

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITÉ 20 AOÛT 1955 SKIKDA

FACULTE DE TECHNOLOGIE

DÉPARTEMENT DE GÉNIE DES PROCÉDÉS



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

MASTER

Filière : Génie des procédés

Spécialité : Génie Chimique

**ETUDE ET VÉRIFICATION DE LA COLONNE DE
DEPROPANISEUR DE L'UNITE DE GAZ PLANT-I
(UNITE 30) DE LA RAFFINERIE DE SKIKDA RA1/K**

Soutenu le/06/2023

Réalisé par : KOUAHLA Samia

Encadré par : Dr. RAHAL Hassiba

KISMOUNE Nihed

Année Universitaire 2022- 2023

ملخص

أجريت هذه الدراسة على مستوى مصفاة سكيكدة RA1/K، وتحديدأ على مستوى وحدة الغاز بالمحطة 1 (U30). الهدف الأساسي من فترة التدريب في وحدة فصل غاز البترول المسال هو التعرف على مبدأ التشغيل، ومعداته، ومخطط عملياته، وأقسام المعالجة المختلفة، والمعايير المختلفة للتصميم والتيار، وإمدادات الطاقة والمنتجات النهائية.

الغرض من هذا العمل هو حساب معايير وأبعاد العمود الخاص بفصل البروبان والبوتان C-03 وأسطوانة الارتداد V-04 الخاصة به و لتحقيق ذلك قمنا باتباع نموذج FUG (Fenske, Underwood, Gililand) لإعادة الحسابات بناءً على البيانات الحالية وتم مقارنة النتائج التي تم الحصول عليها ويتم تفسيره باستخدام معايير التصميم.

الكلمات المفتاحية : غاز البترول المسال ، عمود إزالة البروبان ، وحدة الغاز الأول ، خزان التكرير V-04 ، مصفاة سكيكدة.

Résumé

Notre étude a été effectuée au niveau de la Raffinerie de Skikda RA1/K, notamment au niveau de l'unité de Gaz plant-I (U30). Notre séjour à l'unité de séparation de GPL avait pour but de connaître son principe de fonctionnement, ces équipements, son schéma de procédé, les différentes sections de traitement, les différents paramètres de design et actuel, alimentation et produits finis.

Le présent travail vise à calculer les paramètres et à dimensionner la colonne de dépropaniseur C-03 et son ballon de reflux V-04, On a utilisé le modèle FUG (Fenske, Underwood, Gililand) pour refaire les calculs basant sur les données actuelles et on a comparé et interprété les résultats obtenus avec les paramètres du design.

Mots clés : GPL, colonne de dépropaniseur, unité de Gaz plant-I, ballon de reflux V-04, raffinerie de Skikda.

Abstract

Our study was carried out at the level of Skikda RA1/K Refinery, notably at plant gas plant 1 (U30). Our experience with the LPG separation unit was to learn about its operating principle, its equipment, its process diagram, the various processing sections, the various parameters of design and current, feed and finished products.

The present work aims to calculate the parameters and to dimension the depropanization column C-03 and its reflux ball V-04. The model FUG (Fenske, Underwood, Gililand) was used to re-calculate the current data And the results obtained with the design parameters were compared and interpreted.

Key words : LPG, depropanizer column, Gas plant-I unit, V-04 reflux drum, Skikda refinery.

Dédicace

Je dédie ce modeste travail accompagné d'un profond amour :

A mes parents qui m'ont toujours poussé et motivé dans mes études. En signe d'amour, de reconnaissance et de gratitude pour le dévouement et les sacrifices dont ils ont toujours fait preuve à mon égard;

A mon très cher frère Samir pour son appui et son encouragement tout au long de mon parcours universitaire. Puisse Dieu lui donner santé, bonheur, courage et surtout réussite;

A mon adorable petit Youcef Anes qui sait toujours comment procurer la joie, que Dieu le protège et lui offre la chance et le bonheur;

A tous mes amis qui ont toujours été là, que ce soit dans les moments de joie ou de désespoir et qui ont partagé avec moi toutes les émotions lors de la réalisation de ce travail;

Sans oublier ma camarade avec qui je forme un binôme, Nihed Kismoune pour son soutien moral, pour sa patience et sa compréhension tout au long de ce travail.

Samia Kouahla

Dédicace

Je dédie ce modeste travail accompagné d'un profond amour :

Aux personnes les plus chères et plus proches de mon cœur, à mes parents qui ont été mon aide et mon soutien tout au long de mon parcours universitaire, et leur supplication bénie a eu le plus grand impact pour atteindre ce que je suis aujourd'hui. Que Dieu les protège et prolonge leur vie ;

A tous mes frères, en particulier ma chère sœur Haifa pour son soutien et son aide dans ce travail, tout mon amour pour eux ;

Aux être chères Kawtar, Amira, Romaiassa, et à toute ma famille et tous ceux qui m'ont soutenu et encouragé même avec un mot, tout l'amour à tous ;

Aux meilleurs amis Racha, Manar, Rayane, Youssra, qui ont toujours été là, que ce soit dans les moments de joie ou de désespoir et qui ont partagé avec moi toutes les émotions lors de la réalisation de ce travail ;

Sans oublier ma camarade avec qui je forme un binôme, Samia Kouahla pour leur soutien moral, pour leur patience et leur compréhension tout au long de ce projet.

Nihed Kismoune

Remerciement

Avant tout nous tenons à remercier « Allah » qui nous a incités à acquérir le savoir et qui nous a aidés à terminer ce modeste travail.

Conformément à son dicton « la paix et les bénédictions de dieu soient sur lui » : « celui qui ne remercie pas les gens ne remercie pas dieu ».

Nous tenons dans un premier temps à remercier notre encadreur Dr. Rahal Hassiba, qui a gentiment accepté de superviser ce travail pour sa collaboration, son suivi, a sa serviabilité et ses conseils, sans lui le présent travail n'aurait pu être effectué. Nous ne saurions trouver les mots pour lui exprimer toute nos gratitude.

Nos remerciements s'adressent également aux membres du jury d'accepter de juger notre travail.

Nous remercions également tous les membres de la raffinerie de Skikda (RA1/K) pour leur chaleureuse hospitalité et leur bon comportement, que nous avons permis de réaliser ce stage dans les meilleures conditions.

Nous adressons nos vifs remerciements pour tous les enseignants qui ont contribué à notre formation Scientifique et nous tenons également à remercier tous ceux qui ont aidé à la réalisation de cette étude, même avec un mot gentil.



Sommaire

<i>Liste des figures</i>	(i)
<i>Liste des tableaux</i>	(iii)
<i>Liste des abréviations</i>	(iv)
<i>Introduction générale</i>	(1)

Chapitre I : Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1/K) et généralité sur le GPL

I.1. Introduction.....	(4)
I.2. Raffinage en Algérie.....	(4)
I.2.1. Différentes raffineries en Algérie.....	(5)
I.2.2. Entreprise nationale NAFTEC.....	(5)
I.2.3. Principaux objectifs de NAFTEC	(5)
I.3. Raffinerie de Skikda (RA1/K)	(6)
I.3.1. Présentation de la raffinerie de Skikda.....	(6)
I.3.1.1. Situation géographique.....	(6)
I.3.1.2. Organigramme de la RA1/K.....	(7)
I.3.2. Objectif de la RA1/K.....	(7)
I.3.3. Principales installations de la RA1/K.....	(8)
I.3.4. Présentation des différentes unités de production.....	(8)
I.4. Description de l'unité de Gaz plant-I (U30) « Traitement et séparation des GPL »... (12)	
I.4.1. But et principe de l'unité (U30)	(12)
I.4.2. Caractéristiques de la charge d'alimentation	(13)
I.4.2.1. GPL de l'unité de Topping (U10)	(13)
I.4.2.2. GPL de l'unité de Magnaforming (U100)	(13)
I.5. Généralité sur le GPL.....	(14)



I.5.1. Définition de GPL	(14)
I.5.2. Sources de GPL	(15)
I.5.3. Propriétés de GPL	(15)
I.5.4. Caractéristiques de GPL	(16)
I.5.5. Domaines d'utilisation du GPL	(16)
I.5.6. Stockage et distribution du GPL	(17)
I.5.7. Stockage associé à l'unité Gaz plant-I	(19)
I.9. Conclusion.....	(20)

Chapitre II : Généralité sur le procédé de Rectification

II.1. Introduction	(22)
II.2. Définition	(22)
II.3. Description et fonctionnement d'une colonne de rectification.....	(24)
II.4. Classification des colonnes de distillation	(25)
II.4.1. Colonnes à plateaux	(26)
II.4.2. Colonnes à pulvérisation	(27)
II.4.3. Colonnes à Chicanes.....	(27)
II.4.4. Colonne à disques rotatifs	(27)
II.4.5. Colonnes à garnissages	(27)
II.4.6. Plateaux.....	(29)
II.4.6.1. Fonctionnement des plateaux	(29)
II.4.6.2. Type de plateaux	(30)
II.5. Equilibre liquide –vapeur	(33)
II.6. Choix de la pression dans la colonne.....	(35)
II.6.1. Pression au sommet de la colonne	(36)
II.6.2. Pression au fond de la colonne	(36)
II.6.3. Pression dans la zone d'alimentation	(36)



II.7. Régimes de température de la colonne	(36)
II.8. Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge...	(37)
II.9. Bilan matière de la colonne	(37)
II.10. Bilan thermique de la colonne.....	(39)
II.11. Taux de reflux et rebouillage minimal	(40)
II.12. Taux de reflux optimal.....	(41)
II.13. Taux de rebouillage optimal.....	(41)
II.14. Conclusion	(41)

Chapitre III : Description du schéma technologique de l'unité de Gaz plant-1 (Unité 30)

III.1. Introduction	(43)
III.2. Description de procédé détaillée	(43)
III.2.1. Section de traitement d'alimentation (GPL).....	(43)
III.2.2. Section de colonne de Dééthaniseur.....	(49)
III.2.2.1. Effet de la pression sur les produits.....	(50)
III.2.2.2. Effet de la température sur les produits.....	(51)
III.2.3. Section de colonne de séparation C3/ C4 « Dépropaniseur ».....	(51)
III.2.3.1.Effet de la pression sur les produits.....	(52)
III.2.3.2. Effet de la température sur les produits.....	(52)
III.3. Base du design.....	(53)
III.3.1. Capacité de l'unité.....	(54)
III.3.2. Facteur de marche.....	(54)
III.3.3. Capacité à débit moyen de l'unité.....	(54)
III.3.4. Cas de design de l'unité.....	(54)
III.3.5. Alignement opérationnel de la charge de l'unité Gaz Plant-I.....	(54)
III.3.6. Spécifications des produits et garanties.....	(54)
III.3.7. Récupération des produits.....	(55)



III.3.8. Flexibilité.....	(55)
III.3.9. Consommations des utilités.....	(56)
III.3.10. Conditions des fluides process.....	(56)
III.4. Différents systèmes de contrôle dans les unités Gaz-Plants.....	(57)
III.4.1. Système de traitement à tamis moléculaire.....	(57)
III.4.2. Système de contrôle de la colonne de dééthanisation.....	(57)
III.4.3. Système de contrôle du splitter de C3/C4.....	(58)
III.5. Conclusion.....	(60)

Chapitre IV : Résultats et discussion

IV.1. Problématique.....	(62)
IV.2. Calcul de la colonne de dépropaniseur C-03 (Cas Actuel)	(62)
IV.2.1. Ordre de calcul.....	(62)
IV.2.2. Données de départ	(63)
IV.2.3. Calcul de la composition massique et molaire de chaque constituant de la charge d'alimentation.....	(64)
IV.2.4. Calcul de la composition du distillat et du résidu	(65)
IV.2.4.1. Bilan matière	(65)
IV.2.5. Calcul de la pression et la température dans la colonne	(68)
IV.2.5.1. Pression et température dans le ballon de reflux	(68)
IV.2.5.2. Pression et température au sommet de la colonne	(69)
IV.2.5.3. Pression et température au fond de la colonne	(70)
IV.2.6. Calcul des volatilités relatives aux différentes zones de la colonne.....	(71)
IV.2.7. Calcul du taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation	(73)
IV.2.8. Calcul du taux de reflux	(74)
IV.2.8.1. Calcul du taux de reflux minimal par la formule « UNDERWOOD »	(74)



IV.2.8.2. Calcul du taux de reflux optimal	(76)
IV.2.9. Calcul du taux de rebouillage.....	(76)
IV.2.9.1. Calcul du taux de rebouillage minimal	(76)
IV.2.9.2. Calcul du taux de rebouillage optimal.....	(77)
IV.2.10. Calcul du nombre de plateaux théoriques (par la méthode approximative de GILLILAND)	(77)
IV.2.10.1. Dans la zone de rectification (Nr)	(77)
IV.2.10.2. Dans la zone d'épuisement (Ne)	(78)
IV.2.11. Nombre total des plateaux (Nt)	(79)
IV.2.12. Dimensionnement de la colonne	(79)
IV.2.12.1. Calcul du diamètre de la colonne	(79)
IV.2.12.2. Calcul de la hauteur de la colonne	(84)
IV.3. Calcul de la colonne C-03 (Cas design)	(85)
IV.3.1. Ordre de calcul	(85)
IV.3.2. Les débits dans chaque phase.....	(85)
IV.3.3. Détermination de la composition molaire de chaque constituant	(85)
IV.3.4. Calcul du taux de reflux, de rebouillage et de vaporisation.....	(86)
IV.4. Comparaison et interprétation.....	(86)
IV.5. Conclusion.....	(90)
<i>Conclusion générale</i>	(92)
<i>Références bibliographiques</i>	(94)
<i>Annexes</i>	



Liste des figures

Figure	Titre de la figure	Page
Chapitre I		
Figure I.1	Différentes raffineries en Algérie	5
Figure I.2	Situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle de Skikda	6
Figure I.3	Organigramme de la RA1/K	7
Figure I.4	Avantage lié au stockage des GPL sous forme liquide	18
Figure I.5	Vue extérieure de réservoirs sous pression (Une sphère et des cigares)	19
Chapitre II		
Figure II.1	Principe du contact entre phases	22
Figure II.2	Vue 3D des écoulements dans une colonne	23
Figure II.3	Schéma d'une colonne de rectification	25
Figure II.4	Colonne de rectification	26
Figure II.5	Colonne à garnissage	28
Figure II.6	Types de garnissage	29
Figure II.7	Vue 3D des écoulements dans une colonne à plateaux	30
Figure II.8	Différents types de plateaux	33



Liste des Tableaux

Figure	Titre de la figure	Page
Chapitre I		
Tableau I.1	Alimentation du GPL issu de l'unité de Topping (U10).	13
Tableau I.2	Alimentation du GPL issu de l'unité de Magnaforming (U100).	14
Tableau I.3	Conditions de stockages du propane et butane commerciaux à la RA1/K.	19
Tableau I.4	Caractéristiques des réservoirs de stockage associés à l'unité 30.	20
Chapitre III		
Tableau III.1	Spécifications des produits de l'unité Gaz plant.	55
Tableau III.2	Valeurs de consommation des utilités pour l'unité Gaz Plant-I.	56
Tableau III.3	Conditions des courants de process en limites de batterie de l'unité.	57
Chapitre IV		
Tableau IV.1	Composition molaire de la charge.	63
Tableau IV.2	Compositions et les débits molaires et massiques de la charge.	64
Tableau IV.3	Compositions et débits molaires de la charge, du distillat et du résidu.	68
Tableau IV.4	Valeurs de la constante d'équilibre dans le ballon de reflux.	68
Tableau IV.5	Valeurs de la constante d'équilibre du distillat.	69
Tableau IV.6	Valeurs de la constante d'équilibre du résidu.	70
Tableau IV.7	Valeurs de la constante d'équilibre de l'alimentation.	71
Tableau IV.8	Valeurs de la constante d'équilibre de l'élément de référence pour chaque zone de la colonne.	72
Tableau IV.9	Valeurs de la constante d'équilibre et le coefficient de volatilité relative moyen pour chaque zone de la colonne.	72
Tableau IV.10	Calcul des valeurs de X'_{oi} et Y'_{oi} de chaque constituant.	73
Tableau IV.11	Valeur du taux de vaporisation de la charge calculée en fonction du facteur d'équilibre des phases.	75



Liste des Tableaux

Tableau IV.12	Valeurs calculées du taux de reflux minimal.	75
Tableau IV.13	Valeurs calculées du taux de rebouillage minimal.	76
Tableau IV.14	Valeurs calculées de la température et la pression critiques moyennes du distillat.	80
Tableau IV.15	Valeurs calculées des concentrations massiques du distillat.	82
Tableau IV.16	Valeurs calculées de la masse volumique du liquide dans le ballon de reflux.	82
Tableau IV.17	Valeurs du coefficient C en fonction de la distance entre les plateaux.	83
Tableau IV.18	Débits de chaque phase.	85
Tableau IV.19	Composition molaire de chaque constituant dans chaque phase.	86
Tableau IV.20	Taux de reflux, de rebouillage et devaporisation.	86
Tableau IV.21	Paramètres de marche de la colonne.	87
Tableau IV.22	Dimension de la colonne.	88
Tableau IV.23	Comparaison de la composition et débit molaire de la charge avec les valeurs données par le design.	88
Tableau IV.24	Comparaison de la composition et débit molaire du propane calculé avec les valeurs données par le design.	89
Tableau IV.25	Comparaison de la composition et débit molaire du butane calculé avec les valeurs données par le design.	90



Liste des abréviations

α_i : Volatilité relative de l'élément « i ».

α_{im} : Volatilité moyenne de l'élément « i ».

α_{Li} : Volatilité relative de l'élément « i » dans la charge.

α_{Di} : Volatilité relative de l'élément « i » dans le distillat.

α_{Ri} : Volatilité relative de l'élément « i » dans le résidu.

D' : Débit molaire de distillat [kmole/h].

d : Diamètre de la colonne [m].

ΔP_1 : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur [atm].

ΔP_2 : Pertes de charge dues aux résistances des plateaux [atm].

e'_0 : Taux de vaporisation molaire de la charge.

ε : Efficacité des plateaux.

h_1 : Distance entre le 1er plateau de la zone de rectification et le fond supérieur de la colonne [m].

H_2 : Hauteur de la zone de rectification [m].

H_3 : Hauteur de la zone d'alimentation [m].

H_4 : Hauteur de la zone d'épuisement [m].

H_5 : Distance entre le 1er plateau de la zone d'épuisement et le fond inférieur de la colonne [m].

h_p : Distance entre deux plateaux [m].

H_T : Hauteur totale de la colonne [m].

K_i : Coefficient d'équilibre des phases de l'élément « i ».

K_r : Coefficient d'équilibre des phases de l'élément de référence choisi généralement pour l'élément le plus lourd.

L' : Débit molaire de la charge [kmole/h].

M_i : Masse moléculaire du constituant « i » [kg/Kmoles].

M_{moy} : Masse moléculaire du mélange [kg/Kmoles].

M_{mR} : Masse moléculaire moyenne du Résidu [kg/Kmoles].

M_{mD} : Masse moléculaire moyenne du Distillat [kg/Kmoles].

M_{mL} : Masse moléculaire moyenne de la charge vapeur [kg/Kmoles].

N_R : Nombre de plateau théorique dans la zone de rectification.

N_E : Nombre de plateau théorique dans la zone d'épuisement.



- N_r : Nombre de plateau réel dans la zone de rectification.
- N_e : Nombre de plateau réel dans la zone d'épuisement.
- N_t : Nombre totale des plateaux dans la colonne.
- P_s : Pression au sommet de la colonne [atm].
- P_f : Pression au fond de la colonne [atm].
- P_b : Pression dans le ballon de reflux [atm].
- P_L : Pression de la zone d'alimentation [atm].
- $P_{C i}$: Pression critique de l'élément « i » [bar].
- P_r : Pression réduite de la phase vapeur [bar]
- R' : Débit molaire du résidu [kmole/h].
- $r_{f min}$: Taux de reflux minimal.
- $r_{f opt}$: Taux de reflux optimal.
- $r_{b min}$: Taux de rebouillage minimal.
- $r_{b opt}$: Taux de rebouillage opératoire ou optimal.
- S : Section de la colonne [m^2].
- t_s : Température au sommet de la colonne (°C).
- t_f : Température au fond de la colonne (°C).
- t_b : Température dans le ballon de reflux (°C).
- t_L : Température d'alimentation (°C).
- Tr : Température réduite de la phase vapeur [K].
- $T_{C i}$: Température critique de l'élément « i » [K].
- V : Débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne [m^3/h].
- V_m : Débit molaire des vapeurs [mole/h].
- W : Vitesse admissible des vapeurs [m/s.]
- X_i : Concentration massique du constituant « i » en phase liquide.
- X'_i : Concentration molaire du constituants « i » phase liquide.
- X'_{Li} : Concentration molaire du constituants « i » dans la charge.
- X'_{Ri} : Concentration molaire du constituants « i » dans le résidu.
- Y'_i : Concentration molaire du constituants « i » en phase vapeur.
- Y'_{Di} : Concentration molaire du constituants « i » dans le distillat.
- X'_{oi} : Concentration de l'élément « i » dans la zone d'alimentation phase liquide.
- Y'_{oi} : Concentration de l'élément « i » dans la zone d'alimentation phase vapeur.
- Z : Facteur de compressibilité.

Introduction générale



Introduction générale

Au cours des deux dernières décennies, de nouvelles énergies ont émergé aux côtés du pétrole et du gaz naturel. Ce sont des gaz de pétrole liquéfiés (GPL). Grâce aux avantages d'une énergie propre et transportable, le GPL a pu pénétrer divers secteurs tels que la pétrochimie, l'agriculture, l'industrie et l'automobile (GPL/C) [1].

La consommation mondiale de gaz et de pétrole augmente depuis de nombreuses années pour répondre aux besoins énergétiques d'un meilleur développement mondial [2].

Le GPL est principalement dû à ses propriétés spéciales, à son utilisation flexible comme carburant dans de nombreuses applications, à des coûts raisonnables de stockage et de transport, à la sécurité de l'approvisionnement, à des prix compétitifs et à d'autres avantages du point de vue de la protection de l'environnement. Un avantage majeur du propane est la réduction significative de l'appauvrissement de la couche d'ozone, qui est maintenant reconnue comme l'une des plus grandes préoccupations dans le monde. L'utilisation du propane a le potentiel de réduire à néant les émissions de dioxyde de soufre, 60% celles de dioxyde de carbone et 50% celles des dioxydes d'azote [3].

Le GPL joue un rôle important dans la stratégie de commercialisation des hydrocarbures de Sonatrach. Cependant, les développements dans le secteur de l'énergie offrent désormais de meilleures opportunités de commercialisation. D'autre part, la production de GPL doit être conforme aux normes de commercialisation, de sorte que les paramètres de fonctionnement du fractionneur de GPL doivent être optimisés [3].

L'augmentation de la demande énergétique signifie que les pays producteurs de pétrole et de gaz deviennent plus productifs. À cette fin, les techniques et technologies les plus récentes et les plus avancées sont utilisées pour optimiser la production, dans le but de valoriser les produits du raffinage et en parallèle de réduire les pertes au maximum [2].

L'unité de séparation des gaz liquéfiés de la raffinerie de Skikda RA1/K (Unité de Gaz plant-I (U30) a pour objectif principal de séparer, dans une première colonne (Dééthaniseur) la charge GPL provenant du Topping et du reforming catalytique, la fraction C1, C2 (Utilisé comme fuel gaz) de la fraction C3, C4. Cette dernière est utilisée comme charge dans une deuxième colonne (Dépropaniseur) afin de séparer le propane et le butane.



Introduction générale

A cet effet, notre mémoire comporte quatre chapitres :

- ✚ Le premier chapitre est dédié aux présentations de la raffinerie de Skikda (RA1/K) et généralité sur le GPL;
- ✚ Le deuxième chapitre traité une théorie sur le procédé de rectification;
- ✚ Le troisième chapitre consacré aux descriptions du schéma technologique de l'unité de Gaz plant-I (unité 30);
- ✚ Le quatrième chapitre est destiné pour les résultats et discussion qui consiste le calcul et la vérification de la colonne de dépropaniseur et de son ballon de reflux.

Enfin, nous clôturerons ce mémoire par une conclusion générale qui résume l'ensemble des résultats de cette étude.

Chapitre I

*Présentation de la raffinerie de Skikda
(RA1/K) et généralité sur le GPL*



I.1. Introduction

Le raffinage du pétrole est une industrie lourde qui convertit le pétrole brut en produits énergétiques. Cette transformation a lieu dans les raffineries. Une raffinerie est une usine en fonctionnement continu, automatisée et très complexe qui se diversifie en fonction de la gamme de produits et de la qualité du pétrole brut par rapport à la demande du marché [4].

I.2. Raffinage en Algérie

En Algérie, la découverte et la production du pétrole brut de Hassi Messaoud ont donné naissance à une industrie de raffinage. La première unité a été construite sur place et conçue pour répondre aux besoins surabondants des sociétés d'exploitation impliquées dans l'exploration et le développement du pétrole brut. Dès son indépendance, l'Algérie a embrassé l'idée d'accéder au développement économique en encourageant l'implantation d'une industrie pétrolière par la conversion systématique des hydrocarbures.

De cette manière, diverses unités industrielles et extensions d'unités existantes sont réalisées afin d'augmenter la capacité de traitement primaire. En matière de raffinage, l'Algérie dispose de cinq raffineries d'une capacité de production totale de 217106 tonnes/an, représentant environ 45% de la production de pétrole brut. A l'origine, ces raffineries faisaient partie intégrante de SONATRACH. En 1982, ERDP-NAFTAL a été créée en tant qu'entreprise publique de raffinage et de commercialisation de produits pétroliers, séparant le raffinage et la commercialisation des produits pétroliers.

En 1988, l'activité de raffinage est à nouveau séparée de ses activités d'exploitation et constituée en société nationale de NAFTEC Petroleum Refining, qui devient en avril 1998 une filiale à 100% de SONATRACH, holding de raffinage et de chimie au capital social de 12 milliards de DA. NAFTEC, société nationale de raffinage de pétrole [5].

- Augmenter la valeur de l'entreprise sur le marché domestique;
- Continuer à assurer la couverture des besoins en produits raffinés sur le plan quantitatif et qualitatif dont un programme de suppression du plomb des essences avec une réduction actuelle à 0,40 g/l depuis 01/01/1999, à 0,15g/l à partir de 01/01/2002 et suppression totale en 2009;
- Intégration d'une unité isomérisation à partir de l'an 2009 pour la production de euro super 95 (Teneur en aromatiques). Quant au gazole (Gas-oil), une unité

d'hydrodésulfuration (HDS) est nécessaire pour être au rendez-vous des nouvelles spécifications européennes [5].

I.2.1. Différentes raffineries en Algérie

Il existe cinq (05) raffineries en Algérie, qui sont montrées dans la figure I.1.

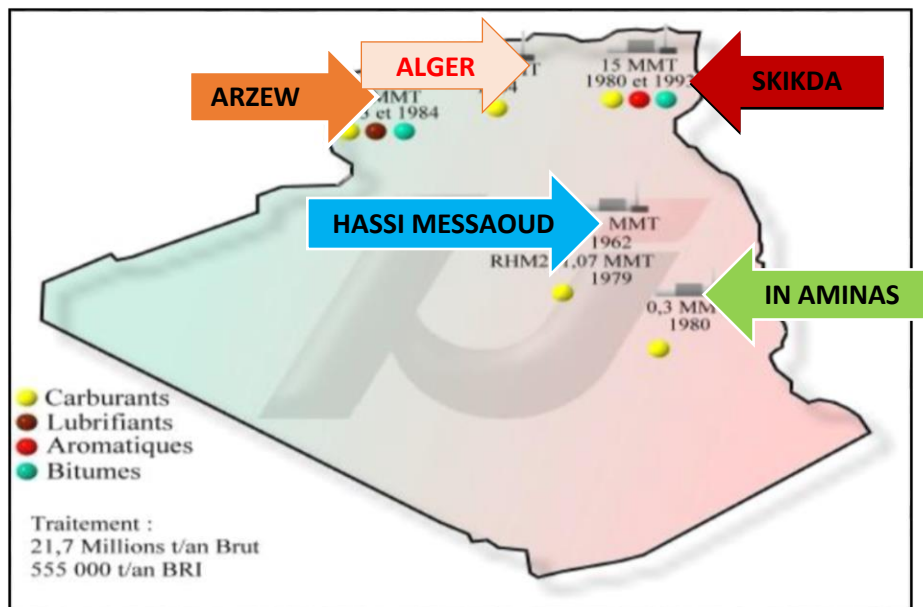


Figure I.1: Différentes raffineries en Algérie [6].

I.2.2. Entreprise nationale NAFTEC

L'entreprise nationale de raffinage du pétrole NAFTEC crée par le décret 87-190 du 25 aout 1987 a pour mission principale : « La production des GPL, carburants, solvants, aromatiques, lubrifiants, paraffines, bitumes et cela pour la satisfaction des besoins du marché national et à l'exportation ».

I.2.3. Principaux objectifs de NAFTEC

Les principaux objectifs de NAFTEC sont :

- Promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie du raffinage des hydrocarbures et dérivé;
- Assurer l'approvisionnement et la régulation du marché national par la production nationale et éventuellement par l'importation;
- Participer à la promotion de l'exportation des produits pétroliers raffinés;

- Veiller à la mise en œuvre des mesures visant à la sauvegarde et la protection de l'environnement en relation avec les organismes concernés [6].

I.3. Raffinerie de Skikda (RA1/K)

I.3.1. Présentation de la raffinerie de Skikda

Le complexe de raffinerie de pétrole de Skikda, connu sous le nom de RA1/K, a pour but de convertir le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud en produits pétroliers conformes aux normes nationales et internationales requises. Sa capacité de traitement actuelle est de 16,8 millions de t/an, en plus de la quantité réduite de brut importé, qui est de 277 000 t/an.

I.3.1.1. Situation géographique

La raffinerie est située dans une zone industrielle à 7 km à l'est de Skikda et à 2 km de la mer (Voir la figure I.2), a été construite sur la superficie actuelle de 250 ha et emploie actuellement environ 1550 travailleurs. Le pétrole brut algérien est fourni par l'Eastern Transportation Unit (ETU) à Skikda, une base intermédiaire à Hassi Messaoud. Le complexe est alimenté par un pipe-line de longueur de 760 km.

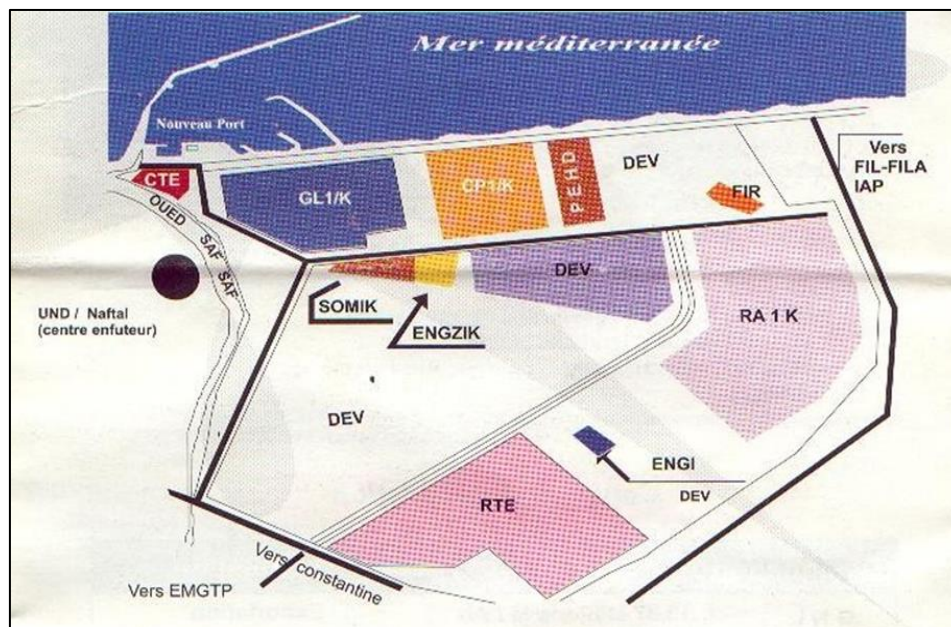


Figure I.2 : Situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle de Skikda [7].

I.3.1.2. Organigramme de la RA1/K

L'organigramme de la raffinerie de Skikda est illustré dans la figure I.3.

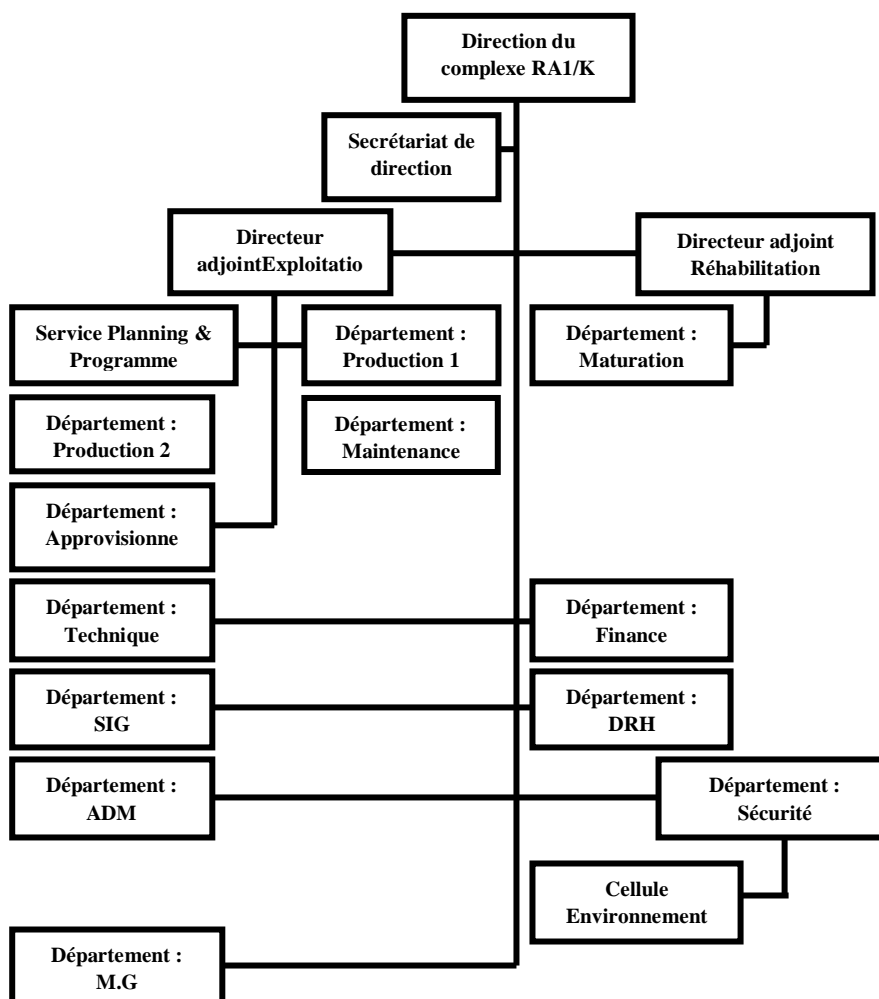


Figure I.3 : Organigramme de la RA1/K [7].

I.3.2. Objectif de la RA1/K

Les deux objectifs principaux de cette raffinerie sont :

- Continuer à assurer la couverture des besoins du marché national en produits raffinés, sur le plan quantitatif et qualitatif;
- Continuer à offrir des produits raffinés, destinés à l'exportation répondants aux normes en vigueur sur les marchés internationaux [7].



I.3.3. Principales installations de la RA1/K

La raffinerie est divisée en différentes zones et en outre elle comprend 16 unités de production :

- Unité 10/11 de distillation atmosphérique (Topping);
- Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique (Magnaforming);
- Unité 101/103 de prétraitement et de reforming catalytique (Platforming);
- Unité 30/31 et 104 : Gaz plant (Traitement et séparation des gaz GPL);
- Unité 200 d'extraction et de fractionnement des aromatiques;
- Unité 400 de cristallisation et séparation du paraxylène;
- Unité 500 de l'isomérisation des xylènes;
- Unité 70 de distillation sous vide (Production des bitumes);
- Unité 700/701 et 702/703 de l'isomérisation des paraffines;
- Unité C.T.E 1050 : centrale thermique électrique et utilités (C.T. E1);
- Centrale thermique électrique et utilités (C.T. E2);
- Unité 900 de la production d'hydrogène;
- Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MEL.EX), MELEX nord, Est et sud.

I.3.4. Présentation des différentes unités de production

I.3.4.1. Unité de distillation atmosphérique U10-11

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (Naphta, gas-oil, jet). Ils transforment le pétrole brut de Hassi Messoud en produits suivants : GPL, Iso-pentane, Naphta A, Naphta B (65 -150 °C), Naphta C (150-180 °C), Kérosène (180-225 °C), Gasoil léger (225-320 °C), Gasoil lourd (320-360 °C), Résidu (> 360 °C).

I.3.4.2. Unité de Magnaforming U100 et Platforming U101 et 103

L'unité 100 s'appelait auparavant Magnaforming et utilisait un catalyseur à base de magnésium. Les deux unités maintenant et après la modernisation ont le même type de catalyseur à base de platine (Platforming). Les deux unités ont pour objectif de convertir le naphta intermédiaire récupéré des nappages en reformat pour servir de charge aux unités aromatiques (Unités 200 et 400). Cette conversion augmente l'indice d'octane de 45 à 99, permettant au reformat d'être utilisé dans la production d'essence.



I.3.4.3. Unité d'extraction des aromatiques U200

L'unité d'extraction des aromatiques est conçue pour extraire les aromatiques du reformat, qui est ensuite fractionné en benzène et toluène de haute pureté.

La charge est constituée d'une coupe légère de reformat alimentée directement depuis la colonne C5 splitter du réformât de l'unité 100.

I.3.4.4. Unité de séparation du para-xylène U400

Cette usine servira à récupérer le paraxylène, un produit très demandé sur le marché. La charge issue de l'unité de magnaformage (Avant lavage) permet la séparation du paraxylène des autres xylènes (Méta-ortho) et de l'éthyl-benzène par cristallisation. Le paraxylène est vendu tel quel, et le reste peut être utilisé comme base pour obtenir de l'essence ou vendu sous forme de mélanges de xylènes pouvant être utilisés comme solvants pour la fabrication de peinture.

I.3.4.5. Unité de production de bitume U70

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 tonnes de pétrole brut réduit importé (BRI) par an.

Elle se compose essentiellement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation de bitume. Le produit inférieur de la tour est de bitume routier ordinaire, expédié comme suit :

- Une partie vers le stockage;
- L'autre partie comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé.

I.3.4.6. Unité d'isomérisation du naphta légère A U700/701/702/703

Son but est de convertir les paraffines normales en iso paraffines. Cette réaction est de plus en plus recherchée par les raffineurs pour atteindre des indices d'octane élevés sans ajout d'additifs. Les paraffines peuvent être isomérisées du butane à l'hexane à l'aide de catalyseurs modernes au platine hautement actifs. L'isomérisation peut être extrême par distillation et/ou tamisage moléculaire des paraffines normales non converties.

La coupe C5-C6 peut également être entièrement isomérisée en composants à indice d'octane élevé souhaités pour les pools d'essence.

Le processus d'isomérisation est devenu un outil précieux pour les raffineurs pour élargir leur gamme de produits et améliorer la qualité tout en augmentant la flexibilité opérationnelle et la rentabilité. De plus, la production de ces composants à indice d'octane élevé mais sans aromatiques permet de réduire l'apport de reformat riche en aromatiques au pool essence, améliorant ainsi la qualité de l'essence d'un point de vue environnemental. Un facteur très important.

Deux lignes (U10 et U11) d'isomérisation de la fraction légère de l'essence produite en nappage ont été installées à la raffinerie de Skikda pour fournir des additifs sans aromatiques au pool essence pour la production de carburant.

I.3.4.7. Unité de séparation et traitement des gaz U30-31-104

Ces unités sont destinées au traitement des gaz liquéfiés des unités 10, 11, 100 et 103.

- **Unité 30** : Traite le gaz liquide provenant de l'unité 100 en particulier celui de tête de la colonne C7 où les GPL sont séparés du pentane.
- **Unité 31** : Reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping.
- **Unité 104** : Elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de Platforming 103 afin de traiter les GPL venant de cette unité.

I.3.4.8. Unité Melex U600

La capacité de stockage de cette raffinerie est d'environ 2,5 millions de t/an. Cette unité contient l'équipement nécessaire pour déplacer, mélanger et exporter le produit fini.

Le produit fini est transporté via un réseau de canalisations vers deux ports de Skikda, ou entrepôts de GPL. Le carburant sera fourni par Skikda et un centre de distribution d'installation intégré par KHROUB (Constantine).

L'asphalte routier est transporté vers les ports par camions et pipelines. La plupart des produits finis sont fabriqués à partir d'un mélange de plusieurs produits de base, car il est difficile d'obtenir des produits directs (Et rentables) conformes aux spécifications.

I.3.4.9. Unité 1050 : centrale thermoélectrique (CTE)

C'est le système nerveux de la raffinerie, la CTE se compose de 11 sections à savoir :



- La section 62 : pour la production d'eau déminéralisée;
- La section 1020 : pour le refroidissement de l'eau;
- La section 1030 : pour le stockage et le pompage de l'eau de barrage ou de l'eau potable;
- La section 1040 : pour le stockage et le pompage de l'eau anti-incendie;
- La section 1050 : pour la génération de la vapeur « Chaudières »;
- La section 1060 : pour la récupération et le traitement du condensât;
- La section 1070 : au système Fuel-gaz;
- La section 1080 : pour la production de l'air instrument et l'air service;
- La section 1100 : pour le traitement des effluents;
- La section 1110 : de production de l'azote (N₂);
- La section de production de l'électricité.

I.3.4.10. Unité 1020 : Tour de refroidissement

Il couvre en permanence les besoins en eau de refroidissement de la raffinerie et fonctionne en circuit fermé. L'eau chaude sale de l'unité de production est traitée chimiquement pour éliminer l'acide chlorhydrique HCl entraîné dans le circuit, puis refroidie à l'aide d'une batterie refroidie par air et enfin pompée vers une autre unité.

I.3.4.11. Unité 1110 : l'azote

L'azote est produit à partir de l'air atmosphérique, ce dernier est aspiré puis comprimé à 7,7 bars par des compresseurs (Généralement avec des compresseurs à membrane). L'oxygène est éliminé en deux étapes [7].

I.3.4.12. Unité 1060 : Circuit vapeur (HP, MP, BP)

Elle assure les besoins de la raffinerie en vapeur selon trois (03) gammes :

- Vapeur haute pression;
- Vapeur moyenne pression;
- Vapeur basse pression.

I.3.4.13. Unité 1080 : Air comprimé

L'air est aspiré à travers deux (02) filtres et comprimé par deux (02) compresseurs.



Une partie de cet air comprimé filtré est envoyée aux différentes unités de production et la partie restante est séchée sur les lits d'alumine et utilisée dans les systèmes de régulation pneumatique des différentes unités de production.

I.3.4.14. Unité 62 de déminéralisation

Cette unité est destinée au dessalement de l'eau dessalée du CP1K ou du GNL pour l'alimentation des chaudières et autres unités [7].

I.3.4.15. Laboratoire de contrôle

Le service laboratoire dépend du département technique, le laboratoire de la raffinerie est un laboratoire de control des unités et d'analyse des produits finis commercialisés sur le marché extérieur ou intérieur.

I.4. Description de l'unité de Gaz plant-I (U30) « Traitement et séparation des GPL »

I.4.1. But et principe de l'unité (U30)

Cette unité est alimentée en gaz provenant des unités existantes ainsi que des nouvelles unités, l'objectif de cette unité est comme suit :

- Enlèvement de l'humidité du GPL avant d'aller aux sections de récupération du propane et du butane;
- Enlèvement des gaz légers du GPL;
- Séparation du propane et du butane.

La tête de l'unité Topping contient des gaz légers (C1-C4) qui doivent être séparés. De plus, la tête contient également du H₂O, ce qui nécessite également une manipulation appropriée.

Pour ces objectifs, l'usine à Gaz plant-I a été installée au sein de la raffinerie. L'usine à Gaz plant-I (Unité 30) reçoit le GPL de l'unité 10 (Topping) et de l'unité 100 (Reforming) [8].

I.4.2. Caractéristiques de la charge d'alimentation

La quantité et la qualité du flux de GPL de l'unité de Topping (U10) et de l'unité de Magnaforming (U100) sont données ci-dessous selon BEEB (Base d'Etude d'Engineering de Base) pour l'usine à Gaz plant-I.

I.4.2.1. GPL de l'unité de Topping (U10)

L'unité de Topping de la RA1/K alimente l'unité 30 avec un débit massique de GPL de 43091 kg/h. Les compositions massiques des constituants de cette charge sont mentionnées dans le tableau I.1 :

Tableau I.1 : Alimentation du GPL issu de l'unité de Topping (U10) [8].

Constituant	Quantité (% Poids)
Eau	0,039
Méthane	0
Ethane	1,229
Propane	22,559
Iso-Butane	10,465
Normal Butane	65,157
Iso-Pentane	0,47
Normal Pentane	0.081
Total	100

I.4.2.2. GPL de l'unité de Magnaforming (U100)

L'unité de Magnaforming de la RA1/K alimente l'unité 30 du Gaz plant-I avec un débit massique de GPL de 3760 kg/h. Les compositions massiques des constituants de cette charge sont mentionnées dans le tableau I.2 :

Tableau I.2 : Alimentation du GPL issu de l'unité de Magnaforming (U100) [8].

Constituant	Quantité (% Poids)
Eau	0
Méthane	0,035
Ethane	1,62
Propane	16,107
Iso-Butane	25,264
Normal Butane	56,938
Iso-Pentane	0,035
Total	100

I.5. Généralité sur le GPL

I.5.1. Définition du GPL

Le propane (C3) et le butane (C4) sont appelés gaz liquéfiés car ils peuvent être maintenus liquides à température ambiante et moyenne pression de 14 et 5 bar avec des températures d'évaporation de - 42 °C et 0 °C (A l'inverse, puisque le méthane C1 et l'éthane C2 ne peut être liquéfié qu'à très basse température, les coûts de transport sont trop élevés, de sorte que le méthane et l'éthane produits dans les raffineries sont utilisés sur place comme combustibles inertes).

Le GPL est essentiellement un mélange gazeux de butane et de propane à température et pression ambiantes, mais peut rester liquide à des pressions relativement basses (4 à 18 bars).

Celui-ci a l'avantage de stocker beaucoup d'énergie dans un petit volume (1 litre de gaz de pétrole liquéfié équivaut à 250 litres de gaz de pétrole liquéfié gazeux) et est plus transportable que les gaz non condensables (Méthane, éthane) qui doivent être transportés, cela devient plus facile. Il peut être produit à des pressions très élevées, ce qui le rend facile à vendre dans des bouteilles en acier. Il produit du gaz lorsqu'il est utilisé.

La composition chimique du GPL varie selon les normes et usages nationaux. Il peut contenir des hydrocarbures tels que du propylène, du butène, de petites quantités de méthane, de l'éthylène, du pentane et exceptionnellement du butadiène, de l'acétylène et du méthyl-acétylène.

Le GPL est également efficace comme carburant pour les automobiles et est utilisé dans divers domaines. Les propriétés physico-chimiques du GPL (Courbe de distillation, pression de vapeur, densité, pouvoir calorifique, rendement moteur, etc.) sont déterminées par la teneur en différents hydrocarbures du GPL [9].

I.5.2. Sources du GPL

Le gaz du pétrole liquéfié (GPL) est produit principalement :

- Dans les raffineries du 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 le condensât (Propane, butane, essence légère...etc.);
- Par récupération directe des gaz séparés du brut [10].

I.5.3. Propriétés du GPL

Les propriétés de GPL sont :

- Le GPL raffiné est extrêmement inflammable, étant donné sa grande volatilité, il peut donner, au contact de l'air, des mélanges explosifs;
- Le GPL n'est pas vraiment toxique, il présente tout au plus un léger pouvoir anesthésiant s'il est inhalé longuement, et provoque des migraines et des maux d'estomac;
- Le GPL lorsqu'il se réprend sous sa forme, hors d'un container sous pression produisant du froid au contact de la peau, il provoque des brûlures caractéristiques appelées (Brûlures froides);
- Le poids spécifique du GPL est environ la moitié de celui de l'eau;
- Le gaz propane a une densité de 1,5 fois de l'air [11,12].

I.5.4. Caractéristiques du GPL

Les caractéristiques du GPL sont :

- **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 diéthyl-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** : A 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** : A 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) [7,13].

I.5.5. Domaines d'utilisation du GPL

Le GPL est une énergie pour le développement durable. Ces derniers ont le grand avantage d'être faciles à stocker et à transporter, et jouent un rôle important dans le développement vigoureux du territoire.



Parmi les domaines d'utilisation du GPL :

- Secteur domestique : Notamment dans le chauffage et la production d'eau chaude;
- Secteur de transport : Comme carburant GPL-C;
- Secteur industriel : Dans la génération d'électricité;
- Secteur pétrochimie : Notamment pour la fabrication de plastique, caoutchouc et pour des produits pharmaceutiques et cosmétiques [14].

I.5.5.1. Combustion

Le GPL est utilisé comme combustible pour la cuisine. Composés essentiellement de propane et de butane, ces gaz de cuisson sont également couramment utilisés dans les chaudières pour le chauffage ou, plus communément, la production de chaleur [15].

I.5.5.2. GPL carburants « GPL/c »

Le GPL est utilisé comme carburant automobile depuis des décennies. Ce sont d'excellents produits en termes de préservation de la qualité de l'air. Ne contient pas de soufre, de benzène ou d'autres substances toxiques. Il a également des caractéristiques de combustion complète et ne génère pas de particules [16].

I.5.5.3. Production d'électricité

Parmi les différents secteurs d'utilisation des GPL, la génération d'électricité pourrait constituer un secteur de développement et de promotion importante. Ils permettent également la production localisée d'électricité grâce à de générateurs indépendants et à la micro-cogénération [17].

I.5.5.4. Domaine de la pétrochimie

Le GPL est destiné à l'industrie pétrochimique pour obtenir des produits finis ou semi-finis pour d'autres industries chimiques. La synthèse pétrochimique permet la production de divers dérivés d'hydrocarbures à partir de ces produits de liquéfaction [18].

I.5.6. Stockage et distribution du GPL

Le GPL est stocké sous forme liquide. Le fait que le gaz de pétrole soit utilisé à l'état gazeux dans des conditions normales de pression et de température et soit nécessairement

stocké et transporté à l'état liquide affecte toutes les conditions de manutention. Les camps se rejoignent dans la chaîne de distribution, de la raffinerie au point de distribution et d'utilisation. L'avantage du stockage et du transport du GPL sous forme liquide (Voir la figure I.4) est qu'il permet d'économiser beaucoup d'espace [19].

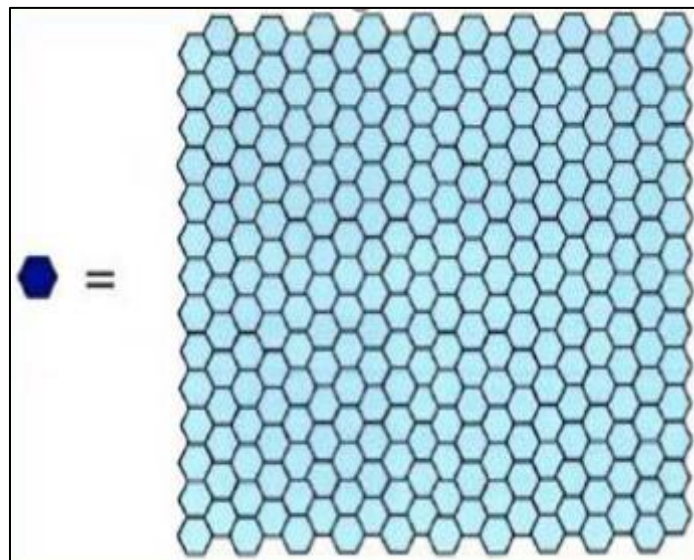


Figure I.4 : Avantage lié au stockage des GPL sous forme liquide [19].

- 1 litre de butane liquide libère 239 litres de butane gazeux (15 °C - 1 bar);
- 1 litre de propane liquide libère 311 litres de propane gazeux (15 °C - 1 bar).

Les gaz liquéfiés sont stockés sous leur propre tension de vapeur et la pression de stockage dépend uniquement :

- De la nature du produit stocké (Ses propriétés physiques en particulier) ;
- De la température de stockage.

Ils sont conservés à température ambiante, le plus souvent dans des cuves sphériques ou cylindriques (Cigares) (Voir la figure I.5). Les réservoirs cylindriques peuvent être placés horizontalement ou verticalement. La capacité est limitée (Jusqu'à 500 m³). Pour les sphères, les capacités réalisables vont de 200 m³ à 7000 m³ [19].

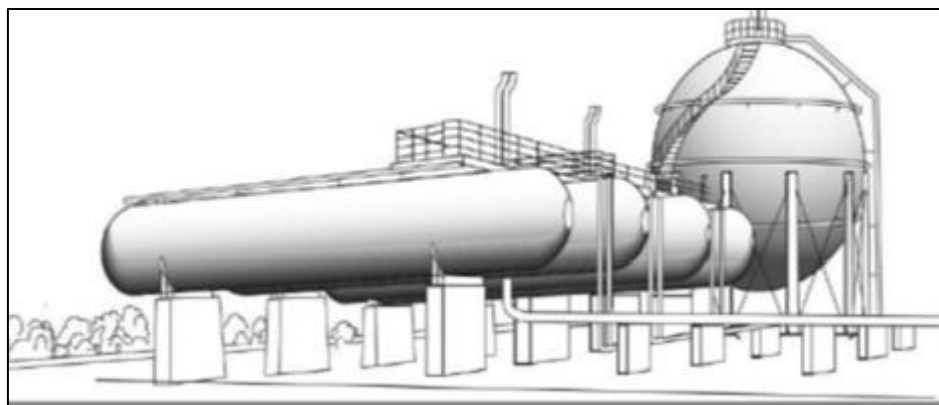


Figure I.5 : Vue extérieure de réservoirs sous pression (Une sphère et des cigares) [19].

Tous les modes de transport valables pour les produits pétroliers peuvent être employés pour les gaz liquéfiés : Pipelines, navires pétroliers, camions citernes, wagons citernes, bouteilles [19].

I.5.7. Stockage associé à l'unité Gaz plant-I

Le propane et le butane issus de l'unité 30 du Gaz plant-I de la RA1/K sont envoyés et stockés dans la zone de stockage GPL du site dans des sphères et des cigares.

Les conditions de stockage de propane et le butane sont regroupés dans le tableau I.3.

Tableau I.3 : Conditions de stockages du propane et butane commerciaux à la RA1/K [8].

Produit	Conditions de stockage	
	Pression (kg/cm ²)	Température (°c)
Propane	19	38
Butane	8,1	38

Le site de stockage et de transfert du GPL est composé de cinq (05) anciennes sphères en cours de réhabilitation (En arrêt), 04 nouvelles sphères de capacité différentes et de 03 cigares de même capacité de stockage.

Le tableau I.4 montre les différentes caractéristiques de chaque réservoir de stockage des produits finis issue de l'unité 30 de Gaz plant-I [8].

Tableau I.4 : Caractéristiques des réservoirs de stockage associés à l'unité 30 [8].

Stock N°	Produit stocké	Volume stocké (m ³)	Type
S161	Butane	3000	Sphère
S181	Butane	De 3000 à 3706	Sphère
S182	Butane	De 3000 à 3706	Sphère
S183	Butane	De 3000 à 3706	Sphère
S156	Propane	274,5	Cigare
S157	Propane	274,5	Cigare
S158	Propane	274,5	Cigare

I.6. Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons présenté la raffinerie de Skikda RA1/K avec ces unités, qui considérée comme la plus grande au niveau du territoire nationale. La RA1/K produit plusieurs produits finis et semi finis de valeur très importante dans le marché.

Dans le chapitre qui suit, nous présenterons des généralités sur le procédé de rectification.

Chapitre II

Généralité sur le procédé de rectification

II.1. Introduction

Les procédés de traitement basés sur le transfert de masse sont d'une grande importance pour la séparation de produits complexes tels que le pétrole et le gaz. Le fractionnement donne une grande variété de produits légers et de mazouts à partir du pétrole brut. Dans ce procédé, un mélange de sous-produits (Gaz liquéfié : butane, propane...) [20].

II.2. Définition

La rectification est un processus de séparation physique caractérisé par le transfert de matière et de chaleur entre les phases liquide et gazeuse, permettant de séparer les composants d'un mélange en raison de la différence de volatilité entre ces composants. C'est l'un des procédés de séparation les plus couramment utilisés dans les domaines de la chimie et du raffinage. L'équipement principal pour effectuer ces transferts est généralement une tour, également appelée fractionneur [21].

Le phénomène physique qui régit la commutation est la diffusion aux courants se produisant entre les phases liquide et gazeuse. Le transfert de masse et de chaleur s'établit grâce à un dispositif de contact qui crée une grande surface d'échange entre les deux phases. Pour ce faire, placez une phase dans l'autre, avec une seule alternative (Voir la figure II.1) [21].

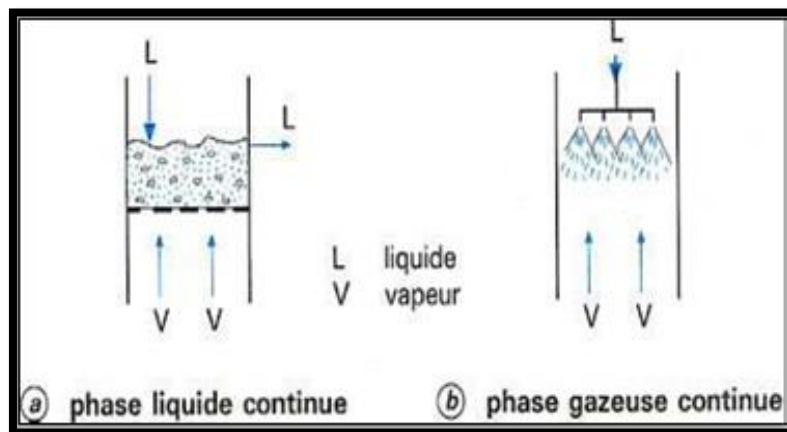


Figure II.1 : Principe du contact entre phases [21].

- Disposition des gaz dans la phase liquide continue.
- Disposition de liquides en phase gazeuse continue.

Un mélange passe progressivement de l'état liquide à l'état vapeur en augmentant la température à pression constante, mais la composition des deux phases, supposées en équilibre, change constamment au cours de la transition. L'évaporation est caractérisée par l'apparition de la première bulle de vapeur à la température de bulle du composé. La température augmente jusqu'à un niveau appelé point de rosée, équivalent à la disparition de la dernière goutte de liquide. A toute température T entre la température et la pression P de la mousse et de la rosée, un unique équilibre liquide-vapeur existe (Voir la figure II.2) [21].

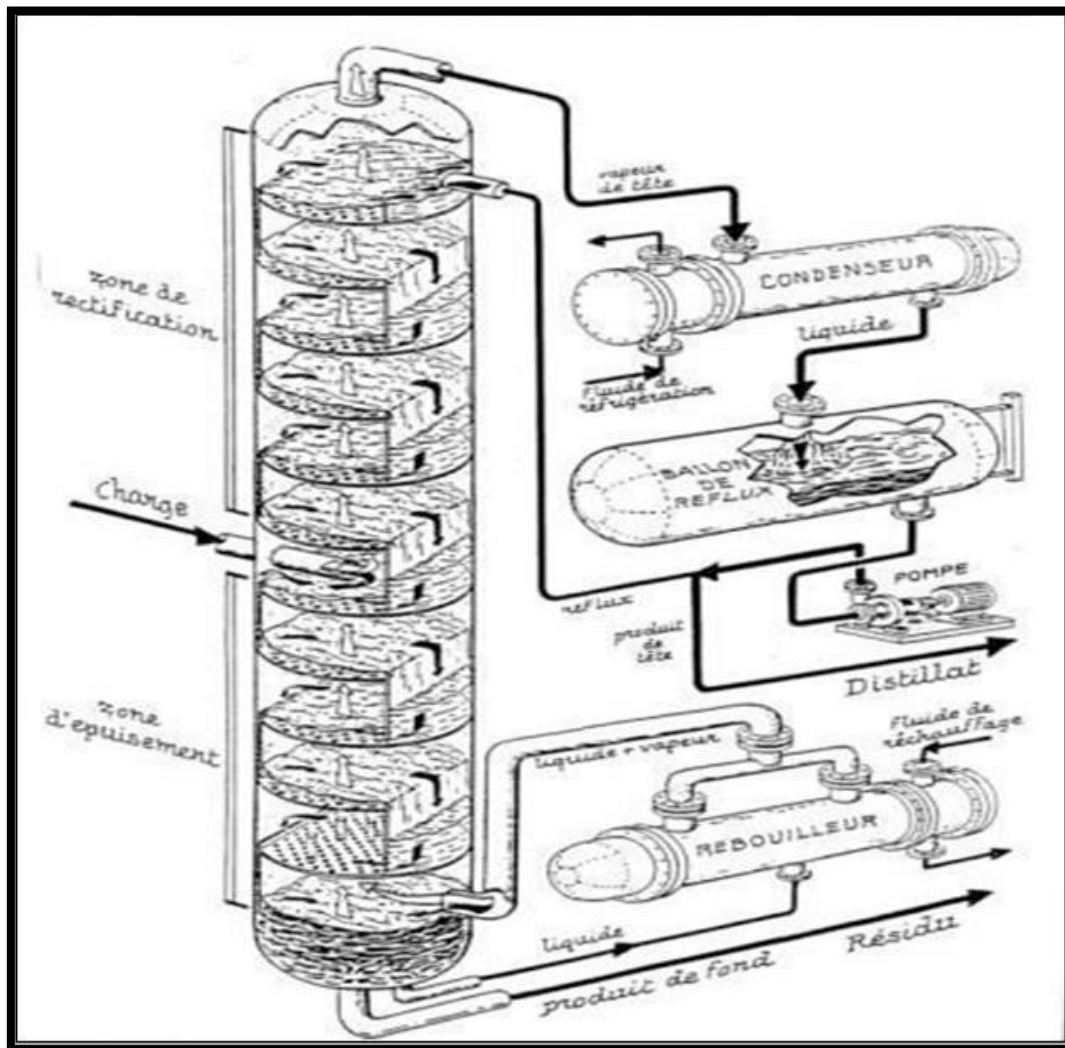


Figure II.2 : Vue 3D des écoulements dans une colonne [21].



II.3. Description et fonctionnement d'une colonne de rectification

Une colonne est un boîtier cylindrique vertical (Boîtier) avec des dispositifs intégrés pour assurer un contact intime entre les flux de liquide et de gaz à contre-courant. Ce sont des plateaux ou des garnissages.

La partie de la colonne où a lieu l'alimentation est appelée « zone de flash ». La charge d'alimentation peut être liquide, vapeur ou diphasique.

La zone au-dessus de la zone flash est appelée « zone de rectification ». Son rôle est d'augmenter la concentration des éléments les plus volatils jusqu'à atteindre le niveau souhaité. La zone en dessous de la zone flash est appelée la « zone de dépression ». Son rôle est de récupérer les éléments volatils véhiculés par la phase liquide.

La colonne de rectification est toujours équipée d'un rebouilleur et d'un condenseur partiel. A l'aide d'un condenseur partiel, une grande quantité de condensat est soutirée du haut de la colonne et renvoyée dans la colonne comme « reflux de refroidissement » afin d'ajuster la température du haut de la colonne à la valeur choisie.

La chaleur est fournie à l'aide d'un rebouilleur. Dans le rebouilleur, une partie du liquide de la plaque inférieure s'évapore. La vapeur résultante est renvoyée dans la colonne sous forme de « reflux thermique » et le résidu sort de l'unité.

La quantité de matière échangée dépend des concentrations initiales et finales, de la pression partielle, de la surface de l'élément (Plateau), et du type d'écoulement (Vitesse).

Le fonctionnement normal d'une colonne de rectification pour obtenir un distillat et un résidu avec la composition souhaitée dépend principalement des conditions de chargement et donc du point d'alimentation [22].

En général, les charges peuvent être envoyées aux colonnes à :

- L'état liquide : $e_0 = 0$
- L'état vapeur : $e_0 = 1$
- L'état liquide-vapeur : $0 < e_0 < 1$

Si l'alimentation est à l'état liquide, l'alimentation doit être au sommet de la tour.

S'il est à l'état liquide et vapeur, il est introduit dans la partie centrale de la colonne.

L'emplacement exact de l'alimentation de la colonne peut être déterminé en calculant le nombre de plateaux dans les zones de rectification et d'extraction (Voir la figure II.3).

Chaque plaque (Exemple de rang n) permet le contact entre la vapeur montante (G_{n-1}) et le liquide sortant (G_{n+1}). Après contact, un changement de composition de phase se produit. Les vapeurs contiennent les substances les plus volatiles et les liquides contiennent les substances les moins volatiles [22].

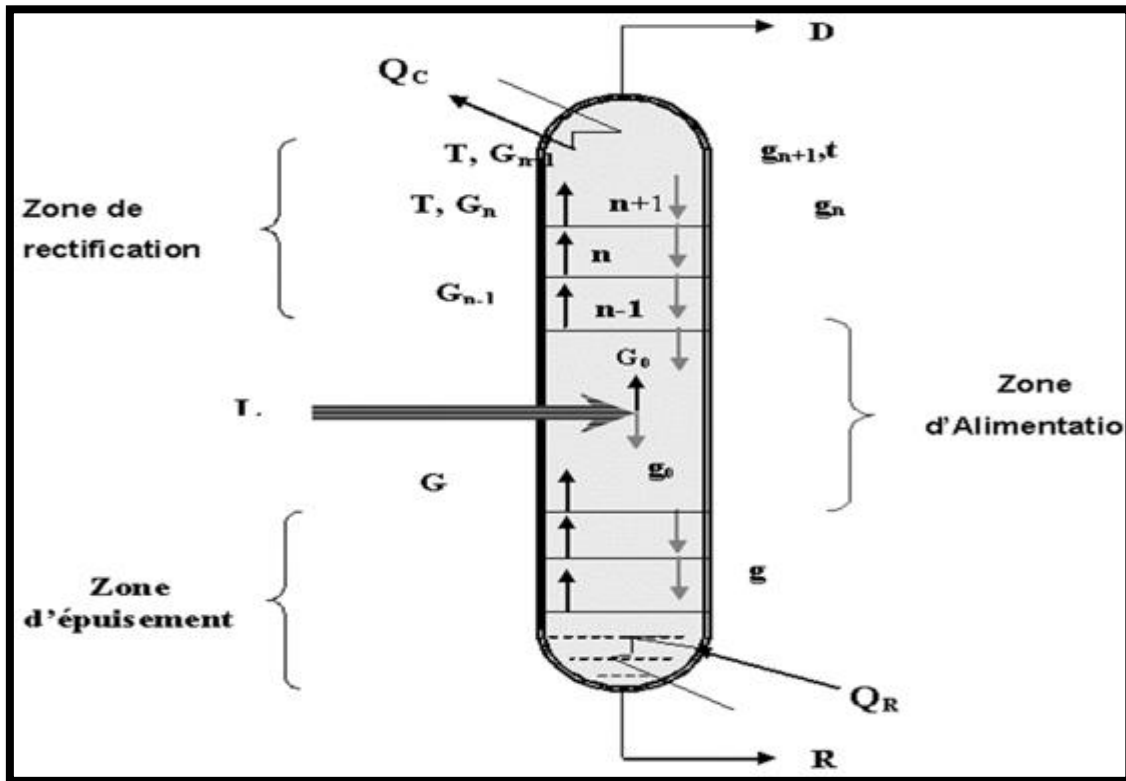


Figure II.3 : Schéma d'une colonne de rectification [22].

II.4. Classification des colonnes de distillation

Elles peuvent être classifiées :

- D'après les dispositifs intérieurs assurant le contact liquide-vapeur;
- D'après la pression de service;
- D'après la destination.

D'après le dispositif intérieur on distingue deux types de colonnes :

- A plateaux
- A garnissage

Le contact liquide-vapeur à contre-courant dans la colonne de rectification s'effectue en continu sur le garnissage ou en discontinu sur les plateaux. En fonction de la pression de fonctionnement, les colonnes se distinguent entre les colonnes atmosphériques fonctionnant sous pression et les colonnes sous vide.

D'après la destination des colonnes on distingue les colonnes de fractionnement du pétrole et des produits pétroliers, de fractionnement de gaz, colonnes des installations de cracking catalytique ou thermique, colonne de stabilisation, etc [23].

II.4.1. Colonnes à plateaux

La colonne est une cuve cylindrique verticale de hauteur et de diamètre variables, constituée d'une virole et de deux fonds soudés. L'intérieur est équipé de compartiments ou d'étagères. Une colonne distingue trois zones (Voir la figure II.4) [24] :

- Zone de rectification (Distillation, fractionnement.....);
- Zone d'alimentation (Expansion, flash);
- Zone d'épuisement (Résiduelle, fond).

On a pratiquement deux catégories de colonne :

- Colonne a deux produits : Ou l'alimentation est fractionnée en deux produits (Tête, fond);
- Colonne a soutirage multiple : Elle comporte en plus des soutirages latéraux.

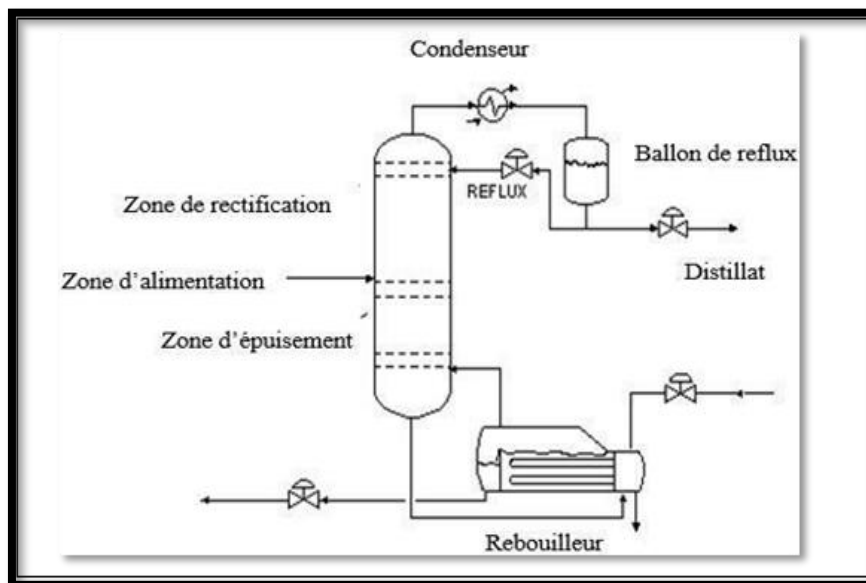


Figure II.4 : Colonne de rectification [24].



II.4.2. Colonnes à pulvérisation

Un tube vertical avec une entrée et une sortie de liquide. La colonne est partiellement remplie d'un liquide (phase continue) traversé par l'autre liquide sous forme de gouttelettes (Phase dispersée).

Après contact physique et effets d'extraction entre les deux phases, une interface est créée qui sépare les deux phases (Avec des densités différentes). Une phase lourde en pied de colonne et une phase légère en tête [7].

II.4.3. Colonnes à Chicanes

Ce sont des colonnes verticales garnies d'écrans placés à l'intérieur de chicanes, dont le rôle est d'augmenter la turbulence du liquide.

Les contacts de phase se produisent dans diverses formes et emplacements sur la surface du déflecteur [7].

II.4.4. Colonne à disques rotatifs

Il s'agit d'une colonne divisée en plusieurs compartiments par des anneaux solides. Au centre de chaque compartiment se trouve un disque monté sur un arbre qui tourne coaxialement à l'intérieur de la colonne.

La rotation de ces disques augmente la surface de contact du produit en cours de traitement, dispersant une phase dans l'autre. La taille des gouttelettes est déterminée par la vitesse de rotation et la tension superficielle du liquide [25].

II.4.5. Colonnes à garnissages

En effet, le garnissage représente une technique alternative de transfert de masse et de chaleur entre la phase liquide et la phase vapeur circulant à contre-courant [25].

La colonne fonctionne à contre-courant avec un contact continu, les phases entrent en contact à travers la colonne et ne sont séparées qu'avant de sortir de l'appareil [26].

L'échange de composants entre phases est d'autant meilleur que la surface de contact est grande et que la turbulence est bonne (Voir la figure II.5).

Pour cette raison, les colonnes sont remplies d'éléments solides (Garnitures, également appelées garnissages) dont la forme et les dimensions ont été soigneusement sélectionnées [7].

Les colonnes garnies présentent de nombreux avantages et inconvénients par rapport aux colonnes à plateaux [7.25].

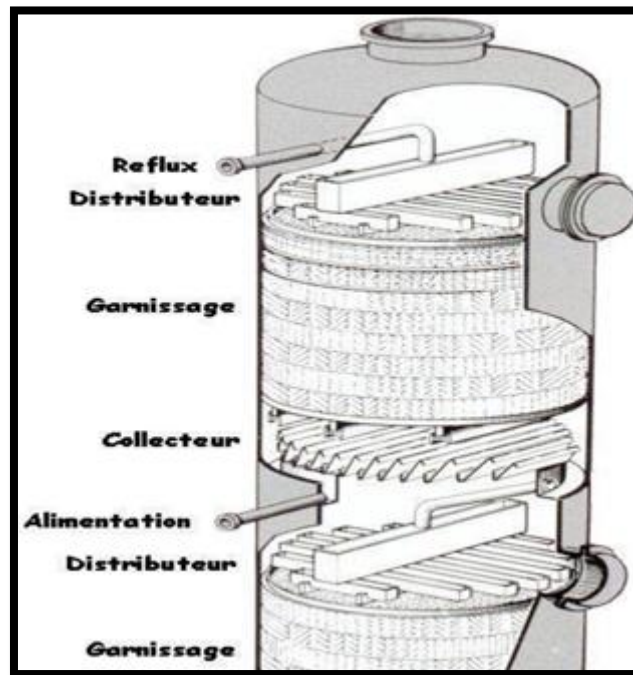


Figure II.5 : Colonne à garnissage [25].

➤ Type de garnissage

Les types de garnissage proposés par les fabricants ont fortement évolué et actuellement on en trouve une grande variété (Voir la figure II.6) [25] :

- Anneaux de RASHIG : Petit manchon cylindrique de hauteur égale au diamètre, en céramique, en acier ou en porcelaine [7];
- Anneaux LESSING : Manchon cylindrique avec cloison interne, en céramique [29];
- Selles de BERL ou INTALOX : De la forme d'une selle de cheval, en céramique [13];
- Anneaux PALL : En acier inoxydable.

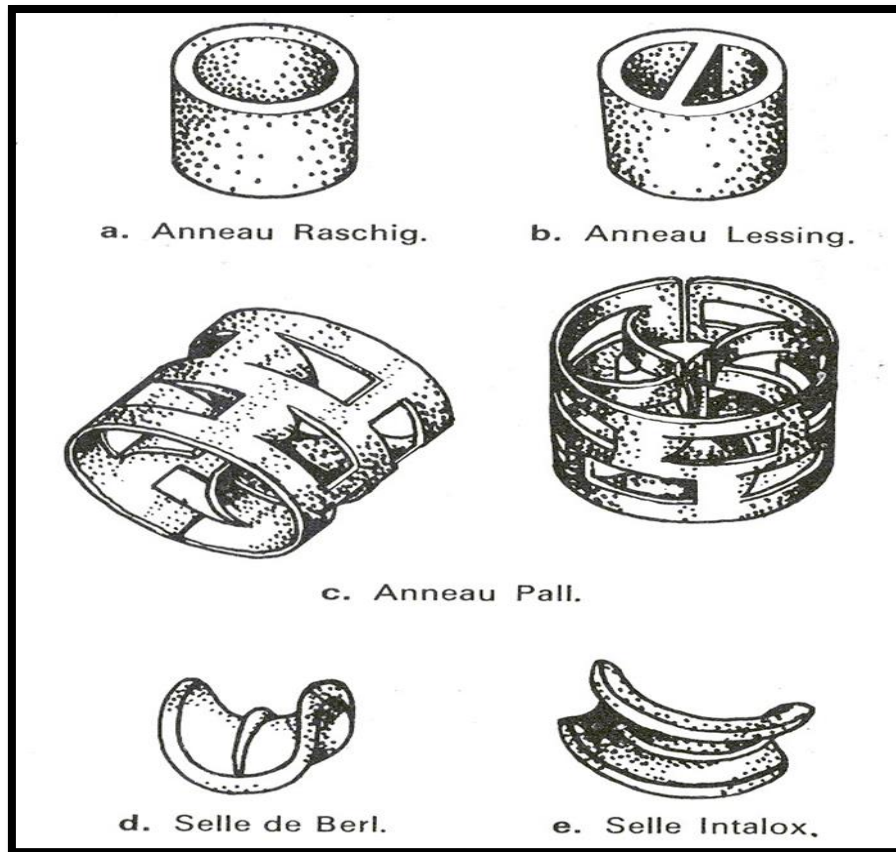


Figure II.6 : Types de garnissage [26].

II.4.6. Plateaux

La plaque est l'élément actif de la colonne, sur laquelle sont placés des éléments de vessie, des barrages et des déversoirs. Son rôle est de mettre en contact et de rapprocher les deux phases mobiles. Possible à partir du repos [30].

II.4.6.1. Fonctionnement des plateaux

Un processus de distillation d'un produit dans une colonne à plateaux sans éviter de multiples rinçages pour produire un produit qui répond aux spécifications requises [30].

Dans le pilier, chaque plaque est donc assimilée à un petit paratonnerre fonctionnant à une température spécifique.

Le liquide s'accumule sur la plaque et l'excédent déborde à travers le déversoir et s'écoule par un chemin clairement marqué (Tel qu'un tube de transfert) vers la plaque inférieure [30].

La vapeur montante passe par des ouvertures dans la plaque et sort refroidie par soufflage de liquide. Une partie se condense et chauffe le liquide en même temps.

Il y a donc transfert de masse et de chaleur entre les deux phases. C'est cette transition qui nécessite plusieurs paliers pour compléter l'équilibre de phase d'un palier à l'autre. Volatilité et spécifications bien définies pour cette coupe (Voir la figure II.6) [30].

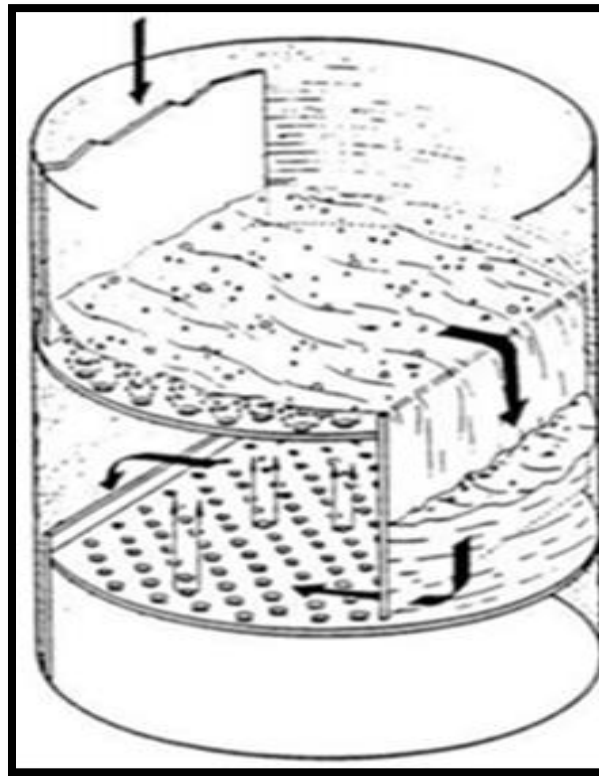


Figure II.7 : Vue 3D des écoulements dans une colonne à plateaux [30].

II.4.6.2. Type de plateaux

Selon l'écoulement des phases et la nature, il existe plusieurs types :

❖ Ecoulement des phases

Les plateaux peuvent se ranger en deux grandes catégories :

➤ Plateau à courant croisé

La phase gazeuse ascendante traverse une couche de liquide qui se déplaçant horizontalement avant de déboucher par le trop-plein sur le plateau inférieur [30].

➤ Plateau à contre-courant

Ce type de bac est entièrement constitué de trous ou de fentes par lesquelles circulent liquides et vapeurs [30].

Les avantages de ce type de barquette sont sa simplicité, sa résistance à la contamination et son faible coût. Cependant, l'inconvénient est qu'il manque de flexibilité.

❖ Nature**➤ Plateaux à calottes**

C'est le modèle le plus ancien et il est toujours utilisé dans les industries pétrolières et chimiques [10, 25]

Il se compose de panneaux perforés, chacun avec une cheminée. Celui-ci sert de guide pour le capuchon, qui est fixé avec une tige et un contre-écrou. Environ 100 formes différentes de capuchons ont été imaginées, donnant une efficacité de contact plus ou moins bonne. Les bouchons peuvent être disposés en carré ou en triangle [10, 30, 32].

Une quantité constante de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur. Une caractéristique distinctive des plaques bombées est leur capacité à s'adapter à une très large gamme de débits de liquide et de vapeur. Cependant, son utilisation est limitée en raison de son coût élevé et de la forte perte de charge dans la colonne [25].

➤ Plateaux perforés à déversoirs

Les plateaux perforés ont un prix de revient faible et une simplicité de construction et de fonctionnement, ils n'ont pas obtenu beaucoup de succès, car les performances ne demeurant acceptables que pour des variations de débit très faible autour de la valeur optimale pour laquelle ils ont été calculés la valeur traverse verticalement la couche de liquide [10, 26].

➤ Plateaux à clapets

C'est un plateau dont les orifices sont équipés de clapets [10].



La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur. Les vapeurs s'échappent horizontalement dans le liquide [26].

Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes car leurs performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible [10, 25].

Il existe une grande variété de forme de clapets : ronds, triangulaires allongés. Certains modèles offrent la possibilité de tarer le clapet en fonction du débit de vapeur [25].

➤ Plateaux uni flux

C'est une variante du plateau à calottes. Le plateau est décomposé en bandes ayant une section en S et l'échappement de la vapeur aux échancrures s'effectue vers le déversoir aval, ce qui favorise l'écoulement du liquide sur le plateau [26].

Cependant la dispersion de la vapeur dans le liquide est moins homogène c.à.d. que le contact liquide-vapeur est moins bon que pour les types de plateaux considérés précédemment [10].

➤ Plateaux à jets directionnels (Jet tray)

Dans le plateau sont découpées des languettes leur inclinaison est dans le sens de l'écoulement du liquide sur le plateau, l'échappement orienté de la vapeur sous les languettes facilite l'écoulement du liquide, et permet de diminuer le gradient liquide sur le plateau. La perte de charge est moins importante et le prix de revient faible, la construction est très simple [29].

Mais il faut avoir une pression bien déterminée pour empêcher le passage de liquide par les languettes.

Ces derniers sont mobiles et articulés au plateau par une charnière, ce qui apparent au modèle à soupapes.

➤ Plateaux perforés sans déversoirs

Ils sont du type perforé, donc de construction peut onéreuse. Liquide et vapeur circulent à contre-courant par les mêmes orifices, de sorte que l'ensemble peut être traité comme une colonne à garnissage. Le niveau liquide sur les plateaux correspond à la balance dynamique des écoulements liquide et vapeur à travers les orifices. Ces plateaux ont une

bonne efficacité et un prix de revient peut élever, ils présentent les mêmes inconvénients que les plateaux perforés [10, 25].

Les différents types de plateaux sont montrés dans la figure II.8.

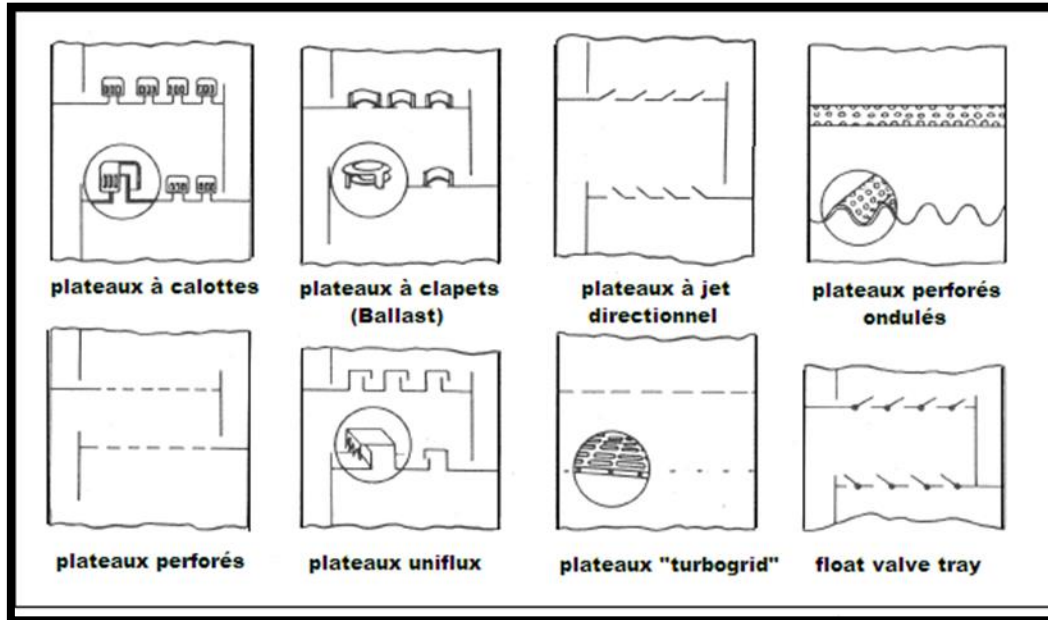


Figure II.8 : Différents types de plateaux [10].

II.5. Equilibre liquide-vapeur

La distillation est une technique de séparation basée sur la différence de volatilité entre les constituants d'un mélange liquide, pour comprendre bien cette technique, il faut bien connaître les équilibres liquide-vapeur [29, 31].

❖ Loi de Dalton et de Raoul

Les lois de Dalton et Raoul ont constitué le premier support théorique à la détermination des coefficients de partage. En effet la loi de Dalton exprime que la pression totale d'un mélange gazeux supposé parfait est la somme des pressions partielles de ses constituants [33.37].

$$\sum Y_i = 1, \quad Y_i = \frac{P_i}{P}$$

$$p = \sum_1^n P_i$$

D'après la loi de Raoult la pression partielle d'un constituant « i » dans une solution liquide supposée idéale est égal au [27] :

$$P_i = P_i^* \times X_i \quad (\text{II.1})$$

Pour qu'un mélange de liquide et de vapeur soit en équilibre, il faut que la pression partielle qu'exerce chaque constituant du mélange soit la même dans les deux phases [29].

On peut dans ces conditions égaliser les pressions partielles données par les lois de Dalton et de Raoult [34] :

$$P \times Y_i = P_i \times X_i \quad (\text{II.2})$$

En faisant apparaître le coefficient d'équilibre nous aurons :

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} = \frac{P_i}{P} \quad (\text{II.3})$$

Dans le cas de mélange réel la relation (II.3) devient comme suit :

$$P_i = E_i \times X_i \quad (\text{II.4})$$

Où :

E_i : Coefficient d'Henry.

À l'équilibre, les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquides et vapeur sont égaux [27, 28] :

$$P_i^L = P_i^V \quad (\text{II.5})$$

Donc :

$$Y_i' = \left(\frac{P_i^*}{P_T} \right) \cdot X_i' \quad (\text{II.6})$$

C'est l'équation d'équilibre.

Avec :

$$K_i = \frac{P_i^*}{P_T} \quad (\text{II.7})$$

Où

K_i : coefficient d'équilibre du constituant « i ».



Pour un mélange de deux constituants A et B :

$$\alpha = \left(\frac{Y'_A / X'_A}{Y'_B / X'_B} \right) = \left(\frac{K_A}{K_B} \right) \quad (\text{II.8})$$

Où :

α : Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de A à passer en phase vapeur par rapport à B.

II.6. Choix de la pression dans la colonne

Le choix de la pression dans la colonne dépend essentiellement de la composition et de la nature physique et chimique des mélanges à séparer. Quelle que soit leur complexité, le choix de la pression est avant tout un problème économique [35].

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 la concentration voulue, donc c'est le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression de la colonne.

Généralement, on utilise une source froide bon marché et abondante (Eau et air) qui permet d'obtenir un condensat de 30 à 50 °C environ [35].

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

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

Ainsi, la pression P_b dans le ballon de reflux est déterminée par approximations successives d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide [35] :

$$\sum (K_i \cdot X'_{D,i}) = 1 \quad (\text{II.9})$$



II.6.1. Pression au sommet de la colonne

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \quad (\text{II.10})$$

Où :

$\Delta P_1 = 0,2$ à $0,4$ atm : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur.

II.6.2. Pression au fond de la colonne

$$P_f = P_S + \Delta P_2 \quad (\text{II.11})$$

Où :

$\Delta P_2 = 0,3$ à $0,5$ atm : Pertes de charge dues aux résistances des plateaux.

II.6.3. Pression dans la zone d'alimentation

$$P_L = (P_S + P_f) / 2 \quad (\text{II.12})$$

II.7. Régimes de température de la colonne

A la pression de service P_S , la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur [36].

$$\sum Y'_{D,i} / K_i = 1 \quad (\text{II.13})$$

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

$$\sum K_i \cdot X'_{R,i} = 1 \quad (\text{II.14})$$

II.8. Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge

A la pression et température donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminés par approximation successive d'après l'équation connue de TREGOULOV [36].

$$\sum X'_{0,i} = \sum (X'_{L,i} / (1 + e'_0 (K_i - 1))) = 1 \quad (\text{II.15})$$

$$\sum X'_{0,i} = \sum (X'_{L,i} / (K_i + r'_0 (K_i - 1))) = 1 \quad (\text{II.16})$$

$$e'_0 + r'_0 = 1 \text{ et } \sum Y'_{0,i} = \sum K_i \cdot X'_{0,i} = 1 \quad (\text{II.17})$$

✚ Remarque

Si $e'_0 = 0$, la charge se trouve à la température de bulle $g'_0 = L$, et à partir de l'équation (II.15), on obtient l'équation de l'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i \cdot X'_{L,i} = 1 \quad (\text{II.18})$$

Elle est utilisée pour la détermination de la température de bulle de la charge.

Si $e'_0 = 1$ la charge se trouve à la température de rosée $G'_0 = L$, dans ce cas l'équation (II.15) se transforme en équation de l'isotherme de la phase vapeur [36] :

$$\sum \frac{X'_{L,i}}{k_i} = 1 \quad (\text{II.19})$$

Cette équation nous permet de déterminer la température de la charge.

II.9. Bilan matière de la colonne

Les bilans matières pour la colonne entière et pour un constituant quelconque s'écrivent [27, 37] :

$$L' = D' + R' \quad (\text{II.20})$$

$$L' \cdot X'_{L,i} = D' \cdot Y'_{D,i} + R' \cdot X'_{R,i} \quad (\text{II.21})$$

$X'_{L,i}$, $Y'_{D,i}$, $X'_{R,i}$: Sont les concentrations molaires du constituant le plus volatil respectivement dans la charge, dans le distillat et dans le résidu.

La résolution commune de ces équations donne :

$$\frac{L'}{Y'_{D,i} - X'_{R,i}} = \frac{R'}{Y'_{D,i} - X'_{L,i}} = \frac{D'}{X'_{L,i} - X'_{R,i}} \quad (\text{II.22})$$

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

❖ **Bilan de la zone de rectification s'écrit comme suit :**

$$G' = g' + D' \quad (\text{II.23})$$

$$G'.Y'_{n,i} = g'.X'_{n-1,i} + D'.Y'_{D,i} \quad (\text{II.24})$$

On obtient donc :

$$\frac{g'}{Y'_{D,i} - Y'_{n,i}} = \frac{G'}{Y'_{D,i} - X'_{n-1,i}} = \frac{D'}{X'_{n-1,i} - X'_{n-1,i}} \quad (\text{II.25})$$

La résolution de l'équation (II.15) par rapport à Y'n, i donne l'équation de concentration de la zone de rectification :

$$Y'_{n-1} = m.X'_{n-1,i} + (1-m)Y'_{D,i} \quad (\text{II.26})$$

Avec

$$m = \frac{g'}{G'} = r_f / (r_f + 1) \quad (\text{II.27})$$

$r_f = g/G$: Taux de reflux.

❖ **Bilan de la zone d'épuisement s'écrit comme suit :**

$$g' = G' + R' \quad (\text{II.28})$$

$$g'.X'_{n+1,i} = G'.Y'_{n,i} + R'.X'_{R,i} \quad (\text{II.29})$$

$$\frac{g'}{Y'_{n+1,i}} = \frac{G'}{X'_{n+1,i} - X'_{R,i}} = \frac{R'}{Y'_{n,i} - X'_{n+1,i}} \quad (\text{II.30})$$

La résolution de l'équation (II.29) par rapport à X'n,i donne l'équation de concentration de la zone d'épuisement :

$$X'_{n+1,i} = \left(\frac{Y'_{n,i}}{m'} \right) + X'_{R,i} (m' - 1)/m' \quad (\text{II.31})$$

$$m' = \frac{g'}{G'} = \frac{r_b + 1}{r_b} \quad (\text{II.32})$$

Avec

$r_b = G'/R$ Taux de rebouillage.

II.10. Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur [12].

$$Q_L + Q_{Rb} = Q_D + Q_R + Q_C \quad (\text{II.33})$$

$$Q_L = L' \times h_L \quad (\text{II.34})$$

$$Q_R = R' \times h_R \quad (\text{II.35})$$

$$Q_D = D' \times H_D \quad (\text{II.36})$$

$$Q_C = (D' + g'_X) \times (H_D - h_D) \quad (\text{II.37})$$

Avec :

Q_L : Charge thermique de l'alimentation en kcal / h.

Q_R : Charge thermique de résidu en kcal / h.

Q_D : Charge thermique de distillat en kcal / h.

Q_C : Charge thermique de condenseur en kcal / h.

Q_{Rb} : Charge thermique fournie par le rebouilleur en kcal / h.

h_L : Enthalpie de la charge liquide en kcal / kmole.

h_R : Enthalpie de résidu à l'état liquide en kcal / kmole.

h_D : Enthalpie de distillat à l'état liquide en kcal/kmol.

H_D : Enthalpie de distillat à l'état vapeur en kcal/kmol.

H_R : Enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur en kcal/kmol.

g'_X : Débit du reflux kmol/h.

G'_R : Débit du reflux chaud (vapeur provenant de rebouilleur) en kmol/h.

Pour déterminer des débits molaires de reflux froid g'_X et du reflux chaud G'_R on a :

$$g'_X = r_{f \text{ opt}} \times D' \quad (\text{II.38})$$

$$G'_R = r_{b \text{ opt}} \times R' \quad (\text{II.39})$$

II.11. Taux de reflux et rebouillage minimal

Le reflux minimum correspond au cas limite d'une colonne ayant un nombre infini de plateaux. C'est à dire qu'il existe dans la colonne une (Ou plusieurs) région pour laquelle les courants qui entrent dans un plateau sont déjà à l'équilibre.

Avant de calculer le reflux minimum, un paramètre conventionnel φ doit être déterminé par itérations successives tel qu'il est compris entre la volatilité de la clé légère et la clé lourde dans l'alimentation selon l'équation suivante [4] :

$$e'_0 = \sum (\alpha_{Li} \times X'_{Li}) / (\alpha_{Li} - \varphi) \quad (\text{II.40})$$

Avec :

α_{Li} et X'_{Li} : la volatilité et la fraction molaire du constituant « i » dans l'alimentation, respectivement.

e'_0 : Taux de vaporisation de l'alimentation.

On utilise la méthode des approximations successives on trouve la valeur de φ . Il est possible de calculer le taux de reflux minimal par l'équation d'UNDERWOOD [4] :

$$r_{f \text{ min}} = \varphi \sum Y'_{Di} / (\alpha_{Li} - \varphi) \quad (\text{II.41})$$

Avec

α_{Li} : Volatilité du constituant « i » dans l'alimentation.

Le taux de rebouillage minimal est calculé par la formule suivante :

$$-r_{b \text{ min}} = \sum (\alpha_{Li} \times X'_{Ri}) / (\alpha_{Li} - \varphi) \quad (\text{II.42})$$

II.12. Taux de reflux optimal

A partir du taux de reflux opératoire choisi, l'étude du procédé de rectification montre qu'à chaque valeur du taux de reflux, correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît, pour les calculs on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND [4] :

$$(r_{f \text{ opt}} - r_{f \text{ min}}) / (r_{f \text{ opt}} + 1) = [0,1 / 0,3] \quad (\text{II.43})$$

II.13. Taux de rebouillage optimal

La relation entre $r_{f \text{ opt}}$ et $r_{b \text{ opt}}$ est donnée par la formule suivante [4] :

$$r_{b \text{ opt}} = [(D' / R') \times r_{f \text{ opt}} + (1 - e'_0) \times L' / R'] - 1 \quad (\text{II.44})$$

II.14. Conclusion

A partir de ce chapitre, nous avons défini premièrement le procédé de rectification. Par la suite, nous avons fait la description et le fonctionnement d'une colonne de rectification, on a décrit la classification des colonnes de distillation, l'équilibre liquide-vapeur, le choix de la pression dans la colonne ainsi que les régimes de température de la colonne. Le taux de vaporisation et la composition des phases liquides et vapeurs de la charge, le bilan matière et thermique de la colonne et le taux de reflux et de rebouillage ont été présentés.

Dans le chapitre qui suit, nous présenterons la description du schéma technologique de l'unité de Gaz plant-I (Unité 30).

Chapitre III

*Description du schéma technologique de
l'unité de Gaz plant-I (Unité 30)*



III.1. Introduction

L'unité Gaz plant-I (Unité 30) reçoit le GPL de l'unité 10 de Topping et de l'unité 100 de Magnaforming. Cette unité sépare essentiellement le propane C3 et le butane C4.

Les unités 30 et 31 concernent les gaz liquides provenant des unités de distillation atmosphérique 10 et 11, en particulier, à partir de la tête des colonnes de stabilisation 10-C-5 / 10-C-62 et 11-C-5 / 11-C-62.

L'unité 30 reçoit également les gaz liquides provenant de la tête de l'unité Magnaforming. Ces gaz liquides des U10 et U100 contiennent une certaine quantité d'eau et ne peuvent être vendus ou consommés directement.

L'unité 30 peut être divisée en trois (03) sections (Voir l'Annexe (01)) :

- Section de traitement d'alimentation (GPL);
- Section de colonne de « Dééthaniseur »;
- Section de colonne de séparation C3 / C4 « Dépropaniseur » [8].

III.2. Description de l'unité 30

La description détaillée de l'unité 30 est donnée ci-dessous :

III.2.1. Section de traitement d'alimentation du GPL

Le GPL, provenant de l'unité du Topping U10, est réceptionné dans l'unité 30. Ce flux est saturé d'eau et peut même contenir une certaine quantité d'humidité libre. Cette humidité doit être éliminée avant que le GPL ne soit envoyé aux sections de récupération du propane et du butane. Il est souhaitable d'avoir une flexibilité permettant d'aligner le GPL de U10 vers l'unité 31. Une connexion entre l'unité 30 et l'unité 31 a été prévue à cet effet.

Le GPL de U10 entre dans l'unité 30 via la ligne 6"-P-30-1061-A1A qui est équipée d'un manomètre 30-PI-1051 (Avec alarme de pression « High/Low» en salle de contrôle), d'un indicateur de température 30-TI-1051 et d'un indicateur de débit 30-FI-1051. Une soupape de sécurité 30-PSV-1051 est fournie à la limite de la batterie. Le GPL passe d'abord par un coalesceur 30-V-7 où toute l'humidité libre est retenue. L'eau libre séparée est drainée à travers la vanne de contrôle de niveau d'interface 30-LV-18 qui est contrôlée par 30-LIC-18. Le régulateur 30-LIC-18 peut envoyer l'alarme de niveau « High / Low » 30-LAH-18 et



30-LAL-18 en salle de contrôle. Le 30-V-7 est équipé d'une soupape de sécurité 30-PSV-25 déchargeant au Blow-down.

Le GPL saturé passe ensuite à travers des tours de traitement à tamis moléculaire pour le séchage du GPL (30-C-4 A et B) avec de nouveaux lits. Ces sècheurs fonctionnent en mode intermittent. Une colonne est en mode sec et l'autre en mode régénération. Une fois la colonne sèche saturée en eau, le flux est transféré dans une autre colonne prête pour la post-régénération.

Son efficacité dépend de la nature de la granulométrie des solides ainsi que de la Température (°C) et de la Pression (kg/cm²) sachant que :

Efficacité supérieure = Pression constante + Basse température.

La durée de la phase d'absorption dépend du type de pétrole brut traité et varie entre 8 et 24 heures. La durée de la phase de régénération est d'environ 7 heures [8].

➤ Régénération des tamis

Cette opération inclut cinq étapes données ci-dessous :

• Drainage

Cette opération est nécessaire, car la colonne 30-C-4A, déconnectée du cycle d'absorption par action du relai temporisateur sur le programmeur qui provoque l'ouverture des vannes 30-XV-11B et 30-XV-17B (Pour mettre 30-C-4B en service en ligne) et la fermeture des vannes 30-XV-11A et 30-XV-17A (Pour isoler 30-C-4A du service), est pleine de GPL.

Le programmeur commande l'ouverture des vannes 30-FV-1B, 30-XV-12A et 30-XV-14A dès que l'accumulateur 30-V-5 voit un niveau bas (Signal du 30-LI-1052) A faire. Par conséquent, pour effectuer la vidange, la vanne doit être dans les positions suivantes le long du circuit :

Vannes ouvertes : 30-FV-1B / 30-XV-12A / 30-XV-14A.



Vannes fermées : Toutes les autres.

La durée de l'opération est de 12 minutes (Contrôlable entre 10 et 20 minutes). Le drainage du lit de la colonne 30-C-4A est exécuté en envoyant au sommet de la colonne 30-C-4A (Ligne 4"-30-P8-11A-I) du gaz de régénération provenant des off-sites par la ligne 4"-30-P7A-11A-V à la température indiquée par 30-TI-8.

Le gaz de régénération entre dans la colonne 30-C-4A à un débit régulé par 30-FV-1B (équipé d'une électrovanne FY-1B SV) et traverse la vanne 30-XV-12A. Transporte le GPL contenu dans 30-C-4A vers l'accumulateur 30-V-5 et s'écoule à travers la vanne 30-XV-14A et la ligne 4"-30-P10-11A. La pression dans l'accumulateur 30-V-5 (Maintenue normalement à 6.2 kg/cm²g) est indiquée et régulée par 30-PIC-1 qui agit en split-range sur 30-PIC-1VA de la décharge de gaz au Blow-down ou vers le réseau de FG (Gaz combustible) (Ligne 4"-30-BD13-11L-V) et sur 30-PIC-1VB de l'intégration du gaz de la colonne dééthanisation 30-C-51 (Ligne 1"-30-FG6-13F-V). Le 30-PIC-1 peut envoyer une alarme de pression «High /Low» à la salle de contrôle. Le ballon 30-V-5 est protégé contre toute surpression par 30-PSV-1 qui décharge l'excès du gaz au Blow-down (Ligne 6"-BD-30-1054-A1A) lorsque la pression dans 30-V5 atteint la valeur de 8.7 kg/cm²g.

L'instrument 30-LI-10, monté sur la ligne de drainage 4"-30-P10-11A-V, signale le drainage de la colonne et par conséquent, la fin de la phase, l'obtention également de l'accord pour passer à la phase suivante. Après confirmation du drainage complet de GPL du système via 30-LI-10, le programmeur contrôle à ce point la fermeture de la vanne 30- XV-14A. Les alarmes 30-LAL-1052 et 30-LAH-1 envoient le signal au PLC (Automate programmable) respectivement pour les positions de niveau « High / Low » dans l'accumulateur 30-V-5.

Le GPL déplacé dans l'accumulateur 30-V-5 est aspiré par la pompe 30-P-54 (Ligne 2"-30-P11-11A-V) et envoyé, par la ligne 1 1/2"-P-30-1053-A1A, comme charge aux colonnes 30-C-4A/B. Le fonctionnement de la pompe 30-P-54 est contrôlé par l'instrument 30-LI-4 installé sur l'accumulateur 30-V-5 [8].

- **Dépressurisation**

La décompression réduit la pression dans la colonne 30-C-4A de 8,5 kg/cm² (Valeur de fonctionnement normale) à 3,5 kg/cm²g (Indiqué et contrôlé par le 30-PIC-12 installé sur la



ligne 4"-30-FG5-11I-V). La durée d'une telle opération est fixée à 3 minutes durant lesquelles l'objectif est d'éliminer le maximum de GPL dans la colonne avant la phase de réchauffage.

Les vannes installées le long du circuit doivent prendre les positions suivantes :

Vannes ouvertes : 30-XV-16A / 30-XV-12A/ 30-PIC-12V (En contrôle).

Vannes fermées : toutes les autres.

L'ouverture de la vanne 30-XV-16A installée dans le circuit de la ligne 4"-P-30-1004-A1A-IS est contrôlée par le programmeur. L'ouverture est progressivement ouverte afin que le lit de tamis moléculaire ne soit pas affecté. Le gaz sortant de la colonne 30-C-4A est acheminé vers le réseau de gaz combustible (Ligne 3"-30-FG5-11I-V) ou au Blow-down (Ligne 4"-30-BD2-11L-V), est refroidi dans le refroidisseur 30-E-13 jusqu'à la température indiquée par 30-TI-10 " équipée d'Alarme de Haute Température (30-TAH-10) ". La fin de l'opération est signalée par l'indicateur de pression 30-PI-16 " fourni d'une alarme de basse pression à l'unité PLC (Automate programmable) " positionné sur la ligne 6"-P-30-1002-A1A-IH qui fournit la réinitialisation du temporisateur [8].

• Réchauffement du lit

La durée estimée de cette opération est de 3h et 45min. Le programmeur commande l'ouverture de la vanne automatique 30-FV-1A et la fermeture de la vanne 30-FV-1B; dans la phase suivante (Accord donné par 30-PI-1056, 30-PI-1003 uniquement en l'absence des blocs de bas débit du gaz de régénération ou de basse pression du gaz combustible aux brûleurs pilotes), le programmeur provoque l'activation des électrovannes PY-3SV de 30-PIC-3, UY-1053 de UV-1053, et XY-2B de 30-XV-2.

Pour exécuter le réchauffage du lit à tamis moléculaire, les vannes doivent prendre les positions suivantes :

Vannes ouvertes : 30-FV-1A (En contrôle) / 30-PIC-3V (En contrôle) / 30-UV-1053 / 30-XV-2 / 30-UV-1052 A/B / 30-PCV-9 (En contrôle) / 30-PIC-12 (En contrôle) / 30-XV-12A / 30-XV-16A.

Vannes fermées : Toutes les autres.

Le gaz utilisé pour la régénération est celui provenant du reforming catalytique ou du collecteur de gaz naturel. Actuellement, le gaz naturel est utilisé pour la régénération.



Le gaz entre dans le four 30-F-1 à une température indiquée par 30-TI-4 et à un débit contrôlé par 30-FV-1A connecté à la ligne 4"-30-P7-11A-V. La pression du gaz à l'entrée du four est indiquée par 30-PI-11.

Le gaz est chauffé dans un four cylindrique vertical jusqu'à ce qu'il atteigne une température du lit de tamis moléculaire d'environ 200 à 250°C; l'augmentation de température est réalisée en 3 heures environ. La température doit être maintenue à la valeur de 200 °C pendant au moins 45 minutes. Le gaz réchauffé arrive du four (Ligne 4"-30-P8-11A-I) à la température indiquée par 30-TI-7 et régulée par 30-TIC-1 qui agit en cascade sur 30-PIC-3 positionné sur la ligne du gaz combustible au brûleur (1 1/2"-30-FG10-11I).

La pression du gaz combustible au niveau du brûleur est indiquée par 30-PI-13 installé après 30-PV-3. Une basse pression du gaz combustible au niveau du brûleur est signalée à la salle de contrôle par l'alarme 30-PAL-3. La consommation de gaz combustible du four est indiquée par 30-FI-2 positionné sur la ligne 1 1/2"-30-FG10-11I.

Le brûleur est équipé d'un brûleur pilote, qui est alimenté par du gaz combustible à une pression régulée par 30-PCV-9 et indiquée par 30-PI-12. Le serpentin du four est équipé de thermocouples pour indiquer la température de peau des tubes dans la zone de radiation (30-TI-6). Le thermocouple 30-TI-5 indique la température des fumées en amont du registre. Les indicateurs de pression 30-PI-1001 et 30-PI-1002 permettent d'indiquer le profil de pression à l'intérieur du four pendant le fonctionnement. Le four est équipé d'un système de sécurité constitué des verrouillages suivants :

- Dans le cas où la température du gaz de régénération à la sortie est élevée, 30-TAHH-7 activera le verrouillage 30-I-1052 qui fermera la vanne d'alimentation en gaz combustible au brûleur, cependant le brûleur pilote restera en fonctionnement;
- Dans le cas d'un débit très bas du gaz de régénération vers le four, 30-FALL-1A activera le verrouillage 30-I-1054 et fermera la vanne d'alimentation en gaz combustible du brûleur;
- En cas de condition sans flamme (BA-1), le verrouillage 30-I-1056 sera activé et le gaz combustible sera fermé au brûleur pilote et au brûleur principal;
- En cas de pression très basse / pression très haute sur la ligne de gaz combustible au brûleur, 30-PALL/PAHH-1004A/B/C activeront le verrouillage 30-I-1057 et fermeront la vanne d'alimentation du gaz combustible au brûleur principal (Le brûleur pilote restera en service);



- En cas de pression très basse / pression très haute sur la ligne de gaz pilote au brûleur, 30-PALL/PAHH-1004A/B/C activeront le verrouillage 30-I-1058 et fermeront la vanne d'alimentation du gaz combustible et la vanne d'alimentation du gaz de pilote au brûleur principal et au brûleur pilote.

Les blocs mentionnés ci-dessus peuvent être activés à partir de la salle de contrôle en appuyant sur les boutons poussoirs HS-1 ou HS-2 situés sur le panneau local.

En cas de manque d'air instrument, le gaz de régénération contourne les colonnes 30-C4 A/B via la vanne 30-XV-18, en déviant le flux dans le réseau de gaz combustible ou vers le réseau Blow-down. Dans le four, l'utilisation de vapeur à basse pression a été prévue pour l'extinction en cas d'incendie (Ligne 3"-30-LS2-21F-I) ou pour le traitement par trempage de la chambre de combustion. La température du gaz provenant du fond de la colonne 30-C-4A est indiquée par 30-TI-9 et 30-TI-1055. Le 30-TI-1055 peut envoyer l'alarme de température « High / Low » à la salle de contrôle. Le gaz de sortie est refroidi dans le refroidisseur 30-E-13 (Température indiquée par 30-TI-10), et envoyé au réseau de gaz combustible ou au Blow-down sous le contrôle de l'instrument 30-PIC-12.

La fin de la phase de réchauffage est signalée par le dispositif 30-TI-1055 et réinitialisée via le relais de phase [8].

• Refroidissement du lit

La durée de l'opération est de 1het le gaz de refroidissement traversant le four réduit la température de 250 °C à 90 °C. Le refroidissement du lit de tamis moléculaire par gaz s'effectue par des vannes situées à :

Vannes ouvertes : 30-FV-1A / B (En contrôle) / 30-PV-12 (En contrôle) /30-XV-12A / 30-XV-16A, 30-UV-1054.

Vannes fermées : Toutes les autres.

Cette opération consiste en le refroidissement du lit de la colonne 30-C-4A par le gaz provenant du reforming ou du réseau de gaz naturel.

Le circuit utilisé pour effectuer une telle opération est le suivant :

4"-30-P7-11A-V –30-FV-1A / B – 4"-30-P8A-11A-V – 4"-30-P8-11A-I – 30-XV-12A– 30-C-4A – 30-XV-16A –4"-30-1004-A1A-IH - 4"-30-P9-11A-I –30-E-13 - 4"-30-FG5-11I-V- PIC-12V – RESEAU DE GAZ COMBUSTIBLE OU Blow-down [8].



• Remplissage du lit

La durée de l'opération est de 120 min, Le GPL aspiré par les pompes 30-P-7 A/B de l'accumulateur 30-V-6, est envoyé par la ligne 1 1/2"-30-P16-11A-V sur le lit de la colonne 30-C-4A pour le refroidissement. Les gaz développés à partir du GPL, qui entre en contact avec le lit chaud de la colonne 30-C-4A, viennent du sommet de la colonne elle-même par la ligne 4"-30-P13-11A-V à la température indiquée par 30-TI-29, ensuite ils sont condensés dans 30-E-8 et successivement collectés dans 30-V-6. La température de GPL condensé en aval de 30-E-8 est indiquée par 30-TI-1052. La phase de condensation, réglée à la pression de 6.7 kg/cm², doit être étendue jusqu'à ce que la température du lit à tamis moléculaire atteigne 38°C. Dans de telles conditions de pression et de température, le GPL doit être en phase liquide. Lorsque la colonne 30-C-4A sera entièrement pleine de GPL, l'instrument 30-LI-12 signalera la fin de la phase et prévoira la réinitialisation du relai de temps. Le programmateur effectuera donc la fermeture des vannes 30-XV-13A, 30-XV-15A et l'arrêt des pompes 30-P-7 A/B. Une fois que la régénération est terminée, la colonne 30-C-4A restera prête à entrer en service, et le cycle d'absorption de 30-C-4B sera terminé. Dès la saturation de la colonne en service (30-C4A), celle en régénération passera automatiquement en service (30-C-4B).

La position des vannes doit être donc être la suivante :

Vannes ouvertes : 30-LV-2 (En contrôle) / 30-PV-2 (En contrôle) / 30-XV-13A / 30- XV-15A.

Vannes fermées : Toutes les autres.

Entre la fin de la régénération et la réadmission successive dans le cycle d'absorption, il y a une marge de temps d'environ 2 heures et 45 minutes [8].

III.2.2. Section de colonne de Dééthaniseur

Dans cette section, la colonne sert à éliminer les gaz légers du GPL. Le fractionnement se fait sur une colonne 30-C-51, c'est-à-dire que le méthane (CH₄) et l'éthane (C₂H₆) sont éliminés.

Le GPL produit par le Topping est traité à travers les colonnes 30-C4 A/B (Tamis moléculaire), est envoyé vers le ballon 30-V-1. Le GPL venant de l'unité de Magnaforming (U100) entre dans la ligne d'alimentation au 30-V-1 (Accumulateur de charge) à travers le



circuit de traitement du tamis moléculaire car le GPL de cette unité ne contient ni soufre ni anhydre. Les courants sont mélangés dans l'accumulateur 30-V-1 et son contenu constitue l'alimentation du dééthaniseur (30-E-51).

Les principales variables de procédé pour cette colonne sont la pression et la température. Les pressions et températures de la zone d'alimentation sont respectivement : 29,7 kg/cm², 61°C. La colonne fonctionne à une pression de 29,6 kg/cm² et une température de tête de 53 °C.

Cependant, les conditions opératoires en pied de la colonne sont une pression de 29,9 kg/cm² et une température de 118 °C.

La charge GPL de la colonne C-51 est prélevée du ballon V1 par les pompes MP-51 A /B. Il est réchauffé dans la calandre de l'échangeur de chaleur 30-E-1, par le butane du fond de la colonne C-3. La colonne de dééthanisation C-51 est composée de 25 plateaux, reçoit la charge du GPL au niveau de plateau 17. Elle permet le fractionnement du GPL en C1+C2 et C3+C4.

Les vapeurs de tête de colonne, sont condensées dans les condenseurs à eau 30-E-9 et 30-E-54 puis recueillies dans l'accumulateur de reflux 30-V-2. Le liquide accumulé dans le récipient de tête 30-V-2 est aspiré par les pompes MP-52 A /B et renvoyé intégralement en tête de la colonne C-51 (25^{ème} plateau).

Le produit de fond de 30-C-51 entre dans la calandre du rebouilleur 30-E-51 où il est chauffé avec de l'huile chaude (250°C). Le fond de la colonne 30-C-51 est constitué de GPL dééthanisé, qui alimente la colonne 30-C-3 [8].

III.2.2.1. Effet de la pression sur les produits

La pression de la colonne est régulée par le débit de vapeur vers le Blow-down / au collecteur de gaz combustible à travers les vannes de régulation 30-PV-9A/B installées en tête du 30-V-2. En général, la pression de tête d'une colonne n'est pas considérée comme une variable opératoire. Cependant, si la pression de fonctionnement est élevée et que la température à la sortie du rebouilleur est stable, la vapeur de tête sera plus légère. De même, le produit de fond sera plus léger que les spécifications de conception du produit. Cela mène les produits légers à être piégés dans le produit de fond entrant dans le splitter (Colonne de séparation) de C3/C4. Par conséquent, le produit propane de tête du splitter (Colonne de séparation) de C3/C4 contient les composants plus légers et le produit butane de fond contient



la fraction de propane. A température constante en sortie de rebouilleur, la pression de tête chute et l'évaporation en pied de colonne augmente. Cela augmente la quantité de lourds dans les vapeurs de tête et peut aspirer du propane dans le collecteur de gaz combustible [8].

III.2.2.2. Effet de la température sur les produits

La température est une autre variable qui affecte la qualité du produit. La température dans cette colonne est principalement contrôlée par la température de sortie du rebouilleur ou l'apport de chaleur du rebouilleur. Le rebouilleur est chauffé à l'huile chaude. La température du rebouilleur est réglée par le contrôle du débit d'huile chaude à travers le rebouilleur par 30-TIC-1151 via les vannes de contrôle 30-TV-1151A et 30-TV-1151B. Si la température en sortie du rebouilleur est élevée, la température et la pression entête de la colonne augmente. Des températures plus élevées à la sortie du rebouilleur augmentent l'ébullition, ce qui entraîne une pression de refoulement et une température plus élevées. Cela augmente la quantité de composants lourds dans les vapeurs de tête et peut amener du propane dans le collecteur du gaz combustible. De la même manière, en cas de température basse à la sortie du rebouilleur, la condition de température plus basse, en tête de colonne, prévaudra. Cela verrouille les produits légers à être piégés dans le produit de fond qui entrant dans le splitter (Colonne de séparation) de C3/C4. A cause de cela, le produit propane de tête contient des légers et le produit butane de fond contient une quantité de propane [8].

III.2.3 Section de colonne de séparation C3/ C4 « Dépropaniseur »

La colonne C-3, constituée de 30 plateaux, est alimentée en GPL dééthanisé vers le plateau 11 à une température de 81 °C et une pression de 13,6 kg/cm² sous contrôle de débit par (30-FIC-1152). La pression et la température sont de 13,4 / 13,7 kg/cm², 41 / 91 °C entête et au fond, respectivement. Le produit de tête de colonne est condensé dans les refroidisseurs à eau E7 A/B et E53.

Le liquide accumulé dans le récipient 30-V-04, est aspiré par les pompes MP53 A/B et envoyé comme reflux de tête à la colonne (Sur le 30^{ème} plateau).

La production de tête constituée par le propane, est envoyée au stockage par les pompes MP55 A/B. Un dispositif de contrôle de niveau sur 30-V-4, peut actionner l'une ou l'autre des vannes selon la quantité de propane vers le stockage.



Le ballon de reflux du splitter C3 (30-V-4) fonctionne à la pression 12,8kg/cm², et à la température 38°C, La pression de ce ballon est contrôlée par (30-PIC-1253).

Le produit de fond de colonne est réchauffé dans le rebouilleur 30-E-52. Le réchauffage dans le rebouilleur est assuré par de l'huile chaude et le flux d'huile chaude est également contrôlé par (30-FIC-1251) via la vanne (30-FV-1251) installée sur la ligne de retour d'huile [8].

III.2.3.1. Effet de la pression sur les produits

La pression de tête de la colonne est contrôlée par le 30-PIC-1256 en régulant le débit à la sortie du condenseur de tête à travers la vanne 30-PV-1256. Il s'agit d'une méthode de contrôle « Vary Condensing Surface Area » (Variation de zone de la surface de condensation). En général, la pression de tête est stable et n'est pas considérée comme une variable opératoire. Cependant, des pressions de fonctionnement élevées et des températures stables à la sortie du rebouilleur modifient la composition du produit. La pression de fonctionnement est trop élevée, ce qui entraîne moins d'évaporation à la même température et finalement des produits de tête plus légers. Cependant, dans ce cas, la quantité de propane dans le produit de fond augmente directement. De la même manière, si la pression de tête est réduite, la vaporisation des composants lourds se produit également à la même température qui rendra le produit de tête plus lourd. Cela introduit une certaine quantité de butane dans le produit propane de tête de colonne [8].

III.2.3.2. Effet de la température sur les produits

La température est également une variable qui affecte la qualité du produit. La température dans cette colonne est principalement contrôlée par la température de sortie du rebouilleur ou l'apport de chaleur du rebouilleur. Le rebouilleur est chauffé à l'huile chaude. La température du rebouilleur est contrôlée en régulant le débit d'huile chaude à travers le rebouilleur par le régulateur 30-TIC-1251 à l'aide de les vannes de régulation 30-TV-1251A et 30-TV-1251B. De plus, la température de tête peut être également contrôlée en régulant le débit de reflux dans la colonne. Si la température en sortie du rebouilleur est élevée, la température en tête va augmenter, entraînant une augmentation de la pression. La sortie du rebouilleur est chaude, ce qui augmente l'évaporation, augmentant la pression et la température en tête de colonne. En conséquence, la quantité de lourds dans la vapeur de tête augmente et le produit de tête contient du propane et du butane. De la même manière, si la



température de sortie du rebouilleur est basse, la température en tête de colonne sera également basse. Cela réduit l'évaporation des éléments légers sur les plateaux du fond de la colonne. Cela poussera les légers, qui entrent dans le splitter (Colonne de séparation) de C3/C4, à être piégés dans le produit de fond. En conséquence, le produit butane de fond contient une quantité de propane plus légère.

Le butane sort du rebouilleur 30-E-52. La charge de la colonne 30-C-51 est réchauffée dans l'échangeur de chaleur 30-E-01 (Côté tube), refroidie dans le refroidisseur 30-E-12 A/B puis envoyée en continu vers le stockage.

L'analyseur d'humidité (30-AI-1) a été installé sur la ligne de produit du propane, en amont du séchoir (30-X-61) pour mesurer la teneur en humidité du produit. Le propane est acheminé vers un sécheur (30-X-61) avant d'être envoyé au réservoir de stockage de propane. Après 30-X-61, la teneur en humidité finale de produit du propane est mesurée par AI-1252 avant que le propane soit envoyé au réservoir de stockage du propane [8].

III.3. Base du design

L'unité 30 reçoit du GPL provenant de l'unité de Topping (U10) et de l'unité de Magnaforming (U100). Cette unité effectue essentiellement la séparation du propane et du butane. Dans le cadre de la rénovation, les modifications importantes suivantes ont été effectuées :

- La capacité de dééthanisation a été augmentée par le remplacement de la colonne existante par une nouvelle colonne;
- Aucun changement matériel n'a été effectué sur les sécheurs existants de GPL de type moléculaire, à part le remplacement du lit d'élimination de H₂S par un lit d'élimination de l'eau. Par conséquent, les deux lits des sécheurs seront utilisés pour l'élimination de l'eau;
- Le sécheur, à régénération, a été installé pour enlever l'humidité du propane produit avant son transfert au stockage;
- Quelques modifications ont été effectuées sur la capacité des pompes/échangeurs [8].



III.3.1. Capacité de l'unité

Une unité existante (Unité 30) reçoit la charge de GPL à partir de l'unité Topping et de l'unité Magnaforming. La capacité de design de la Réhabilitation de l'unité Gaz plant-I existante sera de 46851 kg/h incluant 43091 kg/h à partir de l'unité de Topping et 3760 kg/h à partir de l'unité de Magnaforming [8].

III.3.2. Facteur de marche

Le facteur de marche pour atteindre le taux de traitement horaire de l'unité doit être de 8000 heures par an [8].

III.3.3. Capacité à débit moyen de l'unité

Le débit moyen de l'unité doit être considéré comme 50% de la capacité du design [8].

III.3.4. Cas de design de l'unité

L'étude doit être effectuée sur la base d'une coupe de GPL découlant du traitement du pétrole brut de Hassi Messaoud [8].

III.3.5. Alignement opérationnel de la charge de l'unité Gaz plant-I

L'alignement de la charge de l'unité Gaz plant-I pour le scénario de fonctionnement normal doit être comme suit :

- Gaz plant-I (Unité 30) : GPL provenant de l'unité Topping-I vers l'unité Gaz plant-I avec le GPL provenant de l'unité Magnaforming;
- Gaz plant-II (Unité 31) : GPL provenant de l'unité Topping-II) vers l'unité Gaz plant-II avec le GPL provenant de l'unité Magnaforming [8].

Cependant, les dispositions adéquates doivent être prévues pour :

- Traitement du GPL provenant de l'unité Topping-10 dans l'unité Gaz plant-II;
- Traitement du GPL provenant de l'unité Topping-11 dans l'unité Gaz plant-I [8].

III.3.6. Spécifications des produits et garanties

Les spécifications des produits selon le BEDD (Données d'Etude d'Engineering de Base) sont données dans le tableau III.1.

**Tableau III.1 : Spécifications des produits de l'unité Gaz plant [8].**

Caractéristiques	Unités	Propane	Butane
Teneur en C3	% Poids	98,5 min	----
Résidus non-volatils en " ml " sur 100 ml (Max)	ASTM D-2158	0,05	----
Teneur en eau.	PPMW	< 20	----
Pression de vapeur à 100 ° F, PSIG (Max)	ASTM D-1267	208	70
95% de température d'évaporation, °F (Max)	ASTM D-1837	(-) 37	36

III.3.7. Récupération des produits

Les taux de récupération des différents composants sont les suivants :

❖ Récupération du propane

La récupération du propane décrite comme le ratio entre la quantité en poids du propane contenu dans le total des produits liquides et la quantité en poids du propane contenu dans la charge de l'unité multipliée par 100 sera au minimum 86,5 [8].

❖ Récupération du butane

La récupération du butane est décrite comme le rapport entre la quantité en poids du butane contenu dans le total des produits liquides et la quantité en poids du butane contenu dans la charge de l'unité multipliée par 100 sera au minimum 99,7 [8].

III.3.8. Flexibilité

Selon la philosophie du design, l'unité 30 a été conçue de manière à fonctionner normalement pendant le traitement du GPL provenant de l'unité de distillation atmosphérique (Unité 10) fonctionnant à 50% de sa capacité nominale et du GPL provenant de l'unité Magnaforming (Unité 100) fonctionnant à 50% de sa capacité nominale. En outre, la qualité



des produits et les taux de récupération seront identiques aux valeurs spécifiées dans les sections (III.3.5 et III.3.6) [8].

III.3.9. Consommations des utilités

La consommation des utilités de l'unité 30 pendant le fonctionnement normal ne dépassera pas les valeurs qui sont représentés dans le tableau III.2.

Tableau III.2 : Valeurs de consommation des utilités pour l'unité Gaz plant-I [8].

Description	Unités	Consommation
Energie électrique incluant les besoins des items des fournisseurs.	(KW)	110% des valeurs de design
Eau de refroidissement incluant les besoins des items des fournisseurs.	(m ³ /h)	110% des valeurs de design
Vapeur incluant les besoins des items des fournisseurs.	(kg/h)	110% des valeurs de design

III.3.10. Conditions des fluides process

Les conditions, en limites de batterie de l'unité Gaz plant-I, de tous les courants entrants et sortants sont représentées dans le tableau III.3.

Tableau III.3 : Conditions des courants de process en limites de batterie de l'unité [8].

Flux	Pression (kg/cm ² g)	Température (°C)	Source / Destination
Alimentation GPL	8,6	38	Topping (U10)
Alimentation GPL	6,1	38	Magnaforming (U100)
Gaz combustible	3,5	38	Réseau de gaz combustible
Propane	19	38	Stockage de propane
Butane	8,1	38	Stockage de butane



III.4. Différents système de contrôle dans l'unité Gaz plants-I

III.4.1. Système de traitement à tamis moléculaire

Le contrôle de cette section est fondé sur la section de contrôle spécialisée conçue par le fournisseur. La description détaillée des étapes du contrôle a été déjà présentée dans la section III.2 « Description du procédé détaillée » [8].

III.4.2. Système de contrôle de la colonne de dééthanisation

❖ Contrôle de la pression

La pression dans la colonne est contrôlée par le régulateur split-range 30-PIC-9 via les vannes 30-PV-9A/B installées sur la ligne de tête du ballon de reflux. Les vannes de régulation 30-PV-9A et 30-PV-9B sont connectées respectivement au collecteur de gaz combustible et au collecteur de Blow-down. Il s'agit essentiellement d'un système de régulation en split-range. En fonctionnement normal, la vapeur est envoyée au collecteur de gaz combustible [8].

❖ Contrôle du débit

Le débit de la charge à la colonne 30-C-51 est contrôlé par 30-FIC-4 qui fonctionne en cascade avec 30-LIC-3 installé sur l'accumulateur 30-V-1. Les alarmes de débit « High/Low » (30-FAH-4 et 30-FAL-4) sont envoyées à la salle de contrôle pour les positions de débit « High/Low » à la colonne 30-C-51 [8].

❖ Contrôle du niveau

Le niveau dans le fond de la colonne 30-C-51, constitué par du GPL dééthanisé, est contrôlé par 30-LIC-6, qui travaille en cascade avec 30-FIC-1152 qui régule le débit d'alimentation à la colonne 30-C-3 à travers la vanne 30-FV-1252 installée sur la ligne 6"-P-30-1166-B1A-IH. La vanne 30-LI-1151 envoie une alarme 30-LALL-1151 de niveau « Low/Low » à la salle de contrôle [8].

❖ Contrôle de la température

Dans ce cas, la colonne fonctionne à reflux total. Pour cette raison, la température de la colonne est principalement contrôlée par l'apport de chaleur du rebouilleur (30-E-51). La



chaleur nécessaire à la vaporisation de la fraction de tête (C1+C2) et une certaine quantité de chaleur correspondant au reflux interne en fond de colonne sont fournies par le rebouilleur d'huile chaude 30-E-51. Le produit de fond de 30-C-51 à la température spécifiée dans 30-TI-13 entre dans le rebouilleur 30-E-51 (Côté calandre), où il est chauffé avec de l'huile chaude à la température réglée par le régulateur split-range 30-TIC-1151 via les vannes 30-TV-1151A/B installées sur le côté huile chaude. La température de retour du liquide rebouilli est indiquée par 30-TI-1151. Le 30-TI-1151 peut envoyer les alarmes 30-TAH-1151 et 30-TAL-1151 de température « High/Low » à la salle de contrôle [8].

III.4.3. Système de contrôle du splitter de C3/C4

❖ Contrôle de la pression

La pression de tête de la colonne est réglée par 30-PIC-1256 à travers la vanne 30-PV-1256 installée sur la ligne à la sortie du condenseur de produit de tête 10"-P-30-1260-A1A. Cette vanne contrôle la zone de surface condensable dans le condenseur et par conséquent, contrôle le procédé de condensation et la pression dans la colonne.

En outre, la régulation de la pression du ballon de reflux de la tête du splitter de C3/C4 (30-V-4) est assurée par le régulateur 30-PIC-1253 à travers les vannes 30-PV-1253 A et B installées sur les lignes 2"-FG-30-1201-A1A et 2"-BD-30-1260-A1A respectivement. Le 30-PIC-1253 est un régulateur split-range qui peut envoyer l'excès de vapeur au collecteur de gaz combustible ou au Blow-down selon la sévérité des conditions [8].

❖ Contrôle de débit

Le débit de la charge à la colonne 30-C-3 est réglé par 30-FIC-1252 qui fonctionne en cascade avec 30-LIC-6 installé sur l'accumulateur 30-C-51. Les alarmes de débit « High/Low » (30-FAH-1252 et 30-FAL-1252) sont envoyées à la salle de contrôle pour les positions de débit « High/Low » dans la colonne 30-C-3.

Le débit de reflux de tête de la colonne (Sur le 30ème plateau) est réglé par 30-FIC-9 à travers la vanne de régulation du débit 30-FV-9 installée sur la ligne de reflux 6"-P-30-1262-B1A.

Le produit de tête, constitué par de propane, est envoyé au stockage à travers les pompes 30-P-55 A/B à un débit contrôlé, en cascade, par 30-LIC-14 (équipé d'alarmes de niveau « High-Low / Low-Low » 30-LAH-14, 30-LAL-14 et 30-LALL-14 respectivement) et



30-FIC-12 à travers la vanne de régulation de débit 30-FV-12 installée sur la ligne de refoulement de la pompe 3"-P-30-1270-B1A [8].

❖ Contrôle du niveau

Le niveau dans le ballon de reflux est contrôlé par 30-LIC-9 (équipé d'alarmes de niveau « High-High / High-Low » 30-LAH-9, 30-LAHH-9 et 30-LAL-9 respectivement). Le 30-LIC-9 est en cascade avec le 30-FIC-12 qui maintient éventuellement le niveau dans le ballon en régulant le débit du produit propane à travers la vanne 30-FV-12 installée sur la ligne de refoulement de la pompe de produit 3"-P-30-1270-B1A.

Dans ce cas, le produit de fond est prélevé directement du rebouilleur, le contrôle du niveau dans le rebouilleur est donc important. Le régulateur de niveau 30-LIC-8, installé dans le rebouilleur 30-E-52 agit sur une vanne automatique 30-LV-8, installée devant le refroidisseur 30-E-12 qui contrôle le débit du butane au stockage (Le débit enregistré par 30-FI-13 installé en amont de 30-LV-8). Le 30-LIC-8 peut envoyer les alarmes 30-LAHH/LAH/LAL-8 « High-High / High-Low » à la salle de contrôle [8].

❖ Contrôle de la température

Dans cette colonne, la température peut être contrôlée principalement par les deux régulateurs, étant donné les deux sources de chaleur disponibles dans la colonne. La température de la tête peut être contrôlée en variant le débit du reflux à travers la vanne 30-FV-9 installée sur la ligne de reflux 6-P-30-1262-B1A. Cependant, cette vanne ne contrôle pas directement la température de la tête. Toutefois, l'opérateur peut l'utiliser comme variable pour compenser les changements de température inattendus dans la colonne. Mais, le profil de température général de la colonne détermine principalement l'apport de chaleur par le rebouilleur. La température du fond de la colonne est contrôlée par l'apport de chaleur du rebouilleur 30-E-52 (Type Kettle), à la température entrée/sortie indiquée par 30-TI-23 et 30-TI-24 respectivement. Le rebouilleur réchauffe avec de l'huile chaude. La température du rebouilleur est régulée par le régulateur split-range 30-TIC-1251 à travers les vannes 30-TV-1251A/B installées sur le retour d'huile chaude 8"-HO-30-1252-B1A-IH et la ligne de dérivation 8"-HO-30-1153-B1A-IH, respectivement [8].



III.5. Conclusion

Ce chapitre nous a permis de donner une description détaillée de l'unité de gaz plant-I (Unité 30) qui comporte trois sections : Section de traitement d'alimentation (GPL), Section de colonne de « Dééthaniseur » et section de colonne de séparation C3/C4 « Dépropaniseur »

Dans le chapitre qui suit, nous présenterons les résultats et discussion relatifs au calcul et la vérification de la colonne de dépropaniseur et de son ballon de reflux.

Chapitre IV

Résultats et discussion

IV.1. Problématique

Le dépropaneur (C-03) est une colonne de rectification qui sert à fractionner le résidu provenant du dééthaneur du GPL riche en C3 et C4 avec une teneur en c_2^- et c_5^+ ne dépassant pas respectivement 1% et 0,4% molaire.

Cette colonne fonctionne avec les paramètres opératoires suivants : Température, pression, taux de reflux froid et taux de rebouillage. L'effet de la charge d'alimentation joue un rôle important dans la détermination de la qualité du distillat et du résidu et également la quantité produite.

Tout changement de ces paramètres influe sur le fonctionnement du dépropaneur et rendent nécessaire le calcul et la vérification des paramètres de fonctionnement de cet appareil ainsi que le dimensionnement de ce dernier avec le débit de charge actuel, en les comparant avec ceux de design pour permettre non seulement de vérifier les paramètres de fonctionnement mais également l'obtention d'un produit fini répondant aux spécifications exigées avec des paramètres calculés en plein régime, on a d'après le design :

Teneur massique admise de :

➤ C4 dans le résidu est de : 98,8% (minimum).

Teneurs massiques admises de :

➤ C3 dans le distillat est de : 98,5% (minimum);

➤ C3 dans le résidu est de : 0,23% (maximum).

On a utilisé le modèle FUG (Fenske, Underwood, Gilliland) pour refaire les calculs basant sur les données actuelles et comparer les résultats obtenus avec les paramètres du design.

Notre étude consiste à calculer et dimensionner la colonne de fractionnement C-03 (Dépropaneur) et son ballon de reflux V-04, afin de vérifier la performance de cette colonne de l'unité de Gaz plant I (U30) au niveau de la raffinerie de Skikda (RA1/K).

IV.2. Calcul de la colonne de dépropaneur C-03 (Cas Actuel)

IV.2.1. Ordre de calcul

A partir de la composition molaire de la charge, on détermine les compositions et les débits molaires et massiques de chaque constituant :

- Calcul de la composition du distillat et résidu.
- Calcul des pressions et des températures dans la colonne.
- Calcul de la volatilité relative dans différentes zones de la colonne.
- Calcul du taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation.
- Calcul du taux de reflux minimal et optimal.
- Calcul du taux de rebouillage minimal et optimal.
- Calcul du nombre de plateaux théoriques.
- Calcul de dimensionnement de la colonne.

IV.2.2. Données de départ

Les données de départ sont :

- Débit d'alimentation de la colonne égal à : $L' = 632,7281 \text{ kmole/h}$
- Composition molaire de la charge est regroupée dans le tableau IV.1.

Tableau IV.1 : Composition molaire de la charge.

N	Constituant	Composition molaire X'_{Li}
1	C_2H_6	0,0020
2	C_3H_8	0,2105
3	<i>i</i> - C_4H_{10}	0,2020
4	<i>n</i> - C_4H_{10}	0,5819
5	<i>i</i> - C_5H_{12}	0,0029
6	<i>n</i> - C_5H_{12}	0,0006
Total		1

- Teneur du i-butane dans le distillat = 0,30% (molaire).
- Teneur du n-butane dans le distillat = 0,17% (molaire).
- Teneur de propane dans le résidu = 0,27% (Molaire).

IV.2.3. Calcul de la composition massique et molaire de chaque constituant de la charge d'alimentation

La composition molaire et la masse molaire sont calculées à partir les relations suivantes :

$$X_{Li} = X'_{Li} \cdot M_i / \sum (X'_{Li} \cdot M_i) \quad (\text{IV.1})$$

$$M_L = M_m = \sum (X'_{Li} \cdot M_i) \quad (\text{IV.2})$$

Les résultats obtenus sont présentés dans le tableau IV.2.

Tableau IV.2 : Compositions et débits molaires et massiques de la charge.

N	Constituant	M_i	Composition molaire X'_{Li}	$M_i \cdot X'_{Li}$ (Kg/kmol)	Composition massique X_{Li}	Débit	
						L (Kg/h)	L' (K mole/h)
1	C_2H_6	30,07	0,0020	0,0604	0,0011	38,2092	1,2707
2	C_3H_8	44,09	0,2105	9,2819	0,1683	5872,9211	133,2030
3	<i>i</i> - C_4H_{10}	58,12	0,2020	11,7428	0,2129	7430,0016	128,0663
4	<i>n</i> - C_4H_{10}	58,12	0,5819	33,8187	0,6131	21398,0431	367,9427
5	<i>i</i> - C_5H_{12}	72,15	0,0029	0,2105	0,0038	133,2033	1,8462
6	<i>n</i> - C_5H_{12}	72,15	0,0006	0,0455	0,0008	28,8007	0,3992
Total			1,0000	55,1598	1,0000	34901,1790	632,7281

A partir du tableau ci-dessus, on trouve $M_m = 55,1598$ kg/kmole.

Sachant que :

$$L = L' \cdot M_m \quad (\text{IV.3})$$

$$L = L' \cdot M_m = 632,7281 \times 55,1598 \quad \text{d'où : } \boxed{L = 34901,179 \text{ kg/h}}$$

IV.2.4. Calcul de la composition du distillat et du résidu

- Élément clé léger : C_3H_8
- Élément clé lourd : $n - C_4H_{10}$
- % molaire du C_3 en C_4 : 0,27 %
- % molaire du C_4 en C_3 : 0,47%

On suppose que le distillat est dépourvu du C_5 + donc $Y'_{Di5} = Y'_{Dn5} = 0$

Aussi le résidu est à son tour dépourvu de l'éthane C_2 ce qui fait que : $X'_{RC2} = 0$

Et en définitif on aura : $Y'_{Di5} = Y'_{Dn5} = X'_{RC2} = 0$

IV.2.4.1. Bilan matière

Bilan matière globale : $L' = D' + R'$ (IV.4)

Bilan matière partielle : $L' \cdot X'_{Li} = D' \cdot Y'_{Di} + R' \cdot X'_{Ri}$ (IV.5)

Donc :

Bilan molaire :

$$L' \cdot X'_{L2} = D' \cdot Y'_{D2} + R' \cdot X'_{R2}$$

$$L' \cdot X'_{L3} = D' \cdot Y'_{D3} + R' \cdot X'_{R3}$$

$$L' \cdot X'_{Li4} = D' \cdot Y'_{Di4} + R' \cdot X'_{Ri4}$$

$$L' \cdot X'_{Ln4} = D' \cdot Y'_{Dn4} + R' \cdot X'_{Rn4}$$

$$L' \cdot X'_{Li5} = D' \cdot Y'_{Di5} + R' \cdot X'_{Ri5}$$

$$L' \cdot X'_{Ln5} = D' \cdot Y'_{Dn5} + R' \cdot X'_{Rn5}$$

D'où :

$$L' \cdot X'_{L2} = D' \cdot Y'_{D2} \quad (1)$$

$$L' \cdot X'_{L3} = D' \cdot Y'_{D3} + R' \cdot X'_{R3} \quad (2)$$

$$L' \cdot X'_{Li4} = D' \cdot Y'_{Di4} + R' \cdot X'_{Ri4} \quad (3)$$

$$L' \cdot X'_{Ln4} = D' \cdot Y'_{Dn4} + R' \cdot X'_{Rn4} \quad (4)$$

$$L' \cdot X'_{Li5} = R' \cdot X'_{Ri5} \quad (5)$$

$$L' \cdot X'_{Ln5} = R' \cdot X'_{Rn5} \quad (6)$$

En additionnant et on obtient : (3) + (4) + (5) + (6) = (7)

$$L' \cdot X'_{Li4} + L' \cdot X'_{Ln4} + L' \cdot X'_{Li5} + L' \cdot X'_{Ln5} = D' \cdot Y'_{Di4} + R' \cdot X'_{Ri4} + R' \cdot X'_{Rn4} + R' \cdot X'_{Ri5} + R' \cdot X'_{Rn5} \quad (7)$$

En remplaçant R' par L' - D' dans l'équation (7) et on obtient :

$$L' \cdot (X'_{Li4} + X'_{Ln4} + X'_{Li5} + X'_{Ln5}) = D' \cdot (Y'_{Di4} + Y'_{Dn4}) + (L' - D') \cdot (X'_{Ri4} + X'_{Rn4} + X'_{Ri5} + X'_{Rn5}) \quad (8)$$

On sait que d'après la théorie que : $\sum X'_i = 1$ (IV.6)

Application numérique :

$$X'_{Ri4} + X'_{Rn4} + X'_{Ri5} + X'_{Rn5} = 1 - 0,0027 X'_{Ri4} + X'_{Rn4} + X'_{Ri5} + X'_{Rn5} = 0,9973$$

$$498,2544 = D' \cdot (Y'_{Di4} + Y'_{Dn4}) + (L' - D') \cdot 0,9973$$

$$D' = [498,2544 - (L' \cdot 0,9973)] / 0,0047 - 0,9973 \quad D' = (132,7653) / 0,9926$$

D'où : **D'=133,7551 kmol/h**

$$R' = L' - D' \quad (IV.7)$$

$$R' = 632,7281 - 133,7551$$

D'où : **R'=498,973 kmol/h**

➤ A partir de la relation (1), on trouve :

$$Y'_{D2} = L' \cdot X'_{L2} / D' \quad (IV.8)$$

Application numérique : $Y'_{D2} = 1,2707 / 133,7551$

D'où : $Y'_{D2} = 0,0095$

➤ A partir de la relation (2), on trouve :

$$Y'_{D3} = (L'.X'_{L3} - R'.X'_{R3}) / D' \quad (IV.9)$$

Application numérique : $Y'_{D3} = 0,9858$

➤ A partir de la relation (3), on trouve :

$$X'_{Ri4} = (L'.X'_{Li4} - D'.Y'_{Di4}) / R' \quad (IV.10)$$

Application numérique : $X'_{Ri4} = 0,2554$

➤ A partir de la relation (4), on trouve :

$$X'_{Rn4} = (L'.X'_{Ln4} - D'.Y'_{Dn4}) / R' \quad (IV.11)$$

Application numérique : $X'_{Rn4} = 0,7374$

➤ A partir de la relation (5), on trouve :

$$X'_{Ri5} = L'.X'_{Li5} / R' \quad (IV.12)$$

Application numérique : $X'_{Ri5} = 0,0037$

➤ A partir de la relation (6), on trouve :

$$X'_{Rn5} = L'.X'_{Ln5} / R' \quad (IV.13)$$

Application numérique : $X'_{Rn5} = 0,0008$

Remarque :

➤ Masse moléculaire moyenne du Résidu : $M_{mR} = \sum (M_i . X'_{Ri})$

➤ La fraction massique du Résidu est donnée par la relation : $X_{Ri} = M_i . X'_{Ri} . \sum (M_i . X'_{Ri})$.

➤ Masse moléculaire moyenne du distillat : $M_{mD} = \sum (M_i . Y'_{Di})$.

➤ La fraction massique du distillat est donnée par la relation : $Y_{Di} = M_i . Y'_{Di} . \sum (M_i . Y'_{Di})$.

➤ Les débits d'alimentation du distillat et du résidu sont présentés dans le tableau IV.3.

Tableau IV.3 : Compositions et débits molaires de la charge, du distillat et du résidu.

Constituant	Charge (K mole/h)		Distillat (K mole/h)		Résidu (K mole/h)	
	X'_{Li}	$L' \cdot X'_{Li}$	Y'_{Di}	$D' \cdot Y'_{Di}$	X'_{Ri}	$R' \cdot X'_{Ri}$
C_2H_6	0,0020	1,2707	0,0095	1,2707	0,0000	0,0000
C_3H_8	0,2105	133,2030	0,9858	131,8558	0,0027	1,3472
$i - C_4H_{10}$	0,2020	127,8133	0,0030	0,4013	0,2554	127,4377
$n - C_4H_{10}$	0,5819	368,1845	0,0017	0,2274	0,7374	367,9427
$i - C_5H_{12}$	0,0029	1,8462	0,0000	0,0000	0,0037	1,8462
$n - C_5H_{12}$	0,0006	0,3992	0,0000	0,0000	0,0008	0,3992
Total	1,0000	632,7281	1,0000	133,7551	1,0000	498,9730

IV.2.5. Calcul de la pression et la température dans la colonne

IV.2.5.1. Pression et température dans le ballon de reflux

A la pression $P_b = 12,8$ atm (Cas design), on a une condensation totale ($Y'_{Di} = X'_{Di}$).

La température dans le ballon de reflux est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase liquide et le nomogramme de SCHEIBEL et JENNY (Voir l'Annexe (02)).

$$(K_i \cdot X'_i) = 1 \quad (\text{IV.14})$$

Les résultats obtenus sont portés dans le tableau IV.4.

Tableau IV.4 : Valeurs de la constante d'équilibre dans le ballon de reflux.

Constituants	Y'_{Di}	K_i à 12,8 atm	$K_i \cdot X'_{Di}$
C_2H_6	0,0095	2,8500	0,0271
C_3H_8	0,9858	0,9850	0,9710

$i - C_4H_{10}$	0,0030	0,4500	0,0014
$n - C_4H_{10}$	0,0017	0,3500	0,0006
$i - C_5H_{12}$	0,0000	0,1500	0,0000
$n - C_5H_{12}$	0,0000	0,1150	0,0000
Total	1,0000	---	1,0000

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une température : $t_b = 36,5 \text{ }^\circ\text{C}$

IV.2.5.2. Pression et température au sommet de la colonne

La pression en tête de la colonne est calculée d'après l'équation qui tient compte des pertes de charge dues aux résistances des conduites et du condenseur :

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \quad (\text{IV.15})$$

Avec : $\Delta P_1 = [0,1-0,4]$

ΔP_1 que nous avons choisi est : 0,2 atm.

Donc : $P_s = 12,8 + 0,2 = 13 \text{ atm}$

En appliquant le théorème de l'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 1 \quad (\text{IV.16})$$

On obtient les résultats qui sont mentionnés dans le tableau IV.5.

Tableau IV.5 : Valeurs de la constante d'équilibre du distillat.

Constituants	Y'_{Di}	$K_i \text{ à } 13 \text{ atm}$	$\frac{Y'_{Di}}{K_i}$
C_2H_6	0,0095	2,8700	0,0033
C_3H_8	0,9858	1,0000	0,9858

$i - C_4H_{10}$	0,0030	0,4900	0,0061
$n - C_4H_{10}$	0,0017	0,3600	0,0047
$i - C_5H_{12}$	0,0000	0,1600	0,0000
$n - C_5H_{12}$	0,0000	0,1200	0,0000
Total	1,0000	---	1,0000

Donc l'isotherme de la phase vapeur est vérifiée pour une température de sommet de la colonne : $T_s = 39\text{ °C}$

IV.2.5.3. Pression et température au fond de la colonne

La pression en tête de la colonne est calculée d'après l'équation qui tient compte des pertes de charge dues aux résistances des plateaux :

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \quad (\text{IV. 17})$$

Avec : $\Delta P_2 = [0.3- 0.5]$, $P_s = 13,0\text{ atm}$

ΔP_2 que nous avons choisi est : 0,4 atm.

Donc : $P_f = 13 + 0,4 = 13,4\text{ atm}$; c'est la pression au fond de la colonne.

Suivant le théorème de l'isotherme de la phase liquide : $(K_i \cdot X'_{Ri}) = 1$

D'où on peut calculer la température de fond t_f .

Tableau IV.6 : Valeurs de la constante d'équilibre du résidu.

Constituants	X'_{Ri}	K_i à 13,4 atm	$K_i \cdot X'_{Ri}$
C_2H_6	0,0000	5,4000	0,0000
C_3H_8	0,0027	2,1500	0,0058
$i - C_4H_{10}$	0,2554	1,1550	0,2950
$n - C_4H_{10}$	0,7374	0,9450	0,6968
$i - C_5H_{12}$	0,0037	0,4900	0,0019

$n - C_5H_{12}$	0,0008	0,4250	0,0003
Total	1,0000	---	0,9998

Donc l'isotherme est vérifiée pour une température de fond de colonne : $t_f = 90,5 \text{ }^\circ\text{C}$

IV.2.6. Calcul des volatilités relatives aux différentes zones de la colonne

Le calcul des volatilités relatives peut être calculé à l'aide de l'équation suivante :

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad (IV.18)$$

Avec :

r : Elément de référence choisi généralement pour l'élément le plus lourd.

Il faut d'abord calculer les K_i de la zone de l'alimentation.

Pour déterminer la pression, en utilisant l'équation suivante :

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \quad (IV.19)$$

$$P_L = (13,0 + 13,4) / 2$$

$$P_L = 13,2 \text{ atm}$$

Pour déterminer la température dans la zone d'alimentation en utilisant l'isotherme de la phase liquide : $\sum(K_i \cdot X'_{Li}) = 1$

Les résultats trouvés sont donnés dans le tableau IV.7.

Tableau IV.7 : Valeurs de la constante d'équilibre de l'alimentation.

Constituants	X'_{Li}	K_i à 13,2 atm	$K_i \cdot X'_{Li}$
C_2H_6	0,0020	4,6000	0,0092
C_3H_8	0,2105	1,7500	0,3684
$i - C_4H_{10}$	0,2020	0,9300	0,1879
$n - C_4H_{10}$	0,5819	0,7500	0,4364

$i - C_5H_{12}$	0,0029	0,3700	0,0011
$n - C_5H_{12}$	0,0006	0,3100	0,0002
Total	1,0000	-	1,0000

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une température d'alimentation de la colonne : $t = 77,5\text{ °C}$

Considérons le $n - C_4$ comme l'élément de référence clé-lourd, donc les valeurs de K_r pour chaque zone sont mentionnées dans le tableau IV.8.

Tableau IV.8 : Valeurs de la constante d'équilibre de l'élément de référence pour chaque zone de la colonne.

Zones	K_r
Alimentation	0,7500
Rectification	0,3600
Epuisement	0,9450

Les valeurs de la constante d'équilibre et le coefficient de volatilité relative moyen pour chaque zone de la colonne sont regroupées dans le tableau IV.9.

Tableau IV.9 : Valeurs de la constante d'équilibre et le coefficient de volatilité relative moyen pour chaque zone de la colonne.

Constituants	Zone d'alimentation		Zone de rectification			Zone d'épuisement		
	K_i	α_{Li}	K_i	α_{Di}	α_{im}	K_i	α_{Ri}	α_{im}
C_2H_6	4,6000	6,1333	2,8700	7,9722	7,0528	5,4000	5,7143	5,9238
C_3H_8	1,7500	2,3333	1,0000	2,7778	2,5556	2,1500	2,2751	2,3042
$i - C_4H_{10}$	0,9300	1,2400	0,4900	1,3611	1,3006	1,1550	1,2222	1,2311
$n - C_4H_{10}$	0,7500	1,0000	0,3600	1,0000	1,0000	0,9450	1,0000	1,0000

$i - C_5H_{12}$	0,3700	0,4933	0,1600	0,4444	0,4689	0,4900	0,5185	0,5059
$n - C_5H_{12}$	0,3100	0,4133	0,1200	0,3333	0,3733	0,4250	0,4497	0,4315

➤ La volatilité moyenne de la zone de rectification est donnée par l'équation suivante :

$$\alpha_{im} = (\alpha_{Li} + \alpha_{Di}) / 2 \tag{IV.20}$$

➤ La volatilité moyenne de la zone d'épuisement est donnée par l'équation suivante :

$$\alpha_{im} = (\alpha_{Li} + \alpha_{Ri}) / 2 \tag{IV.21}$$

IV.2.7. Calcul du taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation

Le taux de vaporisation de la charge de l'alimentation et les compositions des phases liquides et vapeurs à l'entrée sont calculées à l'aide des équations suivantes :

$$X'_{oi} = X'_{Li} / [1 + e'_0 (K_i - 1)] \tag{IV.22}$$

$$Y'_{oi} = K_i \times X'_{oi} \tag{IV.23}$$

Où :

X'_{oi} : Concentration de l'élément « i » dans la zone d'alimentation phase liquide.

Y'_{oi} : Concentration de l'élément « i » dans la zone d'alimentation phase vapeur.

Le taux de vaporisation de la charge est calculé par approximation successive :

$$e'_0 = 0,017943$$

Les résultats des valeurs de X'_{oi} et Y'_{oi} de chaque constituant sont récapitulés dans le tableau IV.10.

Tableau IV.10 : Calcul des valeurs de X'_{oi} et Y'_{oi} de chaque constituant.

Constituants	X'_{Li}	K_i à 13,2atm	$1 + e'_0(K_i - 1)$	X'_{oi}	Y'_{oi}
C_2H_6	0,0020	4,6000	1,0646	0,0019	0,0087
C_3H_8	0,2105	1,7500	1,0135	0,2077	0,3635

$i - C_4H_{10}$	0,2020	0,9300	0,9987	0,2023	0,1881
$n - C_4H_{10}$	0,5819	0,7500	0,9955	0,5845	0,4384
$i - C_5H_{12}$	0,0029	0,3700	0,9887	0,0030	0,0011
$n - C_5H_{12}$	0,0006	0,3100	0,9876	0,0006	0,0002
Total	1	-	-	1,000000	1,000000

IV.2.8. Calcul du taux de reflux

IV.2.8.1. Calcul du taux de reflux minimal par la formule « UNDERWOOD »

Le calcul du taux de reflux minimal est déterminé par l'équation suivante :

$$r_{f \min} = \varphi \sum \left(\frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi} \right) \quad (\text{IV.24})$$

Avec : φ c'est une constante qui varie entre les volatilités des constituants clés lourds et légers, tel que :

$$\alpha_{Ln4} < \varphi < \alpha_{L3} \quad (\text{IV.25})$$

Sachant que : $\alpha_{Ln4} = 1$ et $\alpha_{L3} = 2,3333$

C'est-à-dire : $1 < \varphi < 2,3333$

Le calcul de φ se fait par approximation successive selon l'équation suivante :

$$e'_0 = \sum \frac{\alpha_{Li} X'_{Li}}{\alpha_{Li} \cdot \varphi} \quad (\text{IV.26})$$

On a trouvé que : $\varphi = 1,876092$

Les résultats des valeurs calculées du taux de vaporisation de la charge en fonction du facteur d'équilibre des phases sont représentés dans le tableau IV.11.

Tableau IV.11 : Valeurs du taux de vaporisation de la charge calculées en fonction du facteur d'équilibre des phases.

Constituant	X'_{Li}	α_{Li}	$X'_{Li} \cdot \alpha_{Li}$	$\varphi=1,876092$	
				$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{\alpha_{Li} X'_{Li}}{\alpha_{Li} \cdot \varphi}$
C_2H_6	0,0020	6,1333	0,0123	4,2572	0,0029
C_3H_8	0,2105	2,3333	0,4912	0,4572	1,0743
$i - C_4H_{10}$	0,2020	1,2400	0,2505	-0,6361	-0,3939
$n - C_4H_{10}$	0,5819	1,0000	0,5819	-0,8761	-0,6642
$i - C_5H_{12}$	0,0029	0,4933	0,0014	-1,3828	-0,0010
$n - C_5H_{12}$	0,0006	0,4133	0,0003	-1,4628	-0,0002
Total	1,0000	---	---	---	0,017943

Les résultats des calculs montrent que pour $e'_0 = 0,017943$,

$$\varphi = 1,876092$$

Les résultats du taux de reflux minimal sont illustrés dans le tableau IV.12.

Tableau IV.12 : Valeurs calculées du taux de reflux minimal.

Constituant	α_{Li}	Y'_{Di}	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\left(\frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi}\right)$
C_2H_6	6,1333	0,0095	4,2572	0,0022
C_3H_8	2,3333	0,9858	0,4572	2,1560
$i - C_4H_{10}$	1,2400	0,0030	- 0,6361	- 0,0047
$n - C_4H_{10}$	1,0000	0,0017	- 0,8761	- 0,0019
$i - C_5H_{12}$	0,4933	0,0000	- 1,3828	0,0000
$n - C_5H_{12}$	0,4133	0,0000	- 1,4628	0,0000
Total		1,0000	-	2,1515

$r_{f \min} = 2,1515 \cdot 1,87609$ d'où :

$$r_{f \min} = 4,0365$$

IV.2.8.2. Calcul du taux de reflux optimal

Il est calculé par l'équation de Gilliland :

$$r_{f \text{ opt}} = 1,3 \times r_{f \text{ min}} + 0,33 \quad (\text{IV.27})$$

$$r_{f \text{ opt}} = 5,5775$$

IV.2.9. Calcul du taux de rebouillage

IV.2.9.1. Calcul du taux de rebouillage minimal

Le taux de rebouillage minimal est calculé par la formule suivante :

$$-r_{b \text{ min}} = \sum \frac{a_{Li} \cdot X'_{Ri}}{a_{Li} - \varphi} \quad (\text{IV.28})$$

Les résultats des valeurs calculées du taux de rebouillage minimal sont montrés dans le tableau IV.13.

Tableau IV.13 : Valeurs calculées du taux de rebouillage minimal.

Constituant	X'_{Ri}	a_{Li}	$a_{Li} \cdot X'_{Ri}$	$a_{Li} - \varphi$	$\frac{a_{Li} \cdot X'_{Ri}}{a_{Li} - \varphi}$
C_2H_6	0,0000	6,1333	0,0000	4,2572	0,0000
C_3H_8	0,0027	2,3333	0,0063	0,4572	0,0138
$i - C_4H_{10}$	0,2554	1,2400	0,3167	- 0,6361	- 0,4979
$n - C_4H_{10}$	0,7374	1,0000	0,7374	- 0,8761	- 0,8417
$i - C_5H_{12}$	0,0037	0,4933	0,0018	- 1,3828	- 0,0013
$n - C_5H_{12}$	0,0008	0,4133	0,0003	- 1,4628	- 0,0002
Total					- 1,3273

D'où :

$$r_{b \text{ min}} = 1,3273$$

IV.2.9.2. Calcul du taux de rebouillage optimal

Le taux de rebouillage opératoire est obtenu par la formule suivante :

$$r_{b\ opt} = \frac{D'}{R'} \cdot r_f + (1 - e'_0) \cdot \frac{L'}{R'} - 1 \quad (IV.29)$$

$$r_{b\ opt} = [(133,7551 / 498,973) \cdot 5,5775] + [(1 - 0,017943) \cdot (632,7281 / 498,973)] - 1$$

Donc : **$R_{b\ opt} = 1,7440$**

IV.2.10. Calcul du nombre de plateaux théoriques (par la méthode approximative de Gilliland)

IV.2.10.1. Dans la zone de rectification (N_R)

Le nombre minimal de plateaux théorique dans cette zone est donné par l'équation suivante :

$$N_{R\ min} = \text{Ln} [(Y'_{DC3} \cdot X'_{LNC4}) / (Y'_{DNC4} \cdot X'_{LC3})] / \text{Ln} \left(\frac{\alpha_{C3}}{\alpha_{nC4}} \right) \quad (IV.30)$$

$$N_{R\ min} = \text{Ln} [(0,9858 \cdot 0,5815) / (0,0017 \cdot 0,2105)] / \text{Ln} (2,5556 / 1)$$

On trouve : $N_{R\ min} = 7,86$

On admet la valeur de : $N_{R\ min} = 8$

En utilisant le diagramme de Gilliland (Voir l'Annexe (03)) qui donne le nombre de plateau théorique et le taux de reflux par l'expression suivante :

$$\frac{N_R}{N_{R\ min}} / (N_R + 1) = f \left[\frac{(r_f - r_{f\ min})}{(r_f + 1)} \right] \quad (IV.31)$$

Donc à partir de ce diagramme on va tirer la valeur de $\frac{(N_R)}{N_{R\ min}} / (N_R + 1)$ qui correspond à :

$$\left[\frac{r_{f\ opt} - r_{f\ min}}{(r_{f\ opt} + 1)} \right] = 0,2343$$

On trouve : $(N_R - N_{R\ min}) / (N_R + 1) = 0,423$

$$N_R(1-0,423) = 8+0,423$$

On trouve : $N_R = 14,6$

On admet la valeur de : $N_R = 15$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets ($\varepsilon = 0,8$), le nombre réel de plateaux dans cette zone est donné par l'équation suivante :

$$N_r = N_R / \varepsilon \quad (\text{IV.32})$$

On trouve : $N_r = 18,75$

On admet la valeur de **$N_r = 19$**

IV.2.10.2. Dans la zone d'épuisement (N_e)

Le nombre de plateaux théorique dans cette zone est donné par l'équation suivante :

$$N_{E \min} = \text{Ln} \left[\frac{(X'_{LC3} \times X'_{RnC4})}{(X'_{LnC4} \times X'_{RC3})} \right] / \text{Ln} \left(\frac{\alpha_{C3}}{\alpha_{nC4}} \right) \quad (\text{IV.33})$$

$$N_{E \min} = \text{Ln} [(0,2105 \times 0,7374) / (0,5815 \times 0,0027)] / \text{Ln} (2,3042 / 1)$$

On trouve : $N_{E \min} = 5,5$

On admet la valeur de : $N_{E \min} = 5$

On a trouvé : $(N_E - N_{E \min}) / (N_E + 1) = 0,423 \rightarrow N_E(1 - 0,423) = 7 + 0,423$

Donc, on trouve : $N_E = 9,39$. On admet la valeur de : $N_E = 9$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets ($\varepsilon = 0,8$), le nombre réel de plateaux dans cette zone est de :

$$N_e = N_E / \varepsilon \quad (\text{IV.34})$$

$$N_e = 11,25$$

On admet la valeur de : **$N_e = 11$**

IV.2.11. Nombre total des plateaux (N_t)

Le nombre total des plateaux existant réellement au niveau de la colonne est :

$$N_t = N_r + N_e \quad (\text{IV.35})$$

$$N_t = 19 + 11 = 30 \text{ plateaux}$$

IV.2.12. Dimensionnement de la colonne**IV.2.12.1. Calcul du diamètre de la colonne**

$$d = 2(S/\pi)^{1/2} = 2(V/W \times \pi)^{1/2} \quad (\text{IV.36})$$

Où :

d : diamètre de la colonne (m).

S : section de la colonne (m^2).

V : débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne (m^3/h).

W : vitesse admissible des vapeurs (m/s).

➤ Calcul du débit volumique des vapeurs (V)

Il est calculé d'après la formule suivante :

$$V = [22,4 \times Z \times V_m \times (T_s + 273)] / (273 \times P_s) \quad (\text{IV.37})$$

Où :

V : Débit volumique des vapeurs (m^3/h).

V_m : Débit molaire des vapeurs (kmole/h).

Z : Facteur de compressibilité.

P_s : Pression au sommet de la colonne.

T_s : Température au sommet de la colonne. Avec : $P_s = 13 \text{ atm}$ et $T_s = 39 \text{ °C}$.

➤ Calcul de V_m

$$V_m = D' \times (r_f + 1) \quad (\text{IV.38})$$

$$V_m = 133,7551 \times (5,5775 + 1)$$

$$V_m = 879,7742 \text{ kmol/h}$$

➤ Calcul du facteur de compressibilité (Z)

Ces facteurs sont déterminés d'après les paramètres de pression et de température critiques. Connaissant ces derniers, on calcule les paramètres réduits d'après les formules suivantes :

$$T_{rm} = T_{gaz} / T_{cm} \quad (IV.39)$$

$$P_{rm} = P_{gaz} / P_{cm} \quad (IV.40)$$

Où :

T_{rm} : Température réduite moyenne.

T_{gaz} : Température du gaz.

T_{ci} : Température critique « i » (Voir l'Annexe (04)).

P_{rm} : Pression réduite moyenne.

P_{gaz} : Pression du gaz.

P_{ci} : Pression critique de l'élément « i » (Voir l'Annexe (04)).

Sachant que :

$$T_{cm} = \sum Y'_i \cdot T_{ci} \quad (IV.41)$$

$$P_{cm} = \sum Y'_i \cdot P_{ci} \quad (IV.42)$$

Le calcul détaillé est présenté dans le tableau IV.14.

Tableau IV.14 : Valeurs calculées de la température et la pression critiques moyennes du distillat.

Constituant	Y'_{di}	$T_{ci}(K)$	$P_{ci}(atm)$	$T_{cm}(K)$	$P_{cm}(atm)$
C_2H_6	0,0095	305,5000	48,2000	2,9023	0,4579
C_3H_8	0,9858	370,0000	42,0000	364,7460	41,4036
$i - C_4H_{10}$	0,0030	408,1000	36,0000	1,2243	0,1080
$n - C_4H_{10}$	0,0017	425,2000	37,5000	0,7228	0,0638
$i - C_5H_{12}$	0,0000	461,0000	32,9000	0,0000	0,0000
$n - C_5H_{12}$	0,0000	469,8000	33,3000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	-	-	369,5954	42,0333

On trouve :

$$T_{Cm} = 369,5954 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{Cm} = 42,0333 \text{ atm}$$

Les paramètres réduits sont :

$$T_{rm} = (39 + 273) / 369,5954 = 0,8442 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_{rm} = (13/42,0333) = 0,3093 \text{ atm}$$

On calcule les pressions et les températures réduites afin de déterminer le facteur de compressibilité Z d'après le diagramme (Voir l'Annexe (5)) « KATZ et KAY'S Compressibility factor chart »

On trouve : **$Z = 0,755$**

Donc le débit volumique des vapeurs peut être calculé par la formule suivante :

$$V = \frac{[22,4 \times Z \times V_m \cdot (T_s + 273)]}{(273 \times P_s)}$$

$$V = 1308,0212 \text{ m}^3/\text{h} = 0,3633 \text{ m}^3/\text{s}$$

La masse volumique des vapeurs sera :

$$\rho = V_m \times M_{mD} / V \quad (\text{IV.43})$$

$$\rho = 879,7742 \times 44,0228 / 1308,0212$$

$$\rho = 29,6097 \text{ Kg/m}^3$$

➤ Calcul de la masse volumique du liquide (Reflux)

On calcule tout d'abord la masse volumique moyenne qui donnée par la formule suivante :

$$d_{4moy}^{20} = 1 / \sum \left(\frac{X'_{Di}}{d_{20}} \right) \quad (\text{IV.44})$$

Avec :

X'_{Di} : Concentration massique de l'élément « i ».

Calculons d'abord les concentrations massiques de chaque élément du distillat X'_{Di} .
Les résultats de ces calculs sont récapitulés dans le tableau IV.15.

Tableau IV.15 : Valeurs calculées des concentrations massiques du distillat.

Constituant	M_i	Composition molaire X'_{Di}	$M_i \cdot X'_{Di}$	Composition massique X_{Di}
C_2H_6	30,0700	0,0095	0,2857	0,0065
C_3H_8	44,0900	0,9858	43,4639	0,9873
<i>i</i> - C_4H_{10}	58,1200	0,0030	0,1744	0,0040
<i>n</i> - C_4H_{10}	58,1200	0,0017	0,0988	0,0022
<i>i</i> - C_5H_{12}	72,1500	0,0000	0,0000	0,0000
<i>n</i> - C_5H_{12}	72,1500	0,0000	0,0000	0,0000
Total	-	1,0000	44,0228	1,0000

Le calcul de la densité $d_{4\text{ moy}}^{20}$ est présenté dans le tableau IV.16.

Tableau IV.16 : Valeurs calculées de la masse volumique du liquide dans le ballon de reflux.

Constituant	X_{Di}	d_{4i}^{20}	$\frac{X_{Di}}{d_{4i}^{20}}$
C_2H_6	0,0065	376,0979	0,0000
C_3H_8	0,9873	510,8528	0,0019
<i>i</i> - C_4H_{10}	0,0040	566,1626	0,0000
<i>n</i> - C_4H_{10}	0,0022	587,2809	0,0000
<i>i</i> - C_5H_{12}	0,0000	628,5119	0,0000
<i>n</i> - C_5H_{12}	0,0000	643,5964	0,0000
Total	1,0000	-	0,00196

Donc : $d_{4 moy}^{20} = 1/0,00196 = 510,0133 \text{ Kg/m}^3$

Sachant que :

$$d_{4 moy}^t = d_{4 moy}^{20} - \alpha (t - 20) \tag{IV.45}$$

Alors : $d_{4 moy}^{36,5} = d_{4 moy}^{20} - \alpha (36,5 - 20)$

$$d_{4 moy}^{36,5} = 490,956 \text{ Kg/m}^3$$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \times d_{4 moy}^{20} = 0,001155$$

➤ **Calcul de la vitesse des vapeurs (W)**

La vitesse des vapeurs est donnée par la formule suivante :

$$W = 8,47 \times 10^{-5} \times C [(d^L - d^V) / d^V] \tag{IV.46}$$

C : Coefficient qui dépend de la distance entre les plateaux.

$$d^L = d_{4 moy}^{36,5} = 490,96 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$d^V = \rho = 29,6097 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

Les résultats du coefficient C en fonction de la distance entre les plateaux sont montrés dans le tableau IV.17.

Tableau IV.17 : Valeurs du coefficient C en fonction de la distance entre les plateaux.

Distance entre deux plateaux (mm)	400	600	800
C	400	580	680

La distance entre deux plateaux dans notre colonne de dépropaniseur (C-03) égale 457 mm. Donc le coefficient C qui dépend de la distance entre les plateaux correspondant à notre colonne c'est : C = 400

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \times 400 \times 3,947 \quad \text{D'où : } W = 0,1337 \text{ m/s}$$

Donc, on remplace les résultats trouvés dans la formule suivante du diamètre :

$$d = 2(V/W \times \pi)^{1/2}$$

$$d = 2 \times (0,3633 / \pi \times 0,1337)^{1/2}$$

D'où : le diamètre normalisé est : **d = 1,8605 m**

IV.2.12.2. Calcul de la hauteur de la colonne

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

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \quad (\text{IV.47})$$

Où :

h_1 : Hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur.

h_2 : Hauteur de la zone de rectification.

h_3 : Hauteur de la zone d'alimentation.

h_4 : Hauteur de la zone d'épuisement.

h_5 : Hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur.

h_p : Distance entre deux plateaux.

➤ **Hauteur de la zone de rectification est calculée à partir de l'équation suivante :**

$$h_2 = (N_r - 1) \cdot h_p \quad (\text{IV.48})$$

Sachant que la distance entre deux plateaux $h_p = 0,457 \text{ m}$

$$\text{Donc : } h_2 = (19 - 1) \times 0,457 \quad \text{D'où : } h_2 = 8,226 \text{ m}$$

➤ **Hauteur de la zone d'alimentation**

$$h_3 = 3 \times h_p \quad (\text{IV.49})$$

$$h_3 = 3 \cdot 0,457 \quad \text{D'où : } h_3 = 1,371 \text{ m}$$

➤ **Hauteur de la zone d'épuisement**

$$h_4 = (N_e - 1) \times h_p \quad (\text{IV.50})$$

$$h_4 = (11 - 1) \times 0,457 \quad \text{D'où : } h_4 = 4,57 \text{ m}$$

➤ **Hauteur des espaces libres**

On admet $h_1 = d/2 = 0,93 \text{ m}$ et $h_5 = 2,1 \text{ m}$ (Donnée réel)

Donc, la hauteur totale de la colonne C-03 est :

$$H_T = 0,93 + 8,226 + 1,371 + 4,57 + 2,1 \quad \boxed{H_T = 17,1973 \text{ m}}$$

IV.3. Calcul de la colonne C-03 (Cas design)

Nous avons utilisé les mêmes étapes de calcul précédentes étapes par étape, et nous écrivons les résultats dans les tableaux ci-dessous.

IV.3.1. Ordre de calcul

A partir de la composition de la charge et les débits molaires de chaque flux, on calcul :

- La composition molaire du distillat et résidu.
- Le taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation.
- Le reflux minimal et optimal.
- Le taux de rebouillage minimal et optimal.

IV.3.2. Débits molaires dans chaque phase

Les résultats des débits molaires dans chaque phase sont montrés dans le tableau IV.18.

Tableau IV.18 : Débits de chaque phase.

Flux	Alimentation	Distillat	Résidu
Débit molaire (Kmol/h)	744	159	585

IV.3.3. Détermination de la composition molaire de chaque constituant

Les résultats de la composition molaire de chaque constituant sont regroupés dans le tableau IV.19.

Tableau IV.19 : Composition molaire de chaque constituant dans chaque phase.

Constituants	X'_{Li}	X'_{Ri}	Y'_{Di}
C_2H_6	0,0007	0,0000	0,0035
C_3H_8	0,2144	0,0030	0,9920
$i - C_4H_{10}$	0,1413	0,1790	0,0028
$n - C_4H_{10}$	0,6377	0,8105	0,0017
$i - C_5H_{12}$	0,0053	0,0067	0,0000
$n - C_5H_{12}$	0,0006	0,0008	0,0000
Total	1,0000	1,0000	1,0000

IV.3.4. Calcul du taux de reflux, de rebouillage et de vaporisation

Les résultats du taux de reflux, de rebouillage et de vaporisation sont regroupés dans le tableau IV.20.

Tableau IV.20 : Taux de reflux, de rebouillage et de vaporisation.

Taux de reflux		Taux de rebouillage		Taux de vaporisation e'_0	φ
$r_{f min}$	$r_{f opt}$	$r_{b min}$	$r_{b opt}$		
3,8166	5,2916	1,2608	1,66165	3,8037%	1,90599

IV.4. Comparaison et interprétation

Afin de vérifier le bon fonctionnement de la colonne de dépropaniseur (C-03) de l'unité de gaz plant I (U30), une comparaison s'imposait entre les résultats obtenus par calcul du cas actuel et les valeurs données par le design.

➤ Paramètres technologiques de la colonne de dépropaniseur (C-03)

Les différents paramètres de marche de la colonne sont regroupés dans le tableau IV.21.

Tableau IV.21 : Paramètres de marche de la colonne.

Paramètres de la colonne	Valeurs Actuelles	Valeurs du Design
Température dans le ballon de reflux (°C)	36,5	38,0
Température de tête (°C)	39,0	41,0
Température d'alimentation (°C)	77,5	81,0
Température de fond (°C)	90,5	91,0
Pression dans le ballon de reflux (atm)	12,8	12,8
Pression de tête (atm)	13,0	13,4
Pression d'alimentation (atm)	13,2	13,6
Pression de fond (atm)	13,4	13,7
Taux de vaporisation de la charge e'_0 (%)	1,7943	3,8037
Taux de reflux	5,5775	5,2916

Interprétation

Les valeurs obtenues du calcul des paramètres de marche de la colonne sont acceptables car ils sont proches de celles de design. On peut conclure que la colonne fonctionne normalement.

La température dans cette colonne est principalement contrôlée par la température de sortie du rebouilleur ou l'apport de chaleur du rebouilleur.

La diminution de la température de fond revient à la différence de la composition des fractions car la charge (Actuelle) est un peu plus lourde que celle du design. Donc, on diminue la température de sortie du rebouilleur afin de minimiser l'entraînement du constituant clé lourd dans le distillat.

La diminution de la température au sommet est due à :

- Une augmentation du taux de reflux ce qui engendre une diminution des débits des vapeurs et du distillat;
 - En raison de la diminution de la température de fond, la vaporisation diminue, ce qui entraîne une diminution de pression et de température en tête de colonne.
- **Dimensions de la colonne de dépropaniseur (C-03)**

Les différentes dimensions de la colonne sont données dans la figure IV.22.

Tableau IV.22 : Dimensions de la colonne.

	Valeurs Actuelles	Valeurs du Design
Nombre total des plateaux	30	30
Zone d'épuisement	11	10
Zone de rectification	19	20
Injection de la charge	12 ^{ème} plateau	11 ^{ème} plateau
Diamètre (m) : d	1,8605	1,9800
Hauteur (m) : H_T	17,1973	17,4550

➤ **Compositions et débits molaires des constituants de la charge**

La comparaison de la composition et débit molaire de la charge avec les valeurs données par le design est illustré dans le tableau IV.23.

Tableau IV.23 : Comparaison de la composition et débit molaire de la charge avec les valeurs données par le design.

Constituants	Fraction molaire		Débit molaire (kmole/h)	
	Valeurs Actuelles	Valeurs du Design	Valeurs Actuelles	Valeurs du Design
C₂H₆	0,0020	0,0007	1,2707	0,5565
C₃H₈	0,2105	0,2144	133,2030	159,4830

i-C₄H₁₀	0,2020	0,1413	127,8390	105,1602
n-C₄H₁₀	0,5819	0,6377	368,1701	474,4128
i-C₅H₁₂	0,0029	0,0053	1,8462	3,9195
n-C₅H₁₂	0,0006	0,0006	0,3992	0,4680
Total	1,0000	1,0000	632,7281	744,0000

➤ **Compositions et débits molaires des constituants du propane**

La comparaison de la composition et débit molaire du propane calculé avec les valeurs données par le design est donnée dans la figure IV.24.

Tableau IV.24 : Comparaison de la composition et débit molaire du propane calculé avec les valeurs données par le design.

Constituants	Fraction molaire		Débit molaire (kmole/h)	
	Valeurs Actuelles	Valeurs du Design	Valeurs Actuelles	Valeurs du Design
C₂H₆	0,0095	0,0035	1,2707	0,5565
C₃H₈	0,9858	0,9920	131,8558	157,7280
i-C₄H₁₀	0,0030	0,0028	0,4013	0,4452
n-C₄H₁₀	0,0017	0,0017	0,2274	0,2703
i-C₅H₁₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C₅H₁₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	1,0000	133,7551	159,0000

➤ **Compositions et débits molaires des constituants du butane**

La comparaison de la composition et débit molaire du butane calculé avec les valeurs données par le design est donnée dans la figure IV.25.

Tableau IV.25 : Comparaison de la composition et débit molaire du butane calculé avec les valeurs données par le design.

Constituants	Fraction molaire		Débit molaire (kmole/h)	
	Valeurs Actuelles	Valeurs du Design	Valeurs Actuelles	Valeurs du Design
C_2H_6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C_3H_8	0,0027	0,0030	1,3472	1,7550
i-C₄H₁₀	0,2554	0,1790	127,4377	104,7150
n-C₄H₁₀	0,7374	0,8105	367,9427	474,1425
i-C₅H₁₂	0,0037	0,0067	1,8462	3,9195
n-C₅H₁₂	0,0008	0,0008	0,3992	0,4680
Total	1,0000	1,0000	498,9730	585,0000

Interprétation

D'après les résultats de calcul résumés dans les tableaux (IV.23, IV.24 et IV.25), on a trouvé que les fractions molaires et les débits des produits sont dans les normes par rapport aux valeurs exigées par le design.

IV.5. Conclusion

D'après les résultats obtenus dans les tableaux :

- On remarque dans le cas actuel, que la concentration massique du propane 98,73% dans le distillat est supérieure à la valeur minimum 98,5% demandée;
- On a trouvé que le butane représente 99,24% (Massique) du résidu, cette valeur est supérieure à la valeur minimum 98,84% demandée, ce qui montre la bonne séparation de la colonne de dépropaniseur;
- Les concentrations molaires des constituants clés légers dans le résidu sortant de la colonne sont inférieures à celles du design ce qui révèle à une séparation efficace dans la colonne;

- Les produits obtenus répondent à l'exigence commerciale ce qui dénote la bonne séparation du propane et butane;
- On constate qu'il y a une diminution des débits, cette différence revient à la capacité des pompes qui aspirent et refoulent des débits inférieurs à celles du design;
- On signale que l'unité fonctionne à une capacité de production de 85%, et afin d'étudier une comparaison on doit prendre la capacité de 100% qui correspond à un débit molaire de charge égale à $L = 744 \text{ kmol/h}$.

Conclusion générale



Conclusion générale

Notre stage a été réalisé au niveau de la raffinerie de Skikda RA1/K. Ce stage nous a aidés à compléter et à consolider nos connaissances théoriques avec des constatations et des manipulations pratiques sur terrain ainsi qu'à développer une méthodologie rigoureuse et efficace pour mener à bien une étude expérimentale.

Notre travail a porté sur le calcul de la colonne de dépropaniseur (C-03) de l'unité de gaz plant 1 (U30) et la vérification de son fonctionnement.

Pour cela, on a effectué un calcul de vérification du bilan matière et thermique de la colonne, ainsi de ses paramètres de marche.

Les résultats de calcul de l'état actuel obtenus sont acceptables et sont très proches aux valeurs du design, ce qui montre que la colonne fonctionne normalement.

D'après les résultats du calcul, on peut conclure que la colonne supporte bien la charge en tenant compte les légères variations de paramètres tel que :

- La réduction de la température de fond de colonne C-03 à 90,5 °C ainsi qu'au sommet jusqu'à 39 °C au lieu de 41 °C.
- La zone d'injection au niveau du 12^{ème} à la place du 11^{ème} plateau.

Les résultats concernant la qualité finale des produits obtenus par chromatographie, nous a permis d'avoir des produits conformes aux normes de commercialisation.

On a trouvé que le propane représente 98,58% du distillat, ainsi que le butane représente 99,28 % du résidu, ce qui montre la bonne séparation de la colonne de dépropaniseur. Donc ces produits sont qualifiés pour le stockage et à la commercialisation.

Les résultats de notre calcul ont fait apparaitre que le dépropaniseur fonctionne suivant les normes exigées par la dernière étude de réhabilitation de l'unité de gaz plant et n'a pas besoin de modification dans ses paramètres de marche (Températures et pressions) ni dans son dimensionnement. Reste à vérifier les capacités des pompes, c'est ce qu'on recommande à faire.

Références bibliographiques



Références bibliographiques

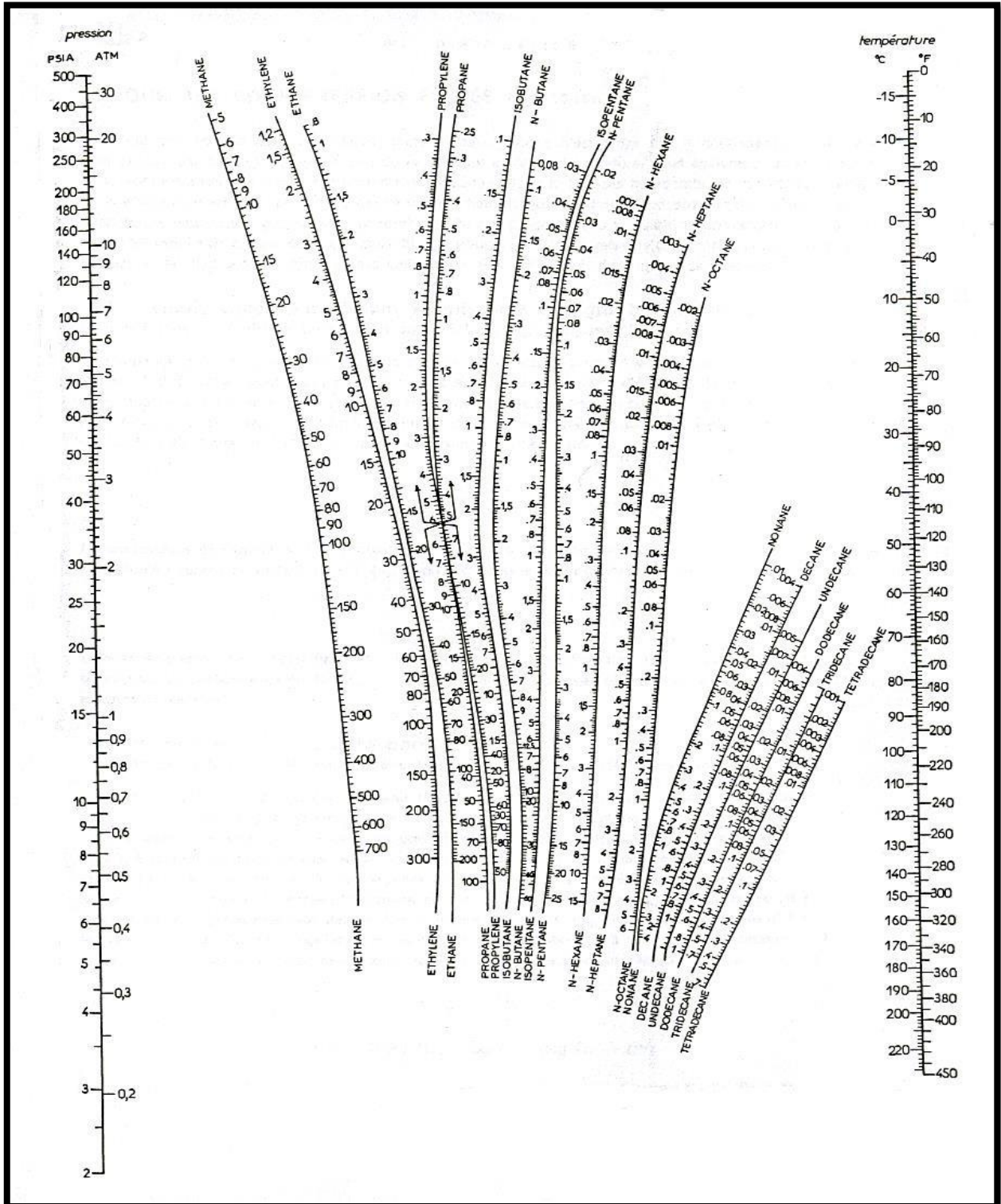
- [1] Y. Abchi, Perspective des exportations des GPL et place de Sonatrach sur le marché méditerranéen, Revue de l'Institut Algérien de Pétrole, Vol. 04, 1, (Jan 2010), p. 10.
- [2] Association Algérienne de l'industrie de gaz, site web www.aegpl.eu, (Mai 2010).
- [3] S. Vitu, Développement d'une méthode de contributions de groupes pour le calcul du coefficient d'interaction binaire de l'équation d'état de Peng-Robinson et mesures d'équilibres L-V de systèmes contenant du CO₂, Thèse de doctorat, (2007), p. 05.
- [4] J. P. Wauquier, Le raffinage du pétrole brut, procédés de séparation, Edition Technip, Tome II, (1998).PP.240-260.
- [5] IAP De SKIKDA, Description du complexe (SONATRACH), 2005, P.07.
- [6] H. Abdallah, H. Mohammed, Vérification de faisabilité d'augmentation de la capacité de traitement de Topping de la RI1/G, Mémoire de Master, Université D'el-Oued (2012-2013). PP.2-28.
- [7] P. Wuithier, Raffinage et génie chimique Tome 2, édition Technip, Paris 1972.
- [8] SONATRACH, Manuel d'opération et de maintenance pour Usine à gaz-I, Projet réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda, DOC. NO. 6648-30-5-PS-OM-0001-F.
- [9] Z. Hanichi, Optimisation des paramètres de fonctionnement d'une déébutaniseur, Mémoire de Master, Université de BOUMERDES, (2005).
- [10] J. P. Wauquier, Procèdes de séparation, édition Technip, 1998-paris.
- [11] Centre canadien d'hygiène et sécurité au travail, site web www.cchst.ca, (Février 2010).
- [12] Manuel d'hygiène, sécurité et environnement (HSE) à Skikda.
- [13] P. Wuithier, Raffinage et génie chimique, Tome I, 2^{ème} édition 1972-Paris.
- [14] Y. ABCI. La dynamique des prix GPL au regard des déterminants marché spot américain. Ingénieur d'état en statistique et planification, Ecole national supérieur de la statistique et économique appliqué, Alger, 2010.
- [15] Le GPL : Un mélange de gaz de pétrole liquéfiés, <http://samuel.benoit.online.fr/fr/gpl-lpg-gaz-petrole-liquefie-butane-propane-gplc-combustible-carburant>, Consulté le 10/08/2020.
- [16] P. Daverat, Moteur à gaz et cogénération, Revue générale de thermique, vol. 383, 1993.
- [17] M. Nasseradine, Simulation et optimisation des paramètres technologiques de l'unité de fractionnement des GPL à HAUD BERKAOUI, Mémoire de Magister, Université de BOUMERDES, 2013.



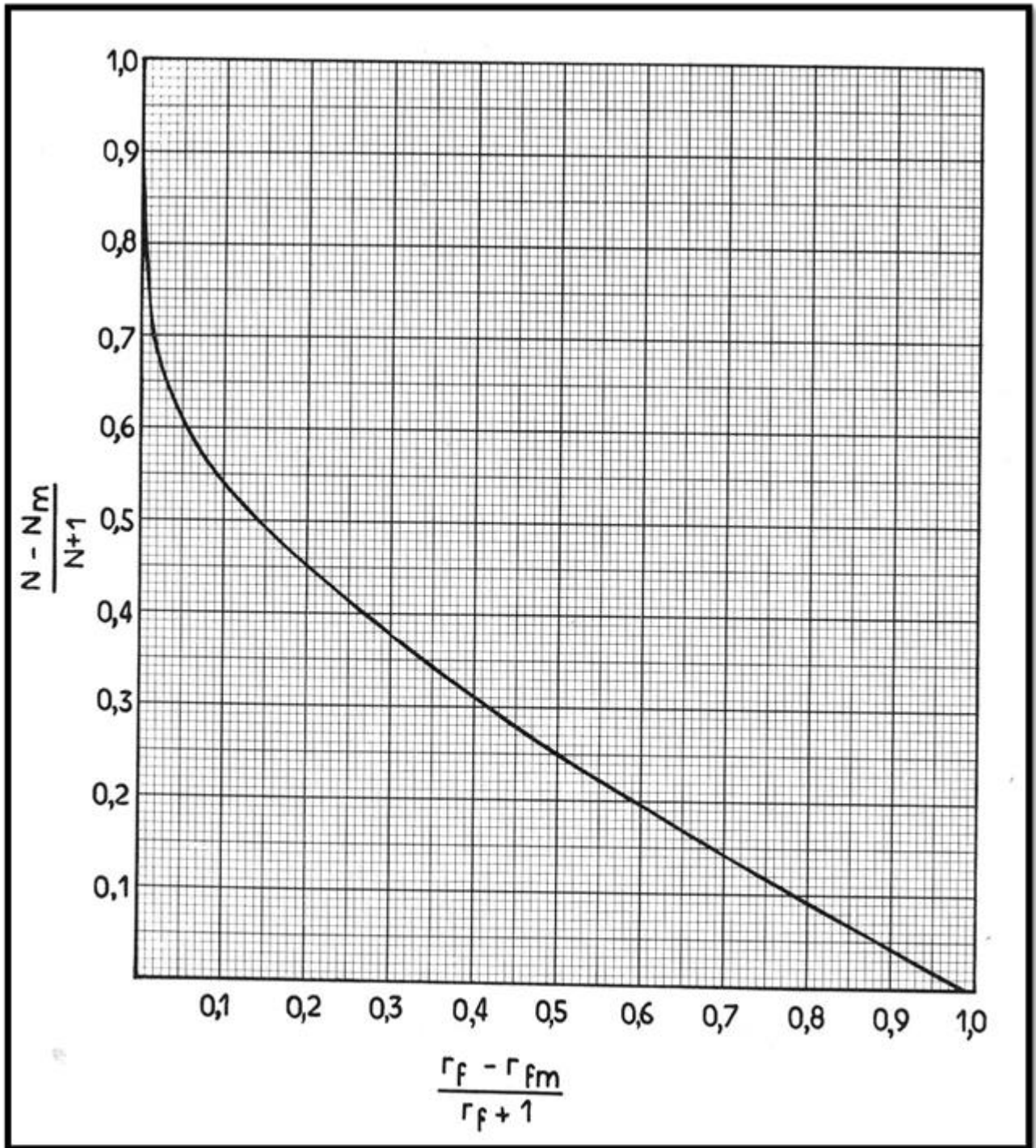
- [18] P. Belov, Principes technologiques de synthèse pétrochimique, Edition école supérieur Moscou, 1954.
- [19] ENSPM, Tuyauterie robinetterie matériel de stockage, stockage des gaz liquéfiés, Risques et précautions liés au matériel, document 2005.
- [20] K. Asano, Mass transfer, from fundamentals to modern industrial applications, 2006.
- [21] Techniques d'ingénieur, Généralités sur les colonnes de fractionnement par Jean- Charles Cicile.
- [22] A. Skoblo, I. Tregoubov, N. Egorov, Méthodes et appareils de l'industrie du pétrole, Edition « Etudes supérieures » MOSCOW.
- [23] L. K. Clbdel-Clal, M. Eggour, M. Fl. Fahim, Petroleum and gas field processing, marcel dekkerirn, 2003.
- [24] S. Csaba, Distillation discontinue extractive et réactive dans une colonne avec un bac intermédiaire, Thèse de Doctorat, 2006.
- [25] P. Tambouze, Raffinage du pétrole, Matériels et équipement, Tome 4.
- [26] H. Z. Kister, Distillation opération.
- [27] J. P. Moulin, génie des procédés, génie chimique, opérations unitaires idéales, Ecole centrale paris, 2004-2005.
- [28] Z. Lei, B. Chen, Z. Ding, Special distillation processes, 2005.
- [29] R. W. Rousseau, Handbook of separation process technology, 1987.
- [30] AIDE Mémoire Emilian Kaller (Génie chimique).
- [31] M. Tapp, S. Kauchali, B. Hausberger, C. Mcgregor, D. Hildebrandt, D. Glasser, An experimental simulation of distillation.
- [32] M. Barolo, G. B. Guarise, batch distillation of multicomponent systems with constant relative volatilities, Institution of chemical engineers, 0263-8762/96.
- [33] W. L. McCabe, Julian, C. Smith, P. Harriott, Unit opérations of chemical engineering, International Editions 1993.
- [34] R. E. Treybal, Mass transfert operations, 1981.
- [35] J. P. Favennec, Le raffinage du pétrole, exploitation et gestion de la raffinerie, édition Technip, Tome 5, paris, 1998.
- [36] J. P. Moulin. Génie chimique. Tome 1. Opérations unitaires idéales, 2^{ème} Année d'études, Ecole Centrale Paris 2004–2005.
- [37] Technique d'ingénieur traité Génie des procédés – Article J – Bibliothèque de L'institut centrale.



Annexes



Annexe (02) : Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Sheibel et Jenny).

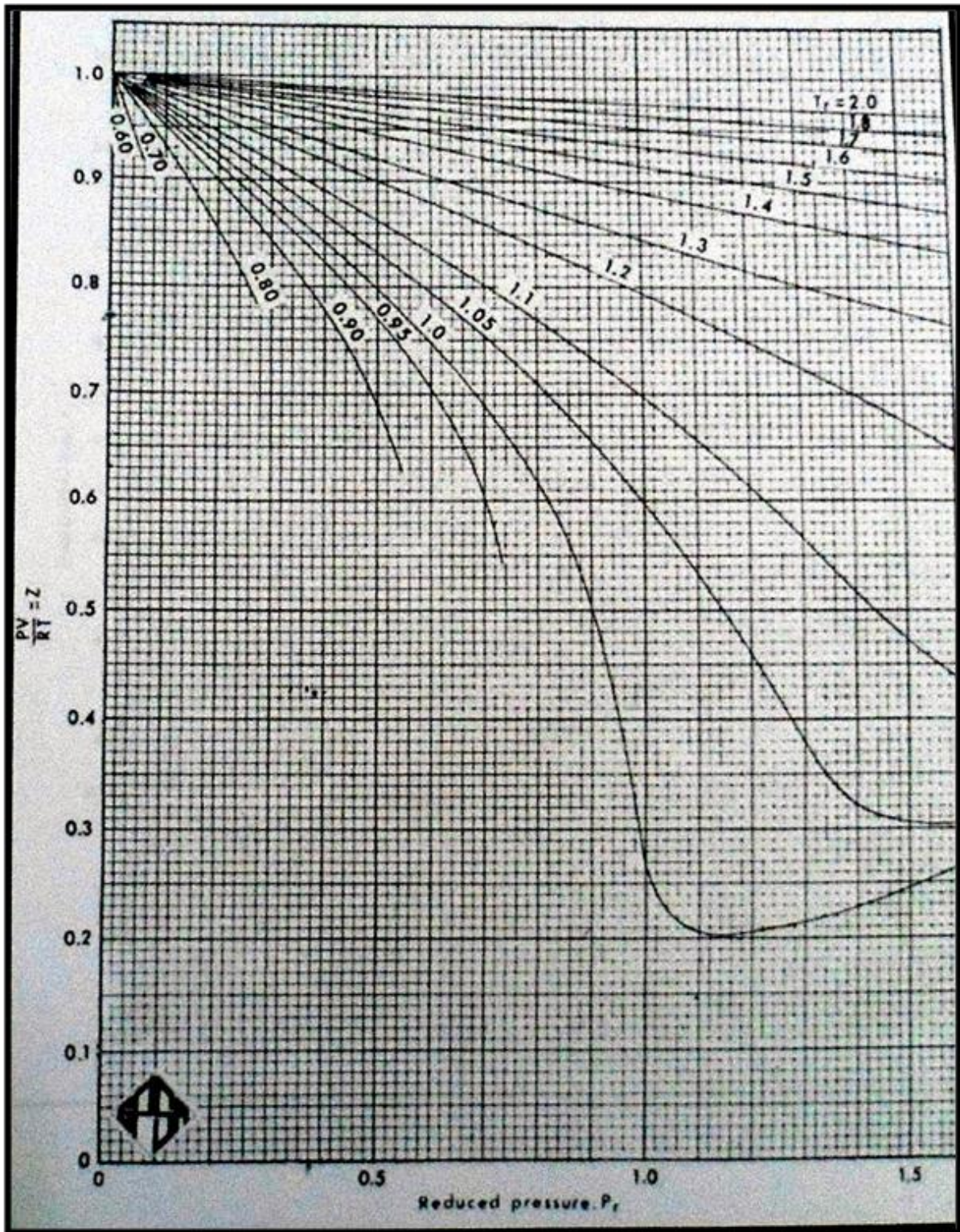


Annexe (03) : Diagramme de Gilliland.

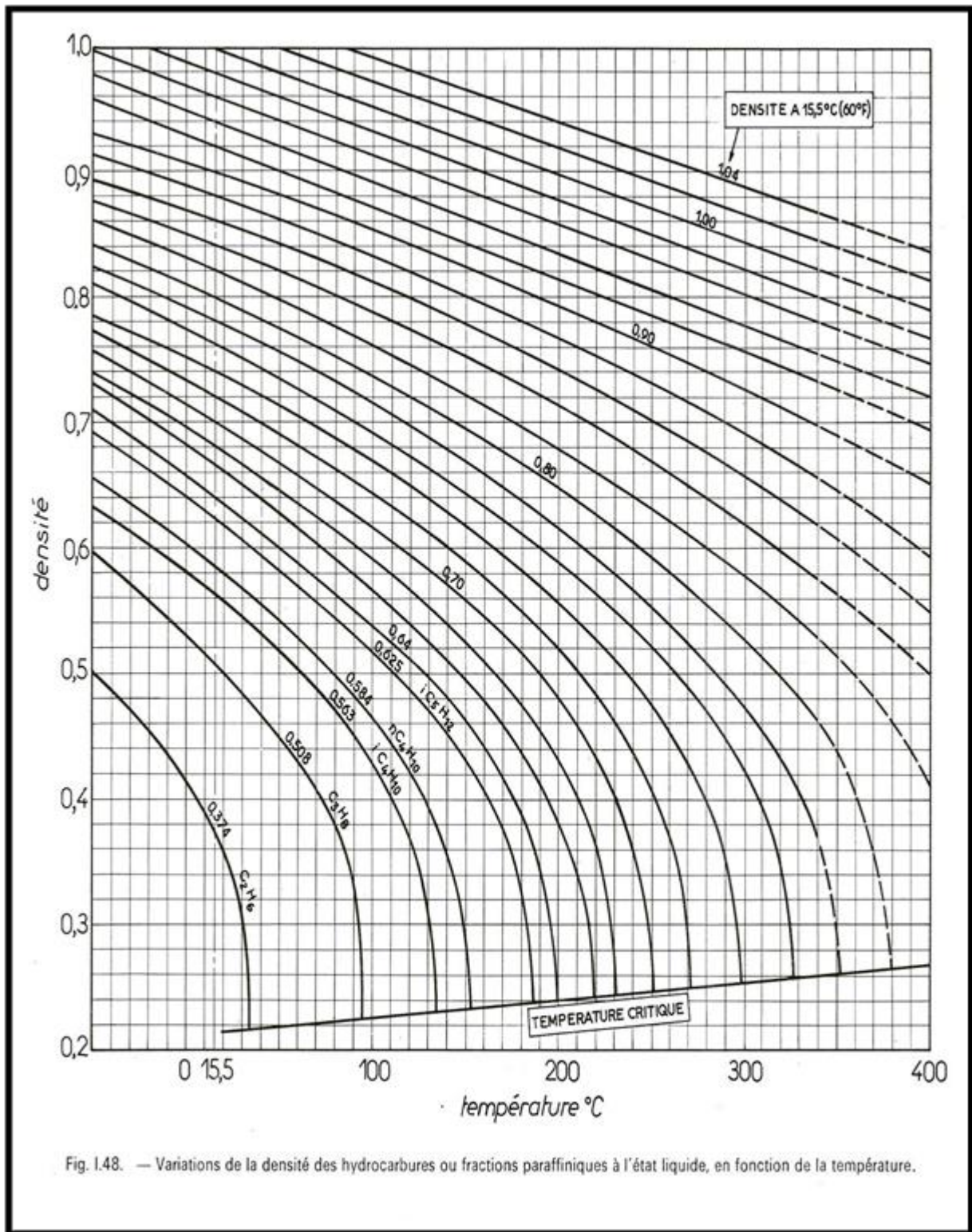


SUBSTANCE	TEMPÉRATURE CRITIQUE (°K)	PRESSION CRITIQUE (atm.)	VOLUME CRITIQUE (cm ³ /mole)	z _c	ω
<i>Paraffines</i>					
Méthane	191,1	45,8	99	0,289	0,013
Ethane	305,5	48,2	148	0,285	0,105
Propane	370	42	200	0,276	0,152
<i>n</i> -Butane	425,2	37,5	255	0,274	0,200
Isobutane	408,1	36	263	0,283	0,192
<i>n</i> -Pentane	469,8	33,3	311	0,268	0,252
Isopentane	461	32,9	308	0,268	0,206
Néopentane	433,8	31,6	303	0,269	0,195
<i>n</i> -Hexane	507,9	29,9	368	0,264	0,298
<i>n</i> -Heptane	540,2	27	426	0,259	0,349
<i>n</i> -Octane	569,4	24,6	490	0,258	0,392
<i>Oléfines</i>					
Ethylène	282,4	50	124	0,267	0,097
Propène	365	45,6	181	0,275	0,140
1-Butène	419,6	39,7	240	0,277	0,203
2-Butène trans	430	41	236	0,274	0,273
Isobutène	417,9	39,5	239	0,275	0,234
1-Pentène	474	40			
2-Pentène	475,6	40,4			
3-Méthylbutène-1	464,8	33,9			
2-Méthyl-2-butène	470	34			
Hexène	516,7				
Octène	578				
<i>Dioléfines</i>					
Propadiène	393				
1-3-Butadiène	425	42,7	221	0,271	0,195
<i>Acétyléniques</i>					
Acétylène	309	61,6	113	0,275	0,186
Propyne	401	52,8			
1-Butyne	463,7				
2-Butyne	488,7				
1-Pentyne	493,5				
<i>Cycloparaffines</i>					
Cyclopentane	511,8	44,6	260	0,276	0,195
Méthylcyclopentane	532,8	37,4	319	0,273	0,235
Ethylcyclopentane	569,5	33,5	375	0,269	0,271
Cyclohexane	553	40	308	0,272	0,213
Méthylcyclohexane	572,3	34,3	344	0,251	0,257
<i>Aromatiques</i>					
Benzène	562	48,6	260	0,274	0,211
Toluène	594	41,6	320	0,273	0,241
<i>o</i> -Xylène	631,6	36,9			0,302
<i>m</i> -Xylène	619	36			0,328
<i>p</i> -Xylène	618	35			0,314
Ethylbenzène	619,6	38			0,317
<i>n</i> -Propylbenzène	638,8	32	430	0,262	0,346
Isopropylbenzène	635,9	32	430	0,264	0,286
<i>Alcools</i>					
Méthanol	513,2	78,5	118	0,220	
Ethanol	516	63	167	0,249	
<i>n</i> -Propanol	537	50,2	220	0,251	
Isopropanol	508,8	53	219	0,278	
<i>n</i> -Butanol	561	49			
<i>sec</i> -Butylalcool	538				
<i>tert</i> -Butylalcool	508				
Phénol	692,4	60,5			
<i>o</i> -Crésol	695	49,4			
<i>m</i> -Crésol	705	45	310	0,241	
<i>p</i> -Crésol	699	50,8			

Annexe (04) : Coordonnées critiques.



Annexe (05) : Facteurs de compressibilité.



Annexe (06) : Vérification de la densité des hydrocarbures ou fractions paraffiniques à l'état liquide en fonction de la température.



Annexes

θ	h/R	C/R	h/C	S/R ²	θ	h/R	C/R	h/C	S/R ²
81	0.239594	1.29890	0.184459	0.2130141	131	0.585307	1.81992	0.321611	0.7658357
82	.245290	1.31212	.186942	.2204508	132	.593263	1.82709	.324704	.7803448
83	.251044	1.32524	.189433	.2280384	133	.601251	1.83412	.327814	.7949670
84	.256855	1.33826	.191932	.2357772	134	.609269	1.84101	.330943	.8097006
85	.262723	1.35118	.194440	.2436676	135	.617317	1.84776	.334089	.8245437
86	.268646	1.36400	.196955	.2517094	136	.625393	1.85436	.337255	.8394945
87	.274626	1.37671	.199481	.2599034	137	.633499	1.86084	.340437	.8545511
88	.280660	1.38932	.202012	.2682494	138	.641632	1.86716	.343641	.8697117
89	.286750	1.40182	.204556	.2767476	139	.649793	1.87334	.346863	.8849742
90	.292893	1.41421	.207107	.2853982	140	.657980	1.87939	.350103	.9003667
91	.299091	1.42650	.209668	.2942010	141	.666193	1.88528	.353366	.9157968
92	.305342	1.43868	.212238	.3031559	142	.674432	1.89104	.356646	.9313529
93	.311645	1.45075	.214816	.3122632	143	.682695	1.89665	.359948	.9470027
94	.318002	1.46271	.217406	.3215226	144	.690983	1.90211	.363272	.9627442
95	.324410	1.47456	.220005	.3309339	145	.699294	1.90743	.366616	.9785754
96	.330869	1.48629	.222614	.3404970	146	.707628	1.91261	.369980	.9944937
97	.337380	1.49791	.225234	.3502115	147	.715985	1.91764	.373368	1.0104973
98	.343941	1.50942	.227863	.3600772	148	.724363	1.92252	.376778	1.0265840
99	.350552	1.52081	.230503	.3700937	149	.732762	1.92726	.380209	1.0427512
100	.357212	1.53209	.233153	.3802606	150	.741181	1.93185	.383664	1.0589969
101	.363922	1.54325	.235815	.3905775	151	.749620	1.93630	.387140	1.0753188
102	.370680	1.55429	.238488	.4010440	152	.758078	1.94059	.390643	1.0917144
103	.377485	1.56522	.241171	.4116594	153	.766555	1.94474	.394168	1.1081816
104	.384339	1.57602	.243867	.4224232	154	.775049	1.94874	.397718	1.1247180
105	.391239	1.58671	.246572	.4333348	155	.783560	1.95259	.401293	1.1413210
106	.398185	1.59727	.249299	.4443935	156	.792088	1.95630	.404891	1.1579885
107	.405177	1.60771	.252021	.4555999	157	.800632	1.95985	.408517	1.1747179
108	.412215	1.61803	.254764	.4669494	158	.809191	1.96325	.412169	1.1915068
109	.419297	1.62823	.257517	.4784450	159	.817765	1.96651	.415845	1.2083528
110	.426424	1.63830	.260284	.4900846	160	.826352	1.96962	.419549	1.2252533
111	.433594	1.64825	.263063	.5018674	161	.834952	1.97257	.423281	1.2422059
112	.440807	1.65808	.265854	.5137923	162	.843566	1.97537	.427042	1.2592082
113	.448063	1.66777	.268660	.5258585	163	.852191	1.97803	.430828	1.2762575
114	.455361	1.67734	.271478	.5380648	164	.860827	1.98054	.434643	1.2933512
115	.462700	1.68678	.274310	.5504103	165	.869474	1.98289	.438488	1.3104871
116	.470081	1.69610	.277154	.5628938	166	.878131	1.98509	.442363	1.3276623
117	.477501	1.70528	.280013	.5755142	167	.886797	1.98714	.446268	1.3448744
118	.484962	1.71433	.282887	.5882703	168	.895472	1.98904	.450203	1.3621207
119	.492462	1.72326	.285773	.6011611	169	.904154	1.99079	.454169	1.3793987
120	.500000	1.73205	.288684	.6141847	170	.912844	1.99238	.458165	1.3967057
121	.507576	1.74071	.291591	.6273404	171	.921541	1.99383	.462196	1.4140393
122	.515190	1.74924	.294522	.6406267	172	.930244	1.99513	.466257	1.4313966
123	.522841	1.75763	.297469	.6540421	173	.938952	1.99627	.470358	1.4487751
124	.530528	1.76590	.300429	.6675852	174	.947664	1.99726	.474482	1.4661721
125	.538251	1.77402	.303411	.6812546	175	.956381	1.99810	.478645	1.4835852
126	.546010	1.78201	.306401	.6950488	176	.965101	1.99878	.482845	1.5010115
127	.553802	1.78987	.309409	.7089613	177	.973823	1.99931	.487080	1.5184484
128	.561629	1.79759	.312434	.7230052	178	.982548	1.99970	.491348	1.5358933
129	.569489	1.80517	.315477	.7371642	179	.991274	1.99992	.495657	1.5533435
130	.577382	1.81262	.318534	.7514417	180	1.000000	2.00000	.500000	1.5707963

Annexe (07) : Segments circulaires.