

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université M'Hamed Bougara



Faculté des Sciences de l'Ingénieurs
Département Génie des Procédés Industriels

Mémoire
Présenté en vue de l'obtention du Diplôme de Master

Option: Génie des Procédés Organiques et Macromoléculaires

Thème

*Optimisation des paramètres de fonctionnement du
dépropaniseur C302 de l'unité Gas-plant de la
raffinerie d'Alger*

Présenté par :

GACEB Zineb

Promoteur :

Mr AKSAS Hammouche

PROMOTION 2016

SOMMAIRE

♦ INTRODUCTION

♦ Chapitre I : Présentation de la raffinerie d'Alger RA1G.

I.1. Historique	02
I.2. Situation géographique	02
I.3. Capacité de production	03
I.4. Les différentes installations de la raffinerie d'Alger	03
I.5. La sécurité dans la raffinerie d'Alger	05
I.5.1. Service prévention	05
I.5.2. Service intervention	06
I.5.3. Service accueil et identification	06
I.5.4. Cellule environnement	07
I.5.5. Lutte contre les incendies	07

ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE

♦ Chapitre II : Généralités sur le pétrole brut.

II.1. Introduction	08
II.2. La formation du pétrole	09
II.3. Description du pétrole	09
II.4. Composition du pétrole	10
II.5. Classification des pétroles bruts	12
II.6. Les secteurs d'utilisation du pétrole brut	14

♦ Chapitre III : Généralités sur le GPL.

III.1. Définition	17
III.2. Sources des GPL	17
III.3. Caractéristiques générales des GPL.....	18
III.4. Utilisation du GPL	20
III.5. La demande nationale de GPL	22
III.6. Stockage de GPL	24

♦ Chapitre IV : Théorie de la rectification.

IV.1. Introduction	27
IV.2. Définition	28
IV.3. Colonne de rectification	28
IV.3.1. Description d'une colonne de rectification	28

IV.3.2. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification	29
IV.3.3. Types des colonnes de rectification	31
IV.4. Lois fondamentales de transfert de matière	35
IV.4.1. Lois de DALTON	35
IV.4.2. Lois de RAOULT et d'HENRY	35
IV.4.3. Lois de RAOULT DALTON	36
IV.5. Calcul de la volatilité relative	36
IV.6. Bilan matière de la colonne	37
IV.6.1. Bilan matière de la zone de rectification	38
IV.6.2. Bilan matière de la zone d'épuisement	39
IV.6.2. Bilan matière de la zone de flash	40
IV.7. Bilan thermique de la colonne	40
IV.8. Choix de la pression dans la colonne	42
IV.9. Régime de température de la colonne	43
IV.10. Choix des constituants clés	43
IV.11. Taux de vaporisation et composition des phases de la charge	44
IV.12. Choix du taux de reflux	45
IV.13. Nombre de plateaux théoriques a reflux opératoire	46
IV.13.1. Méthode approximative	46
IV.13.2. Méthode de calcul plateau par plateau	47

PARTIE TECHNOLOGIQUE

♦ **Chapitre V : Description de l'unité GAS-PLANT.**

V.1. Rôle de l'unité	49
V.2. Capacité	49
V.3. Description du procédé	49
V.3.1. Colonne de dééthanisation C301	49
V.3.2. Colonne de dépropanisation C302	50
V.3.3. Section des tamis moléculaires	51
V.4. Appareillage spécifiques de l'unité 300	52
V.4.1. Ballons	52
V.4.2. Pompes.....	52
V.4.3. Colonnes	53
V.4.4. Echangeurs	54
V.4.5. Aéroréfrigérant	55

PARTIE CALCUL

♦ **Chapitre VI : La simulation**

VI.1. Généralités sur la simulation	57
VI.2. Le choix du modèle thermodynamique	58
VI.3. Equations d'état usuelles	59
VI.3.1. Equation de SOAVE-REDLICH-KWONG	59
VI.3.2. Equation de PENG ROBINSON	60
VI.3.3. Les équations les plus utilisées	61
VI.4. Description du simulateur HYSYS	61
VI.5. Recommandation des modèles	63

♦ **Chapitre VII : Calcul des colonnes C301 et C302**

VII.1. But de travail	64
VII.2. Données de base	64
VII.3. schéma du FLOW-SHEET	64
VII.4. Etude de l'unité GAS-PLANT	65
VII.4.1. Etude de la colonne de dééthanisation C301	65
VII.4.2. Etude de la colonne de dépropanisation C302	70
VII.5. Optimisation des paramètres de fonctionnement	75

♦ **CONCLUSION**

♦ **BIBLIOGRAPHIE**

♦ **ANNEXE**

ABREVIATIONS

- ♦ C1 : méthane.
- ♦ C2 : éthane.
- ♦ C3 : propane.
- ♦ C4 : butane.
- ♦ C (101, 104, 202, 301,302) : colonnes de distillation.
- ♦ C (303, 305,307) : tamis moléculaires.
- ♦ D301 : ballon de mixage.
- ♦ D (302,303) : ballon de reflux.
- ♦ CRD : centre de recherche et de développement.
- ♦ D : débit molaire du distillat.
- ♦ E (301, 302, 303, 304, 305,306) : Echangeurs de chaleur
- ♦ E305AR : aéro-réfrigérant.
- ♦ E_i : constante d'Henry.
- ♦ e : taux de vaporisation.
- ♦ e'_0 : taux de vaporisation molaire de la charge.
- ♦ GPL : gaz de pétrole liquéfié.
- ♦ GPLc : gaz de pétrole liquéfié carburant.
- ♦ GN : gaz naturel.
- ♦ g : débit molaire de la phase liquide.
- ♦ G : débit molaire de la phase vapeur.
- ♦ g'_x : débit molaire de reflux froid.
- ♦ G'_r : débit molaire de reflux chaud.
- ♦ g'_0 : Débit molaire de la phase liquide de la charge.
- ♦ G'_0 : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.
- ♦ h_L : Enthalpie de la charge.
- ♦ H_0 : Enthalpie de la phase vapeur de la charge.
- ♦ h_0 : Enthalpie de la phase liquide de la charge.
- ♦ h_D : Enthalpie du distillat à l'état liquide.
- ♦ H_D : Enthalpie du distillat à l'état vapeur.
- ♦ H_R : Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur.
- ♦ h_R : Enthalpie de résidu.
- ♦ h_{gr} : Enthalpie de liquide alimentant le rebouilleur.
- ♦ K : coefficient d'équilibre.
- ♦ K_r : coefficient d'équilibre de référence.
- ♦ L : débit molaire de la charge.
- ♦ N : nombre de plateaux théoriques.
- ♦ N_R : nombre de plateaux de la zone de rectification.
- ♦ N_E : nombre de plateaux de la zone d'épuisement.
- ♦ P (301, 302, 303,305) : pompes.

- ♦ P_i^V : pression partielle d'un constituant «i» en phase vapeur.
- ♦ P_i^L : pression partielle d'un constituant «i» en phase liquide.
- ♦ P_T : pression totale du système.
- ♦ P_i : tension de vapeur de constituant «i».
- ♦ P_b : pression dans le ballon de reflux.
- ♦ P_S : pression au sommet de la colonne.
- ♦ P_F : pression au fond de la colonne.
- ♦ P_L : pression dans la zone d'alimentation.
- ♦ PE : point final d'ébullition.
- ♦ PR : équation de PENG ROBINSON.
- ♦ Q_R : Charge thermique du rebouilleur.
- ♦ Q_C : Charge thermique du condenseur.
- ♦ R : débit molaire du résidu.
- ♦ r_f : taux de reflux.
- ♦ r_b : taux de rebouillage.
- ♦ r'_0 : taux de condensation molaire.
- ♦ SRK : équation de SOAVE-REDLICH-KWONG.
- ♦ TVR : tension de vapeur relative.
- ♦ U100 : unité de distillation atmosphérique.
- ♦ U200 : unité de reforming catalytique.
- ♦ U300 : unité de gas-plant.
- ♦ Y_i : concentration molaire du constituant «i» en phase vapeur.
- ♦ Y_{Di} : concentration molaire du constituant «i» dans le distillat.
- ♦ X_i : concentration molaire du constituant «i» en phase liquide.
- ♦ X_{Li} : concentration molaire du constituant «i» dans l'alimentation.
- ♦ X_{Ri} : concentration molaire du constituant «i» dans le résidu.
- ♦ α_i : la volatilité relative.
- ♦ α_{Di} : coefficient de volatilité relative du constituant «i» dans le distillat.
- ♦ α_{Li} : coefficient de volatilité relative du constituant «i» dans la charge.
- ♦ α_{Ri} : coefficient de volatilité relative du constituant «i» dans le résidu.
- ♦ α_{im} : Valeur moyenne du coefficient de volatilité relative du constituant «i».
- ♦ Φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives.

LISTE DES TABLEAUX

- ♦ **Tableau II.1.** Caractéristiques de quelques hydrocarbures contenus dans le pétrole brut.
- ♦ **Tableau III.1.** Caractéristiques du butane et du propane.
- ♦ **Tableau V.1.** Caractéristiques des ballons.
- ♦ **Tableau V.2.** Caractéristiques des pompes.
- ♦ **Tableau V.3.** Caractéristiques des colonnes.
- ♦ **Tableau V.4.** Caractéristiques des échangeurs.
- ♦ **Tableau V.5.** Caractéristiques de l'aéroréfrigérant.
- ♦ **Tableau VI.1.** Recommandation des modèles thermodynamiques .
- ♦ **Tableau VII.1.** Composition de la charge de la colonne C301.
- ♦ **Tableau VII.2.** Les paramètres de marche de la colonne C301.
- ♦ **Tableau VII.3.** Les propriétés physiques de la charge, du fuel gaz et du produit de fond de la colonne C301.
- ♦ **Tableau VII.4.** La composition et le débit molaire de la charge de la colonne C301.
- ♦ **Tableau VII.5.** La composition et le débit molaire du fuel gaz de la colonne C301.
- ♦ **Tableau VII.6.** La composition et le débit molaire du produit de fond de la colonne C301.
- ♦ **Tableau VII.7.** Les paramètres de marche de la colonne C302.
- ♦ **Tableau VII.8.** Les propriétés physiques du propane et du butane.
- ♦ **Tableau VII.9.** La composition et le débit molaire du propane dans la colonne C302.
- ♦ **Tableau VII.10.** La composition et le débit molaire du butane dans la colonne C302.
- ♦ **Tableau VII.11.** Les conditions et compositions des principaux paramètres.

LISTE DES FIGURES

- ◆ **Figure I.1.** Vue aérienne de la raffinerie d'Alger RA1G.
- ◆ **Figure II.1.** Demande mondiale en énergies primaires.
- ◆ **Figure II.2.** Demande mondiale en carburants.
- ◆ **Figure II.3.** Évolution de la demande mondiale en carburants.
- ◆ **Figure III.1.** Principales transformations du propane.
- ◆ **Figure III.2.** Principales transformations du butane.
- ◆ **Figure III.3.** Demande nationale en GPL.
- ◆ **Figure III.4.** Répartition de la demande nationale de GPL par région.
- ◆ **Figure III.5.** Représentation d'une sphère de stockage de GPL.
- ◆ **Figure III.6.** Sphères de stockage de GPL El-khroub.
- ◆ **Figure III.7.** Bacs de stockage de GPL.
- ◆ **Figure IV.1.** Principe de la distillation.
- ◆ **Figure IV.2.** Vue 3D d'une colonne de rectification.
- ◆ **Figure IV.3.** Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification.
- ◆ **Figure IV.4.** Les différents types des plateaux.
- ◆ **Figure IV.5.** Exemples de corps de garnissage en céramique.
- ◆ **Figure V.1.** Représentation de l'unité GAS-PLANT de la raffinerie d'Alger.
- ◆ **Figure VII.1.** Représentation du Flow-sheet de l'unité GAS-PLANT.

INTRODUCTION

Dans le cadre de la stratégie globale de développement du pays, l'industrialisation joue un rôle prépondérant par la création des industries nécessaires et indispensables à une économie indépendante. Les branches de l'industrie sont nombreuses englobant entre autres celles des hydrocarbures dont les matières de base sont le pétrole et le gaz.

Le gaz de pétrole liquéfié est considéré comme un sous produit des activités pétrolières et gazières, ses qualités essentielles en le font un carburant avantageux d'un point de vue économique, écologique et pratique.

Distribué presque dans tous les pays, le **GPL** est aujourd'hui le troisième carburant le plus utilisé au monde. Avec plus de 10 millions d'automobiles converties au **GPL**, il s'impose comme la meilleure alternative aux carburants classiques. [1]

L'Algérie a mené depuis les années 1980 une politique de développement du GPL carburant en substitution des carburants traditionnels et notamment les essences, en raison de ses réserves importantes en GPL et pour lutter contre la pollution.

Le marché international des **GPL**, est relativement limité et il est pressenti à devenir de plus en plus concurrentiel dans le très proche avenir. Durant ces dernières années, l'offre en **GPL** n'a pas satisfait la demande du marché national, à cette fin la raffinerie d'Alger s'est engagée à dynamiser sa politique de développement et trouver le meilleur moyen pour subvenir aux besoins de tous ses clients.

Dans cette optique, le présent mémoire a pour objectif l'étude de l'unité Gas-plant de la raffinerie d'Alger sur le simulateur HYSYS en vue d'optimiser les paramètres de marche de cette unité pour l'obtention du propane et du butane confort.

Le présent mémoire est organisé en sept chapitres, une introduction et une conclusion :

- ✓ Suite à l'introduction, la raffinerie d'Alger et ses différentes installations sont présentées dans le premier chapitre.
- ✓ Le deuxième et troisième chapitres comportent des généralités sur le pétrole brut avec une attention particulière au GPL.
- ✓ Le procédé utilisé, en l'occurrence la rectification est détaillée dans le quatrième chapitre.
- ✓ La partie technologique est présentée au chapitre cinq.
- ✓ Les chapitres six et sept sont concernés avec la simulation et l'application sur l'unité Gas Plant étudiée.
- ✓ Et pour finir une conclusion est faite sur les résultats de cette étude.

I.1. Historique : [2]

Suite à la découverte du pétrole brut dans le sud Algérien en septembre 1956, sept compagnies pétrolières internationales ont décidé de construire une raffinerie ; sa construction a duré trois ans (1961-1963) et son exploitation a débuté en février 1964. Les compagnies participantes en projet sont :

- Société Shell Algérie 24%.
- Compagnie française de pétrole 20%.
- ESSO méditerranéen Inc 17,6%.
- Total S.a.h.m 12%.
- Société française de pétrole BP 10,4%.
- SN Repal 10%.

Dans la première phase l'Algérie acquies des actions par l'intermédiaire de SONATRACH en suite elle a procédé à la nationalisation dans une seconde phase, la raffinerie devient en 1972 propriété à 100 % de l'état. Le coût de construction est estimé à 210 millions de dinars ; il est reparti comme suit :

- ✓ Installation 170 millions DA.
- ✓ Frais établis et autres 40 millions.

I.2. Situation géographique : [2]

La raffinerie d'Alger s'étend sur une superficie de 182 ha. (Bâti et clôture 96 hectares). Elle est située à 5 km au sud d'El-Harrach et à 20 km à l'est d'Alger; cet emplacement a été choisi après étude du sol et la découverte d'une nappe d'eau qui est nécessaire pour l'alimentation des systèmes de refroidissement. En ce qui concerne le choix de la région algéroise, elle se présente comme un pôle futur de développement industriel. En plus, elle a l'avantage d'être le plus grand centre de consommation avec une part de 40 à 50% de la demande intérieure. Il apparaît clairement que la production à partir de la raffinerie d'Alger sera moins coûteuse que celle venant des autres raffineries.



Figure I.1. Vue aérienne de la raffinerie d'Alger RA1G. [3]

I.3. Capacité de production : [2]

Dans le cas où le brut de Hassi Messaoud serait pur, la capacité est de 2.7 Millions de tonnes /an, soit 7.700tonnes /jour de marche effective ; et de 2.5 Millions de tonnes /an sur un mélange de 82 à 92.5% de brut de Hassi Messaoud et 7.5 à 18% de condensat de Hassi R'Mel, qui présente 7.120 tonnes/jour. Après les travaux de réhabilitation la charge va augmenter à 3.5 Millions de tonnes /an soit 35%.

I.4. Les différentes installations de la raffinerie d'Alger : [2]

La raffinerie d'Alger comporte les installations principales suivantes :

- Unité de distillation atmosphérique (unité100).
- Unité de reforming catalytique (unité 200).
- Unité de séparation de gaz (unité300).
- Unité de mélange–Ethylation pour la fabrication des essences (Normal et super).

- Une salle de contrôle.
- Une centrale thermoélectrique.
- Un laboratoire.
- Parc de stockage.

a- unité de distillation atmosphérique U100 :

Cette unité appelée aussi topping ; permet le fractionnement du brut en produits suivant :

- ✓ un mélange d'hydrocarbures légers qui assure l'alimentation de l'unité Gas-plant
- ✓ l'essence légère, entrant dans la formulation des carburants autos
- ✓ un solvant léger et lourd alimentant l'unité de reforming catalytique
- ✓ le kérosène, fournissant les produits commerciaux : pétrole lampant et l'aéro-carburant
- ✓ un gasoil lourd, entrant dans la fabrication du gasoil moteur et des fuels.
- ✓ Un résidu de distillation, matière de base pour la constitution des fuels légers et lourds.

b- unité de reforming catalytique U200 :

Cette unité, assure la production d'essence à haut indice d'octane à partir de solvant fractionné dans la section de distillation atmosphérique. Le réformât produit est utilisé comme constituant de base pour la fabrication de carburant auto normal et super.

Les gaz liquéfiés obtenus comme sous-produits des réactions de reforming sont envoyés à l'unité 300 (Gas-plant).

c- unité de gaz (Gas-plant) U300 :

Cette unité permet la séparation et les traitements des gaz liquéfiés, elle a été conçue pour traiter le produit venant des accumulateurs de tête des débutaniseurs de l'unité de distillation atmosphérique et de l'unité de reforming catalytique afin d'obtenir du propane et butane commerciaux.

d- unité de mélange (Ethélation) :

L'éthylation est une opération qui permet l'obtention de l'essence normale et super par l'addition du PTE (plomb tétra Ethyl) au mélange constitué de plat format et de l'essence légère à haut indice d'octane (environ 95 à 98).

e- salle de contrôle :

A pour rôle de contrôler toutes les conditions nécessaires à la marche de l'unité (températures, pressions, débits, contrôles des vannes...etc.).

f- centre thermoélectrique :

Elle a pour but d'assurer les besoins énergétiques de la raffinerie (électricité, Vapeur...etc.).

Ces besoins énergétiques sont fournis par des chaudières et des alternateurs et Générateurs de courant électrique. La raffinerie dispose aussi d'une ligne de courant secours SONALGAZ utilisée durant les périodes d'arrêt et de maintenance.

g- Laboratoire :

La raffinerie possède un laboratoire de contrôle où sont effectuées les analyses sur les différents produits intermédiaires ou finis. Un certain nombre de tests classiques sont réalisés dans le but de contrôler les spécifications des produits pétroliers selon les normes.

h- Parc de stockage :

Le parc de stockage est d'une capacité de 290.000m³ Dont 105.000m³ pour le pétrole brut et 185.000m³ Pour les produits finis et semis finis.

I.5. La sécurité dans la raffinerie d'Alger : [7]

La raffinerie d'Alger engage de façon régulière des actions de prévention sur les équipements et les installations au niveau de l'ensemble de la raffinerie.

Le suivi des différents travaux opérés les différentes zones par les procédures d'autorisation de travail, le contrôle périodique des installations et des unités de production, l'entretien préventif des moyens de sécurité, de surveillance et suivi des travaux de maintenance, sensibilisation du personnel par des actions d'induction sur les consignes de sécurité.

Le département sécurité dans la raffinerie d'Alger est composé des services suivants :

I.5.1. Service prévention :

Comme son nom l'indique, ce service a pour rôle d'établir les statistiques d'accidents, et de surveiller les travaux afin d'éviter tout incident, ce service est géré par 4 éléments :

- ✓ Un chef de service;
- ✓ Un inspecteur principal;
- ✓ Deux inspecteurs.

Chaque inspecteur est territorialement responsable d'une zone bien déterminée de la raffinerie.

La prévention exercée par des éléments de l'entreprise ayant une maîtrise technique et une certaine notoriété et dotée d'un sens d'observation aigu leur permettent de jouer un rôle important en matière de prévention.

La prévention joue un rôle important en collaboration avec le travail qui assure la protection des travailleurs par rapport aux maladies professionnelles qui contrairement aux accidents possèdent un caractère progressif de l'exposition des travailleurs aux :

- ✓ Produits toxiques comme : le plomb.
- ✓ Des agents physiques comme : le bruit engendre la surdité professionnelle.
- ✓ Des poussières : amiante élément cancérigène (asbestose).
- ✓ Les virus, microbes ...etc.

Enfin, la mission opérationnelle exercée par le service de prévention consistera à superviser les différentes interventions demandées par les différents départements, les exécuter par les services internes (électrique, mécanique, chaudronnier, logistique) ou par un autre entrepreneur à la raffinerie.

I.5.2. Service intervention :

Ce service a pour but d'intervenir rapidement dans le cas où la prévention a été insuffisante. son rôle est de minimiser les dégâts et d'éviter que l'incendie se propage.

I.5.3. Service accueil et identification :

Le service accueil a pour mission :

- ✓ Le contrôle des accès et des sorties des personnes et des véhicules.
- ✓ L'accueil et l'orientation des visiteurs en veillant à la bonne application des règles de sécurité.
- ✓ L'explication des systèmes de surveillance (vidéo surveillance, contrôle d'accès anti-intrusion).

I.5.4. Cellule environnement :

Cette cellule est chargée de faire respecter et appliquer les lois pour la protection de l'environnement au sein de la raffinerie.

I.5.5. Lutte contre les incendies :

Ce service possède les matériaux suivants :

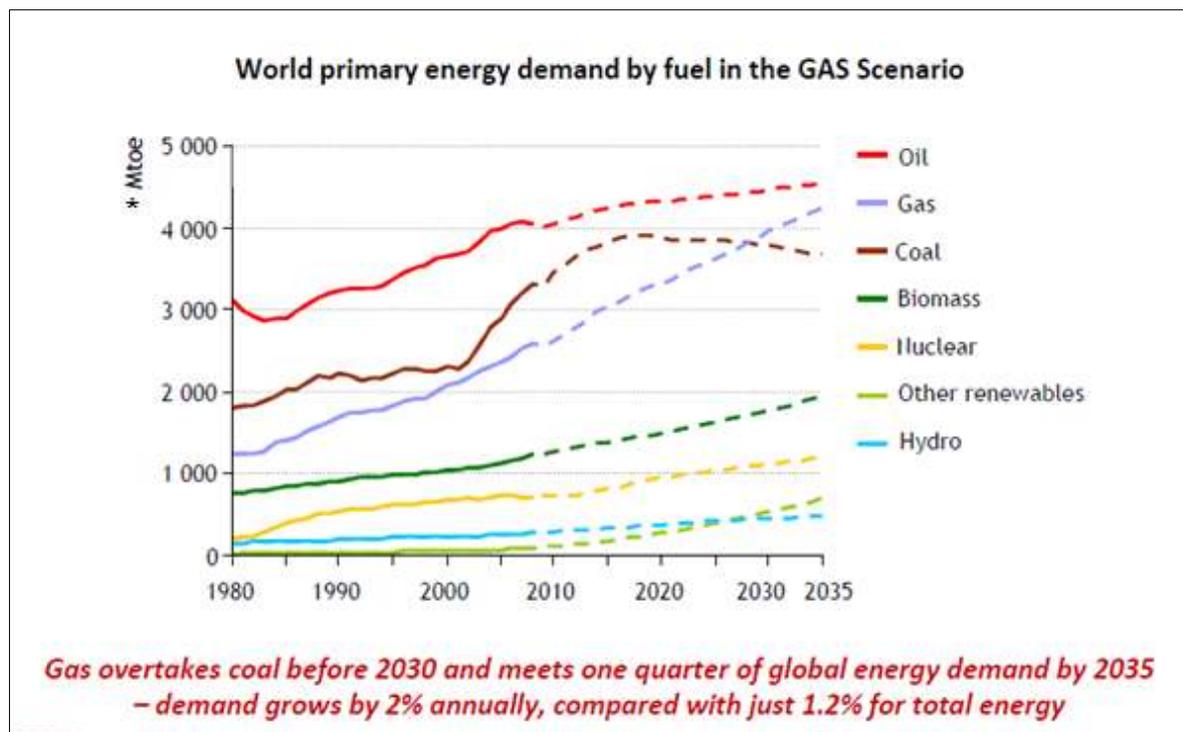
- ✓ Des extincteurs;
- ✓ Des lances à vapeurs;
- ✓ Des ambulances de secours;
- ✓ Des bouches d'incendie alimentées par bacs d'eau;

Des détecteurs de gaz électronique équipé par de membranes sensibles qui transmettent le signal à la moindre fuite.

II.1. Introduction : [4]

Nommé énergie du 20^{ème} siècle, le pétrole joue un rôle irremplaçable dans la couverture des besoins énergétiques. Son abondance, sa facilité de transport ainsi que d'autres avantages ont fait de lui la première source d'énergie primaire demandée dans le monde. Actuellement, ce combustible fossile fournit plus d'un tiers de la consommation mondiale d'énergie, ce qui le place toujours au premier rang des agents énergétiques.

Malgré les rumeurs alarmistes sur l'avenir du pétrole, de nombreux experts confirment que la fin du pétrole n'est pas imminente, un avis qu'on peut illustrer par le graphe ci-dessous:



*Mtoe : Million tonnes d'équivalent pétrole.

Figure II.1. Demande mondiale en énergies primaires. [4]

II.2. La formation du pétrole : [5]

De la matière organique d'origine végétale ou animale, composée de carbone, d'hydrogène, d'azote et d'oxygène, se dépose au fond d'une zone d'eau profonde en même temps que du sable et de la vase.

Au fil du temps, les dépôts précédents sont recouverts par des couches successives de sédiments. Au bout de dizaines de millions d'années, la transformation des matières organiques commence sous l'influence des agents bactériens et d'une augmentation de la température et de la pression (environ 3°C et 25 bars tous les 100m). L'azote et l'oxygène sont éliminés et des hydrocarbures gazeux ou liquides se forment : c'est le gaz naturel et le pétrole.

Moins denses que la roche qui les a vu naître, les hydrocarbures migrent vers la surface mais des roches imperméables entravent leur remontée. Ils vont alors être piégés dans une couche poreuse et former un gisement, qui ressemble à une gigantesque éponge imbibée de liquides et de gaz. Le gisement contient, de bas en haut, de l'eau salée, du pétrole et du gaz.

II.3. Description du pétrole : [6]

Le pétrole brut est un liquide huileux, plus ou moins visqueux, à forte odeur et inflammable. Il varie considérablement d'aspect en fonction de sa composition. Il est généralement de couleur noire ou brun foncé (elle peut être aussi jaunâtre, rougeâtre ou verdâtre).

D'un point de vue chimique, le pétrole brut consiste en un mélange complexe d'hydrocarbures de différentes familles (paraffinique, naphténique, aromatique) associé à de faibles quantités de composés oxygénés, azotés et sulfurés ainsi qu'à des traces de métaux particuliers (vanadium, molybdène, nickel). Le pétrole brut peut contenir aussi d'autres constituants, notamment de l'eau et des gaz acides : dioxyde de carbone et hydrogène sulfuré, ainsi que de l'azote.

Le pétrole brut est donc un cocktail de plusieurs milliers de molécules d'hydrocarbures différentes, qu'on peut caractériser grossièrement par leur nombre d'atomes de carbone. Ce nombre peut varier de un atome jusqu'à plusieurs centaines d'atomes. Cette composition est propre à chaque gisement de pétrole, elle est donc une sorte de signature permettant à partir

d'un échantillon de pétrole d'identifier son gisement d'origine. A noter que les composants contenus dans le pétrole peuvent être gazeux, liquides ou solides.

A part quelques exceptions, les proportions des éléments : carbone, hydrogène, azote, oxygène, soufre et métaux, dans le pétrole (quelque soit sa source); varient approximativement dans les limites suivantes :

- Carbone : de 83 % à 87 %.
- Hydrogène : de 10 % à 14 %.
- Azote : de 0,1 % à 2 %.
- Oxygène : de 0,05 % à 1,5 %.
- Soufre : de 0,05% à 6%.
- Métaux : (Ni et V) < 1000 ppm.

La consistance du pétrole va d'un liquide aussi léger que l'essence à un liquide si lourd que son écoulement est presque impossible. De faibles quantités de composants gazeux sont en général dissoutes dans le liquide, lorsque ces composants se trouvent en plus grande quantité, le dépôt de pétrole est associé à un dépôt de gaz naturel.

Par rapport au positionnement de cette importante énergie, on trouve du pétrole partout dans le monde, dans des réservoirs situés en profondeur sous la surface des continents ou des océans. Ces réservoirs qu'ils soient sous les continents ou sous les fonds des océans sont situés à des profondeurs qui varient entre 2500 et 3500m.

Autrefois, nos ancêtres récupéraient du pétrole en surface sous la forme d'un bitume.

II.4. Composition du pétrole : [7]

Les hydrocarbures constituent les éléments essentiels des pétroles, leurs molécules sont constituées essentiellement de carbone et d'hydrogène. Elles se divisent en plusieurs familles chimiques selon leur structure. Comme se trouve d'autre composés non carbonés tel que l'eau, le soufre, l'azote... etc. On cite les plus importants :

II.4.1. Les paraffines (alcane) ou hydrocarbures aliphatiques :

Les paraffines sont des hydrocarbures saturés qui peuvent avoir une chaîne linéaire (normale paraffine) ou ramifiée (iso-paraffine). La proportion des paraffines dans le pétrole

brut varie selon son type, mais généralement quelque soit le type du brut, la proportion des hydrocarbures paraffiniques décroît avec l'augmentation de la masse moléculaire.

*La formule générale des paraffines est : C_nH_{2n+2} .

II.4.2. Les naphènes (cyclanes) :

Les naphènes sont des hydrocarbures saturés contenant un ou plusieurs cycles. Chaque cycle peut avoir une ou plusieurs chaînes latérales paraffiniques linéaires ou ramifiées. Dans les pétroles bruts, les cycles les plus fréquemment rencontrés sont ceux à 5 et 6 atomes de carbone.

*La formule générale des cyclanes comprenant un seul cycle est : C_nH_{2n} .

*Ceux à plusieurs cycles accolés est : C_nH_{2n-2} .

II.4.3. Les hydrocarbures aromatiques :

Ce sont des hydrocarbures polyinsaturés présents en forte concentration dans les pétroles bruts. La présence dans leur structure d'au moins un cycle à trois doubles liaisons leur confère des propriétés remarquables. En effet, les premiers termes (benzène, toluène,...) sont des matières premières fondamentales pour la pétrochimie alors que les homologues supérieurs sont, en général, néfastes. Le motif élémentaire commun à ces hydrocarbures aromatiques est le cycle benzénique.

*Leur formule générale est : C_nH_{2n-6} .

II.4.4. Les composés sulfurés:

Pratiquement tous les pétroles contiennent des composés sulfurés et leurs teneurs varient largement d'un pétrole à un autre.

Ces composés sont corrosifs pour les appareils et les machines et ce sont des poisons pour les catalyseurs. Ils diminuent l'indice d'octane des essences, on les divise généralement en trois parties:

1. les composés sulfurés à base d'acide: H_2S ; l'hydrogène sulfuré, les mercaptans de formule générale $R-SH$, ils se dissolvent dans l'eau et donne l'acide sulfurique H_2SO_4 qui est corrosif.
2. les sulfures, disulfures et polysulfure: $R-S-R$ et $-(R-S-SR)_n$, avec l'augmentation de la température il y aura formation de H_2S ou $R-SH$.
3. les sulfures cycliques: le thiophène et sulfure d'éthylène, ces derniers donnent ; H_2S ou $R-SH$ à haute température.

II.4.5. Les composés oxygénés :

Pratiquement tous les pétroles renferment des composés oxygénés, ce sont des homologues de phénol et des acides naphthéniques, qui se concentrent principalement dans les gasoils et les huiles.

Les acides naphthéniques forment un bon additif pour les huiles, comme engrais, ou comme aliments des poules.

II.4.6. Les composés azotés :

Ils sont indésirables dans le pétrole et les produits pétroliers, ils sont toxiques pour les catalyseurs.

*Le tableau suivant donne quelques caractéristiques physiques d'hydrocarbures présents dans le pétrole brut :

Tableau II.1. Caractéristiques de quelques hydrocarbures contenus dans le pétrole brut. [8]

Composé	Formule globale	Masse moléculaire [g/mol]	Densité du liquide à 15 °C	Température d'ébullition à 1 atm [°C]	Pouvoir calorifique à 25 °C [kcal/kg]
Propane	C ₃ H ₈	44,1	0,508	-42,1	10 989
n-butane	C ₄ H ₁₀	58,1	0,585	-0,5	10 837
i-butane	C ₄ H ₁₀	58,1	0,563	-11,7	10 810
Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	70,1	0,750	49,3	10 465
Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	84,2	0,783	80,7	10 383
Méthyle-cyclopentane	C ₆ H ₁₂	84,2	0,753	71,8	10 433
Benzène	C ₆ H ₆	78,1	0,884	80,1	9 595
Toluène	C ₇ H ₈	92,1	0,871	110,6	9 686
O-xylène	C ₈ H ₁₀	106,2	0,884	144,4	9 755

II.5. Classification des pétroles bruts : [9]

La classification des pétroles bruts est cruciale, car elle permet de déterminer les méthodes de leur traitement, le schéma synoptique de la raffinerie et l'assortiment des produits à obtenir. On distingue trois types de classifications qui sont :

II.5.1. Classification industrielle :

Selon la valeur de la densité, cette classification répartit les pétroles bruts en trois classes. Ainsi, le brut est dit :

- ✓ Léger si : $d_{15}^{15} \leq 0,828$;
- ✓ Moyen si : $0,828 \leq d_{15}^{15} \leq 0,884$;
- ✓ Lourd si : $d_{15}^{15} \geq 0,885$.

II.5.2. Classification chimique :

Cette classification tient compte de la prédominance d'une ou deux familles d'hydrocarbures. On distingue les types de pétroles bruts suivants :

- ✓ Pétrole paraffinique.
- ✓ Pétrole naphténique.
- ✓ Pétrole naphténo-paraffinique.
- ✓ Pétrole aromatique.
- ✓ Pétrole naphténo-aromatique.

II.5.3. Classification technologique :

C'est la classification la plus utilisée actuellement, elle est basée sur un ensemble de critères qui sont :

A. La teneur en soufre :

Selon ce critère, on distingue 3 classes :

- ✓ Classe A : pétrole peu sulfureux $\% S \leq 0,5 \%$;
- ✓ Classe B : pétrole sulfureux $0,5 < \% S < 2 \%$;
- ✓ Classe C : pétrole très sulfureux $\% S > 2\%$.

B. La teneur potentielle en produits clairs : (allant jusqu'à 350°C)

On distingue trois types :

- ✓ Type 1 : teneur élevée en fractions PI (point initial) -350°C, $T > 45\%$;
- ✓ Type 2 : teneur moyenne en fractions PI-350°C, $30\% < T < 45\%$;
- ✓ Type 3 : teneur basse en fractions PI-350 °C, $T \leq 30\%$.

C. En fonction de la teneur en huile de base et en huile résiduelle :

On distingue 4 groupes. Et en fonction de l'indice de viscosité de ces groupes, on distingue deux sous-groupes qui sont :

- ✓ Sous groupe I₁ : $I.V > 85$;
- ✓ Sous groupe I₂ : $40 < I.V < 85$.

D. En fonction de la teneur en paraffines :

On distingue trois espèces :

- ✓ Pétrole peu paraffinique $T \leq 1,5 \%$.
- ✓ Pétrole paraffinique $1,5 \% \leq T \leq 6\%$.
- ✓ Pétrole très paraffinique $> 6 \%$.

II.6. Les secteurs d'utilisation du pétrole brut : [12]

L'utilisation du pétrole extrait du sol à l'état pur est limitée. En effet, le pétrole brut est fractionné en une gamme de produits très variés dont l'usage rentre dans un très grand nombre de secteurs d'utilisation différents, parmi lesquels on cite :

II.6.1. Utilisation domestique :

Les GPL (gaz de pétrole liquéfié) issus du pétrole brut peuvent être utilisés pour le chauffage, la cuisine, la climatisation,...etc. Quant aux fiouls domestiques, ils sont utilisés pour le chauffage domestique et urbain.

II.6.2. Transports :

Le pétrole sert dans tous les domaines énergétiques, mais c'est dans les transports que sa domination est la plus nette. En effet, les transports mondiaux qu'ils soient aériens, maritimes ou routiers (terrestres) dépendent du pétrole. Les raffineries du pétrole fournissent divers carburants moteurs à savoir : le GPL, les essences, le kérosène, les gas-oils,...etc. Ajoutant à cela, les lubrifiants dérivants du pétrole qui servent au graissage des divers moyens de transport.

L'histogramme représentée sur la deuxième figure ci-après, montre une comparaison entre la demande en carburants dans le monde en 2010 et celle estimée à l'horizon de l'année 2035 en millions de barils par jour. La troisième figure représente l'évolution de la demande en carburants dans le monde, ainsi que les projections jusqu'à 2040, en millions équivalents barils par jour :

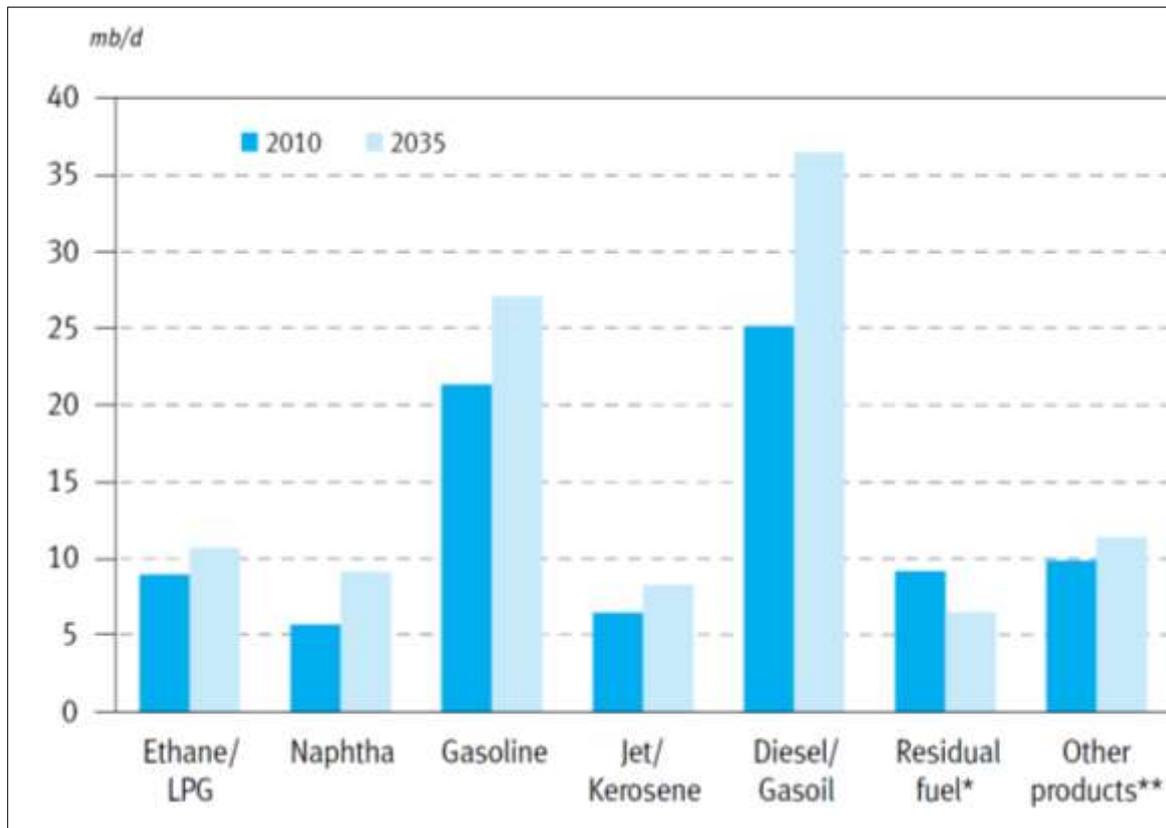


Figure II.2. Demande mondiale en carburants. [10]

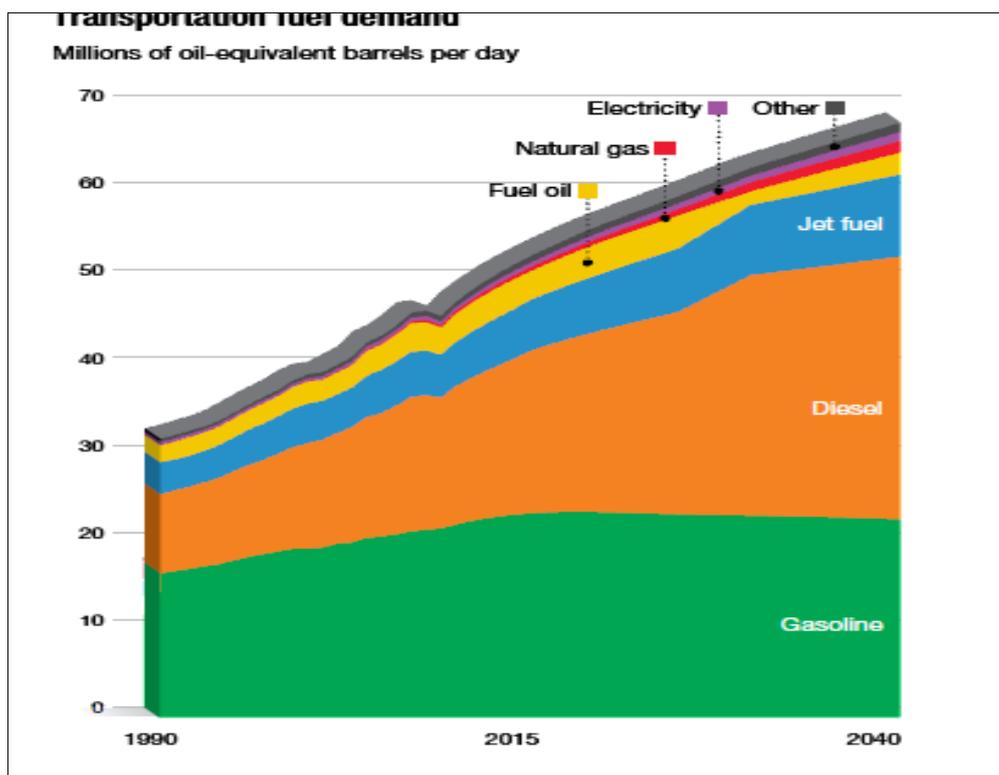


Figure II.3. Évolution de la demande mondiale en carburants. [10]

II.6.3. Agriculture :

Malgré que l'agriculture ne représente qu'une fraction modeste de la consommation du pétrole, mais c'est peut-être ce secteur qui crée la dépendance la plus vitale, car sans les pesticides et les machines agricoles, qui s'appuient sur le pétrole, il ne serait pas possible d'avoir les rendements agricoles actuels, ni de nourrir une population mondiale aussi nombreuse.

II.6.4. Industrie pétrochimique, chimique et pharmaceutique :

Le pétrole brut fournit différentes bases pétrochimiques et des matières premières à partir desquelles on obtient des milliers de produits, qui sont en général, des matières plastiques qu'on retrouve dans tous les outils de la vie quotidienne, des caoutchoucs, des produits cosmétiques (crèmes, parfums,...etc.) et chimiques (les solvants, les alcools,...etc.) ainsi que des médicaments.

II.6.5. Production d'électricité :

Le pétrole a longtemps contribué à la production d'électricité, cependant durant ces dernières années, cette contribution est en baisse. Le pétrole se trouve substitué par d'autres énergies renouvelables ou par le gaz naturel, sauf pour des cas particuliers tels que les pays producteurs disposant de pétrole bon marché.

III.1. Définition : [13]

Le gaz du pétrole liquéfié est un mélange gazeux, composé essentiellement de Butane et de Propane à température ambiante et pression atmosphérique, mais il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basses (4 -18 bars).

Ceci, présente l'intérêt de stocker une importante quantité d'énergie dans un volume réduit (1 litre de GPL liquide égal 250 litres de GPL gazeux), ce qui permet de le transporter plus facilement que pour les gaz non condensables (méthane, éthane) qui exigent des pressions très élevées, et de le commercialiser aisément, dans des bouteilles en acier. Il se gazéifie au moment de son utilisation.

La composition chimique de GPL est variable selon les normes et les utilisations dans différents pays. Il peut contenir le propylène, butène, une faible quantité de méthane, l'éthylène, pentane et exceptionnellement des hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthyl-acétylène.

Les particularités physico-chimiques des GPL (courbe de distillation, tension de vapeur, poids spécifique, pouvoir calorifique, rendement dans le moteur, etc....) dépendent de leurs teneurs en divers hydrocarbures.

III.2. Sources des GPL : [14]

Les gaz de pétrole liquéfié (GPL) sont produits principalement :

- Dans les raffineries de pétrole brut, soit au cours de la distillation du pétrole ; soit pendant le craquage thermique ou reforming catalytique des produits en vue de la production des essences ;
- Dans les unités de traitement et de séparation du gaz naturel (GN) qui a pour but de séparer et de recueillir les condensâtes (propane, butane, essence légère etc.....) ;
- Par récupération directe des gaz séparés du brut.

Les produits commerciaux sont très différents les uns des autres. En plus leur tension de vapeur, leur poids spécifique et leurs propriétés antidétonantes sont très sensibles aux variations de la température ambiante.

III.3. Caractéristiques générales des GPL : [15]

- **Odeur** : le GPL est inodore à l'état naturel, pour des raisons de sécurité on ajoute dans des limites précises à des fins de commercialisation des odorants, ces additifs sont des composés sulfurés tels que le diéthy-mercaptan ou le diméthyl-sulfi.
- **Couleur** : le GPL est incolore que ce soit phase liquide ou vapeur.
- **Tension de vapeur** : la TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20°C.
- **Densité** : aux conditions normales de T et P, les GPL sont plus lourds que l'air, la densité diminue avec l'augmentation de la température à titre d'exemple à 38°C la densité est égale à 0,534, elle est très importante pour les GPL commerciaux.
- **Dilatation** : à l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).
- **Température d'ébullition** : à la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de -42°C et celle du butane -6°C.
- **Pouvoir calorifique** : c'est la propriété la plus intéressante étant donné que le GPL est traditionnellement utilisé pour des besoins domestiques.
- **Impuretés** : le plus important est le soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005% en masse, ainsi que l'eau qui est extraite durant le traitement.
- **Corrosion** : le GPL est non corrosif à l'acier mais corrosif généralement à l'aluminium, au cuivre et ses alliages.
- **Propriétés lubrifiantes** : le GPL n'a aucune propriété de lubrification, ce qui doit être pris en considération lors de la conception des équipements pour GPL (pompe et compresseur).

❖ Caractéristiques du butane et du propane :

Les caractéristiques du propane et du butane commerciaux sont regroupées dans le tableau suivant :

Tableau III.1. Caractéristiques du butane et du propane. [16]

Spécifications	BUTANE (commercial) (NF M40-001)	PROPANE (commercial) (NF M40-001)
DEFINITION	Mélange d'hydrocarbures composés principalement de butanes et de butènes et contenant moins de 19 pour 100 en volume de propane et de propène.	Mélange d'hydrocarbures composés dans la proportion de 90 pour 100 environ de propane, propène et pour le surplus d'éthane, d'éthylène, de butanes et de butènes.
ODEUR	Caractéristique	Caractéristique
DENSITE (NF M 41-008)	Egale ou supérieure à 0,559 kg/l à 15°C, ce qui correspond à 0,513 kg/l à 50°C d'après les tables de correspondance ASTM.IP.	Egale ou supérieure à 0,502 kg/l à 15°C, ce qui correspond à 0,443 kg/l à 50°C d'après les tables de correspondance ASTM.IP.
TENSION DE VAPEUR RELATIVE (NF M 41-010)	Inférieure ou égale à 6,9 bars à 50°C	Au moins égale à 8,3 bars à 37,8°C garantissant un minimum de 11,5 bars à 50°C et au plus égale à 14,4 bars à 37,8°C garantissant un maximum de 19,3 bars à 50°C ⁽²⁾
TENEUR EN SOUFRE (NF M 41-009)	-	Inférieure ou égale à 0,005% en masse.
COMPOSES SULFURES (NF M 41-006)	Absence de réaction à l'essai au plombite de sodium dit "Doctor test spécial".	-
CORROSION LAME DE CUIVRE 1 heure à 37,8°C (NF M 41-0076)	1 bar au maximum.	
TENEUR EN EAU	Absence d'eau séparable par décantation.	Non décelable à l'essai au bromure de cobalt (NF M 41-004)
EVAPORATION (NF M 41-012)	Point final d'ébullition inférieure ou égale à 1°C par la méthode dite du "point à 95 pour 100".	Point final d'ébullition inférieure ou égale à moins 15°C par la méthode dite du "point à 95 pour 100".

III.4. Utilisation du GPL : [17], [18]

Compte tenu des profils de production prévisionnels, les GPL constituent la ressource la moins utilisée. S'agissant du marché national, de grandes possibilités d'utilisation des GPL existent pour tous les usages thermiques. Cependant, excepté le butane qui a connu une très forte pénétration dans le secteur résidentiel, le propane a été très faiblement utilisé dans les autres secteurs potentiels : le transport, l'industrie, l'agriculture.

III.4.1. Application domestique:

a- source de chauffage :

Les appareils domestiques utilisés actuellement sont conçus pour s'adapter à l'utilisation des GPL. Une plus grande flexibilité, les aspirations de la clientèle et la recherche du rapport prix/qualité sont les facteurs principaux de l'évolution de ces appareils.

b- la climatisation :

Dans les climatiseurs ou les réfrigérateurs.

- ✓ Soit le GPL absorbe la chaleur de l'environnement pour s'évaporer et crée un froid.
- ✓ Soit un moteur fonctionnant au GPL peut entraîner un compresseur qui comprime le gaz (GPL) et la détente absorbe la chaleur.

III.4.2. Comme carburant:

Le GPL dont la composante diffère d'une région à une autre, est un carburant qui est utilisé dans de nombreux pays dans le monde, essentiellement en Amérique, en Europe et dans le sud asiatique.

La consommation de GPL comme carburant s'élevait à près de 10 MT. Un pourcentage de 7 à 8% du GPL consommé mondialement l'est sous forme de carburant. L'expérience internationale dans l'utilisation de GPL comme carburant permet d'affirmer que le GPL aujourd'hui est un carburant largement utilisé.

L'indice d'octane élevé de GPL permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur, de plus il confère à celui-ci un pouvoir antidétonant. Ce carburant a beaucoup d'avantages pour l'environnement, il a une capacité de se mélanger à l'air meilleure que celle de l'essence, il y a absence de plomb, ainsi qu'une diminution des résidus de CO₂ et de CO.

III.4.3. Pour la production d'électricité :

Les rythmes attendus de la croissance de la demande mondiale d'électricité dépasseraient largement ceux des autres formes d'énergies finales. Elle été 21,2% en l'an 2010. Les GPL pour la production d'électricité s'avère être une solution privilégiée par rapport aux autres combustibles (charbon, fuel,...etc.), et ce tant du point de vue économique qu'écologique.

III.4.4. Application pétrochimique :

18% des GPL sont consommés comme charge pétrochimique et 10% de la production mondiale de l'éthylène produit en pétrochimie l'est à partir du propane. La demande globale pétrochimique des GPL enregistre un taux de croissance de 10%. L'utilisation du butane est liée essentiellement à la fabrication du MTBE utilisé comme booster d'octane des essences en substitution au plomb.

a- le propane :

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 Nitro-méthane, le nitro-éthane et le nitro-propane sont issus de la réaction de nitration. Les produits de chloration n'ont pas trouvé jusqu'à présent d'application industrielle, pourtant il est bien connu que le propane à coté du méthane et de l'éthane sont utilisés dans la fabrication de l'acétylène.

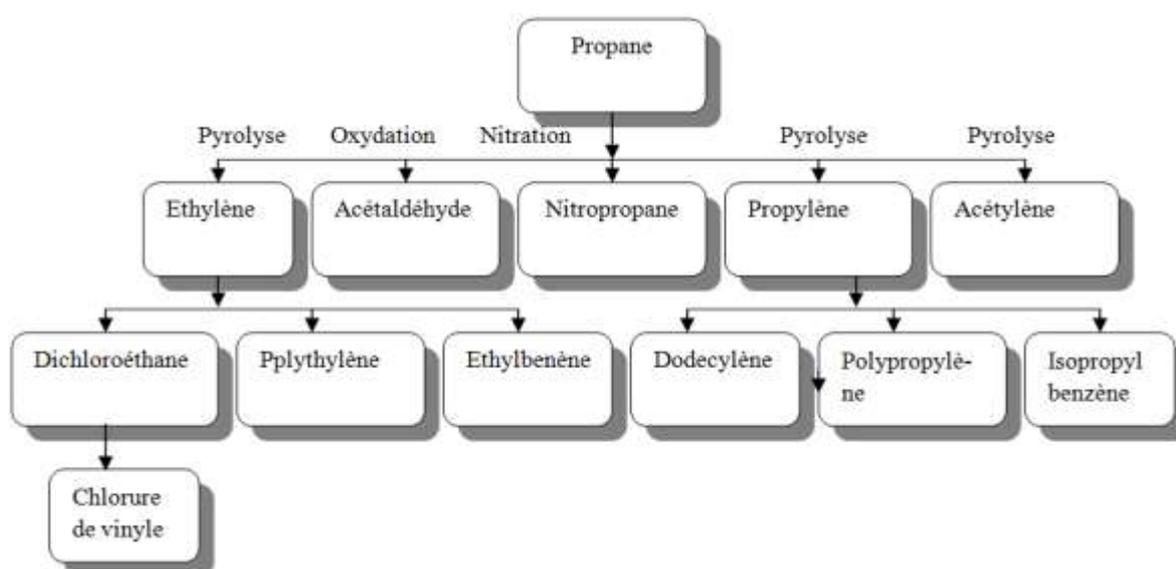


Figure III.1. Principales transformations du propane. [18]

b- le n-butane :

On utilise pour produire nombreuses oléfines comme, l'éthylène, le propylène et divers butylènes ou bien acétylène. Les n-butane s'oxydent en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique et formaldéhyde ; l'acétone ...etc. lors de la nitration du butane on obtient les nitrobutanes-1 et nitrobutanes-2. L'isomérisation du butane le transforme en isobutane.

c- l'isobutane :

L'isobutane intervient dans les nombreuses alcoylations qui se produisent lors de la préparation des supercarburants à indice d'octane élevé, il est considéré comme agent d'alcoylation très efficace. L'iso-butylène formé lors de la déshydrogénation de l'isobutane, sert de matière première dans la préparation du caoutchouc butyle du polyisobutylène et de l'essence de polymérisation.

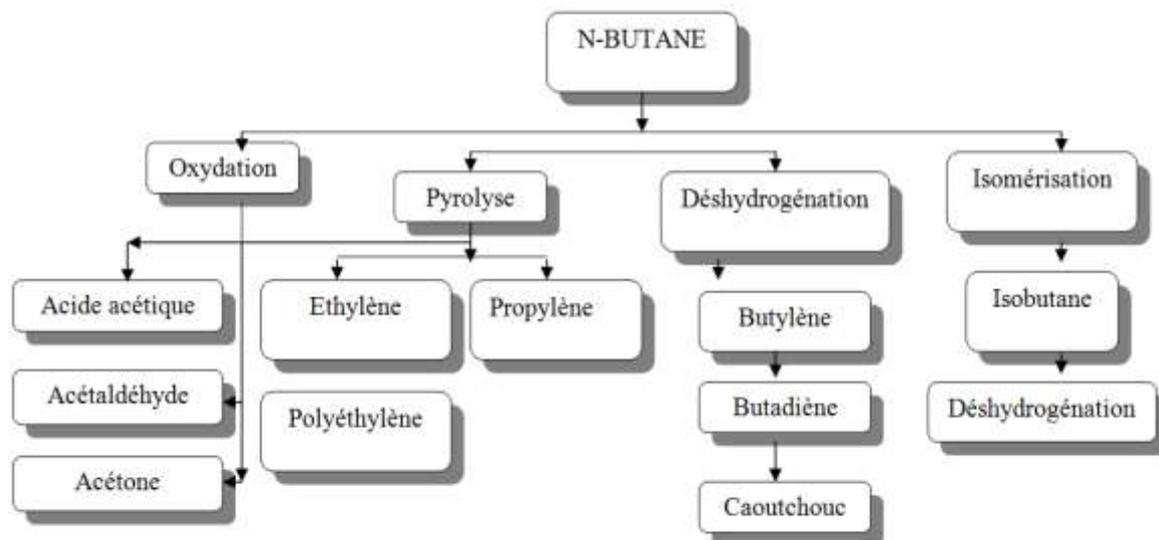


Figure III.2. Principales transformations du butane. [18]

III.5. La demande nationale en GPL : [20]

Le niveau de la demande nationale de GPL est de l'ordre de 1,4 millions de tonnes par an (sources NAFTAL) dont 90% du butane (1) , 5% du propane (2) , et 5% du GPL carburant (3).

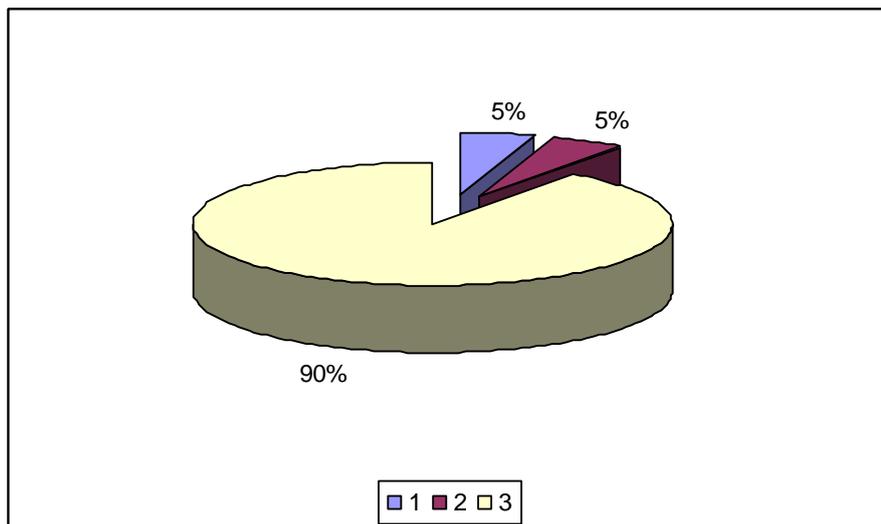


Figure III.3. Demande nationale en GPL. [20]

Elle répartir comme suit :

- ✓ 336.000 tonnes dans la région Ouest (24%);
- ✓ 516.000 tonnes dans la région Est (37%);
- ✓ et en fin 401.000 tonnes dans la région centre (29%).

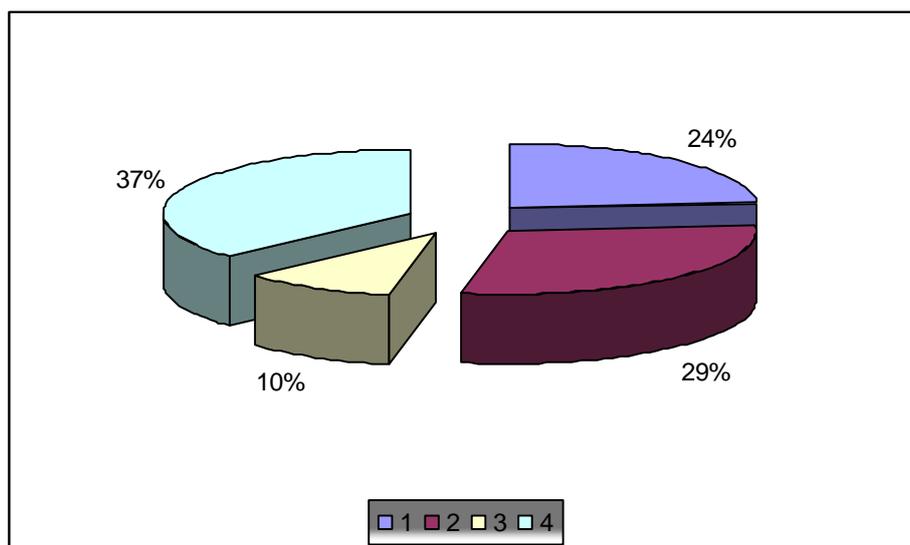


Figure III.4. Répartition de la demande nationale de GPL par région. [20]

III.6. Stockage de GPL : [16]

Il est indispensable de penser, d'ores et déjà, à la valorisation des excédents de GPL pour ne pas avoir à les torcher ; il faut prévoir des moyens efficaces pour le stockage. Les GPL sont stockés sous pression dans des réservoirs sphériques, lors de leur stockage, des vapeurs de GPL (Ou boil off) se dégagent par ébullition sous l'effet de plusieurs paramètres notamment :

- La convection et la radiation de la chaleur atmosphérique.
- L'échauffement du à la friction GPL produits dans les canalisations.
- La différence de température entre le liquide stocké et celui à introduire dans le réservoir.

Pour éviter la perte de ces vapeurs ; les paramètres de stockage doivent être maintenus dans une plage bien déterminée, pour cette raison, un système de réfrigération par compression, refroidissement et détente des vapeurs sont utilisés. Ces vapeurs sont comprimées de 5.3 bars à 19 bars et 115°C par un compresseur alternatif puis condensées à 54°C dans un aéroréfrigérant et enfin détendues à 5 bars et 15°C. Ceci permet le refroidissement de la sphère et par conséquent la réduction de sa pression.

Il est noté que certaines unités utilisent d'autres techniques de stockage à savoir

- ✓ stockage dans des sphères, à des pressions variables entre 12.5 et 14.5 bars.
- ✓ stockage comme fuel gaz dans des cigares.

Une extension de la capacité de stockage en surface pour recevoir de grandes quantités de GPL excédentaire est à écarter à cause de ses coûts élevés et l'incertitude des quantités de GPL à stocker. Quant aux techniques de stockage souterraines en usage actuellement dans le Monde, elles peuvent apparaître, difficiles à envisager à cause des investissements élevés qu'elles requièrent.

Certains experts de SONATRACH proposent un procédé de stockage qui consiste à réinjecter le GPL sous forme liquide au sein même du gisement du gaz ou il est produit à l'aide d'un ou plusieurs puits injecteurs. Cela devient une possibilité de stocker de grands volumes avec un investissement en plus la possibilité de déstocker à n'importe quel moment.

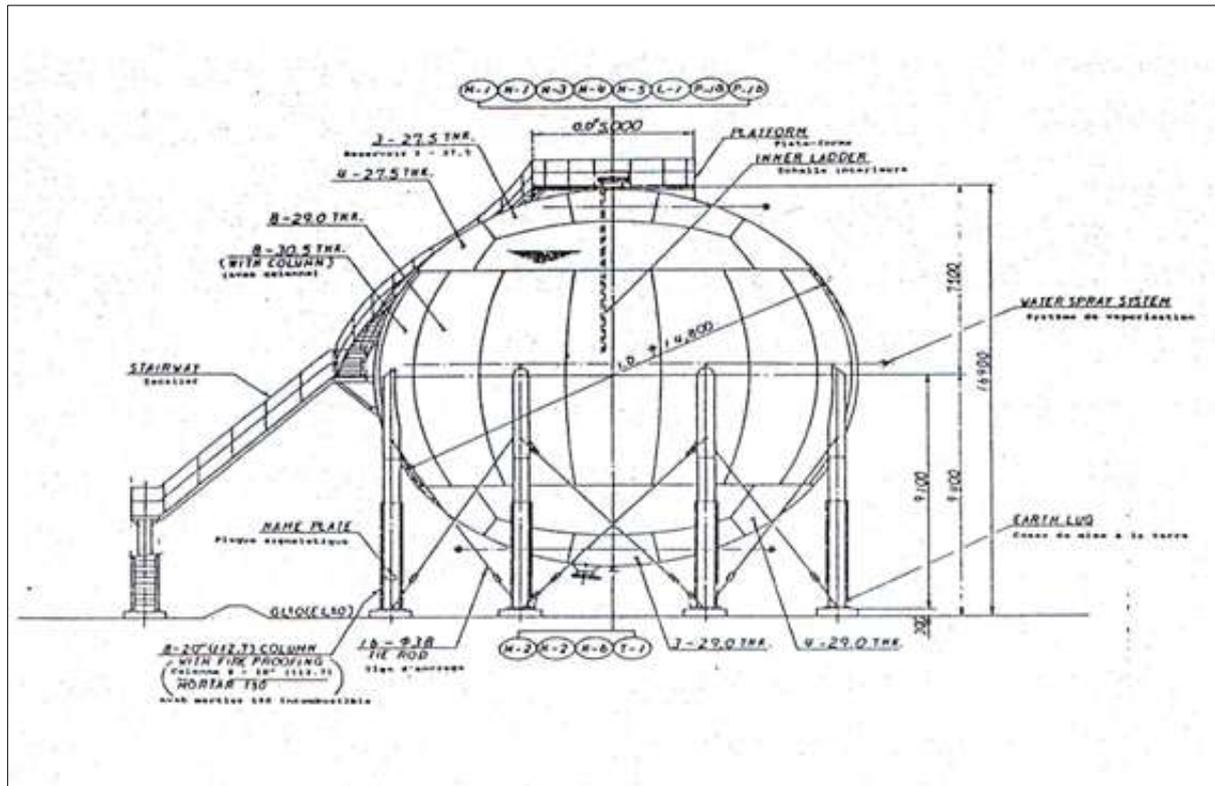


Figure III.5. Représentation d'une sphère de stockage de GPL. [16]



Figure III.6. Sphères de stockage de GPL El-khroub.



Figure III.7. Bacs de stockage de GPL

IV.1. Introduction : [21]

La distillation est une des méthodes de séparation physique les plus importantes dont dispose le génie chimique. Cette opération permet la séparation de un ou plusieurs constituants d'un mélange homogène liquide en mettant à profit la différence de volatilité des constituants. L'équilibre thermodynamique entre deux phases est la base théorique de ce procédé.

Le principe de la distillation repose, en premier lieu, sur l'apport de la chaleur pour engendrer à une température donnée, une phase liquide et une phase vapeur en équilibre ; la phase vapeur surmontant le liquide bouillant n'a pas la même composition que celui-ci, et en second lieu, sur la séparation des deux phases créées avec condensation de la phase vapeur.

Par condensation de la phase vapeur, on obtient un liquide nommé distillat (dit aussi produit de tête) dont la composition diffère de celle du mélange initial. La phase liquide non vaporisée constitue le résidu (appelée également produit de pied ou de fond).

A très peu d'exceptions, le distillat est enrichi en constituants légers de température d'ébullition moins élevée, tandis que le résidu est formé par les constituants lourds dont la température d'ébullition est plus élevée. Cette série de traitements est illustrée par la figure donnée ci-dessous :

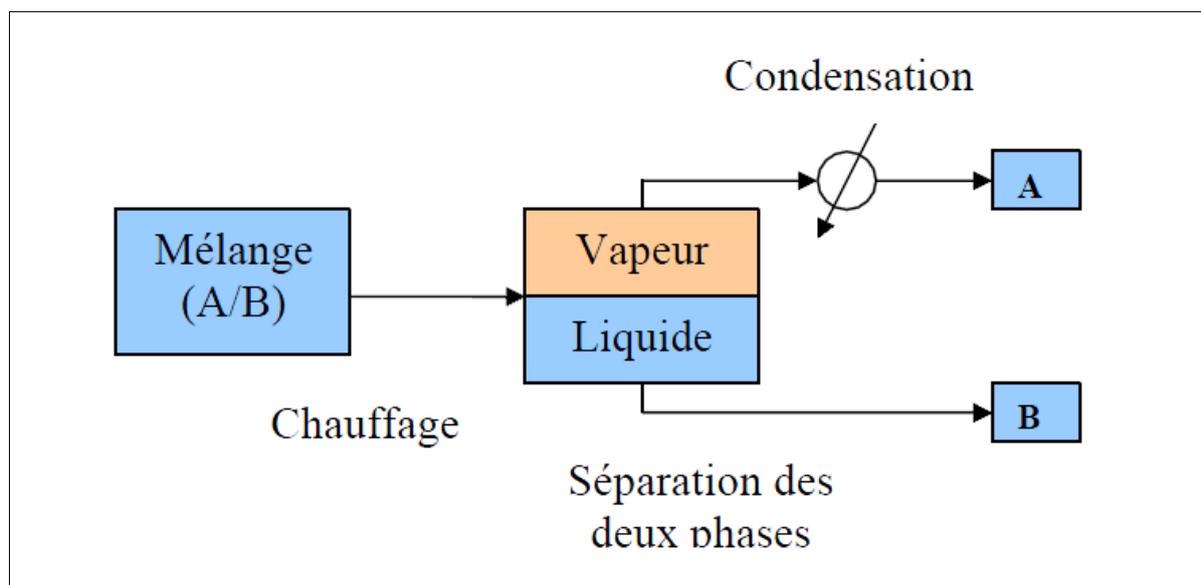


Figure IV.1. Principe de la distillation. [22]

IV.2. Définition : [23]

La rectification est une technique qui utilise une distillation répétée, elle met en jeu des transferts couplés ; l'écoulement à contre courant d'une phase vapeur et d'un liquide, le chauffage du mélange liquide au bouilleur et la condensation des vapeurs, un transfert de matière du constituant le plus volatil dans la phase vapeur et le moins volatil dans le liquide. Il s'agit donc d'une opération complexe mais qui est maintenant bien comprise et très fréquemment utilisée dans l'industrie. Les transferts répétés permettent la séparation d'un mélange en constituants pratiquement de puretés désirées.

La rectification s'effectue dans une colonne munie des éléments de contact qui sont soit des plateaux, soit des garnissages, dont le but est d'augmenter la surface de contact, ce qui conduit à l'augmentation du degré de pureté.

IV.3. Colonne de rectification :

IV.3.1. Description d'une colonne de rectification : [24] , [25]

Une colonne, aussi appelée tour, est un équipement cylindrique disposé verticalement, d'une hauteur et d'un diamètre variables. Elle est constituée d'une virole, à l'intérieur de laquelle sont disposés des plateaux à intervalles réguliers ou des garnissages, et de deux fonds soudés. La mise en place d'un contre-courant liquide-vapeur fait qu'une colonne de rectification soit toujours munie d'un rebouilleur et d'un condenseur.

Chaque colonne de rectification se compose de trois zones :

- ✓ **Zone de flash (d'alimentation)** : ou l'alimentation est introduite à l'état vapeur, liquide ou bi-phasique (selon la température de la charge).
- ✓ **Zone de rectification** : au dessus de la zone de flash, elle est caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur sortante de la tête de colonne. Une partie de ce mélange est envoyée en tant que "reflux froid" vers la partie supérieure de la colonne pour garder le gradient de température et corriger la composition des produits de tête. L'autre partie est extraite comme distillat à l'état liquide (lorsqu'il s'agit d'une condensation totale).
- ✓ **Zone d'épuisement** : elle est située au dessous de la zone de flash, elle est aussi caractérisée par la présence d'un rebouilleur, qui sert à apporter une certaine quantité de

chaleur au liquide soutiré du dernier plateau "reflux chaud" afin de récupérer les constituants légers entraînés par les lourds.

La quantité de matière échangée dépend de la concentration initiale et finale, des pressions partielles, de la surface de l'élément de contact et de l'écoulement (la vitesse).

Le fonctionnement normal de la colonne de rectification pour l'obtention d'un distillat et d'un résidu avec des compositions voulues dépend principalement de l'état de la charge et par conséquent du lieu d'alimentation.

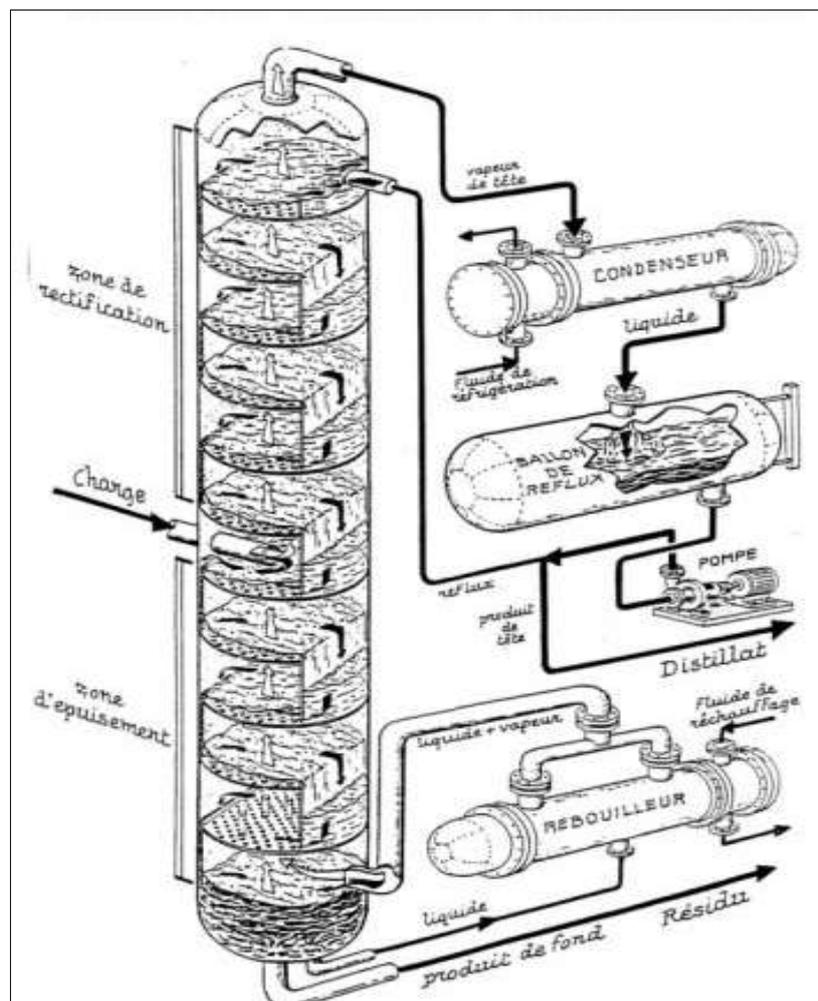


Figure IV.2. Vue 3D d'une colonne de rectification. [22]

IV.3.2. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification : [24] , [25] , [26]

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple, tout en travaillant à pression constante, il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par une source froide (le condenseur), qui crée un flux de liquide froid

descendant dans la colonne, et une source chaude (le rebouilleur) générant un flux de vapeur chaude montant.

Ces transferts de matière et de chaleur entre les deux flux sont assurés par les éléments de contact déjà cités. Le principe de base des plateaux est de faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide, tandis que les garnissages qui sont constitués le plus souvent par un treillis métallique, ils dispersent les deux phases et assurent une bonne surface d'échange entre les deux fluides.

Le rebouilleur fonctionne à l'aide d'un fluide extérieur (vapeur, huile chaude, fluide procédé), tandis que le condenseur, il est le plus souvent refroidi par de l'air ou de l'eau.

Le dessin ci-après représente un schéma d'une colonne de rectification et dont le mode de fonctionnement est décrit comme suit :

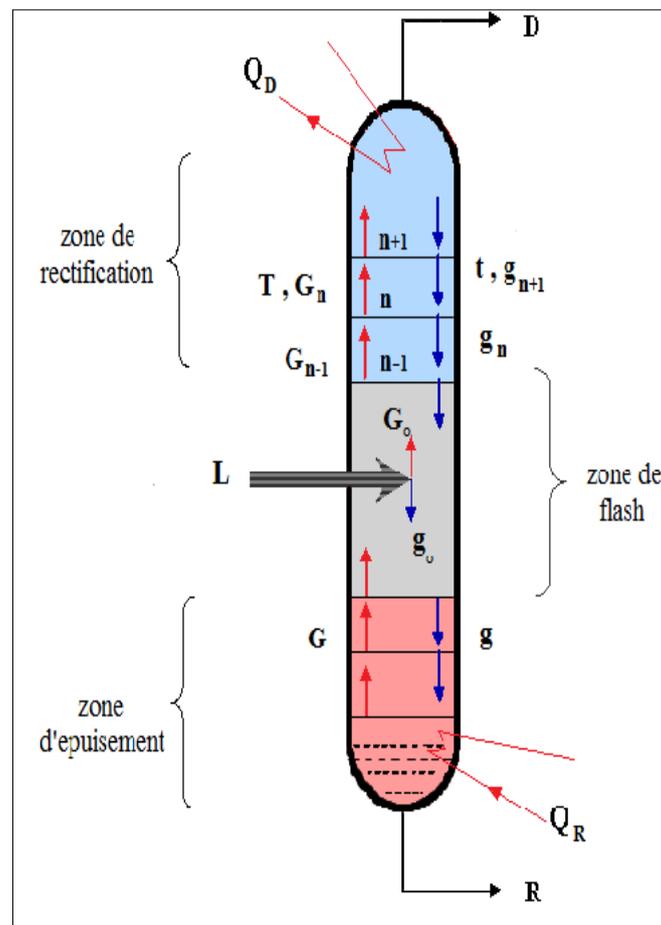


Figure IV.3. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification.

La charge L est chauffée puis injectée dans la zone d'alimentation. En fonction de la température, la charge peut être introduite, soit en phase liquide, vapeur ou biphasique. Elle est alors flashée (divisée en deux), la vapeur monte dans la partie supérieure traversant les plateaux, elle rencontre le liquide descendant où s'effectue un transfert de matière et de chaleur. Sur le plateau théorique n , la vapeur G_{n-1} provenant du plateau inférieur $n-1$ se met en contact avec le liquide g_{n+1} provenant du plateau supérieur $n+1$. A la suite de ce contact théorique, une modification des concentrations du constituant le plus volatil se produit avec diminution dans la phase liquide et augmentation dans la phase vapeur. Étant donné que la température diminue de plateau en plateau, suivant le mouvement de la vapeur (de bas en haut), si on utilise un grand nombre de plateaux, les vapeurs s'enrichissent de plateau en plateau, de bas en haut, en constituant le plus volatil et inversement pour la phase liquide, jusqu'à atteindre les puretés désirées.

Pour assurer le fonctionnement normal de la rectification, on prévoit les deux opérations suivantes :

a. A l'aide d'un condenseur partiel, on enlève une certaine quantité de chaleur au sommet de la colonne Q_D , où la vapeur provenant du plateau supérieur se condense partiellement. Une partie est renvoyée dans la colonne sur le plateau supérieur en qualité de reflux froid et le distillat est soutiré de l'appareillage.

A noter que le reflux froid est d'une extrême importance, car il sert à ajuster la température en tête de colonne à la valeur choisie et permet d'avoir un gradient de température le long de la colonne.

b. A l'aide du rebouilleur, on apporte au fond de colonne une certaine quantité de chaleur Q_R où le liquide provenant du plateau inférieur est vaporisé partiellement et la vapeur obtenue revient au fond de la colonne sous le dernier plateau, tandis que le résidu quitte l'appareillage en phase liquide.

IV.3.3. Types des colonnes de rectification : [23] , [25]

On utilise en pratique les colonnes à plateaux de barbotage et les colonnes garnies. Si une grande capacité de production est recherchée avant toute autre chose, ce sont les premières qui conviennent le mieux, par contre si on doit opérer avec de faibles pertes de charges ou si le liquide à traiter est corrosif on donne la préférence aux colonnes garnies.

A. Colonnes à plateaux :

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact intime de ces deux phases circulant à contre courant, ce contact s'effectue en discontinue.

Les paramètres opératoire (**T, P**) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre ; sont en fonction des bilans massiques (matière) et thermiques et des équations d'équilibres.

Il existe plusieurs types de plateaux :

1) Plateaux perforés à déversoirs :

Plateaux moins performant, car leur utilisation est limitée aux variations très faibles de débit (la vapeur traverse verticalement le liquide, le temps et la surface de contact sont faibles).

Sont des plateaux perforés sur lesquels la vapeur et le liquide s'écoulent à contre courant par les mêmes orifices. Le niveau de liquide sur le plateau est en fonction du régime.

2) Plateaux sans déversoirs :

Ces plateaux ne sont constitués que de simples plaques perforées et donc de construction peu onéreuse.

Le liquide et la vapeur s'écoulent à contre courant par les mêmes orifices, qui peuvent être de simples trous ou des clapets fixes.

Les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul. Ces plateaux ont une efficacité acceptable, mais néanmoins faible car le temps de contact gaz-liquide est limité. Ils sont réservés aux systèmes pouvant donner lieu à des encrassements ou des dépôts solides.

Tous ces plateaux qui sont construits soit en acier au carbone, soit en acier allié selon l'agressivité des produits, doivent être démontables, donc les plaques sont décomposées en éléments pouvant être introduit par un trou d'homme.

3) Plateaux à calottes :

C'est le modèle le plus répandu encore aujourd'hui dans les industries pétrolières ou chimiques ; construit autrefois entièrement en fonte moulée, il s'est maintenant notablement allégé par la construction de calottes en acier embouti.

Il existe des centaines de formes différentes de calottes donnant une efficacité de contact plus ou moins bonne et il est regrettable qu'aucune normalisation ne soit intervenue dans cette fabrication.

La qualité prédominante d'un plateau à calottes bien calculé est sa faculté d'adaptation sur une large échelle aux variations de débits liquides et vapeur.

4) Plateaux à clapets :

Il constitue un compromis entre les deux types précédents, c'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets.

Les clapets s'ouvrent par le débit des vapeurs, plus le débit des vapeurs est important plus l'ouverture des clapets est importante, et celles-ci sont donc auto réglables.

Le clapet permet ainsi de maintenir la vitesse à sa valeur optimale.

5) Plateaux à jet directionnel :

La construction de ces plateaux est inspirée du même souci de simplicité et faible prix de revient que pour les plateaux perforés, et de réduction du gradient liquide par échappement orienté de la vapeur sous les languets dans le modèle « Float valve tray », ces derniers sont mobiles et articulés au plateau par une charnière.

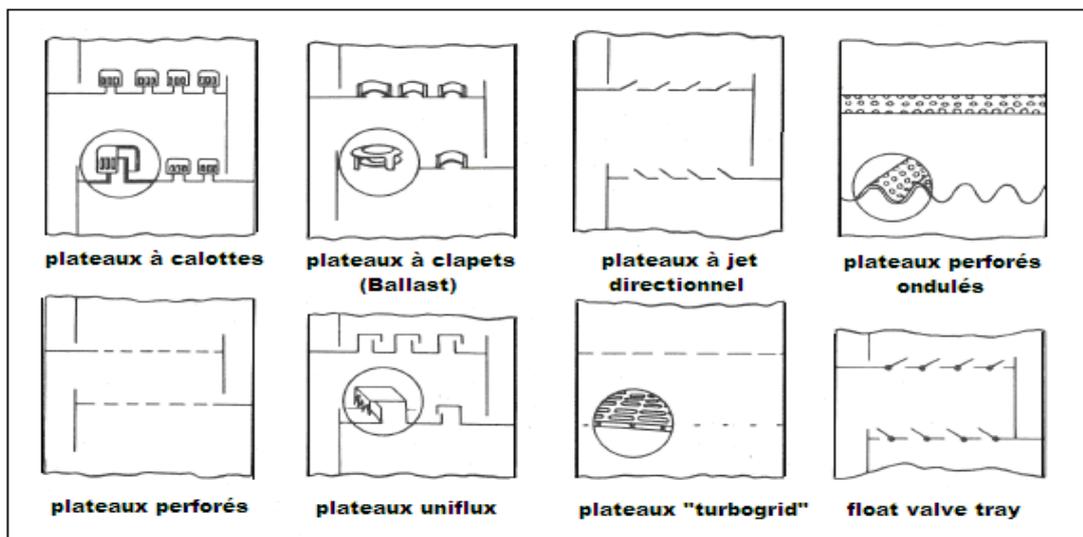


Figure IV.4. Les différents types des plateaux.

B. Colonnes à garnissage :

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent à contre courant continu. L'échange de matière croit en régime turbulent. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides.

On emploie comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché.

Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, distribution uniforme du liquide et du gaz, et faibles pertes de charges.

Les garnissages les plus utilisés dans l'industrie sont de RASHING : des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur.

Leur construction est en céramique ou en porcelaine (bon marché et grande résistance à la corrosion). Comme il existe aussi des anneaux en acier, en carbone et en matière plastique (polyéthylène).



Figure IV.5. Exemples de corps de garnissage en céramique. [25]

IV.4. Lois fondamentales de transfert de matière : [24]**IV.4.1. Lois de DALTON :**

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant (p_i^V) est proportionnelle à la pression du système (P_T) et à sa concentration molaire (Y'_i) :

$$P_i^V = P_T \cdot Y'_i$$

Avec :

- P_i^V : Pression partielle d'un constituant « i » en [atm].
- P_T : Pression du système en [atm].
- Y'_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur.

IV.4.2. Lois de RAOULT et d'HENRY :

Leurs lois ne sont applicables que pour les liquides. Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles, On conçoit aisément que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide soit proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant à cette phase.

D'après la loi de RAOULT, la pression partielle (p_i^L) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur (P_i) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide :

$$P_i^L = P_i \cdot X'_i$$

Avec :

- P_i^L : Pression partielle d'un constituant « i » en [atm].
- P_i : Tension de vapeur du constituant « i » en [atm].
- X'_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase liquide.

Dans le cas des mélanges réels ; les constituants obéissent à la loi d'HENRY. D'après cette loi, la pression partielle d'un constituant, la température étant fixe, est proportionnelle à la concentration molaire du constituant dissout dans la phase liquide :

$$P_i^L = E_i \cdot X'_i$$

Avec :

- E_i : constante d'Henry ; dépend de la nature du constituant et de la température à l'équilibre, les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquides et vapeur sont égales :

$$P_i^L = P_i^V$$

Donc :

$$Y_i = (P_i / P_T) \cdot X_i : \text{C'est l'équation d'équilibre des phases.}$$

IV.4.3. Lois de RAOULT DALTON :

Pour les mélanges idéaux obéissant à la loi de RAOULT DALTON, on peut écrire l'expression :

$$Y_i / X_i = P_i / P_T = K_i$$

Avec :

- K_i : Coefficient d'équilibre du constituant «*i*», caractérise la distribution du constituant *i* entre les deux phases.

Le calcul de K_i pour les mélanges idéaux ne présente aucune difficulté. Pour les solutions considérées comme idéales ; la loi de RAOULT DALTON reste applicable en 1^{ère} approximation pour les faibles valeurs de pression.

Lorsque la pression augmente les constituants du mélange s'écartent considérablement de la loi de RAOULT DALTON, et la valeur de K_i calculée ne caractérise pas la vraie valeur.

Dans ce cas, il est nécessaire d'utiliser les valeurs expérimentales (ou calculées par les méthodes thermodynamiques de K_i qui pour des nombreux constituants se trouvent dans les ouvrages de référence).

Les valeurs de K_i pour les hydrocarbures peuvent être trouvées à l'aide des diagrammes de JENNY SHEIBEL.

IV.5. Calcul de la volatilité relative :

Dans les calculs de 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 "*T*".

$$\alpha_i = k_i / K_r$$

Avec :

- K_i : coefficient d'équilibre du constituant.
- K_r : coefficient d'équilibre de référence.

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

a. Dans la zone de rectification :

$$\alpha_{im} = 0.5(\alpha_{Di} + \alpha_{Li})$$

b. Dans la zone d'épuisement :

$$\alpha_{im} = 0.5(\alpha_{Ri} + \alpha_{Li})$$

IV.6. Bilan matière de la colonne : [27]

Les bilans matière pour la colonne entière et pour le constituant « i » Quelconque s'écrivent :

$$L' = D' + R'$$

Avec :

- L' : Débit molaire de l'alimentation bi-phasique en [Kmol/h].
- D' : Débit molaire du Distillat en [Kmol/h].
- R' : Débit molaire du Résidu en [Kmol/h].

Donc ; Le bilan matière partiel du constituant « i » peut s'écrire en composition massique ou molaire comme suit :

$$L' \cdot x'_{Li} = D' \cdot y'_{Di} + R' \cdot x'_{Ri}$$

La résolution connue de ces équations, en appliquant la loi de LEVIER donne :

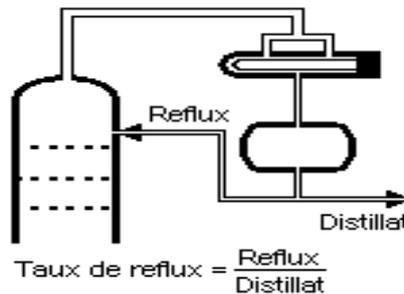
$$L' / (y'_{Di} - x'_{Ri}) = D' / (x'_{Li} - x'_{Ri}) = R' / (y'_{Di} - x'_{Li})$$

Où :

- x'_{Li} : Concentration molaire du constituant i dans l'alimentation.
- y'_{Di} : Concentration molaire du constituant i dans le distillat.
- x'_{Ri} : Concentration molaire du constituant i dans le résidu.

L'équation obtenue sert à calculer \mathbf{R}' et \mathbf{D}' si les concentrations de l'élément « i » du distillat et du résidu sont connues.

IV.6.1. Bilan matière de la zone de rectification :



$$\mathbf{G}'_n = \mathbf{g}'_{(n-1)} + \mathbf{D}'$$

Avec :

- \mathbf{G}'_n : Débit molaire de la vapeur rentrante dans la zone de rectification, en [Kmol/h].
- $\mathbf{g}'_{(n-1)}$: Débit molaire du liquide quittant le dernier plateau de la zone de rectification, en [Kmol/h].

Donc :

$$\mathbf{G}'_n \mathbf{y}'_{ni} = \mathbf{g}'_{(n-1)} \cdot \mathbf{x}'_{(n-1)i} + \mathbf{D}' \cdot \mathbf{y}'_{Di}$$

Avec :

- \mathbf{y}'_{ni} : Concentration molaire du constituant i dans la vapeur entrante dans la zone de rectification.
- $\mathbf{x}'_{(n-1)i}$: Concentration molaire du constituant i dans le liquide quittant la zone de rectification.

Appliquant la loi de LEVIER, on trouve :

$$\mathbf{G}'_n / (\mathbf{y}'_{Di} - \mathbf{x}'_{(n-1)i}) = \mathbf{g}'_{(n-1)} / (\mathbf{y}'_{Di} - \mathbf{y}'_{ni}) = \mathbf{D}' / (\mathbf{y}'_{ni} - \mathbf{x}'_{(n-1)i})$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$\mathbf{y}' = \mathbf{r}'_f / (\mathbf{r}'_f + 1) \cdot \mathbf{x}' + (1 / (\mathbf{r}'_f + 1)) \cdot \mathbf{y}'_D$$

Cette équation donne une relation entre la concentration en constituant i dans la phase vapeur provenant du plateau n et la concentration en ce même constituant dans la phase liquide se trouvant sur le plateau $(n-1)$ et permet de déterminer le nombre d'étages théoriques

dans la zone de rectification. Elle est dite « équation de concentration de la zone de rectification ».

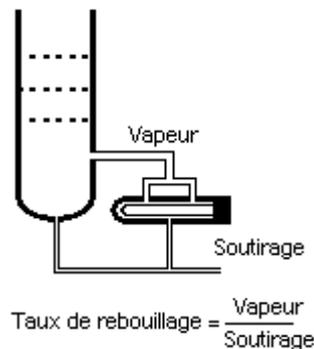
On note que :

$$r_f = g'_x / D'$$

Avec :

- r_f : le taux de reflux.
- g'_x : Débit molaire du reflux froid renvoyé au sommet de la colonne, en [kmol/h].

IV.6.2. Bilan matière de la zone d'épuisement :



$$g'_{(n+1)} = G'_n + R'$$

Avec :

- g'_{n+1} : Débit molaire du liquide rentrant dans la zone d'épuisement, en [kmole/h].

Donc :

$$g'_{(n+1)} \cdot x'_{(n+1)i} = G'_n \cdot y'_{ni} + R' \cdot x'_{Ri}$$

Où :

- $x'_{(n+1),i}$: Concentration molaire du constituant i dans le liquide rentrant dans la zone d'épuisement.

En appliquant la loi de Levier, on trouve :

$$g'_{(n+1)} / (y'_{ni} - x'_{Ri}) = G'_n / (x'_{(n+1)i} - x'_{Ri}) = R' / (y'_{ni} - x'_{(n+1)i})$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$y' = [(r_b + 1) / r_b] \cdot x' - (1 / r_b) x'_{Ri}$$

Cette équation donne une relation entre la concentration en constituant i dans la phase liquide se trouvant sur le plateau $(n+1)$ et la concentration en ce même constituant dans la phase vapeur provenant du plateau n , et permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone d'épuisement. Elle est appelée équation de la zone d'épuisement.

On note que:

$$r_b = G'_r / R'$$

Avec :

- r_b : le taux de rebouillage .
- G'_r : Débit molaire du reflux chaud provenant du rebouilleur, en [kmole/h].

IV.6.2. Bilan matière de la zone de flash :

$$L' = G'_0 + g'_0$$

Où :

- G'_0 : Débit molaire de la phase vapeur de l'alimentation, en [kmole/h].
- g'_0 : Débit molaire de la phase liquide de l'alimentation, en [kmole/h].

Alors :

$$L' x'_{Li} = G'_0 y'_{0,i} + g'_0 x'_{0,i}$$

Où :

- $x'_{0,i}$: Concentration molaire du constituant i dans la phase liquide de l'alimentation.
- $y'_{0,i}$: Concentration molaire du constituant i dans la phase vapeur de l'alimentation.

IV.7. Bilan thermique de la colonne : [27]

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 est s'écrit :

$$L'.h_L + Q_R = D.h_D + R'.h_R + Q_C$$

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

$$Q_R = G'_R.(H_R - h_{gr}) + R'(h_R - h_{gr})$$

$$Q_C = (D' + g'_x).(H_D - h_D)$$

Où :

- Q_R : Charge thermique du rebouilleur [Kcal /h].
- Q_C : Charge thermique du condenseur [Kcal /h].
- h_L : Enthalpie de la charge [Kcal /Kmol].
- e'_0 : Taux de vaporisation de la charge [molaire].
- H_0 : Enthalpie de la phase vapeur de la charge [Kcal /Kmol].
- h_0 : Enthalpie de la phase liquide de la charge [Kcal /Kmol].
- h_D : Enthalpie du distillat à l'état liquide [Kcal /Kmol].
- H_D : Enthalpie du distillat à l'état vapeur (vapeur de tête de colonne) [Kcal /Kmol].
- H_R : Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur [Kcal /Kmol].
- h_R : Enthalpie de résidu (Kcal/Kmol)
- h_{gr} : Enthalpie de liquide alimentant le rebouilleur [Kcal /Kmol].
- g'_x : Débit du reflux froid [Kmol /h].
- G'_R : Débit du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) [Kmol /h].

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

$$g'_x = (r f)_{opt} .D$$

$$G'_R = (r b)_{opt} R$$

Avec :

- $(rb)_{opt}$: taux de rebouillage optimal défini par :

$$(rb)_{opt} = [(D'(r f)_{opt} / L') + (1-e'_0) - R'/L'] / (R'/L')$$

IV.8. Choix de la pression dans la colonne : [27]

Le choix de la pression dans la colonne dépend essentiellement de la composition et de la nature physique et chimique des mélanges à séparer . Quelque soient leurs complexités, le choix de la pression est avant tout un problème économique.

A faible pression, la sélectivité de la séparation est meilleure , on peut éviter l'altération thermique des produits, mais en contre partie, à faible pression, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression de la colonne.

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

Quelque soit la température de service, la température de la combustion totale des vapeurs du distillat doit être prise au moins de **15 à 20 °C** plus grande que celle du fluide réfrigérant.

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

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

Par approximation successive, les pressions au sommet, au fond, et dans la zone d'alimentation sont :

$$P_S = P_b + \Delta P_1$$

$$P_F = P_S + \Delta P_2$$

$$P_L = (P_S + P_F) / 2$$

Où :

* $\Delta P_1 = (0,2 \div 0,4)$ atm : Perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

* $\Delta P_2 = (0,3 \div 0,5)$ atm : Perte de charge due aux résistances des plateaux.

IV.9. Régime de température de la colonne :

A la pression de service P_S ; pression du sommet de la colonne, la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum(Y'_{Di}/K_i)=1$$

La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur doit être calculé comme la température de bulle du Résidu à la pression P_f) est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide :

$$\sum(K_i \cdot X_{R,i})=1$$

Et pour la température de la charge, elle peut être déterminée en trois cas :

- ✓ Si l'est à l'état liquide, on utilise l'équation suivante :

$$\sum(K_i \cdot X_{L,i})=1$$

- ✓ Si l'est à l'état vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum(Y'_{Li}/K_i)=1$$

- ✓ Si l'est à l'état liquide-vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum X'_{0,i} = \sum [X'_i / 1 + e'(K_i-1)] = 1$$

$$(Y'_{0,i} / X'_{0,i}) = K_i$$

Où :

- e : Taux de vaporisation.
- $X_{L,i}$: Concentration molaire du constituant « i » dans la charge.
- $Y_{0,i}$: Concentration molaire du constituant « i » dans la phase liquide.
- $X'_{0,i}$: Concentration molaire du constituant « i » dans la phase vapeur.

IV.10. 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 d'un deuxième dans le résidu (constituants clés).

Souvent les constituants clé 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 limités 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 sont pratiquement absents dans le résidu, et les constituants plus lourds que le constituant clé lourd sont pratiquement absents dans le distillat, ils sont appelés les constituants non distribués.

IV.11. 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 liquide et vapeur de la charge.

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

$$e'_0 = G_0 / L \quad \text{d'où} \quad G_0 = e'_0 \cdot L$$

Et :

$$r'_0 = g'_0 / L \quad \text{d'où} \quad g'_0 = r'_0 \cdot L$$

Avec :

- e'_0 : Taux de vaporisation molaire de la charge.
- r'_0 : Taux de condensation molaire.
- g'_0 : Débit molaire de la phase liquide de la charge.
- G'_0 : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.

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

$$\sum X'_{0,i} = \sum X'_{L,i} / [1 + e'_0(K'_i - 1)] = 1$$

Où:

$$\sum X'_{0,i} = \sum X'_{L,i} / [K_i - r'_0(K_i - 1)] = 1$$

$$e'_0 + r'_0 = 1 \quad \text{et} \quad \sum Y'_{0,i} = \sum K_i \cdot X'_{0,i} = 1$$

Avec :

- $X'_{L,i}$: concentration molaire du constituant i dans la charge.
- $X'_{0,i}$: concentration du constituant i dans la phase liquide.
- $Y'_{0,i}$: concentration du constituant i dans la phase vapeur.

Ces dernières équations peuvent être utilisées également pour déterminer la température de la charge si la pression et le taux de vaporisation sont connus.

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

$$\sum Y'_{0,i} = \sum X'_{L,i} / [e'_{0+}(1-e'_{0})/K_i] = 1$$

$$\sum X'_{0,i} = \sum Y'_{0,i} / K_i = 1$$

Remarque:

- ✓ Si $e'_{0}=0$; la charge se trouve à la température de bulle et $G_D = L$ donc :

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

Utilisée pour la détermination de la température de bulle de la charge.

- ✓ Si $e'_{0} = 1$; la charge se trouve à la température de rosé et $G_D = L$ donc :

$$\sum Y'_{L,i} / K_i = 1$$

IV.12. Choix du taux de reflux : [23]

Le taux de reflux détermine les dimensions de l'équipement, et les dépenses énergétiques au sommet et au fond de la colonne.

IV.12.1. Fonctionnement à reflux minimal :

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d'UNDER WOOD, généralement on détermine le taux de reflux minimal suivant l'équation :

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum (Y_{Di} / \alpha_{Li} - \varphi)$$

$$-(r_b)_{\min} = \varphi \sum (\alpha_{Li} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{Li} - \varphi)$$

Avec :

- α_{Li} : Le coefficient de volatilité d'un constituant i quelconque, par rapport au constituant clés lourd déterminé à la température d'entrée de la charge.
- φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives.

La relation entre $(r_f)_{\min}$ et $(r_b)_{\min}$ est donnée par la formule suivante :

$$(r_b)_{\min} = [(D(r_f)_{\min}/L) + (1 - e^{-\varphi}) - (R/L)] / (R/L)$$

IV.12.2. Taux de reflux optimal :

Ensuite, on détermine le taux de reflux opératoire ou optimal suivant qui correspond un nombre de plateaux théoriques (chaque taux de reflux correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît).

Pour ces calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND :

$$[(r_f)_{\text{opt}} - (r_f)_{\text{min}}] / [(r_f)_{\text{opt}} + 1] = 0,1 \div 0,33$$

Donc on aura :

$$(r_f)_{\text{opt}} = 1,3 \cdot (r_f)_{\text{min}} + 0,30$$

IV.13. Nombre de plateaux théoriques a reflux opératoire : [23]

IV.13.1. Méthode approximative :

GILLILAND a proposé une corrélation empirique entre le taux de reflux et le nombre de plateaux théoriques : si N est le nombre de Plateaux théoriques correspondants à un taux de reflux opératoire $(r_f)_{\text{opt}}$, les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation :

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = \frac{(r_f)_{\text{opt}} - (r_f)_{\min}}{(r_f)_{\text{opt}} + 1}$$

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

$$N = N_{\min} (1,4 - 0,8) \text{Log} \left(\frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{\min}}{(r_f)_{opt} + 1} \right)$$

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 théoriques pour chaque zone à reflux opératoire choisi, est donné par les formules :

$$N_R = N_{R \min} \cdot \frac{N}{N_{\min}}$$

$$N_E = N_{E \min} \cdot \frac{N}{N_{\min}}$$

Avec :

- N_R : nombre de plateaux de la zone de rectification.
- N_E : nombre de plateaux de la zone d'épuisement.

IV.13.2. Méthode de calcul plateau par plateau :

Il est possible d'effectuer le calcul des plateaux en partant du distillat ou du résidu par approximation successive et de bilan de matière dans chaque zone de la colonne.

Pour calculer le nombre de plateaux théoriques, on dispose habituellement du taux de reflux opératoire et des concentrations des constituants clés dans le distillat et le résidu.

Les équations fondamentales utilisées lors des calculs sont :

- ✓ Equation d'équilibre des phases ;
- ✓ Bilan matière partielle.

Lors du calcul du nombre de plateaux dans les zones de la colonne, pour la première approximation, on peut se guider d'après les recommandations suivantes :

- Le calcul dans la zone de rectification ; est poursuivi jusqu'à ce que le rapport des concentrations clés dans une phase vapeur soit égal à celui dans la charge.
- Le calcul dans la zone d'épuisement ; est poursuivi jusqu'à ce que le rapport des concentrations clés dans une phase liquide soit égal à celui dans la charge.

Cette règle entraîne la convergence des concentrations des constituants clés dans la zone d'alimentation, mais il est nécessaire que cette convergence soit réalisée également pour les autres constituants et principalement pour les constituants intermédiaires.

V.1. Rôle de l'unité : [7]

Le rôle de l'unité Gas-plant est la séparation et le traitement des GPL venant de l'unité de distillation atmosphérique (U100) et de l'unité de reforming catalytique (U200), afin d'obtenir du Butane et du Propane commerciaux.

En plus de cette séparation, cette unité a également pour but de traiter le propane et le butane par le système de tamis moléculaires afin de les débarrasser de toute trace d'humidité et de produits sulfurés.

V.2. Capacité : [7]

L'alimentation de cette unité est de 40 m³/h cette capacité correspond au mélange de 22.7 m³/h venant de l'unité de platforming et 17.29 m³/h de l'unité de distillation atmosphérique, comme cette dernière a été conçue pour traiter un mélange en proportions variables de Hassi-Messoud et de condensât de Hassi R'mel et que l'unité de platforming peut être en service carburant ordinaire ou super, la charge du Gas-Plant et sa composition peuvent varier dans une assez large mesure.

Il est bon de signaler que les unités 100, 200,300 ont été étudiées de sorte que :

- Les unités 100 et 300 pourront marcher lors d'un arrêt de l'unité 200.
- Les unités 200 et 300 pourront marcher lors d'un arrêt de l'unité 100.
- Les unités 100 et 200 pourront marcher lors d'un arrêt de l'unité 300.

V.3. Description du procédé : [7]

V.3.1. Colonne de dééthanisation C301 :

Le produit liquide de tête de débutaniseur C104 quittant l'unité de distillation atmosphérique, se mélange avec un courant d'hydrocarbures liquides venant du débutaniseur C202 du platformat, le produit total est envoyé dans le ballon tampon D301 et ensuite vers la colonne C301 au niveau du 11^{ème}, 13^{ème} ou 14^{ème} plateau. Cette colonne a une hauteur de 15m et un diamètre variant de 2.4 à 1.5m. Elle comprend 20 plateaux double passe à clapets.

Au sommet, le Méthane, l'Ethane et les plus légers sont entièrement éliminés à l'état gazeux ainsi qu'une petite quantité de Propane. Le tout est partiellement condensé dans les deux condenseurs en série E301 A et B, puis recueilli dans le ballon D302.

La partie liquide est recyclée en reflux sur le plateau 20 de la colonne par la pompe P302 tandis que la phase gazeuse (incondensable) est éliminée au sommet du ballon D302 pour être utilisée comme gaz condensable (fuel gaz). Une partie des produits du 1^{er} plateau est soutirée et réchauffée à 104°C, dans le rebouilleur E302 alimenté par une partie du solvant de la tour C101, la partie liquide quitte le fond de rebouilleur pour retourner au fond du dééthaniseur tandis que la partie gazeuse quitte le sommet du rebouilleur pour retourner au-dessous du 1^{er} plateau où il règne une pression de 18.5 kg/cm².

V.3.2. Colonne de dépropanisation C302 :

Le produit de fond de la colonne C301 alimente un splitter C3/C4 la colonne de dépropanisation C302. Cette colonne possède une hauteur de 21.3m et un diamètre de 1.25m est constituée de 30 plateaux doubles passe à clapets. Le propane est récupéré en tête et le butane au fond.

L'alimentation peut se faire aux 13^{ème} ou 17^{ème} plateau. Le propane qui quitte le sommet de la colonne à 49°C, et sous une pression de 12 bars, est entièrement condensé dans le condenseur E303. Le liquide est collecté dans le ballon D 303 à une pression de 12.5 bar.

Une partie du liquide est envoyée en reflux par la pompe P303 au sommet de la colonne sur le 30^{ème} plateau, le reste est envoyé vers le stockage après avoir traversé le réfrigérant et les tamis moléculaires C303A et C305 qui éliminent les produits sulfurés et l'eau dissous.

Le butane sortant du fond de la colonne est réchauffé dans le rebouilleur E304 par échange avec le kérosène provenant de l'unité 100. La partie gazeuse quitte le sommet du rebouilleur pour retourner au fond de la colonne par le système de rebouillage ; tandis que la partie liquide quitte le fond du rebouilleur pour être refroidi partiellement par l'aéroréfrigérant E305AR puis totalement refroidi dans E305 (échangeur à eau), à 38°C sous une pression de 12 bars environ. Ce produit liquide est finalement traité par un tamis moléculaire C307 et C303 afin de le débarrasser des produits sulfurés et de l'eau avant le stockage.

V.3.3. Section des tamis moléculaires :

Les tamis moléculaires sont des zéolites artificielles (aluminosilicate métallique) de type cristallin déshydratés qui se présente sous forme de petites pastilles dont les pores permettent l'absorption des molécules de diamètres inférieurs à celui des anneaux. C'est ainsi qu'ils éliminent du gaz naturel, du Butane, et du Propane l'eau et les produits sulfurés.

Le rôle de cette section est de débarrasser du propane et du butane des produits sulfureux et de l'eau éventuellement entraînée pour les rendre utilisables dans le commerce. Les tamis moléculaires se présentent sous forme de lits adsorbants qui fixent sélectivement l'eau et les composés sulfurés.

Deux réacteurs sont prévus pour chaque produit à désulfurer, dont un seul est en opération alors que l'autre est en régénération. Le cycle de l'opération peut être résumé ainsi : le propane ou le butane, est admis de haut en bas et à 38°C dans le réacteur en opération C303A ou D305 pour C₃, C303 B ou D307 pour le C₄.

A la sortie du réacteur, le propane ou le butane, se trouve débarrassé des produits sulfurés et de l'eau, et est envoyé au stockage sous contrôle de pression PC-302 pour le propane et PC-301 pour le butane.

La régénération des lits des réacteurs se fait au moyen d'un gaz chaud exempt d'oxygène admis sous contrôle de débit FRC-351 pour le butane et FRC-352 pour le propane. Le gaz utilisé ici est de Hassi -R'mel. Il sera chauffé successivement dans E-307 par échange avec l'effluent chaud de la régénération et dans E-308 PAR échange avec le résidu chaud venant de la distillation atmosphérique sous contrôle de température TIC-351.

L'adsorbant régénéré est ensuite refroidi par vaporisation obtenue par détente dans le réacteur, du propane ou du butane épuré.

Pour terminer il est à signaler que lorsque l'analyse d'échantillons de propane et de butane révèle que ces produits n'obéissent plus aux spécifications requises ils sont envoyés dans le vaporisateur E - 218 chauffé à la vapeur et de là vers le réseau de fuel gaz.

❖ **Remarque :** Comme le condenseur E306 est endommagé alors le Propane ne sera pas envoyé vers les tamis moléculaires par la pompe P305, une partie est envoyée comme reflux de tête de C302 par P303 et l'autre partie est envoyée vers le réseau de fuel gaz.

V.4. Appareillage spécifique de l'unité 300 : [7]**V.4.1. Ballons :**

Utilisé pour recevoir l'effluent du condenseur de tête et de réaliser la séparation du produit qu'ils collectent ainsi d'accumuler les produits pour assurer un régime stable c'est-à-dire assurer un débit régulier de reflux et de soutirage.

On trouve dans cette unité deux types de ballons de reflux :

- Ballon de reflux horizontal utilisé quand le débit liquide est nettement supérieur de débit vapeur.
- Ballon de reflux vertical utilisé quand le débit liquide ne dépasse pas 50 l/min.

Tableau V.1. Caractéristiques des ballons. [7]

<i>Items</i>	<i>Repères</i>	<i>Services</i>	<i>Dimension</i>	<i>Pression (service) Max Kg/cm2</i>	<i>Température (service) Max °C</i>
01	D301	Ballon tampon	H=6m D=2m	20.4	38
02	D302	Accumulateur tête du dééthaniseur	H=4.508m D=1.5m	29.0	35
03	D303	Accumulateur tête du dépropaniseur	H=4.2m D=1.4m	15.2	43
04	D305	Lavage propane		26.5	38
05	D307	Lavage butane		14.1	35

V.4.2. Pompes :

Toutes les pompes utilisées dans cette unité sont de type centrifuge, elles sont caractérisées de travailler à des vitesses constantes et leur capacité dépend de la pression de refoulement et des conditions d'aspiration ainsi que de leur construction.

Tableau V.2. Caractéristiques des pompes. [7]

<i>items</i>	<i>Repères</i>	<i>Services</i>	<i>Rendement</i>	<i>Température °C</i>	Diff. Pression Kg/cm²
01	P301A	Gaz liquéfiés alimentaire déethaniseur C301	92.5	38	25.7
02	P301 B	Gaz liquéfiés alimentaire déethaniseur C301	92.5	38	25.7
03	P302A	Gaz liquéfiés reflux déethaniseur C301	87.5	35	2.9
04	P302 B	Gaz liquéfiés reflux déethaniseur C301	87.5	35	2.9
05	P303	Propane reflux splitter C3 – C4 C302	86.5	46	3
06	P304	Récupération de l'eau de refroidissement Propane E 303	-	40	4
07	P305	Propane vers stockage	85	46	12.9

❖ **Remarque :** Nous tenons à signaler que la pompe P301 est mise hors service à cause d'une panne. L'alimentation se fait actuellement par différence de pression.

V.4.3. Colonnes:

Les deux colonnes caractéristiques de l'unité 300 sont la C301 et la C302 (déethaniseur et dépropaniseur respectivement).

Tableau V.3. Caractéristiques des colonnes. [7]

<i>Items</i>	<i>Repères</i>	<i>Services</i>	<i>Dimension</i>	<i>Nombre de plateaux</i>	<i>Température °c</i>	Pression (service) Kg/cm ²
01	C 301	Déethaniseur	L=15m D=2.4m	20	104	29.8
02	C 302	Splitter C3 – C4 (dépropaniseur)	L=21.3m D=1.25m	30	93	15.8
03	C 303 A	Lavage propane			38	26.5
04	C 303 B	Lavage butane			38	14.1

V.4.4. Echangeurs :

On trouve dans cette section :

- ✓ 07 Echangeurs de chaleur soit condenseur, réchauffeur ou réfrigérant de trois type :
 - Echangeur à plaque tubulaire fixe.
 - Echangeur à tête flottante.
 - Echangeur à tube en U (épingle).
- ✓ 02 rebouilleurs type Kettel.
- ✓ 01 aéroréfrigérant.

Tableau V.4. Caractéristiques des échangeurs. [7]

Items	Repères	Services	Coté calandre	Te/Ts (°C)	Coté faisceau	Nombre de tubes	Te/Ts (°C)	Pression Kg/cm ²	Pression Kg/cm ²
1	E301A	Condenseur de tête dééthaniseur	Vapeur tête dééthaniseur	54/35	Eau de refroidissement	521	27,7/40,5	32,2	5,15
2	E301B	Condenseur de tête dééthaniseur	Vapeur tête dééthaniseur	54/35	Eau de refroidissement	521	27,7/40,5	32,2	5,15
3	E302	Rebouilleur du dééthaniseur	Fond du dééthaniseur	-	-	782	-	32,4	20,4
4	E303	Condenseur tête du splitter C3/C4	Vapeur tête du splitter	48,8/46,1	Eau de refroidissement	766	27,7/40,5	17,3	5,3
5	E304	Rebouilleur du splitter C3/C4	Fond du splitter C3/C4	92,2/93,1	Kérosène	196	173,8/121	17,3	12
6	E305	Réfrigérant du butane	Butane	48,8/37,7	Eau de refroidissement	64	27,7/37,7	17,2	5,2
7	E306	Réfrigérant du propane	Propane	46/37,7	Eau de refroidissement		27,7/37,7	34,4	-
8	E307	Réchauffeur de gaz	Hydrocarbures gaz	37,7/160	Hydrocarbures gaz		271/160	30,3	-
9	E308	Réchauffeur de gaz	Hydrocarbures gaz	160/300	Hydrocarbures lourds		343/300	30,3	20

V.4.5. Aéroréfrigérant :

Les caractéristiques de l'aéroréfrigérant sont résumées dans le tableau suivant :

Tableau V.5. Caractéristiques de l'aéroréfrigérant. [7]

<i>Repères</i>	<i>Services</i>	<i>Coté tube</i>	<i>Te/Ts</i>	<i>Pression Sce Kg/cm²</i>	<i>Coté Air</i>	<i>Te/Ts (°C)</i>
						<i>Air</i>
E305Ar	Réfrigérant du butane	Butane	93/48,8	15,44	Air	30,5/50

VI.1. Généralités sur la simulation :

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation, nous permet de résoudre le problème de calcul manuel long, en utilisant comme outil des logiciels de simulation.

VI.1.1. Définitions :

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement.

Autrement dit La simulation permet de représenter par des modèles mathématiques les différents phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires.

L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel. Cet aperçu peut être difficile à avoir à travers l'expérience et l'intuition seule, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives.

Le modèle mathématique est composé d'une série d'équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système donné (opération unitaire: séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur ou autres).

VI.1.2. Utilisation du simulateur :

Le simulateur peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin de :

- Établir des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel.
- Dimensionner les équipements de ce procédé.

Ou bien dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de :

- Réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements.
- Déterminer les performances des équipements.

Et pour cela, tout simulateur de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants :

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.

- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD : Process Flow Diagram).
- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteurs, colonnes de distillation, ballons de séparation, échangeurs de chaleur...etc.
- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles.

VI.2. Le choix du modèle thermodynamique :

Les modèles thermodynamiques sont souvent utilisés pour la détermination des propriétés thermodynamiques et volumiques, ainsi que l'état des composés et des mélanges.

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 P et T recommandés, en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques, on peut distinguer :

VI.2.1. Modèles d'activité :

Ces modèles sont surtout recommandés pour les solutions non idéales, comportant des constituants polaires (Acides, alcools).

Parmi ces modèles : le modèle de MARGULES et le modèle UNIQUAC.

VI.2.2. Modèles hétérogènes :

Ces modèles sont recommandés pour les systèmes de constituants présentant une forte polarité (fort déviation à l'idéalité, azéotropiques...etc.).

Dans ces modèles les phases vapeurs sont représentées par les équations d'états, et les phases liquides par des corrélations pour le calcul des coefficients de fugacité.

Leurs utilisations restent limitées à cause de la nature empirique des corrélations proposées et qui nécessitent des extrapolations en dehors des conditions expérimentales.

VI.2.3. Modèles basés sur les équations d'état :

Les modèles thermodynamiques basés sur les équations d'état sont utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbure et des systèmes de faible non-idéalité. Ils peuvent être utilisés pour calculer des propriétés thermodynamiques tel que : la constante d'équilibre K, l'entropie, l'enthalpie et la densité.

Leurs supériorités par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction binaires.

VI.3. Equations d'état usuelles :

Parmi les nombreuses équations d'état existantes, on citera deux d'entre elles, très utilisées dans tous les programmes de calcul des propriétés thermodynamiques des fluides, ces équations sont :

VI.3.1. Equation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK):

L'équation empirique de REDLICH-KWONG a connu depuis son origine, plusieurs centaines de modifications qui visent à la rendre plus performante. Ses formes les plus récentes sont celle de : SOAVE-REDLICH-KWONG et PENG ROBINSON.

Les équations de SOAVE (1972) et PENG ROBINSON (1976) diffèrent de l'équation de REDLICH-KWONG (1949) 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 :

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

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

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

Avec:

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

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

$$m = 0.480 + 1.574 \omega - 0.176 \omega^2$$

VI.3.2. Equation de PENG ROBINSON (PR) :

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 SOAVE notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres :

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

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

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

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

Avec :

- T_c : Température critique ;
- P_c : Pression critique.

Le terme $\alpha(T_R)$ de la fonction $a(T)$ présente la même forme générale que dans le cas de l'équation de SOAVE. Il suit la même relation de $\alpha(T_R)$, mais la fonction reliant le paramètre m au facteur acentrique ω est différente :

$$m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2$$

Lorsqu'il s'agit d'applications industrielles liées au raffinage du pétrole, au traitement de gaz et de pétrochimie, l'équation d'état de PENG ROBINSON (PR) établie en 1976 est généralement le modèle le plus recommandé. Elle permet de résoudre avec exactitude tous les systèmes constitués d'une seule phase, les systèmes bi-phasiques ou même tri-phasiques, avec un haut degré d'efficacité et de précision.

De plus, ce modèle est applicable sur une large gamme de conditions opératoires, au même titre d'ailleurs que le modèle SRK.

***Domaines d'applications de l'équation de PENG ROBINSON :**

équation	Température °C	Pression Kpa
PR	>-271	100000(10E3bar)

VI.3.3. Les équations les plus utilisées :

On peut également citer:

- ✓ L'équation de BENEDICT, WEBB et RUBIN (BWR) ;
- ✓ L'équation de SBR ;
- ✓ L'équation de CARNAHAN et STARLING (1969) ;
- ✓ L'équation de BACK présentée par CHEN et KREGLEWSKI (1977) ;
- ✓ L'équation de PHCT proposée par BERET et PRAUSNITZ (1975) ;
- ✓ L'équation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK);
- ✓ L'équation de SRK-KABADI-DANNER (SRKKD);
- ✓ L'équation de SRK-HURON-VIDAL (SRKH);
- ✓ L'équation de SRK-PANAGIOTOPOULOS-REID (SRKP);
- ✓ L'équation de SRK-MODIFIED PANAGIOTOPOULOS-REID (SRKM);
- ✓ L'équation de SRK-SIMSCI (SRKS);
- ✓ L'équation de SRK-HEXAMER (HEXAMER);
- ✓ L'équation de PR-HURON-VIDAL (PRH) ;
- ✓ L'équation de PR-PANAGIOTOPOULOS-REID (PRP).

VI.4. Description du simulateur HYSYS :

Le 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 et tri-phasique 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.

Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent le logiciel HYSYS pour faire des calculs rapides en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.

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 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.

Le HYSYS demande pour définir ces corps, de remplir un tableau de valeurs à utiliser lors des calculs. En outre, pour caractériser les mélanges d'hydrocarbures complexes, il est possible d'utiliser les résultats d'analyses normalisées telles que TBP, ASTM, Kuop...etc.

Le HYSYS va par la suite utiliser ces données pour générer un nombre fini (choisi par l'utilisateur) de pseudo-corps repérés par leurs points d'ébullition normaux pour représenter ces mélanges.

En option, le simulateur peut lire d'autres banques de données telles que la DDB, DIPPR, API, GPA...etc. Cette option permet aussi d'utiliser les propriétés physiques déjà stockées dans la banque de données de HYSYS.

VI.5. Recommandation des modèles :**Tableau VI.1.** Recommandation des modèles thermodynamiques.

TYPE DE SYSTEME	MODELE COMMANDER
Distillation atmosphérique (Topping)	PR
Déshydratation TEG	PR
Eau dure (Sour)	PR, Sour PR
Cryogénie et traitement des gaz.	PR, PRSV
Séparation de l'air.	PR, PRSV
Colonnes sous vide	PR, PR Option, GS (<10 mmHg)
Système à H ₂ élevé	PR, ZJ ou GS
Système réservoir	PR, PR Options
Vapeur d'eau	Stream package, CS ou GS
Systèmes chimiques	Modèles d'activité, PRSV
Inhibition d'hydrate	PR
Alkylation à HF	PRSV, NRTL
Déshydratations au TEG avec aromatiques	PR, Amine
Systèmes HC ou la solubilité de l'eau est importante	Kabadi Danner

VII.1. But de travail :

L'unité GAS-PLANT a pour but de séparer dans une première colonne C301 (déethaniseur) la fraction C1-C2, la fraction C3-C4 récupérée au fond est ensuite traitée dans une deuxième colonne C302 (dépropaniseur) afin de produire le Propane et le Butane commerciaux.

Le but de ce travail est donc l'élaboration d'un flow-sheet avec un logiciel Hysys qui simule les opérations dans cette section de la raffinerie.

VII.2. Données de base :

Le logiciel HYSYS utilisé pour notre étude nécessite un minimum de données à savoir :

- ✓ La composition de la charge et les conditions de fonctionnement du procédé : la charge qui alimente l'unité GAS-PLANT arrive de l'unité de distillation atmosphérique et de l'unité de reforming catalytique.
- ✓ le choix du modèle thermodynamique : le modèle utilisé est le modèle de PENG ROBINSON ; ce dernier est le plus recommandé pour les modèles basés sur les équations d'états et les gaz comme le décrit le manuel HYSYS.

VII.3. schema du FLOW-SHEET :

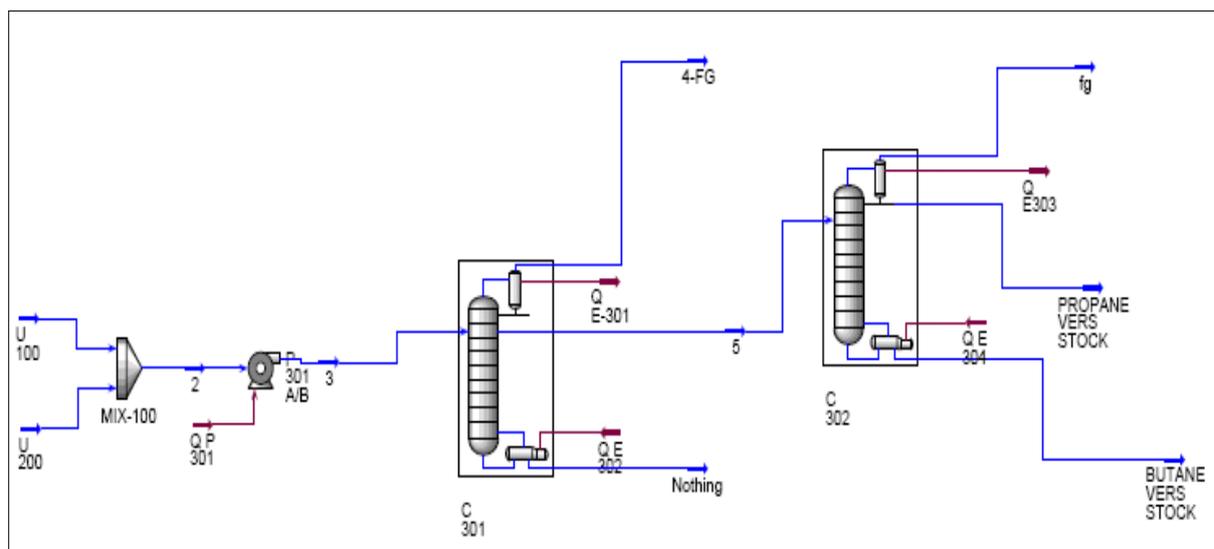


Figure VII.1. Représentation du Flow-sheet de l'unité GAS-PLANT.

VII.4. Etude de l'unité GAS-PLANT :

Le travail est divisé en deux parties:

- ✓ L'étude de la colonne C301.
- ✓ L'étude de la colonne C302.

VII.4.1. Etude de la colonne de dééthanisation C301 :

Cette colonne a pour rôle de séparer le méthane et l'éthane du propane et du butane. Elle a une hauteur de 15m et un diamètre de 1,5m dans la section rectification et 2,4m dans la section épuisement. Elle contient 20 plateaux à clapets.

A. Composition de la charge de la colonne C301 :

La composition de la charge à l'entrée de la colonne est obtenue à partir des analyses chromatographiques faites par une société française au niveau du CRD en 2008, ces analyses sont représentées dans le tableau ci-dessous :

Tableau VII.1. Composition de la charge de la colonne C301.

constituants	fraction molaire design	Fraction molaire actuelle
Nitrogène	0,0000	0,000209
CO ₂	0,0000	0,000209
Méthane	0,0071	0,001043
Ethane	0,1091	0,0333187
Propane	0,3218	0,319909
Isobutane	0,1518	0,204722
N-butane	0,4013	0,436518
Iso pentane	0,0037	0,003434
N-pentane	0,0026	0,000770
Total	1,0000	1,000000

B. Conditions de fonctionnement de la colonne C301 :

Les conditions de fonctionnement de la colonne de dééthanisation d'après le design et le cas actuel figurent dans le tableau ci-dessous :

Tableau VII.2. Les paramètres de marche de la colonne C301.

Conditions opératoires		Cas design	Cas actuel
Pression (kg/cm ²)	L'entrée	29	18,00
	Sommet	28,9	19,00
	Fond	29,8	21,5
Température (°C)	L'entrée	56,2	54,35
	Sommet	44	33,01
	Fond	112,0	92,35
Débit molaire (kmole/h)	Charge	429,1	373,2
	Fuel gaz	69	21,76
	Produit de fond	361	351,2
Débit massique (kg/h)	Charge	21556	19670
	Fuel gaz	2238	817,7
	Produit de fond	19318	18850
Taux de reflux		10	3,75
Plateau d'alimentation		13 ^{eme} Plateau	13 ^{eme} Plateau

Les résultats illustrés dans le tableau donnent une diminution importante de débit d'alimentation dans le cas actuel et par conséquent de débit du fuel gaz et du produit du fond : Ceci est dû à la dégradation du matériel.

Nous constatons aussi d'après les valeurs du tableau que la colonne de dééthanisation fonctionne actuellement avec une pression inférieure à celle du design et par conséquent la diminution de pression induit une diminution de température d'ébullition et de condensation vu qu'elle se constate dans le fond de la colonne. Nous tenons à signaler aussi, la diminution importante du taux de reflux qui passe de 10 d'après le design à 3,75 dans le cas actuel.

C. Propriétés des courants de la colonne C301 :

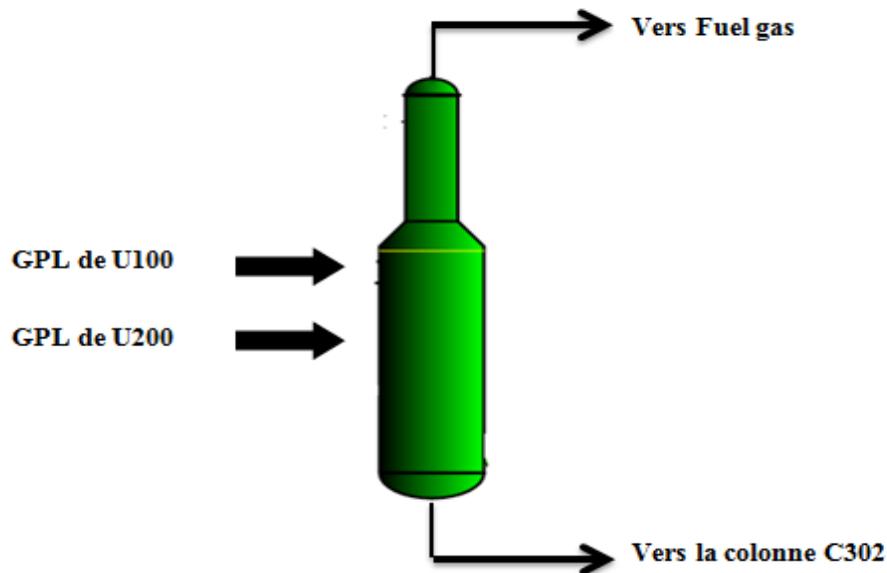
Les propriétés physiques de la charge, du fuel gaz et du produit de fond de la colonne dans les deux cas design et actuel sont illustrées dans le tableau suivant :

Tableau VII.3. Les propriétés physiques de la charge, du fuel gaz et du produit de fond de la colonne C301.

Constituants	charge		Fuel gaz		Produit de fond	
	Cas design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel
Densité (kg/m ³)	515,16	555,3	55,05	455,4	391,91	559,9
Viscosité 10 ⁻² (Cp)	11,12	10,70	1,102	1,004	6,192	7,680
Masse moléculaire (g/mol)	50,23	52,71	33,18	37,58	52,34	53,66
Conductivité thermique 10 ⁻² (w/m, k)	8,352	7,909	2,559	2,72	5,419	6,167
Tension superficielle (dyne/cm)	7,202	6,385	/	/	1,751	2,983
Enthalpie molaire 10 ⁴ (kJ/kmole)	-13,18	-13,46	-9,131	-9,652	-12,58	-13,00
Enthalpie massique (kJ/kg)	-2624,2	-2554	-2783,7	-2569	-2349,4	-2423
pouvoir calorifique molaire (kJ/kmole, c)	135,2	152,3	85,516	83,03	253,3	197,9
Pouvoir calorifique massique (kJ/kg, C)	2,765	2,888	2,607	2,210	4,734	3,688

La première conclusion que nous pouvons tirer en faisant une lecture du tableau est que la charge d'alimentation dans le cas actuel de la tour C301 est légèrement plus lourde que le design au niveau du fond et du tête de la colonne et possède un pouvoir calorifique relativement plus grand, tandis que les autres propriétés de la charge illustrées dans le tableau sont pratiquement les mêmes dans les deux cas.

La deuxième remarque tirée du tableau est que le fuel gaz obtenu dans le cas actuel possède aussi une forte densité que celle du design. Les autres propriétés physiques sont pratiquement les mêmes dans les deux cas. Par contre dans le produit de fond on voit aussi un changement en ce qui concerne la densité, mais cette fois celle de l'actuel est un peu plus grande que celle du design.

D. Bilan de matières de la colonne C301 :**1. A l'entrée de la colonne :**

La composition et le débit molaire de la charge à l'entrée de la colonne de dééthanisation sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau VII.4. La composition et le débit molaire de la charge de la colonne C301.

constituant	Fraction molaire		Débit molaire (kmole/h)	
	Cas design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel
Nitrogène	0,0000	0,000209	0,0000	$7,7817 \cdot 10^{-2}$
CO2	0,0000	0,000209	0,0000	$7,7817 \cdot 10^{-2}$
Méthane	0,0071	0,001043	4,1627	0,38909
Ethane	0,1091	0,0333187	46,82	12,384
Propane	0,3218	0,319909	138,1	119,38
Iso-butane	0,1518	0,204722	65,145	76,393
N-butane	0,4013	0,436518	172,22	162,89
Iso- pentane	0,0037	0,003434	1,587	1,2815
N-pentane	0,0026	0,000770	1,1158	0,28715
Total	1,0000	1,000000	429,1	373,15348

2. A la sortie de la colonne :

La colonne C301 possède deux sorties, l'une au sommet qui sert à récupérer les légers vers le réseau fuel gaz, et l'autre au fond qui alimente la colonne C302.

Tableau VII.5. La composition et le débit molaire du fuel gaz de la colonne C301.

constituants	Fraction molaire			Débit molaire (kmole/h)	
	Cas design	Analyse design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel
Méthane	0,0610	0,0551	0,017869	4,162	0,38888
Ethane	0,6844	0,6982	0,429689	46,693	9,3510
Propane	0,2536	0,2467	0,551854	17,290	12,012
Iso-butane	0,0007	0	0,000532	0,0496	$1,1570 \cdot 10^{-2}$
N-butane	0,0003	0	0,000056	0,0241	$1,2163 \cdot 10^{-3}$
Iso-pentane	0	0	0	0	$1,2571 \cdot 10^{-9}$
N-pentane	0	0		0	$3,8727 \cdot 10^{-11}$
Total	1,000000	1,0000	1,0000	69	21,76216

Tableau VII.6. La composition et le débit molaire du produit de fond de la colonne C301.

constituants	Fraction molaire			Débit molaire (kmole/h)	
	Cas design	Analyse design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel
Méthane	0	0	0,000001	0	$2,1074 \cdot 10^{-4}$
Ethane	0,0003	0	0,008635	0,1273	3,0329
Propane	0,3347	0,3254	0,305680	120,81	107,37
Iso-butane	0,1803	0,1843	0,217464	65,095	76,381
N-butane	0,4774	0,4814	0,463755	172,19	162,89
Iso-pentane	0,0043	0,0050	0,003648	1,587	1,2815
N-pentane	0,0030	0,0039	0,000818	1,1158	0,28715
Total	1,000000	1,0000	1,000000	360,1	351,23568

Des tableaux VII.5 et VII.6 on remarque une concordance entre les fractions molaires du design simulé et celles des analyses.

D'après le tableau VII.5 nous remarquons qu'il y'a des pertes de propane entraîné avec le méthane et l'éthane dans le réseau fuel gaz pour le cas actuel.

D'après le tableau VII.6 on constate le faible débit molaire des constituants du produit de fond, la lecture du tableau montre que les compositions chimiques du design et de l'actuel sont proches.

VII.4.2. Etude de la colonne de dépropanisation C302 :

Cette colonne traite le propane et le butane venants de la colonne C301. Elle a une hauteur de 21.3m et un diamètre de 1.25m. Elle contient 30 doubles passes à clapets.

A. Composition de la charge de la colonne C302 :

L'alimentation de la colonne C302 correspond au résidu du déethaniseur, le propane est récupéré en tête et le butane au fond.

La composition de la charge de cette colonne est donc la même que celle représentée dans le tableau VII.6.

B. Conditions de fonctionnement de la colonne C302 :

Les conditions de fonctionnement de la colonne de dépropanisation d'après le design et dans le cas actuel figurent dans le tableau ci-dessous :

Tableau VII.7. Les paramètres de marche de la colonne C302.

Condition Opératoires		Cas design	Cas actuel
Pression (kg /cm ²)	Entrée	15,5	15,2
	Sommet	15,2	12
	Fond	15,8	13,2
Température (°c)	Entée	95	92,35
	Sommet	49	39,40
	Fond	91	80,19
Débit molaire (mole/h)	Charge	361	351,2
	Fuel gaz	0	56,07
	Propane	115,7	39,79
	Butane	245,3	255,4
Débit massique (kg/h)	Charge	19318	18850
	Fuel gaz	0	2525
	Propane	5240	1872
	Butane	14078	14450
Taux de reflux		3,6	2,47
Taux de rebouillage		1,37	0,8853
Plateau d'alimentation		14 plateaux	14 plateaux

Si nous comparons les paramètres de marche de la colonne C302, on constate une diminution de débit d'alimentation qui se disperse vers le fuel gaz qui impliquerait la diminution de débit du propane. Ceci peut être expliqué par l'augmentation du taux de reflux froid et la diminution du taux de rebouillage actuellement par rapport à ceux prévus par le constructeur.

Nous remarquons aussi que la colonne de dépropanisation fonctionne actuellement avec une pression inférieure à celle du design et par conséquent une diminution de température d'ébullition et de condensation vu qu'elle se constate dans le fond de la colonne. Nous tenons à signaler aussi la diminution du taux de reflux ainsi que du taux de rebouillage.

C. Propriétés des courants de la colonne C302 :

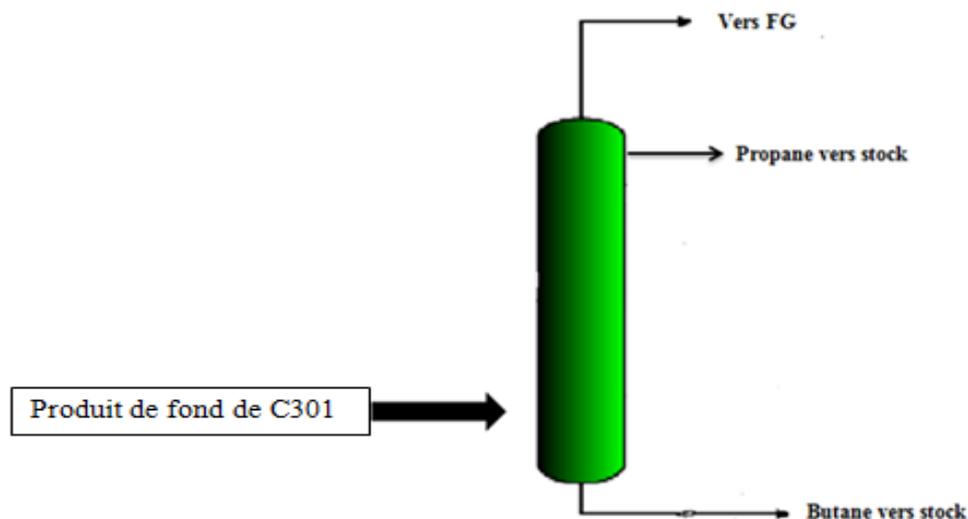
Les propriétés physiques de la charge de la colonne C302 sont les mêmes que celles du fond de la colonne C301. Les propriétés du soutirage de la colonne sont données dans le tableau suivant :

Tableau VII.8. Les propriétés physiques du propane et du butane.

Propriétés	Propane		Butane	
	Cas design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel
Densité (kg /m)	463,88	522,8	466,36	572,4
Viscosité (CP) *10 ⁻²	8,561	9,843	8,840	9,649
Masse moléculaire (g/mol)	44,93	46,99	54,82	56,85
Conductivité thermique (w/m.k)	8,217	8,517	6,449	6,968
Tension superficielle (dyne/cm)	4,779	5,956	4,058	4,984
Enthalpie molaire (kJ/mole)	-12	-12,51	-13,72	-13,8
Enthalpie massique (kJ/kg)	-2651,7	-2663	-2388,7	-2439
Pouvoir calorifique Molaire (kg/kmole.C)	14,75	141,2	188,75	178,2
Pouvoir calorifique Massique (kg/kg.C)	3,1752	3,004	3,2872	3,150

Les résultats du tableau précédant illustrent que les valeurs des propriétés physiques du propane dans le cas actuel ne coïncident pas aux celles du design ; ce qui veut dire que le propane produit actuellement ne possède pas les mêmes propriétés que celles exigées par le constructeur. Nous remarquons que le propane produit actuellement est légèrement plus lourd et il possède une viscosité, une conductivité et une tension superficielle relativement plus grandes.

En examinant les résultats du tableau, il apparaît une différence entre les propriétés du butane produit actuellement et les propriétés du butane exigées par le constructeur. Comme la première remarque, nous constatons que le butane produit actuellement est plus lourd. Nous tenons à signaler l'augmentation de la conductivité, la viscosité et la tension superficielle du butane produit actuellement.

D. Bilan de matières de la colonne C302 :**1. A l'entrée de la colonne :**

La charge à l'entrée de la colonne C302 est la même que celle du fond de la colonne C301. La composition et le débit molaire sont les mêmes que celles représentées dans le tableau VII.6.

2. A la sortie de la colonne :

Tableau VII.9. La composition et le débit molaire du propane dans la colonne C302.

Constituants	Fraction molaire			Débit molaire (kmole /h)	
	Design	Analyse design	Actuel	Design	Actuel
Méthane	0	0	0	0	$1,2205 \cdot 10^{-5}$
Ethane	0,0010	0,0015	0,014483	0,127	0,57623
Propane	0,9510	0,9589	0,764840	111,09	30,43
Iso-butane	0,0456	0,0396	0,172542	5,344	6,8648
N-butane	0,0045	0	0,048135	0,468	1,9151
Iso-pentane	0	0	0	0	$2,2559 \cdot 10^{-7}$
N-pentane	0	0	0	0	$3,8061 \cdot 10^{-9}$
Total	1,000000	1,0000	1,000000	115,7	39,78617

Tableau VII.10. La composition et le débit molaire du butane dans la colonne C302.

Constituants	Fraction molaire			Débit molaire (mole /h)	
	design	Analyse design	actuel	design	Actuel
Méthane	0	0	0	0	$6,4704.10^{-16}$
Ethane	0	0	0	0	$1,2546.10^{-4}$
Propane	0,0398	0,0308	0,115902	9,715	29,601
Iso-butane	0,2449	0,2547	0,251994	59,75	64,359
N-butane	0,7040	0,7025	0,625962	172,73	159,87
Iso-pentane	0,0065	0,0072	0,005018	1,587	1,2815
N-pentane	0,0045	0,0048	0,001124	1,115	0,28715
Total	1,000000	1,000000	1,000000	244	255,39898

Des tableaux VII.9 et VII.10, on remarque une concordance entre les fractions molaires du design simulé et celle de l'analyse.

La deuxième remarque tirée en faisant une lecture des tableaux VII.9 et VII.10 est que les compositions chimiques du propane et du butane sont actuellement très loin de celles exigées par le constructeur.

Nous constatons également qu'il y'a plus de produits lourds dans le propane actuellement par rapport au design, et aussi une présence importante de produits légers dans la composition du butane.

***calcul du taux de récupération du propane :**

Taux de récupération = (débit du produit soutiré / débit du produit dans la charge).

$$= 30,43 / 107,37 = 0,2834. \text{ Donc } 28,34\%$$

On peut conclure de ce qui précède que les conditions de marche de l'unité GAS-PLANT sont insuffisantes pour avoir du Propane et du Butane qui répondent aux normes et ceci s'explique tenant compte de l'état des équipements :

- ✓ Absence de la pompe P301 A/B;
- ✓ Colmatage des plateaux du déethaniseur C301;
- ✓ Le condenseur E301 A/B défaillant;
- ✓ Les tamis moléculaires n'ont pas été régénérés.

VII.5. Optimisation des paramètres de fonctionnement :

Dans tout ce qui précède nous avons simulé les deux cas présents ; le cas design et le cas actuel. D'après les résultats trouvés on a pu conclure qu'il y'avait une mauvaise séparation au niveau de la colonne C302 ; le taux de récupération du propane est égale à 28,34% seulement avec une teneur de 22,06% en produits lourds. Pour cela nous avons proposé une modification des paramètres de fonctionnement afin d'aboutir à des propositions acceptables avec un produit confort, alors nous avons fixé les paramètres suivants ; les résultats des conditions et des compositions des principaux paramètres obtenus sont résumés dans le tableau ci-dessous :

Tableau VII.11. Conditions et compositions des principaux paramètres.

Conditions		Sommet (propane)	Fond (butane)
Température (°C)		31,97	86,84
Pression (kg / cm ²)		14,6	15,8
Débit molaire (Kmole/h)		53,66	154,8
Propriété	Densité (kg/cm ²)	500,7	570,1
	TVR à 38°C (bar)	16,61	5,27
	PE (°C)	-88,92	-42,11
constituants	Méthane	0,000212	0,000000
	Ethane	0,127188	0,000010
	Propane	0,808326	0,150553
	Iso- butane	0,057985	0,256322
	N-butane	0,006289	0,587455
	Iso-pentane	0,000000	0,004640
	N-pentane	0,000000	0,001040
Taux de reflux		2,80	
Taux de rebouillage		0,9174	

Dans le tableau ci-dessus nous constatons les températures du sommet et du fond de la colonne qui sont proches que celles du design, et ceci est dus au changement du taux de reflux et au taux de rebouillage, on peut voir aussi que le débit molaire du propane a augmenter et que sa densité ainsi que celle du butane son proche des valeurs du design.

Et la remarque la plus importante est que le taux de récupération du propane a augmenté de 28,34% à 40,39% et sa teneur en produits lourds a diminuer à 6,42%, bien que nos produits respectent les normes commerciales :

- ✓ Propane (TVR à 38°C est de 11.5 à 19.3 bar) et (PE < -15°C);
- ✓ Butane (TVR à 38°C ne dépasse pas 6.9 bar) et (PE < +1°C).

CONCLUSION

Au terme de cette étude on peut dire que la réalisation de ce mémoire a été très bénéfique du point de vue du stage pratique qui m'a permis d'améliorer et d'approfondir les connaissances théoriques acquises pendant mes années d'études.

L'étude de l'unité GAS-PLANT à l'aide de logiciel HYSYS, a été d'une grande utilité. Elle a permis de vérifier l'étude du design et de pratiquer des simulations sur différents cas. En effet l'application a montré une performance fiable du logiciel dans la simulation des procédés de raffinage et en particulier la distillation.

La présente étude ne s'est pas arrêtée là mais s'est étendue également à la comparaison des propriétés et des paramètres de marche du design à ceux de l'actuel, ce qui a confirmé la mauvaise séparation qui existe actuellement. De ce fait des améliorations pourraient être faites.

Par ailleurs, cette étude a permis de cerner les valeurs optimales pour une meilleure séparation de butane – propane au niveau de la colonne C302 pour obtenir des produits conformes aux spécifications commerciales.

Et finalement et comme perspective de travaux avenir, il est recommandé de poursuivre ce travail en effectuant un test sur les performances des appareils auxiliaires pour s'assurer de leur efficacité.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- ◆ [1] : Site internet <http://www.jerouleaugpl.com/environnement-gpl-carburant-propre.php> , consulté le 10/06/2015 à 19:13.
- ◆ [2] : Foster Wheeler, « Manuel opératoire de design », 1973.
- ◆ [3] : Site internet <http://fr.google-earth.fr> .
- ◆ [4] : World Energy Outlook 2011, rapport spécial de l'agence internationale de l'énergie.
- ◆ [5] : « Les jeunes, la chimie et les sciences de la vie », Jonathan Toubeau, 2012.
- ◆ [6] : « Comprendre l'avenir, pétrole et gaz naturel », Pierre-René Bauquis, Edition HIRLE 2005.
- ◆ [7] : « Le raffinage du pétrole », Jean Pierre Wauquier, Edition Technip. 1994.
- ◆ [8] : « Chimie des hydrocarbures », G. Lefèvre, société des Editions Technip 1978.
- ◆ [9] : Cours 4ème année « raffinage I », Mr. Hadjarab, IGCR/10.
- ◆ [10] : World Oil Outlook, OPEP 2012.
- ◆ [11] : Exxon Mobile, Energy Outlook 2012.
- ◆ [12] : Site internet <http://www.techno-science.net> .
- ◆ [13] : « Contribution de NAFTAL dans le développement des GPLc », Amel Djeghdjeh, Novembre 2011.
- ◆ [14] : NAFTAL news, numéro spécial, Séminaire international sur les GPLc, organisé par NAFTAL, Juin 2009.
- ◆ [15] : « The properties of Gases and Liquids », Bruce E. Poling, John M. Prausnitz, John P. O'Connell, 5ème Edition 2004.
- ◆ [16] : Documentation de la raffinerie d'Alger, « Manuel d'exploitation, gaz plant », 1964.
- ◆ [17] : Dossier technique A.N.F.A « Le GPLc », Edition 2000.
- ◆ [18] : « Raffinage et génie chimique » Tome I, P. Wuithier, Edition 1998.
- ◆ [20] : Séminaire internationale sur le GPLc, organisé par NAFTAL en 2011.
- ◆ [21] : Cour de distillation et rectification, IAP.
- ◆ [22] : Séminaire « Séparation par flash », école de Skikda (IAP), 2010.
- ◆ [23] : « Génie chimique : opérations unitaires », Daniel Morvan, chimie Paris Ellipse 2009.
- ◆ [24] : Cours 4ème année « Operations unitaires I », Mr. Hadjarab, IGCP/10.
- ◆ [25] : Manuel de formation « Les colonnes », par Total.
- ◆ [26] : « Raffinage et génie chimique » Tome II, P. Wuithier, 2ème Edition Technip, 1972.
- ◆ [27] : Brochure : « Théorie et calcul de la rectification des mélanges complexes », INH.

1		TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\ADMINISTRATEUR\BUREAU\STAG
2			Unit Set:	NewUser1
3			Date/Time:	Tue May 16 11:49:38 2006
4				
5				

Workbook: Case (Main)

Streams							Fluid Pkg:	All
Name	U 100	U 200	2	3	4-FG			
Vapour Fraction	0.0000	0.0283	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000		
Temperature (C)	38.00 *	20.00 *	31.35	32.91	29.00			
Pressure (bar_g)	11.99 *	11.99 *	11.99	28.79 *	27.89			
Molar Flow (kgmole/h)	179.3 *	139.4 *	318.7	318.7	39.92			
Mass Flow (kg/h)	9581 *	6684	1.627e+004	1.627e+004	1290			
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	17.27	12.88	30.14	30.14	3.272			
Heat Flow (kJ/h)	-2.473e+007	-1.812e+007	-4.285e+007	-4.278e+007	-3.586e+006			
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.380e+005	-1.300e+005	-1.345e+005	-1.343e+005	-8.984e+004			

Name	5	fg	PROPANE VERS STC	BUTANE VERS STOC	Nothing
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	113.0	47.59	47.59	93.61	118.3
Pressure (bar_g)	28.79	14.19	14.19	14.79	28.79
Molar Flow (kgmole/h)	278.7	1.327e-005	87.18	191.5	0.0000
Mass Flow (kg/h)	1.498e+004	5.956e-004	3982	1.100e+004	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	26.87	1.167e-006	7.743	19.13	0.0000
Heat Flow (kJ/h)	-3.503e+007	-1.403	-1.053e+007	-2.623e+007	0.0000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.257e+005	-1.057e+005	-1.208e+005	-1.369e+005	-1.268e+005

Name	Q P 301	Q E-301	Q E 302	Q E 304	Q E303
Vapour Fraction	---	---	---	---	---
Temperature (C)	---	---	---	---	---
Pressure (bar_g)	---	---	---	---	---
Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
Heat Flow (kJ/h)	6.927e+004	4.364e+006	8.532e+006	3.775e+006	5.513e+006
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	---	---	---	---	---

Composition							Fluid Pkg:	All
Name	U 100	U 200	2	3	4-FG			
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0215 *	0.0094	0.0094	0.0750			
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0352 *	0.1390 *	0.0806	0.0806	0.6401			
Comp Mole Frac (Propane)	0.2675 *	0.3713 *	0.3129	0.3129	0.2665			
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.1298 *	0.1907 *	0.1564	0.1564	0.0009			
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.5620 *	0.2649 *	0.4320	0.4320	0.0005			
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000 *	0.0049 *	0.0021	0.0021	0.0170			
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0028 *	0.0049 *	0.0037	0.0037	0.0000			
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0028 *	0.0029 *	0.0028	0.0028	0.0000			
Name	5	fg	PROPANE VERS STC	BUTANE VERS STOC	Nothing			
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000			
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0004	0.0036	0.0014	0.0000	0.0002			
Comp Mole Frac (Propane)	0.3195	0.9366	0.8849	0.0622	0.2404			
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.1787	0.0506	0.0923	0.2180	0.1836			
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.4938	0.0092	0.0214	0.7089	0.5636			
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000			
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0042	0.0000	0.0000	0.0062	0.0067			
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0033	0.0000	0.0000	0.0047	0.0055			

Unit Ops					
Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
MIX-100	Mixer	U 100	2	No	500.0 *
		U 200			
P 301 A/B	Pump	2	3	No	500.0 *
		Q P 301			
C 301	Distillation	3	Nothing	No	2500 *
		Q E 302	4-FG		
			5		
			Q E-301		

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\ADMINISTRATEUR\BUREAU\STAG
2		Unit Set:	NewUser1
3		Date/Time:	Tue May 16 11:49:38 2006
4			

Workbook: Case (Main) (continued)

Unit Ops (continued)

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
C 302	Distillation	5	BUTANE VERS STOCK	No	2500 *
		Q E 304	fg		
			PROPANE VERS STOCK		
			Q E303		

16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68