

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

UNIVERSITÉ M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES
Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Technologie en Pétrochimie

L'optimisation du débit de reflux du fractionnateur du complexe GP1/Z

Présenté par:

- **HIBA Hicham Hocine**
- **BELKHEMIES Mohamed Djaber**

Devant le jury :

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

Année Universitaire : 2022/2023

Remerciements

Tout d'abord, nous remercions Dieu de nous avoir donné la force, la volonté et le courage nécessaires pour accomplir ce modeste travail.

Nous tenons à remercier notre encadrante, Madame « BENHATHAT. A », pour sa patience, sa confiance, ses remarques, ses conseils, sa disponibilité et sa bienveillance. Qu'elle trouve ici le témoignage de notre profonde gratitude.

Nous souhaitons également remercier les membres du jury d'avoir accepté d'évaluer ce travail et pour toutes leurs remarques et critiques constructives, ainsi que le personnel et les enseignants du département de génie des procédés chimiques et pharmaceutiques.

Un grand merci à nos parents, nos amis et nos collègues pour leur soutien moral et matériel.

À tous nos enseignants qui nous ont transmis des valeurs authentiques, en témoignage d'un profond respect et d'un amour sincère.

Merci à vous tous

Dédicace :

Nous dédions ce modeste travail à nos chers parents, rien au monde ne vaut les efforts fournis jour et nuit pour notre éducation et notre bien-être. Que Dieu vous garde et vous protège.

À nos chères sœurs et nos chers frères, pour leur soutien moral et matériel. Ce travail est le témoignage de notre reconnaissance et de notre amour sincère pour vous.

À nos chers grands-parents.

À nos oncles, nos tantes, nos cousins, tant paternels que maternels. À tous nos chers amis : Oussama, Ahmed, Zakaria.

À toute la famille Hiba, Belkhemies, kouissa.

À tous mes nouveaux amis que nous avons rencontrés durant nos stages à Oran.

À tous mes camarades du groupe MAPC18 et à tous les membres du club scientifique FDC (Future Designer Club).

À tous mes enseignants depuis nos premières années d'études.

À tous ceux qui nous sont chers et que nous avons omis de citer.

Sommaire

Abréviation

Liste des figures

Liste des tableaux

Résumé

Introduction générale..... 1

Chapitre I : Présentation du complexe GP1Z

I.1. Introduction..... 2

I.2. Situation 2

I.3. Capacité..... 2

I.4. Organisation du complexe 3

I.5. Principales installations 4

I.6. Alimentation de l'usine..... 5

I.7. Les utilités 5

I.8. Description du procédé de fabrication 6

I.9. Zone stockage de produits finis 12

I.10. Zone de chargement des produits finaux 13

I.11. Section BOG (Boil- Off- Gas) 14

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

II.1. Définition du GPL 15

II.2. Origine du GPL: 15

II.3. Propriétés et caractéristiques des GPL..... 16

II.3.1. Propriétés physiques 16

II.3.2. Propriétés chimiques [9]: 19

II.4. Les différentes utilisations du GPL 20

II.1. Stockage du GPL	27
II.2. Transport des GPL.....	28
II.3. Avantages et inconvénients techniques des GPL	30
II.3.1. Avantages.....	30
II.3.2. Avantages du GPL en tant que carburant:.....	31
II.3.3. Inconvénients	32
II.4. Risques et sécurité des GPL	32
II.5. Situation nationale des GPL	33
II.6. Le GPL dans le monde.....	36

Chapitre III : Théorie de rectification

III.1. Introduction	38
III.2. Définition	38
III.3. Description d'une colonne de rectification	38
III.4. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification.....	39
III.5. Types des colonnes de rectification.....	40
III.5.1. Colonnes à plateaux.....	40
III.5.2. Colonnes à garnissage.....	44
III.5.3. Problèmes rencontrés dans les colonnes à plateaux	46
III.6. Lois fondamentales de la rectification	47
III.6.1. Lois de DALTON	47
III.6.2. Lois de RAOULT et d'HENRY	47
III.6.3. Bilan matière de la colonne et de ses zones.....	49
III.6.4. Utilisation de la volatilité relative.....	53
III.6.5. Choix de la pression dans la colonne.....	54
III.6.6. Régime de la température dans la colonne	54

V.1. Présentation du logiciel « HYSYS »	77
V.2. Modèle mathématique	78
V.3. Choix du modèle thermodynamique	78
V.4. Etablissement du schéma du procédé (PFD)	78
V.5. Vérification des performances du logiciel HYSYS	80
V.5.1. Paramètres de service	80
V.5.2. Les résultats de simulation:	80
V.6. Vérification du cas actuel:	82
V.7. Optimisation du débit de reflux:.....	84
V.8. Comparaison entre l'énergie consommée au niveau de l'aéro à reflux fixe et celle consommée à reflux optimisé.....	97
V.9. Comparaison entre l'énergie consommée au niveau de rebouilleur à reflux fixe et celle consommée à reflux optimisé.....	99

Chapitre VI : Calculs du gain énergétique

VI.1. Introduction:.....	102
VI.2. Calcul du gain d'énergie	102
VI.2.1. Le gain énergétique dans les aérocondenseurs.....	102
VI.2.2. Estimation du coût énergétique des aérocondenseurs:	103
VI.2.3. Le gain de nombre aérocondenseurs	105
VI.2.4. Gain énergétique dans le rebouilleur.....	105
Conclusion générale:	111

Bibliographie

Annexes

Abréviation

SONATRACH	Société Nationale pour la Recherche, la Production, le Transport, la Transformation, et la Commercialisation des Hydrocarbures.
GP1/Z	Complexe de séparation du gaz pétrolier liquéfié (Béthioua).
GPL	Gaz pétroliers liquéfié. GNL : Gaz naturel liquéfié.
GN	Gaz Naturel
RTO	Région Transport Ouest
PPM	Partie Par Million
V-N101	Fractionnateur De Train N°100.
E-N004	Préchauffeurs N°1.
E-N005	Préchauffeurs N°2
E-N013	Préchauffeurs N°3.
E-N002	Aéro-condenseurs.
P-N002	Pompe de Reflux A/B.
la vanne N°3.	la vanne N°3.
E-N011	aérorefrigerants.
E-X027	aéro-réfrigérant.
BP	Basse Pression.
MP	Moyenne Pression.
HP	Haut Pression.
H-X501	Le four.
D1	jetée concernant les petits navires.
M6	jetée concernant les grands navires
BOG	Boil- Off- Gas.
LCR	Local Control Room.
JCR	Jetty Control Room.
E-N003	Rebouilleurs A/B.
V-N102	le dé-éthaniseur.
NGPA	Natural Gas Processing Association (mondiale).
NGP1/Z	Natural Gas Processing Association (pour complexe GP1/Z
PR	Peng – Robinson
PFD	Process Flow Diagram.

T (C°)	Température en degré celsius
P	Pression.
Qc	quantité de chaleur de condenseur.
Qreb	quantité de chaleur de rebouilleur.
N aéro	le nombre d'aéros.
TFT	Tinfouye Taban Kort.

Liste des figures

Figure I.1 : situation géographique du complexe GP1Z.	2
Figure I.2 : organigramme du complexe	3
Figure I.3 : Lignes d'alimentation.	5
Figure I.4 : Schéma du procédé de production propane et butane	7
Figure I.5 : Colonnes d'adsorption à tamis moléculaires.....	8
Figure I.6 : colonne de séparation (Fractionnateur).	10
Figure I.7 : Les équipements de la section de réfrigération.	11
Figure I.8 : Sphères de stockage	12
Figure I.9 : bacs de stockage.....	13
Figure I.10 : Quai de chargement de Navire du GPL1/Z.....	13
Figure I.11 : Rampe de chargement de camions du GPL1/Z.....	14
Figure II.1 : Origine du GPL. [9].....	16
Figure II.2 : Principales transformations du propane. [7].....	21
Figure II.3 : Principales transformations du butane. [7]	22
Figure II.4 : Utilisation du GPL dans la cuisiner.	22
Figure II.5 : Utilisation du GPL dans le chauffage. [7]	23
Figure II.6 : Les utilisations industrielles du GPL. [7]	24
Figure II.7 : Utilisation du GPL comme carburant. [13].....	25
Figure II.8 : Le GPL dans le loisir. [13].....	26
Figure II.9 : Le GPL dans le secteur agricole. [9].....	27
Figure II.10 : Transport de GPL par canalisations. [15]	28
Figure II.11 : Transport du GPL par wagon- citernes. [15]	29
Figure II.12 : Transport du GPL par navire. [15]	29
Figure II.13 : Transport du GPL par camion-citerne.[15].....	30
Figure II.14 : offre prévisionnelle nationale en GPL.	34
Figure II.15 : La demande nationale en GPL. [13].....	35
Figure II.16 : Répartition de la demande en GPL. [13]	35
Figure II.17 : Consommation des GPL par secteur.....	37
Figure III.1 : Schéma simplifié Rectification.	38
Figure III.2 : Schéma d'une colonne à plateau.....	40
Figure III.3 : les différents types de plateaux.	42
Figure III.4 : Exemple d'une colonne d'absorption a courant croisé. [20]	43
Figure III.5 : (a) Schéma d'une colonne à garnissage, (b) Garnissage structuré, (c) Garnissage en vrac, (d) Image d'un ruissellement de film liquide le long d'un garnissage. [23].....	45
Figure III.6 : Différents arrangements de distribution des phases dans les colonnes à garnissage. [23]	46
Figure III.7 : le taux de reflux.	50

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Symboles des départements.....	4
Tableau II.1 : Caractéristiques des composants du GPL.[12]	18
Tableau II.2 : Propriétés chimiques du GPL.	19
Tableau II.3 : Equivalence thermique du propane.....	31
Tableau II.4 : Le GPL au monde. [10]	37
Tableau IV. 1 : La composition de la charge.....	61
Tableau IV.2 : Composition, débit massique et molaire de la charge	61
Tableau IV.3 Composition et débits du distillat et du résidu.....	63
Tableau IV.4 : Volatilité relative de l'alimentation.....	65
Tableau IV.5 : Compositions et les coefficients d'équilibre au fond de la colonne	66
Tableau IV.6 : Compositions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne.....	66
Tableau IV.7 : Compositions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne.....	66
Tableau IV.8 : Volatilité relative de l'alimentation.....	67
Tableau IV.9 : Volatilité relative de la zone de rectification.....	67
Tableau IV.10 : volatilité relative de la zone d'épuisement.	68
Tableau IV.11 : Fraction Vaporisée de la charge	69
Tableau IV.12 : taux de reflux minimal.....	69
Tableau IV.13 : Taux de rebouillage minimal.....	70
Tableau IV.14 : L'enthalpie moyenne d'alimentation.....	72
Tableau IV.15 : L'enthalpie moyenne de la vapeur sortante du 1er plateau.	73
Tableau IV.16 : L'enthalpie moyenne de distillat.	73
Tableau IV.17 : L'enthalpie moyenne de résidu.	74
Tableau V.1 : Paramètres de design.....	80
Tableau V.2 : Résultats de simulation.	81
Tableau V.3 : calcul des erreurs en pourcentage du distillat dans le cas design et design simulé.	81
Tableau V.4 : calcul des erreurs en pourcentage du résidu dans le cas design et design simulé.	82
Tableau V.5 : Paramètres de service.....	82
Tableau V.6 : Résultats de simulation.	83
Tableau V.7 : calcul des erreurs en pourcentage du distillat dans le cas Actuel et Actuel simulé.	83
Tableau V.8 : calcul des erreurs en pourcentage du résidu dans le cas actuel et actuel simulé.	84
Tableau V.9 : Les normes de NGPA [1].....	85
Tableau V.10 : Les normes de NGP1/Z [1]	86
Tableau V.11 : Optimisation de débit de reflux à $L=180\text{m}^3/\text{h}$	87
Tableau V.12 : Optimisation de débit de reflux à $L=210\text{m}^3/\text{h}$	87
Tableau V.13 : Optimisation de débit de reflux à $L=240\text{m}^3/\text{h}$	88

Tableau V.14 : Optimisation de débit de reflux à $L= 264\text{m}^3/\text{h}$	88
Tableau V.15 : Optimisation de débit de reflux à $L= 288\text{m}^3/\text{h}$	89
Tableau V.16 : Optimisation de débit de reflux à $L=336\text{m}^3/\text{h}$	89
Tableau V.17 : Débits de distillat et de résidu calculés par le logiciel HYSYS	90
Tableau V.18 : Energies d'aéroréfrigérant consommées à débit de reflux fixe	91
Tableau V.19 : Energies consommées au niveau du rebouilleur à débit de reflux fixe.....	93
Tableau V.20 : Nombre d'aéros pour débit de reflux contant ($400 \text{ m}^3/\text{h}$).	94
Tableau V.21 : Energies d'aéroréfrigérant consommées à débit de reflux optimisé.....	95
Tableau V.22 : Energies de rebouilleur consommé à débit de reflux optimisé	96
Tableau V.23 : Nombre d'aéros à débit de reflux optimisé.....	97
Tableau V.24 : Comparaison entre l'énergie d'aéro actuelle et optimise.	98
Tableau V.25 : Comparaisons entre l'énergie de rebouilleur pour le cas actuel et optimisé ..	99
Tableau V.26 : résumer tous les résultats obtenus	100
Tableau VI.1 : Gain énergétique dans les aérocondenseurs.	102
Tableau VI. 2 : Estimation du coût au niveau des aéros « en DA ».	104
Tableau VI.3 : calcule de nombre d'aérocondenseur gagné.....	105
Tableau VI.5 : Gain énergétique dans les rebouilleurs.....	106
Tableau VI.4 : Composition du gaz naturel.	107
Tableau VI.6 : Calcul de gain énergétique par unité « Nm^3/h ».	108
Tableau VI.7 : Le coût qui parte par année unité « en DA ».	109

ملخص:

تتناول هذه الأطروحة تحسين دورة التدفق لقسم الفصل في مجمع أرزيو في الجزائر ، وهو محطة يتم تحليل تحسين تدفق التدفق . يتضمن وصفاً للمجمع وقسم الفصل ومحاكاة للعملية . معالجة للغازات من سوائل البترول ويخلص الموجز إلى أن تحسين معدل التدفق العكسي يمكن أن يؤدي إلى توفير كبير في الطاقة . وحساب توفير الطاقة تظهر نتائج المحاكاة معدل تدفق . يصف المستند أيضاً بالتفصيل قسم الفصل ، بما في ذلك المجزئ ومزيل الإيثان والمزيل الارتداد الأمثل لمعدلات تدفق التغذية المختلفة وتأثير معدل تدفق الارتداد ومعدل تدفق التغذية على استهلاك الطاقة في مكثف الهواء والمرجل

RESUME:

Ce mémoire porte sur l'optimisation du cycle de reflux de la section de séparation du complexe GP1Z en Algérie, qui est une usine de traitement de gaz de liquides pétroliers. Elle comprend une description du complexe, de la section de séparation et une simulation du processus à l'aide du logiciel HYSYS. L'optimisation du débit de reflux est analysée et les économies d'énergie sont calculées. Le mémoire conclue que l'optimisation du débit de reflux peut entraîner des économies d'énergie significatives. Le document décrit également en détail la section de séparation, y compris le fractionneur, le dééthaniseur et le dépentaniseur. Les résultats de la simulation montrent le débit de reflux optimal pour différents débits d'alimentation et l'influence du débit de reflux et du débit de charge sur la consommation d'énergie dans l'aérocondenseur et le rebouilleur.

ABSTRACT:

This thesis deals with the optimization of the reflux cycle of the separation section of the GP1Z complex in Algeria, which is a treatment plant for gases from petroleum liquids. It includes a description of the complex, the separation section and a simulation of the process using HYSYS software. Reflux flow optimization is analyzed and energy savings are calculated. The brief concludes that optimizing the backflow rate can result in significant energy savings. The document also describes in detail the separation section, including the fractionator, deethanizer and depentanizer. The simulation results show the optimum reflux flow rate for different feed flow rates and the influence of reflux flow rate and feed flow rate on energy consumption in the air condenser and reboiler.



Introduction générale



Introduction générale

L'économie nationale repose principalement sur l'exploitation des ressources pétrolières et gazières, ce qui implique la mise en place de multiples installations de traitement nécessitant des équipements onéreux. Dans cette perspective, les avancées technologiques visant à réduire ces coûts devraient jouer un rôle prépondérant dans le futur développement du commerce international des combustibles.

À l'heure actuelle, la demande de gaz de pétrole liquéfié (GPL) connaît une croissance substantielle. Cette ressource énergétique revêt une importance considérable en raison de son faible taux de pollution par rapport aux autres combustibles conventionnels. En effet, sa facilité de condensation, de stockage et d'utilisation en fait une source d'énergie idéale pour une vaste gamme d'applications.

La distillation demeure le procédé de fractionnement le plus largement employé. Il est essentiel que ce processus soit effectué avec une consommation d'énergie minimale. Afin de réduire les coûts liés à la consommation interne, les installations sont tenues de minimiser les dépenses d'exploitation, notamment celles liées à la consommation d'énergie, en optimisant tous les équipements qui requièrent de l'électricité ou de la chaleur.

Notre projet de fin d'études a été mené au sein du complexe GP1/Z, connu sous le nom de Jumbo. Ce complexe a été érigé dans le but de traiter le gaz de pétrole liquéfié brut provenant des divers champs situés dans le sud de l'Algérie, afin de produire du propane et du butane destiné à la consommation locale et à l'exportation.

L'objectif de notre travail, inscrit dans le cadre de notre projet de fin d'études, est d'optimiser le débit de reflux du fractionnateur de la section de séparation. En effet, une consommation d'énergie excessive a été constatée au niveau de cette partie du processus.

Notre démarche consiste à identifier les sources de ce problème, à comprendre ses causes et à rechercher des solutions, tout en veillant à ne pas perturber le fonctionnement normal du complexe. Nous cherchons des alternatives qui ne nécessitent pas d'investissements majeurs.

Afin de minimiser les coûts supplémentaires dus à la surestimation du débit de reflux, nous allons structurer notre travail de la manière suivante :

- ❖ Le premier chapitre s'intéresse à la description générale du complexe GP1/Z.
- ❖ Le deuxième chapitre présente brièvement les caractéristiques de GPL et description du procédé.
- ❖ Le troisième chapitre présente la théorie de la rectification.
- ❖ Le quatrième chapitre s'emploie à calculer le bilan de matière et énergétique de la colonne.
- ❖ Le cinquième chapitre est consacré à l'étude pratique basée sur la simulation de différents cas de la charge et le débit du reflux, avec une comparaison, interprétation des résultats.
- ❖ Le sixième chapitre expose une étude économique.



CHAPITRE I



Chapitre I : Présentation du complexe GP1Z

I.1. Introduction :

Le complexe GP1/Z de l'entreprise nationale SONATRACH dénommé (jumbo GPL) pour ses grandes capacités et le dernier-né des ensembles industriels de la zone d'ARZEW.

Construit avec le consortium japonais IHI-C-HTOH, dans le cadre d'un contrat clé en main, le complexe a été réceptionné le 02-09-1984.

Le complexe GP1/Z conçu dans le but de traiter le mélange brut de GPL venant de plusieurs sources du sud algérien, et de produire du propane et du butane comme produits finis pour les commercialisés, soit par navires ou par camions citernes. La capacité annuelle de la production de quatre trains de l'usine est de 4 millions tonnes par an.

Durant l'année 1998, le complexe a vu sa production augmenter à 6 millions de tonnes Par ans avec l'extension de sa première phase en construisant deux autres trains par le même constructeur.

Actuellement la production du complexe GP1/Z a été produit 10.8 millions de tonnes par an grâce à la performance de ces capacités.

Durant l'année 2010, le complexe a vu sa production augmenter avec la réception de sa troisième phase de 3 trains par le même constructeur. [1]

I.2. Situation :

D'une superficie de 120 hectares, le complexe GP1.Z est situé dans la zone industrielle d'ARZEW, entre la centrale thermique (MERS EL HADJAJ) à l'EST et le complexe GNL.Z à l'OUEST, entre la mer méditerranée et la route nationale N°1.1 [5]



Figure I.1 : situation géographique du complexe GP1Z.

I.3. Capacité :

A partir d'un traitement du GPL brut Algérien en provenance des champs gaziers et pétroliers du sud, la production du complexe est de 10.800.000 tonne/an de GPL : propane, butane commerciaux et pentane.

I.4. Organisation du complexe :

L'organisation du complexe GP1/Z est étudiée de façon à avoir une coordination complète entre les différentes structures de l'usine afin de permettre une exploitation optimale des ressources disponibles. Le suivi est assuré par quatre équipes dont une au repos ainsi que par le personnel de maintien travaillant en journées normales. [5]

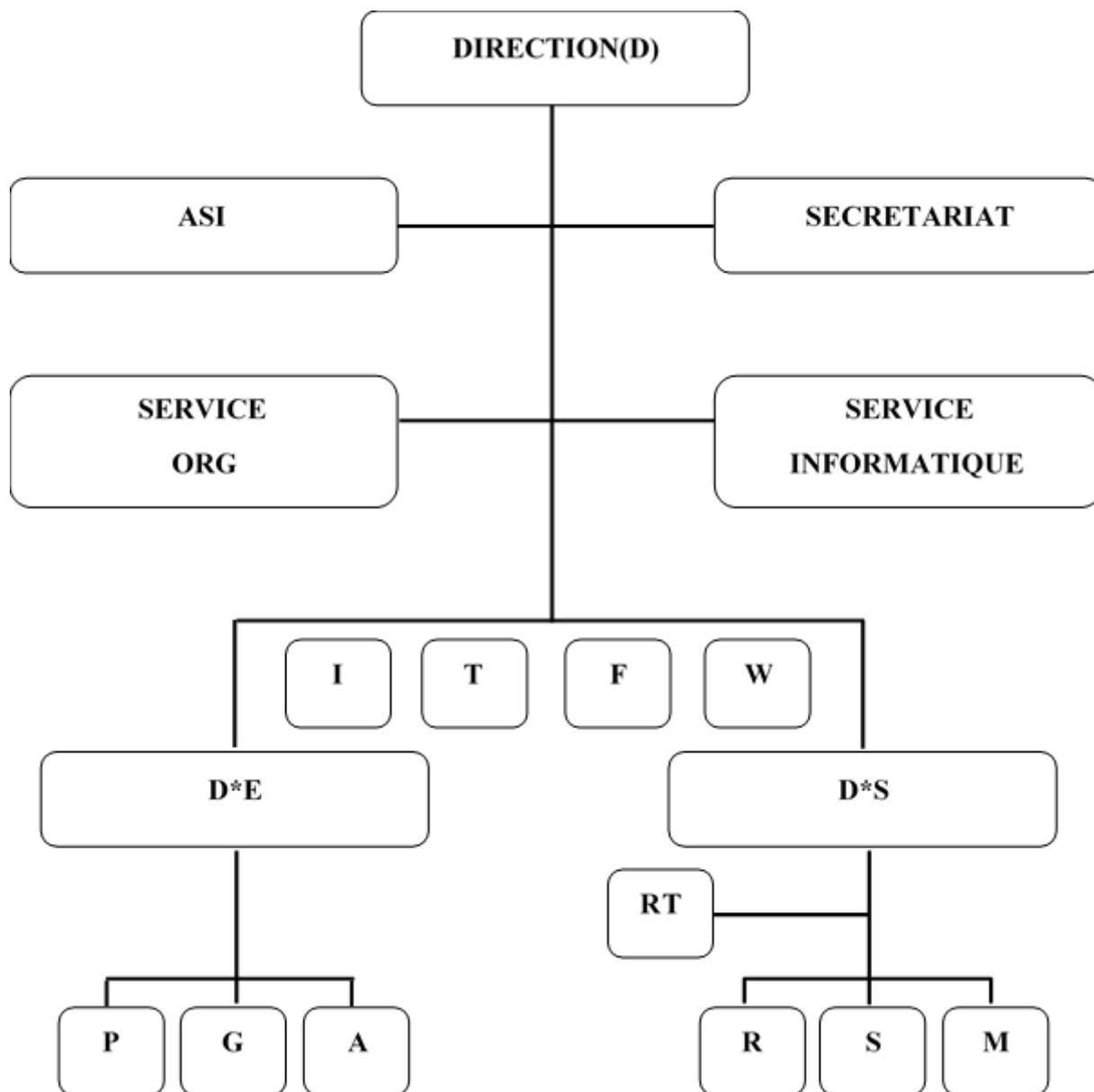


Figure I.2: organigramme du complexe.

Chapitre I : Présentation du complexe GP1Z

Tableau I.1 : Symboles des départements.

SYMBOLES	DEPARTEMENT	SYMBOLES	DEPARTEMENT
D	La Direction	ORG	Organisation
I	Département Sécurité	T	Département Technique
F	Département Finance	W	Département Travaux neufs
D*E	Département Exploitation	D*S	Sous-Direction du personnel
P	Département Production	RT	Relation de Travail
G	Département Maintenance	R	Dpt Ressources Humaines
A	Département Approvisionnement	S	Administration et social
M	Dpt moyens généraux	ASI	Assistance sûreté interne

I.5. Principales installations :

- 22 Sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1100 m³ chacune.
- 04 Bacs de stockage de propane basse température de 70000 m³ chacun
- 09 Trains de traitement du GPL.
- 02 Unités de ré-liquéfaction du gaz évaporé
- 04 Bacs de stockage de butane basse température de 70000 m³ chacun.
- 04 Sphères de stockage de produits à température ambiante (propane et Butane) de 500 m³ chacune.
- 01 Sphère de stockage gazoline.
- 04 Salles de contrôle.
- 01 Sous-station électrique alimentée par la SONELGAZ.
- 04 Générateurs assurant l'énergie électrique de secours du complexe en cas de coupure de courant.
- 02 Quais de chargement pouvant recevoir des navires d'une capacité variante entre 4000

Chapitre I : Présentation du complexe GP1Z

et 10000 tonnes.

- Une rampe de chargement de camions.
- Une station de pompage d'eau de mer pour le réseau d'incendie.
- Un système de télésurveillance. [5]

I.6. Alimentation de l'usine :

Les sources d'alimentation :

L'usine reçoit son alimentation de GPL des sources suivantes : Hassi Messaoud, Hassi R'mel, In amenas, Tinfouye Taban Kort (TFT), Rhourde Nouss, Gassi Touil.



Figure I.3 : Lignes d'alimentation.

I.7. Les utilités :

Elle alimente les diverses zones de production en :

- Fuel (gaz naturel) : utilisé comme combustible.
- Air : elle est divisée en deux :
 - ✓ Air instrument : C'est de l'air séché après enlèvement de l'humidité, cet air aide pour ouvrir les vannes et la manipulation des boucles de régulation (vanne pneumatique).
 - ✓ Air service : C'est du l'air qui sert pour le nettoyage et l'entretien.
- Vapeur : On utilise le dessaleur pour avoir l'eau distillée et à partir de la chaudière on produit de la vapeur

- Eau :
 - ✓ L'eau distillée.
 - ✓ L'eau de refroidissement.
 - ✓ L'eau potable.
- Méthanol : Il est utilisé pour le dégivrage.
- Gasoil : Il est utilisé pour les générateurs de secours.
- Azote : il est utilisé pour l'inertie des équipements, il y'a deux circuits :
 - ✓ Circuit Gazeux (HELIOS) ;
 - ✓ Circuit l'azote liquide : On le transforme en vapeur pour l'inertage des équipements suivants :
 - Un générateur électrique de secours d'une capacité de 25.617 KW.
 - Un système de sécurité vide-vite (Blow-down).
 - Les torches : Trois hautes pressions et deux basses pressions servent à brûler la quantité de gaz provoquée par un dysfonctionnement des trains. [2]

I.8. Description du procédé de fabrication :

I.8.1. Introduction:

La charge G.P.L représente l'alimentation principale des trains et provient directement de (R.T.O). Elle est stockée au niveau de 22 réservoirs sphériques d'une capacité unitaire 1100m^3 . Ces derniers sont devisés en 5 blocs et chaque bloc contient 4 sphères dans la phase I et II et pour la phase III il y a 6 sphères, 3 blocs alimentent les trains de la phase (I) et un bloc pour la phase (II) et l'autre groupe pour la phase (III). Le G.P.L est acheminé vers les trains à une pression $30\text{kg}/\text{cm}^2$. En passant par le collecteur commun pour que chaque train prélève son débit de traitement nécessaire à l'aide de contrôleur de débit. Une fois le GPL introduit dans le train, il doit passer à travers 3 sections. [2]

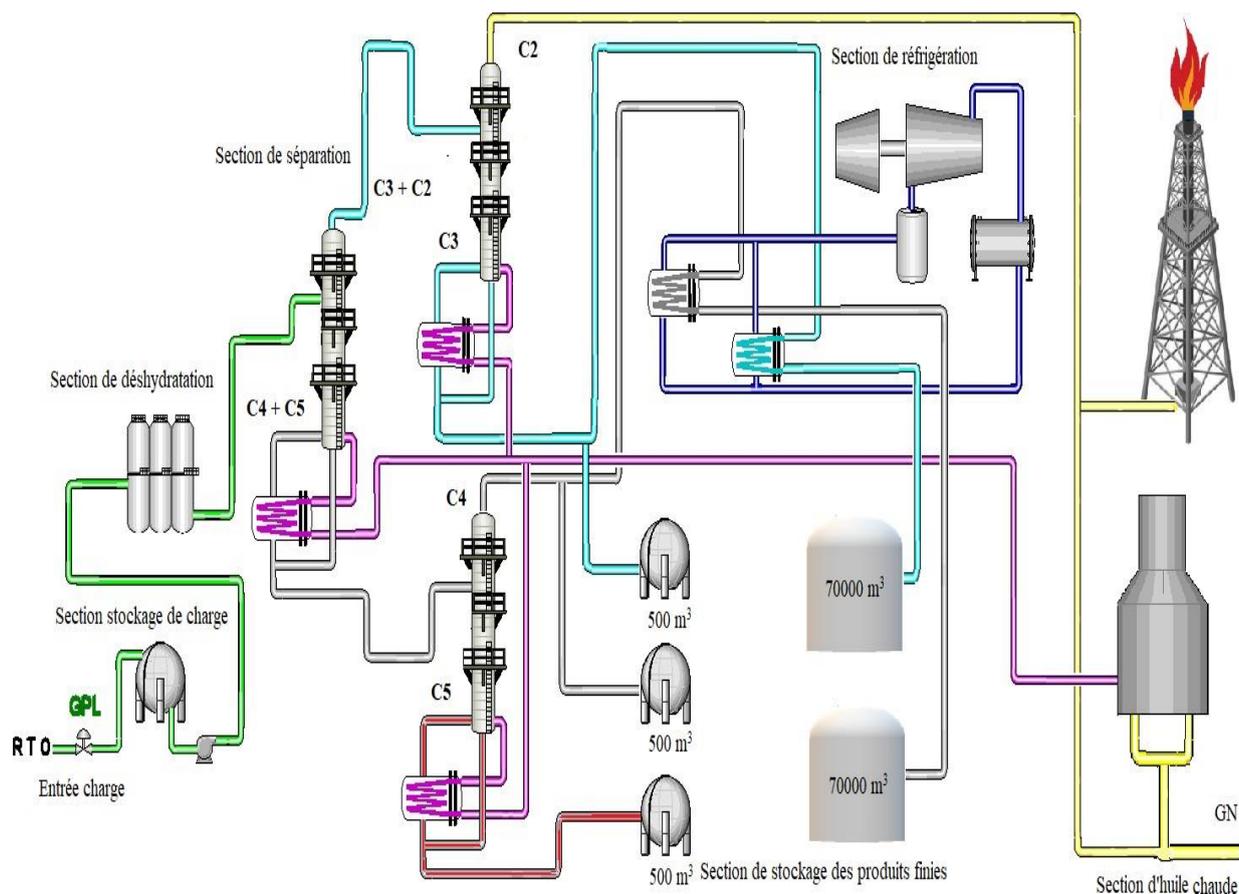


Figure I.4 : Schéma du procédé de production propane et butane.

I.8.2. Section de déshydratation :

Le but de cette section est de réduire la teneur en eau de 100 ppm à 5 ppm dans le déshydrateur de charge et de 5 ppm à environ 1 ppm dans le déshydrateur de garde (dans la section réfrigération) et cela pour éviter la formation du givre dans les équipements.

Cette section comprend trois colonnes d'adsorption à tamis moléculaires, à tout instant on a une colonne en service (en adsorption), l'autre en régénération et la dernière en attente. Le GPL passe dans le sécheur du bas vers le haut, l'humidité est extraite lors du passage du GPL à travers les tamis moléculaires pendant 36 heures, une fois cette durée est dépassée le sécheur passe automatiquement en régénération. [3]



Figure I.5 : Colonnes d'adsorption à tamis moléculaires.

La régénération passe par les séquences suivantes :

a) Drainage (durée 1h) : La vidange du sécheur se fait par l'injection du gaz naturel sous une pression de 20 kg/cm^2 . Le GPL restant est acheminé vers les sphères de charge.

b) Dépressurisation (durée 30 mn) : Cette séquence sert à réduire la pression du sécheur de 20 kg/cm^2 à 3 kg/cm^2 et cela se fait par l'évacuation de GN contenu dans le sécheur vers la section fuel gaz.

c) Chauffage (durée 11h) : Le réchauffage se fait par le GN chauffé dans le four à une température de 280°C . Il passe dans le sécheur de haut en bas pour évaporer l'eau contenue dans les tamis moléculaires.

d) Refroidissement (durée 5h) : Le secteur étant chaud après la séquence de réchauffage, il est refroidi par le GN porté à une température de 12 à 45°C et une pression de 3 kg/cm^2 .

e) Pressurisation (durée 30 min) : Avant le remplissage de la colonne par le GPL, il faut atteindre une pression de service de 20 kg/cm^2 . Cette opération se fait par l'introduction de GN à haute pression.

f) Remplissage : Cette opération consiste à mettre le sécheur en attente. [3]

I.8.3. Section de séparation:

Le débit de charge vers la section de séparation dépend de la qualité de cette même charge. Chaque train doit produire 1 million de tonne par an de propane et butane commerciaux, le débit nécessaire en GPL brut est de 1 million de t/an, plus les sous-produits. Le débit de charge nécessaire est d'autant plus élevé que la teneur en éthane et en pentane est importante.

Chapitre I : Présentation du complexe GP1Z

La capacité minimale de chaque train correspond à 50 % de sa capacité normale. A ce débit, chaque colonne doit être exploitée avec un reflux et un remouillage suffisants pour assurer un fonctionnement stable.

Si un produit d'un train dérive et se trouve hors spécification, il faut recycler tous les produits de ce train, pour maintenir autant que possible, la composition de la charge dans les réservoirs sphériques. Cependant, cela n'est pas nécessairement vrai pour le pentane produit. Autrement dit, si l'acheminement du produit doit être arrêté pour une raison quelconque, il faut que toutes les colonnes soient mises sur fonctionnement à reflux total, jusqu'à ce que le fonctionnement continu puisse être repris. Il faut noter que la ligne de recyclage des produits hors spécification permet le recyclage des produits d'un train à pleine capacité, ce qui est équivalent à la production de 2 trains fonctionnant à 50 % de leur capacité.

Lorsque le rapport $C2 / (C2 + C3)$ est égal ou supérieur à 4,8% mole, le dé-ethaniseur doit être en service.

De même, lorsque le rapport de $C5 / (C4 + C5)$ est égal ou supérieur à 1,75 % mole, il faut que le de-pentaniseur soit en service. [6]

❖ Fractionnateur :

Après la section de déshydratation, le GPL brut entre dans la section de séparation (fig.4), comme alimentation du fractionnateur V-N101. Le GPL récupère d'abord la chaleur du propane produit sortant du fond de la dérive dans le préchauffeur N° 1, E-N004, puis une autre récupération de chaleur dans le préchauffeur N° 2, E-N005 A~D, cette fois ci sur le produit du fond du fractionnateur.

Le GPL est finalement amené à son point de bulle dans le préchauffeur N° 3, E-N013, qui fait appel au fluide caloporteur avec contrôle de la température de sortie du E-N013. A la sortie du E-N013, le débit de charge est réglé selon le point de consigne du contrôleur de débit.

Dans le fractionnateur, le GPL brut est séparé en un produit de butane au fond et un produit de propane liquide en tête. La colonne comprend 55 plateaux à clapets.

Le fonctionnement du fractionnateur est réglé de manière à réaliser la séparation voulue en propane et en butane, tout en effectuant le taux de récupération recherché.

La pression en tête du fractionnateur est maintenue constante par action de la vanne placée dans la longe des vapeurs de tête vers l'aérocondenseur E-N002.

La pression dans le ballon de reflux est maintenue par un contrôleur de la différence de pression et un by-pass de gaz chaud E-N002. La température des condensats sortant de E-N002 est maintenue constante par le réglage du pas des pales du ventilateur.

Les vapeurs de tête du V-N101 sont complètement condensées dans E-N002. Une partie des condensats récupéré au V-N003 est repris par la pompe de reflux P-N002 et renvoyée au V-N101 comme reflux froid, sous contrôle du débit de liquide excédentaire à la sortie de P-N002, à savoir le produit de tête, est envoyé au dérive V-N102 sous contrôle du débit piloté par le contrôleur de niveau de V-N003.

Le liquide au fond du fractionnateur représente essentiellement un butane à teneur variable en pentane. En fonction de la teneur en pentane de la charge, le butane peut subir une dépentanisations ou non. En fonctionnement normal, le dépentaniseur n'est pas nécessaire. Ce

qui explique le nombre faible des colonnes prévues (02) pour les neuf trains. [6]



Figure I.6: colonne de séparation (Fractionnateur).

❖ Dééthaniseur :

Afin de produire du propane commercial plus au moins pur les produits de tête de la colonne de fractionnement alimentent le dééthaniseur (fig.5). Ce dernier est une colonne de fractionnement équipée de 25 plateaux à clapets. Le propane sort au fond de la colonne à une température de 62 °C se dirige directement vers le premier préchauffeur du fractionnateur, passe ensuite vers les aérorefrigerants E-N011 où il va être refroidit avant de pénétrer dans la section de réfrigération, où il est refroidi à - 38° C, enfin vers les sphères de stockage afin d'être expédiés sur le marché national. Le gaz riche en éthane sortant de la partie supérieure du dééthaniseur est utilisé comme combustible du four.

❖ Dépentaniseur :

Il existe deux Dépentaniseurs (fig.6) communs pour les 09 trains. Le rôle d'un dépentaniseur est d'éliminer les traces de pentane contenues dans le butane. La colonne est constituée de 50 plateaux à clapets. Le butane sortant de la tête du Dépentaniseur, mélangé au reste du butane non dépentanisé est envoyé à la section de réfrigération. Le pentane recueilli du fond du Dépentaniseur sera refroidi par aérorefrigérant, et envoyé vers le stockage ambiant, cette opération est souvent by-passée, car la charge de GPL arrive avec une très faible teneur

en pentane. [6]

I.8.4. Section de réfrigération :

Cette section reçoit le propane et le butane de la section séparation, les réfrigère jusqu'aux basses températures correspondantes aux points de saturation liquide au voisinage de la pression atmosphérique (-38 ~ -42°C pour le propane et -8 ~ -10°C pour le butane). Les produits passent par un deuxième déshydrateur appelé déshydrateur de garde, qui réduit la teneur en eau de 5 ppm à 1 ppm, ensuite réfrigérés par trois (03) échangeurs suivant un cycle fermé formant une boucle de réfrigération, le fluide utilisé comme réfrigérant est le propane pur. Ce dernier est évaporé dans les échangeurs de chaleur. Cette évaporation provoque l'abaissement de température du produit à réfrigérer

Les vapeurs résultants de l'évaporation du propane réfrigérant dans les chillers et les condenseurs de têtes du dé-éthaniseur sont collectées dans les trois ballons d'aspiration HP, MP et BP pour être aspirées par le compresseur centrifuge entraîné par une turbine à gaz dans la phase I et par un moteur électrique dans la phase II et phase III, puis elles sont condensées dans les condenseurs de type aéro-réfrigérant (E-X027).

Les produits finis sont ensuite canalisés vers les bacs de stockage. [3]



Figure I.7 : Les équipements de la section de réfrigération.

I.8.5. Section d'huile chaude :

La section du fluide caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour les rebouilleurs des colonnes de fractionnement et pour le préchauffeur final de la charge.

Le fluide caloporteur circulant dans la boucle est l'huile TORADA TC 32.

La température du fluide caloporteur à la sortie du four représente la température d'entrée pour chaque utilisation, est maintenue à 180°C.

Le four (H-N501) fournit également la chaleur nécessaire au gaz naturel pour la

Chapitre I : Présentation du complexe GP1Z

régénération des tamis moléculaire de la section déshydratation tout en chauffant ce dernier dans un petit serpentin par convection à une température constante de 280°C à un débit de 2000 m³/h. [3]

I.9. Zone stockage de produits finis :

Cette zone assure la manutention des produits commerciaux; on distingue deux types de stockage de produits finis :

➤ Stockage à température ambiante :

Prévu pour la commercialisation du gaz à l'échelle nationale ; le chargement camions se fait à partir des 4 sphères ayant une capacité de 500 m³ chacune dans lesquelles sont stockés le propane et le butane sous pression. [4]



Figure I.8 : Sphères de stockage.

➤ Stockage à basses températures :

Les gaz réfrigérés sont véhiculés aux bacs où ils seront stockés dans les conditions de basse température sachant que la capacité de chacun est 70.000 m³ et sont munis de pompes immergées pour la circulation du gaz et le chargement navires. [4]



Figure I.9 : bacs de stockage.

I.10. Zone de chargement des produits finaux :

I.10.1. Chargement par navires:

L'usine dispose de deux jetées D1 et M6, pour le chargement des bateaux à basse température ayant une capacité de :

10.000 m³/h pour M6.

4.000 m³/h pour D1.

D1 : concernant les petits navires.

M6 : concernant les grands navires.



Figure I.10: Quai de chargement de Navire du GPL1/Z.

I.10.2. Chargement par camion-citerne sous pression :

Les installations de chargement par camion sont conçues de manière à permettre le chargement simultané du propane et du butane.



Figure I.11: Rampe de chargement de camions du GPL1/Z.

I.11. Section BOG (Boil- Off- Gas) :

La section de ré-liquéfaction des vapeurs (BOG), a pour but le contrôle de la pression dans les réservoirs de stockage à basse température, aussi bien pendant le stockage que pendant les opérations de chargement les vapeurs excédentaires récupérées sont comprimées pour qu'elle puissent être reliquéfiées sous forme de condensats réfrigérés aux réservoirs à basse température, le contrôle est assuré par deux salles :

- **LCR (Local Control Room) :** s'occupe de la gestion des opérations de stockage des produits finis, section récupération BOG (gaz évaporé).
- **JCR (Jetty Control Room) :** s'occupe de la supervision des opérations de chargement par navire. [4]



CHAPITRE II



II.1. Définition du GPL :

Le gaz de pétrole liquéfié ou GPL est un mélange gazeux d'hydrocarbures légers composé d'environ 80% de butane (C_4H_{10}) et 20% de propane (C_3H_8) (ce sont des hydrocarbures saturés) à température ambiante et pression atmosphérique, mais il peut être à l'état liquide, dès qu'on le soumet à l'une des conditions suivantes [7] :

- Pression relevée à la température ambiante.
- Pression atmosphérique et température basse.
- Pression modérée et température partiellement basse. [8]

Cette propriété, leur confère l'avantage de manipuler et/ou d'emmagasiner une importante quantité d'énergie sous un très faible volume (1 litre de GPL liquide égal 250 litres de GPL gazeux), ce qui permet de le transporter plus facilement que pour les gaz non condensables (méthane, éthane) qui exigent des pressions très élevées pour pouvoir être liquéfiés à la température ambiante, et de le commercialiser aisément, dans des bouteilles en acier.

La production de ce carburant est issue du raffinage du pétrole (40 % des ressources mondiales) et plus généralement du traitement du gaz naturel (60 % des ressources mondiales). Ainsi, les GPL existent aussi à l'état naturel. Dans le passé, les GPL étaient détruits par torche (brûlage des gaz indésirables), gaspillant le potentiel de cette énergie exceptionnelle.

La composition chimique du GPL est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays (50% butane ,50% propane en France et 95% butane ,5% propane aux états-unis). Il peut contenir, le propylène, butène et une faible quantité de méthane (CH_4), éthylène, pentane (C_5H_{12}), et exceptionnellement des hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthylacrylique.

Le propane et le butane commerciaux ne sont pas des produits purs mais des mélanges, une séparation complète des molécules serait aussi coûteuse qu'inutile car la plupart des utilisations acceptent des mélanges.

Donc, le GPL est un gaz riche, il contient du $C_3 + iC_4 + nC_4 +$ traces de ($C_2 + iC_5 + nC_5$). Ce mélange est aussi appelé « BUPRO » car il contient de fortes proportions en C_3 et C_4 .
i: étant l'iso X.

n: étant le nombre de carbone. X: étant le nom du carbonyle. [9]

II.2. Origine du GPL:

Les gaz de pétrole liquéfié GPL sont extraits à partir de diverses sources qui peuvent être :

Dans les raffineries de pétrole : Le processus de raffinage du pétrole est complexe et nécessite de nombreuses étapes :

Soit au cours de la distillation du pétrole brut (le butane et le propane constituent entre 2 et 3 % de l'ensemble des produits obtenus ; ils constituent les coupes les plus légères issues de cette opération).[10]

Soit pendant le craquage thermique ou reforming catalytique des produits en vue de produire des essences.

Au cours des opérations de dégazolinage du gaz naturel qui ont pour but de séparer et de recueillir les condensats (propane, butane, essences légères etc...). Environ 3% d'un baril

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

standard de pétrole brut est raffiné en GPL, alors que jusqu'à 40% du baril pourrait être converti en GPL.



Figure II.1 : Origine du GPL. [9]

Dans les unités de liquéfaction : En moyenne, un champ de gaz naturel fournit près de 90 % de méthane (CH₄) mais aussi 5 % de propane et 5 % d'autres gaz dont le butane.

- À partir de la liquéfaction des gaz associés (champs pétroliers).
- Comme sous-produit à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel GNL. [9]

II.3. Propriétés et caractéristiques des GPL :

Les particularités physico-chimiques des GPL (tension de vapeur, poids spécifique, pouvoir calorifique, point d'ébullition, etc.) dépendent de leur teneur en divers hydrocarbures. (Voir tableau II.1).

II.3.1. Propriétés physiques :

Le GPL a la particularité de pouvoir être liquéfié à température ambiante, sous une faible pression (3 bars). À pression atmosphérique, il se liquéfie à une température de l'ordre de -30°C. [11]

II.3.1.1. Tension de vapeur :

C'est la pression à laquelle est maintenu un gaz à l'intérieur d'un récipient pour qu'il reste à l'état liquide.

Le GPL soumis à des températures supérieures aux points d'ébullition du propane et du butane ne peuvent être amenés à l'état liquide que sous pression ou par réfrigération. Le GPL à une tension de vapeur à 20 °C égale à :

- Pour le butane = 2 bars.
- Pour le propane = 8 bars.

À noter que plus la température est élevée plus la pression augmente.

II.3.1.2. Densité :

À l'état gazeux, le GPL est plus lourd que l'air ; la densité du propane égale à 0,51 et celle du butane égale à 0,58.

II.3.1.3 Expansion (Dilatation) :

À l'état liquide, le GPL a un coefficient de dilatation important dont il faut tenir compte lors de son stockage, car les sphères ne doivent jamais être remplies complètement.

- La dilatation du GPL est d'environ 0,25% par degré Celsius.

II.3.1.4 Température d'ébullition :

À la pression atmosphérique, la température d'ébullition du butane est de -1°C et celle du propane est de -40°C .

À toute température inférieure à celle-ci, le butane et le propane sont à l'état liquide.

II.3.1.5 Pouvoir calorifique:

Le GPL a un pouvoir calorifique élevé.

- Propane 12200 kcal/Nm³.
- Butane 11800 kcal /Nm³.
 - ✓ Le GPL est non corrosif de l'acier mais l'est habituellement pour l'aluminium, le cuivre et ses alliages.
 - ✓ Le GPL n'a pas de propriétés lubrifiantes et ceci doit être pris en considération lors du dimensionnement et de conception des équipements pour GPL (compresseurs et pompes).
 - ✓ Inflammable dans des limites relativement faibles.
 - ✓ État gazeux à la température ambiante.
 - ✓ Ses caractéristiques physiques confèrent à cette énergie un avantage certain du point de vue du stockage et du transport.
 - ✓ Le GPL est aussi caractérisé par un indice d'octane recherché (RON) naturellement élevé atteignant aisément 98. Cette propriété découle en fait directement des valeurs de RON de chacun de ses constituants. Par ailleurs, son indice d'octane moteur (MON) est lui aussi légèrement plus élevé que celui des essences classiques. [7]

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

Tableau II.1: Caractéristiques des composants du GPL.[12]

Caractéristiques des composants du GPL								
	méthane	Éthylène	éthane	propylène	propane	isobutane	butène	n butane
Formule chimique	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₈	C ₄ H ₁₀
Tension de vapeur à 10°C ; (kg/cm ²)	370	45	32	7,7	6,2	1,3	1,7	1,5
Point d'ébullition à 760 mm Hg ; (°C)	-161,5	-103,7	- 88,5	- 47,7	- 42	- 11,7	- 6,2	- 0,5
Masse volumique (kg/litre)	0,3	0,35	0,37	0,52	0,51	0,56	0,6	0,58
Litres de gaz Obtenus à partir d'un litre de liquide(L)	443	333,7	294,3	283,5	272,7	229,3	252,9	237,8
Poids spécifique Du gaz à 15°C 760mm/Hg (kg/m ³)	0,677	1,18	1,27	1,77	1,86	2,45	2,37	2,45
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)	13 288	12 028	12417	11700	11 980	11 828	11 589	11 586
Nombre d'octane (Motor Method)	120	76	99	83	96	97	84	89

II.3.2. Propriétés chimiques [9]:

Tableau II.2: Propriétés chimiques du GPL.

	Propriétés Chimiques	Conséquences Pratiques
Toxicité	Le Butane et le Propane ne sont pas toxiques.	
Couleur et odeur	Le GPL est incolore, soit à l'état vapeur ou liquide. À l'état naturel, le GPL est inodore. Il peut donner, au contact de l'air, des mélanges explosifs ; pour des raisons de sécurité un odorant doit être ajouté. Cet odorant est à base de sulfures appelés Mercaptans. Le GPL que l'on trouve dans le commerce contient un additif odorant à base de soufre, afin de faciliter la détection des fuites.	L'odeur permet de signaler l'existence d'une fuite qui est recherchée avec un produit moussant, jamais avec une flamme.
Etat gazeux	Le GPL - aux conditions normales de pression et température est un gaz plus lourd que l'air.	En cas de fuite, il a tendance à s'accumuler dans les points bas.
Etat liquide	Le GPL liquide est plus léger que l'eau.	Les réservoirs sur les terrains inondables (instables) doivent être ancrés parce qu'ils risqueraient de flotter en cas d'inondation.

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

Action sur les composés organiques	Le GPL dissout les graisses, les huiles et les vernis.	Les joints et les trigones doivent être en caoutchouc synthétique de qualité appropriée.
Solubilité	Il est insoluble dans l'eau.	
Fluidité	Très fluide à l'état liquide et gazeux.	Le choix et la réalisation des circuits d'alimentation doivent se faire soigneusement.
Impuretés	Le GPL produit au niveau des différents champs doit répondre aux spécifications suivantes : -Teneur en gaz sec inférieure ou égale à 3 % mol. -Teneur en condensât inférieure ou égale à 0.4 % mol.	

II.4. Les différentes utilisations du GPL :

Grâce à leur fort pouvoir calorifique, à leur grande pureté et à la propreté de leur combustion ainsi qu'à la commodité de leur transport, les GPL sont la seule énergie à pouvoir répondre à une large variété d'usages, ils sont largement utilisés dans les secteurs industriels, commerciaux, domestiques ou dans le domaine des loisirs.

Les GPL sont utilisés aussi comme gaz combustible ou comme carburant automobile ou encore comme matière première pour la pétrochimie. [7]

II.4.1. Dans la pétrochimie

II.4.1.1. Propane :

Le propane est essentiellement utilisé comme combustible domestique, cependant l'industrie pétrochimique en consomme 18% comme charge pour l'obtention de différents produits à savoir:

- Acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique par oxydation.

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

- Ethylène et propylène par pyrolyse.
- Nitroéthane et nitropropane par nitration.

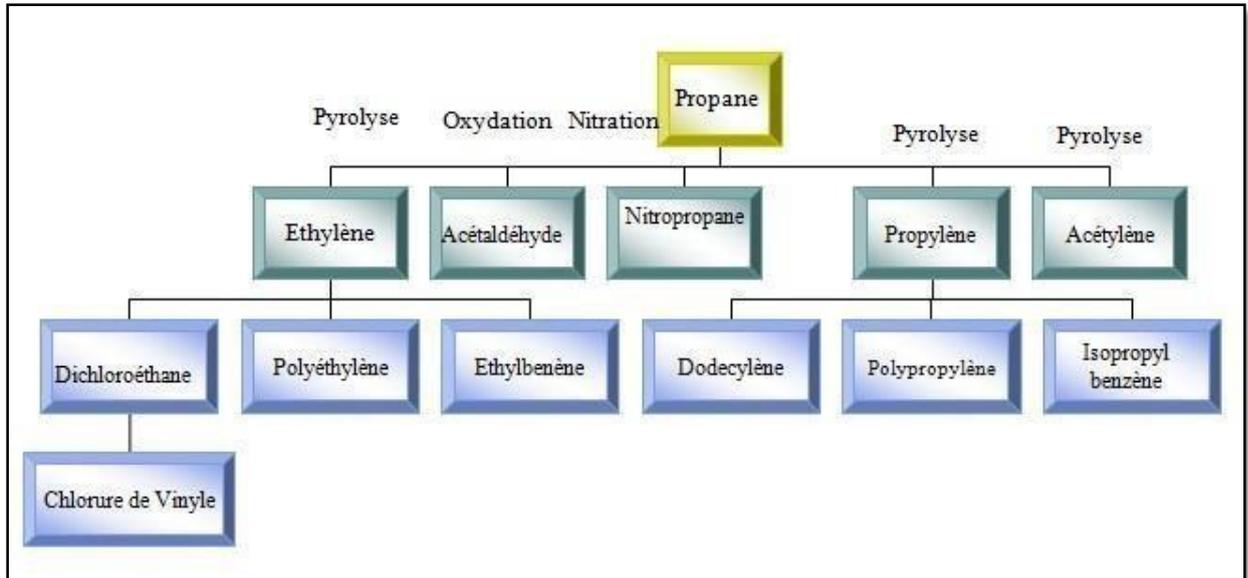


Figure II.2 : Principales transformations du propane. [7]

II.4.1.2. Butane :

L'usage principal du butane est la fabrication d'essences.

L'isobutane est utilisé pour la production d'alkylats et le n-butane est mélangé directement dans le pool essence pour régler la tension de vapeur, on utilise ainsi le butane pour l'obtention de:

- Butadiène par déshydrogénation du n-butane.
- Anhydride maléique par oxydation.
- L'iso butylène formé lors de la déshydrogénation de l'isobutane, sert de matière première pour la fabrication de plastique, caoutchouc et aussi pour la fabrication des produits pharmaceutiques et cosmétique.

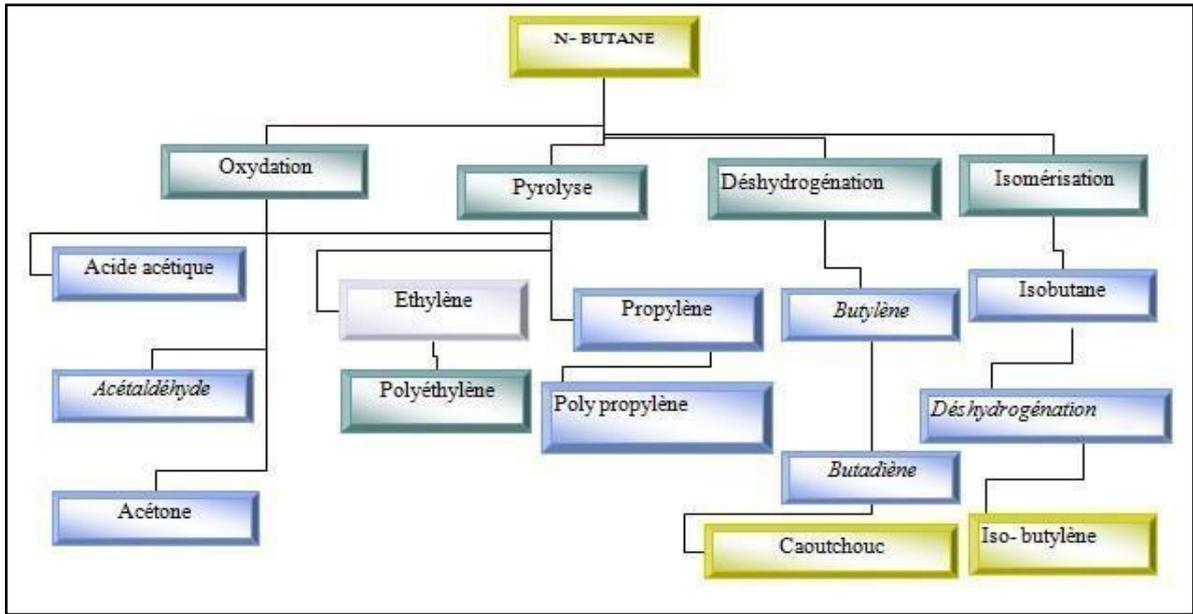


Figure II.3 : Principales transformations du butane. [7]

II.4.2. Utilisations domestiques :

II.4.2.1. Cuisiner :

Cuisiner est une des activités indispensables les plus énergivores au monde. Dans les pays industrialisés, les consommateurs ont la possibilité généralement de choisir une cuisinière ou un four fonctionnant au butane ou propane (les GPL), au gaz naturel ou à l'électricité. Dans les pays en voie de développement, la majorité des habitants utilisent des combustibles locaux (par exemple le bois, les résidus de récolte ou les déjections animales) avec des incidences néfastes pour la santé (particules – produits chimiques – suies...) comme pour l'environnement (déforestation...).



Figure II.4 : Utilisation du GPL dans la cuisiner.

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

La fiabilité et la polyvalence des GPL font qu'ils sont largement utilisés même dans les hôtels et les restaurants. Les GPL assurent une chaleur immédiate à l'allumage, supprimant la nécessité d'une période de préchauffage, ils fournissent une première alternative moderne aux combustibles de cuisson traditionnels. En outre, la combustion des GPL se fait sans émission de fumées noires, ne laissant ainsi aucune marque sur les ustensiles et facilitant leur lavage.

II.4.2.2 Chauffage :

Maisons (et hôtels) exigent une source d'énergie fiable pour une variété d'applications comprenant le chauffage central, production d'eau chaude, le chauffage des piscines voire la climatisation, par exemple, en sus de la cuisson. Les GPL peuvent répondre à tous ces besoins et présentent l'avantage supplémentaire de garantir particuliers et entreprises des risques de ruptures ou de fluctuations d'alimentation en énergie.



Figure II.5 : Utilisation du GPL dans le chauffage. [7]

II.4.2.3. Climatisation:

Dans les climatiseurs ou les réfrigérateurs [13].

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

II.4.3. Utilisations industrielles et artisanales:

Le propane intervient dans de nombreux travaux de fabrication, manuels ou mécaniques. Il convient aussi bien aux grands ensembles de production d'un automate poussé qu'aux installations les plus modestes.

Exemples :

- Climatisation et refroidissement à l'échelle industrielle.

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

- Production des carburants.
- Centrale électrique : combustible pour la génération électrique.

II.4.3.1. Industrie chimique :

- Chauffage de bacs d'acide.
- Fabrication de produits insecticides.
- Fabrication de caoutchouc synthétique.
- Aérosols.
- Production de gaz inerte.

II.4.3.2. Matières plastiques :

- Ramollissement avant formage.
- Chauffage d'objets métalliques avant enrobage ; cuisson avant enrobage.
- Travail au chalumeau.

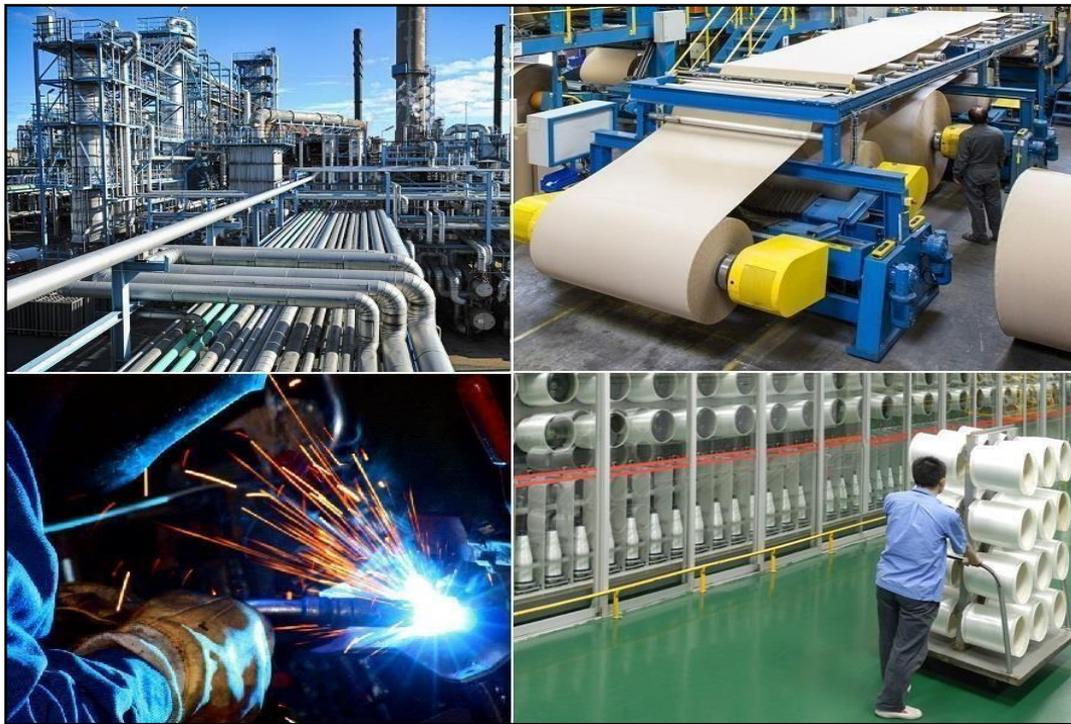


Figure II.6 : Les utilisations industrielles du GPL. [7]

II.4.4. Utilisation comme GPLC (carburant) :

Les GPL sont utilisés également comme carburant efficace pour les véhicules, les bateaux de plaisance, les montgolfières qu'ils alimentent en air chaud, les chariots élévateurs. ... ; car ils préservent les performances du véhicule et peuvent réduire l'usure du moteur. La consommation mondiale du GPL comme carburant s'élevait à près de 20 millions de tonnes en 2010. [13]



Figure II.7 : Utilisation du GPL comme carburant. [13]

L'intérêt majeur du GPL carburant réside dans ses très faibles émissions de polluants en comparaison des carburants les plus courants, essence et gazole. Il permet ainsi de limiter l'impact sur l'environnement et la santé humaine tout en contribuant aussi à limiter les émissions de gaz à effet de serre.

En Algérie, le GPLC est adopté sous le nom commercial « SIRGAZ ».

II.4.5. Loisirs :

La transportabilité des GPL, les gaz butane et propane, et leurs caractéristiques environnementales en font un combustible idéal pour les applications de loisirs, à la fois sur terre comme sur l'eau.

Que l'on soit sous une tente, en camping-car ou en caravane, les GPL sont couramment utilisés comme combustible de cuisson. Sur un terrain de camping ou même dans son jardin, un barbecue alimenté aux GPL assure une température constante tout en limitant les émissions de CO₂.

De plus, les GPL limitent les émissions nocives de polluants locaux (pas de suie – pas de particules, par exemple), ils sont donc un partenaire privilégié pour profiter de la nature et de la vie en plein air. Ils répondent ainsi parfaitement aux besoins de millions d'amateurs de loisirs de plein air dans le monde entier.



Figure II.8 : Le GPL dans le loisir. [13]

II.4.6. Dans le secteur agricole :

L'utilisation du GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture, et certaines cultures sous-verre, le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000 tonnes/an) pour le court terme, il est attendu une évolution plus significative à moyen et long terme particulièrement par l'introduction dans le domaine de chauffage des lieux d'élevage avicoles et porcins, séchage des céréales avant leur stockage en silos, le séchage des récoltes, il est aussi une alternative aux produits chimiques pour le désherbage thermique. Les GPL peuvent jouer un rôle essentiel dans le développement de l'agriculture. [9]



Figure II.9 : Le GPL dans le secteur agricole. [9]

II.4.7. Pour la production d'électricité :

Le GPL est privilégié dans la production de l'électricité du point de vue technique car il nous permet d'atteindre des rendements très élevés. Écologique parce qu'il est un combustible propre et stratégique du point de vue diversification et garantie d'approvisionnement.

II.5. Stockage du GPL :

Il est indispensable de penser, d'ores et déjà, à la valorisation des excédents de GPL pour ne pas avoir à les torcher ; il faut prévoir des moyens efficaces pour le stockage.

Problématique : Une extension de la capacité de stockage en surface pour recevoir de grandes quantités de GPL excédentaires est à écarter à cause de ses coûts élevés et l'incertitude des quantités de GPL à stocker, quant aux techniques de stockage souterrain en usage actuellement dans le monde, elles peuvent apparaître difficiles à envisager à cause des investissements élevés qu'elles requièrent. Certains experts de SONATRACH proposent un procédé de stockage qui consiste à réinjecter le GPL sous forme liquide au sein même du gisement du gaz où il est produit à l'aide d'un ou plusieurs puits injecteurs de GPL liquide et possibilité de stocker de grands volumes de GPL avec un investissement minime en plus de la possibilité de déstocker à n'importe quel moment.

La distribution des GPL a débuté dans des bouteilles dès les années 1930 et s'est étendue avec le développement du stockage dans les récipients en acier ou en aluminium de capacité pouvant varier de 150 g à 3000 T dans les années 1960.

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

Types de stockage :

Le GPL est stocké en utilisant plusieurs techniques [14] :

Stockage sous pression : le GPL est stocké à l'état liquide sous pression de 14 à 14,5 bars à la température ambiante et cette pression est maintenue avec fuel gaz, dans le but d'éviter la perte des vapeurs de GPL qui se dégagent par ébullition et ce qui permet d'avoir un volume plus réduit (plus de 250 fois). Les réservoirs utilisés pour le stockage sont sous formes sphérique ou bien cylindrique à axe horizontal (cigare) à des capacités différentes, revêtus d'une peinture qui réfléchit la chaleur et munis d'une soupape de sécurité.

Stockage réfrigéré : sous pression où les gaz liquéfiés sont stockés à des températures voisines ou inférieures à 0°C, cela permet une réduction importante de la pression de stockage c'est le cas des produits volatils (ex : propylène, butadiène stocké à 0°C et 4,5 bars).

Stockage cryogénique : pour les gaz incondensables à la température ambiante. La pression de stockage est légèrement supérieure à la pression atmosphérique, la température est alors voisine de la température normale d'ébullition du produit.

II.6. Transport des GPL :

Les GPL sont transportés selon différentes modes [11] :

II.6.1. Le transport par pipelines (canalisations) :

Ce mode de transport est utilisé dans le cas d'un transfert de quantités importantes de GPL de leur point de récupération vers des unités de séparations ou vers les stockages importants.

Ce mode de transport est retenu également dans le cas d'acheminement des GPL sur de longues distances ; et il est plus économique.

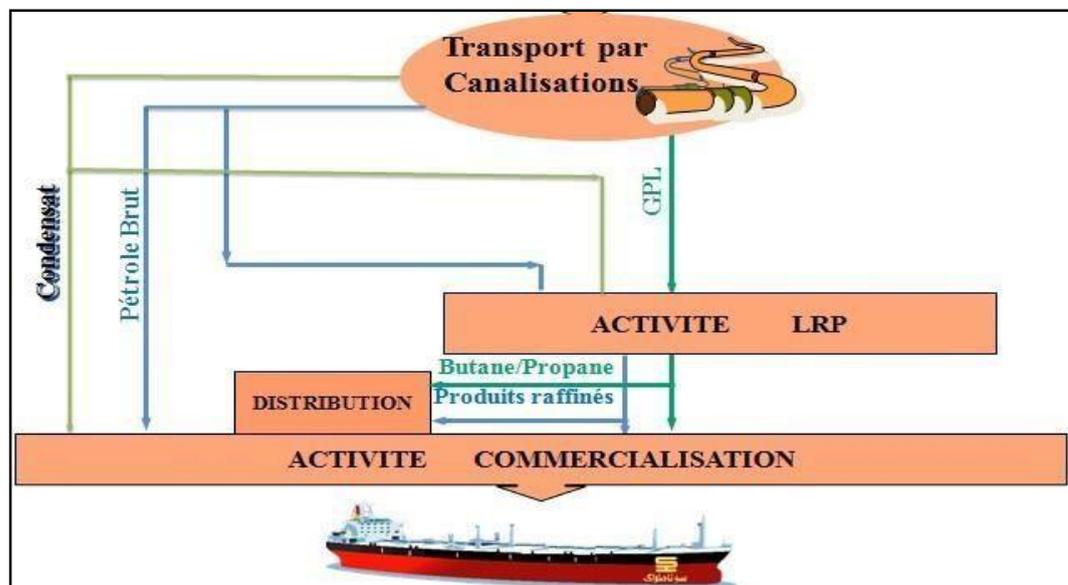


Figure II.10 : Transport de GPL par canalisations. [15]

II.6.3. Transport par wagon- citernes :

Pour des quantités plus petites, il est préférable d'utiliser la voie ferroviaire. Dans ce cas le train comporte plusieurs wagons-citernes dont la capacité unitaire est de 50 tonnes.

Les wagons - citernes sont sous pression et sont fabriqués conformément à des normes

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

contrôlées. Ce mode de transport est surtout utilisé pour la livraison des GPL à partir des raffineries vers des stockages primaires ou à partir des stockages primaires vers des stockages secondaires.



Figure II.11 : Transport du GPL par wagon- citernes. [15]

II.6.4. Le transport par Navire (transport maritime) :

Ce mode de transport est utilisé fréquemment pour les échanges internationaux. Dans ce cas, les GPL sont stockés dans des réservoirs réfrigérés (jusqu'à -50°) ou sous pression.



Figure II.12 : Transport du GPL par navire. [15]

II.6.5. Le transport par camions - citernes :

C'est le mode de transport le plus utilisé pour le transport de petites quantités de GPL sur de courtes distances à partir des centres de stockages vers les utilisateurs.



Figure II.13 : Transport du GPL par camion-citerne.[15]

II.7. Avantages et inconvénients techniques des GPL :

II.7.1. Avantages :

Les gaz butane et propane, les GPL, sont une énergie exceptionnelle en raison de leurs origines, de leurs caractéristiques et de leurs applications. En tant qu'énergie moins polluante, faiblement émettrice de CO₂, performante et novatrice, les GPL offrent de nombreux avantages pour les consommateurs et les secteurs professionnels comme pour l'environnement, ils permettent aussi d'assurer et de contribuer, sans délai, à un modèle énergétique durable, compétitif et plus sûr.

✓ Propre :

Les GPL peuvent contribuer et offrir des solutions immédiates à l'amélioration de la qualité de l'air avec, d'une part, l'adoption du GPL carburant dans le secteur de l'automobile, d'autre part,

La substitution du bois et du kérosène par des GPL pour les besoins de cuisson et de chauffage ; permettent de réduire de 15% les émissions de gaz à effet de serre (GES) par rapport au chauffage au fioul.

Les GPL sont l'une des seules énergies conventionnelles disponible partout et plus propre car ils produisent moins de GES que l'essence, le gazole et l'électricité d'origine thermique, ils réduisent significativement les polluants (oxydes d'azote, hydrocarbures...) et les émissions de CO₂. Les GPL provenant majoritairement des champs de gaz naturel, ils sont également non toxiques et sans impact sur les sols, l'eau et les nappes phréatiques.

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

✓ Performant :

Les GPL sont performants énergétiquement car ils ont un plus grand pouvoir calorifique que les autres énergies couramment utilisées comme le charbon, le gaz naturel, le fioul, le diesel, l'essence, et les bio-carburants. Cela signifie qu'une flamme de GPL dégage plus de chaleur ce qui se traduit par une plus grande performance énergétique. En termes de quantité de chaleur dégagée, voici les équivalences:

Tableau II.3: Equivalence thermique du propane.

1Kg de propane				
Bois 3 à 6 Kg	Charbon 1,5 à 2 Kg	Fioul 1,29 L	Gaz naturel 1,16 m ³	Electricité 1,38 KWh

Le rendement de combustion des GPL peut être jusqu'à 5 fois plus important que les combustibles traditionnels, ce qui entraîne moins de gaspillage d'énergie et une meilleure utilisation des ressources de notre planète.

✓ Innovation :

Les GPL sont une source d'énergie qui favorise l'innovation, car ils permettent également la production localisée d'électricité : ils sont couramment utilisés dans le secteur agricole, comme carburant pour les véhicules agricoles et comme insectifuge. Energie moderne et écologique, les GPL peuvent jouer un rôle essentiel dans le développement de l'agriculture en remplaçant les produits chimiques dans la désinfection des étables ou dans le traitement des mauvaises herbes par exemple.

✓ Les GPL sont facilement transportables :

Car ils ne nécessitent pas d'infrastructures pour être transportés. C'est pourquoi ils sont souvent l'unique énergie disponible dans les îles, en haute altitude voire même lors de situations de crises comme lors de catastrophes naturelles. Ils sont aussi aisément stockables et utilisables quasiment partout dans le monde et ses ressources sont assurées pendant plusieurs décennies. Dans les régions isolées ou difficilement accessibles aux réseaux de gaz naturel, les GPL répondent aux besoins d'énergie soit comme source principale ou en combinaison avec des énergies renouvelables.

II.7.2. Avantages du GPL en tant que carburant:

La promotion du GPL dans le secteur du transport est surtout liée aux préoccupations environnementales ; en effet ce produit présente des caractéristiques non polluantes par rapport aux autres carburants.

✓ Le fonctionnement du moteur avec le GPLC est plus silencieux et les vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques, la combustion du GPL ne laisse aucun dépôt et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

révisions peuvent être espacées tous les 30000 km.

- ✓ L'installation d'un équipement GPL obéit à des normes de sécurité très strictes (nature et emplacement des réservoirs, homologation des matériels...).
- ✓ Le GPL est économique :

Le prix du GPL/litre est le moins cher du marché. Il se situe en général à 50% du prix au litre du Sans Plomb et à au moins 30% de celui du diesel. De plus, les incitations fiscales couvrent tout ou en partie le surcoût par rapport à une version essence, les tarifs étant généralement inférieurs à ceux du diesel. [13]

II.7.3. Inconvénients :

- ✓ Persistance d'une possibilité de fuite et d'inflammation du mélange suite à une collision.
- ✓ Il existe un inconvénient majeur d'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL /c avec réservoir intégré. [13]

II.8. Risques et sécurité des GPL :

Les GPL peuvent constituer une source de danger dans la mesure où les précautions suivantes n'ont pas été prises en considération :

- ✓ Les GPL peuvent présenter un risque d'incendie dès qu'une fuite se produit ou dès que le gaz s'échappe dans l'atmosphère.
- ✓ Les GPL ne sont jamais remplis dans les réservoirs à plus de 85 % (15% du réservoir est réservé pour la dilatation).
- ✓ Les GPL étant plus lourds que l'air, ils risquent, en cas de fuite, de s'accumuler au niveau du sol et dans les parties basses, comme les caves. Cela entraîne un danger d'explosion lorsque l'accumulation permet un mélange GPL/air adéquat et qu'il y a une source d'inflammation. Cela entraîne également un danger d'asphyxie, les GPL remplaçant l'air et diminuant donc la concentration en oxygène. Donc il faut éviter les cavités, il faut aérer et ventiler les endroits pollués.
- ✓ Ils ont une viscosité faible, ceci augmente les fuites, donc il faut éviter au maximum les assemblages non soudés.
- ✓ Purger les canalisations de liquide après dépotage afin d'éviter les risques de rupture des réservoirs s'ils sont remplis.
- ✓ Les GPL liquide par évaporation peuvent causer des brûlures.
- ✓ La dissipation de gaz est lente, il faut aérer.
- ✓ La limite inférieure d'inflammabilité du gaz est environ de 2% de gaz dans l'air et le mélange devient inflammable en cas de fuite.
- ✓ Pour faciliter la détection des fuites, un gaz odorant est ajouté aux gaz (naturel ou GPL) : cette odeur caractéristique "d'œuf pourri" permet de détecter à l'odeur une concentration de gaz dans l'air très inférieure à la limite inférieure d'explosibilité.
- ✓ Une série d'accidents impliquant des véhicules au GPL motivent un changement de réglementation rendant obligatoire l'installation d'une soupape de sécurité et d'un clapet anti-retour sur les réservoirs de GPL, pour en éviter l'explosion en cas

de feu.

- ✓ Toutes les installations subissent des contrôles réguliers, notamment réalisés par les DREAL (Directions Régionales de l'Environnement, l'Aménagement et du Logement). [14]
- ✓ L'installation des réservoirs de GPL doit respecter des règles de distances de sécurité vis-à-vis des habitations et de la voie publique, d'entretien de l'environnement autour du réservoir.
- ✓ Des mesures de sûreté doivent être également prises par les usagers afin d'éviter tout risque. Les bouteilles de GPL doivent en particulier être placées bien droites verticalement et de façon stable à plus d'un mètre des ouvertures d'un bâtiment et sur un sol incombustible, c'est-à-dire exempt de papiers, chiffons, essences, herbes sèches et de tout autre produit facilitant un départ de feu. [10]

II.9. Situation nationale des GPL :

L'Algérie compte parmi les grands producteurs, elle est le deuxième exportateur de GPL dans le monde. Sa production a chuté à 8,4 millions de m³ en 2006 contre 8,6 millions de m³ en 2005. 85% de la production provient des unités de gaz des champs : Hassi R'mel, Stah, Alrar, TinFouyé, Tabenkort, Hamra, Rhoudé Nouss, Hassi Messaoud, Berkaoui, et Oued Noumer. La production totale des GPL est transportée via le pipe, reliant Alrar à Hassi R'mel d'une longueur de 1000 km permettant de collecter le GPL produit dans les gisements de gaz du sud du pays pour les acheminer vers le centre de stockage et de transfert (CSTF) situé à Hassi R'mel. Là, ils sont débarrassés des éventuelles traces d'eau avant d'être expédiés vers la station de pompage SP4, puis acheminés vers les complexes de séparation d'Arzew et de Bethioua. Le reste de la production provient des unités GNL de Skikda, de Bethioua et des raffineries.

Notre pays a exporté 8.04 millions de tonnes de ces matières en 2003 et approvisionne 23 pays. Sur le marché national, les quantités vendues s'élèvent à 1.85 millions de tonnes. Le taux de décroissance enregistré durant l'année 2005 sur le marché du GPL est de 1.5%.

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

Durant la dernière décennie, l'industrie algérienne des GPL a connu des changements profonds, notamment en termes de production, d'exportation et de transport maritime. [12]

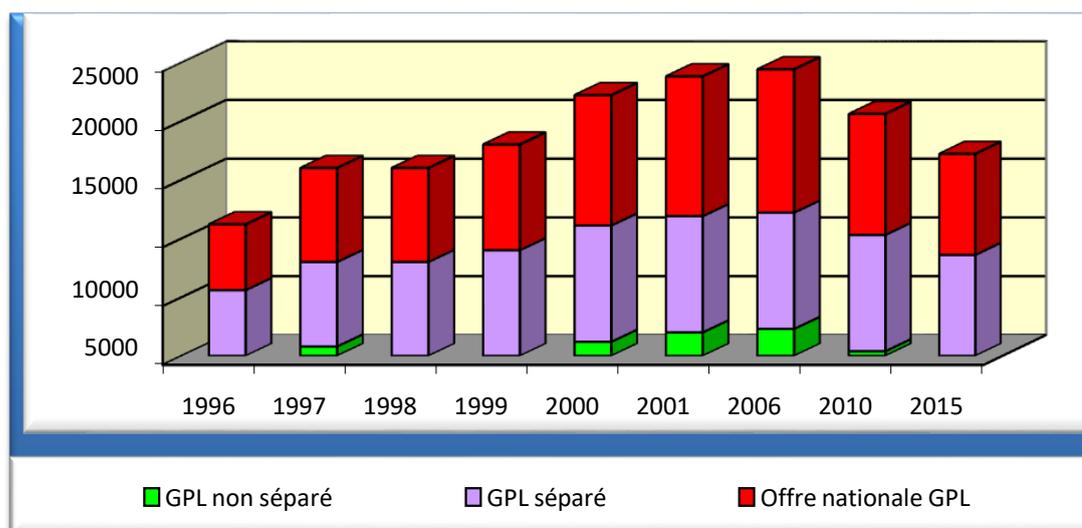


Figure II.14 : offre prévisionnelle nationale en GPL.

II.9.1. Production des GPL issus des champs :

L'offre issue des champs (gisement d'hydrocarbures) représente 79 % de l'offre nationale. Le plan adopté depuis les années 1990, s'articule autour de deux axes :

1-Le développement de nouveaux champs de gaz situés au Sud-Est et de Hassi R'mel pour la récupération du gaz sec, du condensât et de GPL.

2-La récupération des GPL, issus des champs, dépasse 330.000 tonnes en 1996 : cet accroissement est dû à la mise en place d'unités d'extraction au niveau des champs suivants :

- ✓ 1979 : Hassi R'mel.
- ✓ 1985 : Alrar.
- ✓ 1993: Haoud Berkaoui.
- ✓ 1995 : Haoud el-Hamra.
- ✓ 1996 : Oued Noumer.

Les champs de Hassi R'mel avec un apport de 3 millions de tonnes, contribue à lui seul à plus de 65% dans cette production, soit 57 % de l'offre nationale des GPL. [13]

II.9.2. Demande nationale des GPL :

Le niveau de la demande nationale des GPL est de l'ordre de 1.4 millions de tonnes dont 90 % de butane, 5 % de propane et 5 % de GPL carburant (GPL/c).

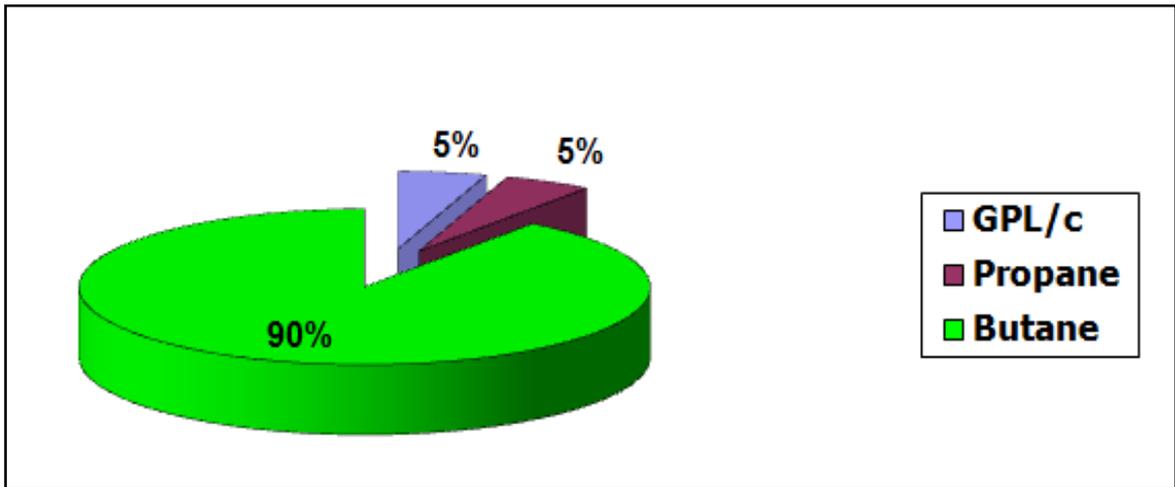


Figure II.15 : La demande nationale en GPL. [13]

Elle est répartie comme suit :

- 36.000 tonnes (24 %) dans la région Ouest.
- 516.000 tonnes (37 %) dans la région Est
- 401.000 tonnes (29 %) dans la région Centre.
- Et en fin (10%) au Sud.

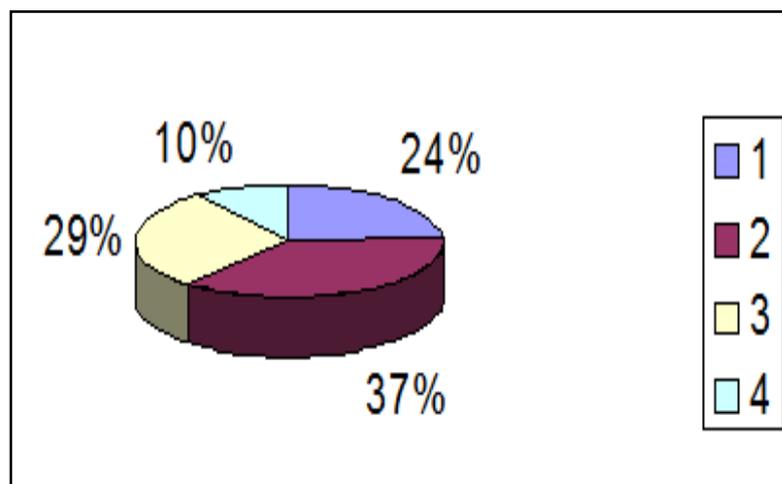


Figure II.16 : Répartition de la demande en GPL. [13]

II.9.3. Consommation de GPL :

Les dernières statistiques sur la consommation du combustible en Algérie, ont dévoilé un changement dans le comportement des consommateurs, qui recourent de plus en plus au GPL. La consommation des GPL, principalement dans le secteur domestique, a enregistré une croissance de l'ordre de 2%. L'utilisation du GPL comme carburant, suscite un intérêt croissant : il a augmenté de 40%, chose qui aidera parfaitement l'état à réduire les importations du carburant et les produits pétroliers raffinés dont la facture est estimée à plus d'un milliard de

dollars par an [14].

II.9.4. Exportations algériennes de GPL :

Aujourd'hui, l'Algérie est largement le second exportateur mondial des GPL, derrière l'Arabie Saoudite.

- ✓ **Méditerranée** : 80% (France, Italie, Espagne, Portugal, Maroc, Turquie, Egypte, Liban, Tunisie, Syrie). Qui constitue notre marché naturel.
- ✓ **USA** : 14% est le second débouché de SONATRACH.
- ✓ **Amérique latine** : 3% (Brésil, Mexique, Equateur, Guatemala, Porto Rico).
- ✓ **Asie** : 2% (Corée, Chine, Japon, Singapour, Australie)
- ✓ **Europe du Nord** : 1% (Hollande, Suède, Belgique, Finlande, Angleterre).

Le programme de valorisation des ressources gazières, lancé au début des années 90, fait bénéficier aujourd'hui SONATRACH de disponibilités importantes de GPL. Depuis la mise en exploitation du champ gazier de Hamra en 1996, la production du GPL a suivi une croissance soutenue. Elle devrait atteindre un volume de 11 millions de tonnes avec la mise en service des nouvelles installations. [12]

À moyen terme, l'objectif de SONATRACH est de conserver plus ou moins la même segmentation que celle d'aujourd'hui.

II.10. Le GPL dans le monde :

Le développement de l'économie des GPL dans les divers pays à des rythmes atteignant des taux de pénétration du marché énergétique local, rarement supérieurs à 5%. Le développement a été lié au rythme de croissance de l'industrie du raffinage, à l'évolution de la capacité de raffinage et aux innovations techniques.

Sur ce dernier point, la simple distillation du brut qui permettait de récupérer environ de 1 % de brut traité sous forme de GPL, dans les années 30, les raffineries les plus modernes permettent de récupérer jusqu'à 4,5 % de brut traité sous forme de GPL. Un autre élément modifie ces données, dans le monde, il s'agit des GPL récupérés lors de la production de pétrole brut ou de gaz naturel. Les quantités de GPL produites associées à ces productions sont très variables selon la nature du brut ou du gaz naturel. Elles peuvent également varier dans le temps, en fonction de la demande globale et des prix.

À l'heure actuelle, sur les quantités globales de GPL consommées dans le monde, plus de 60 % proviennent de ces types de récupérations. À noter aussi que ces productions, qui se situent souvent loin des lieux de consommation, un important commerce maritime international, actuellement de l'ordre de 50 MT (50 % à destination de l'Asie).

La croissance de l'offre intervient dans un contexte qui a sensiblement évolué, avec des perspectives de nouveaux débouchés et d'évolution qualitative des marchés.

Deux principaux facteurs sont à l'origine de ces évolutions :

- Les innovations technologiques.
- Les politiques d'intégration des contraintes environnementales, les innovations technologiques les plus favorables aux GPL se manifestent dans les nouveaux usages.

Chapitre II : Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

Les évolutions de recours aux GPL dans plusieurs secteurs comme carburant alternatif vont influencer sur la géographie du commerce international et sur l'économie des transactions Commerciales. [16]

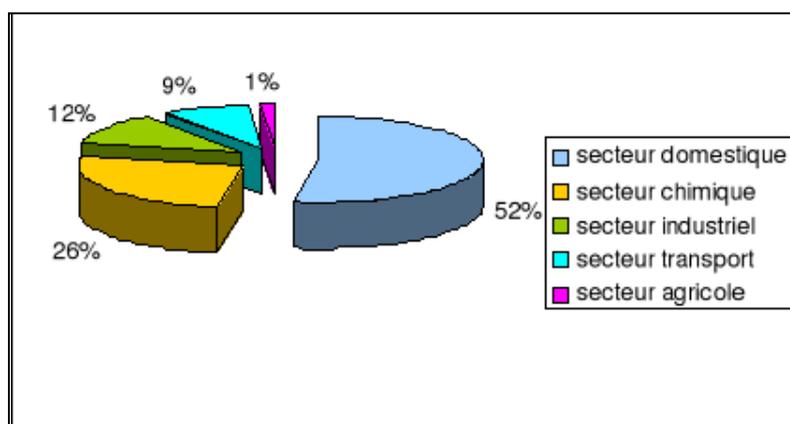


Figure II.17 : Consommation des GPL par secteur.

À l'avenir, les routes de GPL relieront des sources et des marchés de plus en plus éloignés et le mode transaction à long terme caractérisant le commerce de GNL pourrait s'étendre aux GPL.

Tableau II.4: Le GPL au monde. [10]

	production	consommation	import/export
Amérique nord	57,90	57,80	00,10
Amérique centrale	07,50	10,10	- 02,60
Amérique du sud	12,90	14,10	- 01,20
Europe occid.et Centrale	24,40	27,90	- 03,50
Ex URSS	05,80	04,70	01,10
Moyen orient	34,10	09,40	24,70
Afrique	09,20	05,40	03,80
Asie	24,70	46,20	- 21,5
Australie	03,20	02,20	01,00
Totale	179,60	177,90	01,70

Au Moyen Orient, la production des GPL s'est considérablement développée à la fin des années 70 lorsque l'augmentation du prix de l'énergie a rendu attractive la récupération du propane et dubutane. Cette région est actuellement la principale source d'exportation de GPL dans le monde. [12]



CHAPITRE III



III.1. Introduction :

Il est largement admis que la rectification se résume à la formation d'une phase gazeuse concentrée en l'élément le plus volatil, et d'une phase liquide en riche en l'élément le plus lourd que le mélange initial.

III.2. Définition :

La rectification représente un procédé physique visant à séparer un mélange en constituants pratiquement purs, en effectuant des échanges répétés de masse et de chaleur entre les deux phases qui circulent en sens inverse au sein d'un dispositif appelé colonne de rectification.

La colonne de rectification peut être équipée de plateaux successifs ou d'un garnissage métallique, qui ont pour fonction d'assurer un contact étroit entre les phases. Sur chaque plateau, il se produit une ébullition de la vapeur dans le liquide, ce qui entraîne un transfert de masse et de chaleur. Les plateaux sont dotés d'éléments tels que des cloches, des clapets, des calottes, etc.

Les phases liquides et vapeurs pénétrants sur un même plateau ne sont jamais en équilibre ($t_{\text{liq}} < t_{\text{vap}}$). [17]

À la suite de ce contact étroit entre les deux phases, le système évolue progressivement jusqu'à atteindre l'équilibre, avec une vitesse variable. Afin de simplifier la conception et le calcul du processus de rectification, on introduit la notion ou l'hypothèse du plateau théorique.

Un plateau est considéré comme théorique lorsque les deux phases qui en sortent sont en équilibre. La rectification est toujours réalisée dans une colonne équipée de plateaux, d'un condenseur partiel et d'un rebouilleur. [17]

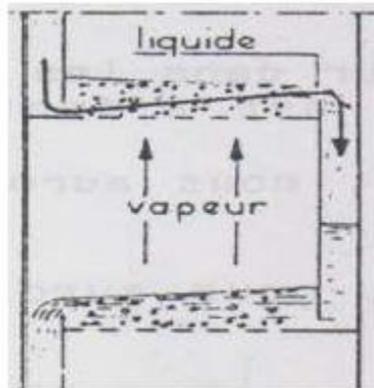


Figure III.1 : Schéma simplifié Rectification.

III.3. Description d'une colonne de rectification :

Chaque colonne de rectification compose toujours de trois zones :

- ❖ Une zone d'alimentation dite (**zone de flash**) ou d'alimentation est introduite à l'état vapeur, liquide ou biphasique (selon la température de la charge). [18]
- ❖ La zone située au-dessus de la zone de flash est appelée "zone de rectification". Cette zone est caractérisée par la présence d'un condenseur, qui a pour rôle de condenser partiellement ou totalement la vapeur qui sort de la partie supérieure de la colonne. Une partie de cette

Chapitre III : Théorie de rectification

vapeur est renvoyée vers la partie supérieure de la colonne en tant que "reflux froid". Cela permet de maintenir le gradient de température et de corriger la composition des produits obtenus en tête de colonne. L'autre partie de la vapeur est extraite sous forme de distillat à l'état gazeux. [18]

- ❖ La zone située en-dessous de la zone de flash est appelée "zone d'épuisement". Cette zone est également caractérisée par la présence d'un rebouilleur, qui a pour fonction de fournir une quantité de chaleur au liquide extrait du dernier plateau (appelé reflux chaud ou rebouilli). Cela permet de récupérer les composants légers qui pourraient être entraînés par les composants plus lourds présents dans le liquide. [18]

La quantité de matière échangée dans une colonne de rectification dépend de plusieurs facteurs, tels que la concentration initiale et finale des composants, les pressions partielles, la surface de contact et le débit (vitesse) d'écoulement.

Le bon fonctionnement de la colonne de rectification pour obtenir un distillat et un résidu avec les compositions souhaitées dépend principalement de l'état de la charge initiale et, par conséquent, du point d'alimentation dans la colonne. En général, la charge peut être introduite dans la colonne sous différentes formes et états [18] :

Etat liquide ($e_0=0$) :

L'alimentation doit être introduite dans la partie supérieure de la colonne.

Etat vapeur ($e_0=1$) :

L'alimentation doit être introduite dans la partie inférieure de la colonne.

Etat biphasique liquide vapeur ($0 < e_0 < 1$) :

L'alimentation doit être introduite dans la partie médiane de la colonne, c'est-à-dire à un emplacement précis qui peut être déterminé en calculant le nombre de plateaux de la zone de rectification et de la zone d'épuisement.

En effectuant ce calcul, on peut déterminer le plateau moyen de la colonne où l'alimentation doit être introduite de manière optimale pour obtenir les résultats souhaités en termes de séparation et de composition des produits.

III.4. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :

La colonne de rectification est un dispositif qui permet de séparer un mélange en deux ou plusieurs produits, pouvant être des substances pures ou des mélanges contenant moins de constituants que le mélange initial. [19]

La colonne se présente sous la forme d'une enveloppe cylindrique verticale appelée "virole", à l'intérieur de laquelle se trouvent des dispositifs tels que des plateaux ou un garnissage. Ces éléments assurent un contact étroit entre les deux phases, à savoir le reflux liquide et le gaz.

Dans le but de faciliter le transfert de matière et d'énergie entre les deux phases et d'atteindre l'état d'équilibre, un phénomène se produit le long de la colonne. La phase vapeur s'enrichit en l'élément le plus volatil, de bas en haut, tandis que la phase liquide s'enrichit en l'élément le moins volatil, de haut en bas.

Ce processus permet d'obtenir un distillat D en tête de la colonne, c'est-à-dire le produit plus léger et enrichi en l'élément volatil, tandis qu'en bas de la colonne, on obtient un résidu R, qui est le produit plus lourd et contient une plus grande proportion de l'élément moins volatil. Ce

processus permet d'obtenir un distillat D en tête de la colonne, c'est-à-dire le produit plus léger et enrichi en l'élément volatil, tandis qu'en bas de la colonne, on obtient un résidu R , qui est le produit plus lourd et contient une plus grande proportion de l'élément moins volatil.

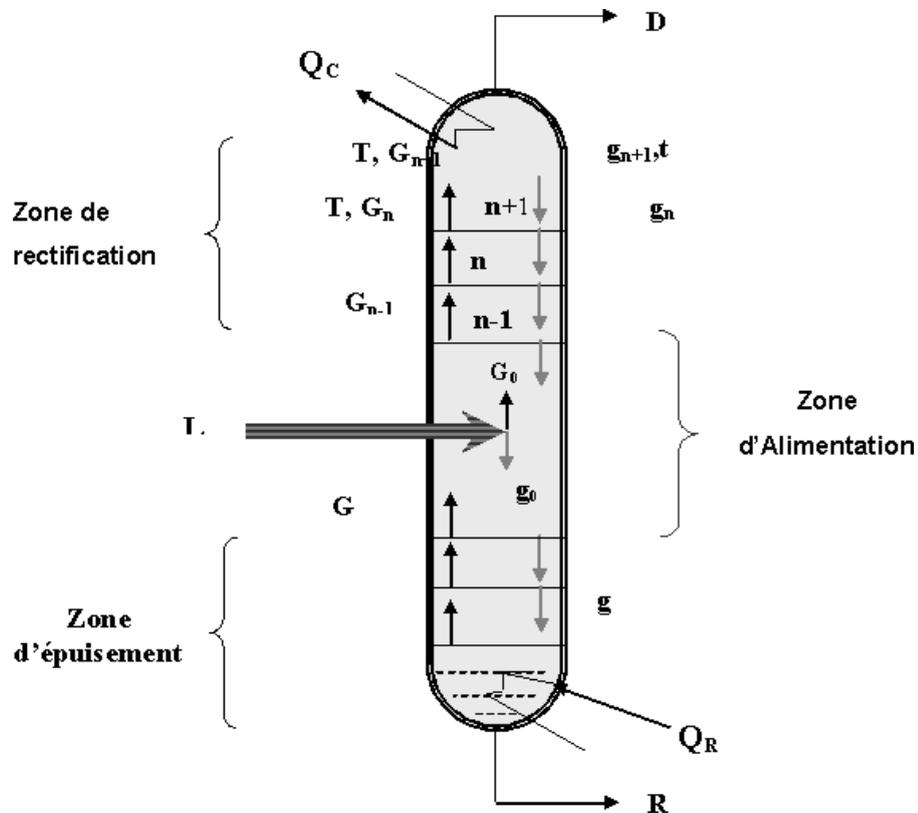


Figure III.2 : Schéma d'une colonne à plateau.

III.5. Types des colonnes de rectification :

Les colonnes utilisées pour la rectification se divisent en deux types distincts :

- Les colonnes à plateaux.
- Les colonnes à garnissage

III.5.1. Colonnes à plateaux :

Les colonnes à plateaux ont été initialement développées pour la distillation, mais elles peuvent également être employées en tant qu'absorbeurs. Les plateaux dotés de déversoirs sont particulièrement adaptés à l'absorption, mais en réalité, tous les types de plateaux peuvent être utilisés. Ces plateaux, qui constituent les composants actifs d'une colonne, sont spécifiquement conçus pour favoriser la dispersion de la phase gazeuse dans le liquide en utilisant directement l'énergie de pression de cette dernière. Les dispositifs de dispersion fragmentent la vapeur en jets indépendants, augmentant ainsi la surface de contact avec le liquide.

Dans les colonnes à plateaux, le mouvement de la phase liquide se déroule toujours de manière descendante, c'est-à-dire du haut vers le bas.

Le gaz se déplace d'un plateau à l'autre à travers des orifices dont la taille et la forme peuvent varier considérablement. En revanche, le liquide se déplace généralement d'un plateau

Chapitre III : Théorie de rectification

à un autre par le biais de conduites de descente équipées de déversoirs (down-corners) situés le long de la paroi de la colonne. Dans certains cas, pour les colonnes de très grand diamètre, il peut également y avoir des conduites de descente avec déversoirs au centre de la colonne. [20]

Mis à part certains dispositifs, dans leur ensemble, les plateaux peuvent être classés en deux grandes catégories [20] :

- ❖ Les plateaux à courants croisés.
- ❖ Les plateaux à contre-courant.

III.5.1.1. Plateaux à courants croisés :

III.5.1.1.1. Principe de fonctionnement :

Dans les colonnes à plateaux à courants croisés, le flux ascendant de la phase gazeuse traverse le liquide qui se déplace horizontalement sur le plateau. Pour maintenir une couche de liquide sur le plateau, un barrage de sortie est utilisé. Ce liquide s'écoule ensuite de manière gravitationnelle d'un plateau à l'autre à travers une conduite dédiée. Cette configuration permet un contact étroit entre la phase gazeuse ascendante et le liquide en mouvement, favorisant ainsi les interactions et les transferts de masse efficaces entre les deux phases. [20]

La perte de charge sur un plateau est le résultat de :

- La perte de charge du gaz au travers des trous du plateau.
- La hauteur de liquide sur le plateau.
- L'aération du liquide.

III.5.1.1.2. Différents types de plateaux à courants croisés :

Il existe une variété de types de plateaux disponibles, qui varient d'un fabricant à l'autre. Le choix du plateau dépend principalement du débit du liquide, des exigences spécifiques en termes de flexibilité d'utilisation et du coût de l'installation. Voici quelques-uns des principaux types de plateaux utilisés : [20]

Plateau perforé à déversoir (sieve tray) : Il est connu depuis longtemps, en dépit de son prix de revient très faible, il n'a pas obtenu beaucoup de succès, ses performances ne demeurent acceptables que pour des variations de débit faibles autour de la valeur optimale pour laquelle il a été calculé, la vapeur traverse verticalement la couche liquide. [21]

Plateau à calottes (bubble cap tray) : C'est le modèle le plus répandu encore aujourd'hui dans les industries pétrolières ou chimiques ; construit autrefois entièrement en fonte moulée, il s'est maintenant notablement allégé par la construction de calottes en acier embouti. Il existe des centaines de formes différentes de calottes donnant une efficacité de contact plus ou moins bonne et il est regrettable qu'aucune normalisation ne soit intervenue dans cette fabrication. La qualité prédominante d'un plateau à calottes bien calculé est sa faculté d'adaptation sur une large échelle aux variations de débits liquide et vapeur. [21]

Plateau (Uniflux) : 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 unidirectionnellement vers le déversoir aval, ce qui tend à favoriser l'écoulement liquide sur le

Chapitre III : Théorie de rectification

plateau, par contre, la dispersion de la vapeur dans le liquide est moins homogène que pour les types précédents. [21]

Plateau à clapets (valve tray) : Il constitue un compromis entre les deux types précédents, c'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets, la hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes de calottes, dans les marques « Flexitray » et « Ballast tray », le clapet peut être taré à convenance en fonction du débit de vapeur. Il semble probable que les plateaux à clapets se substitueront progressivement aux plateaux à calottes car leurs performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible, l'usage dira si un système dynamique a la même longévité qu'un système statique. [21]

Plateau à jet directionnel (jet tray) : La construction de ce plateau est inspirée du même souci de simplicité et faible prix de revient que pour le plateau perforé, et de réduction du gradient liquide par échappement orienté de la vapeur sous les languets dans le modèle « Float valve tray », ces derniers sont mobiles et articulés au plateau par une charnière. [21]

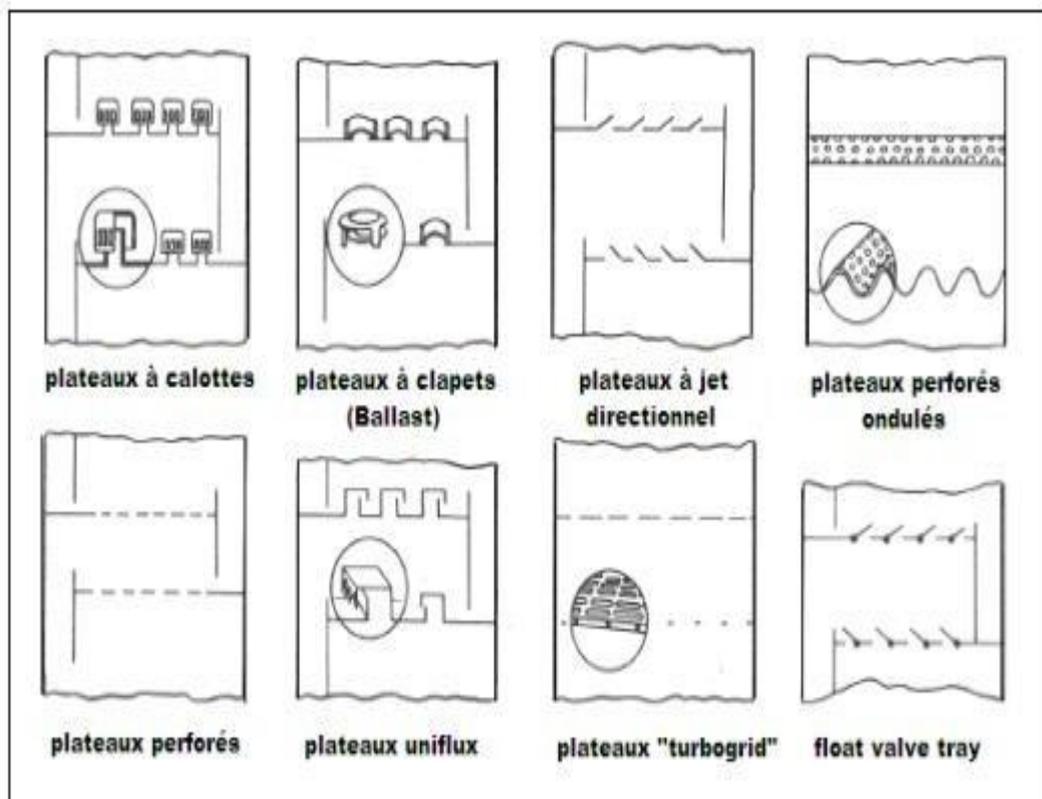


Figure III.3 : les différents types de plateaux.

III.5.1.1.2. Avantages et inconvénients des plateaux a courants croises:

Les plateaux à courants croisés sont préférés aux plateaux à contre-courant, car ils offrent une meilleure efficacité de transfert de matière et une plus grande plage de fonctionnement. Ils sont capables de fonctionner avec des débits de liquide très faibles.

Cependant, l'un des inconvénients de ce type de colonnes réside dans la réduction de la surface de contact et de l'échange entre les deux phases, en raison de la présence des trop-pleins. En effet, les trop-pleins doivent être suffisamment larges pour permettre un bon écoulement du liquide des plateaux supérieurs vers les plateaux inférieurs. De plus, il est possible que du gaz

s'échappe à travers ces trop-pleins. [20]

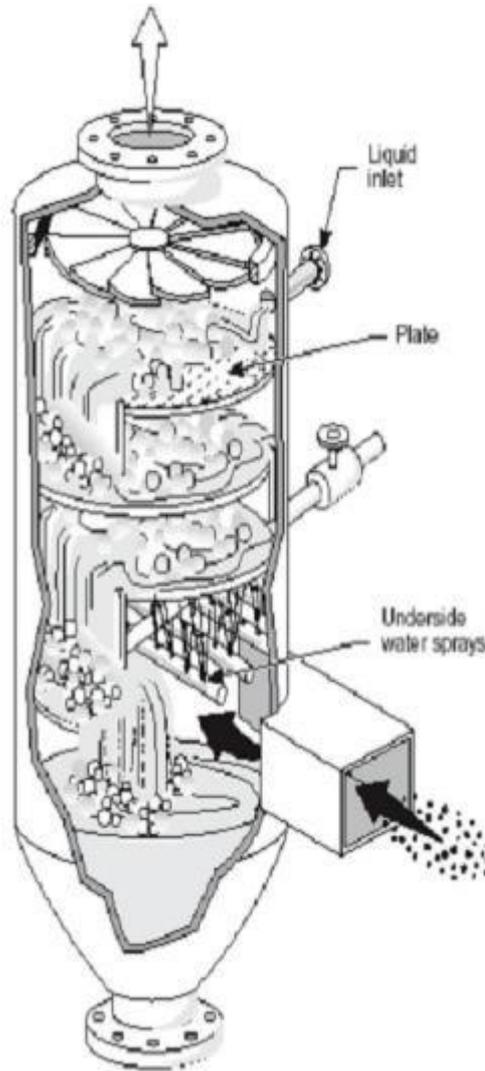


Figure III.4 : Exemple d'une colonne d'absorption a courant croisé. [20]

III.5.1.2. Plateaux à contre-courant:

III.5.1.2.1. Description:

Les plateaux à contre-courant se distinguent par l'absence de trop-plein. Ils sont équipés d'organes de barbotage composés exclusivement de trous et de fentes, qui permettent à la fois l'ascension de la phase gazeuse et la descente du liquide. Cette configuration favorise un contact direct et intensif entre les deux phases, améliorant ainsi l'efficacité du transfert de matière dans la colonne. [22]

III.5.1.2.2. Différents types de plateaux à contre-courant:

Plateau perforé sans déversoir : Il est de type perforé, donc de construction peu onéreuse, liquide et vapeur s'écoulent à contre-courant par les mêmes orifices, de sorte que l'ensemble peut être traité comme une colonne à garnissage. Le niveau liquide sur le plateau Correspond à la balance dynamique des écoulements liquide et vapeur à travers les trous. Parmi ces modèles de plateaux, on trouve les marques : « Turbogrid » et « Ripple tray », ces plateaux ont une bonne efficacité tant que les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul. [21]

Chapitre III : Théorie de rectification

Plateaux Turbogrid : Ce type de plateau a été inventé par Shell. Son principe, est le suivant : des barreaux égaux, parallèles et équidistants, de section rectangulaire forment un plancher ajouré horizontal. Ce plateau a le gros avantage de pouvoir être construit en matériau quelconque. Il ne peut fonctionner que dans une zone étroite de débits. Son fonctionnement est semblable à celui des plateaux perforés sans déversoir. [22]

III.5.1.2.3. Avantages/inconvénients des plateaux à contre-courant:

Les plateaux à contre-courant présentent plusieurs avantages, tels que leur faible coût, leur simplicité de conception et leur résistance à l'encrassement. De plus, leur faible rétention de liquide en fait une option favorable pour les opérations discontinues. Cependant, leur principal inconvénient réside dans leur manque de flexibilité. Ils peuvent être moins adaptés aux applications nécessitant des ajustements fréquents ou des variations de débit. [22]

III.5.1.3. Avantages et inconvénients des colonnes à plateaux:

- Il est possible d'équiper chaque plateau d'un serpentin et d'un échangeur de chaleur, ce qui permet de récupérer les calories générées pendant le processus d'absorption.
- Ces plateaux offrent une efficacité d'absorption assez élevée. Bien que la rétention du liquide soit modérée, la surface de contact entre les deux phases est significative.
- Ces plateaux sont plus économiques que les colonnes à garnissage pour les processus nécessitant un débit de liquide élevé.
- Lorsque des particules solides sont présentes dans le liquide, il est préférable d'opter pour des colonnes à plateaux, en particulier les plateaux perforés qui sont plus faciles à entretenir.
- En général, les colonnes à plateaux sont recommandées pour les processus d'absorption dans lesquels le transfert de matière est limité par la résistance de la phase liquide.
- Dans le cas de systèmes corrosifs, la construction des plateaux impliquera l'utilisation de métaux résistants à la corrosion, qui sont généralement coûteux. [22]

III.5.2. Colonnes à garnissage :

Les colonnes à garnissage sont utilisées dans des applications telles que la distillation et l'absorption. Elles permettent des échanges continus en contre-courant. L'échange de matière se produit dans un régime turbulent, ce qui explique pourquoi ces colonnes sont remplies d'éléments solides. [19]

Les garnissages, constitués de pièces régulièrement formées en métal, céramique, verre, graphite ou matière plastique, sont utilisés dans les colonnes sous forme de remplissage en vrac. La figure I.3 illustre les différents types de garnissages utilisés. [20]

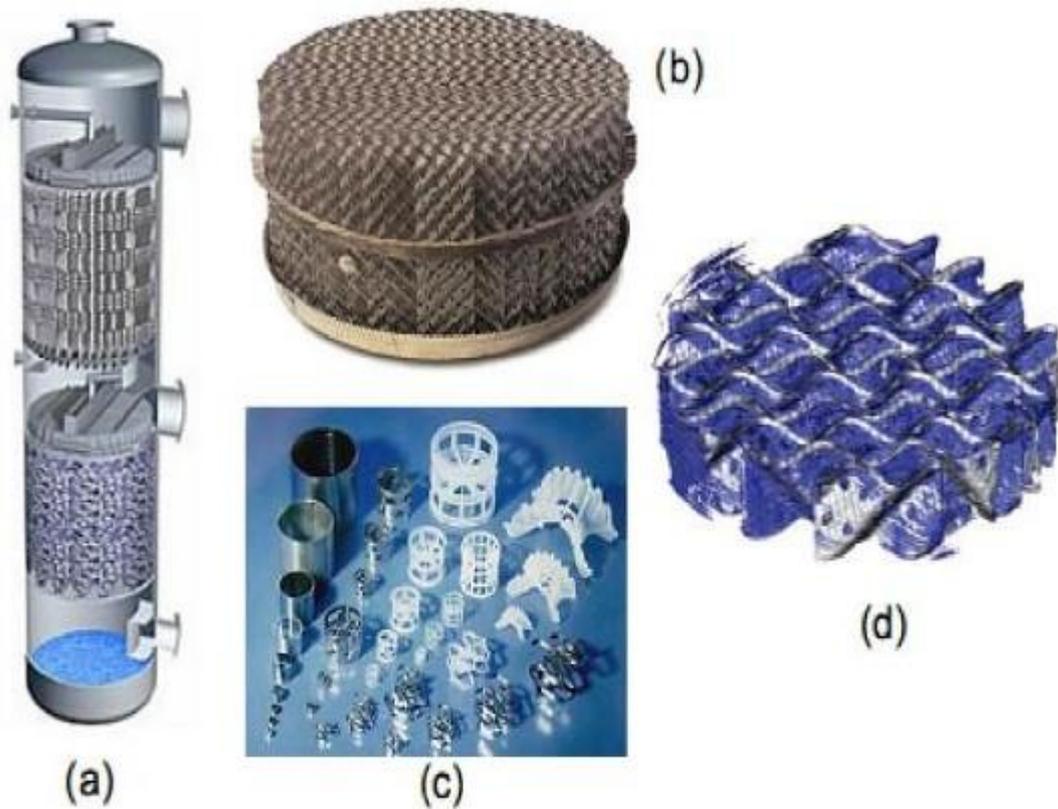


Figure III.5 : (a) Schéma d'une colonne à garnissage, (b) Garnissage structuré, (c) Garnissage en vrac, (d) Image d'un ruissellement de film liquide le long d'un garnissage. [23]
La colonne contient également [23]:

- Dans sa partie inférieure, un plateau pour supporter le garnissage et un injecteur de gaz.
- Dans sa partie supérieure, un distributeur de liquide et parfois un dévésiculeur.
- Parfois un redistributeur.

En considérant la façon d'alimenter la colonne en gaz et en liquide, on peut distinguer trois types de colonnes [23]:

- À contre-courant.
- À co-courant.
- À flux croisé.

Dans les colonnes à garnissage, le liquide est pulvérisé sur le garnissage qui est disposé entre des grilles. La phase liquide, contenant l'absorbant, forme un film sur les éléments du garnissage (zone de mouillage). Le garnissage, en créant une série d'obstacles sur le trajet du liquide et du gaz à l'intérieur de la colonne, permet [23]:

- D'augmenter la surface de contact entre les deux phases.
- D'augmenter le temps de séjour des deux phases dans la colonne et donc leur durée de contact.
- De créer un régime turbulent de la phase gazeuse.

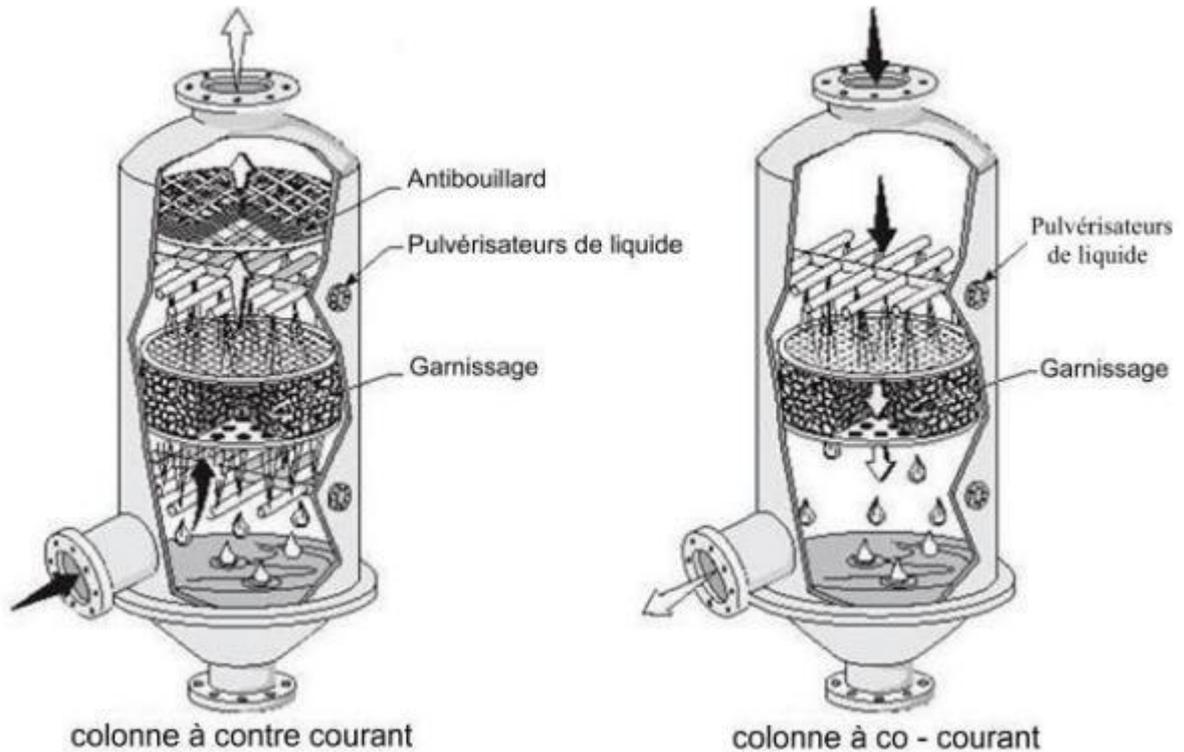


Figure III.6 : Différents arrangements de distribution des phases dans les colonnes à garnissage. [23]

III.5.3. Problèmes rencontrés dans les colonnes à plateaux :

❖ Pleurage :

Le pleurage se produit lorsque le liquide s'écoule d'un plateau à un autre à travers les orifices du plateau. Ce phénomène peut se produire si les trous dans le plateau sont trop larges ou si le débit de gaz est trop faible. En effet, si la pression du gaz traversant un orifice n'est pas suffisante pour former une bulle et soutenir la charge du liquide, ce dernier commence à s'écouler à travers les trous. [24]

❖ Engorgement :

Pour des débits de gaz et de liquide trop importants, on peut atteindre les limites suivantes :

➤ Engorgement des trop-pleins :

Pour assurer un bon dégazage du liquide, il est nécessaire que la vitesse verticale du mélange soit inférieure à la vitesse de montée des bulles de gaz. Si le débit de liquide est trop élevé, la vitesse du liquide dans la zone des trop-pleins sera trop élevée, ce qui empêchera les trop-pleins de remplir leur rôle de dégazage. De plus, en raison de la perte de charge excessive, le liquide ne pourra pas descendre vers le plateau inférieur et ne sera plus correctement canalisé. [24]

Chapitre III : Théorie de rectification

➤ Engorgement par entraînement :

Si le débit de gaz augmente trop, à un certain moment, le mélange de liquide et de gaz peut former une émulsion. Cette émulsion peut remplir tout l'espace entre les plateaux et atteindre le plateau supérieur. Cela entraîne une augmentation significative de la perte de charge et réduit l'efficacité du plateau supérieur ainsi que celle de la colonne dans son ensemble. [24]

❖ **Entraînement** :

On parle de phénomène d'entraînement lorsque le liquide est transporté par le gaz d'un plateau au plateau supérieur. L'entraînement des gouttelettes de liquide sur le plateau supérieur est causé par une vitesse trop élevée du gaz dans la zone de contact des phases.

Cela entraîne une réduction de l'efficacité du plateau car les forces motrices d'absorption diminuent en raison du déversement du liquide du plateau moins volatil sur le plateau plus volatil. Dans ce cas, la colonne se rapproche du point d'engorgement car la quantité de liquide sur le plateau supérieur augmente. [24]

❖ **Mauvaise distribution du liquide** :

Ce phénomène de réduction de la surface de contact entre les phases et de diminution de l'efficacité de la colonne est causé par la présence de trop-pleins dans les plateaux à courants croisés. Les trop-pleins sont nécessaires pour assurer l'écoulement du liquide d'un plateau à l'autre, mais ils créent des obstacles à l'interaction entre le gaz et le liquide, réduisant ainsi la surface de contact et affectant l'efficacité globale de la colonne. Cela peut entraîner une moins bonne séparation ou des performances moins optimales du processus. [24]

Ce problème peut se produire lorsque :

- ✓ Les plateaux ne sont pas placés horizontalement.
- ✓ Le débit du liquide est trop grand.
- ✓ Le débit du gaz est trop faible.
- ✓ Il y a un problème mécanique avec le plateau.

III.6. Lois fondamentales de la rectification

III.6.1. Lois de DALTON :

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant (P^V_i) est proportionnelle à la pression du système (P_T) et à sa concentration molaire (Y'_i) [18] :

$$P^V_i = P_T \cdot Y'_i \dots \dots \dots (III.1)$$

Avec :

P^V_i : Pression partielle d'un constituant « i »

P_T : Pression du système.

Y'_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur.

III.6.2. Lois de RAOULT et d'HENRY :

Chapitre III : Théorie de rectification

Effectivement, les lois de Raoult et de Henry s'appliquent uniquement aux liquides. Si nous considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles, il est facile de comprendre que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide est proportionnelle à sa concentration molaire dans cette phase.

La loi de Raoult stipule que la pression partielle d'un constituant dans une phase liquide est proportionnelle à sa fraction molaire dans cette phase. En d'autres termes, plus la concentration molaire d'un constituant est élevée, plus sa pression partielle dans la phase liquide sera élevée.

La loi de Henry, quant à elle, concerne la solubilité d'un gaz dans un liquide. Elle indique que la concentration d'un gaz dissous dans un liquide est proportionnelle à la pression partielle de ce gaz au-dessus de la solution.

Ces lois sont des modèles simplifiés qui permettent de comprendre et de prédire le comportement des constituants dans une phase liquide, en fonction de leur concentration molaire ou de leur pression partielle.

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

$$P_i^L = P_i \cdot X_i \dots \dots \dots (III.2)$$

Avec :

P_i^L : Pression partiel du constituant « i »

P_i : Tension de vapeur du constituant « i »

X_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase liquide.

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

$$P_i^L = E_i \cdot X_i \dots \dots \dots (III.3)$$

Avec :

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

$$P_i^L = P_i^V \dots \dots \dots (III.4)$$

Donc :

$$Y_i = (P_i / P_T) \cdot X_i \dots \dots \dots (III.5)$$

C'est l'équation d'équilibre Avec :

$K_i = (P_i / P_T)$: Coefficient d'équilibre du constituant « i » Pour un mélange de deux constituants A et B :

$$Y_A / Y_B = (K_A / K_B) \cdot (X_A / X_B) \dots \dots \dots (III.6)$$

$$\alpha_i = (K_A / K_B) \dots \dots \dots (III.7)$$

Chapitre III : Théorie de rectification

Avec :

α_i : Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de A de passer en phase vapeur par rapport à B. [18]

III.6.3. Bilan matière de la colonne et de ses zones :

Le bilan matière de la colonne :

$$L = D + R \dots\dots\dots (III.8)$$

Avec :

- **L** : Débit massique de la charge.
- **D** : Débit massique du Distillat.
- **R** : Débit massique du Résidu.

Le bilan matière partiel peut s'écrire comme suit :

$$L \cdot X_L = D \cdot Y_D + R \cdot X_R \dots\dots\dots (III.9)$$

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

$$L / (Y_D - X_R) = D / (X_L - X_R) = R / (Y_D - X_L) \dots\dots\dots (III.10)$$

Bilan matière de la zone de rectification :

$$G_i = g_{i-1} + D \dots\dots\dots (III.11)$$

Avec :

G_i : Débit pondéral de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne.

g_{i-1} : Débit massique du liquide traversant un sectionnement.

D : Débit massique du distillat.

Donc:

$$G_i \cdot Y_i = g_{i-1} \cdot X_{(i-1)} + D \cdot Y_D \dots\dots\dots (III.12)$$

Appliquant la loi de LEVIER, on trouve :

$$G / (Y_D - X_{(i-1)}) = g_{i-1} / (Y_D - Y_i) = D / (Y_i - X_{(i-1)}) \dots\dots (III.13)$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$Y_i = (r_f / (r_f + 1)) X_{i-1} + (1 / (r_f + 1)) \cdot y_D \dots\dots\dots (III.14)$$

On note que : $r_f = g / D$

Avec :

r_f : le taux de reflux : Le reflux froid a pour but de réguler la température en tête de colonne, de corriger composition et de ne permettre qu'aux éléments légers de quitter

Chapitre III : Théorie de rectification

L'appareillage, le reflux froid prend la chaleur des vapeurs et provoque une condensation des constituants lourds. [18]

Il est égal au rapport de la quantité de reflux renvoyé dans la colonne sur la quantité du distillat :

L'équation considérant la constante de débit massique G , g dans la zone de rectification de la colonne donne la relation entre la concentration du composant (i) dans le liquide sur le plateau (i-1) et la concentration au plateau (i-1). Composition dans la vapeur de la plaque (i), le nombre théorique d'étages dans la zone de rectification peut être déterminé. [18]

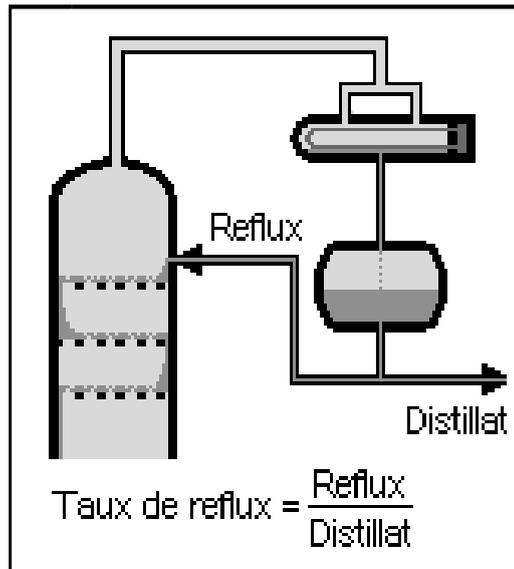


Figure III.7 : le taux de reflux.

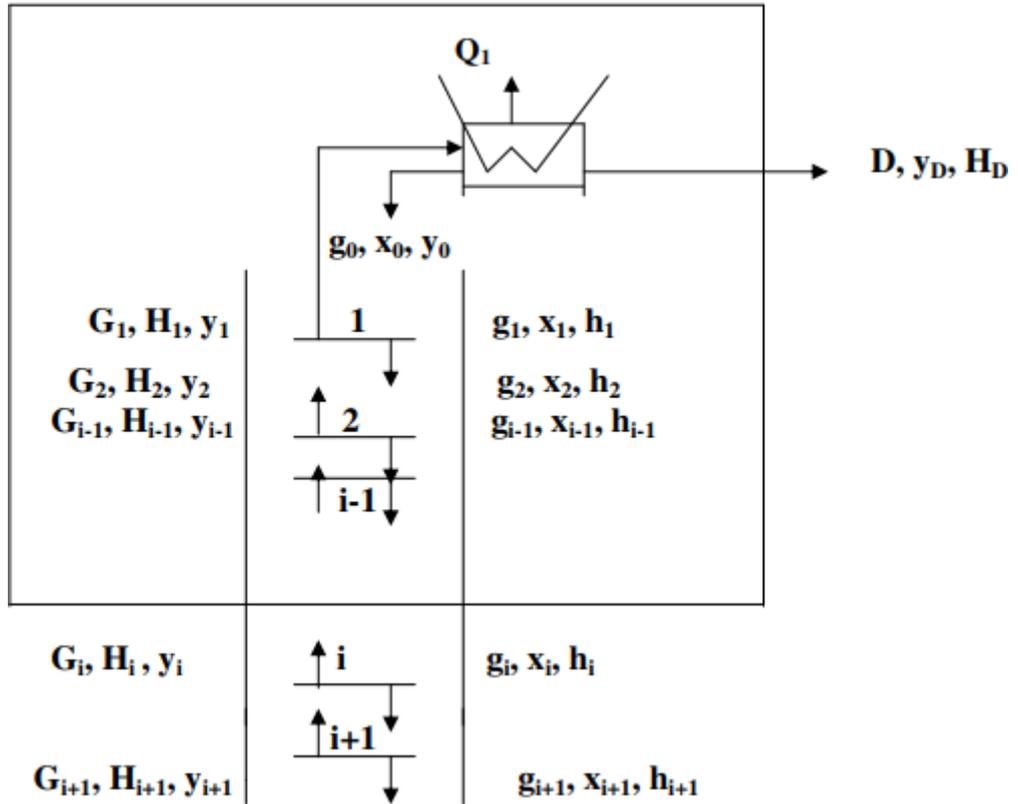


Figure III.8 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification.
Bilan matière de la zone d'épuisement :

$$g_{i+1} = G_i + R \dots\dots\dots (III.15)$$

Avec :

g_{i+1} : Débit massique du liquide traversant un sectionnement.

G_i : Débit massique de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne.

R : Débit massique du résidu.

$$g_{i+1} \cdot x_{(i+1)} = G_i \cdot Y_i + R \cdot X_R \dots\dots\dots (III.16)$$

En appliquant la loi de Lever, on trouve :

$$G_{i+1} / (Y_i - X_R) = G_i / (X_{(i+1)} - X_R) = R / (Y_i - X_{(i+1)}) \dots\dots\dots (III.17)$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$X_{i+1} = (r_b / (r_b + 1)) Y_i + (1 / (r_b + 1)) X_R \dots\dots\dots (III.18)$$

On note que : $r_b = G / R$

Avec :

r_b : le taux de rebouillages.

Chapitre III : Théorie de rectification

Le reflux chaud a pour but d'apporter la chaleur, de maintenir la température au fond de la colonne et d'assurer la vaporisation des légers entraînés par le produit de fond.

Il est égal au rapport de la quantité de reflux chaud provenant du rebouilleur à la quantité de résidu. [18]

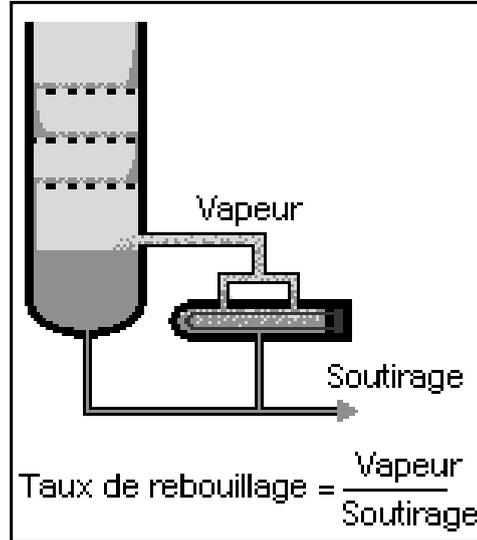


Figure III.9 : le taux de rebouillage.

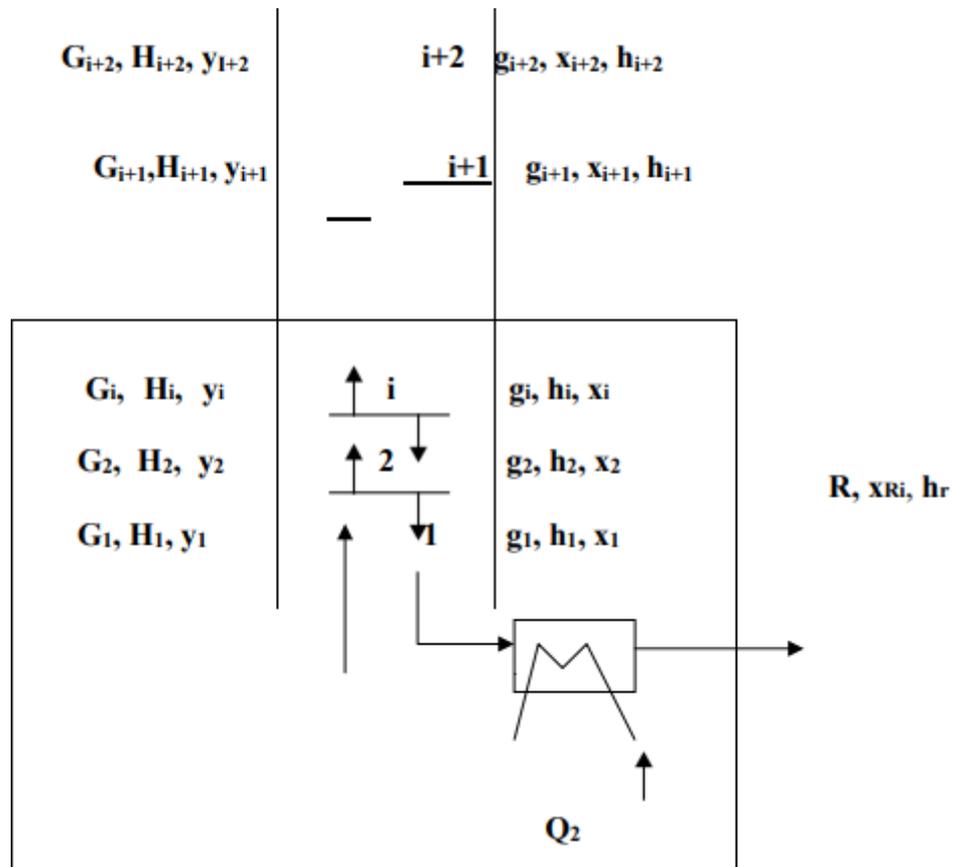


Figure. III.10 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement.

Chapitre III : Théorie de rectification

Bilan matière de la zone d'alimentation :

En se référant à la figure ci-dessous, on voit qu'il faut mélanger le liquide g_k avec la phase g_0 pour obtenir le liquide g_m alimentant la zone d'épuisement, le bilan matière sera effectué juste au-dessus du plateau supérieur de cette zone [18].

$$L = G_0 + g_0 \dots \dots \dots (III.19)$$

$$L X'_L = g_0 \cdot X'_0 + G_0 \cdot Y'_0 \dots \dots \dots (III.20)$$

Avec :

L, X'_L : Débit et concentration molaire de l'alimentation.

G_0, Y'_0 : Débit et concentration molaire de la vapeur.

g_0, X' : Débit et concentration molaire du liquide.

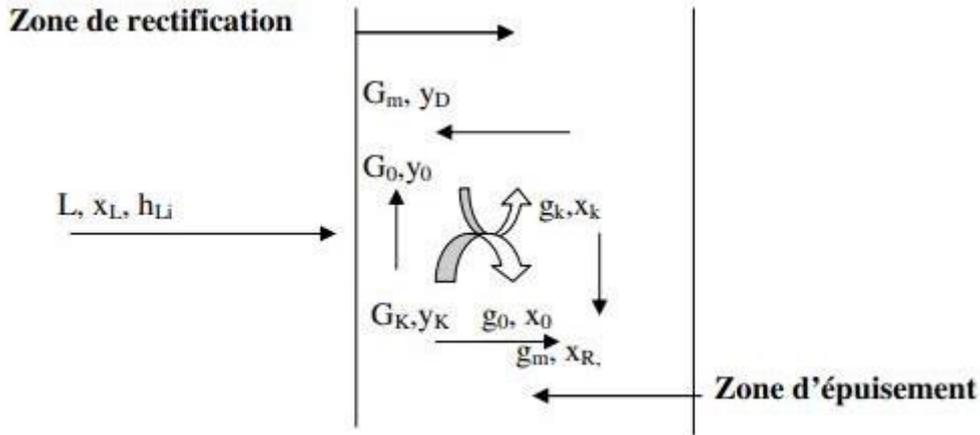


Figure III.11 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation. Le bilan matière de la phase vapeur alimentant la zone de rectification :

$$G_m = G_0 + G_K \dots \dots \dots (III.21)$$

$$G_m \cdot y_m = G_0 \cdot y_0 + G_K \cdot y_K \dots \dots \dots (III.22)$$

Le bilan matière de la phase liquide alimentant la zone d'épuisement

$$g_m = g_0 + g_k \dots \dots \dots (III.23)$$

$$g_m \cdot X_m = g_0 \cdot X_0 + g_k \cdot X_k \dots \dots \dots (III.24)$$

III.6.4. Utilisation de la volatilité relative :

Dans les calculs de la rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calcul d'équilibre pour chaque zone.

Pour éviter le travail lent et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée et rapide donnant une précision assez suffisante.

Cette méthode fait intervenir la notion de la volatilité relative α_i étant le rapport des coefficients d'équilibre du constituant « i » à celui d'un constituant de référence « r » choisit généralement comme étant l'élément le plus lourd (le moins volatil du mélange). [19]

$$\alpha = k_i / k_r \dots\dots\dots (III.25)$$

III.6.5. Choix de la pression dans la colonne :

Quel que soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleur et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais on contrepartie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle, donc c'est le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne. En générale, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau douce, eau de mer ou l'air) qui permet d'obtenir un condensât de 30 à 45°C environ. [19]

La pression dans la colonne sera alors au moins égale à la pression de bulle à ces températures.

Lorsque le distillat est constitué de constituants très légers, il est nécessaire de faire appel à une réfrigération artificielle pour travailler à basse température quel que soit la pression de service.

La température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise moins 15 à 20°C plus grande que celle du fluide réfrigérant, ainsi la pression dans le ballon de reflux P_b est déterminée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide, par approximation successive.

$$\sum K_i \cdot x_i = 1 \dots\dots\dots (III.26)$$

La pression au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation de la colonne sera respectivement:

Avec :

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \dots\dots\dots (III.27)$$

ΔP_1 : (0,4 : 0,7) atm, perte de charge due aux résistances des conduites de condenseur

P_b : c'est la pression dans le ballon de reflux.

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots\dots\dots (III.28)$$

Avec:

ΔP_2 : (0,3 : 0,5) atm, perte de charge due aux résistances des plateaux

Par conséquent, la pression dans la zone d'alimentation sera :

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \dots\dots\dots (III.29)$$

III.6.6. Régime de la température dans la colonne :

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

$$\sum (Y_i / K_i) = 1 \dots\dots\dots (III.30)$$

La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur doit être calculé comme la température de bulle du Résidu à la pression P_f) est déterminée par approximation successive

Chapitre III : Théorie de rectification

à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide.

$$\sum (K_i \cdot x_i) = 1 \dots\dots\dots (III.31)$$

Pour la température de la charge, elle peut être déterminée en trois cas : Si elle est à l'état liquide, on utilise l'équation suivante :

$$\sum (K_i \cdot x_{Li}) = 1 \dots\dots\dots (III.32)$$

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

$$\sum (y_{Li}/K_i) = 1 \dots\dots\dots (III.33)$$

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

$$\sum x_i = \sum [x_{Li} / 1 + e(K_i-1)] = 1 \dots\dots\dots (III.34)$$

$$(y_i / x_i) = K_i \dots\dots\dots (III.35)$$

Avec :

e : Taux de vaporisation massique.

$X'_{0,i}$: Concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide.

$Y'_{0,i}$: Concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur.

$X'_{L,i}$: Concentration molaire du constituant (i) dans la charge.

III.6.7. Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge:

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

D'après la définition de taux de vaporisation et de condensation de la charge,

On a :

$$e = G_0 / L \dots\dots\dots (III.36)$$

$$r = g_0 / L \dots\dots\dots (III.37)$$

Avec :

e : Taux de vaporisation massique de la charge.

r : Taux de condensation massique de la charge.

g_0 : Débit massique de la phase liquide dans la charge.

G_0 : Débit massique de la phase vapeur dans la charge.

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

$$\sum X_i = \sum [X_{Li} / 1 + e.(K_i-1)] = 1 \dots\dots\dots (III.38)$$

Chapitre III : Théorie de rectification

Où :

$$r + e = 1 \dots\dots\dots (III.39)$$

Cette dernière équation peut être utilisée également pour déterminer la température de la charge si la pression et (e) sont connus.

Remarque :

Si $e = 0$: la charge se trouve à sa température de bulle et ($g_0 = L$), on utilise l'équation d'isotherme de la phase liquide pour déterminer cette température.

Si $e = 1$: la charge se trouve à sa température de rosé et ($G_0 = L$), on utilise l'équation d'isotherme de la phase vapeur pour déterminer cette température.

Pour calculer le taux de vaporisation en fonction de la température, on peut utiliser la relation approximative suivante :

$$e = \ln (T / T_b) / \ln (T_r / T_b) \dots\dots\dots (III.40)$$

Où :

T : la température considérée (°k).

T_b : la température de bulle (°k).

T_r : la température de rosé de la charge (°k).

III.6.8. Choix du taux de reflux :

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

III.6.8.1. Fonctionnement à reflux minimal :

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

$$(r_f)_{\min} = \phi \sum (Y_D / \alpha_{i,L} - \phi) \dots\dots\dots (III.41)$$

$$(r_b)_{\min} = \phi \sum (\alpha_{i,L} \cdot X'_{R} / \alpha_{i,L} - \phi) \dots\dots\dots (III.42)$$

$$e = \sum \alpha_{Li} \cdot X_{Li} / (\alpha_{Li} \cdot \phi) \dots\dots\dots (III.43)$$

Avec :

$\alpha_{i,L}$: Le coefficient de volatilité d'un constituant « i » quelconque par rapport au constituant clés lourd déterminé à la température d'entrée de la charge.

ϕ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives.

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

$$(r_b)_{\min} = [(D(r_f)_{\min} / L) + (1 - e'_o) - (R / L)] / (R / L) \dots\dots\dots (III.44)$$

III.6.8.2. Taux de reflux optimal :

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

Pour ces calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par **GILLILAND [19]** :

$$[(r_f)_{opt} - (r_f)_{min}] / [(r_f)_{opt} + 1] = 0, 1 \div 0, 33 \dots \dots \dots (III.45)$$

$$(r_b)_{opt} = [D (r_f)_{min} / R] + (1-e) - 1 \dots \dots \dots (III.46)$$

III.6.9. 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. [27]

$$Q_L + Q_{Rb} = Q_D + Q_R + Q_C \dots \dots \dots (III.47)$$

$$Q_L = L' \times h_L \dots \dots \dots (III.48)$$

$$Q_R = R' \times h_R \dots \dots \dots (III.49)$$

$$Q_D = D' \times H_D \dots \dots \dots (III.50)$$

$$Q_C = (D' + g'_x) \times (H_D - h_D) \dots \dots \dots (III.51)$$

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

Chapitre III : Théorie de rectification

débites molaires de reflux froid $g'X$ et du reflux chaud $G'R$ on a :

$$g'_x = r_f(\text{opt}) \times D' \dots\dots\dots(\text{III.52})$$

$$G'_R = r_b(\text{opt}) \times R' \dots\dots\dots (\text{III.53})$$

III.6.10. Nombre de plateau théorique à reflux opératoire :

Méthodes approximatives

GILLILAND (II) a proposé une corrélation empirique entre le taux de reflux et le nombre de plateaux théorique. Si N est le nombre de plateaux théoriques correspond à un taux de reflux opératoire (r_f) les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation [19].

$$(N - N_{\min}) / (N + 1) = (r_f - (r_f)_{\min}) / (r_f + 1) \dots\dots\dots (\text{III.54})$$

La formule de « Fenske- Under Wood », nous donne la relation entre la concentration et les volatilités relatives de deux constituants dans le distillat et dans le résidu.

Le nombre de plateaux minimal :

$$N_{\min} = \log \left(\frac{x_{DV} \cdot x_{LR}}{x_{DL} \cdot x_{RV}} \right) / \log \left(\frac{a_V}{a_L} \right) \dots\dots\dots(\text{III.55})$$

Avec :

V : Volatil

L : Lourd

Le nombre de plateaux théorique dans la zone de rectification et d'épuisement est fixe par l'application de l'équation de « Fenske- Under Wood » Aux constituants clés entre l'alimentation et le distillat ou le résidu [19].

Zone de rectification :

$$N_{R\min} = \log \left(\frac{x_{DV} \cdot x_{LL}}{x_{DL} \cdot x_{LV}} \right) / \log \left(\frac{a_V}{a_L} \right) \dots\dots\dots(\text{III.56})$$

Zone d'épuisement :

$$N_{E\min} = \log \left(\frac{x_{LV} \cdot x_{RL}}{x_{LL} \cdot x_{RV}} \right) / \log \left(\frac{a_V}{a_L} \right) \dots\dots\dots(\text{III.57})$$

Le nombre de plateaux théoriques dans la colonne entière où dans chacune de deux zones, peut calculer par l'application de la méthode « GILLILAND ». [19]

$$\frac{N - N_{\min}}{N - 1} = f \left(\frac{(r_f)_{op} - (r_f)_{\min}}{(r_f)_{op} + 1} \right) \dots\dots\dots(\text{III.58})$$

D'après la valeur de : $\frac{r_f - (r_f)_{\min}}{r_f + 1}$

$N - N_{\min}$

$N - 1$

On tire du diagramme de GILLILAND la valeur de :

qui nous permet de calculer N .

III.6.11. Détermination des dimensions de la colonne :

Les conditions de marche d'une colonne « tour » sont : pression, température et taux de reflux en fonction du nombre d'étages.

Les dimensions d'une colonne sont :

III.6.11.1. Nombre de plateaux :

Le nombre d'étages est fonction du taux de reflux, ces étages sont également appelés « Plateaux théoriques ». En effet, un plateau parfois représente un équilibre entre les phases liquides et vapeurs qui peuvent s'établir parfaitement. [19]

En pratique, il n'en est pas ainsi et on doit intervenir la notion d'efficacité de 100%, le plateau réel à une efficacité inférieure à 100%, le rapport entre le nombre de plateaux théoriques et le nombre de plateaux réels est l'efficacité moyenne des plateaux d'une colonne. [19]

$$E : \text{efficacité moyenne (\%)} = \frac{N_{br \text{ des plateaux théoriques}}}{N_{br \text{ de plateau réel}}} \quad (\text{III.59})$$

On peut donc lier le nombre d'étages au nombre de plateaux. Il faut un taux de reflux tel que le nombre de plateaux ne soit pas grand pour que la balance économique soit bonne. En effet, les plateaux constituent un investissement et le taux de reflux une dépense d'exploitation. [19]

III.6.11.2. Espacement entre les plateaux :

Les critères sont simples, il faut que la construction soit possible et que l'on puisse pénétrer entre les plateaux pour assurer l'entretien, la hauteur de la tour sera égale au produit du nombre de plateaux par l'espacement, plus l'espace libre en tête et au fond du tour. [19]



CHAPITRE IV



IV. 1. Introduction :

La majorité des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie pétrolière ainsi que dans les secteurs chimiques et pétrochimiques opèrent en mode continu. Le débit et la température demeurent constants ; elles produisent un distillat en tête de colonne et un résidu au fond, dont la composition, le débit et la température restent également constants. Cette caractéristique est applicable à chaque point de l'équipement. Seule la pression varie légèrement entre le sommet et le bas de la colonne, principalement en raison des pertes de charge dans les plateaux de contact. Cependant, dans une première approximation, on peut toujours considérer que la pression reste constante sur toute la longueur de la colonne.

IV. 2. Calcul et vérification du fractionnateur:

IV21. Données de départ :

- **Débit de la charge** : Pour un taux de charge à 110 %

$$L = 264 \text{ m}^3/h.$$

$$L = 140400 \text{ Kg/h.}$$

$$L = 2871 \text{ Kmole/h.}$$

- **La température d'alimentation** :

$$T_a = 71 \text{ °C}$$

- **La pression dans le ballon** :

$$P_b = 18,7 \text{ bar.}$$

- **La composition de la charge** :

Chapitre IV : Calculs bilan matière et thermique

Tableau IV. 1 : La composition de la charge.

N°	Constituants	Alimentation
		V-1101 % molaire
01	CH ₄	0,0026
02	C ₂ H ₆	0,0144
03	C ₃ H ₈	0,6249
04	iC ₄ H ₁₀	0,1232
05	nC ₄ H ₁₀	0,2303
06	iC ₅ H ₁₂	0,0041
07	nC ₅ H ₁₂	0,0005
Σ		1

IV22

Composition, débit massique et molaire de la charge :

Tableau IV.2 : Composition, débit massique et molaire de la charge.

Constituants	M_i	X'_{Li}	$M_i \cdot X'_{Li}$	X_{Li}	kg/h	kmol/h
CH ₄	16	0,0026	0,042	0,0008	112,320	7,464
C ₂ H ₆	30	0,0144	0,432	0,0088	1235,52	41,342
C ₃ H ₈	44	0,6249	27,495	0,5634	79101,36	1794,870
iC ₄ H ₁₀	58	0,1232	7,146	0,1464	20554,65	353,707
nC ₄ H ₁₀	58	0,2303	13,357	0,2737	38427,48	661,191
iC ₅ H ₁₂	72	0,0041	0,295	0,0060	842,400	11,771
nC ₅ H ₁₂	72	0,0005	0,036	0,0007	98,280	1,435
Σ	/	1,0000	48,80	1,0000	140400	2871

$$M_{moy} = \sum M_i X'_{Li} \dots \dots \dots (IV.1)$$

$$X_{Li} = \frac{X'_{Li} \cdot M_i}{M_{moy}} \dots \dots \dots (IV.2)$$

Où :

D'après l'équation (IV.1) :

M_{moy} = 48,80 Kg/Kmol.

IV.23. Composition, débit du distillat et du résidu:

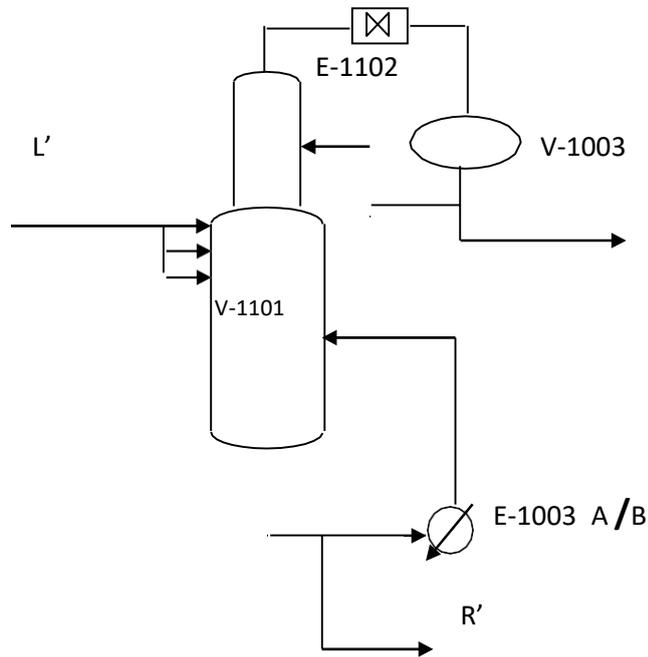


Figure IV.1 Schéma simplifié d'une colonne de distillation. Pour la séparation conditionnée par les données de départ, on peut fixer :

a- Constituant clé volatile : C_3H_8

Teneur de C_3H_8 dans le résidu : $X'_{R,C3}=0,0029$

b- a- Constituant clé volatile : iC_4H_{10}

Teneur de iC_4H_{10} dans le distillat : $X'_{D,iC4}=0,0069$

L'équation globale du bilan matière s'exprime par l'équation :

$$L' = D' + R' \dots\dots\dots (IV.3)$$

En appliquant cette équation pour chaque constituant, on obtient :

$$L' \cdot X'_{L,i} = D' \cdot Y'_{D,i} + R' \cdot X'_{R,i} \dots\dots\dots (IV.4)$$

On substitue les valeurs connues des différents constituants dans l'équation (IV.4) ; mais pour la commodité de travail, on effectuera le calcul pour **1 Kmol** de la charge :

Pratiquement :

$$X'_{L,C3} = 0,6249, Y'_{D,C3} = 0,9833, X'_{R,C3} = 0,0029$$

$$L' \cdot X'_{L,C3} = D' \cdot Y'_{D,C3} + R' \cdot X'_{R,C3} \text{ avec } R' = 1 - D'$$

Donc :

$$X'_{L,C3} = D' \cdot Y'_{D,C3} + (1 - D') \cdot X'_{R,C3}$$

Chapitre IV : Calculs bilan matière et thermique

$$X'_{L,C3} = D' \cdot Y'_{D,C3} + X'_{R,C3} - D' \cdot X'_{R,C3}$$

$$X'_{L,C3} = (Y'_{D,C3} + X'_{R,C3}) \cdot D' + X'_{R,C3}$$

$$D' = \frac{X'_{L,C3} - X'_{R,C3}}{Y'_{D,C3} + X'_{R,C3}} = \frac{0,6249 - 0,0029}{0,9833 - 0,0029} = 0,635 \text{ Kmol/h.}$$

$$R' = 1 - D' \text{ donc } R' = 0,365 \text{ Kmol/h}$$

La quantité du distillat et du résidu :

Pour 1 kmol de la charge \longrightarrow 0,635 Kmol du distillat

Donc : 2871 kmol de la charge \longrightarrow D'

$$D' = 1823,085 \text{ Kmol/h}$$

Pour 1 kmol de la charge \longrightarrow 0,365 Kmol du distillat

Donc : 2871 kmol de la charge \longrightarrow R'

$$R' = 1047,915 \text{ Kmol/h}$$

D' = 1823,085 Kmol/h

R' = 1047,915 Kmol/h

Les résultats obtenus sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau IV.3 : Composition et débits du distillat et du résidu.

Constituants (i)	G _{Fi}	Débit (F _i) (Kmol/h)	Distillat		Résidu	
			X _D	D _i (Kmol/h)	X _w	W _i (Kmol/h)
C1	0,0026	7,464	0,000	0,000	0	0
C2	0,0144	41,342	0,0094	17,137	0	0
C3	0,6249	1794,087	0,9833	1792,650	0,0029	3,030
iC4	0,1232	353,707	0,0069	12,751	0,3199	335,221
nC4	0,2303	661,191	0,0004	0,729	0,6637	695,488
iC5	0,0041	11,771	0	0	0,0123	12,889
nC5	0,0005	1,435	0	0	0,0012	1,257
Total	1,0000	2871	1,0000	1823,26	1,0000	1047,88

IV24 Bilan matière au niveau d'aérocondenseurs :

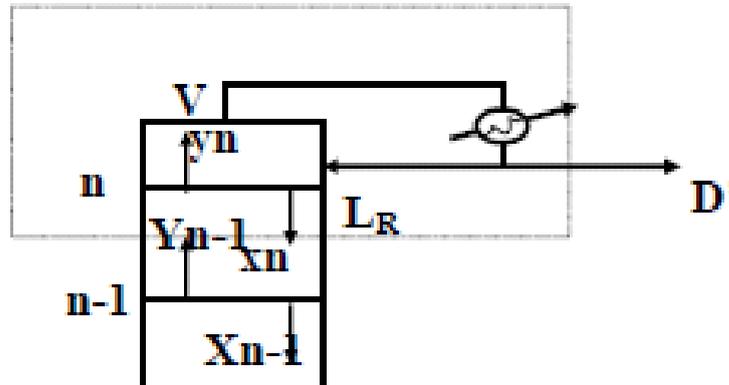


Figure IV.2 : Section de rectification.

$$V = L_r + D' \dots\dots\dots (IV.5)$$

V : débit de vapeur qui sort à la tête de la colonne.

L_r : débit de reflux

$$D'=1823,085 \text{ kmol/h}$$

$$L_r=4606 \text{ kmol/h}$$

$$V = 4606 + 1823,085$$

$V = 6429,085 \text{ kmol/h}$

IV25. La pression aux différentes zones de la colonne:

- **Pression de service de la colonne**

$$P_{\text{service}} = 19,3 \text{ bars}$$

- **Pression dans le ballon de reflux**

On a la pression dans le ballon de reflux $P_b = 18,7 \text{ bar}$.

- **Pression à la tête de la colonne**

En tenant compte de la perte de charge de la colonne au ballon de reflux $\Delta P_1 = 0,7 \text{ bar}$.

On calcule la pression au sommet de la colonne par la formule :

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \dots\dots\dots (IV.6)$$

$$P_s = 18,7 + 0,7 = 19,4 \text{ bar.}$$

- **Pression au fond de la colonne**

En estimant les pertes de charge dans la zone d'épuisement $\Delta P_2 = 0,3 \text{ bar}$, on peut trouver approximativement la pression au fond de la colonne.

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots\dots\dots (IV.7)$$

Chapitre IV : Calculs bilan matière et thermique

$$P_f = 19,4 + 0,3 = 19,7 \text{ bar.}$$

- **Pression dans la zone d'alimentation**

$$P_a = (P_s + P_f) \times 0,5 \dots \dots \dots \text{(IV.8)}$$

$$P_a = 0,5 \times (19,4 + 19,7)$$

$$P_a = 19,55 \text{ bars.}$$

IV26 Les différentes zones de la colonne:

Dans la colonne, il existe trois zones: Alimentation, épuisement et rectification.

IV.2.6.1 Coefficients d'équilibre dans la zone alimentation :

Température d'alimentation est de $T_{\text{Alim}}=71 \text{ }^\circ\text{C}$

Tableau IV.4 : Volatilité relative de l'alimentation.

N°	Constituants	K _i
01	C H ₄	13
02	C ₂ H ₆	3,4
03	C ₃ H ₈	1,4
04	iC ₄ H ₁₀	0,70
05	nC ₄ H ₁₀	0,58
09	iC ₅ H ₁₂	0,28
07	nC ₅ H ₁₂	0,25

Les coefficients d'équilibre sont déterminés à partir des abaques spécifiques, portés dans l'annexe (A), en fonction de la température et de la pression (T=159,8°F, P=283,549psi).

IV.2.6.2. Fond de la colonne « température de bulle » :

La température au fond de la colonne à la pression $P_f=19,7 \text{ bar}$ est déterminée par la méthode d'approximations successives en utilisant l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum X'_{Ri} \cdot K_i = 1 \dots \dots \dots \text{(IV.9)}$$

Les coefficients d'équilibre utilisés pour la vérification de l'équation (IV.9) sont déterminés à la température 231,8F et la pression 285,724 Psi en utilisant les abaques indiqués dans l'annexe (A). Les résultats obtenus sont portés dans le tableau suivant :

Chapitre IV : Calculs bilan matière et thermique

Tableau IV.5 : Compositions et les coefficients d'équilibre au fond de la colonne.

N°	Constituants	X'ri	Ki	X'ri. Ki
1	C ₃ H ₈	0,0029	2,1	0,00609
2	iC ₄ H ₁₀	0,3199	1,25	0,39987
3	nC ₄ H ₁₀	0,6637	1	0,6637
4	iC ₅ H ₁₀	0,0123	0,55	0,0067
5	nC ₅ H ₁₀	0,0012	0,5	0,0006

IV.2.6.3. Tête de la colonne « température de rosé » :

La température au sommet de la colonne à la pression du sommet est déterminée par approximations successives en utilisant l'équation d'isotherme de la phase vapeur.

$$\sum Y'_{Di} / K_i = 1 \dots \dots \dots (IV.10)$$

Le calcul itératif de la composition du distillat à la température 131,54 °F et la pression 281,373 Psi est représenté dans le tableau suivant :

Tableau IV.6 : Compositions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne.

N°	Constituants	Y'Di	Ki	Y'Di / Ki
1	C ₂ H ₆	0,0094	2,7	0,0033
2	C ₃ H ₈	0,9833	1,02	1,0029
3	iC ₄ H ₁₀	0,0069	0,53	0,0036
4	nC ₄ H ₁₀	0,0004	0,41	0,00016
Σ		1	-	1,0099

IV.2.6.4. Composition de la vapeur sortante du 1^{er} plateau :

En utilisant la relation (III.10) pour déterminer la composition de la phase vapeur qui sort du 1^{er} plateau dans les conditions de température et de pression suivantes : P=281,373psi et T = 131,68°F.

Les résultats obtenus sont portés sur le tableau suivant :

Tableau IV.7 : Compositions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne.

N°	P=279,923 psi et T = 131,68°F			
	Constituants	Y'Di	Ki	X'Di. Ki
1	CH ₄	0,00064	11	0,00704
2	C ₂ H ₆	0,01023	2,8	0,0286
3	C ₃ H ₈	0,9882	1,125	1,1
4	iC ₄ H ₁₀	0,00090	0,55	0,000495
Σ		1.0000	-	1,39

Chapitre IV : Calculs bilan matière et thermique

IV.2.6.5. Les volatilités relatives:

La détermination de la volatilité relative des constituants nous aide à sélectionner la clé lourde et légère ainsi que le taux de reflux et le taux de rebouillage.

On calcule les volatilités relatives des constituants aux différentes zones de la colonne en utilisant l'équation suivante :

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r} \dots\dots\dots (IV.11)$$

On admit le constituant clé lourd $iC_4 H_8$ comme constituant de référence.

➤ **Zone d'alimentation:**

Tableau IV.8 : Volatilité relative de l'alimentation.

N°	Constituants	T _a = 71 °C, P _a =19,55 bar
		α_{Li}
01	C H ₄	18,57
02	C ₂ H ₆	4,85
03	C ₃ H ₈	2,00
04	iC ₄ H ₁₀	1.000
05	nC ₄ H ₁₀	0,828
06	iC ₅ H ₁₂	0,4
07	nC ₅ H ₁₂	0,357

➤ **Zone de rectification:**

Tableau IV.9 : Volatilité relative de la zone de rectification.

N°	P=19,4 bar et T =55,38 °C		
	Constituants	K _i	α_{Di}
1	C ₂ H ₆	2,7	5,09
2	C ₃ H ₈	1,02	1,924
3	iC ₄ H ₁₀	0,53	1
4	nC ₄ H ₁₀	0,41	0,773

➤ **Zone d'épuisement:**

Tableau IV.10 : volatilité relative de la zone d'épuisement.

N°	P = 19,7 bar , T = 111 °C		
	Constituants	K _i	α _{Ri}
1	C ₃ H ₈	2,1	1,68
2	iC ₄ H ₁₀	1,25	1
3	nC ₄ H ₁₀	1	0,80
4	iC ₅ H ₁₂	0,55	0,44
5	nC ₅ H ₁₂	0,5	0,40

IV.2.6.6. Taux de vaporisation de la charge:

Le taux de vaporisation de la charge e'_0 de l'alimentation à l'entrée de la colonne est calculé par approximations successives en utilisant la formule suivante :

$$\sum X' = \frac{X'_{Li}}{(1 + e'_0 (K_i - 1))} = 1 \dots\dots\dots (IV.12)$$

ou

Les itérations ont permis de trouver que $e'_0 = 0$ est la seule valeur qui vérifie l'équation. Cette valeur de « e'_0 » montre que la charge est admise à l'état liquide.

IV.2.6.7. Calcul de taux de reflux minimal :

Le taux de reflux minimal est calculé par la formule de « **UNDER WOOD** »

$$(R_b)_{min} = \sum \left(\frac{Y_{Di}}{(a_{Li} - \varphi)} \right) \dots\dots\dots (IV.13)$$

φ : constante qui varie entre les volatilités relatives des constituant clés lourds et volatiles.

Le calcul de φ se fait par le calcul approximatif suivant:

$$(e'_0) = \sum \left(\frac{(a_{Li} \times X'_{Li})}{(a_{Li} - \varphi)} \right) \dots\dots\dots (IV.14)$$

Chapitre IV : Calculs bilan matière et thermique

Tableau IV.11 : Fraction Vaporisée de la charge.

N°	Constituants	X'Li	α_{Li}	$\alpha_{Li} \times X'_{Li}$	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{\alpha_{Li} \times X'_{Li}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
1	C H ₄	0,0026	18,57	0,048282	17,42803	0,00277
2	C ₂ H ₆	0,0144	4,85	0,06984	3,70803	0,018835
3	C ₃ H ₈	0,6249	2,00	1,2498	0,85803	1,456592
4	iC ₄ H ₁₀	0,1232	1,000	0,1232	-0,14197	-0,86779
5	nC ₄ H ₁₀	0,2303	0,828	0,190688	-0,31397	-0,60735
6	iC ₅ H ₁₀	0,0041	0,4	0,00164	-0,74197	-0,00221
7	nC ₅ H ₁₂	0,0005	0,357	0,000179	-0,78497	-0,00023
	Σ	1	-	-	-	0,00063

Pour : $e'_{0i} = \Sigma(e'_{0i}) = 0,00063$

On trouve: $\varphi = 1,14197$

α_{cL} : Clé lourde dans les légers.

α_{cv} : Clé légère dans les lourds.

$\alpha_{cL} < \varphi < \alpha_{cv}$

$1 < \varphi < 2$

Par l'application de la formule d' **UNDER WOOD** (relation III.14) et avec un taux de vaporisation $\varphi = 1,14197$ le calcul de taux de reflux minimal est représenté dans le tableau suivant :

Tableau IV.12 : taux de reflux minimal.

N°	Constituants	α_{Di}	X'Di	$\alpha_{Di} \times X'_{Di}$	$\alpha_{Di} - \varphi$	$\frac{\alpha_{Di} \times X'_{Di}}{\alpha_{Di} - \varphi}$
1	C ₂ H ₆	5,09	0,0094	0,047846	3,94803	0,012119
2	C ₃ H ₈	1,924	0,9833	1,891869	0,78203	2,419177
3	iC ₄ H ₁₀	1	0,0069	0,0069	-0,14197	-0,0486
4	iC ₄ H ₁₀	0,773	0,0004	0,000309	-0,36897	-0,00084
Total	/	/	1,000	/	/	2,381856

Taux de reflux minimal « R_{min} » est :

$$(R)_{\min} + 1 = 2,382$$

$$(R)_{\min} = 1,382$$

IV.2.6.8. Taux de reflux optimal:

Le taux de reflux optimal est calculé par la formule de **GILLILAND** :

$$\frac{(R)_{\text{opt}} - (R)_{\text{min}}}{(R)_{\text{opt}} + 1} = 0.1 \div 0.33 \dots\dots\dots (IV.15)$$

$$(R)_{\text{opt}} + 1$$

Chapitre IV : Calculs bilan matière et thermique

Pour un rapport de 0,3 on aura :

$$\frac{(R)_{opt} - (R)_{min}}{(R)_{opt} + 1} = 0,3$$

$$(R)_{opt} - (R)_{min} = 0,3 \times (R)_{opt} + 0,3$$

$$(R)_{opt} = 2,40$$

IV.2.6.9. Taux de rebouillage:

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

$$-(R_b)_{min} = \frac{\sum \alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \varphi} \quad (III.17)$$

Tableau IV.13 : Taux de rebouillage minimal.

N°	Constituants	X'_{Ri}	α_{Li}	α_{Li} · X'_{Ri}	α_{Li} - φ	\frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \varphi}
1	C ₃ H ₈	0,0029	1,68	0,004872	0,53803	0,009055
2	iC ₄ H ₁₀	0,3199	1	0,3199	-0,14197	-2,25329
3	nC ₄ H ₁₀	0,6637	0,80	0,53096	-0,34197	-1,55265
4	iC ₅ H ₁₂	0,0123	0,44	0,005412	-0,70197	-0,00771
5	nC ₅ H ₁₂	0,0012	0,40	0,00048	-0,74197	-0,00065
	Σ	1	/	/	/	-3,80525

$$(R_b)_{min} = 3,805.$$

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

$$(R_b)_{opt} = [(R'/L) (R)_{opt} + (1 - e'_0) - (D'/L')] \times (L'/D') \quad (IV.16)$$

$$(R_b)_{opt} = [(0,365) (2,40) + (1 - 0,00063) - 0,635] \times (2871/1823,085)$$

$$(R_b)_{opt} = 2,378$$

IV. 3. Calcul de N_{min} à reflux total:

L'application de la formule de Fenske aux constituants clés permet de calculer N_m+1 qui représente le nombre minimal d'étages de la colonne, y compris le rebouilleur. D'après la définition des clés légères et clés lourdes, on obtient:

Constituant-clé légère est le propane.

Constituant-clé lourde est le i butane.

$$\alpha_m = \sqrt{\alpha_D \times \alpha_R}$$

$$N_m + 1 = \frac{\text{Log} \left(\frac{X_D^{CV}}{X_R^{CV}} \times \frac{X_D^{CL}}{X_R^{CL}} \right)}{\text{Log} \alpha_{CV}}$$

$$\alpha_D = \left(\frac{a_{DC3} + a_{LC3}}{2} \right) = \frac{1,924 + 2}{2} = 1,962$$

$$\alpha_R = \left(\frac{a_{DiC4} + a_{LiC4}}{2} \right) = \frac{1 + 1}{2} = 1$$

$$\alpha_m = \sqrt{1,962 + 1}$$

$$\alpha_m = 1,72$$

$$N_{m+1} = \frac{\text{Log} \left(\frac{0,9833}{0,0029} \times \frac{0,0069}{0,3199} \right)}{\text{Log}(1,72)} = 19$$

N_{min} = 18 plateaux

$$N_m + 1 = 19 \Rightarrow N_m = 18$$

IV31. Nombre de plateaux optimal :

$$N_{optm} = 2 \times N_{min} \dots \dots \dots (IV.17)$$

$$N_{opt} = 36 \text{ plateaux}$$

N_{opt} = 36 plateaux

IV32. Nombre de plateaux réel :

Efficacité de palataux est : E = 0,75

$$E = \frac{N_{théorique}}{N_{réel}} \dots \dots \dots (IV.18)$$

$$N_{réel} = \frac{N_{théorique}}{E}$$

$$N_{réel} = \frac{36}{0,75} = 48.$$

N_{réel} = 48 plateaux

IV. 4. Bilan thermique global:

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

$$Q_L + Q_{reb} = Q_D + Q_R + Q_C \dots\dots\dots (IV.19)$$

$$Q_L = L' \cdot h_L \dots\dots\dots (IV.20)$$

$$Q_R = R' \cdot h_R \dots\dots\dots (IV.21)$$

$$Q_D = D' \cdot h_D \dots\dots\dots (IV.22)$$

$$Q_V = V \cdot H_V \dots\dots\dots (IV.23)$$

Q_R : charge thermique du u fond de la colonne (résidu).

Q_D : charge thermique de la tête de la colonne (distillat).

Q_V : charge thermique de la tête de la colonne (vapeur).

Q_L : charge thermique de l'alimentation de la colonne.

Q_{reb} : charge thermique dans le rebouilleur.

Q_C : charge thermique dans l'aérocondenseur.

IV.4.1. Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides :

Les enthalpies sont déterminées par le monogramme de l'enthalpie en fonction de la pression et de la température (voir annexe [B]).

$$H_{mélange} = \sum X_i \times H_i \dots\dots\dots (IV.24)$$

IV.4.1.1. Enthalpie de la charge d'alimentation :

Données :

$P_L = 26 \text{ bar}$; ($P_L = 377,098 \text{ psi}$).

$T_L = 71^\circ\text{C}$; ($T_L = 159,8^\circ\text{F}$).

Tableau IV.14 : L'enthalpie moyenne d'alimentation.

Composition	Masse	X'_i	Masse moyenne	h_i	$X'_{Li} \cdot h_i$
C1	16	0,0026	0,0416	520	1,352
C2	30	0,0144	0,432	500	7,201
C3	44	0,6249	27,49	400	249,960
iC4	58	0,1232	7,145	370	45,584
nC4	58	0,2303	13,35	370	85,211
iC5	72	0,0041	0,2952	310	1,271
nC5	72	0,0005	0,036	290	0,145
somme	/	/	48,8	/	390,723

Chapitre IV : Calculs bilan matière et thermique

Résultats :

$$M_{\text{moy}} = 48,8 \text{ Kg/Kmol.}$$

$$h_L = 390,723 \text{ BTU/lb;}$$

$$h_L = 10593,019 \text{ Kcal/Kmol}$$

IV.4.1.2. Enthalpie de la vapeur sortante du 1^{er} plateau H_D:

$$P = 19,4 \text{ bars ; (P= 281,373 psi).}$$

$$T = 55,38^\circ\text{C} \quad ; (T=131,68^\circ\text{F}).$$

Tableau IV.15 : L'enthalpie moyenne de la vapeur sortante du 1er plateau.

Composition	Masse	X'i	Masse moyenne	h _i	X' Li* h _i
C1	16	0,00064	0,01024	550	0,3552
C2	30	0,01023	0,3069	520	5,319
C3	44	0,9882	43,48	500	494,400
iC4	58	0,0009	0,0522	310	0,279
somme	/	/	43,85	/	500,6

Résultats :

$$M_V (\text{vapeur}) = 43,85 \text{ Kg/Kmol}$$

$$H_V = 500,6 \text{ BTU/ lb ;}$$

$$H_V = 12218,84 \text{ Kcal/ Kmole.}$$

IV.4.1.3. Enthalpie du distillat h_D:

$$P_D = 19,4 \text{ bars ; (P_D= 281,373psi).}$$

$$T_D = 48^\circ\text{C} \quad ; (T_D=118,4^\circ\text{F}).$$

Tableau IV.16 : L'enthalpie moyenne de distillat.

Composition	Masse	X'i	Masse moyenne	h _i	X' Li* h _i
C2	30	0,0094	0,282	490	4,606
C3	44	0,9833	43,260	395	383,481
iC4	58	0,0069	0,400	290	2,001
nC4	58	0,0004	0,023	280	0,112
somme	/	1,000	43,96	/	390,19

Résultats :

$$M_D = 43,96 \text{ Kg/Kmol}$$

$$h_D = 390,19 \text{ BTU/lb;}$$

$$h_D = 9516,46 \text{ Kcal/ Kmol.}$$

IV.4.1.4. Enthalpie de résidu h_R :

$$P_f = 19,7 \text{ bar; (} P_f = 285,724 \text{ psi).}$$

$$T_f = 111^\circ\text{C} \quad ; \quad (T_f = 231,8 \text{ }^\circ\text{F}).$$

Tableau IV.17 : L'enthalpie moyenne de résidu.

Composition	Masse	X'_i	Masse moyenne	h_i	$X'_{Li} \cdot h_i$
C3	44	0,0029	0,127	510	1,530
iC4	58	0,3199	18,554	570	182,343
nC4	58	0,6637	38,494	590	391,583
iC5	72	0,0123	0,8856	400	4,920
nC5	72	0,0012	0,0864	330	0,400
somme	/	1,000	58,14	/	581,93

Résultats :

$$M_R = 58,14 \text{ Kg/Kmol}$$

$$h_R = 488,40 \text{ BTU/lb.}$$

$$h_R = 15775,446 \text{ Kcal/ Kmol.}$$

IV.4.2. Calcul des charges thermiques**IV.4.2.1. Charge thermique de l'alimentation Q_L :**

$$Q_L = L' \cdot h_L$$

$$Q_L = 2871 \times 10593,019$$

$$Q_L = 30412558,726 \text{ Kcal / h}$$

IV.4.2.2. Charge thermique de vapeur de tête :

$$Q_V = L_r' \cdot H_D$$

$$Q_V = 6429,085 \times 12218,84$$

$$Q_V = 78556176,64 \text{ Kcal / h}$$

IV.4.2.3. Charge thermique de reflux Q_{LR} tête:

$$Q_{LR} = L_r' \cdot H_{LR}$$

Chapitre IV : Calculs bilan matière et thermique

$$Q_{LR} = 4606 \times 9516,46$$

$$Q_{LR} = 43832822,87 \text{ Kcal / h}$$

IV.4.2.4. Charge thermique de distillat Q_D :

$$Q_D = D' \cdot h_D$$

$$Q_D = 1823,085 \times 9516,46$$

$$Q_D = 17348509,79 \text{ Kcal / h}$$

IV.4.2.5. Charge thermique de résidu:

$$Q_R = R' \cdot h_R$$

$$Q_R = 1047,915 \times 15775,446$$

$$Q_R = 16531326,707 \text{ Kcal/h}$$

IV.4.2.6. Charge thermique d'aérocondenseur Q_C :

Le bilan thermique dans la section de concentration s'écrit :

$$Q_C + Q_V = Q_D + Q_{Lr}$$

$$Q_C = Q_D + Q_{Lr} - Q_V$$

$$Q_C = 17348509,79 + 43832822,87 - 78556176,64$$

$$Q_C = -17374843,98 \text{ Kcal/h}$$

IV.4.2.7. Charge thermique fournie par le rebouilleur Q_{reb} :

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

$$Q_{reb} = 16531326,707 + 17348509,79 + 17374843,98 - 30412558,726$$

$$Q_{reb} = 20842119,274 \text{ Kcal/ h}$$

Conclusion :

Ce chapitre présente des calculs de bilan matière et thermique pour une colonne de distillation. Il aborde des sujets tels que la pression aux différentes zones de la colonne, les volatilités relatives des constituants, le nombre de plateaux réel, le bilan thermique dans la section de concentration, et la charge thermique fournie par le rebouilleur. Ces calculs sont essentiels pour la conception et l'optimisation des colonnes de distillation, car ils permettent d'analyser la relation entre les différents flux de chaleur et de matière dans le système.



CHAPITRE V



Problématique

L'objectif de ce mémoire est d'optimiser la consommation d'énergie dans la section de séparation "train 100 complexe GP1/Z". Pendant le fonctionnement des aérocondenseurs et des rebouilleurs du fractionnateur, la consommation d'énergie, qu'elle soit électrique ou calorifique, est très élevée.

Dans cette étude pratique, nous nous sommes penchés sur un cas concret dans un environnement industriel, en examinant la possibilité de réduire le débit de reflux à un niveau optimal.

La colonne de fractionnement (V-X101) fonctionne à débit de reflux fixé à 400 m³/h. Sachant que ce débit est prévu pour un taux de charge variable entre 75% jusqu'à 140 % (336 m³/h) qui impliquant une consommation importante de l'énergie au niveau de l'aérocondenseur et le rebouilleur.

La problématique de ce travail consiste à vérifier l'hypothèse selon laquelle la surconsommation d'énergie est causée par cette configuration de débit de reflux.

V.1. Introduction

Dans ce chapitre on va optimiser le débit de reflux par deux méthodes :

- ❖ Une simulation utilisant le logiciel HYSYS a été réalisée pour vérifier la validité du modèle HYSYS utilisé.
- ❖ Une méthode approximative consiste à optimiser le débit de reflux afin d'obtenir des gains énergétiques dans les aéros et les rebouilleurs.

V.2. Généralités sur la simulation:

La simulation est largement utilisée dans divers domaines de l'ingénierie et de la recherche. Elle offre la possibilité d'analyser le comportement d'un système avant sa mise en œuvre et de perfectionner son fonctionnement en testant différentes solutions et conditions opérationnelles.

Dans l'industrie chimique ou para-chimique, les simulateurs de procédés chimiques sont couramment utilisés. Ils peuvent être considérés comme des modèles de connaissances, reposant sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, ainsi que sur des équations d'équilibre thermodynamique. Ces simulateurs sont capables de fournir des informations de base pour la conception. [26]

V.3. Définition de la simulation :

La simulation est définie comme une méthode permettant de représenter un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples.

Son objectif est d'étudier l'évolution d'un système en faisant varier un ou plusieurs facteurs et en comparant les valeurs observées.

En d'autres termes, la simulation permet de modéliser mathématiquement les divers phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent au sein des différentes opérations unitaires. [26]

V.4. Intérêt de l'utilisation de la simulation :

Le logiciel HYSYS a été développé pour permettre le traitement d'une large gamme de problèmes, allant de la simple séparation à la distillation et à la transformation chimique. Son utilisation facilite considérablement les tâches d'ingénierie et contribue à la réduction des coûts.

Parmi les simulateurs existants tels que **Aspen Plus**, **ChemCAD**, **Hysim**, **Hysys**, **Pro-II**, ceux-ci sont les plus vendus et sont devenus indispensables pour la conception de nouvelles unités et l'optimisation des procédés industriels, qui parfois fonctionnent loin de leur point optimal. Parmi ces simulateurs, HYSYS se distingue comme l'un des logiciels de simulation les plus performants. [26]

V.5. Présentation du logiciel « HYSYS » :

HYSYS est un logiciel largement utilisé dans le domaine de l'ingénierie pour le dimensionnement et l'optimisation des conceptions. Il joue un rôle essentiel en permettant l'identification des configurations optimales. De plus, HYSYS est une puissante plateforme de modélisation qui facilite la représentation des unités existantes. Il garantit que les équipements répondent aux spécifications requises et permet d'évaluer et d'améliorer les processus en place.

[26]

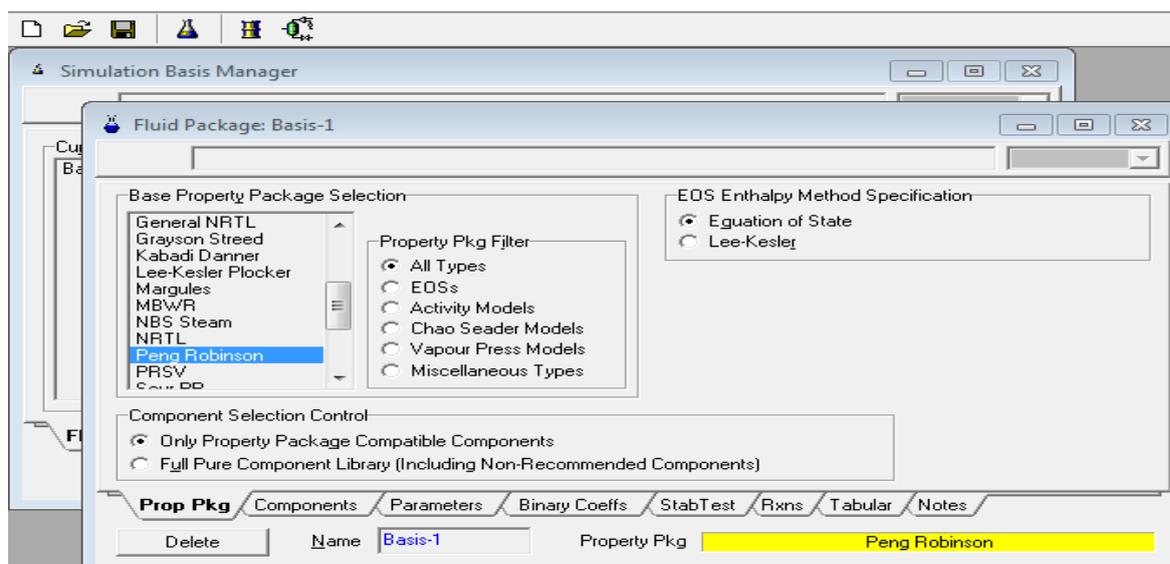


Figure V.1 : Choix du modèle thermodynamique (Peng-Robinson).

V.6. Modèle mathématique :

Le modèle mathématique d'un système est constitué d'un ensemble d'équations conçues pour décrire le comportement de ce système, que ce soit une opération unitaire telle que la séparation des phases, la compression, l'échange de chaleur ou autre. Ces équations sont basées sur les principes de conservation de la masse, de l'énergie et de la quantité de mouvement. Elles peuvent prendre la forme d'équations algébriques ou différentielles, en fonction de la nature du système et des phénomènes étudiés. [26]

V.7. Choix du modèle thermodynamique :

Les logiciels de simulation offrent une variété de modèles thermodynamiques permettant de prédire l'équilibre liquide-vapeur, l'enthalpie, l'entropie ainsi que les propriétés de transport. Le choix du modèle thermodynamique est crucial pour le succès de la simulation, car il est spécifique à une classe de fluides et à un domaine de conditions de pression et de température recommandées, en se basant sur des hypothèses et des approximations pratiques.

L'équation de **Peng-Robinson** est fortement recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures, car elle permet de résoudre de manière précise les problèmes d'équilibre liquide-vapeur avec une erreur minimale. Cette équation est largement utilisée en raison de sa capacité à reproduire les comportements des mélanges complexes d'hydrocarbures. [26]

V.8. Etablissement du schéma du procédé (PFD) :

Une fois que le modèle thermodynamique approprié a été sélectionné, le simulateur demande la création du schéma de la section d'étude qui sera simulée. La Figure III.1 présentée ci-dessous est une représentation du schéma généré par le logiciel HYSYS.

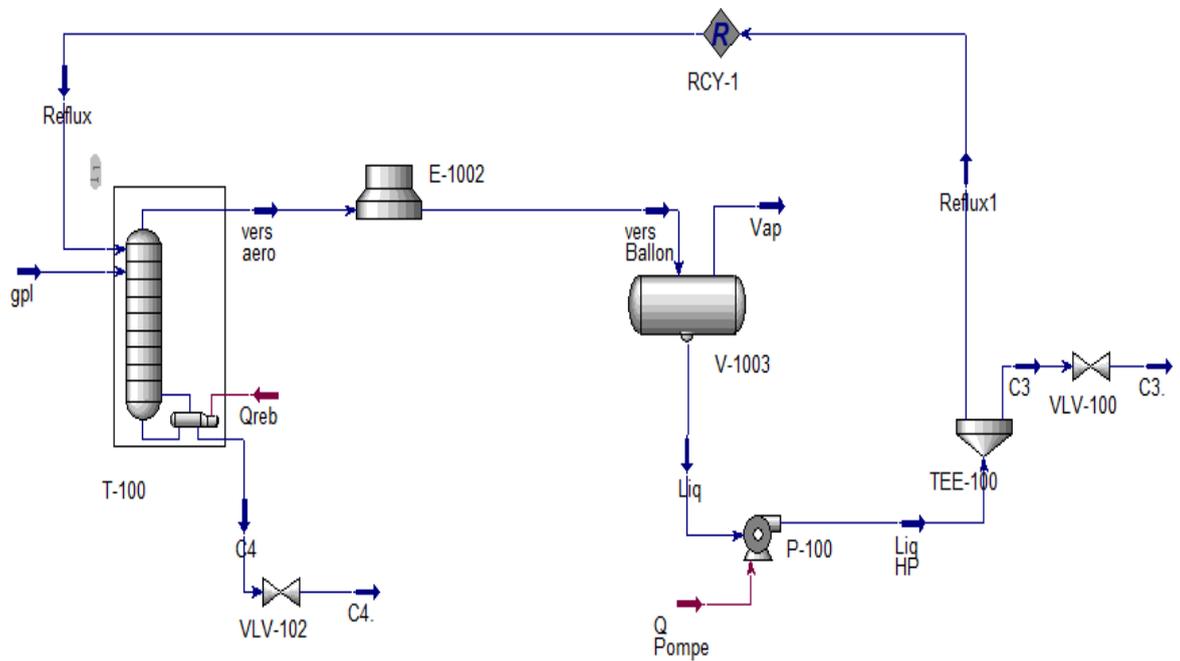
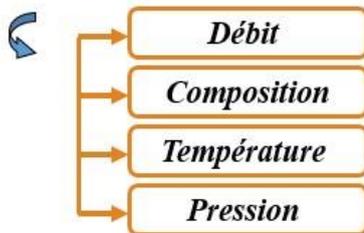


Figure V.2 : Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement.

Méthode suivie :

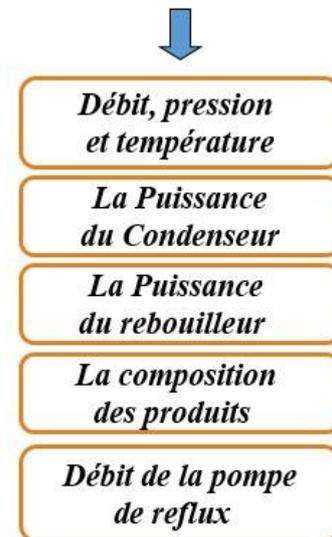
➤ Données de l'alimentation



➤ Données de la colonne



➤ Pour Obtenir



V.9. Vérification des performances du logiciel HYSYS :

Le processus de simulation a été lancé en procédant à la validation des données, des hypothèses, du modèle thermodynamique sélectionné, ainsi que du schéma de procédé PFD. Pour considérer notre modèle comme satisfaisant, il est essentiel que les résultats obtenus après la simulation se rapprochent de ceux prévus par le design initial. Cela permettra d'évaluer la précision et la fiabilité de notre modèle simulé.

V91. Paramètres de service :

Tableau V.1 : Paramètres de design.

Paramètre	Alimentation	Distillat	Résidu
T (C)	71	51	111
P (bar)	24,6	26	21,1
Débit (Kgmol/h)	2554	1383	1171
C1	0,0000	0,0001	0,0000
C2	0,0201	0,0371	0,0000
C3	0,5251	0,9615	0,010
iC4	0,1675	0,0012	0,3639
nC4	0,2826	0,0002	0,6159
iC5	0,0031	0,0000	0,0067
nC5	0,0016	0,0000	0,0035
SOMME	1	1	1

V92. Les résultats de simulation:

Les résultats obtenus par simulation sont dans le tableau III.2 qui regroupe les principaux paramètres d'exploitation.

Tableau V.2 : Résultats de simulation.

Paramètre	Distillat	Résidu
T (C)	49	109.3
P (bar)	25	20.1
Débit (m ³ /h)	1392	1162
C1	0	0
C2	0.0369	0
C3	0.9630	0.0003
iC4	0.0001	0.3681
nC4	0.0465	0.6213
iC5	0	0.0068
nC5	0	0.0035
SOMME	1	1

Dans le tableau ci-dessous, nous exposons la comparaison entre les valeurs de design et les résultats de la simulation, ainsi que l'erreur relative calculée selon la relation suivante :

$$\text{Erreur} = \frac{V(\text{design}) - V(\text{design simulé})}{V(\text{design})} \times 100 \dots\dots\dots (\text{V.1})$$

V désigne : les valeurs de désigne.

V désigne simulé : les valeurs de désigne qui obtenus par la simulation.

- Distillat:

Tableau V.3 : calcul des erreurs en pourcentage du distillat dans le cas design et design simulé.

Paramètre	Design	Design simulé	Erreur%
T (C)	51	49	3,92
P (bar)	26	25	3,85
Débit(Kg mol/h)	1383	1392	-0,65
C1	0,0001	0	-
C2	0,0371	0.0369	0,53
C3	0,9615	0.9630	0,15
iC4	0,0012	0.0001	-
nC4	0,0002	0.0465	-
SOMME	1	1	0

- Résidu:

Tableau V.4 : calcul des erreurs en pourcentage du résidu dans le cas design et design simulé.

Paramètre	Design	Design simulé	Erreur%
T (C)	111	109.3	1,53
P (bar)	21	20.1	0,47
Débit (kg mol/h)	1171	1162	0,76
C3	0,01	0.0003	-
iC4	0,3639	0.3681	1,15
nC4	0,6159	0.6213	0,87
iC5	0,0067	0.0068	1,49
nC5	0,0035	0.0035	0
SOMME	1	1	-

Les erreurs obtenues pour tous les paramètres sont inférieures à 4 %, ce qui indique que les données de sortie de la colonne simulée sont très proches des spécifications du fabricant. Avec très peu de différence due à des facteurs inconnus, ces résultats confirment l'efficacité de l'utilisation du modèle thermodynamique Peng-Robinson (PR) et la validation des simulations réalisées. Nous pouvons donc passer à l'étape suivante, qui est la simulation des paramètres réels.

V.10. Vérification du cas actuel:

V10.1 Paramètres du cas actuel :

Tableau V.5 : Paramètres de service.

Paramètre	Alimentation	Distillat	Résidu
T (C)	71	48	111
P (bar)	26	24,6	19,7
Débit (Kg mol/h)	2871	1848	1022
C1	0,0026	0	0
C2	0,0144	0,0094	0
C3	0,6249	0,9833	0,0029
iC4	0,1232	0,0069	0,3199
nC4	0,2303	0,0004	0,6637
iC5	0,0041	0	0,0123
nC5	0,0005	0	0,0012
SOMME	1	1	1

V102 Les résultats de la simulation :

Tableau V.6 : Résultats de simulation.

Paramètre	Distillat	Résidu
T (C)	48,96	109,6
P (kpas)	2500	2010
Débit (Kg mol/h)	1842	1028
C1	0,0040	0
C2	0,0224	0
C3	0,9731	0,0010
iC4	0,0004	0,3433
nC4	0	0,6428
iC5	0	0,0114
nC5	0	0,0014
SOMME	1	1

Les données relatives au cas actuel, ainsi que les résultats issus de sa simulation, ainsi que l'erreur relative obtenue à partir de la relation (V.1), sont synthétisées dans les tableaux suivants

- Distillat:

Tableau V.7 : calcul des erreurs en pourcentage du distillat dans le cas Actuel et Actuel simulé.

Paramètre	Actuel	actuel simulé	Erreur%
T (C)	48	48,96	2
P (bar)	24,6	25,00	1,62
Débit (Kgmol/h)	1848	1842	0,32
C1	0	0,0040	-
C2	0,0094	0,0224	-
C3	0,9833	0,9731	1,03
iC4	0,0069	0,0004	-
nC4	0,0004	0	-
iC5	0	0	-
nC5	0	0	-
SOMME	1	1	1

- Résidu

Tableau V.8 : calcul des erreurs en pourcentage du résidu dans le cas actuel et actuel simulé.

Paramètre	Actuel	actuel simulé	Erreur%
T (C)	111	109,6	1,71
P (bar)	19.7	2010	2,03
Débit (Kgmol/h)	1022	1028	0,58
C1	0	0	0,0000
C2	0	0	0,0000
C3	0,0029	0,0010	-
iC4	0,3199	0,3433	7,31
nC4	0,6637	0,6428	3,14
iC5	0,0123	0,0114	7,31
nC5	0,0012	0,0014	-
SOMME	1	1	1

Nous remarquons que les résultats de la simulation se rapprochent des données réelles d'exploitation de la tour. Cela confirme la validité de la simulation et renforce sa pertinence pour optimiser le débit de reflux pour différentes charges. Cela nous permet de maximiser l'efficacité de l'opération de la colonne tout en respectant les contraintes et les objectifs spécifiques. Par conséquent, nous pouvons passer à l'étape suivante, qui consiste à optimiser le débit de reflux de la colonne.

V.11. Optimisation du débit de reflux:

On fixe les débits volumiques des charges d'alimentation suivantes :

180m ³ /h	→	75%
210m ³ /h	→	87,5%
240m ³ /h	→	100%
264m ³ /h	→	110%
288m ³ /h	→	120%
336m ³ /h	→	140%

Et dans chaque charge on fait varier le débit de reflux de 400 jusqu'à 220 avec un pas 20 (m³/h).

❖ Nombre d'aérocondenseurs en service :

Nous allons calculer pour chaque taux de traitement le nombre « aérocondenseurs qu'il faudrait mettre en service en partant de 75 % à 140 % de taux de charge.

Chapitre V : Partie simulation

La capacité d'échange d'un aérocondenseur (moteur électrique) :
 Q_C (globale) = $21,5 \times 10^6$ (kcal/h) \longrightarrow pour 28 aéro.

Q_C (un aéro) = $7,6786 \times 10^5$ (kcal/h) \longrightarrow pour 1 aéro.

Donc le nombre d'aéros :

$$N_{\text{aéro}} = \frac{Q_C(\text{globale})}{Q_C(\text{Aéro})} \dots\dots\dots(V.2)$$

N aéro : le nombre d'aéros.

D : le débit de distillat.

W : le débit de résidu.

❖ **Qualité des produits finis :**

Q_C (Globale): la quantité de chaleur consommée par les aéros en (Kcal/h).

Q_C (Aéro): la quantité de chaleur consommée par un aéro en (Kcal/h).

❖ **Débit d'aspiration de la pompe de reflux ($F \text{ m}^3 / \text{h}$) :**

$$F = D + W \dots\dots\dots(V.3)$$

Avec $F \geq 370$ (m^3 / h).

F : le débit minimal de la pompe de reflux.

Les produits finis tels que le propane et le butane doivent respecter les normes du marché établies par la publication internationale NGPA (Natural Gas Processing Association). Cette publication définit les fractions maximales autorisées pour chaque composant dans les produits finaux (propane, butane). Les normes sont présentées dans le tableau suivant :

Tableau V.9 : Les normes de NGPA [1].

Les normes	La teneur (% molaire)
La teneur maximale de l'éthane dans le propane	4,8
La teneur maximale de butane dans le propane	2,2
La teneur maximale de propane dans le butane	25
La teneur maximale de pentane dans le butane	1,75
La teneur maximale de propane dans l'éthane	12

A noter que la SONATRACH exige des normes plus rigoureuses que celles de NGPA appeler les normes de NGP1/Z telles que :

Tableau V.10 : Les normes de NGP1/Z [1].

Les normes	La teneur (% molaire)
La teneur maximale de l'éthane dans le propane	2%
La teneur maximale de butane dans le propane	2.5%
La teneur maximale de propane dans le butane	25
La teneur maximale de pentane dans le butane	1,75
La teneur maximale de propane dans l'éthane	12

❖ **Les conditions pour le choix de R optimal :**

If faux que :

1. Le pourcentage molaire de C_3H_8 dans le distillat doit supérieur ou égal 96% (C_3 dans $D \geq 96\%$).
2. Le pourcentage molaire de C_4H_{10} dans le distillat doit inférieur ou égal 1% (C_4 dans $D \leq 1\%$).
3. Le pourcentage molaire de C_3H_8 dans le résidu doit inférieur ou égal 1% (C_3 dans $W \leq 1\%$).
4. Débit volumique d'aspiration de la pompe de reflux doit être supérieur ou égal à $370 \text{ m}^3/\text{h}$ ($F \geq 370 \text{ m}^3/\text{h}$), là dans le bon fonctionnement, et ne pas être inférieur a $350 \text{ m}^3/\text{h}$ ($F < 350 \text{ m}^3/\text{h}$).

Maintenant on va commencer à trouver le reflux optimal :

Chapitre V : Partie simulation

➤ Pour $L=180\text{m}^3/\text{h}$ → 75%

Tableau V.11 : Optimisation de débit de reflux à $L=180\text{m}^3/\text{h}$.

Débit de reflux	nombre des aeros	F(m/h)	C3(%) dans D	C4(%) dans D	C3(%) dans W	Qc(Kwatt)	Qreb(Kcal/h)
220	15	329,29	97,23	0,16	0,12	13464,44	$1,178 \times 10^7$
240	16	349,09	97,25	0,13	0,10	14273,26	$1,248 \times 10^7$
260	17	369,04	97,28	0,10	0,073	15086,56	$1,318 \times 10^7$
280	18	389,03	97,30	0,086	0,049	15901,93	$1,388 \times 10^7$
300	19	409,04	97,32	0,073	0,032	16718,26	$1,457 \times 10^7$
320	20	429,05	97,33	0,063	0,021	17535,07	$1,527 \times 10^7$
340	21	449,05	97,34	0,056	0,014	18352,13	$1,597 \times 10^7$
360	21	469,06	97,34	0,050	0,0094	19169,32	$1,667 \times 10^7$
380	22	489,07	97,34	0,045	0,0065	19986,59	$1,737 \times 10^7$
400	23	509,07	97,35	0,041	0,0045	20803,9	$1,807 \times 10^7$

Le reflux optimal dans cette charge est : **260 m³/h** car tous les conditions sont justifiées.

➤ Pour $L=210\text{m}^3/\text{h}$ → 87,5%

Tableau V.12 : Optimisation de débit de reflux à $L=210\text{m}^3/\text{h}$.

Débit de reflux	nombre des aéros	F(m ³ /h)	C3(%) dans D	C4(%) dans D	C3(%) dans w	Qc(Kwatte)	Qreb(Kcal/h)
220	16	347,77	96,10	0,222	1,280	14364,74	$1,256 \times 10^7$
240	17	366,48	96,95	0,190	0,407	15063,88	$1,319 \times 10^7$
260	18	385,94	97,11	0,156	0,237	15848,73	$1,387 \times 10^7$
280	19	405,73	97,18	0,126	0,164	16654,81	$1,457 \times 10^7$
300	20	425,63	97,24	0,106	0,108	17466,42	$1,526 \times 10^7$
320	20	445,57	97,28	0,090	0,069	18280,79	$1,596 \times 10^7$
340	21	465,51	97,30	0,078	0,045	19096,55	$1,665 \times 10^7$
360	22	485,46	97,32	0,068	0,029	19913,04	$1,735 \times 10^7$
380	23	505,40	97,33	0,061	0,019	20729,91	$1,805 \times 10^7$
400	24	525,34	97,33	0,055	0,013	21547	$1,875 \times 10^7$

Le reflux optimal dans cette charge est : **240 m³/h** car tous les conditions sont justifiées.

Chapitre V : Partie simulation

➤ Pour $L=240 \text{ m}^3/\text{h}$ → 100%

Tableau V.13 : Optimisation de débit de reflux à $L=240\text{m}^3/\text{h}$.

Débit de reflux	nombre des aéros	F(m^3/h)	C3(%) dans D	C4(%) dans D	C3(%) dans w	Qc(Kwatt)	Qreb(Kcal/h)
220	17	371,25	94,08	0,244	3,348	15464,46	$1,346 \times 10^7$
240	18	388,72	95,47	0,232	1,928	16053,73	$1,402 \times 10^7$
260	19	406,82	96,53	0,212	0,838	16700,66	$1,462 \times 10^7$
280	20	425,90	97,04	0,181	0,313	17433,74	$1,526 \times 10^7$
300	20	445,49	97,11	0,150	0,239	18228,58	$1,596 \times 10^7$
320	21	465,37	97,18	0,127	0,165	19034,09	$1,665 \times 10^7$
340	22	485,34	97,24	0,108	0,110	19845,28	$1,734 \times 10^7$
360	23	505,35	97,27	0,094	0,072	20659,27	$1,804 \times 10^7$
380	24	525,37	97,30	0,082	0,047	21474,74	$1,873 \times 10^7$
400	25	545,38	97,31	0,073	0,031	22291,02	$1,943 \times 10^7$

Le reflux optimal dans cette charge est : **260 m^3/h** car tous les conditions sont justifiées.

➤ Pour $L=264 \text{ m}^3/\text{h}$ → 110%

Tableau V.14 : Optimisation de débit de reflux à $L= 264\text{m}^3/\text{h}$.

Débit de reflux	nombre des aéros	F(m^3/h)	C3(%) dans D	C4(%) dans D	C3(%) dans w	Qc(Kwatt)	Qreb(Kcal/h)
220	18	387,95	92,51	0,250	4,96	16412,55	$1,421 \times 10^7$
240	19	404,99	93,96	0,244	3,47	16951,4	$1,475 \times 10^7$
260	20	422,41	95,23	0,234	2,17	17537,4	$1,531 \times 10^7$
280	20	440,33	96,28	0,218	1,09	18168,08	$1,590 \times 10^7$
300	21	459,06	96,91	0,193	0,445	18873,47	$1,653 \times 10^7$
320	22	478,43	97,07	0,165	0,280	19651,67	$1,720 \times 10^7$
340	23	498,15	97,15	0,139	0,202	20452,95	$1,790 \times 10^7$
360	24	518,02	97,21	0,119	0,138	21261,23	$1,859 \times 10^7$
380	25	537,95	97,25	0,104	0,092	22073,57	$1,928 \times 10^7$
400	26	557,88	97,28	0,092	0,061	22888,03	$1,998 \times 10^7$

Le reflux optimal dans cette charge est : **300 m^3/h** car tous les conditions sont justifiées.

Chapitre V : Partie simulation

➤ Pour $L=288 \text{ m}^3/\text{h}$ → 120%

Tableau V.15 : Optimisation de débit de reflux à $L= 288\text{m}^3/\text{h}$.

Débit de reflux	nombre des aéros	F(m^3/h)	C3(%) dans D	C4(%) dans D	C3(%) dans w	Qc(Kwatt)	Qreb(Kcal/h)
220	19	408,33	91,11	0,252	6,40	17387,51	$1,497 \times 10^7$
240	20	425,04	92,54	0,250	4,93	17901,74	$1,550 \times 10^7$
260	21	442,04	93,85	0,245	3,59	18444,04	$1,604 \times 10^7$
280	21	459,40	95,03	0,236	2,38	19024,11	$1,660 \times 10^7$
300	22	477,19	96,05	0,223	1,33	19643,39	$1,718 \times 10^7$
320	23	495,68	96,75	0,202	0,605	20323,06	$1,779 \times 10^7$
340	24	514,85	96,97	0,177	0,387	21083,86	$1,846 \times 10^7$
360	25	534,60	97,13	0,152	0,219	21872,39	$1,914 \times 10^7$
380	25	554,48	97,19	0,130	0,158	22678,17	$1,984 \times 10^7$
400	26	574,44	97,24	0,114	0,109	23488,6	$2,053 \times 10^7$

Le reflux optimal dans cette charge est : **320 m^3/h** car tous les conditions sont justifiées.

➤ Pour $L=336 \text{ m}^3/\text{h}$ → 140 %

Tableau V.16 : Optimisation de débit de reflux à $L=336\text{m}^3/\text{h}$.

Débit de reflux	nombre des aéros	F(m^3/h)	C3(%) dans D	C4(%) dans D	C3(%) dans w	Qc(Kwatt)	Qreb(Kcal/h)
220	22	446,14	88,86	0,253	8,72	19326,55	$1,648 \times 10^7$
240	22	462,58	90,12	0,252	7,42	19847,38	$1,702 \times 10^7$
260	23	479,14	91,35	0,251	6,16	20365,38	$1,756 \times 10^7$
280	23	495,87	92,54	0,249	4,94	20886,06	$1,809 \times 10^7$
300	24	512,85	93,67	0,245	3,78	21425,5	$1,862 \times 10^7$
320	25	530,14	94,71	0,239	2,71	21996,94	$1,918 \times 10^7$
340	25	547,75	95,64	0,229	1,75	22601,85	$1,975 \times 10^7$
360	26	565,84	96,40	0,215	0,972	23246,35	$2,034 \times 10^7$
380	27	584,64	96,88	0,195	0,479	23953,99	$2,097 \times 10^7$
400	28	603,93	96,97	0,170	0,383	24730,95	$2,166 \times 10^7$

Le reflux optimal dans cette charge est : **360 m^3/h** car tous les conditions sont justifiées.

V.11.1. L'influence du débit de reflux sur le distillat et résidu:

Dans le tableau suivant on donne les valeurs des débits de distillat et de résidu correspondent aux différentes charges.

Tableau V.17 : Débits de distillat et de résidu calculés par le logiciel HYSYS.

Traitement		Distillat (m ³ /h)	Résidu (m ³ /h) (m ³ /h)
(m ³ /h)	(%)		
180	75	108,4	71,19
210	87,5	126,6	82,99
240	100	144,7	94,78
264	110	159,2	104,2
288	120	173,8	113,6
336	140	203,2	132,1

Les résultats obtenus par la simulation sont représentés dans la figure suivante :

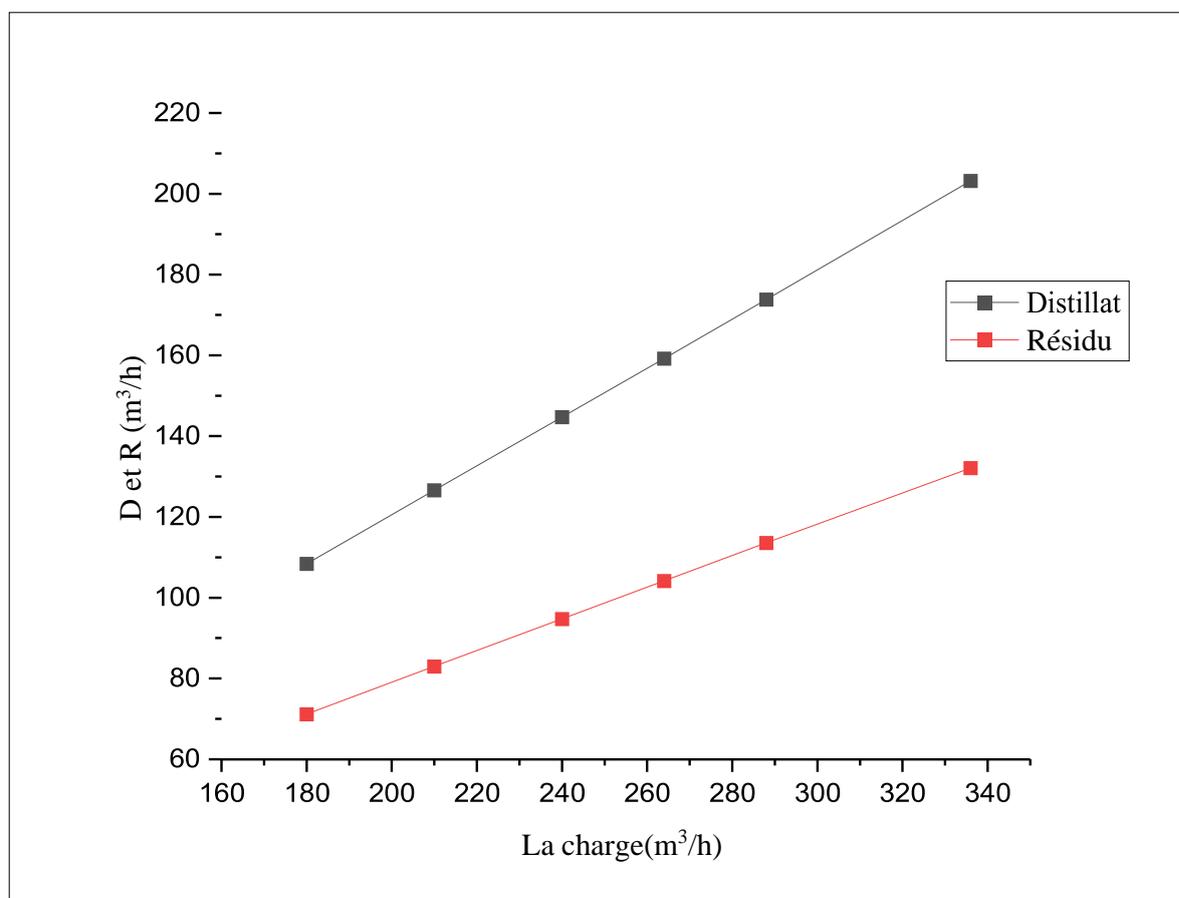


Figure V.3 : Débits de distillat et de résidu en fonction de l'alimentation.

Nous avons observé que les débits de distillat et de résidu augmentaient de manière proportionnelle avec l'augmentation du débit de la charge.

Cela est principalement dû à deux facteurs :

1. Distribution des composants : Lorsque le débit de la charge augmente, les différents composants de la charge sont également présents en plus grande quantité. Comme la distillation est un processus de séparation basé sur les différences de volatilité des composants, une augmentation du débit de la charge entraîne généralement une augmentation proportionnelle des débits de distillat et de résidu.

2. Équilibre liquide-vapeur : L'augmentation du débit de la charge peut affecter l'équilibre liquide-vapeur dans la colonne de distillation. Une augmentation du débit de la charge peut conduire à une augmentation de la vaporisation des composants plus volatils, ce qui se traduit par une augmentation du débit de distillat. De même, les composants moins volatils tendent à être davantage présents dans le résidu, augmentant ainsi son débit.

V.11.2 Influence du taux de charge sur la consommation d'énergie à reflux fixe :

V.11.2.1. L'énergie consommée au niveau de l'aérocondenseur:

En utilisant le logiciel HYSYS, les données sur la consommation d'énergie au niveau de l'aéroréfrigérant sont présentées dans le tableau suivant pour un débit de reflux fixé à 400 m³/h et différents taux de charge :

Tableau V.18 : Energies d'aéroréfrigérant consommées à débit de reflux fixe.

Traitement		Reflux (m ³ /h)	Energie d'aéro Qc(kwatt)
(m ³ /h)	(%)		
180	75	400	20803,9
210	87,5	400	21547
240	100	400	22291,02
264	110	400	22888,03
288	120	400	23488,6
336	140	400	24730,95

Les résultats obtenus à partir des calculs sont représentés dans la figure suivante:

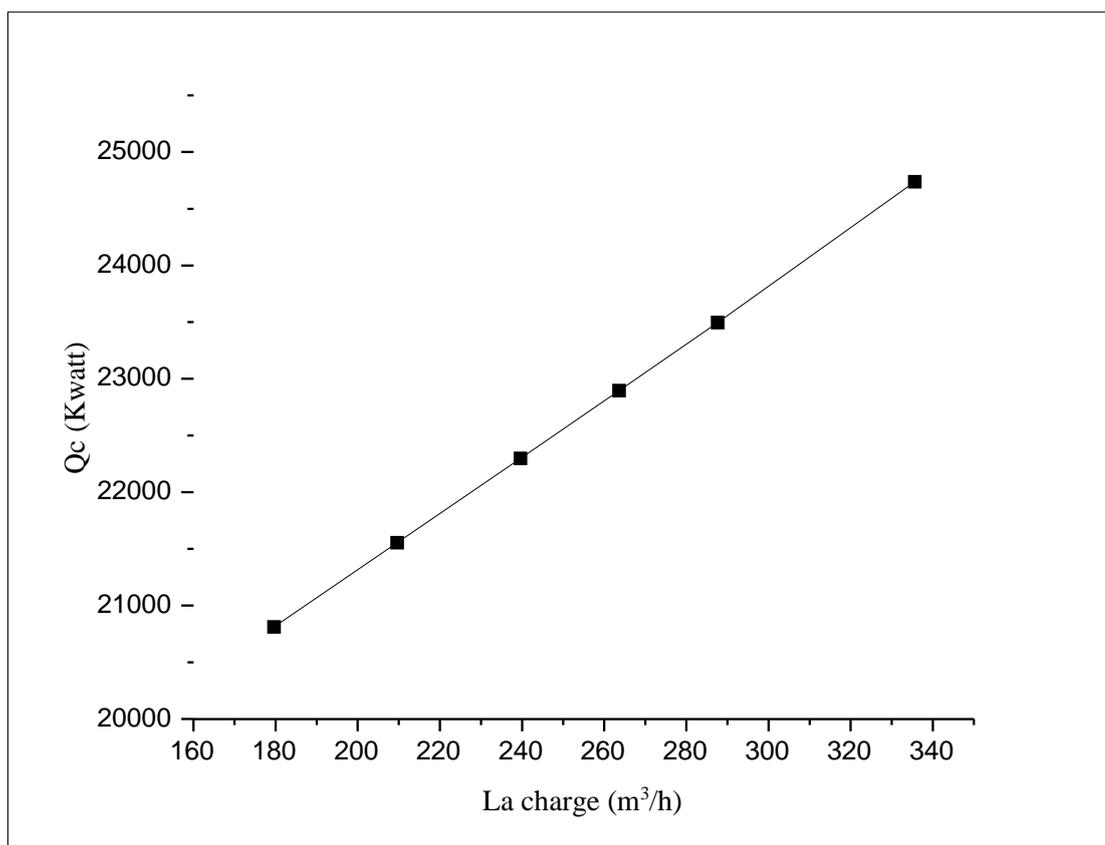


Figure V.4 : Variation de l'énergie d'aéros à reflux fixe.

Les résultats indiquent que la consommation d'énergie au niveau des aérocondenseurs est proportionnelle à l'augmentation du taux de charge en raison de l'utilisation d'un reflux fixe en tête de colonne. L'utilisation d'un reflux fixe en tête de colonne signifie qu'une quantité spécifique de liquide est renvoyée du ballon de reflux vers le sommet de la colonne pour fournir la chaleur nécessaire à la condensation du butane et du pentane. Lorsque le taux de charge augmente, la quantité de vapeurs à condenser augmente également, ce qui nécessite une plus grande capacité de condensation et par conséquent, une consommation d'énergie accrue au niveau des aérocondenseurs.

V.11.2.2. L'énergie consommée au niveau du rebouilleur:

En utilisant le logiciel HYSYS, les données sur la consommation d'énergie au niveau du rebouilleur sont présentées dans le tableau suivant pour un débit de reflux fixé à 400 m³/h et différents taux de charge :

Tableau V.19 : Energies consommées au niveau du rebouilleur à débit de reflux fixe.

Traitement		Reflux (m ³ /h)	Energie de rebouilleur Q _{reb} (kcal/h)
(m ³ /h)	(%)		
180	75	400	1,807×10 ⁷
210	87,5	400	1,875×10 ⁷
240	100	400	1,943×10 ⁷
264	110	400	1,998×10 ⁷
288	120	400	2,053×10 ⁷
336	140	400	2,166×10 ⁷

Les résultats obtenus à partir des calculs sont représentés dans la figure suivante:

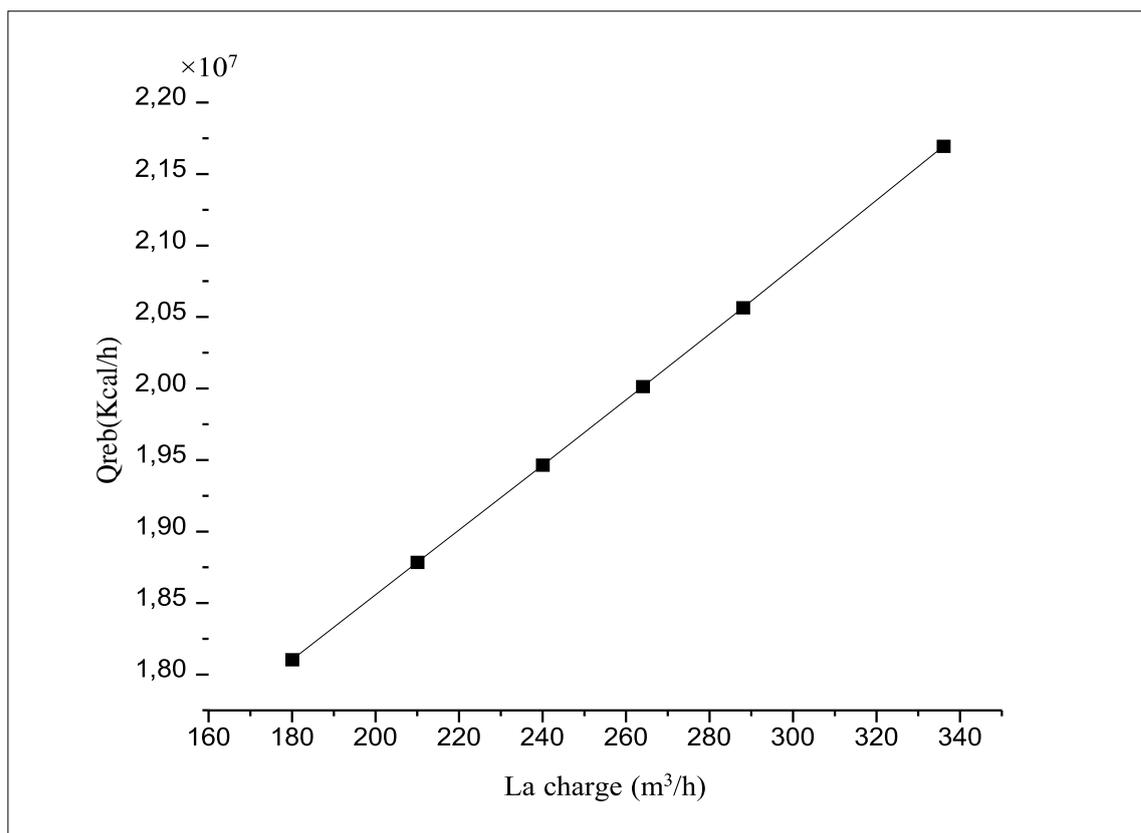


Figure V.5 : Variation de l'énergie de rebouilleur à reflux constant.

Les résultats montrent que la consommation d'énergie au niveau du rebouilleur est fortement proportionnelle à l'augmentation du taux de charge en raison de l'utilisation d'un reflux fixe en tête de colonne. Dans un système de distillation avec un reflux fixe, une quantité déterminée de liquide est renvoyée du ballon de reflux vers le sommet de la colonne, créant

ainsi le reflux. Ce reflux est utilisé pour la condensation du butane et du pentane, mais il condense également une partie du propane. Lorsque le taux de charge augmente, davantage de propane se retrouve au fond de la colonne, ce qui nécessite une augmentation de la chaleur fournie par le rebouilleur pour vaporiser le propane.

V.11.2.3. Nombre d'aérocondenseurs en service:

Le nombre d'aérocondenseurs utilisés pour la condensation des vapeurs en tête de colonne de fractionnement dépend du débit de reflux.

Tableau V.20 : Nombre d'aéros pour débit de reflux constant (400 m³/h).

Traitement		Reflux (m ³ /h)	Nombre d'aéro
(m ³ /h)	(%)		
180	75	400	23
210	87,5	400	24
240	100	400	25
264	110	400	26
288	120	400	26
336	140	400	28

Nous avons observé que le nombre d'aérocondenseurs en service augmente avec l'augmentation de la charge. Cette observation suggère qu'il est nécessaire d'augmenter le nombre d'aérocondenseurs en fonctionnement pour gérer la charge thermique accrue due à une augmentation de la charge.

L'aérocondenseur joue un rôle essentiel dans la condensation des vapeurs générées lors du processus de distillation. Lorsque la charge augmente, une plus grande quantité de vapeurs doit être condensée pour assurer une séparation efficace.

En augmentant le nombre d'aérocondenseurs en service, on augmente la capacité de condensation globale du système. Cela permet de gérer la charge thermique accrue et de maintenir des conditions de fonctionnement optimales pour la distillation.

V.11.3. L'influence du taux de charge sur la consommation d'énergie à reflux optimisé:

V.11.3.1. L'énergie consommée au niveau d'aérocondenseurs:

L'énergie consommée au niveau des aérocondenseurs, avec un débit de reflux optimisé, a été calculée pour différents taux de charge. Les résultats sont présentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau V.21 : Energies d'aéroréfrigérant consommées à débit de reflux optimisé.

Traitement		Débit de Reflux Optimisé (m ³ /h)	Energie d'aéro Q _c (kwatt)
(m ³ /h)	(%)		
180	75	260	15086,56
210	87,5	240	15063,88
240	100	260	16700,66
264	110	300	18873,47
288	120	320	20323,06
336	140	360	23246,35

Les résultats obtenus à partir des calculs sont représentés dans la figure suivante :

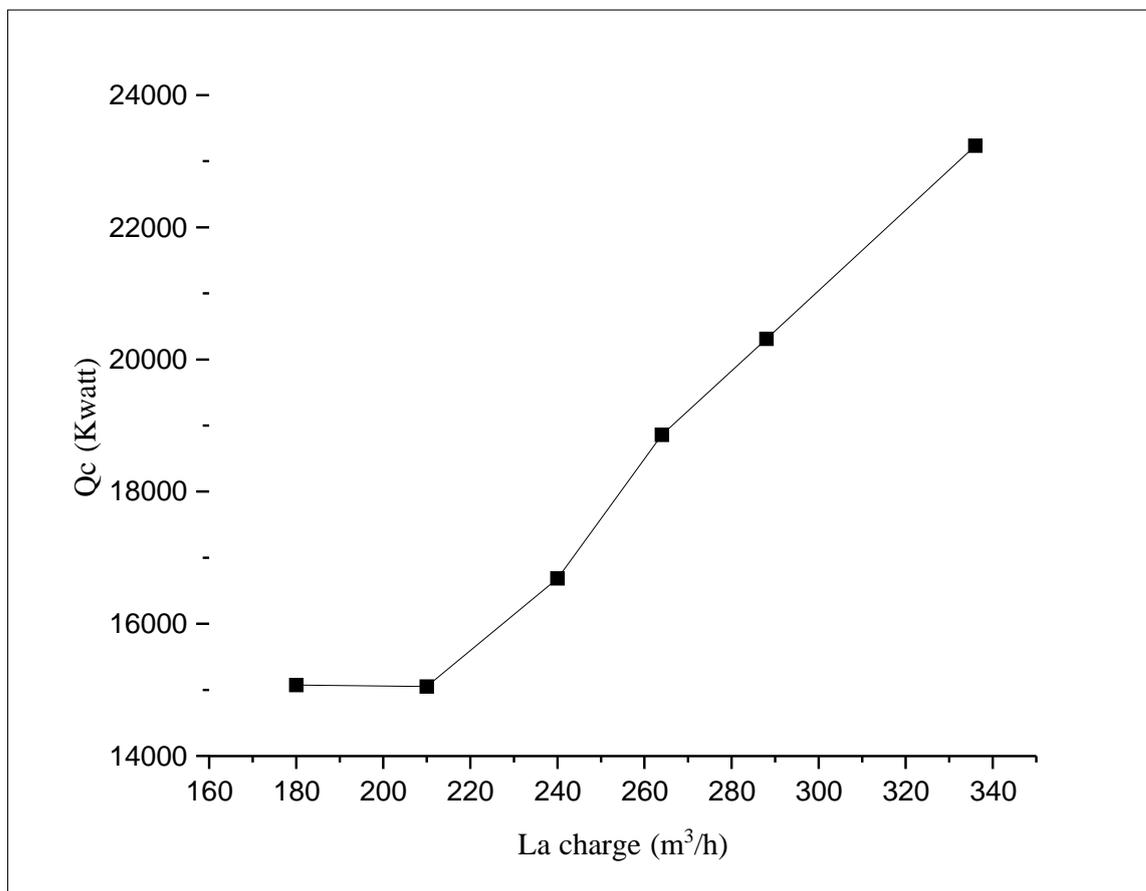


Figure V.6 : Variation de l'énergie d'aéros à reflux optimisé.

Les résultats confirment que l'énergie consommée au niveau d'aérocondenseur est augmentée avec l'augmentation du débit de reflux optimisé. Car il existe une relation proportionnelle entre le débit de reflux et la consommation d'énergie au niveau d'aérocondenseur.

V.11.3.2. L'énergie consommée au niveau du rebouilleur:

Energie de rebouilleur à débit de reflux optimisé calculée par le logiciel HYSYS est donnée en fonction du taux de reflux dans le tableau suivant :

Tableau V.22 : Energies de rebouilleur consommé à débit de reflux optimisé.

Traitement		Débit de Reflux Optimisé (m ³ /h)	Energie de rebouilleur Q _{reb} (kcal/h)
(m ³ /h)	(%)		
180	75	260	1,318×10 ⁷
210	87,5	240	1,319×10 ⁷
240	100	260	1,462×10 ⁷
264	110	300	1,653×10 ⁷
288	120	320	1,779×10 ⁷
336	140	360	2,034×10 ⁷

Les résultats obtenus à partir des calculs sont représentés dans la figure suivante :

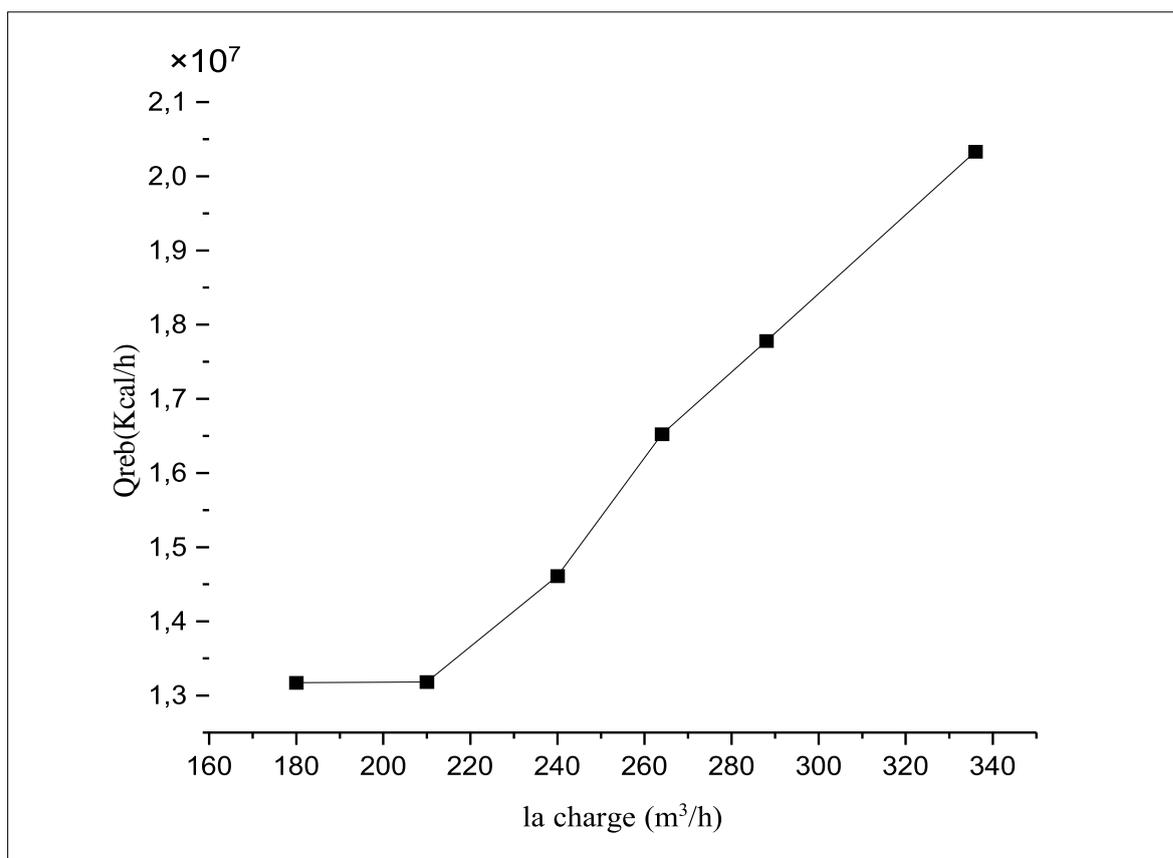


Figure V.7 : Variation de l'énergie de rebouilleur à reflux optimisé.

Nous avons observé que l'énergie consommée au niveau du rebouilleur augmente avec l'augmentation du débit de reflux optimisé, car il existe une relation proportionnelle entre le

débit de reflux et la consommation d'énergie au niveau du rebouilleur.

V.11.3.3. Nombre d'aérocondenseurs en service à débit de reflux optimisé:

Tableau V.23 : Nombre d'aéros à débit de reflux optimisé.

Traitement		Débit de Reflux Optimisé (m ³ /h)	Nombre des aéro
(m ³ /h)	(%)		
180	75	260	16
210	87,5	240	17
240	100	260	18
264	110	300	21
288	120	320	22
336	140	360	26

Nous avons observé remarqué que le nombre d'aérocondenseurs en service augmente avec l'augmentation de la charge et du débit de reflux optimisé, passant de 16 à 26.

Nous avons observé que l'optimisation du taux de reflux permet de réduire le nombre d'aérocondenseurs nécessaires pour assurer le fonctionnement de la colonne de distillation (V-X101) avec le même taux de charge. Cette observation suggère que l'ajustement du taux de reflux peut contribuer à une utilisation plus efficace des aérocondenseurs.

Lorsque le taux de reflux est optimisé, cela signifie généralement que la quantité de reflux renvoyée vers le sommet de la colonne est ajustée pour atteindre les objectifs de séparation souhaités tout en minimisant la charge thermique sur les aérocondenseurs. Cela permet de réduire le nombre d'aérocondenseurs nécessaires pour maintenir des performances de distillation adéquates.

En utilisant un nombre réduit d'aérocondenseurs, vous pouvez potentiellement réaliser des économies en termes de coûts d'investissement et de consommation d'énergie associés aux aérocondenseurs supplémentaires.

V.12. Comparaison entre l'énergie consommée au niveau de l'aéro à reflux fixe et celle consommée à reflux optimisé:

La consommation énergétique de l'aérocondenseur a été déterminée pour des débits de charge variables, à la fois pour le cas du débit de reflux fixe et pour le cas du débit de reflux optimal. Les données obtenues sont regroupées dans le tableau suivant :

Tableau V.24 : Comparaison entre l'énergie d'aéro actuelle et optimisée.

Traitement		Energie d'aéro actuelle Q_c(kwatt)	Energie d'aéro Optimisé Q_c(kwatt)
(m^3/h)	(%)		
180	75	20803,9	15086,56
210	87,5	21547	15063,88
240	100	22291,02	16700,66
264	110	22888,03	18873,47
288	120	23488,6	20323,06
336	140	24730,95	23246,35

La représentation graphique des résultats dans la figure ci-dessous :

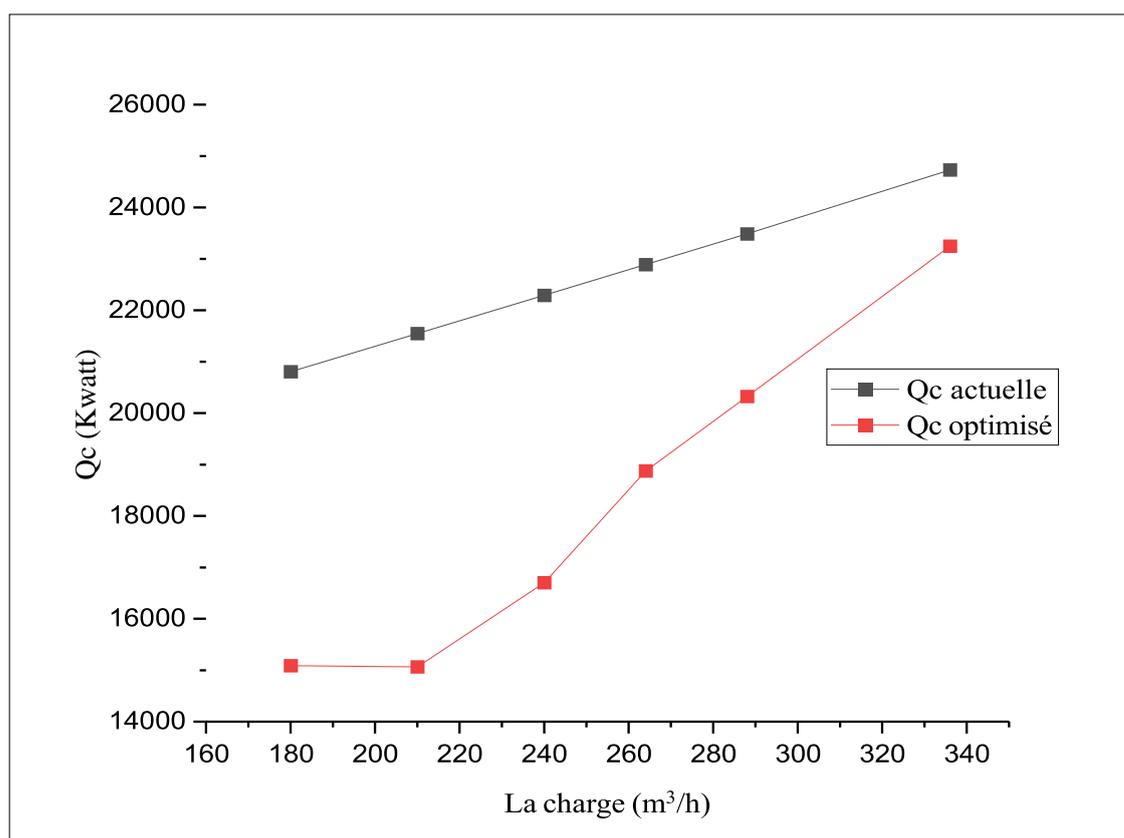


Figure V.8 : Variation de l'énergie d'aéros en fonction de la charge.

À partir des résultats obtenus, on remarque que l'énergie consommée au niveau des condenseurs est inférieure lorsque le taux de reflux est optimisé par rapport à un taux de reflux de $400 m^3/h$. Cela correspond approximativement à un débit de charge de $336 m^3/h$, ce qui équivaut à un taux de charge de 140 %.

L'optimisation du taux de reflux nous a permis d'ajuster la quantité de reflux renvoyée vers le sommet de la colonne de manière à atteindre les objectifs de séparation

souhaités tout en minimisant la consommation d'énergie. En ajustant le taux de reflux de manière appropriée, nous avons pu réduire la charge thermique sur les condenseurs, ce qui s'est traduit par une consommation d'énergie moindre.

V.13. Comparaison entre l'énergie consommée au niveau de rebouilleur à reflux fixe et celle consommée à reflux optimisé :

Les résultats obtenus pour la consommation d'énergie au niveau du rebouilleur sont les suivants :

Tableau V.25 : Comparaisons entre l'énergie de rebouilleur pour le cas actuel et optimisé.

Traitement		Energie de rebouilleur actuelle $Q_{reb}(kcal/h)$	Energie de rebouilleur optimisé $Q_{reb}(kcal/h)$
(m^3/h)	(%)		
180	75	$1,807 \times 10^7$	$1,318 \times 10^7$
210	87,5	$1,875 \times 10^7$	$1,319 \times 10^7$
240	100	$1,943 \times 10^7$	$1,462 \times 10^7$
264	110	$1,998 \times 10^7$	$1,653 \times 10^7$
288	120	$2,053 \times 10^7$	$1,779 \times 10^7$
336	140	$2,166 \times 10^7$	$2,034 \times 10^7$

Dans la figure suivante, on représente ces résultats :

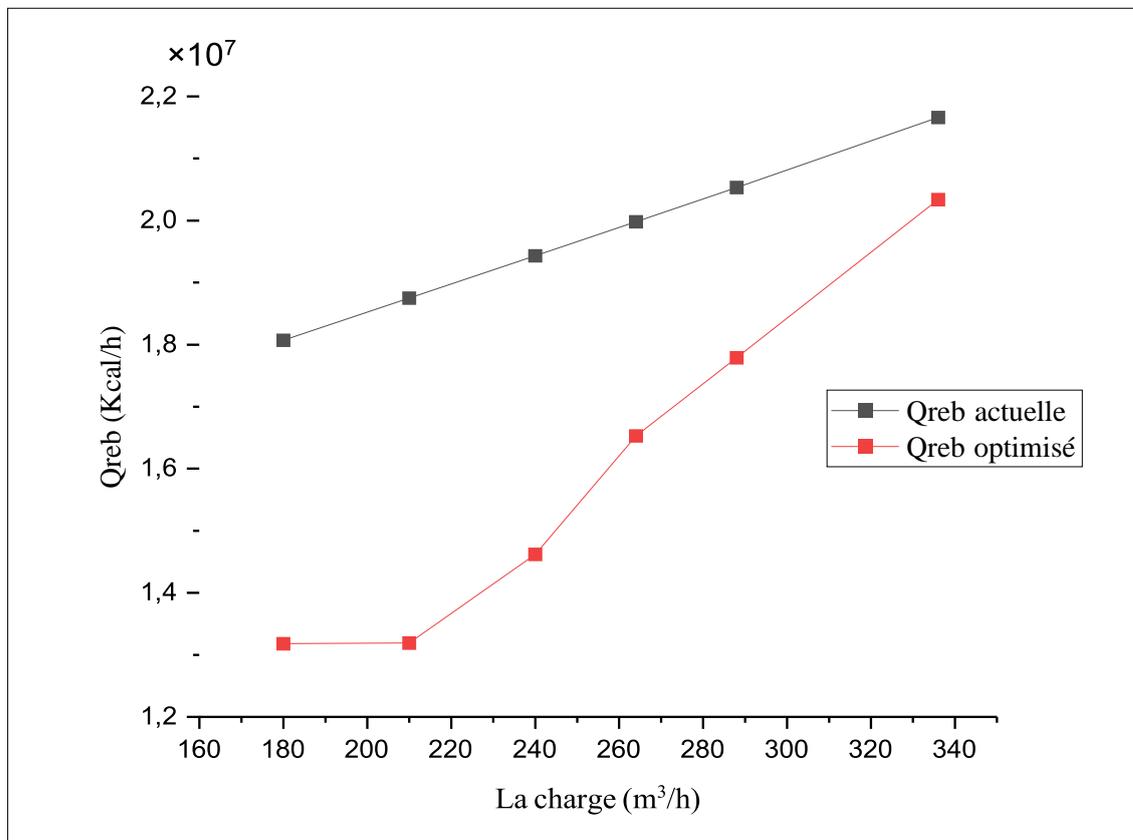


Figure IV.9 : Variation de l'énergie de rebouilleur en fonction de la charge.

Chapitre V : Partie simulation

Nous avons remarqué que, pour chaque débit de charge, l'énergie consommée par le rebouilleur est inférieure lorsque nous utilisons un reflux optimisé par rapport à un reflux fixe de 400 m³/h. Cette observation met en évidence les avantages importants de l'optimisation du taux de reflux en termes d'économies d'énergie.

En réduisant la quantité de reflux nécessaire pour obtenir une séparation adéquate, l'optimisation du taux de reflux permet de réduire la charge thermique sur le rebouilleur, ce qui se traduit par une consommation d'énergie moindre.

Ces économies d'énergie peuvent être très significatives, car une réduction de la consommation d'énergie du rebouilleur peut avoir un impact important sur les coûts d'exploitation et contribuer à une meilleure efficacité globale du processus de distillation.

Enfin, nous pouvons résumer tous les résultats obtenus dans le tableau suivant

Tableau V.26 : résumer tous les résultats obtenus.

Traitement		Débit du reflux (m ³ /h)		Energie d'aéro Q _c (kwatt)		Energie de rebouilleur Q _{reb} (kcal/h) (×10 ⁷)		Nombre des aéro	
Débit(m ³ /h)	(%)	Act	Opt	Act	Opt	Act	Opt	Act	Opt
180	75	400	260	20803,9	15086,56	1,807	1,318	23	16
210	87,5	400	240	21547	15063,88	1,875	1,319	24	17
240	100	400	260	22291,02	16700,66	1,943	1,462	25	18
264	110	400	300	22888,03	18873,47	1,998	1,653	26	21
288	120	400	320	23488,6	20323,06	2,053	1,779	26	22
336	140	400	360	24730,95	23246,35	2,166	2,034	28	26

Ce tableau présente les résultats obtenus pour différents débits de charge avec le taux de reflux fixe et optimisé. Les valeurs d'énergie consommée au niveau du rebouilleur sont indiquées (Kcal/h) et des aérocondenseurs sont indiquées en kilowatts (kW), et le nombre d'aérocondenseurs en service est également mentionné.

Conclusion :

Les résultats de la simulation confirment la validité de l'utilisation du modèle thermodynamique pour prédire avec précision les caractéristiques de la colonne de distillation. De plus, les résultats obtenus à partir de l'optimisation du taux de reflux dans le système de distillation indiquent les avantages suivants :

1. L'optimisation du taux de reflux permet de réduire la consommation d'énergie au niveau du rebouilleur par rapport à un reflux fixe de 400 m³/h, ce qui conduit à des gains énergétiques significatifs.

2. L'énergie consommée au niveau des aérocondenseurs augmente proportionnellement avec l'augmentation du débit de reflux optimisé.

3. L'optimisation du taux de reflux peut réduire le nombre d'aérocondenseurs nécessaires pour assurer le fonctionnement de la colonne de distillation, ce qui a des implications positives

sur les coûts d'investissement et d'exploitation.

En utilisant ces résultats, nous pouvons prendre des décisions éclairées pour optimiser l'efficacité énergétique de notre système de distillation, réduire les coûts opérationnels et améliorer les performances globales.



CHAPITRE VI



VI.1. Introduction:

Après avoir évalué la consommation d'énergie calorifique au niveau des rebouilleurs et des aérocondenseurs en fonction de la variation de la charge et du débit de reflux, il est considéré comme nécessaire de mener une étude sur les gains énergétiques.

L'objectif de cette étude est de déterminer la quantité d'énergie qui a été gagnée dans la situation actuelle et d'évaluer le potentiel d'optimisation.

VI.2. Calcul du gain d'énergie :

Afin de montrer l'intérêt de l'optimisation du débit de reflux, nous allons calculer le gain en énergie en utilisant la relation suivante :

$$\text{Le gain énergétique} = Q_{\text{reflux actuelle}} - Q_{\text{reflux optimisé}} \dots\dots\dots (VI.1)$$

VI.2.1. Le gain énergétique dans les aérocondenseurs :

L'énergie consommée actuellement à un débit de reflux de l'ordre de 400 m³/h ainsi que l'énergie consommée à près l'optimisation du débit de reflux déterminées par HYSYS à plusieurs taux de charge sont regroupées dans le tableau suivant :

Tableau VI.1 : Gain énergétique dans les aérocondenseurs.

Traitement %	Energie actuelle en (kwatt)	Energie optimisée en (kwatt)	Gain Energétique en (kwatt)
75	20803,9	15086,56	5717,34
87,5	21547	15063,88	6483,12
100	22291,02	16700,66	5590,36
110	22888,03	18873,47	4014,56
120	23488,6	20323,06	3165,54
140	24730,95	23246,35	1484,6

Le gain énergétique dans les aérocondenseurs varie avec le taux de traitement suivent la représentation graphique :

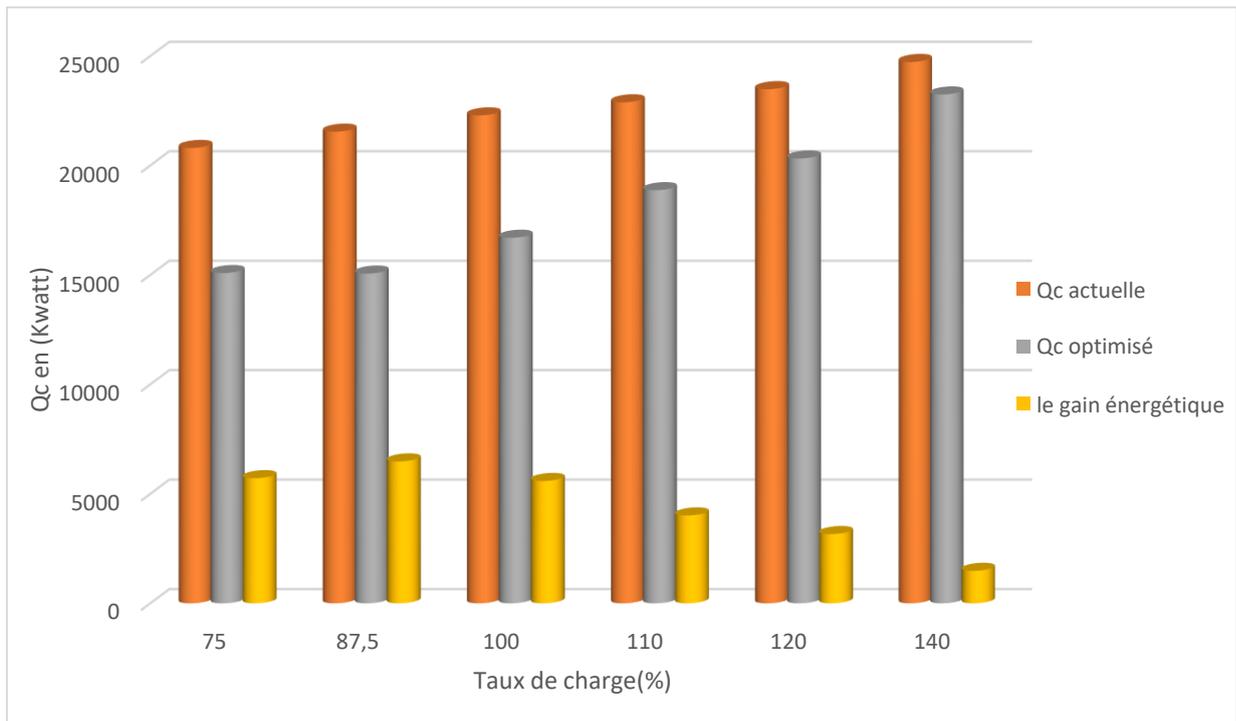


Figure VI.1 : l'énergie consommée au niveau des aérocondenseurs dans le cas actuel et optimisée et leur gain en fonction de taux de charge.

On remarque que l'utilisation d'un débit de reflux optimal nous permet d'avoir un gain énergétique important lorsque le taux de charge devient faible.

VI.2.2. Estimation du coût énergétique des aérocondenseurs:

Sachant que le coût d'électricité par jour peut être calculé par la relation suivante :

$$Q_{\text{électricité par heure}} = \text{Gain énergétique} \times \text{Prix (DA)} \dots\dots\dots (VI.2)$$

$$\text{Cout d'électricité par jour} = Q_{\text{électricité}} \times 24 \dots\dots\dots (VI.2)$$

Tandis que le coût d'électricité par année est donné par la relation :

$$\text{Cout d'électricité par année} = Q_{\text{électricité par jour}} \times 335 \dots\dots\dots (VI.3)$$

L'estimation du coût est calculée pour plusieurs taux de charge et les résultats obtenus sont les suivants avec le prix 1 kWh = 1,6645 DA [SONELGAZ]:

Chapitre VI : Calculs du gain énergétique

Tableau VI. 2 : Estimation du coût au niveau des aéros « en DA ».

Traitement %	Gain énergétique des aéros (kwatt)	Estimation du coût par h (DA)	Estimation du coût par J (DA)	Estimation du coût en année (DA)
75	5717,34	9516,512	228396,3	76512760
87,5	6483,12	10791,15	258987,7	86760872
100	5590,36	9305,154	223323,7	74813440
110	4014,56	6682,235	160373,6	53725170
120	3165,54	5269,041	126457	42363092
140	1484,6	2471,117	59306,8	19867778

Le gain d'énergie électrique varie avec le taux de traitement suivent la représentation graphique :

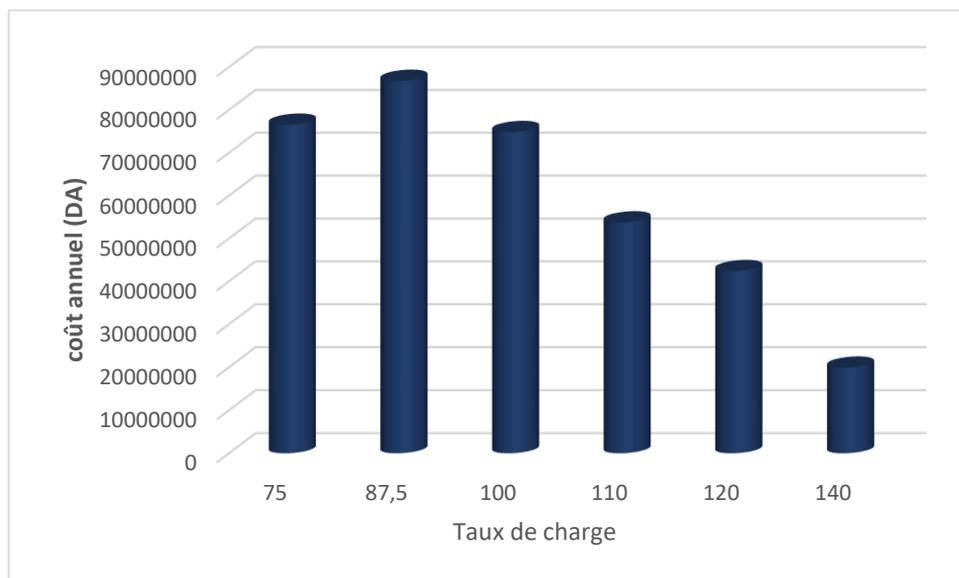


Figure VI.2 : Coût d'énergie consommée en fonction de la charge.

En analysant les résultats, nous sommes remarquer que l'utilisation d'un taux de reflux fixe de 400 m³/h entraîne une consommation d'énergie électrique supplémentaire non justifiée, ce qui se traduit par un surcoût estimé entre 76,5 et 19,8 millions DA/an. Ce coût supplémentaire est maximal lorsque le taux de charge est faible, notamment aux niveaux de 62,5 % et 75 %.

Il est important de souligner que le débit de reflux de 400 m³/h est considéré comme optimal pour un taux de traitement de 140 %. Cependant, lorsque le taux de charge est inférieur à ce niveau, l'utilisation de ce taux de reflux fixe entraîne une surconsommation d'énergie, ce qui se traduit par des coûts supplémentaires.

Chapitre VI : Calculs du gain énergétique

Ce qui nous a poussés à ressentir le besoin d'optimiser le taux de reflux est la nécessité de l'ajuster en fonction du taux de charge réel plutôt que de se fier à un taux fixe. En ajustant le taux de reflux en fonction des conditions opérationnelles spécifiques, nous avons pu réduire la consommation d'énergie et minimiser les coûts supplémentaires associés.

VI.2.3. Le gain de nombre aérocondenseurs :

Pour avoir le nombre d'aérocondenseur qu'on va les gagner, nous allons calculer le gain avant et après l'optimisation par la relation suivante :

$$\text{Le gain d'aéro} = N_{\text{avant}} - N_{\text{après}} \dots\dots\dots (VI.4)$$

N_{avant} : nombre d'aéro avant l'optimisation

$N_{\text{après}}$: nombre d'aéro après l'optimisation

Le tableau ci-dessous présente le nombre actuel d'aérocondenseurs pour un débit fixe de 400 m³/h, ainsi que le nombre d'aérocondenseurs nécessaire pour un débit de reflux optimisé pour différents taux de charge :

Le nombre d'aéro gagné sont représenté dans la figure suivante :

Tableau VI.3 : calcul de nombre d'aérocondenseur gagné

Traitement %	Nombre d'aéro à un reflux fixe	Nombre d'aéro a un reflux optimal	Le nombre d'aéro gagné
75	23	16	7
87,5	24	17	7
100	25	18	7
110	26	21	5
120	26	22	4
140	28	26	2

Nous avons observé qu'en effectuant une optimisation du système, notamment en ajustant le taux de reflux en fonction du taux de traitement, une économie significative en termes d'aérocondenseurs peut être réalisée. Nous mentionnons qu'il est possible d'économiser jusqu'à 7 aérocondenseurs grâce à cette approche, surtout lorsque le taux de traitement diminue.

En optimisant le taux de reflux en fonction du taux de traitement, nous avons possible à réduire la quantité de chaleur à dissiper, ce qui entraîne une diminution du nombre d'aérocondenseurs nécessaires. Cette réduction peut se traduire par des économies significatives en termes de coûts d'exploitation liés aux aérocondenseurs

VI.2.4. Gain énergétique dans le rebouilleur :

VI.2.4.1. Calcul du gain d'énergie :

Rappelant que le gain énergétique est déterminé par la relation (VI.1) :

A l'aide du simulateur HYSYS, nous avons estimé l'énergie fournie par le rebouilleur pour déférente taux de charge, les résultats sont regroupés dans le tableau suivant :

Chapitre VI : Calculs du gain énergétique

Tableau VI.4 : Gain énergétique dans les rebouilleurs.

Traitement %	Energie actuelle en (kcal/h)	Energie optimisée en (kcal/h)	Gain Energétique en (kcal/h)
75	$1,807 \times 10^7$	$1,318 \times 10^7$	$0,489 \times 10^7$
87,5	$1,875 \times 10^7$	$1,319 \times 10^7$	$0,556 \times 10^7$
100	$1,943 \times 10^7$	$1,462 \times 10^7$	$0,481 \times 10^7$
110	$1,998 \times 10^7$	$1,653 \times 10^7$	$0,345 \times 10^7$
120	$2,053 \times 10^7$	$1,779 \times 10^7$	$0,274 \times 10^7$
140	$2,166 \times 10^7$	$2,034 \times 10^7$	$0,132 \times 10^7$

Le gain énergétique dans le rebouilleur varie avec le taux de traitement sont représenté dans les colonnes suivante :

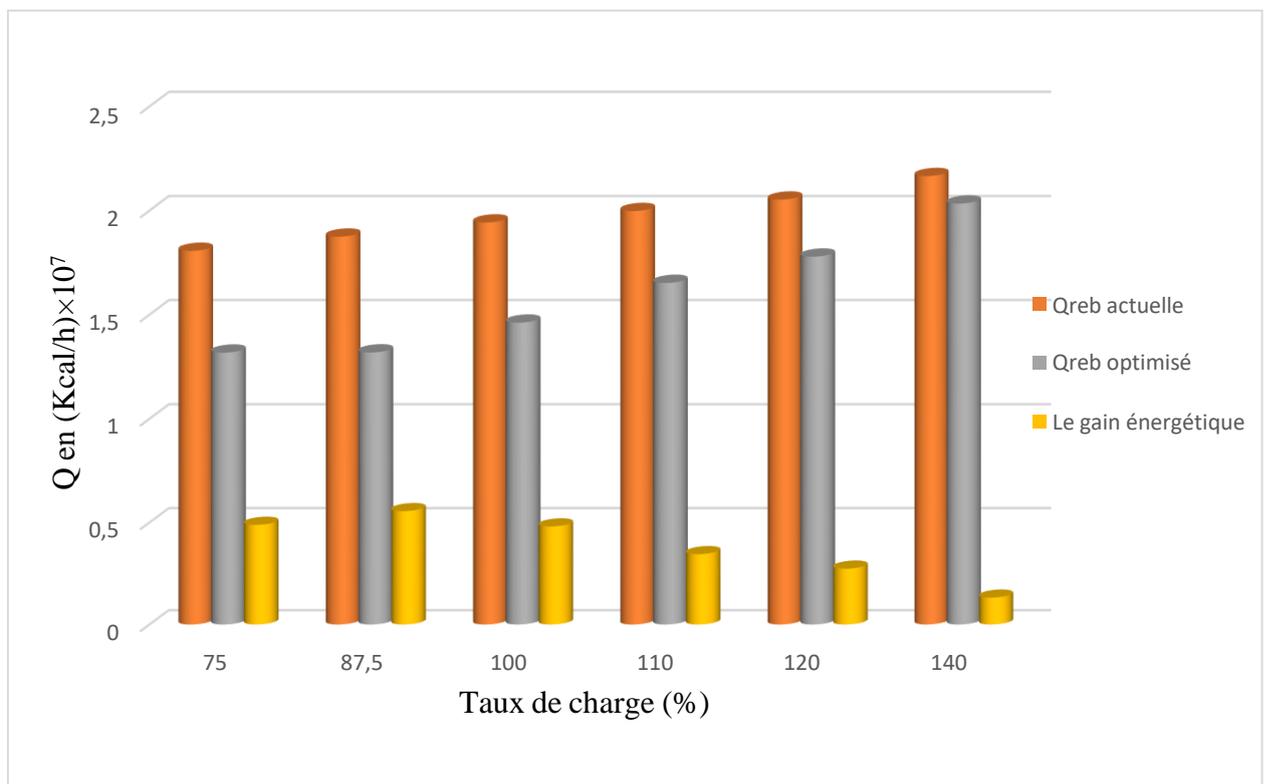


Figure VI.3 : l'énergie consommée au niveau de rebouilleur dans le cas actuel et optimisée et leur gain en fonction de taux de charge.

Les résultats obtenus grâce à la simulation avec le logiciel HYSYS sont clairs quant à l'impact de l'utilisation d'un taux de reflux fixe de 400 m³/h. Ils révèlent une augmentation des coûts liés à la consommation d'énergie dans les rebouilleurs, en particulier dans les cas où le taux de charge est inférieur à 140 %.

L'optimisation du débit des effluents en fonction du débit de traitement a permis de réduire les coûts associés à la consommation d'énergie du rebouilleur et d'améliorer l'efficacité énergétique globale du système.

Chapitre VI : Calculs du gain énergétique

Nous sommes important de noter que le débit de reflux de 400 m³/h peut être approprié pour un taux de traitement de 140 %. Cependant, lorsque le taux de charge est différent, une consommation d'énergie excessive est constatée. Cela indique clairement la nécessité d'optimiser le débit de reflux afin de réduire cette consommation d'énergie excessive.

VI.2.4.2. Estimation du coût énergétique du gaz naturel:

Pour déterminer le gain énergétique du gaz naturel, il est nécessaire d'obtenir des informations supplémentaires, telles que la composition spécifique du gaz naturel et les données de conversion énergétique. La quantité d'énergie contenue dans un volume donné de gaz naturel dépend de sa composition, exprimée en pourcentage de différents composants tels que le méthane, l'éthane, le propane, etc. De plus, les valeurs de conversion énergétique telles que le pouvoir calorifique inférieur (PCI) sont nécessaires pour calculer l'énergie contenue dans le gaz naturel.

Tableau VI.5 : Composition du gaz naturel.

Constituants	Composition (Mole%)
N ₂	0,049
CO ₂	0,002
C ₁	0,830
C ₂	0,078
C ₃	0,002
iC ₄	0,005
nC ₄	0,005
iC ₅	0,005
nC ₅	0,005
C ₆	0,001
Total	1

Donné: PCI (GN) = 235559,36 kcal /Nm³

Chapitre VI : Calculs du gain énergétique

Tableau VI.6 : Calcul de gain énergétique par unité « Nm³/h ».

Traitement %	Gain (Kcal/h)	Gain (Nm ³ /h)
75	$0,489 \times 10^7$	20,759
87,5	$0,556 \times 10^7$	23,603
100	$0,481 \times 10^7$	20,419
110	$0,345 \times 10^7$	14,646
120	$0,274 \times 10^7$	11,632
140	$0,132 \times 10^7$	5,604

Afin d'estimer le coût d'énergie nécessaire pour fonctionner les rebouilleurs nous utilisons les relations suivantes:

- Le coût d'énergie par heure est donné par la relation suivante :

$$\text{Coût de GN par heure} = \text{Gain énergétique} \times \text{Prix (DA)} \dots\dots\dots(\text{VI.5})$$

- Le coût d'énergie par jour est donné par la relation suivante :

$$\text{Coût de GN par jour} = \text{Coût de GN par heure} \times 24 \dots\dots\dots(\text{VI.6})$$

- Le coût d'énergie par année est donné par la relation suivante :

$$\text{Coût de GN par année} = \text{Coût de GN par jour} \times 335 \dots\dots\dots(\text{VI.7})$$

On récapitule les résultats obtenus dans le tableau ci-dessous :

Prix unitaire du GN (1 Nm³) = 1,3414 DA.

Chapitre VI : Calculs du gain énergétique

Tableau VI.7 : Le coût qui parte par année unité « en DA ».

Traitement %	Gain en Nm ³ /h	Estimation du coût h (DA)	Estimation du coût jour (DA)	Estimation du coût annuel (DA)
75	20,759	27,84625	668,3101	223883,9
87,5	23,603	31,66159	759,8782	254559,2
100	20,419	27,39069	657,3766	220221,2
110	14,646	19,64613	471,5071	157954,9
120	11,632	15,60301	374,4723	125448,2
140	5,604	7,51678	180,4027	60434,92

La représentation graphique de ces résultats est montrée dans la figure suivante :

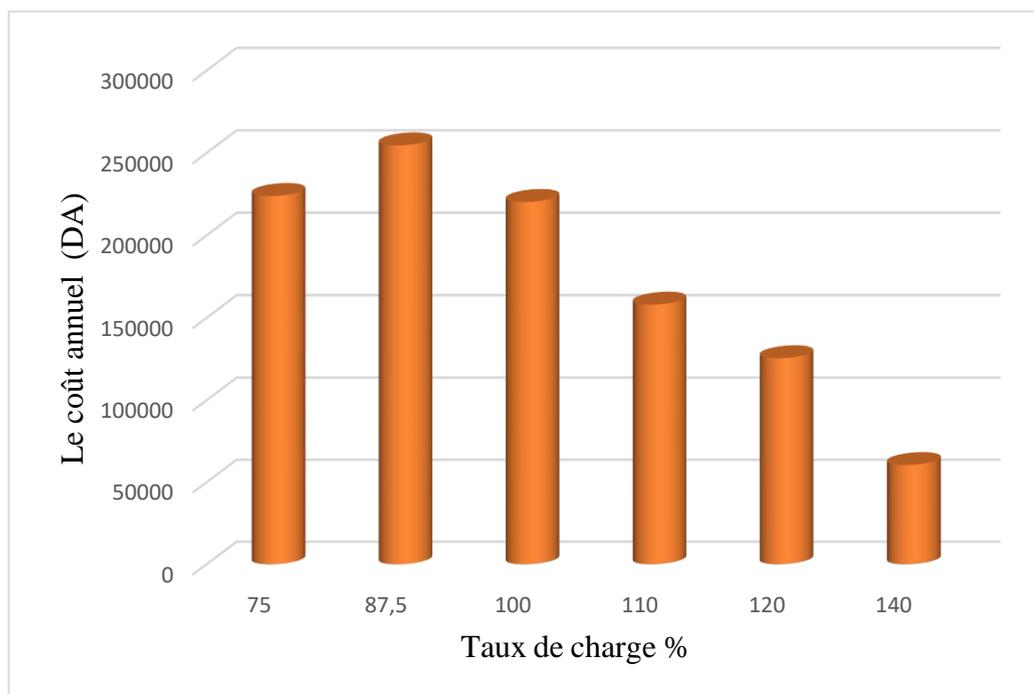


Figure VI.4 : Le coût annuel du GN consommée en fonction de pourcentage de Traitement.

Les résultats obtenus par la simulation avec le logiciel HYSYS indiquent clairement qu'un fonctionnement avec un taux de reflux fixé à 400 m³/h entraîne un surcoût en termes d'énergie consommée dans les rebouilleurs. Ce surcoût est estimé entre 254559,2 DA/an et 125448,2 DA/an par train.

De plus, nous avons observé que lorsque le taux de charge se situe entre 75 % et 87,5 %, une consommation d'énergie excessive est constatée. Cela signifie que le débit de reflux de 400 m³/h est adapté pour un taux de traitement de 140 %, mais pour les autres taux de traitement, il entraîne une consommation d'énergie excessive.

À travers ces résultats, l'optimisation du débit de reflux en fonction du taux de charge réel permet de réduire les surcoûts liés à la consommation d'énergie dans les rebouilleurs.

Conclusion :

Les résultats obtenus par la simulation indiquent clairement que l'optimisation du taux de reflux peut entraîner des gains énergétiques significatifs dans le système de distillation. Comparativement à un fonctionnement avec un taux de reflux fixe de 400 m³/h, l'ajustement du taux de reflux en fonction du taux de charge réel permet de réduire la consommation d'énergie excessive dans les aérocondenseurs et les rebouilleurs.

Ces gains énergétiques se traduisent par des économies financières potentielles, notamment en termes de coûts d'exploitation liés à la consommation d'énergie. Selon les résultats de la simulation, le surcoût estimé de l'énergie consommée dans les aérocondenseurs et les rebouilleurs peut être réduit, ce qui contribue à améliorer l'efficacité énergétique de l'usine de distillation.



Conclusion

Conclusion générale

Le paragraphe décrit une étude qui a été réalisée sur le suivi de la consommation d'énergie du train 100 (section de séparation du GPL) dans le complexe GP1/Z. Les principaux éléments étudiés étaient la consommation d'énergie calorifique et électrique des aérocondenseurs et des rebouilleurs du fractionnateur.

Les résultats de l'étude ont révélé que ces équipements consommaient une quantité importante d'énergie électrique et calorifique. Cette consommation était principalement due à l'utilisation d'un reflux fixé à 400 m³/h avec un taux de charge de 75% jusqu'à 140. Cela signifie que, quelle que soit la charge de fonctionnement du train, le reflux restait constant à 400 m³/h.

Après avoir analysé ces deux équipements, on a conclu qu'il serait plus avantageux d'ajuster le reflux en fonction de la variation de la charge. En adaptant le reflux en fonction de la charge, il serait possible de réduire la consommation d'énergie électrique et calorifique, ce qui aurait un impact positif sur la facture énergétique liée à l'exploitation de la colonne.

Ces résultats suggèrent que les producteurs de GP1/Z pourraient envisager de prendre en compte ces recommandations afin de réduire leurs coûts énergétiques associés à l'exploitation de la colonne.

Bibliographie

- [1]. Chouat, Chahinez. Etude de l'unité GTFT en mode Turn Down. Janvier 2017 ; 61P.
- [2]. Dimensionnement d'une batterie d'échangeur E201. Octobre 2015 ; 72P.
- [3].Hajd, Ali Djamel. Etude de la section de déshydratation de l'unité GPL-2 HASSI-MESSAOUD. Aout 2005 ; 75P.
- [4]. Daddiou, Abdelaziz. Optimisation des paramètres de marche de l'unité de GPL de RHOURE NOUSS. 2010 ; 58P.
- [5]. Etude des fours tubulaires de l'unité GPL-1 à HASSI-MESSAOUD. Septembre 2015 ; 91P.
- [6]. Benziad, Houssein. Réalisation d'une colonne de stabilisation du condensat au niveau de l'unité de traitement de gaz. 2008 ; 124P.
- [7]. Abbaci, Youcef. Calcul des paramètres de fonctionnement du dépropaniseur (Unité 38, Traitement du GPL) à HASSI-R'MEL. Juin 2012 ; 60P.
- [8]. Kaabouche, Boumediene. Description de la section de stockage de l'unité GPL-1 HASSI MESSAOUD. Novembre 2017 ; 38P.
- [9]. Boumaza, A. Introduction à la chaîne pétrolière et gazière. 2015; 197P.
- [10]. Description de l'unité GPL-2 HASSI MESSAOUD. 2015; 48P.
- [11]. Catalogue mécanique documente GP1/Z
- [12]. Manuel Opérateur GP1/Z, Stockage de la charge, Section 1, Volume 2.
- [13]. Manuel Opérateur GP1/Z, Process
- [14]. Manuel Opérateur GP1/Z, Stockage et expédition.
- [15]. Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe
- [16]. Manuel Opérateur GP1/Z section de séparation.

[17]. CILILE (J-C)., Technique de l'ingénieur– Distillation Absorption .1. Généralités sur les colonnes de fractionnement [J2 621]. Vol. J2 (1994).

[18]. Alexandre, R., Bernard, D., Le gaz naturel production, traitement et transport1994.

[19]. WUITHIER, J.P., Raffinage et génie chimique. Paris : Edition Technip, publication de l'institut français, (1972). Tome 1.

[20]. Cicile J.C, Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Dimensionnement, Techniques de l'Ingénieur, J 2 623

[21]. A.SKOBLO, I.TREGOUBOV, N.EGOROV :« Méthodes et appareils de l'industrie du pétrole. » Edition « Etudes supérieures. » MOSCOW

[22]. Cicile J.C., Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Technologie, Techniques de l'ingénieur, J 2 622

[23]. Sylve TISSOT, Annick PICHARD, “ Seuil de Toxicité Aiguë Hydrogène Sulfuré (H₂SO₄) “, Direction des Risques chimiques (DRC), unité d'Expertise Toxicologique de substances chimiques (ETSC), janvier 2000.

[24]. N. Ayrault, “Etat de l'art sur les colonnes d'abattage – rapport intermédiaire d'opération – Programme DRA39 – Evaluation des dispositifs de prévention et de protection utilisés pour réduire les risques d'accidents majeurs “, INERIS – MEDD – 2004.

[25]. WUITHIER, J.P., Raffinage et génie chimique. Paris : Edition Technip, publication de l'institut français, (1972). Tome .

[26]. Document et cours HYSYS (Support technique HYSYS.).

[27]. J. P. WAUQUIER , Procèdes de séparation tome II - Edition technip1998, Pages : 95-236.



ANNEXE

Annexe [A]

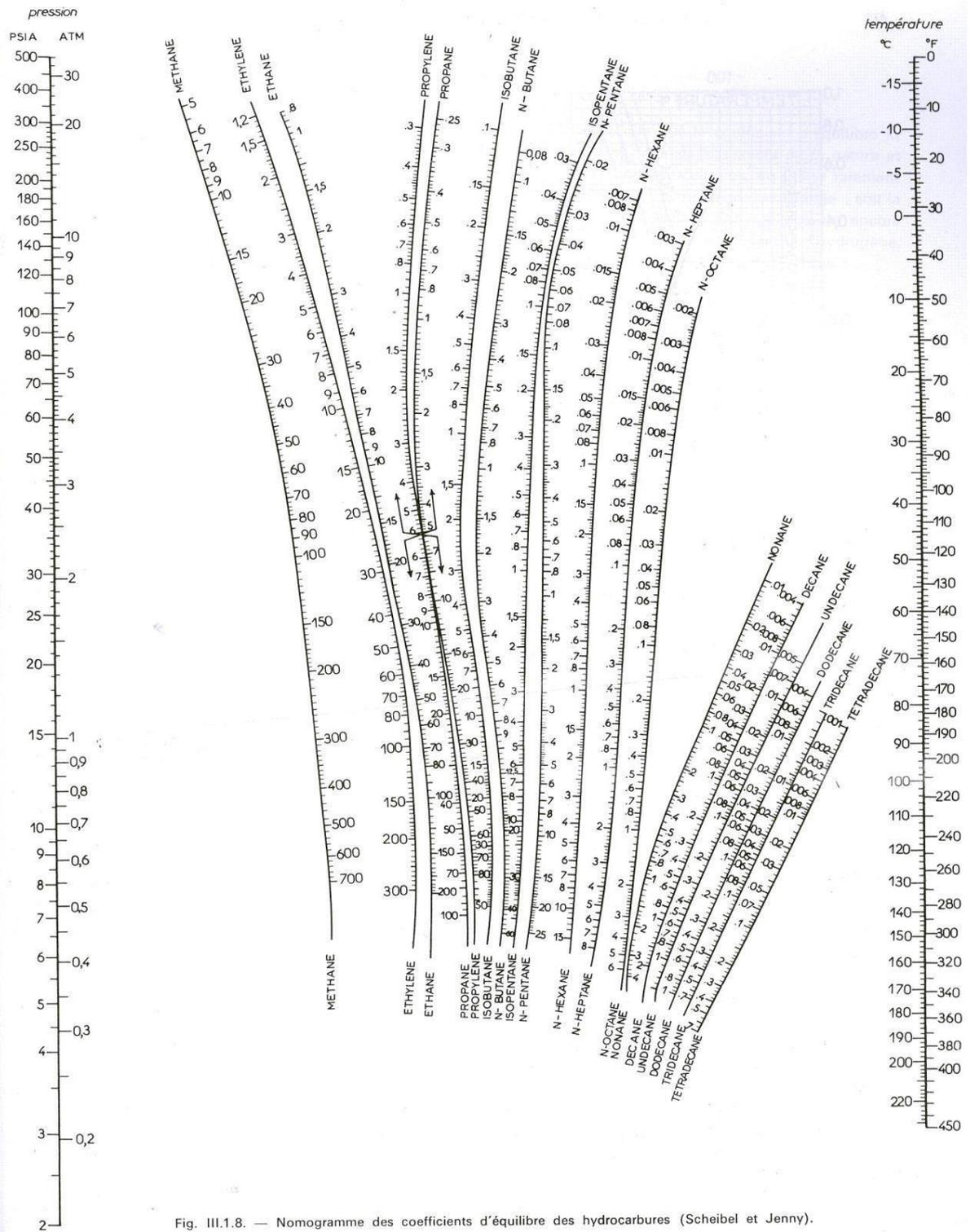
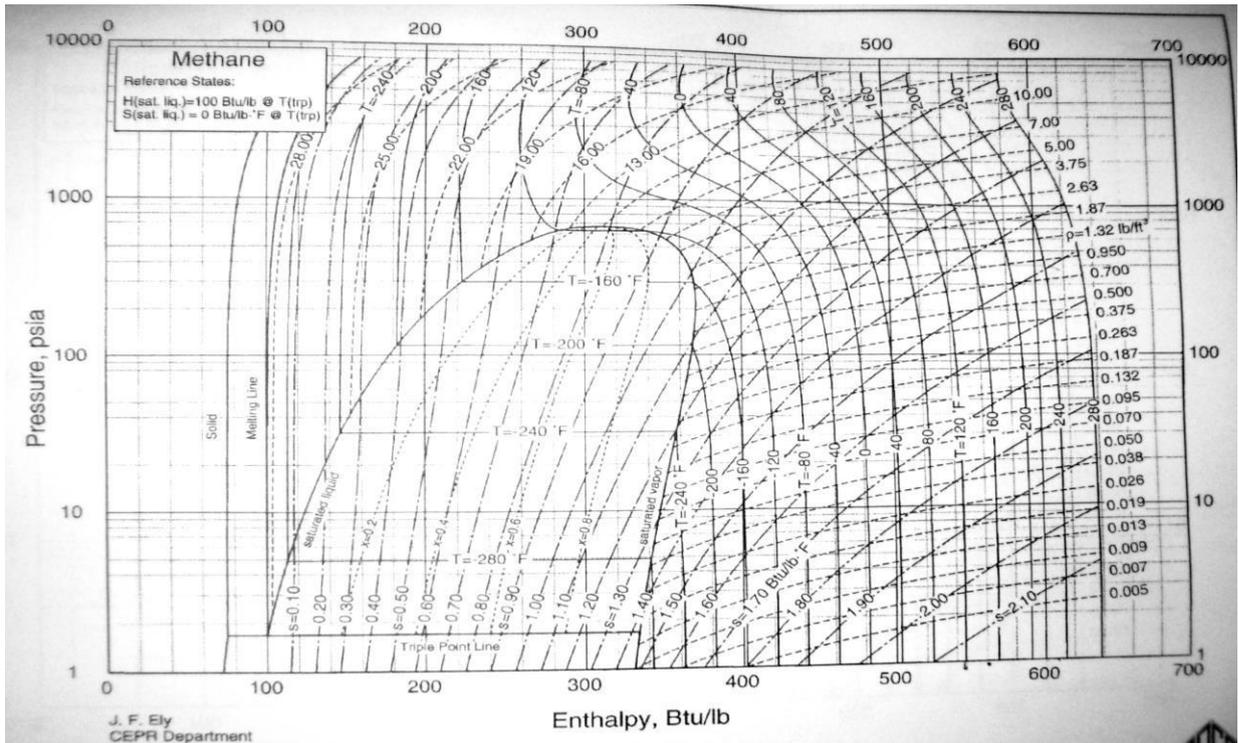
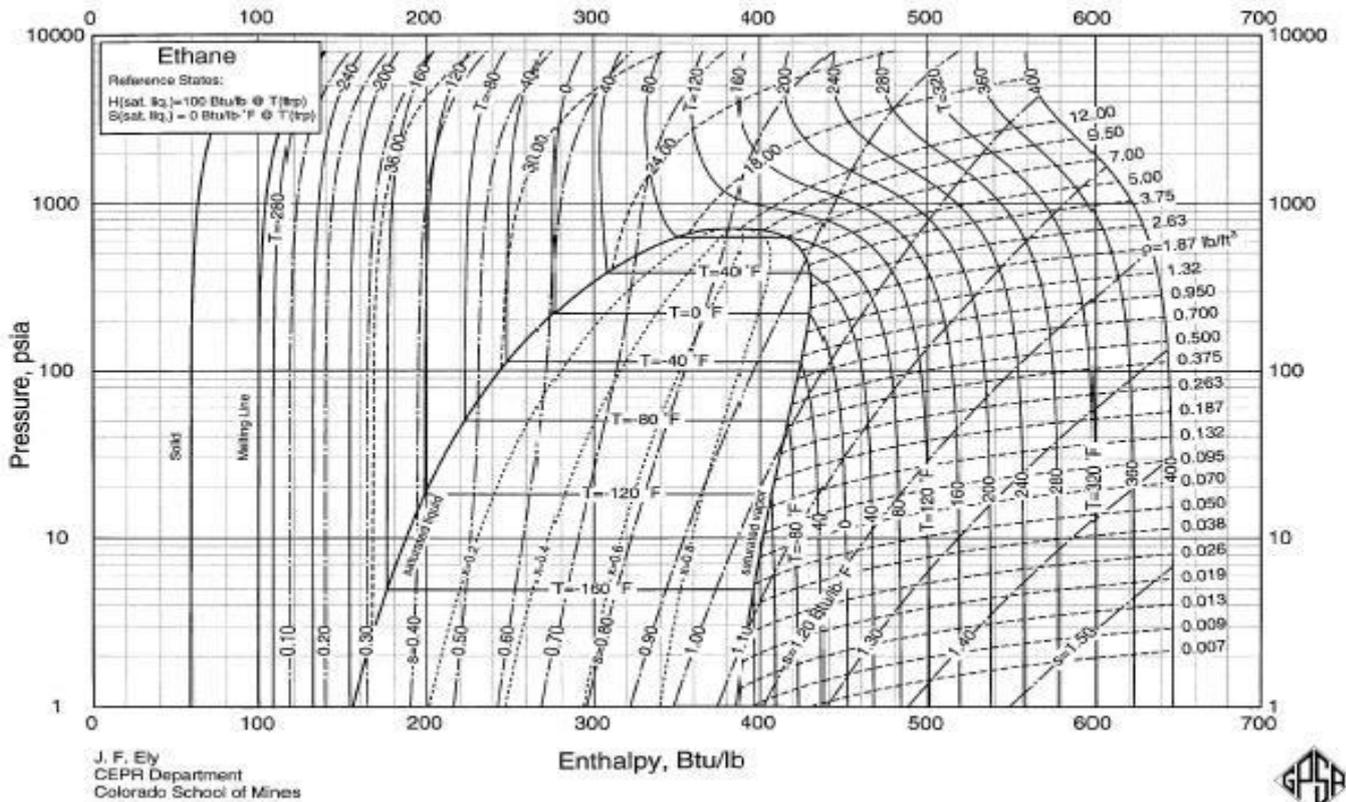


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

Annexe [B]

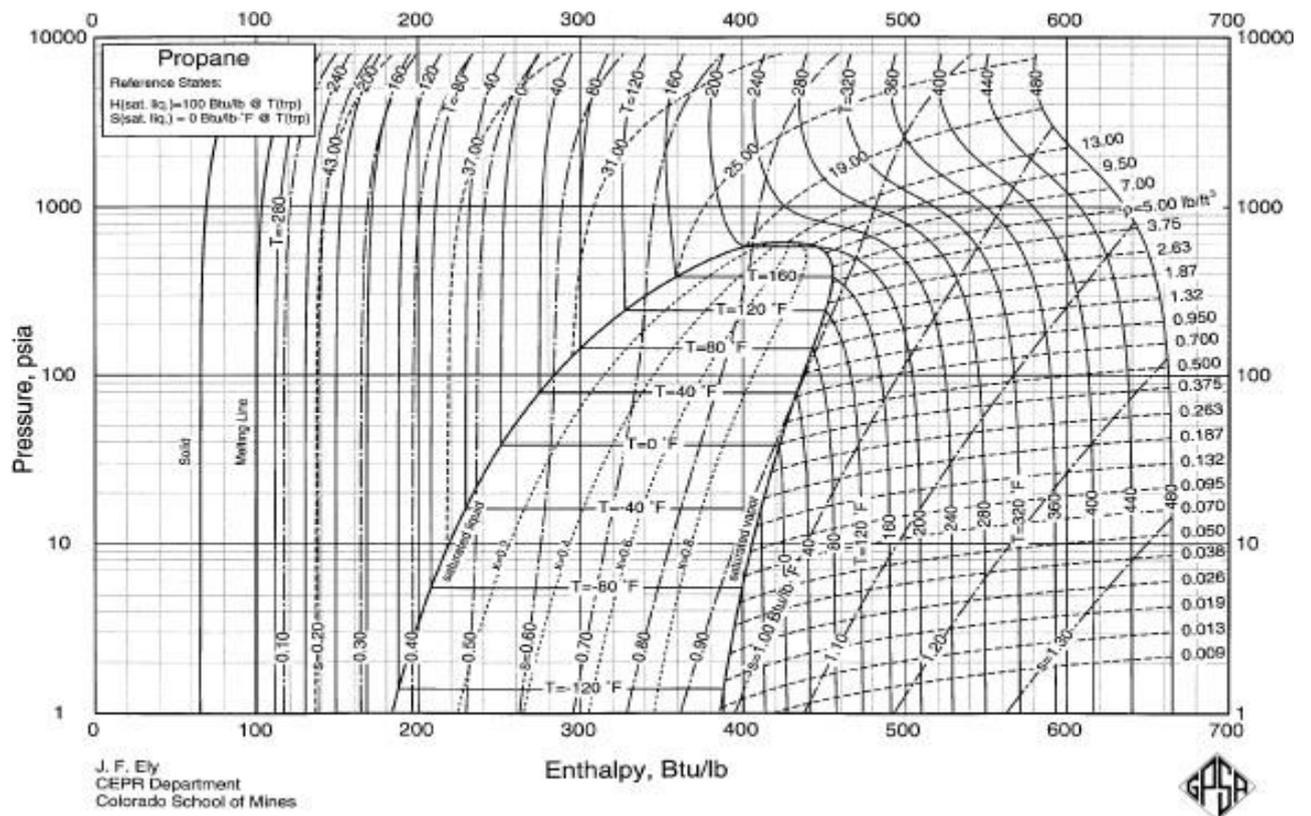


Annexe [B.1] Méthane P-H Diagramme

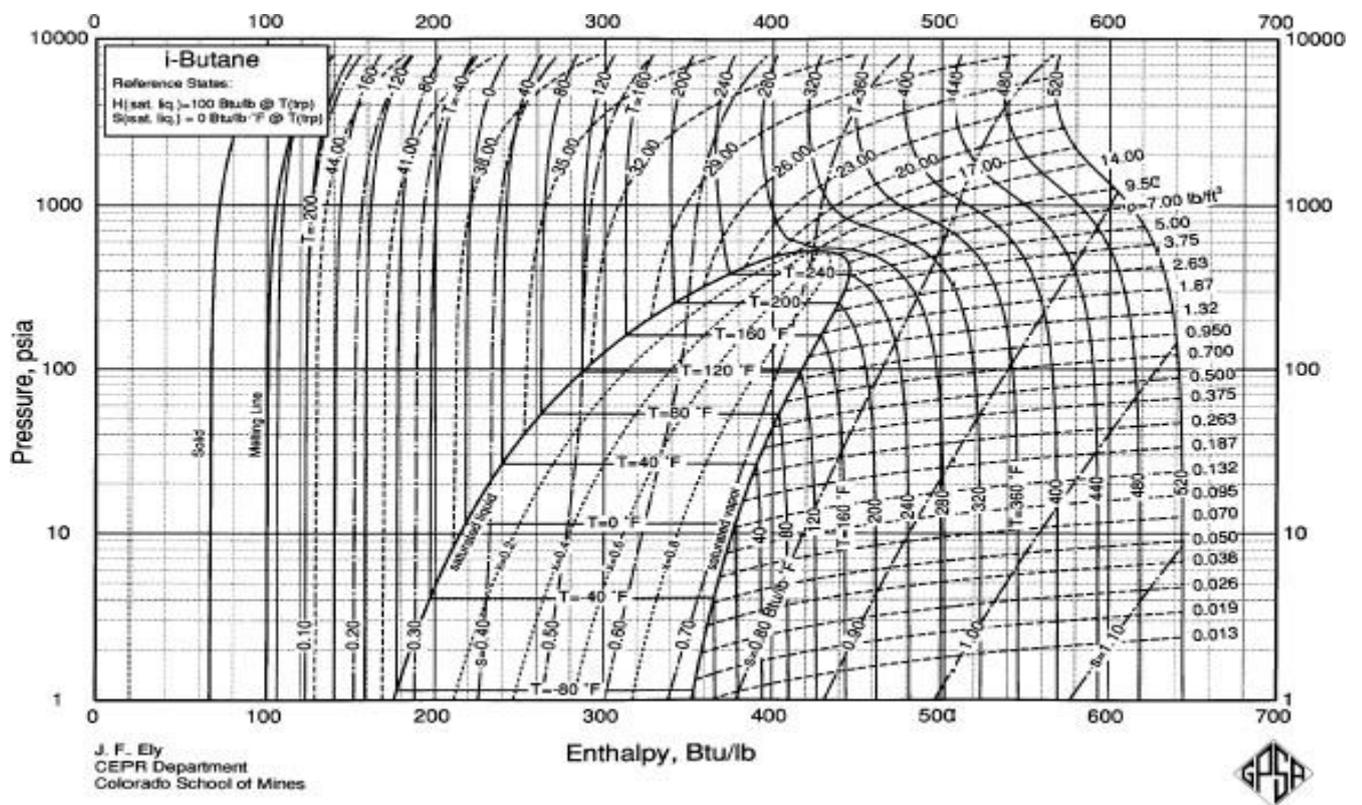


Annexe [B.2] Ethane P-H Diagramme

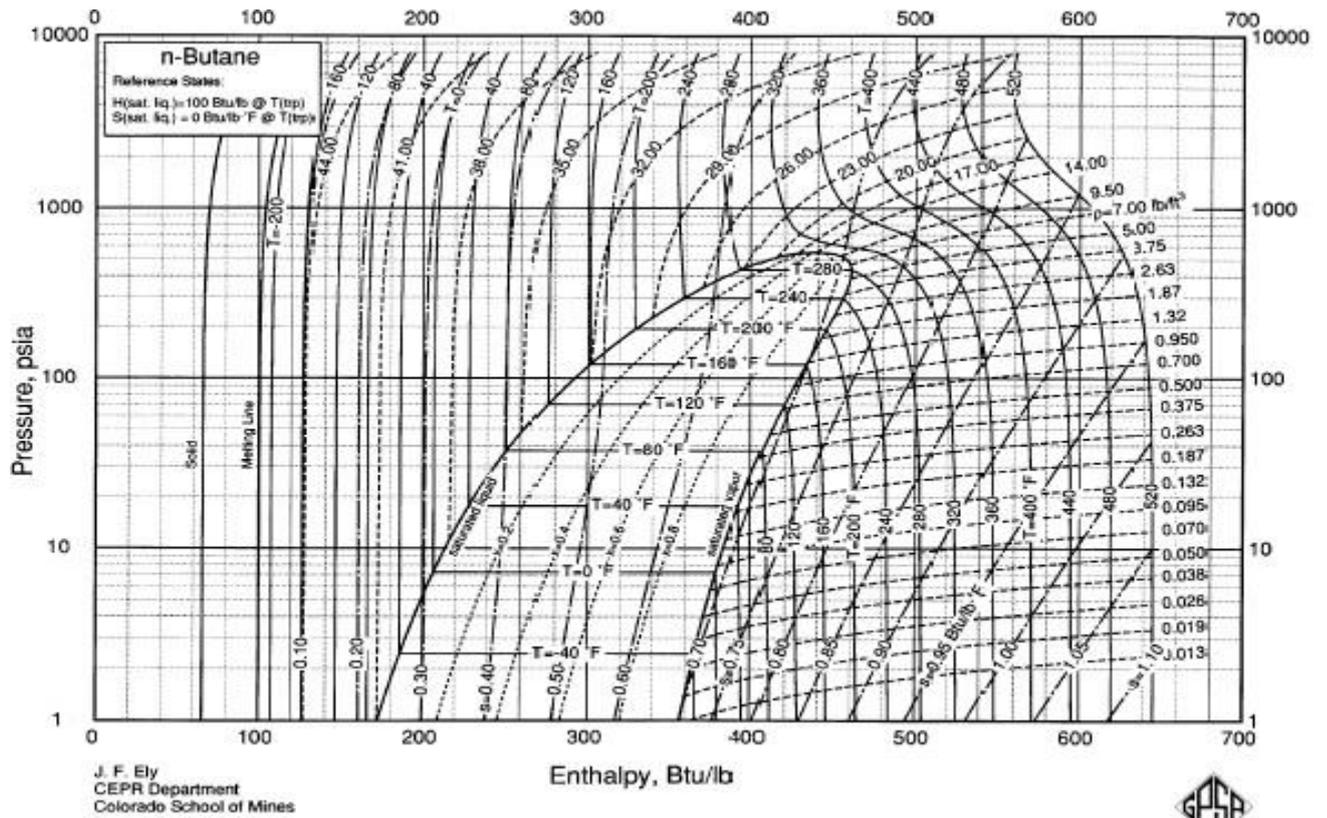




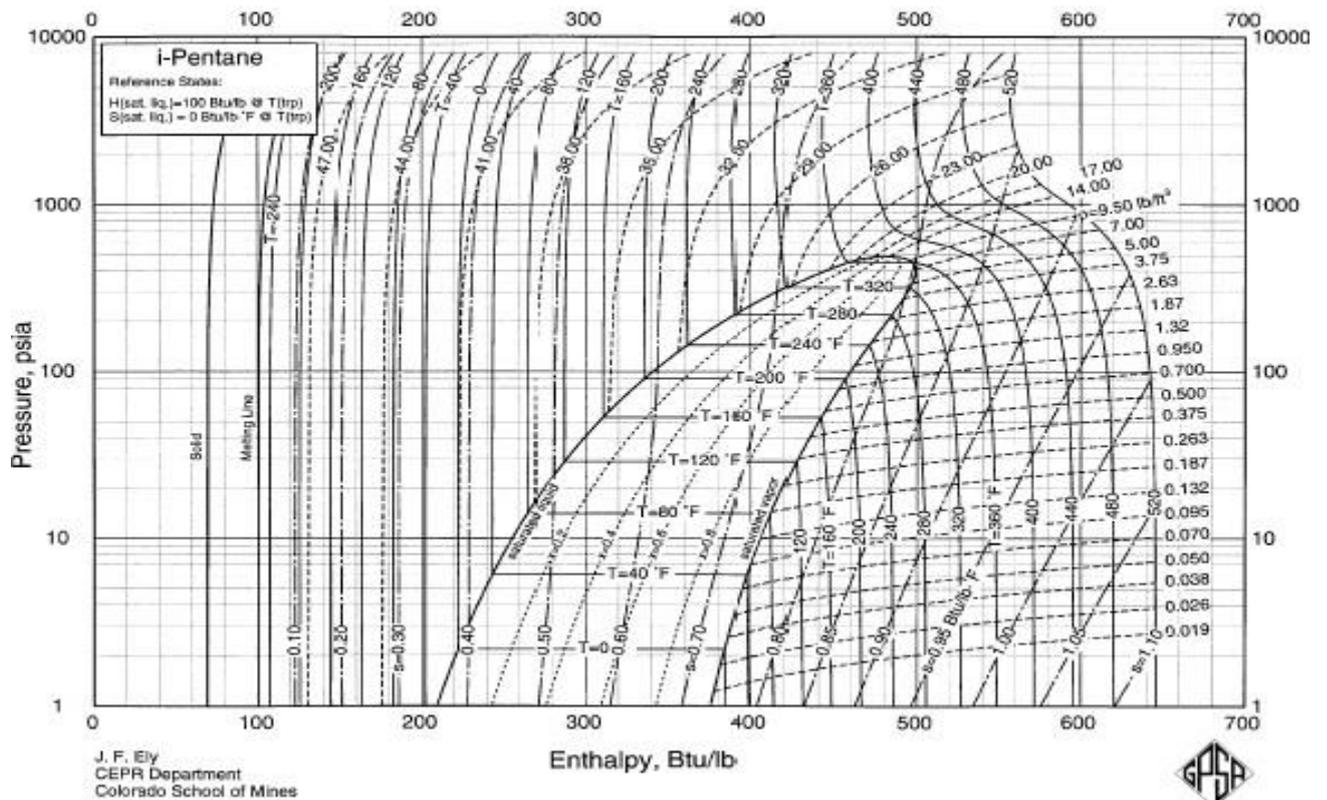
Annexe [B.3] Propane P-H Diagramme



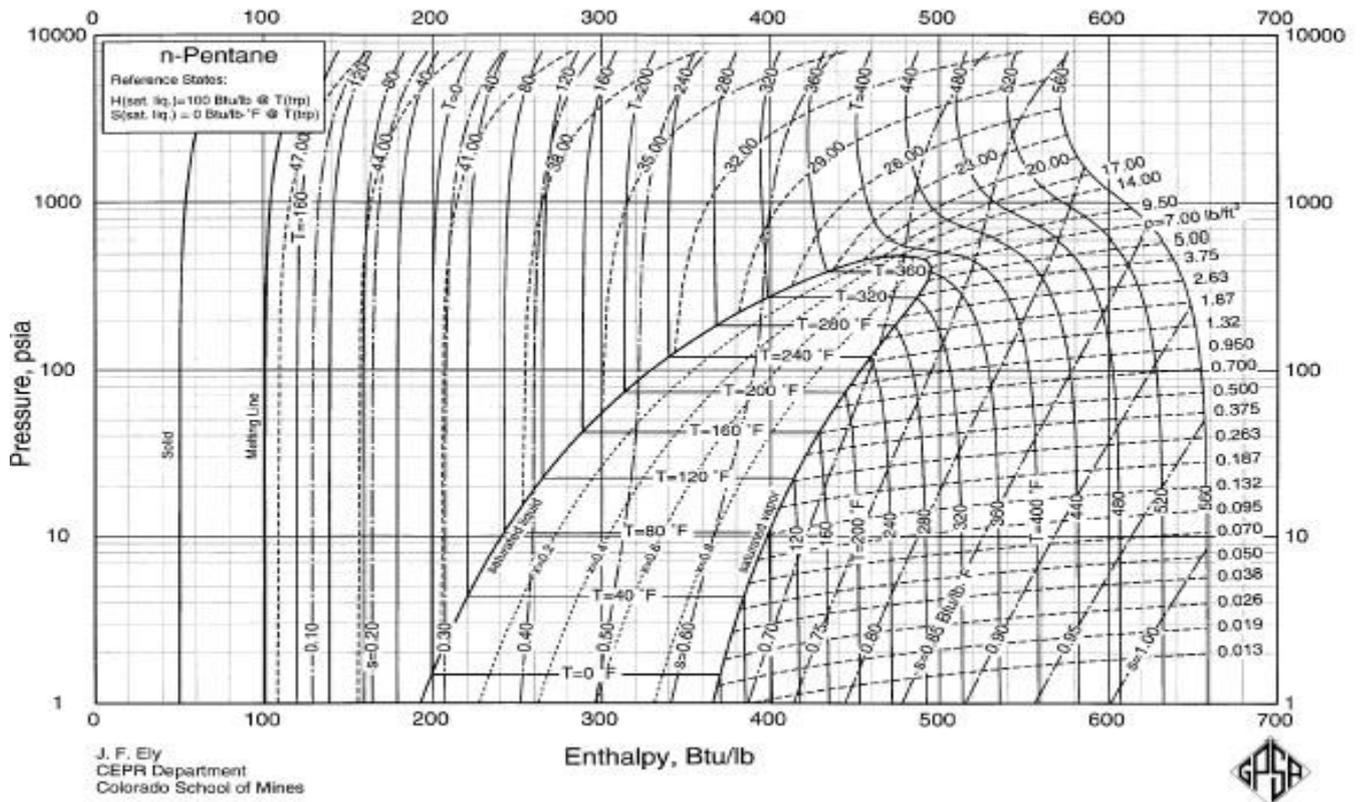
Annexe [B.4] i-Butane P-H Diagramme



Annexe [B.5] n-Butane P-H Diagramme



Annexe [B.6] i-Pentane P-H Diagramme



Annexe [B.7] n-Pentane P-H Diagramme

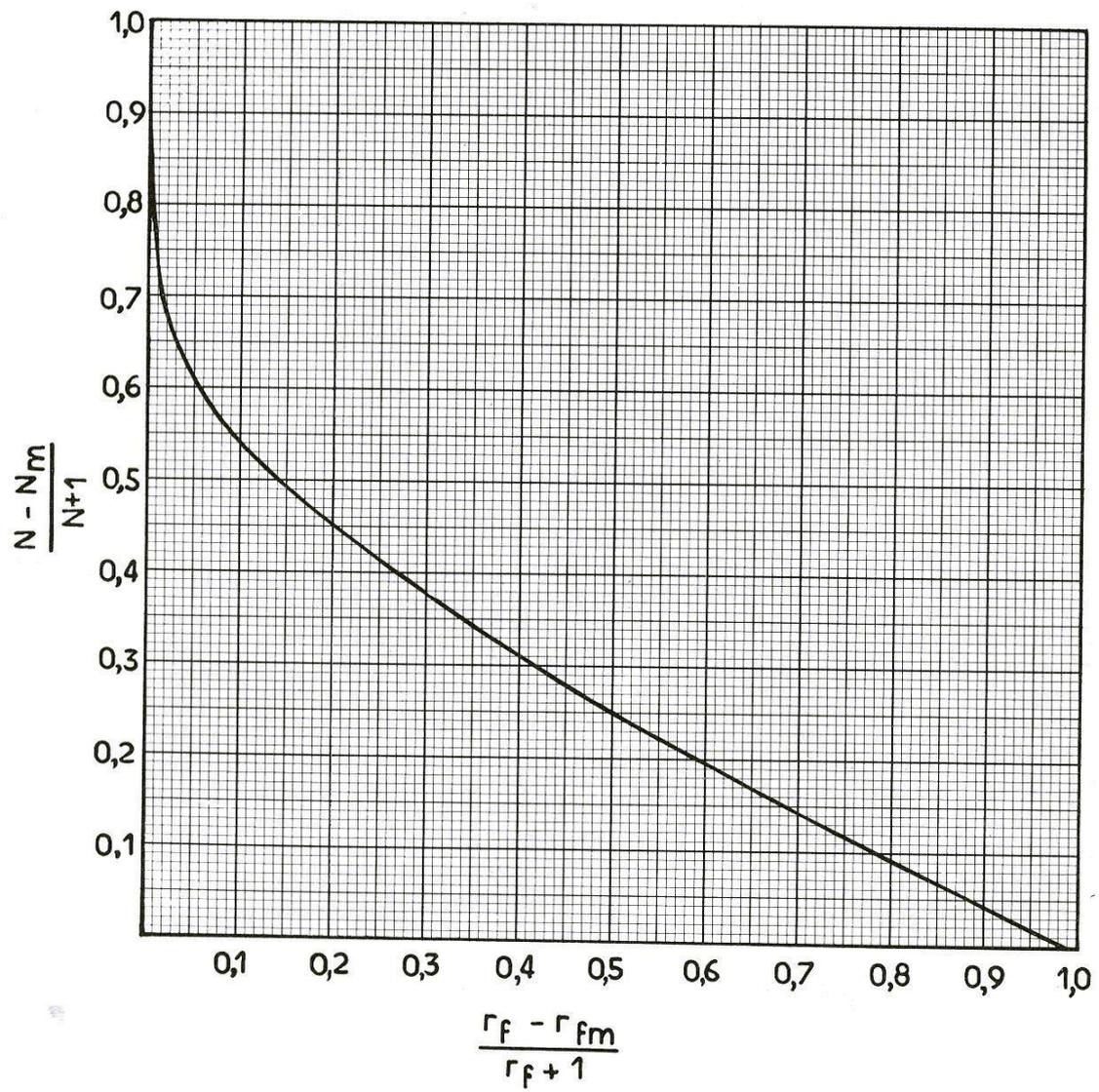


Fig. III.1.95. — Nombre d'étages théoriques N en fonction du taux de reflux r_f dans la distillation des mélanges complexes.