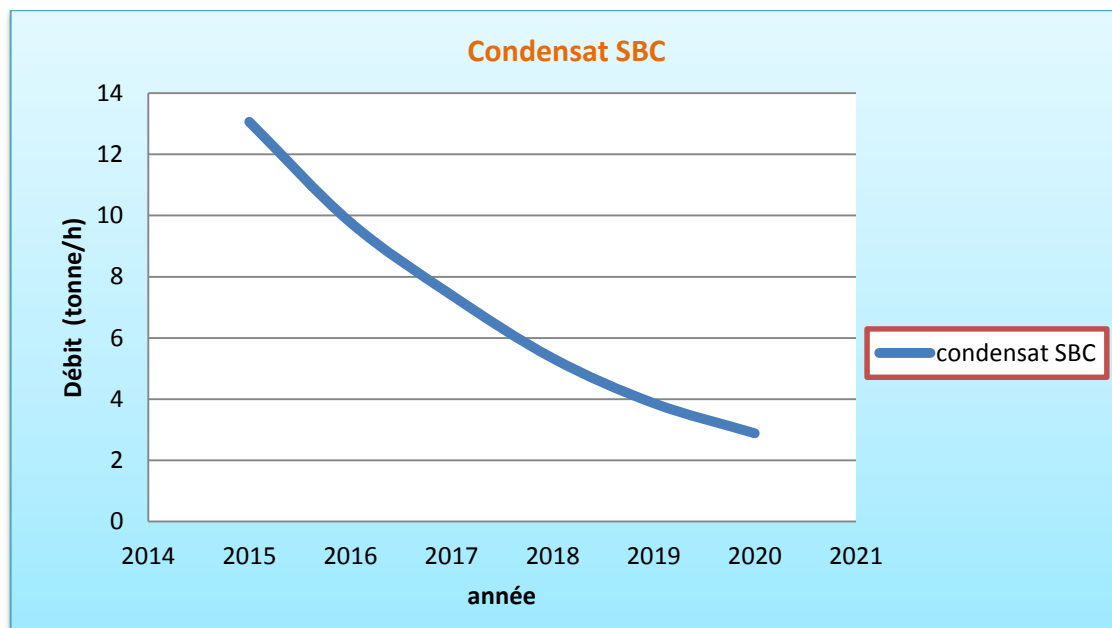


Figure VIII.a. Représentation de profil de condensat provenant de l'unité de Boosting en (tonne/h)

La représentation de profil de condensat, montre une forte diminution, d'environ 13 tonnes en 2015 jusqu'à 3 tonne/heure en 2020, avec un écart de diminution de 10 tonnes pendant 5 ans.

Le débit de gaz brut provenant de Boosting doit assurer 60 millions m³ du gaz sec par jour, mais le liquide (condensat) provenant de Boosting diminue à cause de la chute de pression de gisement ; ce qui traduit la diminution de la richesse.

La simulation du procédé par le logiciel HYSYS, donne les résultats suivants :

:

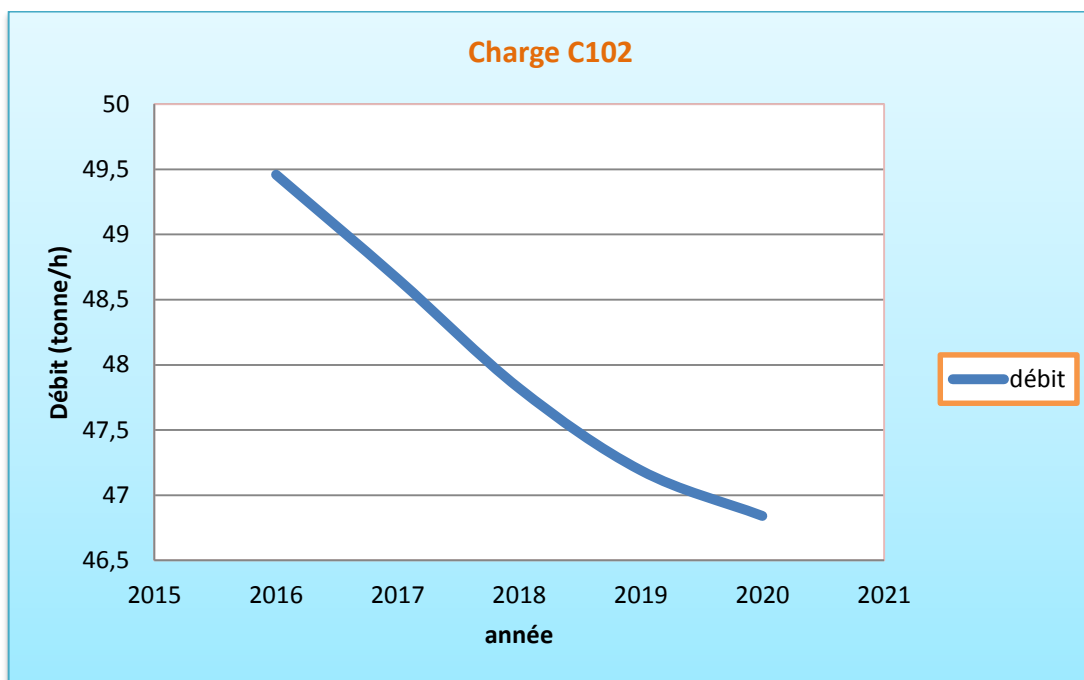


Figure VIII.b. Représentation des débits de la charge entrants dans le débutaniseur

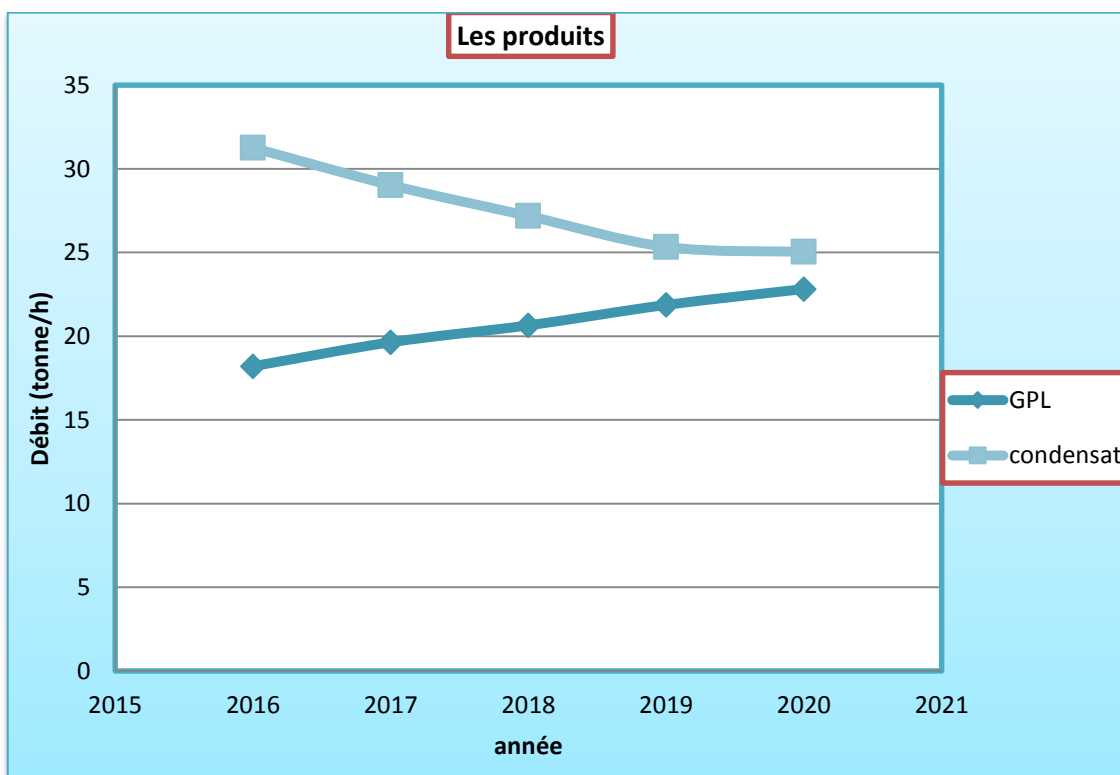


Figure VIII.c. Représentation du condensat et GPL produit.

Ces deux figures montrent la variation de GPL et de condensat produit en fonction des années, on constate une diminution remarquable dans le débit de condensât produit chaque année.

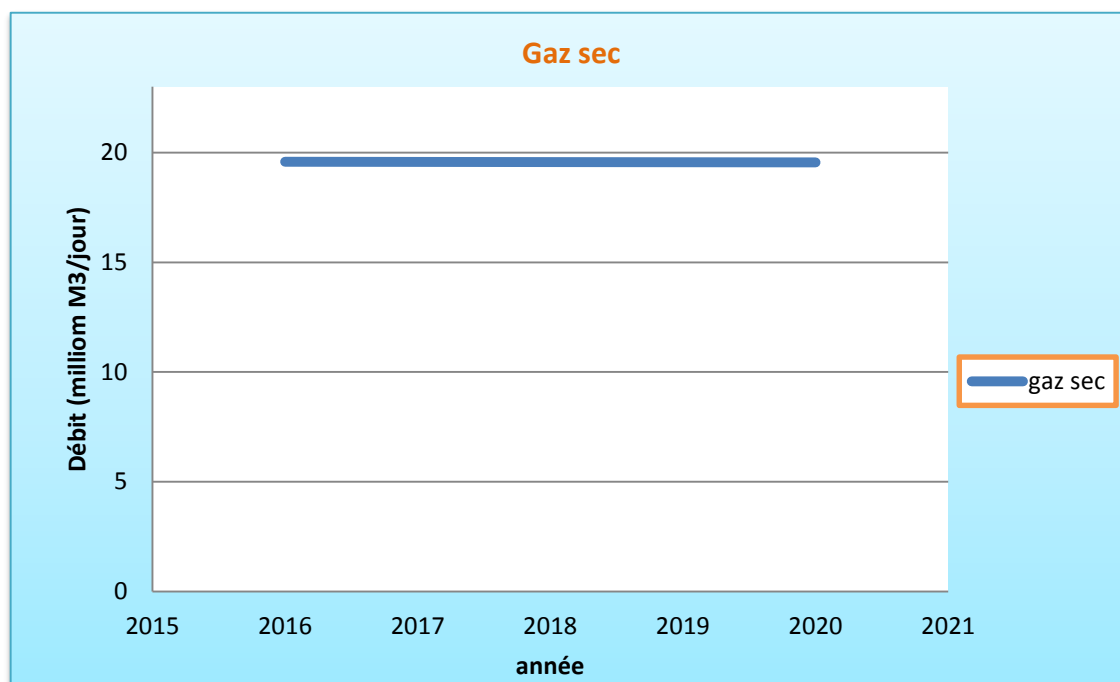


Figure VIII.d. Représentation du gaz sec produit.

On remarque que le débit du gaz sec produit reste constant le temps.

Conclusion :

Donc on peut produire le gaz à 100 % de charge de l'usine (60 millions m3/jour) pendant les 4 ans à venir mais avec une diminution de la production de condensat.

Dans cette ordre optique d'idées, il nous a été proposé de pencher la réalisation de notre étude vers la banalisation de la charge liquide d'un train de production vers les deux autres trains.

Notre projet sera réalisé et adopté par un logiciel de simulation (Hysys) permettant de nous donner des résultats exacts et proches de la réalité.

Vérification du cas design d'installation par simulation :

a- Données d'exploitation de la section débutaniseur :

Un design a été prédéfini pour toute l'unité débutaniseur par la société constructrice de la compagnie JGC.

Les données d'exploitation de la section débutaniseur pour le cas du design, sont représentées dans le tableau suivant :

Paramètres	Alimentation	Vapeur de tête	Produit de fond	Sortie Ballon de reflux	reflux
Débit (Kg/h)	201490	146220	164430	146220	109160
Température (°C)	159.1	72.1	212	57.6	57.6
Pression (Kg/ cm ²)	14.74	14.26	14.74	14.06	14.06

Tableau VIII.a. Données design de fonctionnement de la colonne (débutaniseur).

- La colonne de débutaniseur C 102 contient 32 plateaux à clapets.
- La colonne fonctionne avec une efficacité de 60÷70%.

Dimensionnement de la colonne	Colonne
N° de plateaux	32
Type de plateaux	Clapets
Diamètre (m).	2.5
Espacement entre plateaux (m).	0.60
Efficacité	0.60

Tableau VIII.b. Données de dimensionnement de la colonne C 102 (débutaniseur).

Paramètre	Cas design réel	Cas design simulé (HYSYS)
Température de tête (°C)	72.1	68.94
Température de fond (°C)	212	212
Pression de tête (bar)	14.26	14.22
Pression de fond (bar)	14.74	15.69
Reflux froid (Kg/h)	109160	101469
Reflux chaud (Kg/h)	121082	121000
Distillat (Kg/h)	37060	37100
Résidu (Kg/h)	164430	165000
Nombre d'étage	32	32
Quantité de chaleur Q_C (Kcal/h)	1.1×10^7	1.154×10^7
Quantité de chaleur Q_R (Kcal/h)	1.21×10^7	1.588×10^7
Température de ballon (°C)	57.6	59.29

Tableau VIII.c. Comparaison entre cas design réel et cas design simulé.

Composant	Cas design réel			Cas design simulé	
	Alimentation	Distillat	Résidu	Distillat	Résidu
N2	0.0000	0.0010	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.000013	0.0000	0.0000	0.0000
CH4	0.0000	0.000013	0.0000	0.000002	0.0000
C2H6	0.0009	0.0028	0.0000	0.00	0.0000
C3H8	0.1772	0.5329	0.00025	0.55207	0.00012
iC4H10	0.0626	0.1725	0.0084	0.171867	0.01310
nC4H10	0.1302	0.2895	0.0516	0.2737	0.06165
iC5H12	0.0507	0.0008	0.0753	0.001	0.07671
nC5H12	0.0723	0.00019	0.1079	0.00014	0.10728
C6H14	0.0964	0.0000	0.1440	0.0000	0.14206
C7H16	0.0938	0.0000	0.1401	0.0000	0.13742
C8H18	0.0759	0.0000	0.1133	0.0000	0.11095
C9H20	0.0625	0.0000	0.0934	0.0000	0.0913
C10H22	0.0456	0.0000	0.0682	0.0000	0.06668
C11H24	0.0355	0.0000	0.0530	0.0000	0.0519
C12H26	0.0964	0.0000	0.1440	0.0000	0.14081
∑	1.0000	0.9997	0.9994	0.99997	0.99448

Tableau VIII.d. Composition des produits.

D'après ces tableaux on tire les remarques suivantes :

- Les paramètres dans le cas simulé sont presque les mêmes que ceux du design.
- Le modèle thermodynamique Peng Robinson donne des résultats plus proches des valeurs réelles du design.

Spécifications	GPL	Condensat
Teneur en C ₅₊ (%)	≤0.4	/
Teneur en C ₂₋	3%	/
Tension de vapeur Reid (TVR) (Psia)	/	≤ 10

Tableau VIII.e. Spécifications du GPL et du condensat.

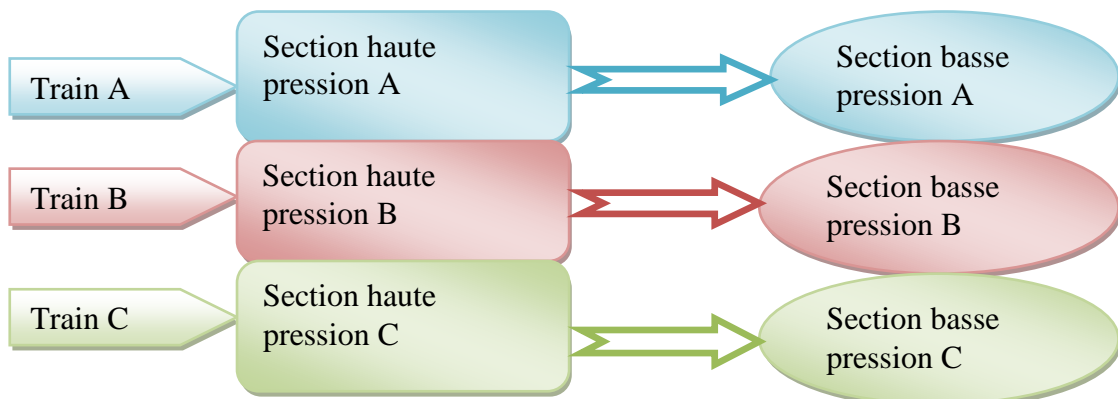
Présentation du cas proposé :

Le module IV travaille actuellement avec trois trains (A, B et C). Chacun d'eux est composé de deux sections :

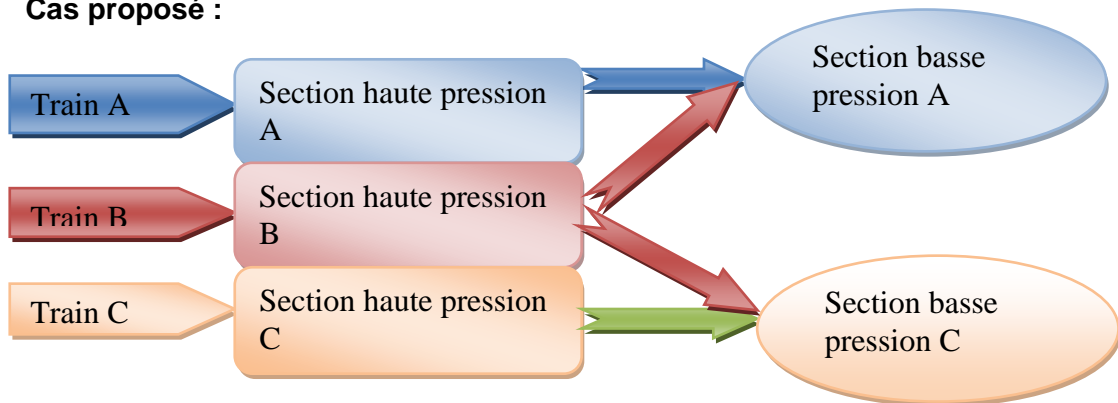
- ❖ La section haute pression qui sépare la phase liquide du gaz.
- ❖ La section basse pression qui stabilise la phase liquide récupérée.

Comme la quantité de liquide récupérée est devenue faible, on a proposé d'enlever la section basse pression d'un train. Par conséquent un des trains par exemple (B) fonctionnera seulement avec la section haute pression et la charge liquide récupérée dans ce train sera divisée en deux et envoyée vers les sections basse pression des deux autres trains (A) et (C).

Actuellement :



Cas proposé :



On propose le schéma de dispatching suivant :

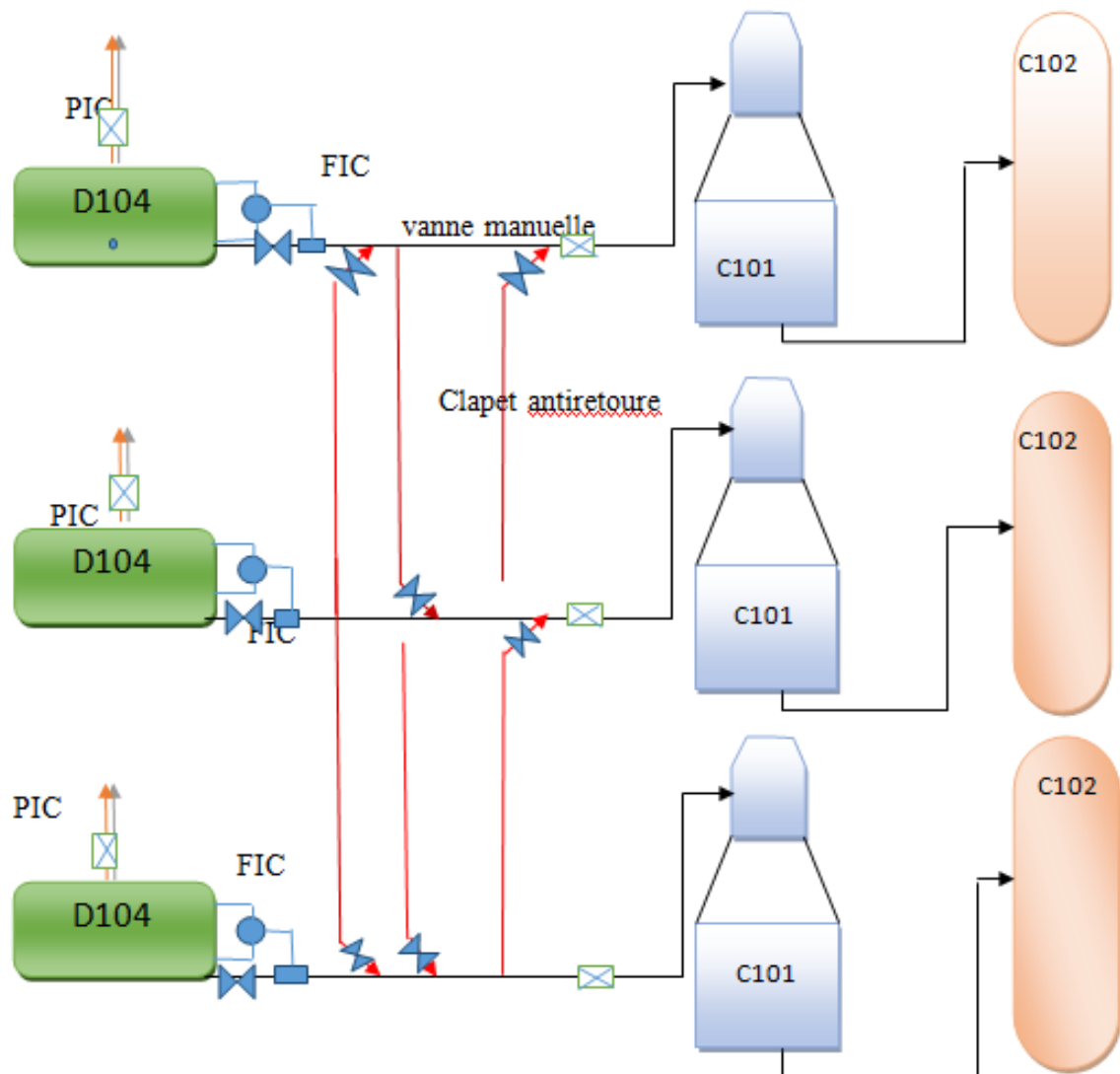


Figure VIII.e. Schéma de banalisation de la charge liquide d'un train.

Description du schéma :

Notre étude consiste à faire une banalisation de la charge liquide sortant des ballons D101 et D104 d'un train sur les deux autres trains.

La modification doit être la plus simple, la plus économique possible donc on a besoin des pipes, des vannes et des clapets anti-retour

La modification touche la section basse pression et elle dépend de plusieurs paramètres tels que : la pression, la température et la composition de la charge liquide

La charge liquide sortant du D104 se divise en deux puis elle est envoyée vers les deux autres trains et dans ce cas la pression doit être supérieure à celle des deux ballons D101, il y a une banalisation construit par le constructeur de l'usine

On installe des clapets anti – retour pour des mesures de sécurité.

Des vannes manuelles pour isoler la section basse pression.

Cette modification a deux avantages :

1. Eviter de faire un redimensionnement de la colonne sous l'effet de la diminution de la richesse qui va perturber le fonctionnement de la colonne sur le long terme.
2. Eviter l'arrêt de la section basse pression pour la révision par l'utilisation des vannes manuelles.

Cette modification est faite selon les instructions de l'équipe sur site responsable

Partie calcul du débutaniseur « C102 » :

Les données de départ :

- ❖ Débit d'alimentation : 70 tonne /h =70 000 Kg/h.
- ❖ Température d'alimentation : 123°C.
- ❖ La composition molaire de la charge à l'entrée de la colonne de fractionnement est la suivante :
- ❖ On choisit les constituant clés suivants :

Le constituant clé légère : n-C₄H₁₀ où sa fraction dans le résidu est égale à 0,004

Le constituant clé lourde : i-C₅H₁₂ où sa fraction dans le distillat est égale à 0,001
(Ces valeurs des clés sont prises à partir de DATA BOOK ; GPSA).

Les résultats obtenus sont résumés dans le tableau suivant :

Constituants	M _i	X' _{i,i}	X' _{i,i} · M _i
CH ₄	16	0,0000	0,00008
C ₂ H ₆	30	0,0001	0,0030
C ₃ H ₈	44	0,2856	12.5664
i-C ₄ H ₁₀	58	0,0885	5.1330
n-C ₄ H ₁₀	58	0,1814	10,5212
i-C ₅ H ₁₂	72	0,0635	4,5720
n-C ₅ H ₁₂	72	0,0826	5,9472
C ₆ H ₁₄	86	0,0960	8,2560
C ₇ H ₁₆	100	0,0539	5,3900
C ₈ H ₁₈	114	0,0411	4,6888
C ₉ H ₂₀	128	0,0271	3,4688
C ₁₀ H ₂₂	142	0,0226	3,2092
C ₁₁ H ₂₄	156	0,0169	2,6364
C ₁₂ H ₂₆	170	0,0408	6,9360
Σ		1,000	73,3246

Tableau VIII.1. Composition molaire de la charge.

VIII.1. Bilan matière de la colonne C102.

VIII.1.1. Calcul de la composition de la charge :

Dans le tableau suivant :

- $X_{L,i} = M_i \cdot X'_{L,i} / M_L$ avec $M_L = \sum M_i \cdot X'_{L,i}$.
- $L' = L / M_L$
- $L_i = L \cdot X_{L,i}$
- $L'_i = L' \cdot X'_{L,i}$.

$M_L = 73,3246 \text{ Kg/Kcal.}$

$L' = 70.000 / 73,3246$

L = le débit massique de la charge.

L' = le débit molaire de la charge

M_L = masse moléculaire moyenne de la charge

L' = 954,659k

X' _{i,i} · M _i
0,0000
0,000176
0,00008
0,0030
12.5664
5.1330
10,5212
4,5720
5,9472
8,2560

Constituants	M _i	X _{i,i} '	X _{i,i} ' M _i	Quantité molaire Kmol/h
CH ₄	16	0,0000	0,00008	0.0000
C ₂ H ₆	30	0,0001	0,0030	0.0955
C ₃ H ₈	44	0,2856	12.5664	272.651
i-C ₄ H ₁₀	58	0,0885	5.1330	84.489
n-C ₄ H ₁₀	58	0,1814	10,5212	137.175
i-C ₅ H ₁₂	72	0,0635	4,5720	60.621
n-C ₅ H ₁₂	72	0,0826	5,9472	78.855
C ₆ H ₁₄	86	0,0960	8,2560	91.647
C ₇ H ₁₆	100	0,0539	5,3900	51.456
C ₈ H ₁₈	114	0,0411	4,6888	39.236
C ₉ H ₂₀	128	0,0271	3,4688	25.871
C ₁₀ H ₂₂	142	0,0226	3,2092	21.575
C ₁₁ H ₂₄	156	0,0169	2,6364	16.134
C ₁₂ H ₂₆	170	0,0408	6,9360	38.950
Σ		1,000	73,3246	954.659

Tableau VIII.2. Composition et quantité molaire de la charge.

VIII.1.2. Calcul du débit du distillat et du résidu :

Etant donné que la concentration admise de : i-C₅H₁₂ dans le distillat et n-C₄H₁₀ dans le résidu ne sont pas importantes, on estime que les C₁, C₂, C₃ et iC₄ sont pratiquement absents dans le résidu c'est -à -dire X_{R,1}' = X_{R,2}' = X_{R,3}' = X_{R,4}' = 0.

Et que les nC₅, C₆, C₇,C₁₂; Sont absents dans le distillat c'est -à -dire

$$Y_{D,n5}' = Y_{D,6}' = Y_{D,7}' = Y_{D,8}' = \dots = Y_{D,12}' = 0$$

Le bilan matière global de la colonne s'écrit : **L' = D' + R'**

Le bilan matière pour un constituant i s'écrit : **L'X_{L,i}' = D'Y_{D,i}' + R'X_{R,i}'**

L'application de cette équation pour chaque constituant de la charge donne :

$$C_1 : L'X_{L,1}' = D'Y_{D,1}' + R'X_{R,1}'$$

$$C_2 : L'X_{L,2}' = D'Y_{D,2}' + R'X_{R,2}'$$

$$// : // \quad // \quad //$$

$$// : // \quad // \quad //$$

$$// : // \quad // \quad //$$

$$C_{11} : L'X_{L,11}' = D'Y_{D,11}' + R'X_{R,11}'$$

$$C_{12} : L'X'_{L, 12} = D'Y'_{D, 12} + R'X'_{R, 12}$$

En remplaçant les valeurs on aura:

C₁	954,659*0.0000 = D'Y'_{D,1} + R'*0	(1)
C₂	954,659*0.0001 = D'Y'_{D,2} + R'*0	(2)
C₃	954,659*0.2856 = D'Y'_{D,3} + R' *0	(3)
iC₄	954,659*0.0885 = D'Y'_{D,i4} +R' *0	(4)
nC₄	954,659*0.1814= D'Y'_{D,n4} - (954,659- D').0,048	(5)
iC₅	954,659*0.0635= D'*0.001+ (954,659- D').X'_{R,}	(6)
nC₅	954,659*0.0826=D'*0+ (954,659- D'). X'_{R, n5}	(7)
C₆	954,659*0.0960 = D'*0+ (954,659- D'). X'_{R,n6}	(8)
C₇	954,659*0.0539 = D'*0+ (954,659- D'). X'_{R, n}	(9)
C₈	954,659*0.0411 = D'*0+ (954,659- D'). X'_{R, n8}	(10)
C₉	954,659*0.0271= D'*0+ (954,659- D'). X'_{R, n9}	(11)
C₁₀	954,659*0.0226 = D'*0+ (954,659- D'). X'_{R,n10}	(12)
C₁₁	954,659*0.0169 = D'*0+ (954,659- D'). X'_{R, n11}	(13)
C₁₂	954,659*0.0408 = D'*0+ (954,659- D'). X'_{R, n12}	(14)

En additionnant les équations de (1) à (5) :

$$954,659*0,5556=D' [Y'_{D,c1}+Y'_{D,c2}+Y'_{D,c3}+Y'_{D,i4}+Y'_{D,nc4}] + (954,659- D').0, 0048$$

Sachant que : $\sum Y'_{D,i} = 1$ avec $Y'_{D, i 5} = 0,001$

Donc :

$$Y'_{D, 1} + Y'_{D, 2} + Y'_{D, 3} + Y'_{D, i4} + Y'_{D, n4} = (1- 0,001)$$

Par conséquent :

$$954,659*0,5556 = D' (1-0,001) + (954,659-D') 0,0048$$

D' = 523, 86411kmol/h. donc :

D' = 523,86411Kmol/h

De même en additionnant les équations (6), (7) ... et (12), on trouve :

$$R' = 954,659-523, 8641= 430,7948kmol/h$$

R' = 430,7948Kmol/h

VIII.1.3. Calcul de la composition du distillat et du résidu :

a. Distillat :

À partir de l'équation (1) jusqu'à l'équation (14) on a abouti à la composition du distillat, les résultats sont dans le tableau suivant :

Les concentrations molaires sont calculées à partir des équations (1) à (14).

Les concentrations massiques sont calculées avec les formules **suivantes** :

$$X_{R,i} = \frac{M_i X'_{D,i}}{\sum M_i X'_{R,i}} \quad Y_{D,i} = \frac{M_i Y'_{D,i}}{\sum M_i Y'_{D,i}}$$

Constituent	Y'D, i	Mi.Y'D,i	YD,i
CH4	0,0000	0,0000	0,0000
C2H6	0,0010	0,03	0,0006
C3H8	0,5155	22,682	0,4463
i-C4H10	0,1596	9,2568	0,1821
n-C4H10	0,3237	18,7746	0,370
i-C5H12	0,0010	0,072	0,0014
n-C5H12	0,0001	0,0072	0,00014
Σ	1,0009	50,8226	1,0006

Tableau VIII.3. Composition molaire et massique de distillat.

b. Résidu :

On utilise les équations (7) au (14). La composition de résidu est dans le suivant :

constituant	X'_{R, i}	Mi.X'_{R, i}	X_{R,i}
i-C4H10	0,0002	0,116	0.00114
n-C4H10	0,0048	0,2784	0.0027
i-C5H12	0,1411	10,1592	0.1002
n-C5H12	0,1850	13,32	0.1314
C6H14	0,2151	18,4986	0.1824
C7H16	0,1207	12,07	0.119
C8H18	0,0922	10,5108	0.1037
C9H20	0,0609	7,7952	0.077
C10H22	0,0507	7,1994	0.0710
C11H24	0,0379	5,9124	0.0583
C12H26	0,0914	15,538	0.1532
Σ	1,000	101,398	1.00004

Tableau VIII.4. Composition molaire et massique de résidu.

VIII.1.4. Calcul de la Pression et la température dans le ballon de reflux :

Quelle que soit la pression de service. La température de condensation totale du distillat est au moins 15-20 °C plus grande que la température de fluide réfrigérant, donc on prend la température de l'air 35°C.

a. Température dans le ballon de reflux :

$$T_b = T_c + 20$$

$$T_b = 35 + 20 = 55^\circ\text{C}$$

$$T_b = 55^\circ\text{C}$$

b. Pression dans le ballon de reflux :

La pression dans le ballon de reflux est déterminée par l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i X'_{D,i} = 1$$

Où K_i : constante d'équilibre du constituant à pression et température données (il est déterminé d'après le diagramme de JENNY et SCHEIBEL (voir annexe 1).

La pression P_b est déterminée par approximation successive à partir du tableau suivant :

Constituant	$X'_{D,i}$	K_i à $T = 55^\circ\text{C}$ et 12.7 Kg/cm ²	$K_i X'_{D,i}$
CH ₄	0,0000	-	-
C ₂ H ₆	0,0010	3,9	0,0039
C ₃ H ₈	0,5155	1,4	0,7217
i-C ₄ H ₁₀	0,1596	0,68	0,1085
n-C ₄ H ₁₀	0,3237	0,54	0,1747
i-C ₅ H ₁₂	0,0010	0,23	0,00023
n-C ₅ H ₁₂	0,0001	1,90	0,000019
Σ	1,000	-	1,0090

Tableau VIII.5. Coefficients d'équilibre des constituants du distillat liquide.

À $T=55^\circ$ on trouve pour une pression

$$P_b = 12,2 \text{ Kg/cm}^2$$

En tenant compte des pertes de charge dans la colonne, la pression dans les différentes zones est calculée comme suit :

VIII.1.5. Calcul de la pression aux différentes zones de la colonne :

a. Pression au sommet de la colonne :

$$P_s = P_b + \Delta P_1$$

ΔP_1 = pertes de charge dues aux frottements dans les conduites.

$\Delta P_1 = (0,4 - 0,6)$ on prend $\Delta P_1 = 0,5 \text{ kg/cm}^2$

$$P_s = 12,2 + 0,5 = 12,7 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_s = 12,7 \text{ Kg/cm}^2$$

b. Pression au fond de la colonne :

$$P_f = P_s + \Delta P_2$$

ΔP_2 : pertes de charge dues aux résistances des plateaux. $\Delta P_2 = (0,4 - 0,6)$

$P_s = 12,7 \text{ kg/cm}^2$ On prendra $\Delta P_2 = 0,5 \text{ kg/cm}^2$

$$P_f = 12,7 + 0,5 = 13,2 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_f = 13,2 \text{ kg/cm}^2$$

c. Pression dans la zone d'alimentation :

$$P_A = 1/2(P_s + P_f) = 0,5(13,2 + 12,7)$$

$$P_A = 12,95 \text{ kg/cm}^2$$

VIII.1.6. Calcul de la température aux différentes zones de la colonne :

a. Température au sommet de débutaniseur :

À la pression $P_s = 12,7 \text{ kg/cm}^2$, la température au sommet de la colonne est déterminée par l'isotherme de la phase vapeur : $\sum Y'_{D,i} / K_i = 1$

La température au sommet est déterminée par approximation successive à partir du tableau suivant :

Constituant	$Y'_{D,i}$	K_i	$Y'_{D,i}/K_i$
CH ₄	0,0000	-	-
C ₂ H ₆	0,0001	4,6	0,0000217
C ₃ H ₈	0,5155	1,54	0,3347
i-C ₄ H ₁₀	0,1596	0,85	0,1829
n-C ₄ H ₁₀	0,3237	0,67	0,4830
i-C ₅ H ₁₂	0,0010	0,325	0,00307
n-C ₅ H ₁₂	0,0001	0,27	0,000005
Σ	1,0000	-	1,003

Tableau VIII.6. Coefficients d'équilibre des constituants du distillat vapeur.

On trouve $\Sigma Y'_{D,i}/K_i = 1$ et $P_s = 12,7 \text{ kg/cm}^2$ à

$T_s = 70^\circ\text{C}$

b. Température au fond de débutaniseur :

Elle est déterminée à l'aide de l'équation d'isotherme de la phase liquide : $\Sigma K_i X'_{R,i} = 1$

La température du fond de la colonne est déterminée à partir du tableau suivant :

constituant	$X'_{R,i}$	K_i	$K_i X'_{R,i}$
i-C ₄ H ₁₀	0,002	3,4	0,0068
n-C ₄ H ₁₀	0,0048	2,9	0,01392
i-C ₅ H ₁₂	0,1411	1,8	0,2539
n-C ₅ H ₁₂	0,1850	1,75	0,3237
C ₆ H ₁₄	0,2451	1,15	0,2473
C ₇ H ₁₆	0,1207	0,7	0,0844
C ₈ H ₁₈	0,0922	0,42	0,0406
C ₉ H ₂₀	0,0609	0,3	0,01827
C ₁₀ H ₂₂	0,0507	0,21	0,0106
C ₁₁ H ₂₄	0,0379	0,14	0,0054
C ₁₂ H ₂₆	0,0914	0,095	0,0086
Σ	1,0000		1,007

Tableau VIII.7. Coefficients d'équilibre des constituants du résidu.

On trouve $\sum K_i \cdot X'_{R,i} = 1$ et $P_f = 13,2 \text{ kg/cm}^2$ à $T = 190^\circ\text{C}$ donc

$T_f = 190^\circ\text{C}$

Constituants	M_i	$X'_{i,i}$	K_i
CH_4	16	0,0000	-
C_2H_6	30	0,0001	5,4
C_3H_8	44	0,2856	2,1500
i- C_4H_{10}	58	0,0885	1,1000
n- C_4H_{10}	58	0,1814	1,0000
i- C_5H_{12}	72	0,0635	0,5500
n- C_5H_{12}	72	0,0826	0,4900
C_6H_{14}	86	0,0960	0,2300
C_7H_{16}	100	0,0539	0,1200
C_8H_{18}	114	0,0411	0,0550
C_9H_{20}	128	0,0271	0,0300
$\text{C}_{10}\text{H}_{22}$	142	0,0226	0,0150
$\text{C}_{11}\text{H}_{24}$	156	0,0169	0,0080
$\text{C}_{12}\text{H}_{26}$	170	0,0408	0,0040
Σ		1,000	1,0009

Tableau VIII.8. Les valeurs des K_i de la charge :

VIII.1.7. Détermination des volatilités relatives :

Dans le calcul de la rectification des mélanges complexe on est arrivé à effectuer des séries de calcul d'équilibre sur chaque plateau, l'utilisation de la volatilité relative.

La volatilité est le rapport du coefficient d'équilibre du constituant à celui d'un constituant de référence qui est l'i- C_5H_{12} . $\alpha_i = K_i/K_r$

K_i : constante d'équilibre de constituant (i)

K_r : constante d'équilibre de constituants clé, on choisit le moins volatile dans notre cas c'est le i- C_5H_{12}

Les valeurs de la volatilité moyenne sont déterminées par les formules :

Pour la zone de rectification : $\alpha_{im} = 0,5 (\alpha_{D,i} + \alpha_{L,i})$

Pour la zone d'épuisement : $\alpha_{im} = 0,5 (\alpha_{R,i} + \alpha_{L,i})$

Constituant	$K_{D,i}$	$\alpha_{D,i}$	$K_{R,i}$	$\alpha_{R,i}$	$K_{L,i}$	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{im D}$	$\alpha_{im R}$
CH ₄	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₂ H ₆	4,6	14,1538	-	-	5,4	9,818 1	11,989 5	-
C ₃ H ₈	1,54	4,738	-	-	2,15	3,909 0	4,3235	-
i-C ₄ H ₁₀	0,85	2,6153	3,4	1,888	1,1	2	2,3076	1,944 4
n-C ₄ H ₁₀	0,67	2,06153	2,9	1,6111	1	1,81	1,9357	1,710 5
i-C ₅ H ₁₂	0,325	1	1,8	1	0,55	1	1	1
n-C ₅ H ₁₂	0,27	0,8307	1,75	0,9722	0,49	0,890 9	0,8608	0,931 5
C ₆ H ₁₄	-	-	1,15	0,638	0,23	0,418 1	-	1,056 1
C ₇ H ₁₆	-	-	0,7	0,3888	0,12	0,218 1	-	0,606 9
C ₈ H ₁₈	-	-	0,42	0,2333	0,055	0,1	-	0,166 6
C ₉ H ₂₀	-	-	0,3	0,1666	0,03	0,054 5	-	0,110 5
C ₁₀ H ₂₂	-	-	0,21	0, 1166	0,015	0,027	-	0,071 8
C ₁₁ H ₂₄	-	-	0,14	0,0777	0,008	0,014 5	-	0,046 1
C ₁₂ H ₂₆	-	-	0,095	0,0527	0,004	0,007 2	-	0,029 9

Tableau VIII.9.Valeur des volatilités.

VIII.1.8.Calcul du taux de vaporisation :

En procédant par tâtonnement. C'est-à-dire qu'on prend des valeurs du taux de vaporisation, et on calcule les concentrations molaires de la phase liquide X'_{oi} , et la phase vapeur Y'_{oi} , dans la zone de flash.

Le taux de vaporisation e_0' de l'alimentation et la composition des phases liquides et vapeurs en équilibre à l'entrée de la colonne sont calculés à l'aide de l'équation de TREGUOBOV : $\sum X'_{oi} = \sum X'_{L,i} / 1 + e_0' (K_i - 1) = 1$

Et: $Y'_{oi} = \sum K_i \cdot X'_{oi} = 1$

À partir d'une série de mesure on trouve la valeur du taux de vaporisation $e_0' = 0,36$.

Constituant	P=13,45Kg/cm2		$e_0' = 0,36$	
	X'L, i	KL,i	X'oi	Y'oi
CH ₄	-	-	-	-
C ₂ H ₆	0,0001	5,4	0,00004	0,00022
C ₃ H ₈	0,2856	2,15	0,2019	0,4340
i-C ₄ H ₁₀	0,0885	1,1	0,06507	0,072
n-C ₄ H ₁₀	0,1814	1	0,1814	0,182
i-C ₅ H ₁₂	0,0635	0,55	0,0075	0,0042
n-C ₅ H ₁₂	0,0826	0,49	0,1009	0,0495
C ₆ H ₁₄	0,0960	0,23	0,1328	0,031
C ₇ H ₁₆	0,0539	0,12	0,0788	0,0095
C ₈ H ₁₈	0,0411	0,055	0,0417	0,0023
C ₉ H ₂₀	0,0271	0,03	0,4164	0,013
C ₁₀ H ₂₂	0,0226	0,015	0,0246	0,0004
C ₁₁ H ₂₄	0,0169	0,008	0,07146	0,0014
C ₁₂ H ₂₆	0,0408	0,004	0,0422	0,0002
Σ			1.00	0.8

Tableau VIII.10. Les taux de vaporisation.

VIII.1.9. Calcul du régime à reflux minimal et optimal :

On utilise la méthode de Wonder Wood qu'est la plus employée, il est bon de savoir que cette méthode est juste mathématique seulement pour les suppositions des débits molaires des phases et de la constante des volatilités relatives des constituants.

Dans ces conditions, la valeur minimale du taux de reflux est calculée d'après la formule de Wonder Wood suivante :

$$(r_f)_{\min} = \phi \sum Y'_{D,i} / (\alpha_{l,i} - \phi)$$

$$e_0' = \sum \alpha_{l,i} X'_{L,i} / (\alpha_{l,i} - \phi)$$

Où: e_0' taux de vaporisation de la charge.

ϕ : paramètre conventionnel déterminé par approximation de l'équation d'une manière générale, la valeur de ϕ varie généralement entre les volatilités relatives des constituants clés ($1 < \phi < 1,6$)

À partir d'une série de mesure on trouve la valeur de ϕ jusqu'à l'obtention de $e_0' = 0,36$

Les résultats du calcul de ϕ sont représentés dans le tableau suivant :

Constituant	$X'_{L,i}$	$\alpha_{l,i}$	$\alpha_{l,i} \cdot X'_{L,i}$	$\alpha_{l,i} - \phi$	$e_0' = \sum (\alpha_{l,i} \cdot X'_{L,i}) / (\alpha_{l,i} - \phi)$
CH ₄		-	-	-	-
C ₂ H ₆	0,0001	9,8181	0.00098	8.6681	0.0001130
C ₃ H ₈	0,2856	3,9090	1.1164	2.759	0.4046
i-C ₄ H ₁₀	0,0885	2	0.177	0.85	0.20823
n-C ₄ H ₁₀	0,1814	1,81	0.3283	0.66	0.4974
i-C ₅ H ₁₂	0,0635	1	0.0635	-0.15	-0.4233
n-C ₅ H ₁₂	0,0826	0,8909	0.07359	-0.2591	-0.284002
C ₆ H ₁₄	0,0960	0,4181	0.04013	-0.7319	-0.05482
C ₇ H ₁₆	0,0539	0,2181	0.01175	-0.9319	-0.01260
C ₈ H ₁₈	0,0411	0,1	0.00411	-1.05	-0.00391
C ₉ H ₂₀	0,0271	0,0545	0.00148	-1.0955	-0.001350
C ₁₀ H ₂₂	0,0226	0,027	0.000610	-1.123	-0.0005431
C ₁₁ H ₂₄	0,0169	0,0145	0.000245	-1.1355	-0.0002157
C ₁₂ H ₂₆	0,0408	0,0072	0.000294	-1.1428	-0.0002572
Σ					0.33=0.36

Tableau VIII.11. Calcul de ϕ .

La valeur supposée $\phi = 1,15$ est correcte car :

$$\sum \alpha_{l,i} \cdot X'_{L,i} / \alpha_{l,i} - \phi = 0,36 = e_0'$$

a. Taux de reflux minimal :

Constituants	$Y'_{D,i}$	$\alpha_{l,i}$	$\alpha_{L,i} - \phi$	$\sum Y'_{D,i} / (\alpha_{l,i} - \phi)$
CH ₄	-	-	-	-
C ₂ H ₆	0.001	9,8181	8.6681	0.00011
C ₃ H ₈	0.5155	3,9090	2.759	0.186
i-C ₄ H ₁₀	0.1596	2	0.85	0.187
n-C ₄ H ₁₀	0.3237	1,81	0.66	0.489
i-C ₅ H ₁₂	0.0010	1	-0.15	-0.0066
n-C ₅ H ₁₂	0.0001	0,8909	-	-0.00038
C ₆ H ₁₄	-	-	-	-
C ₇ H ₁₆	-	-	-	-
C ₈ H ₁₈	-	-	-	-
C ₉ H ₂₀	-	-	-	-
C ₁₀ H ₂₂	-	-	-	-
C ₁₁ H ₂₄	-	-	-	-
C ₁₂ H ₂₆	-	-	-	-
\sum	1.0009			0.8550

Tableau VIII.12. Calcul Taux de reflux minimal.

L'application de la formule $(r_f)_{\min} = \phi \sum Y'_{D,i} / (\alpha_{l,i} - \phi)$ donne

$$(r_f)_{\min} = 0,97$$

b. Taux de reflux optimal :

Le taux de reflux optimal est calculé par la formule proposée par GILILAND.

$$(r_f)_{\text{opt}} = (1,3) \cdot (r_f)_{\min} + 0,3.$$

$$(r_f)_{\text{opt}} = 1,3 \cdot (r_f)_{\min} + 0,3$$

$$(r_f)_{\text{opt}} = 1,6$$

Donc :

VIII.1.10. Taux de rebouillage minimal et optimal :

a. Le taux de rebouillage minimal :

Le taux de rebouillage minimal est calculé comme suit : $(r_b)_{\min} = -\sum \alpha_{l,i} \cdot X'_{R,i} / (\alpha_{L,i} - \phi)$.

Constituants	$X'_{R,i}$	$\alpha_{l,i}$	$\alpha_{l,i} - \phi$	$\alpha_{l,i} \cdot X'_{R,i} / (\alpha_{l,i} - \phi)$
CH ₄	-	-	-	-
C ₂ H ₆	-	-	-	-
C ₃ H ₈	-	-	-	-
i-C ₄ H ₁₀	0.002	2	0.85	0.004
n-C ₄ H ₁₀	0.0048	1.81	0.62	0.015
i-C ₅ H ₁₂	0.1411	1	-0.15	-0.940
n-C ₅ H ₁₂	0.1850	0.8909	-0.2591	-0.618
C ₆ H ₁₄	0.2151	0.4181	-0.7319	-0.117
C ₇ H ₁₆	0.1207	0.281	-0.9319	-0.036
C ₈ H ₁₈	0.0922	0.1	-1.05	-0.008
C ₉ H ₂₀	0.0609	0.0545	-1.0955	-0.002
C ₁₀ H ₂₂	0.0507	0.027	-1.123	0.0008
C ₁₁ H ₂₄	0.0379	0.0145	-1.1355	-0.0003
C ₁₂ H ₂₆	0.0914	0.0072	-1.1428	-0.0005
Σ	1.0018			-1.68

Tableau VIII.13. Taux de rebouillage minimal.

D'après le tableau :

$$(r_b)_{\min} = 1.68$$

b. Le taux de rebouillage optimal :

$$(r_b)_{\text{opt}} = [(D' \cdot (r_f)_{\text{opt}} / R') + L' (1 - e'_0) / R'] - 1$$

$$(r_b)_{\text{opt}} = [(523,86411 \cdot 1,6 / 430,7948) + 954,659 \cdot (1 - 0,36) / 430,7948] - 1$$

$$(r_b)_{\text{opt}} = 2,35$$

VIII.1.11. Calcul du nombre de plateaux dans la colonne :

a. Nombre de plateaux théorique :

Le nombre minimal de plateaux théoriques dans les zones de rectification et d'épuisement est déterminé par l'application de l'équation de Fenske-Underwood aux constituants clés entre l'alimentation et le résidu ou le distillat.

1. Dans la zone de rectification :

En appliquant la formule de **Fenske** :

$$N_{Rmin} = \log \left(\frac{(Y'_{D,nc4} \cdot X'_{L,ic5})}{(Y'_{D,ic5} \cdot X'_{L,nc4})} \right) / \left(\log \left(\frac{\alpha_{nc4}}{\alpha_{ic5}} \right) \right)$$

$$N_{Rmin} = \log(0,3237 \cdot 0,0635) / (0,001 \cdot 0,1814) / \log(2,066153)$$

$$N_{Rmin} = 6,5$$

$$N_{Rmin} = 7 \text{ Plateaux}$$

2. Dans la zone d'épuisement :

$$N_{Emin} = \log \left(\frac{(X'_{L,nc4} \cdot X'_{R,ic5})}{(X'_{L,ic5} \cdot X'_{R,nc4})} \right) / \left(\log \left(\frac{\alpha_{nc4}}{\alpha_{ic5}} \right) \right)$$

$$N_{Emin} = \log(0,1814 \cdot 0,1411) / (0,0635 \cdot 0,0048) / \log(1,7105)$$

$$N_{Emin} = 3,96$$

$$N_{Emin} = 4 \text{ plateaux}$$

b. Nombre de plateaux théorique :

Le nombre de plateaux est déterminé à partir du diagramme de GILLILAND (voir l'annexe 2) en calculant le rapport suivant :

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = \text{cte.}$$

1. Dans la zone de rectification :

Suivant la corrélation proposée par **GILLILAND**

$$\frac{((r_f)_{op} - (r_f)_{min})}{((r_f)_{op} + 1)} = \text{cte} \frac{(N_{th} - N_{th min})}{(N_{th} + 1)} = \text{cte}$$

$$\frac{((r_f)_{op} - (r_f)_{min})}{((r_f)_{op} + 1)} = 0,242$$

D'après le diagramme de **GILLILAND** (voir annexe)

$$\frac{(N_R - N_{Rmin})}{(N_R + 1)} = 0,42 \text{ d'où}$$

$$N_R = 12 \text{ Plateaux}$$

2. Dans la zone d'épuisement :

D'après le diagramme de **GILLILAND** on a :

$$N_E = 8 \text{ plateaux}$$

$$\frac{N_E - N_{Emin}}{N_E + 1} = 0,45 \quad \text{donc} \quad N_E = 8,09$$

3. Le nombre de plateaux théorique dans la colonne entière :

Le nombre de plateaux théorique dans la colonne est égale à la somme des plateaux de la zone rectification et ceux de la zone épuisement.

$$N_{th} = N_R + N_E = 8 + 12$$

$$N_{th} = 20 \text{ plateaux}$$

c. Nombre de plateaux réel :

On admet que l'efficacité (E) des plateaux à clapets est de l'ordre de 0,6.

1. Dans la zone de rectification :

$$N_{R\text{réel}} = \frac{N_R - 1}{E}, \quad N_{R\text{réel}} = 12 - 1 / 0,6 = 18,33$$

$$N_{R\text{réel}} = 18 \text{ plateaux}$$

2. Dans la zone d'épuisement :

$$N_{E\text{réel}} = \frac{N_E - 1}{E}, \quad N_{E\text{réel}} = 8 - 1 / 0,6$$

$$N_{E\text{réel}} = 11 \text{ plateaux}$$

3. Dans la colonne entière :

Et enfin :

$$N_{\text{réel}} = 30 \text{ plateaux}$$

$$\text{On admet la valeur : } N_{\text{réel}} = \frac{N_{th} - 2}{E} \quad N_{\text{réel}} = 20 - 2 / 0,6 = 30$$

Le nombre total de plateaux théoriques dans la colonne est : $N_T = 20$. D'où le nombre total de plateaux réels existant dans la colonne est égal à 30 plateaux, ce qui implique que la colonne supporte la charge d'alimentation. Elle est donc surdimensionnée.

VIII.2. Bilan thermique de la colonne :

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et du rebouilleur.

L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$L \cdot h_L + Q_r = D h_D + R h_R + Q_c$$

Avec :

$$h_L = e'_0 \cdot H_0 + (1 - e'_0) h_0$$

$$Q_r = G_R (H_R - h_1) + R (h_R - h_1)$$

$$Q_c = (D + g_x) (H_D - h_D)$$

Ou :

L, D et R : débit molaire respectivement de la charge, du distillat et du résidu (k mol/h)

Q_R : charge thermique du rebouilleur (kcal/h).

Q_C : charge thermique du condenseur (kcal/h).

h_L : enthalpie de la charge diphasique (kcal/k mol).

e'_0 : taux de vaporisation de la charge.

H_0 : enthalpie de la phase vapeur de la charge (kcal/k mol).

h_0 : enthalpie de la phase liquide de la charge (kcal/k mol).

h_D : enthalpie de distillat a l'état liquide (kcal/k mol).

h_R : enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur (kcal/k mol).

H_D : enthalpie de distillat a l'état liquide (kcal/k mol).

G_x : débit du reflux liquide (k mol/h).

G_r : débit de la vapeur provenant de rebouilleur (k mol/h).

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

Calcul des différents débits de reflux de la colonne

$g'_x = (r_f) \text{ opt. } D'$

$g'_x = 838,1826 \text{ k}$

$G'_R = (r_b) \text{ opt. } R'$

$g'_x = 1.6 * 523,86411$

$G'_R = 1012,36778 \text{ kmol/h.}$

$G'_R = 2.6 * 430,7948$

VIII.2.1. Calcul des enthalpies :

L'enthalpie est calculée par la formule suivante : $H = C_p \cdot t$ Ou :

t : température.

C_p : chaleur spécifique de la fraction considérée. Les valeurs de C_p sont déterminées à l'aide du logiciel « hsys ».

Les enthalpies des différentes phases liquides et vapeur sont résumées dans le tableau suivant :

phase	Température (°c)	Pression (bars)	Cp (kcal/kmol.°c)	Enthalpie (kcal/kmol)
Phase vapeur de la charge $H_{0,L}$	123	13	33,1100	4072,53
Phase liquide de la charge $h_{0,L}$	123	13	58,756	7226,988
GPL a l'état liquide h_D	34	12,2	33,6842	1145,2628
GPL a l'état vapeur H_D	70	12,7	24,0909	1686,363
Condensat h_R	190	13,2	72,3445	13745,455

Tableau VIII.14. Enthalpie des différentes phases liquides et vapeur.

VIII.2.2. Détermination des charges thermiques :

a. Détermination de la charge thermique de l'alimentation :

$$Q_L = L \cdot h_L$$

$$h_L = e'_0 H_{0,L} + (1 - e'_0) h_{0,L}$$

$$h_L = 0,36.4072,53 + 0,64.7226,988$$

$$h_L = 6091,3831 \text{ kcal/kmol}$$

$$Q_L = 954,659.6091,3831$$

$$Q_L = 5,815.e^{+06} \text{ kcal/h}$$

b. Détermination de la charge thermique du distillat :

$$Q_D = D \cdot H_D$$

$$Q_D = 523,86411 * 1686,363$$

$$Q_D = 883425,05 \text{ kcal/h}$$

c. Détermination de la charge thermique du résidu :

$$Q_R = R \cdot h_R$$

$$Q_R = 430,7948 * 13745,455$$

$$Q_R = 5921470,5376 \text{ kcal/h}$$

d. Détermination de la charge thermique du condenseur :

$$Q_C = (g_x + D)(H_D - h_D)$$

$$Q_C = (838,1826 + 523,86411)(1686,363 - 1145,2628)$$

$$Q_C = 737003,74719 \text{ kcal/h}$$

e. Détermination de la charge thermique du four :

$$Q_{Rb} = Q_R + Q_D + Q_C - Q_L$$

$$Q_{Rb} = 1726899,339 \text{ kcal/h.}$$

A partir de la valeur de la charge thermique du four on pourra déterminer la valeur de l'enthalpie de la phase vapeur sortant du rebouilleur H_R et ce a l'aide de la formule suivante :

$$Q_{Rb} = G_R(H_R - h_R)$$

$$\text{D'où : } H_R = (Q_{Rb}/G_R) + h_R$$

Alors on aura :

$$H_R = (1726899,339/1012,36778) + 13745,455$$

$$H_R = 15451,257346 \text{ kcal/kmol}$$

VIII.3. Dimensionnement de la colonne C102 :**VIII.3.1. Détermination du diamètre de la colonne :**

Le diamètre de la colonne est calculé d'après le premier plateau de la zone de rectification, car la tête de la colonne est l'endroit le plus chargé par les vapeurs, d'après l'équation suivante :

$$D = 2 (S / \pi)^{1/2}$$

Où :

D : diamètre de la colonne.

S : section de la colonne.

π = constant égale à 3.14

Avec : $S = V/W$

Ou :

V : débit volumique des vapeurs.

W : vitesse admissible des vapeurs.

a. Calcul du débit volumique des vapeurs :

Le débit volumique est calculé d'après la formule :

$$V = \frac{22,4.V_m.(T_s+273)}{(273.P_s)} \quad \text{où :}$$

P_s : pression au sommet de la colonne.

V_m : débit molaire des vapeurs.

Avec : $V_m = (g_x + D) = D (r_f + 1) = 523,846.(1,6+1)$

V_m = 1362,0464 Kmol/h

Z : facteur de compressibilité, déterminé à partir des paramètres critiques (température et pression).

Connaissant ces derniers, on calcul les paramètres réduits d'après les formules suivantes :

$$Tr = T_s / T_c \quad \text{ou :} \quad T_c = \sum Y'_i . T_{i,c}$$

$$Pr = P_s / P_c \quad \text{ou :} \quad P_c = \sum Y'_i . P_{i,c}$$

Les paramètres critiques sont déterminés à partir des ouvrages (GPSA) de référence, leurs valeurs sont représentées dans le tableau suivant :

$P_s = 12.45$ bars et $T_s = 55^\circ\text{C}$.

Constituants	Y'_{D_i}	$T_{i,c}(\text{K})$	$P_{i,c}(\text{bar})$	$Y'_{D_i} T_{i,c}$	$Y'_{D_i} P_{i,c}$
C1H4	0.0000	355.4	45.8	0.0000	0.0000
C2H6	0.0010	305.5	48.2	0.3055	0.0482
C3H8	0.5155	370	41.9	190.735	21.5990
IC4	0.1596	408.1	36	65.133	5.7456
NC4	0.3237	425.1	37.5	137.637	12.1387
IC5	0.0010	460	33.4	0.461	0.0334
Σ	1.0009	-	-	394.2715	39.5649

Tableau VIII.15. Calcul des températures et pressions critiques des vapeurs au sommet de la colonne.

D'après le tableau on a:

$$T_c = 394,2715 \text{ K}$$

$$P_c = 39,5649 \text{ bars}$$

D'après les formules précédentes on calcule les paramètres réduits :

$$T_r = \frac{(55+273)}{394,2715} = 0,8319 \quad T_r = 0,8319 \text{ K}$$

$$T_r = 0,8319 \text{ K}$$

$$P_r = \frac{12,45}{39,5649} = 0,3146 \quad P_r = 0,3146 \text{ bars}$$

$$P_r = 0,3146 \text{ bars}$$

D'après le diagramme de dépendance du coefficient de compressibilité en fonction de la pression et de la température critique (voir annexe) on trouve que

$$Z = 0,78$$

Donc le débit volumique est :

$$V = \frac{22,4 \cdot 0,78 \cdot 1362,0464 \cdot (55+273)}{273 \cdot 12,45} = 2296,5525 \Rightarrow$$

$$V = 2296,5525 \text{ m}^3/\text{h} \\ = 0,6379 \text{ m}^3/\text{sec}$$

b. Calcul de la vitesse admissible des vapeurs :

La vitesse admissible des vapeurs est donnée par la formule de « **SOUDERS-BROWN** » :

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C \cdot [(\rho L - \rho V) / \rho v]^{1/2}$$

C : coefficient qui dépend de la distance entre les plateaux et du type de plateaux.

Pour l'inter plateau à clapet de 610 mm, $C=650$.

ρ_L : la masse volumique de liquide.

ρ_V : la masse volumique des vapeurs .

La masse volumique des vapeurs est déterminée comme suit :

$$\rho_V = V_m \cdot M / V. \text{ ou ;}$$

V_m : débit molaire des vapeurs en Kmole/h.

V : débit volumique des vapeurs en m³/h

M : la masse moléculaire Kg/Kmole.

$$\rho_V = \frac{1362,0464 \cdot 50,8226}{2296,5525} = 30,142 \quad \Rightarrow$$

$$\rho_V = 30,142 \text{ Kg/m}^3$$

1. La masse volumique du liquide à 55°C.

$$\rho_L = \rho_{20}^{55}$$

La masse volumique du liquide à température t est donnée par l'équation suivante :

$$\rho_L = \rho_4^{20} - \alpha (t-20) \quad \text{ou ;}$$

ρ_4^{20} : La masse volumique à 20°C.

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \rho_4^{20}$$

$$\text{avec } \rho_4^{20} = 1 / \sum (X_{D,i} / \rho_4^{20} i)$$

$X_{D,i}$: concentration massique de l'élément « i ».

Le calcul de $\rho_4^{20} i$, est représenté dans le tableau suivant :

Constituants	$X_{D,i}$	$\rho_4^{20} i$	$X_{D,i} / \rho_4^{20} i$
CH4	0.0000	320	0.0000
C2H6	0.0006	360	0.00000166
C3H8	0.4463	501.8	0.00088939
i-C4H10	0.1821	557.6	0.00032657
n-C4H10	0.3700	579.08	0.00063894
i-C5H12	0.0014	619.08	0.00000229
n-C5H10	0.00014	621	0.00000023
Σ	1.0006	-	0.00185908

Tableau VIII.16. Calcul de $\rho_4^{20} i$.

Donc : $\rho_4^{20} = 1/0.00185908 = 537,9004$

$$\rho_4^{20} = 537,9004 \text{ Kg/m}^3$$

Alors : $\alpha = 0,001828 - 0,00132 \cdot \rho_4^{20}$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132(0,5379004)$$

$$\alpha = 0,00112$$

Donc : $\rho_{20}^{55} = \rho_4^{20} - \alpha(t-20) = 0,5379004 - 0,00112(55-20) = 0,4987 \text{ g/m}^3$

$$\rho_{20}^{55} = 498,7004 \text{ Kg/m}^3$$

La masse volumique de liquide sera :

Alors la vitesse admissible des vapeurs sera :

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 650 \cdot [(498,7004 - 30,142)/30,142]^{1/2}$$

$$W = 0,2171 \text{ m/sec.}$$

$$W = 0,2171 \text{ m/sec}$$

c. La section de la colonne :

$$S = V/W$$

Connaissant les valeurs de V et W qui ont été calculées précédemment, on détermine la section de la colonne :

$$S = 0,6379/0,2171 = 2,9383 \text{ m}^2. \quad S = 2,9383$$

$$S = 2,9383 \text{ m}^2$$

$$D = 2 (S / \pi)^{1/2} = 2(2,9383/3,14)^{1/2} = 1,934 \text{ m.}$$

On choisit une valeur de diamètre normalisée :

$$D = 2 \text{ m}$$

VIII.3.2. Détermination de la hauteur de la colonne :

La hauteur totale de la colonne est déterminée par la formule suivante :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

Ou :

- h_1 : distance entre le premier plateau de la zone de rectification et le fond supérieur de la colonne.
- h_2 : hauteur de la zone de rectification.
- h_3 : hauteur de la zone d'alimentation.
- h_4 : hauteur de la zone d'alimentation.
- h_5 : distance entre le dernier plateau de la colonne et le fond inférieur.

On admet les valeurs suivantes :

- h_1 : 2000 mm = 2m.
- h_5 : 8065 mm = 8,065 m.
- h_p : 610 mm = 0,610 m.

a. détermination de la hauteur de la zone de rectification :

La hauteur de la zone de rectification est déterminée comme le produit du nombre d'espaces entre les plateaux et la valeur de la distance entre deux plateaux.

$$h_2 = (N_R - 1) \cdot h_p = (18 - 1) \cdot 0,610 = 10,37\text{m}$$

$$h_2 = 10,37\text{m}$$

N_R : nombre de plateaux de la zone de rectification.

h_p : espace entre deux plateaux.

b. Détermination de la zone d'alimentation :

La hauteur de la zone d'alimentation est déterminée en tant qu'espacement entre 4 plateaux, donc : $h_3 = 3 \cdot h_p$

$$h_3 = 3 \cdot 0,610 = 1,83\text{m}$$

$$h_3 = 1,88\text{m}$$

c. Détermination de la hauteur de la zone d'épuisement :

Elle est déterminée comme le cas de la zone de rectification :

$$h_4 = (N_E - 1) \cdot h_p$$

Ou :

N_E : nombre des plateaux dans la zone d'épuisement

$$h_4 = (11 - 1) \cdot 0,610 = 6,1\text{m}$$

$$h_4 = 6,1\text{m}$$

Alors la hauteur totale de la colonne est :

$$H_T = 2 + 8,065 + 10,37 + 1,83 + 6,1$$

$$H_T = 28,362\text{m}$$

VIII.4. Comparaison des résultats de calcul, résultats de simulation et les valeurs du cas design :

Pressions et températures			
	Cas design	Cas calculé	Cas simulé
La température au fond de la colonne (°C)	219	190	184.6
La température au sommet de la colonne (°C)	75,2	70	70.10
La température d'alimentation (°C)	173	123	133.7
La pression au fond de la colonne (Kg/cm ²)	14	13,2	14.71
La pression au sommet de la colonne (Kg/cm ²)	13,8	12,7	14.22
La pression d'alimentation (kg/cm ²)	13,4	12,95	11.9
Dimensionnement			
Le diamètre de la colonne	3 m	2m	3 m
La hauteur de la colonne	28,36m	28,36m	-
Le nombre de plateaux	32	30	32

Tableau VIII.17. Tableau récapitulatif et comparatif des résultats de calcul et les valeurs de design.

Comparaison de la composition des produits obtenus avec le cas design :

- Composition du GPL :

constituant	Cas design	Cas simulé
N ₂	0.001077	0.0000
CO ₂	0.0000136	0.0000
C ₁ H ₄	0.0000136	0.0000
C ₂ H ₆	0.002809	0.0001
C ₃ H ₈	0.533	0.5472
i-C ₄ H ₁₀	0.173	0.1605
n-C ₄ H ₁₀	0.289	0.2859
i-C ₅ H ₁₂	0.000818	0.0057

n-C ₅ H ₁₂	0.0001909	0.0005
∑	0.9999	1.0000

Tableau VIII.18. Comparaison de la composition du GPL.

Donc on remarque que la composition du GPL produit est dans les normes.

- **Composition du condensat :**

constituant	Cas design	Cas simulé
C ₃ H ₈	0.0002557	0.0001
i-C ₄ H ₁₀	0.008466	0.0053
n-C ₄ H ₁₀	0.0517	0.0505
i-C ₅ H ₁₂	0.0754	0.1351
n-C ₅ H ₁₂	0.1012	0.1864
C ₆ H ₁₄	0.144	0.2172
C ₇ H ₁₆	0.1402	0.1153
C ₈ H ₁₈	0.113	0.0867
C ₉ H ₂₀	0.0934	0.0552
C ₁₀ H ₂₂	0.0682	0.0444
C ₁₁ H ₂₄	0.053	0.0317
C ₁₂ H ₂₆	0.144	0.0721
∑	0.993	1.000

Tableau VIII.19. Comparaison de la composition du condensat.

- **La TVR du condensat produit.**

	Cas design	Cas simulé
TVR (psi)	7.992	8.873

Tableau VIII.20. Comparaison de la TVR du condensat.

VIII.5. Interprétation des résultats :

A partir des tableaux précédents on peut déduire que la colonne de fractionnement du C102 peut traiter la nouvelle charge exigée par l'élimination éventuelle d'une phase basse pression (phase de séparation des produits finis liquides condensat et GPL) dans le module, tout en donnant des produits finis avec des bonnes spécifications.

Recommandations :

- La vérification des paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation « C101 », les ballons séparateurs et les échangeurs de chaleur.
- Etant donné la diminution continue de la pression dans les gisements de Hassi R'mel, la richesse liquide entrant dans les modules diminue également. Ceci nous amène à envisager la possibilité de traiter toutes les phases liquides récupérer dans un seul train.

IX.1. Etude économique :

La décision d'investissement consiste à sélectionner le projet susceptible de générer le plus de valeur pour les entreprises.

A. Objectif de l'étude :

Cette partie a pour objectif de faire une approche économique pour :

- Le bénéfice après le projet de banalisation.
- Le cout de l'installation à réaliser et la détermination :

B. Données**Le bénéfice dans le cas actuel :**

Produits	Production journalière	Prix de vente	Prix totale
Gaz sec (Sm ³ /j)	60	72.375\$/Mm ³	4342.5\$
GPL (tonne/j)	1310.4	176.8\$/tonne	231678.72\$
Condensat (tonne/j)	2250.72	253.078\$/tonne	569607.7161\$
prix de vente total			805628.9361\$

Le bénéfice dans le cas proposé :

Produits	Production journalière	Prix unitaire	Prix totale
Gaz sec (Nm ³ /j)	60	72.37\$	4342.5\$
GPL (tonne/j)	1314.72	176.8\$	232442.496\$
Condensat (tonne/j)	2189.28	253.078\$	554058.6003\$
Prix de vente total			790843.5963\$

Commentaire :

D'après les résultats obtenus on trouve que le bénéfice dans le cas proposé reste le même que celle dans le cas actuel. Donc on peut dire que le projet de dispatching est rentable.

Les équipements nécessaires pour la réalisation de notre installation :

Matériels	Prix unitaire(DA)	Prix d'achat(DA)
10 clapets anti-retour	120 000	120 0000
3 vannes manuelles	340 000	102 0000
Les pipes (d=12 pouce)	140 000 DA/m	140 000 000
Coût de main d'œuvre	4000 DA/h	7200000
Cout totale		14942 0000 DA

Conclusion :

D'après les résultats obtenus par l'étude économique, on peut conclure que le cout d'investissement de l'installation de banalisation est faible par rapport au redimensionnement de la colonne débutaniseur, et même par rapport par rapport à la production annuelle de l'usine.

Conclusion :

La grande préoccupation de la SONATRACH est de maîtriser les dépenses et de réduire le coût de l'exploitation de sa production, qui a une grande influence sur la productivité des installations du gaz traité.

Notre stage pratique au niveau du complexe de Hassi R'mel nous a permis d'approfondir nos connaissances théoriques et de maîtriser le fonctionnement de l'unité de traitement de gaz brut.

Notre étude a été effectuée au niveau du module IV dans le but de déterminer les nouveaux paramètres de fonctionnement du débutaniseur « C102 » avec une nouvelle charge. Les résultats de calcul obtenus avec simulateur « HYSYS » montrent que pour un débit de 954,659 kmol/h la colonne fonctionnera tout en gardant les caractéristiques des produits finis dans les normes.

La suppression d'une section basse pression aura un rendement économique important pour le module en permettant :

- de minimiser l'énergie électrique consommée
- De minimiser les pertes de fuel gaz au niveau des deux fours (H101 et H102).
- De diminuer le temps d'arrêt de travail en l'utilisant comme section de dépannage lors des travaux de révision de la section basse pression d'un train (procédé continu). La phase haute pression ne prend pas beaucoup de temps, c'est la section basse pression qui demande un temps important car elle est équipée de beaucoup d'appareillages.
- En fonctionnement normal des trains, les appareils de cette section serviront à remplacer les appareils en panne des autres trains notamment les pompes et les batteries des aéro-réfrigérants.

Bibliographie

[1] : www.dspace.univ-tlemcen.dz.

[2] : Rapport de stage de centre de formation Hassi R'mel.

[3] : www.google.dz.

[4] : Guide de l'opérateur pour module processing plant 4 I. Editions juillet 1978 JGC corporation.

[5] : Trésor direction générale, publication des services économiques, « les hydrocarbures en Algérie : chiffres clefs ». Auteur : service économique régional d'Alger, rédigé par **Nathalie SULMONT**, revue par **Françoise Meley**, Novembre 2013

[6] : www.gazprom.com.

[7] : www.ifp.fr.

[8] : Publication ; Revue statistique de la compagnie BP « BP Statistical Review of World Energy », juin 2014

[9] : Publication; Revue statistique de la compagnie BP, « BP Statistical Review of World Energy » sur l'énergie mondiale, juin 2010

[10] : Publication; Revue statistique de la compagnie BP, « BP Statistical Review of World Energy », juin 2015

[11] : www.afgaz.fr.

[12] : Conférence de presse du 18 décembre 2012 CEDIGAZ « perspectives des marchés du gaz naturel ».

[13] : **Thierry Alleau**, publication de la direction des études économiques, institut français du pétrole actualisé en avril 2013

[14] : www.ifpenergiesnouvelles.fr « bilan 2014 et perspective des marchés du gaz naturel par CEDIGAZ » ; IFP énergies nouvelles.

[15] : **Abdelwahid Hennile** ; Article du quotidien LIBERTIE,; 24 Mars 2014

[16] : Publication de l'entreprise publique Sonatrach Situation énergétique de l'Algérie en 2014; Source : EIA 28 juillet 2014.

[17] : Publication de l'IFP « Gaz naturel, production, traitement et transport ». Edition technique

[18] : www.algerie360.com, « Algérie 360°, Algérie : Sonatrach, deuxième producteur mondial en gaz naturel liquéfié d'ici 2020 ».

[19] : www.magvert.com, maghreb vert énergie nouvelle développement durable, « programme algérien de développement des énergies renouvelables et de l'efficacité énergétique », 27 Mai 2013.

[20] : **JEAN-PIERRE FAVENNEC** Recherche et production du pétrole et du gaz. Réserves, couts et contrats, (Edition. Technip), p103.

[21] : **ALEXANDRE ROJEY** « le gaz naturel, production, traitement et transport » ;Edition technique ; paris 1994.

[22] : **VARGA VIKTOREA** ; « Distillation extractive discontinue dans une colonne de rectification et dans une colonne inverse » ; thèse en co-tutelle pour obtenir le titre de docteur de l'institut polytechnique de Toulouse

[23] : **A.SKOBLO, I.TREGOUBOVE, N.NEGOROV** « Méthodes et appareils de l'industrie de pétrole » ; Eddition « Etude supérieur » Moscow.

[24] : **JEAN CHARLES CICILE**, Techniques de l'Ingénieur « Distillation. Absorption Généralités sur les colonnes de fractionnement »; traité Génie des procédés J 2 621.

[25] : Distillation. Absorption Colonnes à plateaux : dimensionnement *par* Jean-Charles CICILE Techniques de l'Ingénieur, traité Génie des procédés J 2 623.

[26] : **Mr.ZEMMOUR** ; support cours « Equipements des unités pétrochimiques » ; Les appareils de diffusion.

[27] : **PIERRE COPIGNEAUX**; Techniques de l'Ingénieur « Distillation, Absorption et Colonnes garnies » , traité Génie des procédés J 2 626.

[28] : **PIERRE.WITTIER** « Raffinage te génie chimique »Tome I et II ;Edition technique ;Paris 1972.

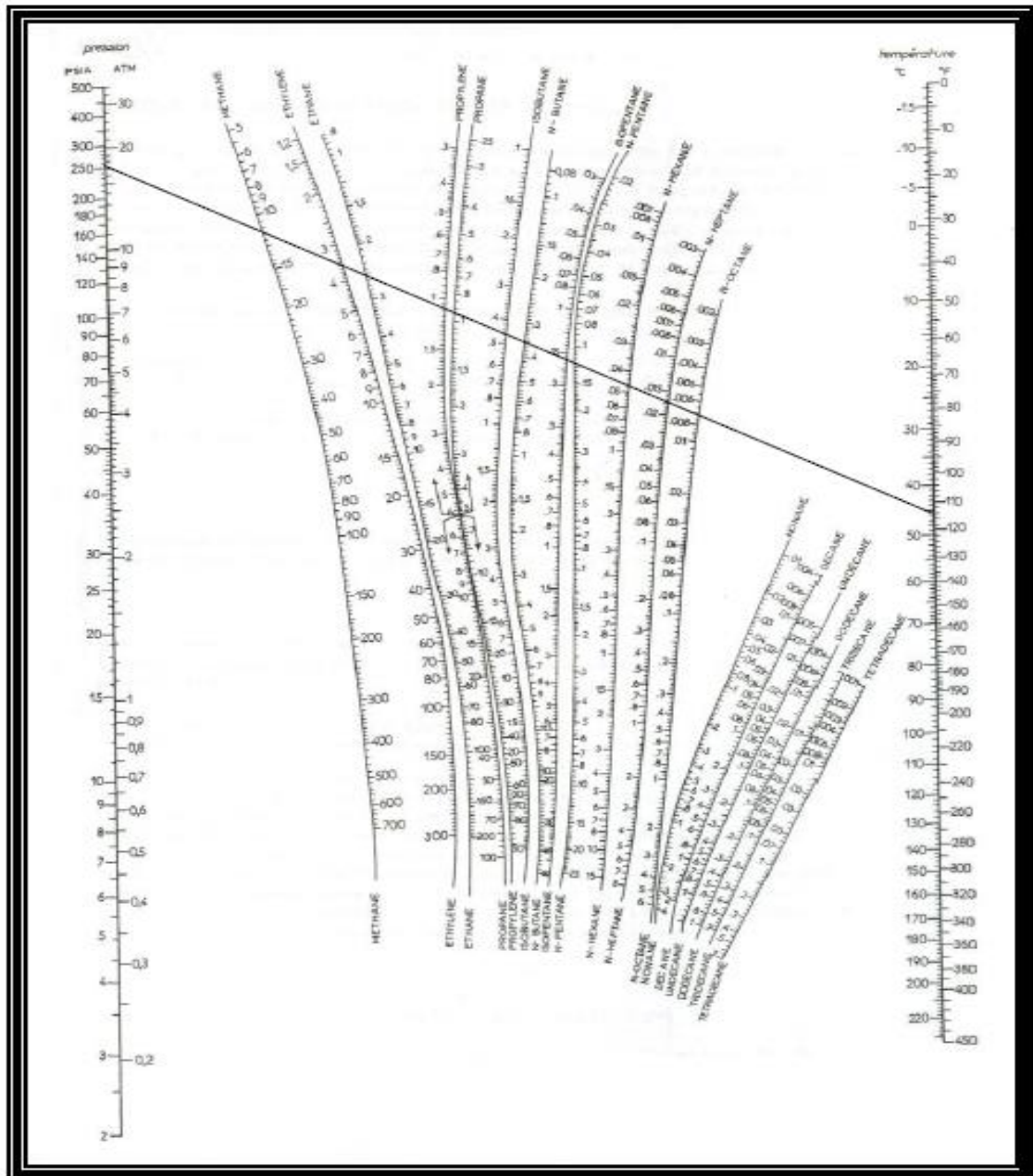
[29] : **J.CRABOL**; Transfert de matière et de chaleur. « Les équipements des unités pétroliers »

[30] : **P.BELOV** « Principes technologique de synthèse pétrochimique ». traduit du russe par condidates sciences chimiques **Y.Koussov** ; Editions « école superieure » ;MOSCOU.

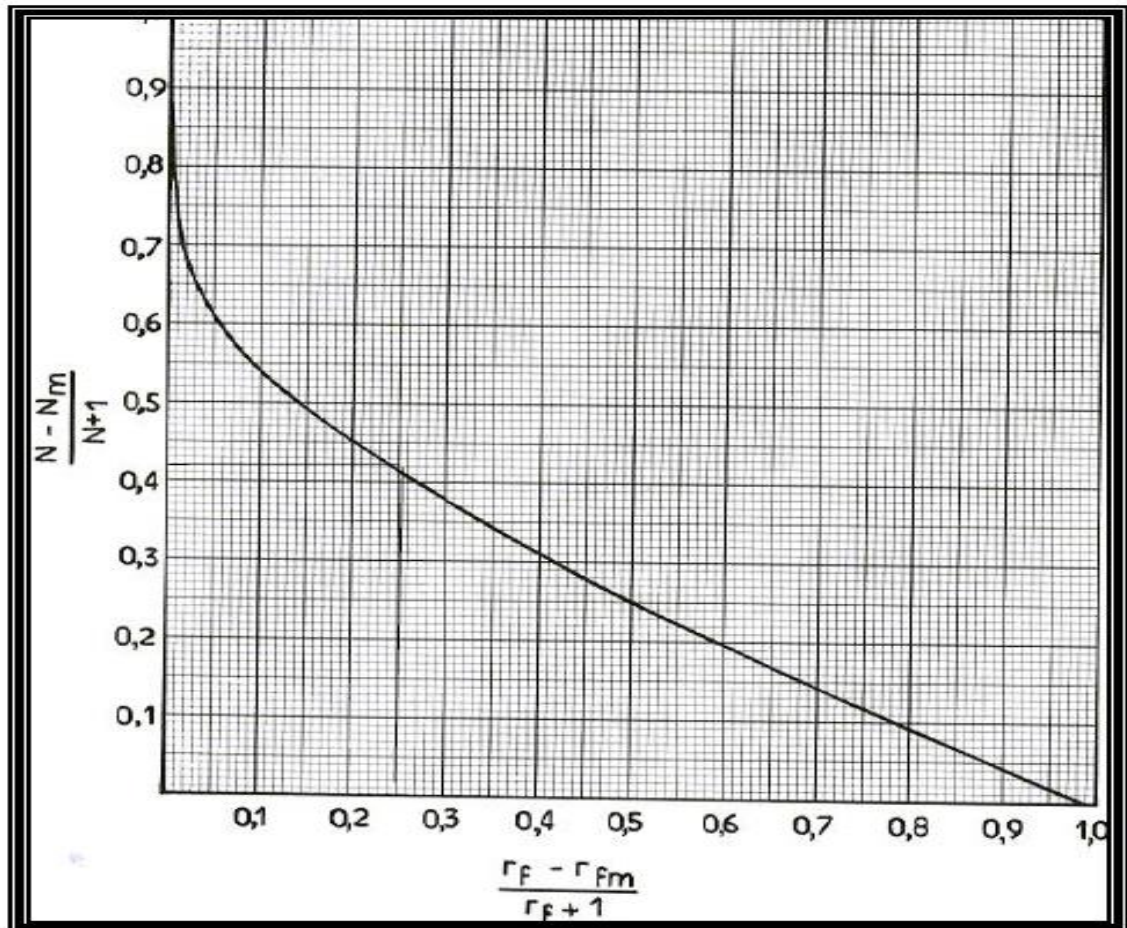
[31] : www.connaissancedesenergies.org. « fondation d'entreprise ALCEN pour la connaissance des énergies 2013 ».

-
- [32] : **P.LEPRINCE.A.CHAUVEL.J.PIERRE CATRY** ; « Procédés de pétrochimie, caractéristiques techniques et économiques » Edition technip ; Paris 1971.
- [33] : **ROBERTH PERRY**; Chemical engineers' Handbook .
- [34] : **NIOSH** Pocket Guide to Chemical Hazards: n-Pentane.
- [45] : Manuel opératoire traitement de gaz naturel module processing plant IV, vol 3 ; Edition juillet 1978 ;JGC corporation
- [35]: HYSYS process : process simulator of hypothec.
- [36] : **TEGAZ** (votre gaz à la source), fiche de données de sécurité, gaz naturel, 1 février 2012.
- [37] : **PRIMGAZ**, fiche de données de sécurité, GPL, 1 décembre 2010
- [38] : Wikipédia ; Gaz de pétrole liquéfié.
- [39] : www.travailler-mieux.gouv, métiers et activités, industrie pétrochimique, travailler mieux.
- [40] : « www.iaea.org, **H.Péquignot et M.Bertin**, « Evolution des risques dans l'industrie des gaz », Risques inhérents aux différentes sources d'énergie.
- [41] : Guide de l'opérateur pour module processing plant IV et I ; Edition juillet 1978 JGC corporation.

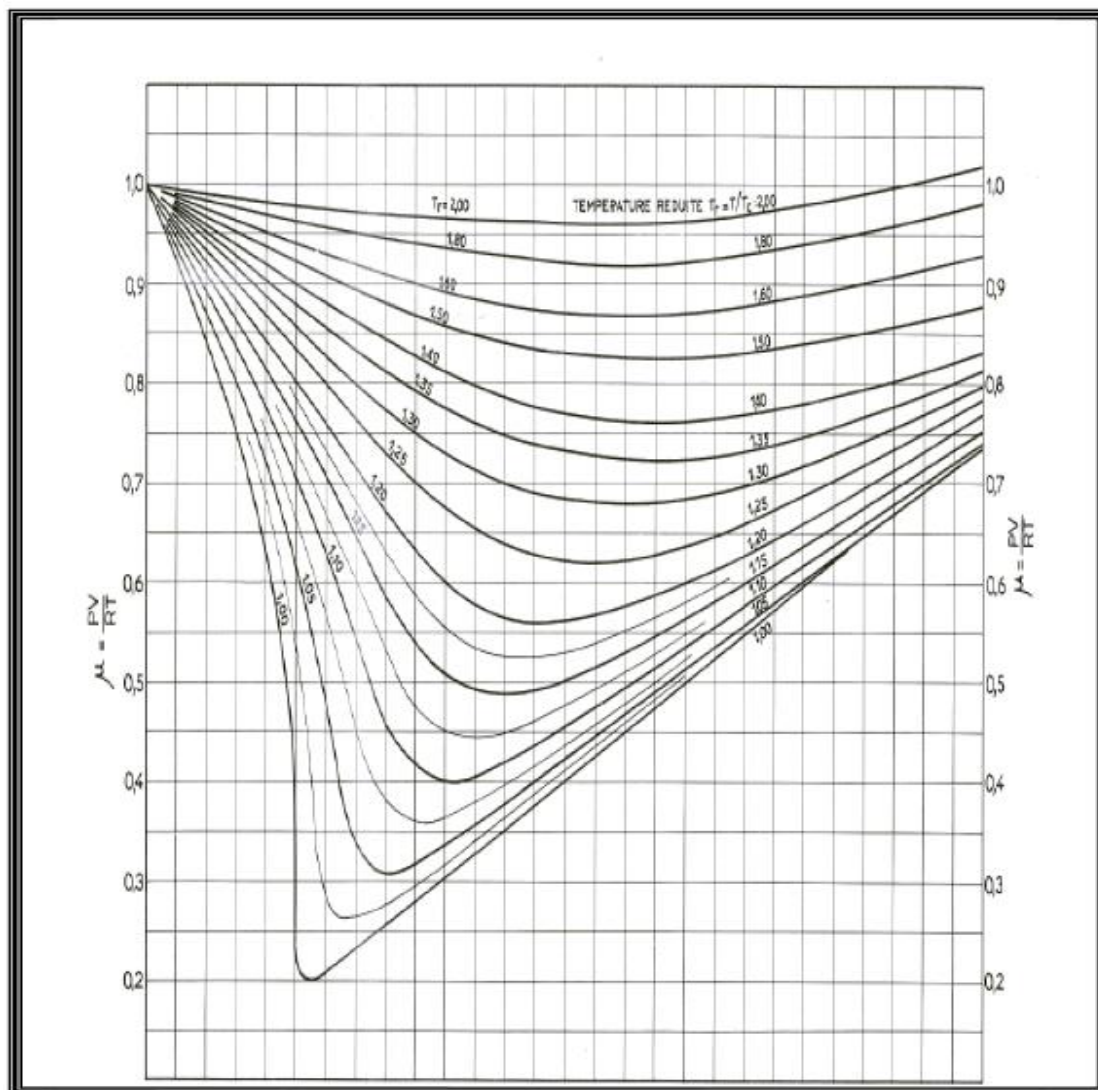
- 1) Les annexes : DATABOOK Engeneering; GPSA
-



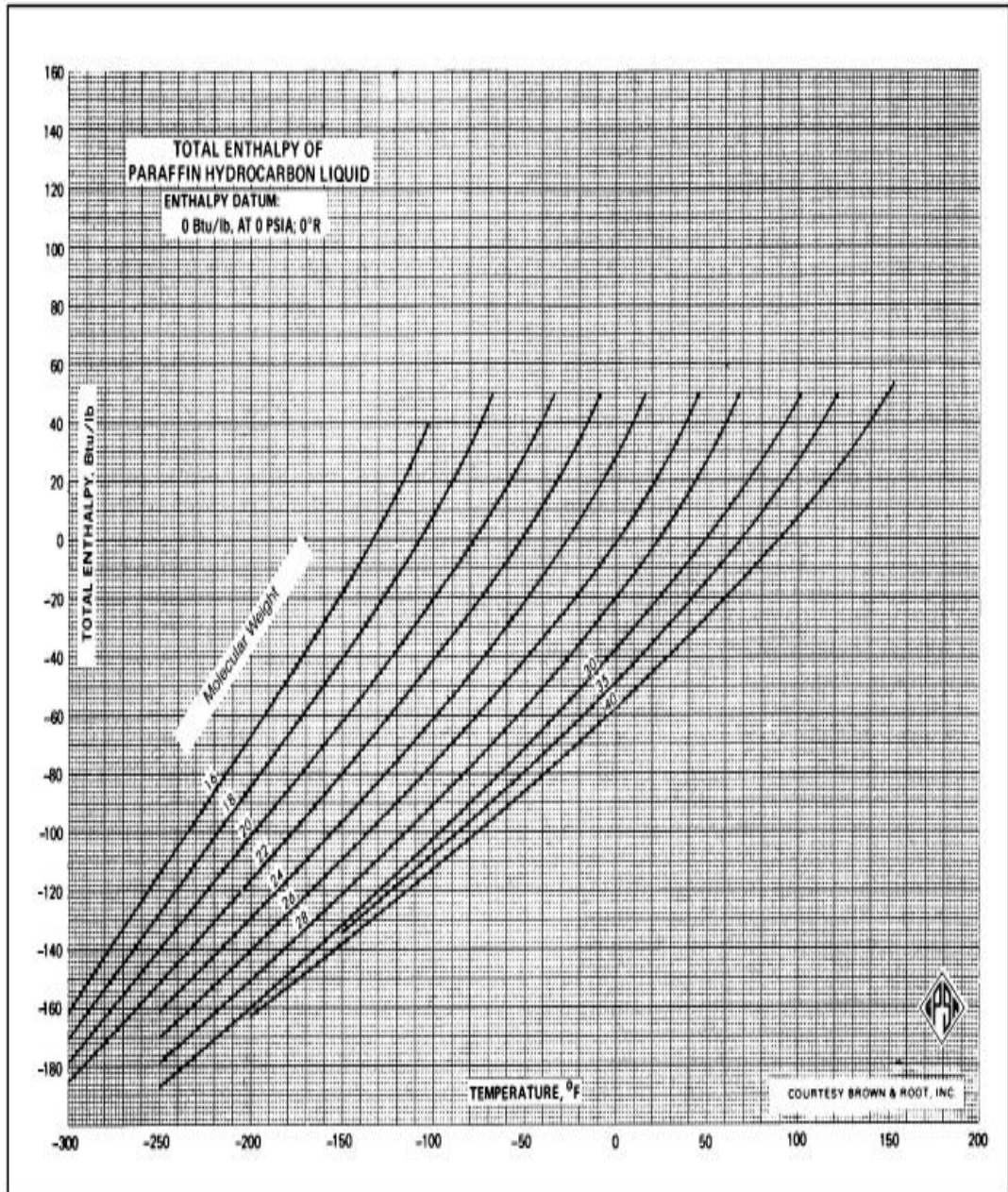
Annexe 1 : Diagramme de JENNY – SCHIBEL.



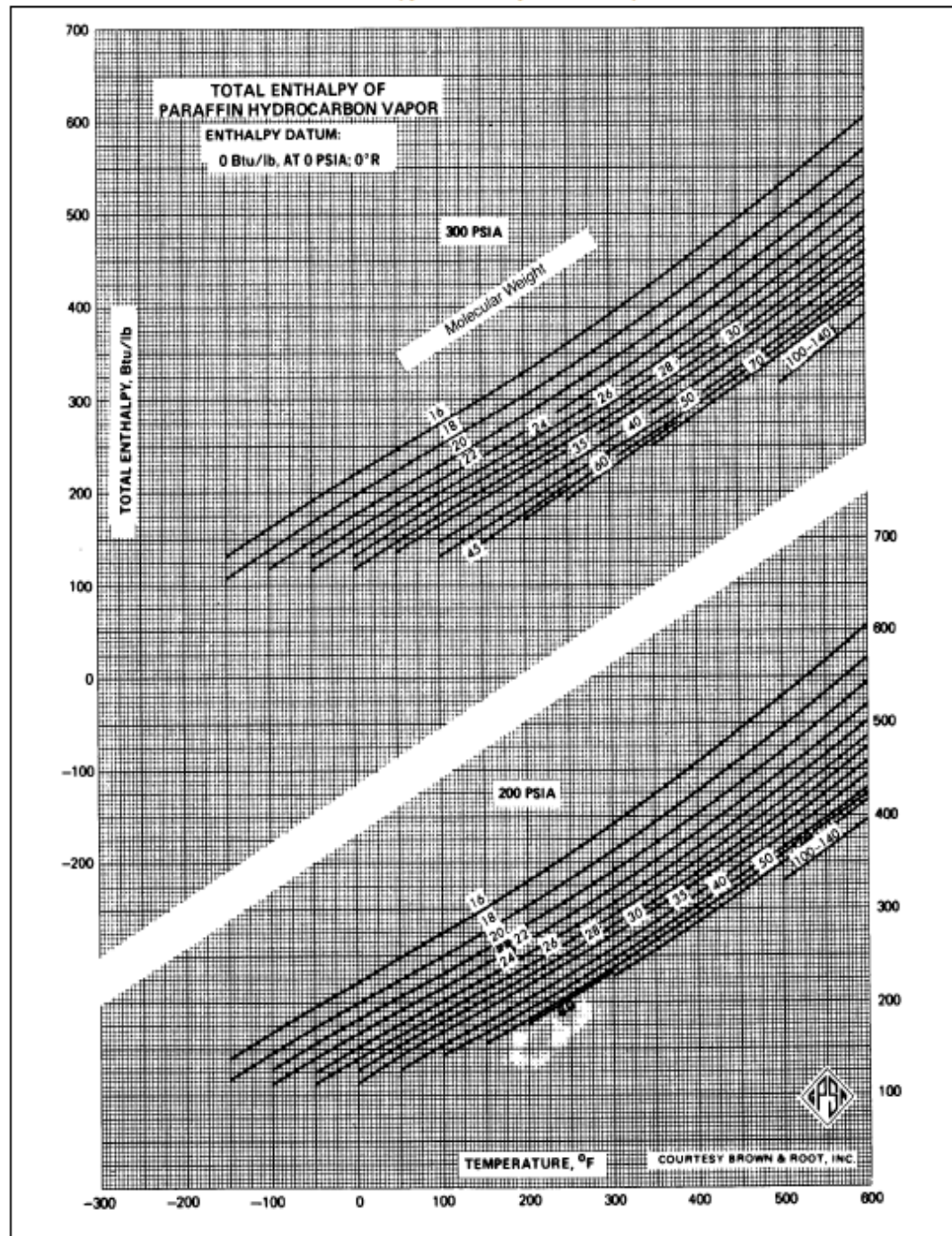
Annexe 2 : Diagramme de GILLILAND



Annexe 3 : Diagramme de facteur de compressibilité.



Annexe 4 : Enthalpie totale des hydrocarbures paraffiniques à l'état liquide.



Annexe 5 : Enthalpie totale des hydrocarbures paraffiniques à l'état gazeux.