

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR 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 dépropaniseur du complexe
GP1/Z

Présentées par :

-GUETTOUCHE Nassira.

- SEGHIER Karima.

Devant les jury:

Mme. BENMABROUKA Hafsa	Prof	UMBB	Président
Mr. KADDOUR Omar	Prof	UMBB	Encadrant
Mme. HAMMADOU Souad	Prof	UMBB	Examineur

Année Universitaire : 2023/2024

Remerciements

Nous tenons en premier lieu, à remercier Dieu le tout puissant de nous avoir donné le courage et la patience pour réaliser ce travail.

Ce travail a été réalisé à Sonatrach au complexe GP1\Z.

Nous adressons le grand remerciement à notre encadrant : Mr KADDOUR

Omar qui a accepté de nous encadrer.

Nous remercions Mr N. LARIBI Bouabdellah

pour son aide, pour ses conseils, ses explications claires et son intérêt pour ce travail.

Nous remercions également les membres de jury,

d'avoir accepté d'évaluer le présent travail.

Nous tenons à remercier également les membres de la salle de contrôle.

Enfin, nous exprimons aussi nos sincères remerciements à chacune des deux familles (parents, frères et sœurs) qui nous ont soutenu et surtout supporté tout le long de nos études.

Nous tenons à remercier tous ceux qui nous ont apporté aide et conseils pendant notre travail.

Dédicace

Je dédie ce travail à tous ceux qui sont chers

Pour moi.

À mes parents pour leurs forces et leurs passions qu'ils
m'ont transmis.

À mon frère, Miloud

Ainsi qu'à ma sœur, Khouira

À mes neveux, Baraa et Bahaa

À toute ma famille et toutes mes amies, Nesrine et Kiki

À Onana.

À maman Djemaa et mes sœurs, Jiji, Radhia et Meriem.

À tous ceux qui m'ont aidé de près ou de loin dans ma
formation

En fin, je remercie mon binôme Guettoucha qui a

Contribué à la réalisation de ce modeste travail.

Kami.

Dédicace

À mes plus grands soutiens et source d'inspirations, je dédie ce travail avec tout mon amour et ma reconnaissance infinis.

À ma mère, mon paradis, la prunelle de mes yeux et la source de ma joie, pour son dévouement et son soutien inébranlable.

À mon père, mon héros et ma source de vie, je resterais toujours reconnaissante pour ses efforts incomptables.

À mes frères « Amine et Oussama » et mes sœurs « Halima et Fadila » qui ont partagé avec moi tous les moments d'émotion lors de la réalisation de ce travail.

À mon cher frère « Khaled », même qu'il est parti, il restera toujours dans mon cœur et dans mes souvenirs. Ses conseils et sa présence continueront à m'accompagner dans ma vie.

À mes nièces et neveux qui ont rempli ma vie de tant de bonheur et de joie.

À tous les membres de ma grande famille « GUETTOUCHE ».

À mes très chères amies Nesrine, Ikram, Halima, et ma cousine Amel qui ont été mes piliers dans les moments difficiles et mes partenaires de fête dans les moments de joie, merci pour votre amitié sincère, votre soutien sans faille et votre amour inconditionnels.

Enfin, à mon binôme kami pour son soutien moral sa patience et sa compréhension tout au long de ce projet.

À tous ceux qui m'aiment.

NASSIRA.I

Tableau des matières

LISTE DES FIGURES	12
LISTE DES TABLEAUX	13
ABREVIATION	14
NOMENCLATURE	16
RESUME.....	17
INTRODUCTION GENERALE	19
CHAPITRE I : GENERALITES SUR LES GPL	21
I. Introduction :	22
I.1 Définition du GPL :	22
I.2 Propriétés et caractéristiques des GPL :.....	22
I.2.1 Propriétés physiques :.....	22
I.2.1.1 Tension de vapeur :	23
I.2.1.2 Densité :.....	23
I.2.1.3 Expansion (Dilatation) :.....	23
I.2.1.4 Température d'ébullition :.....	23
I.2.1.5 Pouvoir calorifique :	23
I.2.2 Propriétés chimiques :.....	23
I.2.2.1 Impuretés :.....	23
I.2.2.2 Odeur et couleur :.....	24
I.2.2.3 Toxicité :.....	24
I.2.2.4 Solubilité :	24
I.3 Les différentes utilisations du GPL :.....	24
I.3.1 Le GPL carburant :.....	24
I.3.2 Utilisations domestiques :	24
I.3.2.1 Chauffage :	24
I.3.2.2 Climatisation :	25
I.3.2.3 Electricité :	25
I.3.3 Utilisations industrielles et artisanales :	25
I.3.3.1 Dans l'industrie chimique	26
I.3.3.2 Dans le domaine des matières plastiques.....	26
I.3.4 Dans le secteur agricole :	26
I.4 Stockage du GPL :	27
I.5 Transport des GPL :	27
I.5.1 Le transport par pipelines (canalisations) :.....	27

I.5.2	Transport par wagons-citernes :	28
I.5.3	Le transport par navires (transport maritime) :	28
I.5.4	Le transport par camion - citernes :	29
I.6	Les avantages et les inconvénients des GPL :	29
I.7	Les avantages et les inconvénients du GPL carburant :	29
I.7.1	Les avantages :	29
I.7.2	Les inconvénients :	29
I.8	Risques et sécurité des GPL :	30
I.9	Le GPL en Algérie :	30
I.9.1	Demande nationale des GPL :	30
I.9.2	Les exportations algériennes de GPL :	31
I.10	Le GPL dans le monde :	31
CHAPITRE II : SOURCES DES GPL		34
II.	Introduction :	35
II.1	GPL à partir du gaz naturel :	35
II.1.1	Extraction des Liquides de Gaz Naturel (GNL) :	35
II.1.2	Traitement et Déshydratation :	35
II.1.3	Refroidissement Cryogénique :	35
II.1.4	Production de GPL :	36
II.1.5	Production des GPL issues des champs :	36
II.2	GPL à partir du Raffinage du Pétrole Brut :	36
II.2.1	GPL : Premier Produit de la Distillation du Pétrole :	37
II.2.2	La distillation atmosphérique :	37
II.2.3	Production de GPL en Algérie : Les Raffineries Clés dans le Pays :	38
II.3	Les sources renouvelables :	38
II.3.1	BioGPL :	38
II.3.1.1	Avantages et inconvénients du bioGPL :	39
CHAPITRE III : UTILISATION DES GPL DANS LA PETROCHIMIE		40
III.	Introduction :	41
III.1	Les procédés de transformation des GPL :	41
III.1.1	Le vapocraquage :	41
III.1.2	La déshydrogénation :	41
III.1.2.1	Déshydrogénation du propane :	41
III.1.2.2	Déshydrogénation oxydante du butane :	41
III.1.2	L`halogénéation :	41
III.1.3	L`isomérisation :	42
III.1.4	La pyrolyse :	42
III.1.5	La nitration	42

La nitration du propane	42
III.1.6 La polymérisation :	42
III.1.7 L'alkylation :	43
III.1.8 L'oxydation :	43
III.2 Quelques produits obtenus et leurs utilisations dans la pétrochimie :	43
III.2.1 Propylène :.....	43
III.2.2 Polypropylène :.....	43
III.2.3 Butène :.....	44
III.2.4 Le butadiène :.....	44
III.2.5 L'éthylène :.....	44
III.2.6 Le polyéthylène :.....	44
III.2.7 Nitrométhane :.....	44
III.2.8 Nitroéthane :.....	44
III.2.9 Formaldéhyde :.....	44
III.2.10 L'acide acétique :.....	45
III.2.11 Le cumène :.....	45
III.2.12 L'acétylène :.....	45
III.2.13 L'acétone :.....	45
III.2.14 Le méthanol :.....	45
III.2.15 L'éthanol :.....	45
III.2.16 MTBE :.....	46
III.2.17 PVC :.....	46
CHAPITRE IV : DESCRIPTION DU COMPLEXE GP1\Z	47
IV. Introduction :	48
IV.1 Historique	48
IV.2 Situation :	48
IV.3 Principales installations du complexe :	49
IV.4 Organisation du complexe :	49
IV.4.1 Département technique :	51
IV.4.1.1 Service étude :.....	51
IV.4.1.4 Service laboratoire :.....	51
IV.4.2 Département production :	51
IV.4.2.1 Service de fabrication :.....	51
IV.4.2.2 Service de stockage et d'expédition :.....	51
IV.4.2.3 Service de planification et de programme :.....	51
IV.5 Capacité :	51
IV.6 Alimentation de l'usine :	51
IV.7 Utilités :	51
CHAPITRE V : DESCRIPTION DU PROCEDE	53
V. Introduction :	54

V.1	Procédé de fabrication du GPL :	54
V.1.1	Section déshydratation de la charge :	54
V.1.3	Section déshydratation de garde :	55
V.1.4	Section Séparation :	56
V.1.4.1	Dépropaniseur :	56
IV.1.4.2	Dééthaniseur :	57
V.1.4.3	Dépentaniseur :	57
V.1.5	Section réfrigération :	58
V.1.6	Section d'huile chaude :	59
V.2	Procédé de stockage et expédition :	60
V.2.1	Stockage à basse température :	60
V.2.2	Stockage à température ambiante :	60
V.2.3	Section BOG (Boil-Off-Gaz) :	60
V.2.4	Section chargement par navire :	61
V.2.5	Section chargement par camion :	61
V.2.6	Section de torche HP et BP :	61
V.3	Paramètre de fonctionnement :	61
V.3.1	Température :	61
V.3.1.1	Alimentation du dépropaniseur :	61
V.3.1.2	Plateaux sensible 36 :(T= 92°C) :	61
V.3.2	Pression :	61
V.3.2.1	Pression de la colonne :	61
V.3.2.2	Ballon de reflux :	61
V.3.2.3	Pression de tête :	61
V.3.3	Débit :	61
CHAPITRE VI : THEORIE DE RECTIFICATION		62
VI	Introduction :	63
VI.1	Définition :	63
VI.2	Description d'une colonne de rectification :	63
VI.3	Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :	64
VI.4	Types des colonnes de rectification :	65
VI.4.1	Colonnes à plateaux :	65
VI.4.1.1	Les plateaux à calottes :	66
VI.4.1.2	Les plateaux à clapets :	66
VI.4.1.3	Les plateaux à jet directionnel :	67
VI.4.1.4	Les plateaux perforés à déversoirs :	67
VI.4.1.5	Les plateaux perforés sans déversoirs :	67
VI.4.1.6	Le déversoir :	67
VI.4.2	Les colonnes à garnissages :	68
VI.5	Avantages et inconvénients d'une colonne à garnissage :	69
VI.5.1	Avantages :	69
VI.5.2	Inconvénients :	69
VI.6	Problèmes rencontrés dans la colonne de distillation :	69
IV.6.1	Pleurage :	69
VI.6.2	Engorgement des trop-pleins :	69
VI.6.3	Engorgement par entraînement :	69
VI.6.4	Entraînement :	69
VI.6.5	Mauvaise distribution du liquide :	70

VI.6.6	Moussage :	70
VI.7	Lois fondamentales de la rectification.....	70
VI.7.1	Lois de DALTON :	70
VI.7.2	Lois de RAOULT et d'HENRY :	70
VI.8	Bilan matière de la colonne :.....	72
VI.8.1	Bilan matière de la zone de rectification :	72
VI.8.2	Bilan matière de la zone d'épuisement :	73
VI.9	Choix de la pression dans la colonne :.....	74
VI.10	Régime de température de la colonne de rectification :	74
VI.11	Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge :.....	75
VI.12	Fonctionnement d'une colonne à reflux minimal :.....	76
VI.13	Taux de reflux optimal :	76
CHAPITRE VII : CALCUL DU BILAN MATIERE ET THERMIQUE.....		77
VII.	Introduction :	60
VII.1	Calcul et vérification du Dépropaniseur :	60
VII.1.1	Données de départ :	60
VII.1.1	La composition de la charge :	61
VII.1.2	Composition, débit massique et molaire de la charge :	61
VII.1.3	Composition, débit du distillat et du résidu :	62
VII.1.4	Bilan matière au niveau d'aérocondenseurs :	76
VII.1.5	La pression aux différentes zones de la colonne :	76
VII.1.6	Les différentes zones de la colonne :	76
VII.1.6.1	Coefficients d'équilibre dans la zone alimentation :	77
VII.1.6.2	Fond de la colonne « température de bulle » :	77
VII.1.6.3	Tête de la colonne « température de rosé » :	77
VII.1.6.4	Composition de la vapeur sortante du 1 ^{er} plateau :	78
VII.1.6.5	Les volatilités relatives :	78
VII.1.6.6	Taux de vaporisation de la charge :	79
VII.1.6.7	Calcul de taux de reflux minimal :	80
VII.1.6.8	Taux de reflux optimal :	81
VII.1.6.9	Taux de rebouillage :	81
VII.2	Calcul de N_{min} à reflux total :	82
VII.2.1	Nombre de plateaux optimal :	83
VII.2.2	Nombre de plateaux réel :	83
VII.3	Bilan thermique global :	83
VII.3.1	Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides :	84
VII.3.1.1	Enthalpie de la charge d'alimentation :	84
VII.3.1.2	Enthalpie de la vapeur sortante du 1 ^{er} plateau hD :	84
VII.3.1.3	Enthalpie du distillat h _d :	85
Résultats :		85
VII.3.1.4	Enthalpie de résidu hR:.....	85
VII.3.2	Calcul des charges thermiques	86
VII.3.2.1	Charge thermique de l'alimentation QL :	86
VII.3.2.2	Charge thermique de vapeur de tête :	86
VII.3.2.3	Charge thermique de reflux QLR tête :	86

VII.3.2.4	Charge thermique de distillat QD :	86
VII.3.2.5	Charge thermique de résidu :	86
VII.3.2.6	Charge thermique d'aérocondenseur QC :	86
VII.3.2.7	Charge thermique fournie par le rebouilleur Qreb:.....	87
Conclusion :		87
CHAPITRE VIII : PARTIE SIMULATION		76
Problématique		76
VIII.1	Généralités sur la simulation :	77
VIII.2	Définition de la simulation :	77
VIII.3	Intérêt de l'utilisation de la simulation :	77
Lors de la conception d'un procédé industriel, le simulateur peut être employé pour effectuer des évaluations de la matière et de l'énergie d'un procédé industriel.		77
VIII.4	Présentation du logiciel « HYSYS » :	77
VIII.5	Etablissement du schéma du procédé (PFD) :	78
VIII.6	Vérification des performances du logiciel HYSYS :	79
VIII.6.1	Paramètres de service :.....	80
VIII.6.2	Les résultats de simulation :	80
VIII.7	Vérification du cas actuel :	82
VIII.7.1	Paramètres du cas actuel :	82
VIII.7.2	Les résultats de la simulation :	82
VIII.8	Optimisation du débit de reflux :	84
VIII.8.1	L'influence du débit de reflux sur le distillat et résidu :	89
VIII.8.2	Influence du taux de charge sur la consommation d'énergie à reflux fixe :	90
VIII.8.2.1	L'énergie consommée au niveau de l'aérocondenseur :	90
VIII.8.2.2	L'énergie consommée au niveau du rebouilleur	102
VIII.8.2.3	Nombre d'aérocondenseurs en service :	103
VIII.8.3	L'influence du taux de charge sur la consommation d'énergie à reflux optimisé :	104
VIII.8.3.1	L'énergie consommée au niveau d'aérocondenseurs :	104
VIII.8.3.2	L'énergie consommée au niveau du rebouilleur :	105
VIII.8.3.3	Nombre d'aérocondenseurs en service à débit de reflux optimisé :	107
VIII.9	Comparaison entre l'énergie consommée au niveau de l'aéro à reflux fixe et celle consommée à reflux optimisé : 107	
VIII.10	Comparaison entre l'énergie consommée au niveau de rebouilleur à reflux fixe et celle consommée à reflux optimisé :	109
Conclusion :		110
CHAPITRE IX : CALCUL DU GAIN ENERGETIQUE		102
IX. Introduction :		102
IX.1	Calcul du gain d'énergie :	102
IX.1.1	Le gain énergétique dans les aérocondenseurs :	102

IX.1.2	Estimation du coût énergétique des aérocondenseurs :.....	103
IX.1.3	Le gain de nombre aérocondenseurs :	105
IX.1.4	Gain énergétique dans le rebouilleur :	105
IX.1.4.1	Calcul du gain d'énergie :	105
IX.1.4.2	Estimation du coût énergétique du gaz naturel :.....	107
Conclusion :		109
CONCLUSION GENERALE		110
BIBLIOGRAPHIE		112
BIBLIOGRAPHIE		113
ANNEXE		115

Liste des figures

Figure 1 : Utilisation du GPL dans le chauffage	25
Figure 2 : Utilisation du GPL dans la climatisation.	25
Figure 3: Les utilisations industrielles du GPL.	26
Figure 4: Le GPL dans le secteur agricole.....	27
Figure 5: Transport de GPL par canalisations.....	28
Figure 6: : Transport du GPL par wagon- citernes.....	28
Figure 7: Transport du GPL par navire.	28
Figure 8: Transport du GPL par camion-citerne.....	29
Figure 9: La demande nationale en GPL	31
Figure 10: Répartition de la demande en GPL.....	31
Figure 11: Consommation des GPL par secteur.....	32
Figure 12: GPL à partir du gaz naturel	36
Figure 13: Distillation atmosphérique du brut.	38
Figure 14: Situation géographique du complexe GP1Z.	48
Figure 15: Organigramme du complexe.....	50
Figure 16: Section déshydratation de la charge.....	55
Figure 17: Schéma représentatif du dépropaniseur.....	56
Figure 18: Schéma représentatif du dééthaniseur.	57
Figure 19: Schéma représentatif du Dépentaniseur.....	58
Figure 20: Section réfrigération	59
Figure 21: Section huile chaude.....	60
Figure 22: : Schéma d'une colonne à plateau.....	65
Figure 23: Les différents types de plateaux.....	66
Figure 24: Fonctionnement d'un plateau à calottes.	66
Figure 25: Fonctionnement d'un plateau à clapets	67
Figure 26: Fonctionnement d'une colonne à garnissage.	68
Figure 27: Quelques types des garnissages.....	68
Figure 28: Schéma de la colonne de rectification.....	72
Figure 29: Schéma simplifié d'une colonne de distillation.....	62
Figure 30:Section de rectification.....	76
Figure 31:Choix du modèle thermodynamique (Peng-Robinson).	78
Figure 32:: Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement.....	78
Figure 33:Débits de distillat et de résidu en fonction de l'alimentation.....	89
Figure 34: Variation de l'énergie d'aéros à reflux fixe.	102
Figure 35: Energies consommées au niveau du rebouilleur à débit de reflux fixe.....	102
Figure 36: Variation de l'énergie de rebouilleur à reflux constant.....	103
Figure 37:Variation de l'énergie d'aéros à reflux optimisé.	105
Figure 38:Variation de l'énergie de rebouilleur à reflux optimisé.....	106
Figure 39: Variation de l'énergie d'aéros en fonction de la charge.	108
Figure 40:Variation de l'énergie de rebouilleur en fonction de la charge.	109
Figure 41: l'énergie consommée au niveau des aérocondenseurs dans le cas actuel et optimisée et leur gain en fonction de taux de charge.....	103
Figure 42: Coût d'énergie consommée en fonction de la charge.....	104

Figure 43: L'énergie consommée au niveau de rebouilleur dans le cas actuel et optimisée et leur gain en fonction de taux de charge.....	106
Figure 44: Le coût annuel du GN consommée en fonction de pourcentage de Traitement.	109

Liste des tableaux

Tableau 1 : Composition molaire du GPL [2]	22
Tableau 2: Le GPL au monde.[23]	33
Tableau 3: Symboles des départements.	50
Tableau 4: Différentes valeurs des pressions dans la colonne de rectification	74
Tableau 5: Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne.	75
Tableau 6: La composition de la charge.	61
Tableau 7: Composition, débit massique et molaire de la charge.	61
Tableau 8: Composition et débits du distillat et du résidu.....	63
Tableau 9: Volatilité relative de l'alimentation.	77
Tableau 10 : Compositions et les coefficients d'équilibre au fond de la colonne.....	77
Tableau 11 : Compositions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne.	78
Tableau 12: Compositions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne.	78
Tableau 13: Volatilité relative de l'alimentation.	79
Tableau 14: Volatilité relative de la zone de rectification.....	79
Tableau 15: Volatilité relative de la zone d'épuisement.	79
Tableau 16: Fraction Vaporisée de la charge.	80
Tableau 17: taux de reflux minimal.	81
Tableau 18: Taux de rebouillage minimal.....	82
Tableau 19: L'enthalpie moyenne d'alimentation.	84
Tableau 20: L'enthalpie moyenne de la vapeur sortante du 1er plateau.	85
Tableau 21:L'enthalpie moyenne de distillat.....	85
Tableau 22:L'enthalpie moyenne de résidu.....	86
Tableau 23:Paramètres de design.....	80
Tableau 24:Résultats de simulation.	80
Tableau 25:calcul des erreurs en pourcentage du distillat dans le cas design et design simulé.....	81
Tableau 26:calcul des erreurs en pourcentage du résidu dans le cas design et design simulé.....	81
Tableau 27:Paramètres de service.....	82
Tableau 28:Résultats de simulation.	82
Tableau 29:: calcul des erreurs en pourcentage du distillat dans le cas Actuel et Actuel simulé.....	83
Tableau 30: calcul des erreurs en pourcentage du résidu dans le cas actuel et actuel simulé.	83
Tableau 31:Les normes de NGPA [1].	85
Tableau 32:Les normes de NGP1/Z [1].....	85
Tableau 33:Optimisation de débit de reflux à L=180m3/h.....	86
Tableau 34Optimisation de débit de reflux à L=210m3/h.....	86
Tableau 35:Optimisation de débit de reflux à L=240m3/h.....	87
Tableau 36:Optimisation de débit de reflux à L= 264m3/h.....	87
Tableau 37:Optimisation de débit de reflux à L= 288m3/h.....	88
Tableau 38: Optimisation de débit de reflux à L=336m3/h.....	88
Tableau 39:Débits de distillat et de résidu calculés par le logiciel HYSYS.	89
Tableau 40:: Energies d'aéroréfrigérant consommées à débit de reflux fixe.	90
Tableau 41: Nombre d'aéros pour débit de reflux contant (400 m3/h).....	104
Tableau 42 :Energies d'aéroréfrigérant consommées à débit de reflux optimisé.	105
Tableau 43:Energies de rebouilleur consommé à débit de reflux optimisé.	106

Tableau 44: Nombre d'aéros à débit de reflux optimisé.....	107
Tableau 45: Comparaison entre l'énergie d'aéro actuelle et optimise.....	108
Tableau 46: Comparaisons entre l'énergie de rebouilleur pour le cas actuel et optimisé.	109
Tableau 47: résumer tous les résultats obtenus.....	110
Tableau 48: Gain énergétique dans les aérocondenseurs.....	102
Tableau 49 : Estimation du coût au niveau des aéros « en DA ».....	104
Tableau 50: calcul de nombre d'aérocondenseur gagné.....	105
Tableau 51: Gain énergétique dans les rebouilleurs.....	106
Tableau 52: Composition du gaz naturel.....	107
Tableau 53: Calcul de gain énergétique par unité « Nm³/h ».....	108
Tableau 54: Le coût qui parte par année unité « en DA ».....	108

Abréviation

SONATRACH	Société Nationale pour la Recherche, la Production, le Transport, la Transformation, et la Commercialisation des Hydrocarbures.
SONELGAZ	Société Algérienne de l'électricité et de gaz.
GP1/Z	Complexe de séparation du gaz pétrolier liquéfié (Béthioua).
GPL	Gaz pétroliers liquéfié. GNL : Gaz naturel liquéfié.
GPL/c	Gaz pétroliers liquéfié carburant.
GN	Gaz Naturel
RTO	Région Transport Ouest
PPM	Partie Par Million
V-N101	Dépropaniseur 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	Aero-refrigerants.
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 (mondial).
NGP1/Z	Natural Gas Processing Association (pour complexe GP1/Z.
PR	Peng – Robinson.
PFD	Process Flow Diagram.
RON	Indice d'octane recherché.

MON	Indice d'octane moteur.
NOx	La famille d'oxydes d'azotes.
SOx	La famille d'oxydes de soufre.
PM	Les matières particulaires.
PET	Polytéréphtalate d'éthylène.
Hg	Mercure.

Nomenclature

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.
D	Distillat.
R	Résidu.
L	La charge.
rr	Le taux de reflux.
rb	Le taux de rebouillage.
Xi'	Concentration molaire du constituant « i » en phase liquide.
Xi	Concentration massique du constituant « i » en phase liquide.
Yi'	Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur.
Yi	Concentration massique du constituant « i » en phase vapeur.
Ki	Coefficient d'équilibre du constituant « i »
αi	Coefficient de volatilité relative.
e'	Taux de vaporisation.
r'o	Taux de condensation molaire.
Lr	Débit de reflux.
N	Nombre des plateaux.
E	Efficacité de palataux.
Qr	Charge thermique du u fond de la colonne (résidu).
Qd	Charge thermique de la tête de la colonne (distillat).
Qv	Charge thermique de la tête de la colonne (vapeur).
QL	Charge thermique d'alimentation de la colonne.
Hi	Enthalpies du constituant « i »
F	Le débit minimal de la pompe de reflux.
PCI	le pouvoir calorifique inférieur

Résumé

Ce mémoire se concentre sur l'optimisation du débit de reflux dans le processus de séparation du Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL) au sein du complexe GP1Z. En raison de l'importance croissante du GPL comme source d'énergie, réduire la consommation d'énergie dans ce processus est devenu essentiel pour minimiser les coûts opérationnels. L'étude utilise deux approches : une simulation avec le logiciel HYSYS pour valider le modèle utilisé et une méthode approximative pour optimiser le débit de reflux et réaliser des gains énergétiques. En combinant une analyse approfondie avec des outils de modélisation avancés, cette recherche vise à fournir des recommandations pratiques pour améliorer l'efficacité énergétique des installations de traitement de GPL, renforçant ainsi la durabilité et la compétitivité de l'industrie du GPL.

Mots clés : GPL, reflux, HYSYS.

ملخص

تركز هذه الأطروحة على تحسين معدل التدفق العكسي في عملية فصل الغاز النفطي المسال داخل مجمع GP1Z. نظرًا للأهمية المتزايدة للجي بي إل كمصدر للطاقة، أصبح تقليل استهلاك الطاقة في هذه العملية أمرًا أساسيًا لتقليل التكاليف التشغيلية. تستخدم الدراسة نهجين: المحاكاة باستخدام برنامج HYSYS للتحقق من النموذج المستخدم، وطريقة تقريبية لتحسين معدل التدفق العكسي وتحقيق مكاسب في الطاقة. من خلال الجمع بين التحليل العميق مع الأدوات المتقدمة للنمذجة، تهدف هذه الأطروحة إلى تقديم التوصيات العملية لتحسين كفاءة الطاقة في منشآت معالجة الجي بي إل، مما يعزز الاستدامة والتنافسية في صناعة غاز البترول المسال .

الكلمات المفتاحية: غاز البترول المسال, التجزئة, الارتداد.

Abstract

This thesis focuses on optimizing the reflux flow rate in the Liquefied Petroleum Gas (LPG) separation process within the GP1Z complex. Due to the growing importance of LPG as an energy source, reducing energy consumption in this process has become essential to minimize operational costs. The study uses two approaches: a simulation with HYSYS software to validate the model used, and an approximate method to optimize the reflux rate and achieve energy gains. By combining in-depth analysis with advanced modeling tools, this research aims to provide practical recommendations for improving the energy efficiency of LPG processing facilities, thereby enhancing the sustainability and competitiveness of the LPG industry.

Key Words : LPG, fractionation, reflux, HYSYS, simulation.

Introduction générale

Introduction Générale :

Les ressources en gaz et en pétrole de l'Algérie sont essentielles pour le développement économique du pays, en particulier pour l'industrie des hydrocarbures. Pour cette dernière, l'installation d'unités de traitement équipées d'équipements coûteux est indispensable, soulignant ainsi l'importance des avancées technologiques pour réduire ces dépenses et encourager le commerce international des combustibles. Dans le même temps, l'augmentation de la demande de gaz de pétrole liquéfié (GPL) met en évidence son importance en tant que source d'énergie, notamment en raison de son faible impact environnemental par rapport à d'autres combustibles. Le GPL offre une grande flexibilité, facilitant ainsi sa liquéfaction, son stockage et son utilisation dans différentes applications. De plus, pour maximiser l'utilisation des hydrocarbures extraits, il est nécessaire de les diviser en composants individuels afin d'obtenir les proportions souhaitées pour une utilisation optimale. L'avenir du secteur énergétique est donc influencé par les progrès technologiques et les préoccupations environnementales, le GPL jouant un rôle clé dans cette évolution.

Notre projet de fin d'études s'est déroulé au sein du complexe GP1/Z, également connu sous le nom de Jumbo. Ce complexe a été érigé dans le but de traiter le GPL brut provenant de divers champs situés dans le Sud de l'Algérie, afin de produire du propane et du butane destinés à la consommation locale et à l'exportation. L'objectif principal de notre travail, inscrit dans le cadre du projet de fin d'études, était d'optimiser le débit de reflux du dépropaniseur de la section de séparation. En effet, une consommation excessive d'énergie avait été constatée à ce niveau. Notre démarche consistait donc à identifier les sources de ce problème, à en déterminer les causes et à rechercher des solutions, tout en préservant le fonctionnement normal du complexe et en minimisant les investissements nécessaires.

Nous allons structurer notre travail de la manière suivante :

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

Chapitre I : **Généralités sur les** **GPL**

I. Introduction :

Le gaz de pétrole liquéfié (GPL), principalement composé de propane et de butane, a gagné en popularité grâce à ses caractéristiques uniques, son haut pouvoir calorifique et son caractère non polluant en raison de l'absence de soufre. Il convient de noter également que le GPL est une matière première intéressante pour la fabrication de polymères. Ce carburant est largement utilisé dans diverses applications en raison de son coût de stockage et de transport raisonnable, de sa sécurité d'approvisionnement, de sa compétitivité tarifaire et d'autres avantages écologiques. L'avantage majeur du propane réside dans sa contribution significative à la réduction des émissions nocives, notamment du dioxyde de soufre (60 %), du dioxyde de carbone (60 %) et du dioxyde d'azote (50 %), ce qui en fait une préoccupation mondiale prioritaire pour la préservation de la couche d'ozone.

I.1 Définition du GPL :

Le gaz de pétrole liquéfié (GPL) est un mélange des hydrocarbures constitué principalement de butane et de propane, mais sa composition peut varier selon sa source. Le tableau 1 ci-dessous donne une composition molaire approximative de ce produit. À la température ambiante et à la pression atmosphérique normale, il existe sous forme gazeuse, mais il peut être liquéfié à une pression relativement basse, généralement entre 4 et 18 bars, tout en maintenant une température ambiante.

Cette transformation permet de réduire considérablement son volume, où 250 litres de GPL gazeux peuvent être comprimés en 1 litre de GPL liquide. Cette propriété rend le GPL pratique pour le transport, le stockage et la commercialisation. Lors de son utilisation, le GPL est vaporisé pour être utilisé comme combustible ou dans d'autres applications, ce qui en fait un choix polyvalent et populaire dans divers secteurs industriels, commerciaux et domestiques. [1]

Tableau 1 : Composition molaire du GPL [2]

Composants	% molaire
Méthane	0,32
Éthane	1,12
Propane	60,95
Iso butane	15,46
Normal butane	22,14
Iso pentane	0,01

I.2 Propriétés et caractéristiques des GPL :

Les propriétés physico-chimiques du gaz de pétrole liquéfié (GPL), telles que la tension de vapeur, le poids spécifique, le pouvoir calorifique et le point d'ébullition, varient en fonction de sa composition en différents hydrocarbures.

I.2.1 Propriétés physiques :

Le GPL peut être liquéfié à température ambiante sous une faible pression, généralement autour de 3 bars. À pression atmosphérique, il se liquéfie à des températures relativement basses, environ -30°C.

I.2.1.1 Tension de vapeur : La tension de vapeur est la pression à laquelle un gaz est maintenu à l'intérieur d'un récipient pour qu'il reste à l'état liquide. Pour le gaz de pétrole liquéfié (GPL), qui est composé principalement de propane et de butane, il est important de maintenir une pression suffisante pour que ces composés restent liquides à des températures supérieures à leurs points d'ébullition normaux. Ainsi, à une température de 20°C, le GPL présente une tension de vapeur de :

- 2 bars pour le butane.
- 8 bars pour le propane.

Il est important de noter que plus la température est élevée, plus la pression nécessaire pour maintenir le GPL à l'état liquide augmente. Cette relation entre la température et la pression est essentielle pour assurer la stabilité du GPL dans les applications de stockage et de transport.

I.2.1.2 Densité : À l'état gazeux, le GPL est plus dense que l'air, ce qui signifie qu'il a tendance à s'accumuler au niveau du sol en cas de fuite. La densité du propane est d'environ 0,51 et celle du butane est d'environ 0,58.

I.2.1.3 Expansion (Dilatation) : Lorsqu'il est liquide, le GPL présente une dilatation significative avec une augmentation d'environ 0,25% par degré Celsius. Cela nécessite une gestion prudente lors du stockage pour éviter les risques de surpression.

I.2.1.4 Température d'ébullition : À la pression atmosphérique, le butane a une température d'ébullition d'environ -1°C et le propane d'environ -40°C. En dessous de ces températures, ils se trouvent à l'état liquide, ce qui les rend plus faciles à manipuler et à utiliser.

I.2.1.5 Pouvoir calorifique : Le pouvoir calorifique du GPL est élevé, avec environ 12 200 k cal/Nm³ pour le propane et environ 11 800 k cal/Nm³ pour le butane. Cela en fait un combustible efficace pour de nombreuses applications, offrant une forte densité énergétique.

Outre ces propriétés physiques, le GPL présente d'autres caractéristiques importantes :

- Il est non corrosif pour l'acier, mais peut corroder des matériaux tels que l'aluminium, le cuivre et leurs alliages.
- Il ne possède pas de propriétés lubrifiantes, ce qui nécessite une attention particulière lors de la conception d'équipements.
- Il est inflammable dans des conditions spécifiques, nécessitant des précautions lors de sa manipulation et de son utilisation.
- Il est généralement à l'état gazeux à température ambiante, ce qui facilite son stockage et son transport dans des contenants appropriés. [3]

Effectivement, le GPL possède des propriétés remarquables, notamment en ce qui concerne son indice d'octane. Son indice d'octane recherché (RON), souvent autour de 98, résulte de la composition spécifique de ce carburant. Le RON évalue la capacité d'un carburant à prévenir le phénomène de cliquetis dans un moteur à allumage commandé, similaire à ceux utilisés dans la plupart des voitures à essence.

De plus, le GPL affiche un indice d'octane moteur (MON) légèrement supérieur à celui des essences conventionnelles. Le MON constitue un autre indicateur de la résistance au cliquetis, mais il est mesuré dans des conditions de fonctionnement moteur différentes de celles du RON.

I.2.2 Propriétés chimiques :

I.2.2.1 Impuretés : Le GPL produit à partir de différentes sources doit respecter les critères suivants :

- Une teneur en gaz sec inférieure ou égale à 3 % mol.

- Une teneur en condensats inférieure ou égale à 0,4 % mol.

I.2.2.2 Odeur et couleur : Le GPL est normalement incolore, à l'état gazeux ou liquide, et pratiquement sans odeur. Pour des raisons de sécurité, un agent odorant, généralement à base de soufre appelé mercaptan, est ajouté pour détecter les fuites.

I.2.2.3 Toxicité : Le GPL, lorsqu'il entre en contact avec l'air, peut produire un gaz toxique appelé monoxyde de carbone lorsqu'il brûle.

I.2.2.4 Solubilité : Les GPL sont insolubles dans l'eau et ne possèdent pas de propriétés lubrifiantes. Ces caractéristiques doivent être prises en compte lors du dimensionnement des compresseurs et des pompes. [4]

I.3 Les différentes utilisations du GPL :

Le GPL se distingue comme une source d'énergie exceptionnelle en raison de ses origines, de ses caractéristiques et de ses multiples applications. En tant qu'option énergétique plus propre, émettant moins de dioxyde de carbone, il présente des avantages significatifs pour les consommateurs et les secteurs professionnels, tout en bénéficiant à l'environnement. Grâce à sa disponibilité mondiale instantanée et à ses faibles émissions de gaz à effet de serre par rapport à l'essence, le GPL joue un rôle crucial dans la transition vers un modèle énergétique durable, compétitif et sécurisé.

I.3.1 Le GPL carburant :

Le GPL carburant, également connu sous le nom de « SIRGHAZ », s'est affirmé comme une alternative avantageuse sur les plans économique et environnemental. Son indice d'octane élevé permet de l'utiliser en substitution à l'essence sans nécessiter de modifications motrices.

Face aux préoccupations croissantes concernant la pollution atmosphérique, l'utilisation des véhicules GPL/c devrait être encouragée, car elle génère moins de dioxyde de carbone, de monoxyde de carbone et ne contient pas de plomb.

Plusieurs pays, dont les Pays-Bas, le Japon, l'Italie, l'Allemagne, la Grande-Bretagne, la France, les États-Unis, l'Espagne et le Canada, ont déjà adopté le GPL/c comme carburant pour une partie significative de leur flotte automobile. Cependant, malgré son potentiel, seulement environ 7% du parc national de véhicules de tourisme utilise actuellement ce carburant.

La Corée du Sud se démarque comme le plus vaste marché du GPL/c, avec près de 2,2 millions de véhicules convertis et 4,3 millions de tonnes consommées. Ce pays bénéficie d'un prix à la pompe environ 50% moins cher que l'essence, ce qui encourage son adoption, en particulier par les véhicules et les bus publics.

Dans le monde entier, la demande croissante de GPL carburant est notable. En 2009, la consommation mondiale de GPL toutes utilisations confondues s'élevait à 240 millions de tonnes. En 2020, près de 17 millions de véhicules roulaient au GPL carburant, représentant environ 10% du mix carburants en Europe. Le marché du GPL carburant vendu en stations-service est estimé à environ 22 millions de tonnes, dont 8,6 millions en Europe.

Malgré ces avancées, il reste encore un potentiel inexploité pour le GPL carburant, comme en témoigne l'excédent d'offre sur le marché européen en 2020, capable de répondre à la demande de 20 millions de véhicules.

I.3.2 Utilisations domestiques :

I.3.2.1 Chauffage :

Le GPL est largement utilisé comme source de chauffage dans les foyers domestiques, avec des

appareils spécialement conçus pour cette utilisation. L'évolution de ces appareils est motivée par la recherche d'une plus grande flexibilité, les besoins des clients et la quête d'un bon rapport qualité-prix.



Figure 1 : Utilisation du GPL dans le chauffage

I.3.2.2 Climatisation :

Dans le domaine de la climatisation, le GPL est utilisé selon deux principes fondamentaux : premièrement, en absorbant la chaleur de l'environnement pour s'évaporer et créer du froid, et deuxièmement, en alimentant un compresseur qui comprime le gaz pour ensuite relâcher la chaleur lors de sa détente. Ces principes sont à la base de la conception des réfrigérateurs et des climatiseurs.

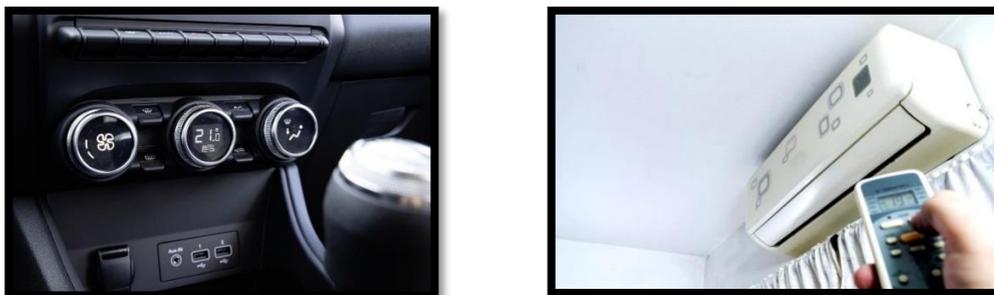


Figure 2 : Utilisation du GPL dans la climatisation.

I.3.2.3 Electricité :

Pour la production d'électricité, le GPL est considéré comme une solution privilégiée par rapport à d'autres combustibles tels que le charbon ou le fioul, aussi bien sur le plan économique qu'écologique. Avec la demande mondiale d'électricité en croissance constante, le GPL est perçu comme une option attrayante pour répondre à ces besoins croissants.

I.3.3 Utilisations industrielles et artisanales :

Le propane est largement utilisé dans une multitude de processus industriels et artisanaux, offrant une polyvalence et une efficacité remarquables. Que ce soit pour des opérations de fabrication manuelles ou mécanisées, le propane s'adapte facilement aux besoins des différentes installations,

qu'elles soient de grande envergure ou plus modestes.

Voici quelques exemples d'applications industrielles et artisanales du propane :

- Climatisation et refroidissement à grande échelle.
- Utilisation comme carburant dans le processus de production.
- Utilisation comme combustible dans les centrales électriques pour la génération d'électricité.

I.3.3.1 Dans l'industrie chimique

Le propane est utilisé pour chauffer des bacs d'acide, dans la fabrication de produits insecticides, de caoutchouc synthétique, d'aérosols et dans la production de gaz inertes.

I.3.3.2 Dans le domaine des matières plastiques

Le propane est utilisé pour ramollir les matériaux avant le formage, chauffer des objets métalliques avant leur enrobage, cuire avant l'enrobage et dans divers processus de travail au chalumeau.



Figure 3: Les utilisations industrielles du GPL.

I.3.4 Dans le secteur agricole :

L'utilisation du GPL est principalement axée sur l'aviculture, ainsi que sur certaines cultures en serre. Bien que la consommation prévue à court terme soit relativement faible, estimée à environ 40 000 tonnes par an, on prévoit une évolution plus significative à moyen et long terme.

Cette évolution sera particulièrement stimulée par l'introduction du GPL dans le chauffage des installations d'élevage avicole et porcin, le séchage des céréales avant leur stockage en silos, ainsi que le séchage des récoltes. De plus, le GPL peut être utilisé comme une alternative aux produits chimiques pour le désherbage thermique, contribuant ainsi à des pratiques agricoles plus durables et respectueuses de l'environnement.

En fin de compte, les GPL ont le potentiel de jouer un rôle essentiel dans le développement de l'agriculture, en offrant des solutions de chauffage efficaces et polyvalentes, ainsi qu'en contribuant à la réduction de l'utilisation de produits chimiques et à l'amélioration des pratiques agricoles. [5]



Figure 4: Le GPL dans le secteur agricole.

I.4 Stockage du GPL :

Différentes méthodes de stockage sont employées pour stocker le GPL :

Le stockage sous pression consiste à maintenir le GPL à l'état liquide à une pression de 14 à 14,5 bars à la température ambiante, en utilisant du carburant gaz pour maintenir cette pression, afin d'éviter la perte de l'énergie.

Les vapeurs de GPL émises par ébullition permettent d'obtenir un volume réduit (plus de 250 fois). Les réservoirs de stockage sont de forme sphérique ou cylindrique à axe horizontal (cigare) avec des capacités variées, des couverts d'une peinture réfléchissante et des équipements d'une soupape de sécurité.

Le stockage sous pression réfrigéré permet de stocker les gaz liquéfiés à des températures proches ou inférieures à 0°C, ce qui permet une réduction significative de la pression de stockage, notamment pour les produits volatils tels que le propylène et le butadiène, qui sont stockés à 0°C et 4,5 bars.

Stockage sous pression pour les gaz qui ne se condensent pas à la température ambiante. Le stockage a une pression légèrement plus élevée que la pression atmosphérique, ce qui entraîne une température proche de la température normale d'ébullition du produit. [6]

I.5 Transport des GPL :

Le transport des GPL se fait selon diverses méthodes :

I.5.1 Le transport par pipelines (canalisations) :

Ce système de transport est employé lorsque des quantités importantes de GPL sont transférées de leur point de récupération vers des unités de séparation ou vers des stockages importants.

Ce moyen de transport est également choisi pour le transport des GPL sur de longues distances, car il est plus rentable.



Figure 5: Transport de GPL par canalisations.

I.5.2 Transport par wagons-citernes : Pour des quantités plus petites, il est recommandé de prendre le chemin de fer. Dans cette situation, le train est composé de plusieurs wagons-citernes d'une capacité de 50 tonnes chacun.

Les wagons-citernes sont soumis à une pression et sont conçus selon des normes strictes. On utilise principalement ce mode de transport pour transporter les GPL des raffineries vers les stockages primaires ou des stockages primaires vers les stockages secondaires.



Figure 6: : Transport du GPL par wagon- citernes.

I.5.3 Le transport par navires (transport maritime) : Ce moyen de transport est souvent employé pour les échanges internationaux. Dans cette situation, les gaz à effet de serre sont conservés dans des réservoirs réfrigérés (jusqu'à -50°) ou sous pression.



Figure 7: Transport du GPL par navire.

I.5.4 Le transport par camion - citernes :

Le transport de petites quantités de GPL sur de courtes distances à partir des centres de stockage vers les utilisateurs est le mode de transport le plus utilisé. [7]



Figure 8: Transport du GPL par camion-citerne.

I.6 Les avantages et les inconvénients des GPL :

Le mélange homogène air-GPL garantit une meilleure régularité du couple moteur à bas régime, offrant des reprises plus souples. Le moteur fonctionne de manière plus silencieuse et avec moins de vibrations, ce qui améliore le confort de conduite. La combustion du GPL ne produit pas de dépôts (calamine), ce qui prolonge la durée de vie du moteur et du lubrifiant. Les intervalles de révision peuvent être prolongés jusqu'à 30 000 km, réduisant les coûts et le temps d'entretien. Les gaz d'échappement ne contiennent ni poussières, ni plomb, ni soufre, diminuant ainsi les émissions polluantes. Les émissions de monoxyde de carbone (CO) sont réduites, notamment en milieu urbain. Le GPL aide à atténuer les problèmes de pollution dans les villes, contribuant à une meilleure qualité de l'air.

Cependant, bien que performant à bas régime, le GPL entraîne une perte de puissance d'environ 5% à haut régime. De plus, il consomme environ 15 à 20% de plus que les carburants traditionnels. Le réservoir de GPL peut réduire l'espace disponible dans le coffre. Toutefois, certains constructeurs proposent des modèles avec des réservoirs intégrés dès la conception pour atténuer ce problème. [8]

I.7 Les avantages et les inconvénients du GPL carburant :

I.7.1 Les avantages :

Le GPL présente plusieurs avantages comme carburant. Il est économique, avec un prix par litre nettement inférieur à celui de l'essence. Il réduit les émissions de CO₂ de 18 % et les particules de dix fois par rapport aux moteurs à essence, tout en étant bien moins polluant que le diesel. En France, il bénéficie d'incitations fiscales, telles que l'exonération de la taxe d'immatriculation. Les véhicules GPL sont également conçus pour être sûrs, évitant les explosions en cas de collision. De plus, la combustion propre du GPL prolonge la durée de vie du moteur et réduit les besoins en entretien. Enfin, le coût d'achat des véhicules équipés pour le GPL est souvent comparable à celui des modèles à essence.

I.7.2 Les inconvénients :

Le GPL présente plusieurs inconvénients comme carburant. Tout d'abord, sa conversion nécessite des ajustements techniques coûteux au niveau du moteur. De plus, son remplissage moins optimal dans les cylindres entraîne une légère perte de puissance moteur, plus notable sur les véhicules moins performants. La consommation de GPL est en moyenne 20 % plus élevée que celle de l'essence, ce qui peut accroître les coûts pour les utilisateurs. Le stockage du GPL à haute pression exige des équipements spéciaux et peut réduire l'espace de stockage disponible dans le véhicule.

Enfin, bien que certains véhicules soient disponibles en version GPL, les options sur le marché sont souvent limitées et plus coûteuses. [9]

I.8 Risques et sécurité des GPL :

L'utilisation du GPL nécessite une attention particulière en raison des risques potentiels associés à ce carburant.

Les fuites de GPL peuvent rapidement conduire à des incendies ou à des explosions, surtout en présence d'une source d'inflammation.

Il est essentiel de ne pas remplir les réservoirs au-delà de 85 % de leur capacité pour permettre la dilatation du gaz.

De plus, en cas de fuite, le GPL, plus lourd que l'air, peut s'accumuler au niveau du sol, augmentant ainsi les risques d'explosion et d'asphyxie dans les zones confinées.

La faible viscosité du GPL augmente également les risques de fuites, nécessitant ainsi d'éviter les assemblages non soudés.

Pour faciliter la détection des fuites, un gaz odorant est ajouté, permettant de les repérer même à des concentrations bien inférieures à la limite d'explosibilité.

De plus, les réservoirs de GPL doivent être équipés de dispositifs de sécurité obligatoires, tels que des soupapes de sécurité et des clapets anti-retour, pour prévenir les explosions en cas d'incendie.

Des contrôles réguliers sont effectués sur les installations de GPL pour garantir leur conformité aux normes de sécurité et environnementales.

Enfin, les utilisateurs doivent prendre des mesures de sécurité appropriées, telles que le placement vertical et stable des bouteilles de GPL à une distance sûre des bâtiments et sur un sol incombustible, pour minimiser les risques d'accident. [10]

I.9 Le GPL en Algérie :

Il est intéressant de noter que malgré le fait que l'Algérie soit un producteur majeur de pétrole et de gaz, la production de GPL (gaz de pétrole liquéfié) y reste relativement méconnue du grand public. Cette ressource est pourtant essentielle dans de nombreux secteurs, notamment l'industrie, le chauffage et même dans certaines applications automobiles.

La production de GPL en Algérie semble provenir principalement des champs pétroliers, ce qui représente une part significative de la production totale. Cette méthode de production est souvent associée à la séparation du gaz naturel et du traitement du pétrole brut, ce qui permet de récupérer le GPL comme sous-produit. C'est une pratique courante dans de nombreuses régions productrices de pétrole dans le monde.

En outre, une partie de la production de GPL en Algérie provient également des raffineries de pétrole situées à Skikda, Alger et Arzew. Ces installations jouent un rôle important dans la transformation du pétrole brut en divers produits pétroliers, dont le GPL.

Il serait intéressant d'explorer davantage les raisons pour lesquelles la production de GPL en Algérie reste relativement méconnue du public malgré l'importance de cette industrie dans l'économie nationale et dans le contexte mondial de l'énergie. [11]

I.9.1 Demande nationale des GPL :

Le niveau de la demande nationale de GPL s'élève à environ 1,4 million de tonnes, se répartissant comme suit : 90 % pour le butane, 5 % pour le propane et 5 % pour le GPL carburant.

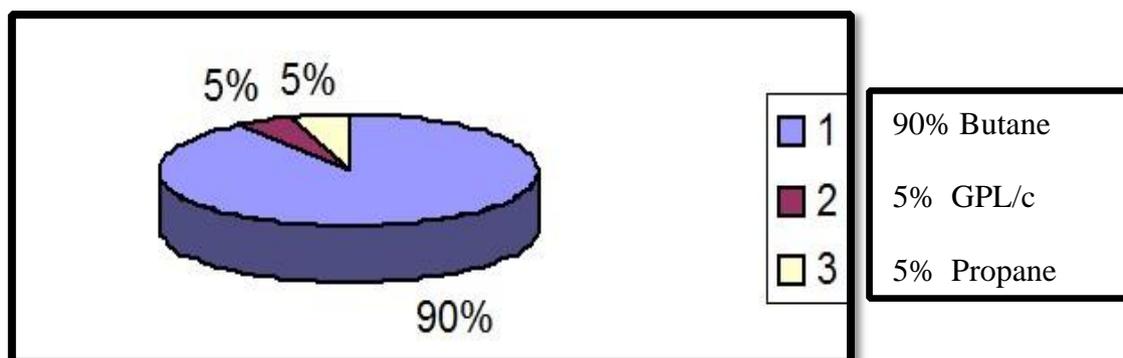


Figure 9: La demande nationale en GPL

Elle est répartie comme suite :

- 6.000 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. [12]

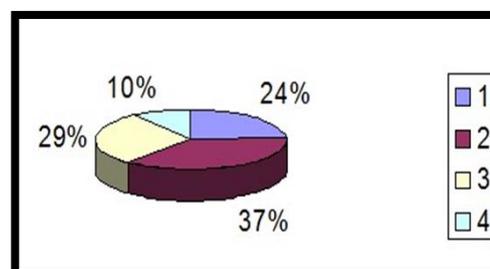


Figure 10: Répartition de la demande en GPL.

I.9.2 Les exportations algériennes de GPL :

L'Algérie se positionne comme le deuxième plus grand exportateur mondial de GPL, juste derrière l'Arabie saoudite. Les principaux marchés d'exportation incluent la Méditerranée, qui représente 80 % des exportations, avec des destinations telles que la France, l'Italie, l'Espagne, le Portugal, le Maroc, la Turquie, l'Égypte, le Liban, la Tunisie et la Syrie. Les États-Unis sont le deuxième marché d'exportation de SONATRACH, représentant 14 % des exportations, suivis de l'Amérique latine (3 %), de l'Asie (2 %) et de l'Europe du Nord (1 %). Le programme de valorisation des ressources gazières lancé dans les années 90 a permis à SONATRACH de disposer de quantités importantes de GPL, en particulier avec l'exploitation du champ gazier de Hamra en 1996. La production de GPL a connu une croissance soutenue et devrait atteindre 11 millions de tonnes avec la mise en service des nouvelles installations. À moyen terme, SONATRACH prévoit de maintenir plus ou moins la même répartition que celle observée actuellement sur les marchés d'exportation. [11]

I.10 Le GPL dans le monde :

La diffusion des GPL à l'échelle mondiale présente des disparités selon les pays, avec des taux d'adoption sur le marché énergétique local généralement limités à environ 5 %. Ce développement est étroitement lié à la croissance de l'industrie du raffinage et aux progrès techniques dans la récupération des GPL à partir du brut. Si autrefois seulement environ 1 % du brut traité était récupéré sous forme de GPL dans les années 30, les raffineries modernes parviennent désormais à en extraire jusqu'à 4,5 %.

Parallèlement, une part significative des GPL provient de la récupération lors de la production de pétrole brut ou de gaz naturel, représentant plus de 60 % de la consommation globale. Ce flux

alimente un commerce maritime international important, avec près de 50 millions de tonnes exportées chaque année, une part significative étant dirigée vers l'Asie.

Cette expansion de l'offre de GPL intervient dans un contexte marqué par l'émergence de nouveaux marchés et une prise de conscience accrue des enjeux environnementaux. Les avancées technologiques, en particulier dans de nouveaux domaines d'application, favorisent la diversification des usages des GPL, notamment comme alternative aux carburants conventionnels.

Les évolutions dans l'utilisation des GPL dans différents secteurs auront des répercussions sur le commerce international et l'économie des échanges, remodelant la géographie et les dynamiques commerciales à l'échelle mondiale.

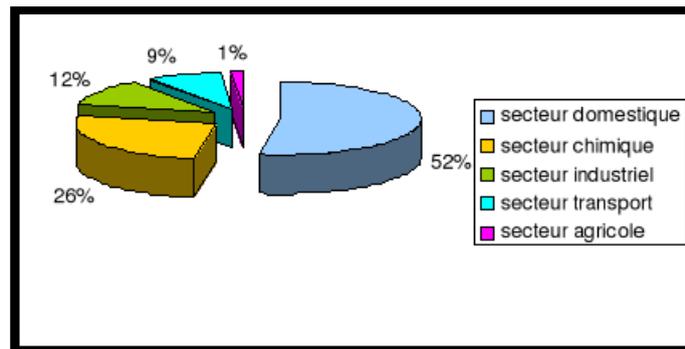


Figure 11: Consommation des GPL par secteur.

Dans le futur, les routes du GPL relieront des sources et des marchés de plus en plus distants, et le mode de transaction à long terme caractéristique du commerce du GNL pourrait également s'étendre aux GPL. [13]

Tableau 2: Le GPL au monde.

	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

Chapitre II : Sources des GPL

II. Introduction :

Le gaz de pétrole liquéfié (GPL) est une ressource énergétique, extraite de deux principales sources. Environ 60% du GPL provient des champs de gaz naturel, où le gaz extrait contient typiquement 90% de méthane (CH₄), ainsi que 5% de propane et 5% d'autres gaz, dont le butane. Le processus d'extraction implique le refroidissement du gaz naturel pour séparer ses différents composants, permettant d'obtenir du propane et du butane sous forme liquide, tandis que le méthane reste gazeux en raison des différences de points de liquéfaction. Par ailleurs, du propane et du butane sont également récupérés lors de l'extraction de pétrole, sous forme de gaz associés dissous, ce qui leur vaut l'appellation de "gaz de pétrole" liquéfiés. Les proportions de butane et de propane dans le gaz naturel et le pétrole brut varient considérablement d'un gisement à l'autre.

Moins de 40% du GPL provient des raffineries de pétrole. Lors du raffinage du pétrole brut, le butane et le propane représentent entre 2 et 3% de l'ensemble des produits obtenus, se manifestant comme les fractions les plus légères lors de la distillation. Ils sont également extraits lors des opérations de traitement secondaires après la distillation. La quantité de GPL produite varie en fonction de l'origine du pétrole brut, avec une tonne de pétrole générant généralement entre 20 et 30 kg de GPL. [14]

II.1 GPL à partir du gaz naturel :

La production de GPL à partir du gaz naturel est un processus complexe et multi-étape qui commence par l'extraction des GNL, suivie de leur traitement, déshydratation, refroidissement cryogénique et fractionnement. Ce processus permet d'obtenir un mélange pur de propane et de butane, essentiel pour diverses applications industrielles et domestiques.

II.1.1 Extraction des Liquides de Gaz Naturel (GNL) :

Le gaz naturel est d'abord refroidi par échange thermique avec du propane liquide. Le gaz refroidi est ensuite lavé avec un liquide hydrocarboné froid, qui dissout la plupart des hydrocarbures condensables, comme le propane et le butane.

Le gaz non condensé, principalement constitué de méthane, est séparé du liquide absorbant. Ce gaz sec peut être utilisé comme combustible ou matière première chimique.

Les hydrocarbures dissous sont extraits du solvant riche. Le solvant pauvre est ensuite recyclé pour une utilisation continue.

II.1.2 Traitement et Déshydratation :

Pour éviter la formation d'hydrates, le gaz naturel est traité avec des glycols, comme le triéthylène glycol (TEG), qui absorbe efficacement l'eau.

Le gaz traverse une unité de traitement contenant plusieurs plateaux à capsules, maximisant ainsi l'absorption d'eau.

II.1.3 Refroidissement Cryogénique :

Le gaz est d'abord traité pour éliminer l'eau et les gaz acides, puis refroidi par échange thermique et réfrigération.

Il est ensuite refroidi davantage par des turbodétendeurs, atteignant des températures très basses (-100°C à -115°C). Le gaz refroidi est envoyé vers un déméthaniseur pour séparer le méthane des GNL.

II.1.4 Production de GPL :

La production du GPL à partir du liquide récupéré du gaz brut dans la zone de séparation du condensât, suivant les spécifications et les normes établies pour chaque produit.

Le condensât stabilisé provenant du débutaniseur est refroidi dans des schillers par du propane, puis admis ensuite au sommet du dééthaniseur pour une meilleure récupération des composés C_3+ entraînés par les vapeurs. Ces vapeurs de tête du dééthaniseur sont envoyées pour être recomprimées et réinjectées dans le gaz de vente. Le GPL liquide est ensuite envoyé vers le stockage. [15]

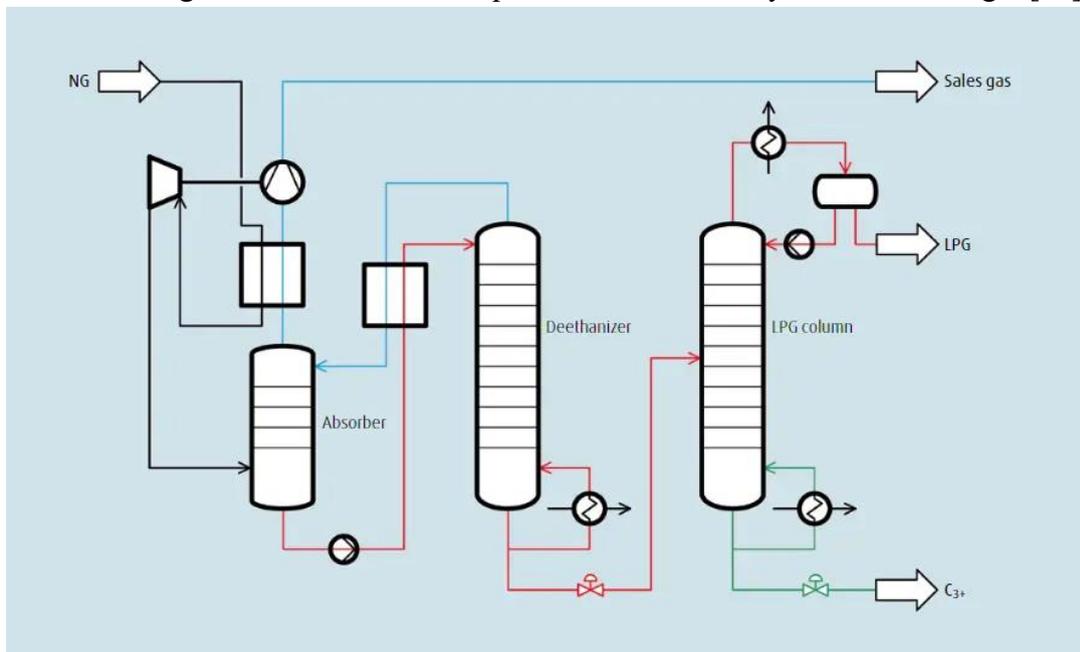


Figure 12: GPL à partir du gaz naturel

II.1.5 Production des GPL issues des champs :

L'approvisionnement en gaz, provenant des champs d'hydrocarbures, représente 79 % de l'offre nationale. Le plan adopté depuis les années 1990 se concentre sur deux axes principaux :

1. Le développement de nouveaux champs de gaz situés au sud-est de Hassi R'mel pour récupérer le gaz sec, le condensat et le GPL.

2. La production de GPL, provenant des champs, est passée de 330 000 tonnes en 1996. Cette augmentation est due à la mise en place d'unités d'extraction dans les champs suivants :

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

Le champ de Hassi R'mel, avec une contribution de 3 millions de tonnes, représente à lui seul plus de 65 % de cette production, soit 57 % de l'offre nationale de GPL. [12]

II.2 GPL à partir du Raffinage du Pétrole Brut :

Les utilisations des produits pétroliers sont extrêmement nombreuses. Le pétrole brut ne peut être utilisé directement que comme combustible. Certaines centrales électriques fonctionnent, au Japon par exemple, avec du pétrole brut. Mais l'essentiel du pétrole est raffiné, transformé en produits avant d'être utilisé. En effet, un moteur à allumage commandé, un moteur diesel ou une turbine requièrent des produits qui, s'ils sont tous issus du pétrole, ont des caractéristiques physico-chimiques

différentes. C'est l'objectif du raffinage de fournir à chaque utilisateur le produit le mieux adapté à ses besoins.

Le pétrole fournit principalement :

- Des carburants (essences auto, carburéacteur, gazole voire fuel lourd pour les moteurs diesel très lents, et GPL).
- Des combustibles (GPL, fuel domestique, fuel lourd, coke et brais).
- Des produits non énergétiques (bitumes, lubrifiants, essences spéciales, pétrole lampant, cires...).
- Des matières premières (naphta, GPL et gazole pour la pétrochimie, huiles de procédés, solvants, coke, cires et paraffines).

II.2.1 GPL : Premier Produit de la Distillation du Pétrole :

Le gaz du pétrole liquéfié (G.P. L) c'est un produit issu directement de la distillation du pétrole. C'est le premier liquide qu'on recueille lors de la distillation atmosphérique.

Ce mélange liquéfié de propane et de butane est récupéré généralement à des températures comprises entre -78°C et 38°C .

II.2.2 La distillation atmosphérique :

La distillation atmosphérique est un processus visant à séparer les différents composants d'un mélange liquide en fonction de leur température d'évaporation. Dans ce procédé, le pétrole brut est introduit dans une tour de distillation imposante, mesurant environ 60 mètres de hauteur et 8 mètres de largeur. À l'intérieur de cette tour, le pétrole brut est chauffé à une température d'environ 400°C . Sous l'effet de la chaleur, les divers hydrocarbures présents dans le pétrole se vaporisent successivement, commençant par les composés les plus légers, puis les moyens, et enfin une partie des composés les plus lourds. La température diminue progressivement à mesure que l'on monte dans la tour, ce qui permet à chaque type d'hydrocarbure de se condenser et d'être récupéré. Les composés les plus légers sont récupérés au sommet de la tour, tandis que les composés les plus lourds demeurent au fond.

Le propane et le butane (GPL) ne nécessitent pas de transformation ou d'amélioration particulière. [16]

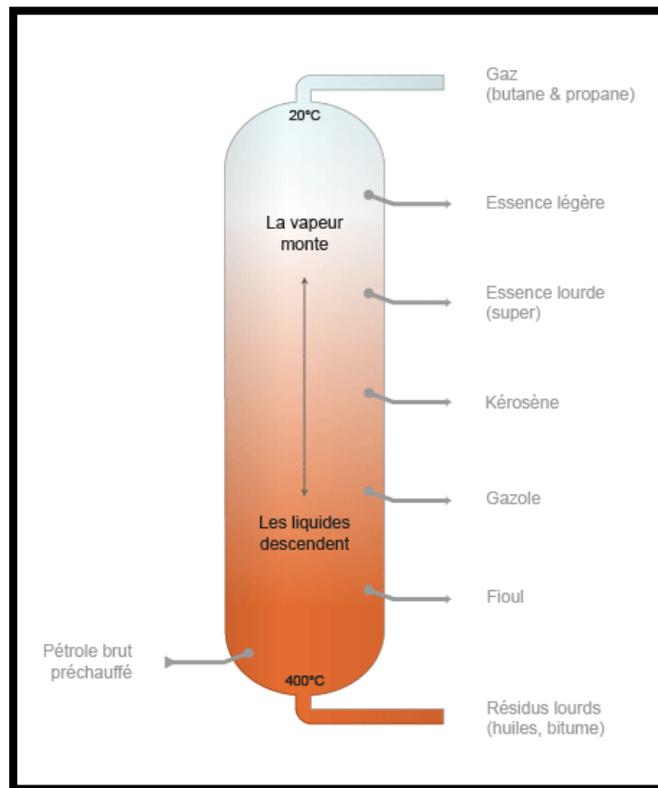


Figure 13: Distillation atmosphérique du brut.

II.2.3 Production de GPL en Algérie : Les Raffineries Clés dans le Pays :

L'Algérie est un acteur majeur sur le marché mondial du gaz naturel liquéfié (GPL), avec un secteur pétrolier et gazier bien développé et des installations de traitement modernes. Parmi les principales installations de traitement du pétrole et du gaz en Algérie, plusieurs raffineries se distinguent par leur capacité à produire du GPL de haute qualité.

Les raffineries en Algérie qui produisent du GPL sont :

1. Raffinerie d'Arzew.
2. Raffinerie d'Alger (Réseau Naftal).
3. Raffinerie de Skikda.
4. Raffinerie d'Adrar.
5. Raffinerie de Hassi Messaoud.

II.3 Les sources renouvelables :

II.3.1 BioGPL :

Bien que le GPL soit déjà une source d'énergie à faible teneur en carbone, l'industrie progresse encore dans la réduction des émissions avec l'introduction du BioGPL, également connu sous le nom de biopropane.

Le BioGPL est un carburant renouvelable certifié qui permet de réduire jusqu'à 90 % les émissions de carbone par rapport aux combustibles fossiles conventionnels comme le pétrole. Il émet les mêmes faibles niveaux de polluants atmosphériques et de particules (NO_x, SO_x et PM) que le GPL traditionnel, contribuant ainsi de manière significative à l'amélioration de la qualité de l'air.

Déjà disponible et utilisé en Irlande, le bioGPL est chimiquement identique au GPL, ce qui permet une intégration facile dans les chaudières et appareils existants sans nécessiter de

modifications majeures. Cette compatibilité permet aux consommateurs de passer facilement au bioGPL.

Le bioGPL peut également être mélangé avec du GPL conventionnel, facilitant une transition progressive et sécurisée vers une utilisation à 100 % de bioGPL. Cette caractéristique le distingue des autres solutions renouvelables qui ne peuvent pas être mélangées avec leurs homologues conventionnels et nécessitent de nouveaux investissements dans les infrastructures.

II.3.1.1 Avantages et inconvénients du bioGPL :

- ✓ **Renouvelable** : Le bioGPL est produit à partir d'une variété de matières premières renouvelables telles que des huiles végétales, des déchets et des résidus provenant de sources durables.
- ✓ **Durable** : Le bioGPL et ses matières premières sont fournis dans le cadre de programmes de durabilité volontaires approuvés par la Commission européenne, et ils peuvent être entièrement tracés en tant que carburant renouvelable.
- ✓ **Certifié à faible teneur en carbone** : Certifié par l'UE pour permettre des économies d'émissions de carbone allant jusqu'à 90 % par rapport aux combustibles fossiles conventionnels.
- ✓ **Propre** : Le bioGPL produit les mêmes faibles émissions de polluants atmosphériques et de particules (NOx, SOx et PM) que le GPL.
- ✓ **Carburant à apport direct** : Étant un carburant à apport direct, le bioGPL peut être utilisé avec l'infrastructure existante du GPL, éliminant ainsi le besoin de nouveaux équipements.
- ✓ **Technologie compatible** : Comme le GPL, le bioGPL est compatible avec une variété d'appareils de chauffage modernes à faible teneur en carbone tels que les pompes à chaleur à gaz, les installations hybrides et les micro-cogénérations à pile à combustible.

Le biopropane est souvent comparé à l'électricité verte en raison de ses avantages environnementaux indéniables. Son utilisation présente peu d'inconvénients compte tenu de sa propreté et de son respect de l'environnement, le plaçant en tête des choix énergétiques disponibles sur le marché actuel. [17]

Chapitre III :

Utilisation des GPL

dans la pétrochimie

III. Introduction :

Environ 18% du GPL est utilisé dans l'industrie pétrochimique, et 10% de la production mondiale d'éthylène, un composé clé en pétrochimie, est issue du propane. La demande mondiale de GPL dans ce secteur enregistre une croissance de 10%. De plus, le butane est principalement utilisé dans la fabrication du MTBE, un additif utilisé pour augmenter l'indice d'octane de l'essence en remplacement du plomb.

III.1 Les procédés de transformation des GPL :

III.1.1 Le vapocraquage :

Le vapocraquage est un procédé essentiel dans l'industrie pétrochimique qui transforme des hydrocarbures saturés à longues chaînes, comme le naphta, l'éthane et le propane, en hydrocarbures insaturés plus petits, tels que l'éthylène (C_2H_4) et le propylène (C_3H_6). Ces alcènes sont ensuite utilisés comme matières premières pour fabriquer des plastiques comme le polyéthylène et le polypropylène, ainsi que dans de nombreux autres secteurs industriels.

Le processus se déroule à des températures très élevées, autour de $700^\circ C$, et à basse pression. De la vapeur d'eau est ajoutée pour réduire le temps de résidence et éviter la formation de coke.

III.1.2 La déshydrogénation :

III.1.2.1 Déshydrogénation du propane :

La déshydrogénation du propane consiste à éliminer l'hydrogène d'un flux de propane pour produire du propylène. Cette réaction est catalysée par des substances telles que le platine ou l'oxyde de chrome, selon le procédé utilisé, comme les procédés CATOFIN (chrome) ou OLEFLEX (platine).

Cette méthode offre plusieurs avantages par rapport aux autres techniques, notamment une grande sélectivité pour le propylène, des coûts réduits, une plus grande disponibilité des matières premières et des profits plus élevés.

III.1.2.2 Déshydrogénation oxydante du butane :

La déshydrogénation oxydante du butane est un procédé chimique dans lequel le butane (C_4H_{10}) est transformé en produits insaturés tels que les butènes (C_4H_8) et le butadiène (C_4H_6) par élimination d'atomes d'hydrogène en présence d'un oxydant. Cette réaction est facilitée par des catalyseurs spécifiques, souvent à base de métaux, qui augmentent la sélectivité et l'efficacité du processus tels que :

- Pyrophosphates de titane (TiP_2O_7)
- Pyrophosphates de zirconium (ZrP_2O_7)
- Pyrophosphates de cérium (CeP_2O_7)
- Pyrophosphates d'étain (SnP_2O_7)

La réaction est généralement réalisée à des températures comprises entre 410 et $570^\circ C$ ($530^\circ C$ pour TiP_2O_7) et à pression atmosphérique. On utilise l'oxygène (O_2) comme un oxydant. L'eau (H_2O) peut être présente, mais elle a un effet négatif sur les performances catalytiques.

III.1.2 L'halogénéation :

L'halogénéation du propane et du butane implique la substitution d'atomes d'hydrogène par des atomes d'halogène tels que le chlore ou le brome. Ces réactions sont souvent réalisées en présence de catalyseurs tels que le chlorure de fer (III) ou le tétrachlorure de carbone. Les produits de ces réactions dépendent des conditions spécifiques utilisées, mais ils incluent généralement des dérivés halogénés du propane et du butane.

Le propane réagit avec les halogènes, généralement le chlore ou le brome, selon un mécanisme radical initié par la lumière. Dans ce processus, un atome d'hydrogène du propane est remplacé par un radical halogène, formant un halogénure d'hydrogène comme sous-produit. Pour les alcanes plus longs que l'éthane, des isomères se forment lors de l'halogénéation.

L'halogénéation du butane, comme celle du propane, suit un mécanisme radical initié par la lumière. Le butane peut réagir avec des halogènes tels que le chlore ou le brome pour former des halogénures d'alkyle.

III.1.3 L'isomérisation :

L'isomérisation permet de convertir le n-butane, le n-pentane et le n-hexane en leurs isoparaffines respectives. Les paraffines linéaires du naphta léger, obtenues par distillation directe, ont un indice d'octane relativement bas. Ces constituants peuvent être transformés en isomères ramifiés avec un indice d'octane élevé en réarrangeant les liaisons interatomiques sans modifier le nombre ou le type d'atomes.

L'isomérisation du butane (C₄) produit une charge d'alkylation. Dans un procédé à basse température, on utilise du chlorure d'aluminium très actif ou du chlorure d'hydrogène comme catalyseur, sans chauffage, pour isomériser le n-butane. La charge traitée et préchauffée est ajoutée au flux de recyclage, mélangée à de l'acide chlorhydrique (HCl), puis passée dans le réacteur. Le processus se déroule généralement à des températures modérées, généralement entre 200 et 500 K (kelvins). Une température plus basse favorise la formation d'isobutane.

III.1.4 La pyrolyse :

La pyrolyse du propane est un processus complexe impliquant la décomposition thermique du propane en divers produits, notamment du pyrocarbone, de l'hydrogène et des hydrocarbures. À haute température (900-1000°C) et basse pression, le propane se décompose en une multitude de composés, allant du méthane aux espèces polyaromatiques telles que le pyrène. [18]

III.1.5 La nitration

Parmi les composés nitrés paraffiniques les plus couramment utilisés en synthèse pétrochimique figurent les monosubstitués tels que le nitrométhane (CH₃NO₂), le Nitroéthane et le Nitropropane. Ces composés sont utilisés comme solvants et additifs pour carburants de fusées en raison de leurs propriétés chimiques et de leurs caractéristiques de combustion.

La nitration du propane donne lieu à la formation de différentes nitroparaffines inférieures.

- 25% de CH₃NO₂ (Nitrométhane)
- 10% de C₂H₅NO₂ (Nitroéthane)
- 25% de CH₃-CH₂-CH₂NO₂ (Nitropropane)
- 40% de CH₃-CH-CH₃ (Isobutane)

La réaction se déroule à des températures élevées, généralement entre 430 et 450°C et sous une pression de 0.7 Mpa en présence de l'acide nitrique HNO₃. [19]

III.1.6 La polymérisation :

La polymérisation est un procédé qui permet de combiner au moins deux molécules organiques non saturées (oléfines) en une seule molécule plus lourde, tout en conservant les proportions des éléments des molécules d'origine. Ce processus convertit des oléfines gazeuses telles que l'éthylène, le propylène et le butylène, obtenues des unités de craquage thermique et de craquage sur lit fluidisé, en molécules plus complexes et plus lourdes, avec un indice d'octane plus élevé, comme le naphta et les charges pétrochimiques. Avant la polymérisation, la charge oléfinique subit un traitement préalable pour éliminer les composés soufrés et autres impuretés. Ensuite, elle

passer sur un catalyseur au phosphore, généralement un catalyseur solide ou de l'acide phosphorique liquide, déclenchant ainsi une réaction de polymérisation exothermique. Pour contrôler la température, il est nécessaire d'utiliser de l'eau de refroidissement et d'injecter la charge froide dans le réacteur, sous diverses pressions. Après la réaction, un lavage à la soude caustique élimine les acides présents dans les liquides. Ces liquides sont ensuite séparés et le catalyseur acide est recyclé. Les vapeurs sont fractionnées pour éliminer les butanes, puis neutralisées pour éliminer les traces d'acide.

III.1.7 L'alkylation :

L'alkylation est une opération qui synthétise des paraffines ramifiées à partir de l'isobutane (C_4H_{10}) et d'oléfines légères (comme le butène : C_4H_8) pour produire des composants de carburants à haut indice d'octane. C'est l'opération inverse du craquage. La réaction se déroule en phase liquide en présence d'un catalyseur, qui peut être de l'acide sulfurique (H_2SO_4) ou de l'acide fluorhydrique (HF). Le produit obtenu, appelé alkylat (triméthylpentane), est utilisé dans la composition des essences. Les températures de réaction, relativement basses, sont contrôlées par réfrigération : de 10 à 16 °C pour l'acide sulfurique, de -27 à 0 °C pour l'acide fluorhydrique, et autour de 0 °C pour le chlorure d'aluminium. [18]

III.1.8 L'oxydation :

L'oxydation des hydrocarbures paraffiniques gazeux peut être utilisée pour l'obtention des alcools à bas poids moléculaire. L'oxydation en phase gazeuse des paraffines C_3 , C_4 donne un mélange d'alcools et de composés carboxylés tels que : le méthanol, éthanol, acétone, propanol et formol. La température du procédé est de 400 °C en présence d'un déficit d'oxygène est sous une pression de 0,7 et 2 MPa.

L'oxydation de C_4H_{10} a lieu en présence de l'air, en utilisant comme solvant CH_3COOH à température de 160 et 190 °C et sous pression de 6 MPa. Elle peut avoir lieu avec ou sans catalyseur. [20]

III.2 Quelques produits obtenus et leurs utilisations dans la pétrochimie :

III.2.1 Propylène :

Le propylène est un produit chimique incolore, inflammable liquéfié et a l'odeur légèrement sucrée. Il est principalement produit par vapocraquage d'hydrocarbures ou par craquage catalytique dans les raffineries. Il est utilisé pour fabriquer divers produits chimiques, notamment le polypropylène, l'oxyde de propylène, le cumène et l'acrylonitrile.

III.2.2 Polypropylène :

Le polypropylène, obtenu par polymérisation du propylène, est largement utilisé dans de nombreux domaines. Il se trouve dans les tapis, les films d'emballage, les ustensiles ménagers, les jouets, le mobilier de jardin, les textiles d'ameublement, les vêtements professionnels jetables et les emballages alimentaires.

Il est également utilisé dans les bétons pour réduire le retrait plastique, les fissurations et les lézardes, ainsi que dans les billets de banque en polypropylène. Dans l'automobile, il est utilisé pour réduire le poids des véhicules tout en offrant une résistance et une flexibilité nécessaires. Les efforts sont faits pour faciliter le recyclage du polypropylène dans les filières de recyclage des déchets plastiques.

III.2.3 Butène :

Le butylène, également connu sous le nom de butène, est un composé chimique largement utilisé dans l'industrie pétrochimique. Il existe plusieurs isomères de butylène, mais les deux principaux sont : le 1-butène et le 2-butène.

Le butylène est utilisé comme matière première dans la production de polyéthylène, l'un des plastiques les plus couramment produits au monde. Il est polymérisé pour former des chaînes de polyéthylène, qui sont utilisées dans une variété d'applications, notamment dans les emballages, les films plastiques et les conteneurs.

III.2.4 Le butadiène :

Le butadiène est un élément essentiel de l'industrie pétrochimique en raison de ses propriétés chimiques distinctives et de sa grande réactivité. Principalement utilisé comme matière première dans la fabrication de caoutchouc synthétique, il est également omniprésent dans la production de polymères et de plastiques.

Le butadiène est largement employé dans la production de caoutchouc synthétique, où il est polymérisé pour former du polybutadiène. Ce polymère est utilisé dans la fabrication de pneus automobiles, de bandes transporteuses, de joints d'étanchéité et d'autres produits en caoutchouc. [18]

III.2.5 L'éthylène :

C'est un gaz incolore, volatil, de densité proche de l'air avec lequel il forme des mélanges explosifs. L'éthylène est à la base de toute la pétrochimie mondiale, et à l'origine des plastiques, des emballages, de médicaments, d'applications en automobile, en mobilier et en bâtiment, en peintures, et d'autres utilisations très surprenantes (agent de mûrissement).

III.2.6 Le polyéthylène :

Le polyéthylène ou polyéthène est un plastique issu de la transformation du pétrole. Il fait partie de la famille des polyoléfinés. Il est obtenu par polymérisation. Le polyéthylène est l'un des polymères thermoplastiques les plus employés dans l'industrie même s'il a certaines limites.

On estime que la moitié des emballages plastiques en sont composés (films alimentaires ou encore utilisés dans l'agriculture). Globalement, on en trouve l'usage dans l'industrie agroalimentaire, l'industrie pharmaceutique ou encore la tuyauterie industrielle. [21]

III.2.7 Nitrométhane :

Le nitrométhane est un liquide jaune clair, hautement inflammable et le plus simple composé organique nitré. Il est principalement utilisé comme additif pour combustible pour les automobiles de course à démarrage rapide et les moteurs modèles, comme solvant industriel et de laboratoire, comme stabilisateur dans les dégraissants, comme solvant dans la fabrication des prothèses dentaires, comme dissolvant d'adhésif et comme stabilisateur de solvant pour nettoyage à sec.

III.2.8 Nitroéthane :

Le Nitroéthane se présente sous la forme d'un liquide incolore et visqueux à l'odeur caractéristique. Il est utilisé dans des solvants de résine ou de cire. Ses propriétés en font également un additif pour augmenter l'indice d'octane des carburants de certains dragster. Il est également capable de dissoudre les cyanoacrylates (famille de colles puissantes utilisé par la médecine).

III.2.9 Formaldéhyde :

Le formaldéhyde est une substance chimique qui se présente à température ambiante sous forme de gaz incolore et inflammable. Il est souvent commercialisé sous forme liquide appelée couramment formol. Il est utilisé comme biocide désinfectant, comme fixateur et comme conservateur. On peut le

retrouver dans des produits de bricolage, d'entretien, dans des revêtements de murs, de sols ou de meubles, dans des plastiques etc.

III.2.10 L'acide acétique :

L'acide acétique est un liquide incolore de la famille des carboxyliques. C'est l'un des plus vieux conservateurs alimentaires. Il est aussi utilisé dans l'industrie textile pour la teinture et l'impression. L'acide acétique est employé comme solvant pour la fabrication de plastique comme l'acétate de cellulose qui entre dans la composition de peintures et d'adhésifs, et le PET, le polyéthylène téréphtalate, une substance dangereuse pour l'homme à l'utilisation très réglementée depuis les années 90. [22]

III.2.11 Le cumène :

Le cumène apparaît comme un liquide clair et incolore avec une odeur aromatique. Moins dense que l'eau et insoluble dans l'eau. Vapeurs plus lourdes que l'air. Peut-être modérément toxique par inhalation, ingestion et absorption cutanée. Il est dans la production du phénol (et de l'acétone comme co-produit). Le cumène a aussi quelques autres usages industriels limités en tant que diluant à peinture ou comme solvant. Dans le passé, il a été largement employé comme additif dans les essences à haut indice d'octane utilisées en aviation.

III.2.12 L'acétylène :

L'acétylène est un gaz extrêmement inflammable qui peut, en outre, exploser spontanément lorsqu'il est soumis à une forte pression (supérieure à deux atmosphères) ou à une élévation brusque de température. Il est utilisé dans l'industrie chimique comme matière première pour la synthèse de nombreux produits chimiques : l'acétaldéhyde, l'acide acétique, les acrylates, des monomères (ex. : chlorure de vinyle) utilisés dans la production de plastiques, etc.

III.2.13 L'acétone :

L'acétone est un liquide transparent, très inflammable et volatil, utilisé comme solvant et intermédiaire de synthèse. L'acétone est l'un des solvants organiques les plus utilisés, qui dissout les gommes, résines, dérivés de cellulose, graisses, huiles et caoutchoucs. [23]

III.2.14 Le méthanol :

Le méthanol est un composé toxique synthétisé. Il est destiné principalement, en Chine, à produire de l'éthylène et du propylène et ailleurs à fabriquer le formaldéhyde mais il est aussi utilisé dans des carburants, après transformation éventuelle en MTBE, pour produire l'acide acétique et le diméthyléther, employé dans le GPL. Il est également utilisé dans des piles à combustible.[55]

III.2.15 L'éthanol :

L'éthanol, ou alcool éthylique est un liquide incolore, volatil, inflammable et miscible à l'eau en toutes proportions. L'éthanol est utilisé par l'industrie agroalimentaire (pour la production de spiritueux notamment), la parfumerie et la pharmacie galénique (comme solvant) ainsi qu'en biocarburant (bioéthanol). Il est en outre utilisé dans les thermomètres à alcool. Solvant utilisé dans l'industrie des peintures, vernis, encres, matières plastiques, adhésifs, explosifs, parfums, cosmétiques, l'industrie pharmaceutique...

Matière première pour la production de nombreux composés : acide acétique, acrylate d'éthyle, acétate d'éthyle, éthers de glycol, éthylamine, éthylène, éthers-Oxydes notamment l'ETBE (éthyle- tert-butyl-éther) ... [24]

III.2.16 MTBE :

Le méthyl tert-butyl éther, ou MTBE, est un composé organique de formule brute $C_5H_{12}O$. Il se présente sous forme d'un éther liquide, incolore, volatil et inflammable, qui est non miscible à l'eau.

Le MTBE est utilisé comme additif dans l'essence pour oxygéner le carburant et augmenter son indice d'octane, tout en réduisant les émissions d'échappement des véhicules à moteur. La présence d'oxygène dans le MTBE favorise une combustion plus complète de l'essence, ce qui permet de remplacer certains composants nocifs de l'essence, comme les composés aromatiques tels que le benzène. [25]

III.2.17 PVC :

C'est la 3ème matière plastique la plus utilisée dans le monde principalement en construction. Il est préparé par polymérisation du chlorure de vinyle monomère obtenu par chloration ou oxychloration de l'éthylène mais aussi, à partir de l'acétylène.

Le chlorure de polyvinyle (PVC) occupe une place prépondérante dans l'industrie pétrochimique. Utilisé dans une gamme diversifiée de secteurs tels que la construction, l'emballage, l'automobile et le médical, le PVC est un matériau de choix pour de nombreuses applications. Sa résistance à la corrosion, sa durabilité et sa facilité de transformation en font un élément clé dans la fabrication de tuyaux, de revêtements de sol, de films plastiques, de composants électroniques, de pièces automobiles et de dispositifs médicaux. [26]

Chapitre IV :
Description du
complexe $GP1\mathbb{Z}$

IV. Introduction :

Le Sud Algérien est riche en ressources naturelles, notamment les réserves d'hydrocarbures, ce qui explique la présence d'une variété de produits liés aux gisements de pétrole et de gaz. Afin de séparer ces produits et leurs dérivés, notre pays a consacré des fonds considérables pour l'acquisition et l'installation de ces grandes installations de traitement, réparties en plusieurs unités, comme le complexe GP1/Z.

IV.1 Historique

Le complexe GP1/Z est l'un des six complexes de liquéfaction qui font partie de l'activité (AVAL) de la société nationale SONATRACH. Sa superficie s'étend sur 120 hectares, entre la centrale thermoélectrique de Mers EL Hadjaj à l'Est et les complexes de GNL à l'Ouest. Il a été édifié en collaboration avec un consortium japonais IHI-ITOCHU dans le cadre d'un contrat clé en main. Il a été construit en trois étapes distinctes, avec la première réception le 02 septembre 1984, la deuxième le 20 novembre 1998 et la troisième le 24 février 2010.

En 1983, quatre trains de traitement GPL alimentaient le complexe pour une production annuelle de 4,8 millions de tonnes, puis deux trains supplémentaires ont été achetés (extension du complexe en 1998) pour une production annuelle de 7,2 millions de tonnes. À l'ouverture de la troisième phase, on estime la production à 10,8 millions de tonnes par an.

Le but du complexe est de traiter une charge de GPL Brut provenant des différents champs situés au Sud Algérien pour produire du Propane et du Butane destinés au marché national et international. Par conséquent, il est appelé JUMBO-GPL en raison de ses grandes capacités de production.

IV.2 Situation :

Le complexe GP1.Z, s'étendant sur une superficie de 120 hectares, 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, bordé par la mer Méditerranée et la route nationale N°1.1. Son objectif principal est le traitement du mélange brut de GPL en vue de produire du propane commercial et du butane commercial.

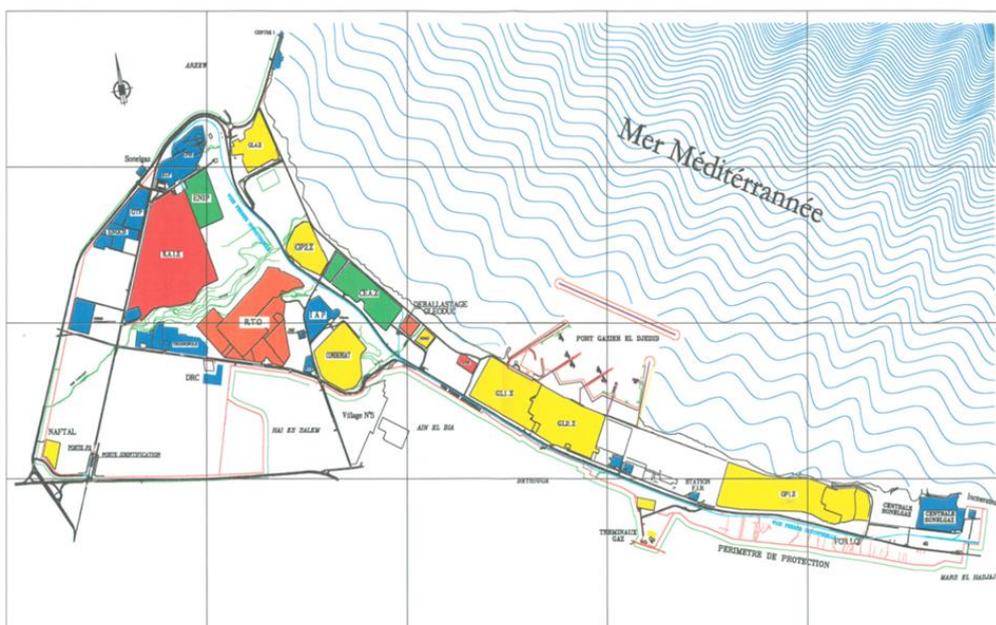


Figure 14: Situation géographique du complexe GP1Z.

IV.3 Principales installations du complexe :

Les principales installations du complexe GP1/Z sont :

- 09 Trains de traitement du GPL.
- 02 unités de liquéfaction des boil-off.
- 22 Sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1000 m³ chacune.
- 04 Bacs de stockage de propane basse température de 70000 m³ chacune.
- 03 Bacs de stockage de butane basse température de 70000 m³ chacune.
- Un Bac de stockage de bupro basse température de 70000 m³
- 04 Sphères de stockage de produits ambiants (propane et Butane) de 500m³ chacune.
- Une Sphère de stockage gazoline de 500 m³.
- Unité de démercurisation.
- 05 salles de contrôle.
- Une Station électrique alimentée par SONELGAZ.
- 04 Générateurs assurant l'énergie de secours du complexe.
- 02 Quais de chargement pouvant recevoir des navires d'une capacité variante entre 4000 et 5000 tonnes.
- Une rampe de chargement de camions.
- Une station de pompage d'eau de mer.
- Un système de télésurveillance.

IV.4 Organisation du complexe :

Grâce à la description des structures, nous pouvons appréhender la localisation géographique, le nombre d'employés, les objectifs et le rôle de chaque département. Cela nous permet d'explorer en détail le fonctionnement du complexe GP1/Z.

Le complexe GP1/Z est administré en respectant un organigramme précis afin de maîtriser efficacement les tâches. Il est constitué d'une direction générale, de deux sous-directions et de départements de contrôle, comme le montre l'organigramme ci-dessous qui nous fournit des informations sur le fonctionnement du complexe GP1/Z :

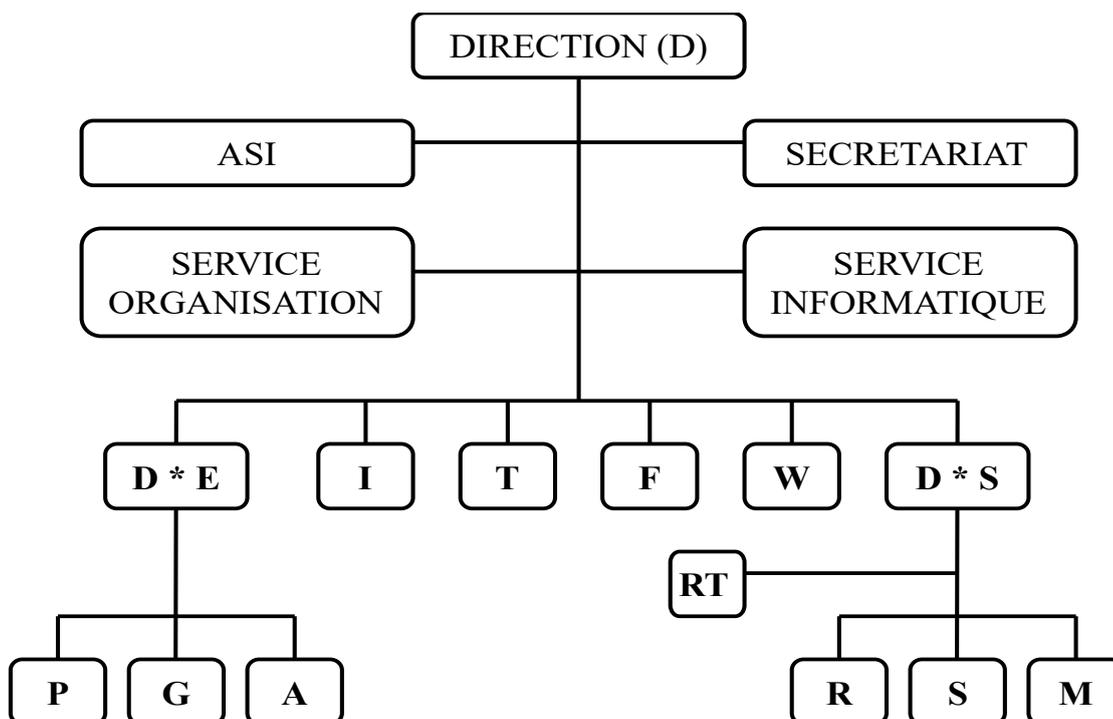


Figure 15: Organigramme du complexe.

Tableau 3: Symboles des départements.

SYMBOLES	DEPARTEMENT	SYMBOLES	DEPARTEMENT
ASI	Assistance sûreté interne	RT	Relation de Travail
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	M	Dpt moyens généraux
G	Département Maintenance	R	Dpt Ressources Humaines
A	Département Approvisionnement	S	Administration et social

IV.4.1 Département technique :

Le département technique est placé en fonction hiérarchique de la direction du complexe. Il joue un rôle essentiel en étudiant les projets d'installation, en suivant les paramètres de fonctionnement et en vérifiant la qualité des équipements, ainsi que les utilités et les produits finis. Le département est composé de quatre départements :

IV.4.1.1 Service étude : Le service d'étude est géré par un groupe d'ingénieurs qui sont responsables de garantir le respect des paramètres de fonctionnement des équipements et des installations.

IV.4.1.2 Service inspection : est chargé de vérifier les équipements techniques, de surveiller toutes les machines et de garantir leur bon fonctionnement, ainsi que de suivre les travaux de maintenance.

IV.4.1.3 Service DCS : également connu sous le nom de "Système de contrôle distribué", est responsable du suivi, de l'amélioration et des mises à jour du système numérique de contrôle et de commande (SNCC), suite à l'introduction de nouvelles technologies.

IV.4.1.4 Service laboratoire : est responsable de la vérification des produits finis (Propane et Butane), ainsi que des produits finis en circulation dans diverses étapes du processus.

IV.4.2 Département production :

Le département production dépend de la sous-direction d'exploitation. Ce département gère toute la production de GPL (propane et butane) et se compose de trois services :

IV.4.2.1 Service de fabrication : est responsable de la fabrication du produit fini Propane et Butane, qu'il soit réfrigéré ou ambiant. Il s'occupe également de l'entretien et des conditions de fonctionnement des installations présentes sur les trains.

IV.4.2.2 Service de stockage et d'expédition : est chargé de prendre soin du produit fini et de l'envoyer par bateaux et camions. Il existe deux catégories de stockage :

Stockage à température basse : conçue pour le marché international.

Stockage à température ambiante : conçue pour le marché national.

IV.4.2.3 Service de planification et de programme : Son rôle consiste à planifier les programmes mensuels de production, à analyser les différences de production entre les prévisions et la réalisation, et à élaborer des rapports de production.

IV.5 Capacité :

À partir du traitement du GPL brut algérien provenant des champs gaziers et pétroliers du sud, la production du complexe est de 10 800 000 tonnes/an de GPL, comprenant du propane, du butane commercial et du pentane.

IV.6 Alimentation de l'usine :

L'usine est alimentée en GPL depuis différentes sources, notamment Hassi Messaoud, Hassi R'mel, Alrar, In Amenas, Tinfouye Taban Kort (TFT), Rhourde Nouss, Gassi Touil.

IV.7 Utilités :

L'usine fournit diverses zones de production en :

- Fuel (gaz naturel) : utilisé comme combustible.
- Air : divisé en air instrument (séché pour la manipulation des vannes) et air service (utilisé pour le nettoyage et l'entretien).
- Vapeur : produite à partir de la chaudière.
- Eau : divisée en eau distillée, eau de refroidissement et eau potable.

Chapitre IV : Description du complexe GP1\Z

- Méthanol : utilisé pour le dégivrage.
- Gasoil : utilisé pour les générateurs de secours.
- Azote : utilisé pour l'inertage des équipements.
- Générateur électrique de secours d'une capacité de 25 617 kW.
- Système de sécurité vide-vite (blow-down).
- Torches : trois hautes pressions et deux basses pressions pour brûler le gaz en cas de dysfonctionnement des trains. [27]

Chapitre V :

Description du procédé

V. Introduction :

Avant d'entrer dans les sphères de stockage, le GPL subit un processus de traitement comprenant les étapes suivantes :

- Filtration : élimination des slopes (poudre noire).
- Coalescence : élimination de l'eau libre.
- Démercurisation : élimination du mercure (Hg).

V.1 Procédé de fabrication du GPL :

Le GPL provenant de l'extérieur est stocké dans 22 réservoirs sphériques situés dans la section de stockage de la charge. Ensuite, le GPL brut est acheminé vers les 9 trains identiques installés en parallèle par des pompes de charge (7 pompes pour la phase I, 3 pompes pour la phase II et 4 pompes pour la phase III). Chaque train est conçu pour produire 10.800.000 tonnes/an et comprend les sections suivantes :

V.1.1 Section déshydratation de la charge :

L'alimentation de cette section se fait avec du GPL brut depuis la section de stockage de la charge. La charge arrive par un collecteur commun à une pression de 30 bars pour les neuf trains. L'objectif de cette unité est de réduire la teneur en eau dissoute dans la charge GPL de 100 ppm à 5 ppm afin d'éviter la formation de givre au niveau des équipements de la section réfrigération.

La section de déshydratation en phase liquide de la charge comprend trois colonnes d'adsorption contenant des tamis moléculaires, fonctionnant sur une période de 36 heures. À tout instant, une colonne est en ligne pour l'adsorption, une deuxième est en régénération, tandis que la troisième est en attente. La durée d'adsorption est de 36 heures, après quoi la colonne en réserve est mise en ligne, et la colonne qui était en service passe en régénération (avec un temps de 19 heures). À ce moment-là, la troisième colonne a achevé son cycle de régénération et passe en réserve.

Pendant l'adsorption, l'écoulement à travers la colonne se fait du bas vers le haut. Il est également important de noter que la section de déshydratation de la charge peut travailler avec seulement deux adsorbants, de sorte qu'une colonne peut être révisée pendant que les deux autres assurent le séchage de la charge de manière automatique et en séquence sous la commande d'un programme, le Contrôleur Matriciel du cycle. Pour décrire le système, on suppose que l'adsorbant A vient de terminer son cycle d'adsorption. À ce moment, l'adsorbant B est mis en fonctionnement, et l'adsorbant C est en réserve.

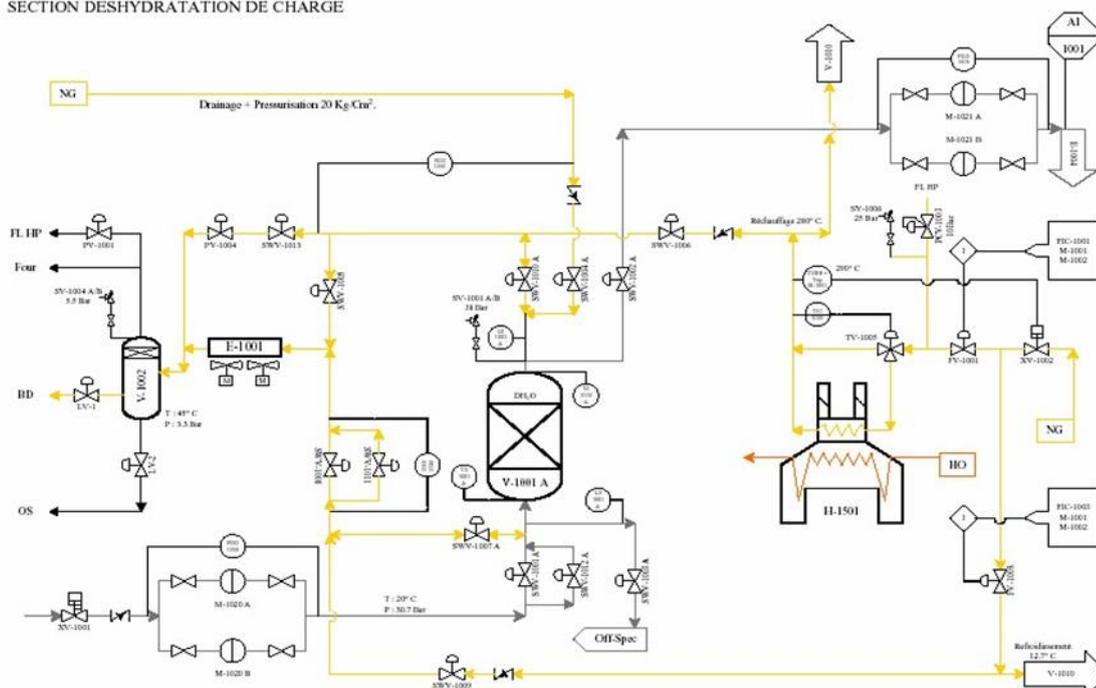


Figure 16: Section déshydratation de la charge.

V.1.2 Régénération de la section déshydratation :

La régénération de la section déshydratation respecte les séquences suivantes :

- **Drainage (1 heure) :**

La vidange du sécheur s'effectue par l'injection de gaz naturel sous une pression de 20 KG/Cm². Le GPL restant est acheminé vers les sphères de charge.

- **Dépressurisation (30 minutes) :**

Cette séquence vise à réduire la pression du sécheur de 20 KG/Cm² à 3 KG/Cm² en évacuant le gaz naturel contenu dans le sécheur vers la section fuel gaz.

- **Réchauffage (11 heures) :**

Le réchauffage est assuré par le gaz naturel chauffé dans le four à une température de 280°C. Il passe à travers le sécheur du haut vers le bas pour évaporer l'eau dissoute contenue dans les tamis moléculaires.

- **Refroidissement (5 heures) :**

Le GPL est refroidi par le gaz naturel porté à une température de 12 à 45°C et une pression de 3 KG/Cm².

- **Remise sous pression (30 minutes) :**

Avant le remplissage de la colonne par le GPL, il est nécessaire d'atteindre sa pression de service, fixée à 20 KG/Cm². Cette opération se réalise par l'introduction de gaz naturel à haute pression.

- **Remplissage au GPL (1 heure) :**

Cette phase consiste à mettre le sécheur en attente, permettant ainsi le remplissage de l'adsorbant par du GPL.

V.1.3 Section déshydratation de garde :

La déshydratation de garde ne concerne que le propane, et la teneur d'hydrate ne doit pas dépasser 1 ppm. La durée d'adsorption est de 30 jours, après quoi la colonne passe en régénération.

(avec un temps de 23 heures). La régénération suit les étapes suivantes, similaires à celles de la section principale.

V.1.4 Section Séparation :

Le GPL provenant de la section déshydratation passe par trois préchauffeurs avant d'être introduit dans la section de fractionnement (séparation) à une température de 71°C et à un débit nécessaire. La section de séparation comprend un Fractionnateur, un dééthaniseur, et un Dépénaniseur, chacun jouant un rôle spécifique dans la séparation des composants du GPL brut.

V.1.4.1 Dépropaniseur :

Une fois la déshydratation terminée, le GPL brut est introduit dans la section de séparation (fig.17), en tant qu'alimentation du dépropaniseur V-N101. Dans le préchauffeur N° 1, E-N004, le GPL absorbe tout d'abord la chaleur du propane produit à partir du fond du dérive, puis il récupère une autre chaleur dans le préchauffeur N° 2, EN005 A~D, cette fois-ci sur le produit du fond du dépropaniseur.

Enfin, le GPL est introduit dans le préchauffeur N° 3, E-N013, qui utilise le fluide caloporteur pour contrôler la température de sortie du E-N013. Lorsque le E-N013 sort, le contrôleur de débit règle le débit de charge en fonction du point de consigne.

Cette colonne de fractionnement est équipée de 55 plateaux à clapets, permettant la récupération de l'éthane et du propane en tête, et du butane et du pentane au fond.

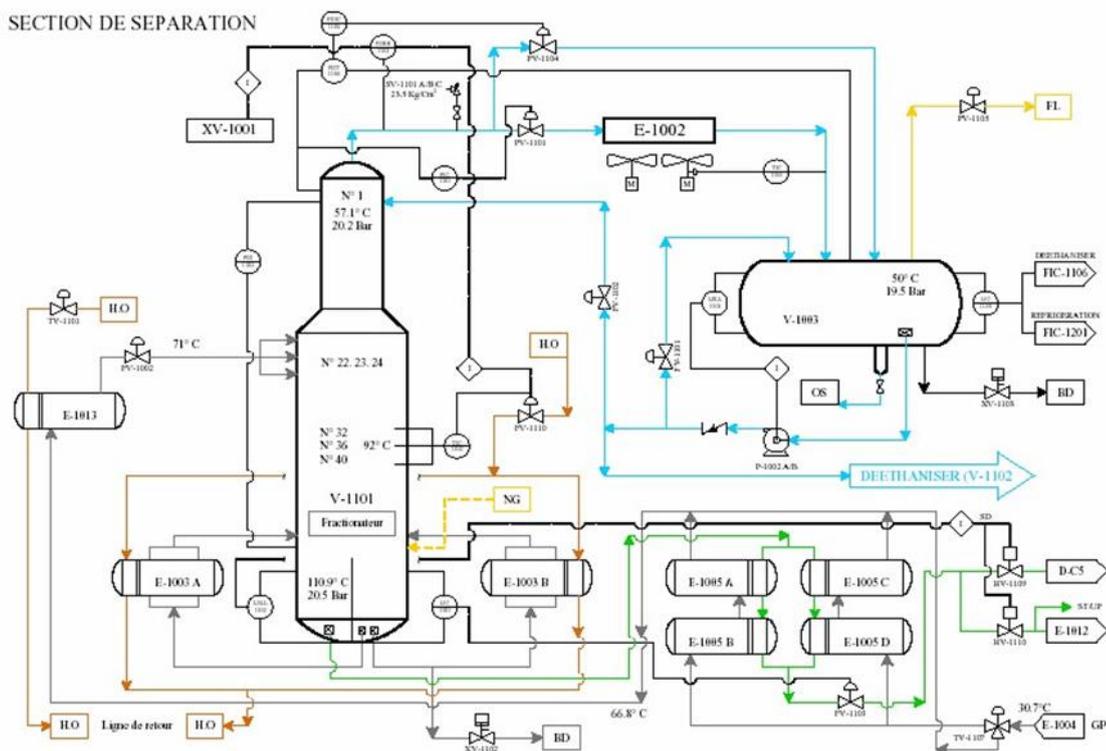


Figure 17: Schéma représentatif du dépropaniseur.

Le dépropaniseur est configuré de manière à assurer la séparation souhaitée entre le propane et le butane, tout en réalisant le taux de récupération souhaité.

La vanne située dans la ligne des vapeurs de tête vers l'aérocondenseur E-N002 maintient une pression constante en tête du dépropaniseur.

Chapitre V : Description du procédé

Un contrôleur de la différence de pression et un by-passe de gaz chaud E-N002 assurent la pression dans le ballon de reflux. Le réglage du pas des pales du ventilateur permet de maintenir la température des condensats sortant de E-N002 constante.

La condensation totale des vapeurs de tête du V-N101 se produit dans E-N002. La pompe de reflux P-N002 reprend une partie des condensats récupérés au V-N003 et les renvoyées au V-N101 en tant que reflux froid. Le 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.

Au fond du dépropaniseur, le liquide est principalement composé de butane avec une teneur variable en pentane. Selon la quantité de pentane présente dans la charge, le butane peut être dépentanisé ou non. En mode normal de fonctionnement, le Dépentaniseur n'est pas requis. La faible quantité de colonnes prévues (02) pour les neuf trains explique cela.

IV.1.4.2 Dééthaniseur :

Pour obtenir un propane commercial au moins pur, les produits de tête de la colonne de fractionnement sont alimentés par le dééthaniseur (fig. 18). Il s'agit d'une colonne de division avec 25 plateaux à clapets. À une température de 62 °C, le propane sort du fond de la colonne et se dirige directement vers le premier préchauffeur du dépropaniseur. Ensuite, il est refroidi dans les aéroréfrigérants E-N011, puis il entre dans la section de réfrigération où il est refroidi à - 38°C. Enfin, il est envoyé vers les sphères de stockage pour être expédié sur le marché national. Le four est alimenté par le gaz riche en éthane qui sort de la partie supérieure du dééthaniseur.

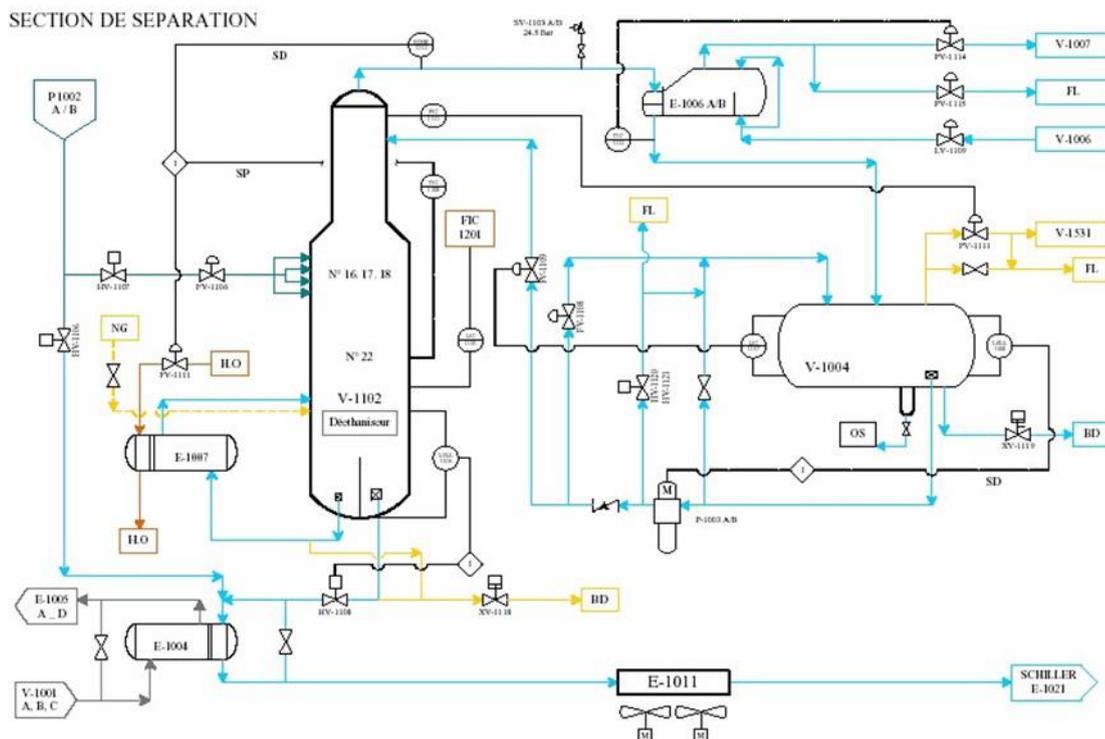


Figure 18: Schéma représentatif du dééthaniseur.

V.1.4.3 Dépentaniseur :

Les 09 trains possèdent deux Dépentaniseur (fig.19) qui sont communs. Un Dépentaniseur a pour fonction d'éliminer les résidus de pentane présents dans le butane. On retrouve 50 plateaux à clapets dans la colonne. Il est envoyé à la section de réfrigération le butane qui sort de la tête du

Chapitre V : Description du procédé

Dépentaniseur, mélangé au reste du butane non dépentanisé. L'aéroréfrigérant refroidira le pentane recueilli du fond du Dépentaniseur et sera envoyé vers le stockage ambiant. Cette étape est souvent négligée, car la charge de GPL arrive avec une quantité très faible de pentane.

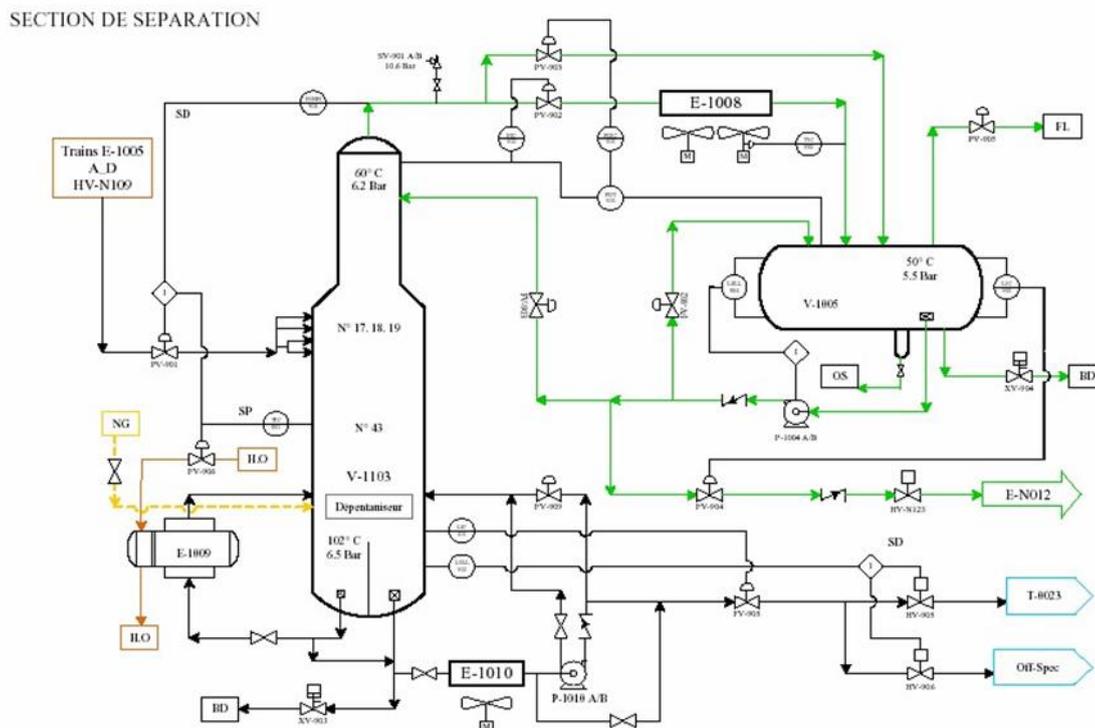


Figure 19: Schéma représentatif du Dépentaniseur.

V.1.5 Section réfrigération :

La section réfrigération opère sur le propane et le butane provenant de la section séparation. Elle a pour mission de refroidir ces gaz jusqu'aux basses températures correspondant aux points de saturation liquide, à proximité de la pression atmosphérique, avant de les acheminer vers les bacs de stockage à basse température.

Chaque produit, propane et butane, traverse trois refroidisseurs de type Schiller pour être refroidi selon un cycle ouvert, impliquant une détente successive en trois niveaux de pression (HP, MP et BP) par détente du propane, qui sert de fluide frigorigène. Après la compression, les vapeurs résultant de l'évaporation du propane réfrigérant dans les Schillers, ainsi que les condenseurs de tête du dééthaniseur, sont collectées dans trois ballons d'aspiration (HP, MP et BP). Ces vapeurs sont aspirées par le compresseur centrifuge, entraîné par une turbine à gaz dans la phase I et par un moteur électrique dans les phases II et III. Ensuite, elles sont condensées dans des condenseurs de type aéroréfrigérant (E-X027) et collectées dans le ballon accumulateur.

Le propane réfrigéré passe par un déshydrateur de garde après son passage par le premier Schiller. Il a ensuite deux options : passer à travers les deux autres Schillers ou être dirigé directement vers le stockage à température ambiante. Cette configuration assure un contrôle efficace de la température des produits finaux, garantissant ainsi leur stabilité et leur qualité avant le stockage ultérieur.

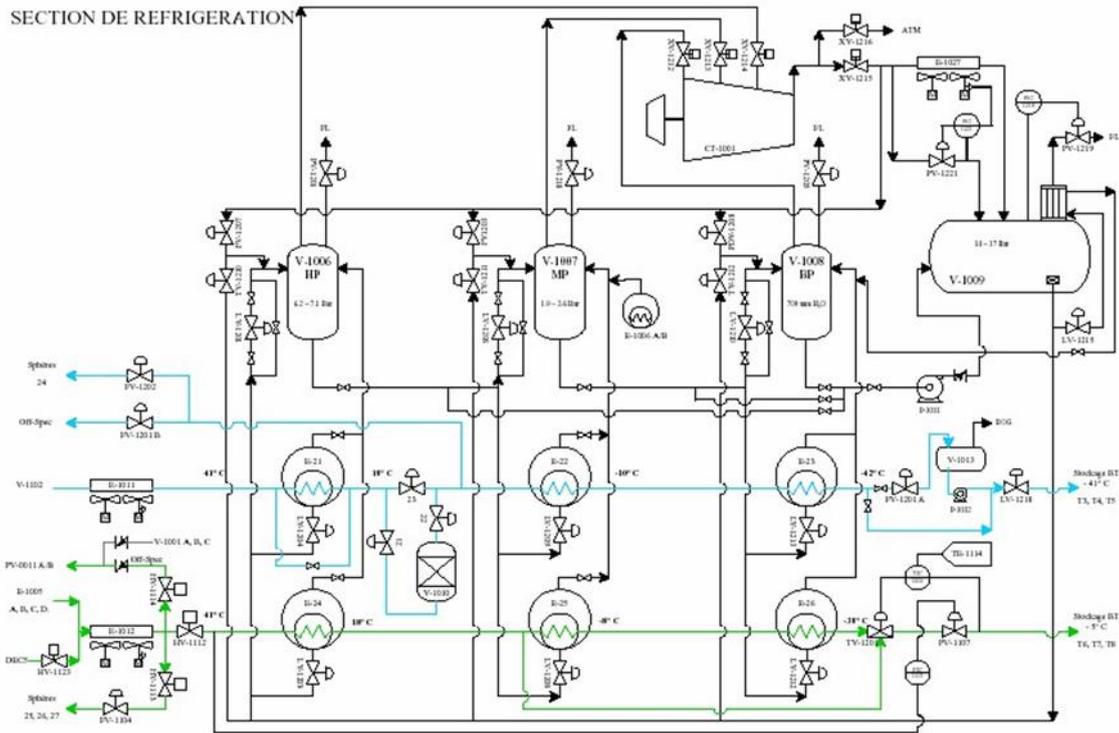


Figure 20: Section réfrigération

V.1.6 Section d'huile chaude :

La section du fluide caloporteur, fonctionnant à l'aide de l'huile TORADA TC 32, joue un rôle crucial en tant que source de chaleur pour les rebouilleurs des colonnes de fractionnement et pour le troisième préchauffeur de la charge GPL.

Le fluide caloporteur circule dans une boucle et est chauffé par un four, atteignant ainsi une température de 180°C à sa sortie. Ce fluide caloporteur chaud est ensuite utilisé pour fournir la chaleur nécessaire aux processus de vaporisation dans les colonnes de fractionnement, contribuant ainsi à la séparation efficace des composants du GPL.

Par ailleurs, le four joue un rôle essentiel en fournissant la chaleur requise au gaz naturel pour la régénération des tamis moléculaires dans la section de déshydratation. Simultanément, il chauffe le gaz naturel dans un petit serpentin de la section de convection, maintenant une température constante de 280°C à un débit de 2 000 Nm³/h. Cette configuration garantit le bon fonctionnement des différentes unités du processus de production de GPL.

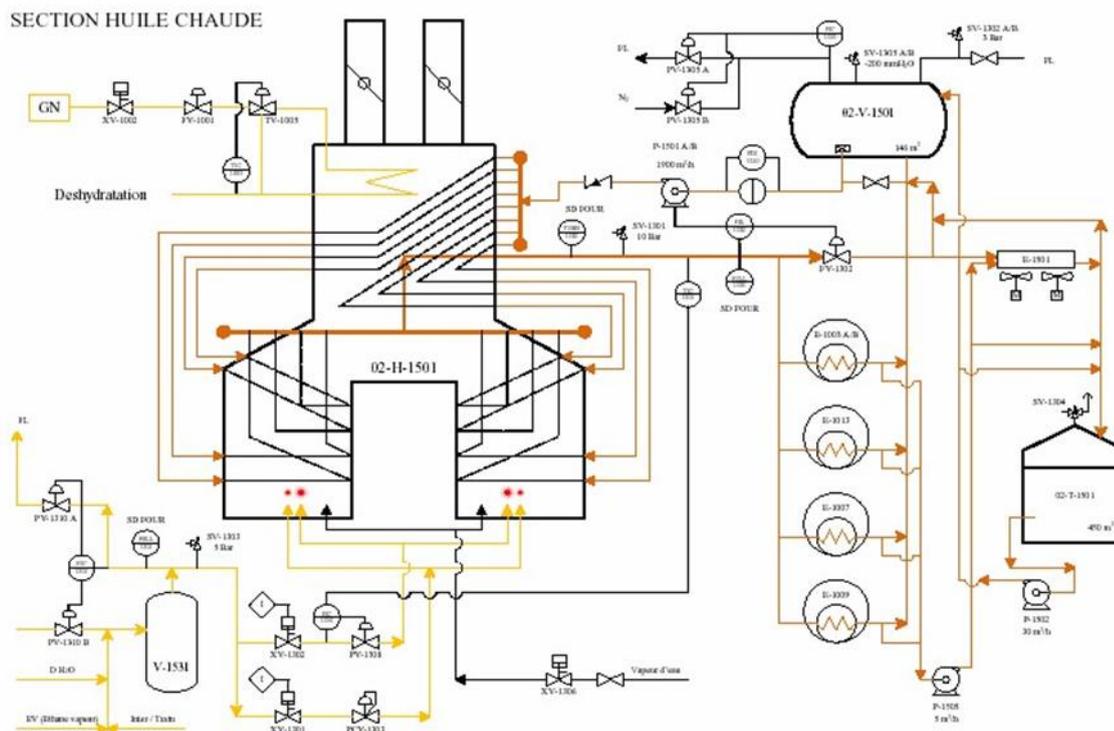


Figure 21: Section huile chaude

V.2 Procédé de stockage et expédition :

V.2.1 Stockage à basse température :

La section de stockage à basse température comprend huit bacs doubles parois, quatre pour le propane et quatre pour le butane, chacun ayant une capacité de stockage de 70,000 m³. Maintenus à des températures de -40°C pour le propane et de -6°C pour le butane (les bacs de la phase 3 sont en béton armé à la place de la double paroi), ces réservoirs sont équipés de systèmes de sécurité comprenant des soupapes, des casses vides et des lignes de gaz naturel pour maintenir une pression stable. Les pompes immergées, au nombre de cinq, assurent le chargement des navires, la circulation froide du fluide dans la ligne jusqu'à la jetée, et le vidage du liquide entre les parois du bac.

V.2.2 Stockage à température ambiante :

La section de stockage à température ambiante comprend cinq sphères de 500 m³ chacune, destinées au chargement des camions. Une sphère est dédiée au propane, trois au butane, et une au pentane.

V.2.3 Section BOG (Boil-Off-Gaz) :

Cette section intègre une unité de reliquefaction pour le propane et une autre pour le butane. L'objectif du système de récupération est de condenser les gaz évaporés et de les réintroduire dans le réservoir de stockage, maintenant ainsi une pression stable dans la plage de 300 à 800 mm H₂O sans perte de produit. Les sources de gaz à reliquéfier comprennent le gaz de détente de l'unité de refroidissement, les gaz liquéfiés des réservoirs à basse température et les gaz de retour de la jetée. Cette section est équipée de compresseurs volumétriques, d'aéroréfrigérants, de ballons accumulateurs et de schillers pour la reliquefaction du propane et du butane.

V.2.4 Section chargement par navire :

Cette section dédiée à l'expédition de C₃ et C₄ pour le marché international dispose de deux quais de chargement pour navires, D1 et M6. Les opérateurs suivent des instructions strictes concernant la quantité de chargement, les mesures de sécurité du navire, le début et la fin de l'opération, ainsi que les rapports à fournir à la hiérarchie. Les capacités des navires varient entre 4,000 et 45,000 tonnes de GPL.

V.2.5 Section chargement par camion :

Cette section dédiée à l'expédition de C₃ et C₄ sur le marché national est équipée d'une salle de contrôle, de deux balances électroniques et de six rampes de chargement de camions. Parmi ces rampes, deux sont destinées au C₃ à température ambiante et à une pression de 7 bars. Trois autres rampes sont réservées au C₄ à température ambiante, tandis qu'une rampe est actuellement isolée pour le Cs.

V.2.6 Section de torche HP et BP :

Dans une perspective de sécurité et de prévention des incendies, tous les gaz non brûlés sont acheminés vers des ballons dénommés BLOWDOWN. Les gaz évacués ou éjectés par les soupapes de sécurité passent par ces ballons pour être préchauffés, puis sont dirigés soit vers les deux torches HP, soit vers la torche BP.

V.3 Paramètre de fonctionnement :

V.3.1 Température :

V.3.1.1 Alimentation du dépropaniseur :

La température de l'alimentation de la colonne en GPL brut se fait à son point d'ébullition, son point de consigne est maintenu constant à 71°C.

V.3.1.2 Plateaux sensible 36 :(T= 92°C)

La température au 36 -ème plateau, contrôle le rebouillage dans le dépropaniseur et en particulier la teneur en propane du produit de fond et par conséquent la teneur en propane du butane commercial.

V.3.2 Pression :

V.3.2.1 Pression de la colonne :

Le dépropaniseur est conçu pour fonctionner à une pression fixe de 20.2 Kg/cm².eff, pour toutes les conditions de charge et de production en vue de fonctionnement optimum.

V.3.2.2 Ballon de reflux :

Ce ballon fonctionne à une pression constante de 19.5 Kg/cm², un contrôleur sert à éliminer toute surpression du système de tête qui pourrait se produire, essentiellement par accumulation de composants inserts.

V.3.2.3 Pression de tête :

Une différence de pression est fixée et maintenue entre la pression en haut de la colonne réglée par (PIC-X101) et la pression du (V-X003) afin d'obtenir un fonctionnement stable du condenseur.

V.3.3 Débit :

Pendant le fonctionnement normal, le débit de reflux est maintenu constant à 470m³/h afin d'obtenir le fractionnement voulu pour le taux de récupération garanti du propane et du butane avec toutes les sources de charge possibles. [28]

Chapitre VI : Théorie de rectification

VI. Introduction :

La rectification, un processus fondamental en génie chimique et en industrie, est largement utilisée pour la séparation des composants d'un mélange liquide. Considérée comme une opération essentielle dans le domaine de la séparation, elle repose sur le principe de la différence de volatilité entre les constituants d'un mélange. Lorsque des constituants miscibles sont vaporisés ou condensés, il en résulte une vapeur enrichie en l'élément le plus volatil et un liquide plus appauvri en cet élément. Bien que cette méthode simple permette un enrichissement initial des phases, elle se révèle souvent insuffisante pour atteindre une séparation complète des constituants. Pour parvenir à une séparation plus poussée, la vaporisation fractionnée, ou rectification, est nécessaire. Ce processus, qui implique l'utilisation d'une colonne de distillation pour exposer le mélange à une série de plateaux ou de garnissages, permet une séparation plus efficace en fonction des différences de volatilité. Cependant, malgré ses avantages, la rectification ne garantit pas toujours une séparation totale des constituants en raison de diverses limitations pratiques. Cette introduction explore ainsi l'importance de la rectification dans la séparation des mélanges liquides tout en soulignant ses défis et ses applications dans l'industrie moderne.

VI.1 Définition :

La rectification consiste à séparer un mélange contenant des composants presque purs de compositions dérivées en utilisant des échanges de matière et d'énergie entre deux phases qui circulent à contre-courant dans un dispositif connu sous le nom de "colonne de rectification".

La rectification est une distillation fractionnée, c'est-à-dire qualitative, et cette de la qualité par rapport à la distillation est provoquée par le placement de plateaux ou de garnissages à l'intérieur de la colonne. Ainsi, la surface de contact augmente, ce qui entraîne une augmentation du degré de pureté.

VI.2 Description d'une colonne de rectification :

La colonne de rectification est un cylindre de hauteur et de diamètre variable, composé d'une virole et de deux fonds. L'intérieur se compose de compartiments horizontaux connus sous le nom de plateaux. En général, la colonne peut mesurer environ 50 mètres de haut et 6 mètres de diamètre. Elle s'élève en vertical et s'appuie sur des pieds ou une jupe.

Un appareil appelé colonne de rectification permet de séparer un mélange en deux ou plusieurs produits, qu'ils soient des corps purs ou des mélanges contenant moins de composants que le mélange initial.

L'enveloppe cylindrique verticale (virole) de la colonne contient des appareils qui assurent un contact intime entre les flux liquide et gazeux qui les traversent à contre-courant. Il s'agit de plateaux ou de garnissages.

Zone de flash : la zone de la colonne où l'alimentation est effectuée.

Au-dessus de la zone de flash, se trouve **la zone de rectification**, qui a pour fonction de renforcer la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur souhaitée.

Au-dessous de la zone de flash se trouve **la zone d'épuisement**, qui a pour fonction de récupérer les éléments volatils entraînés par le liquide.

Il y a toujours un rebouilleur et un condenseur partiel dans la colonne de rectification.

Chapitre VI : Théorie de rectification

Le rôle du condenseur consiste à extraire une quantité de condensat au sommet de la colonne, puis à le renvoyer dans la colonne en tant que "reflux froid", ce qui permet d'ajuster la température en tête de colonne à la valeur sélectionnée.

Le rôle du réservoir : En utilisant le rebouilleur, une quantité de chaleur est introduite, et c'est dans ce dernier que le liquide provenant du plateau inférieur se vaporise en partie.

En tant que "reflux chaud", la vapeur revient dans la colonne et le résidu quitte l'appareil.

La quantité de matériau échangé est influencée par :

- Prise de conscience initiale et finale.
- Pressions partielles.
- Élément de surface (plateau).
- Type de circulation (vitesse).

La colonne de rectification fonctionne normalement pour obtenir un distillat et un résidu avec les compositions souhaitées, mais cela dépend principalement de l'état de la charge et, par conséquent, du lieu d'alimentation.

La charge peut être envoyée dans la colonne à :

- Etat liquide : $\bar{e} = 0$.
- Etat vapeur : $\bar{e} = 1$.
- Etat liquide-vapeur : $0 < \bar{e} < 1$.

Remarque : Si la charge est à l'état liquide, l'alimentation doit se faire dans la partie supérieure de la colonne. Et si elle est à l'état liquide-vapeur, l'alimentation se fait dans la partie médiane de la colonne.

VI.3 Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :

La colonne de rectification est un équipement utilisé pour séparer un mélange en plusieurs composants, qu'ils soient des substances pures ou des mélanges moins complexes que le mélange d'origine. Elle se compose d'une structure cylindrique appelée virole, à l'intérieur de laquelle sont placés des dispositifs comme des plateaux ou un garnissage. Ces composants favorisent le contact entre deux phases, à savoir le liquide de reflux et le gaz. L'objectif est de faciliter les échanges de matière et d'énergie entre ces phases pour atteindre un équilibre. Un phénomène se produit le long de la colonne, où la phase vapeur devient de plus en plus riche en éléments volatils en montant, tandis que la phase liquide s'enrichit en éléments moins volatils en descendant. Ainsi, on obtient un distillat D en haut de la colonne, qui est le produit plus léger et contenant une plus grande proportion d'éléments volatils, tandis qu'en bas de la colonne, on récupère un résidu R, plus lourd et enrichi en éléments moins volatils.

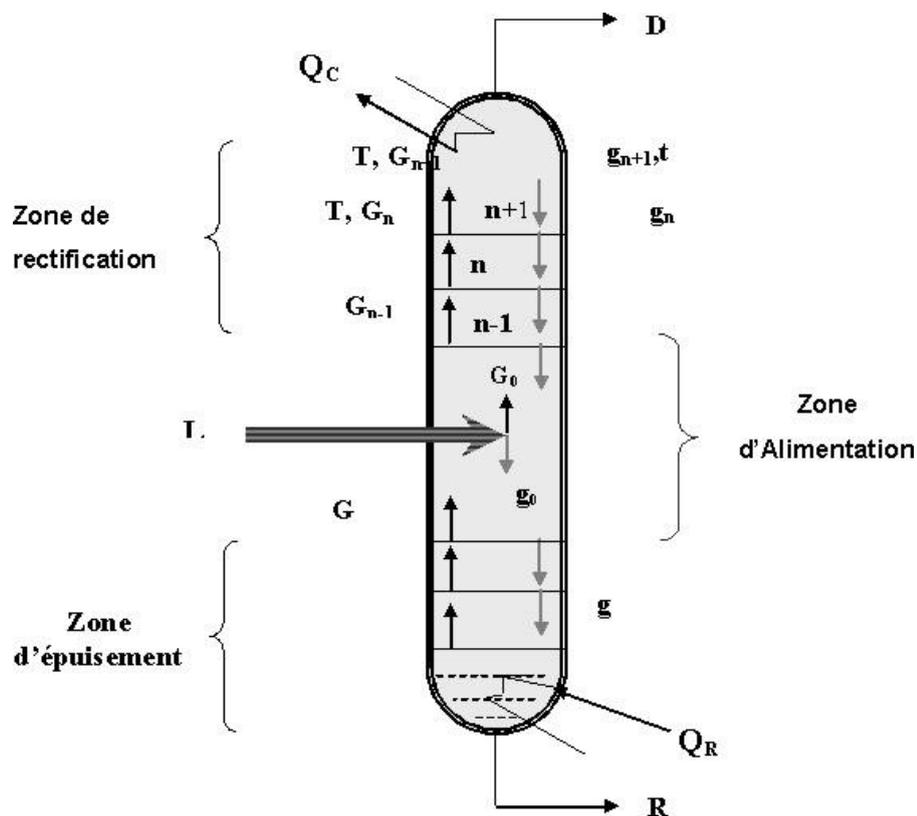


Figure 22: : Schéma d'une colonne à plateau.

VI.4 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

VI.4.1 Colonnes à plateaux :

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide se réalise grâce à leur étroite interaction lorsqu'elles se déplacent en sens opposé. Ce contact se fait de manière discontinue sur des plateaux situés à l'intérieur de la colonne de rectification. Les paramètres comme la température (T), la pression (P), le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur nécessaires sont déterminés en fonction des bilans massiques et thermiques ainsi que des équations d'équilibre.

Les types de plateaux sont distingués selon l'écoulement des phases :

- **Plateau à courant croisé** : Dans ce type de plateau, la phase gazeuse montante traverse une couche de liquide se déplaçant horizontalement avant de s'échapper par le trop-plein sur le plateau inférieur.
 - **Plateau à contre-courant** : Ce type de plateau est composé exclusivement de trous ou de fentes par lesquels s'écoulent le liquide et la vapeur. Les avantages de ce type de plateau résident dans leur simplicité, leur résistance à l'encrassement et leur coût relativement bas. Cependant, leur manque de flexibilité constitue un inconvénient.

Les différents types de plateaux peuvent être classés comme suit :

1. Plateaux perforés avec déversoirs (seive tray).
2. Plateaux sans déversoir.

3. Plateaux à calottes (bubble cap tray).
4. Plateaux (Uniflux).
5. Plateaux à clapets (valve tray).
6. Plateaux à jet directionnel (jet tray).

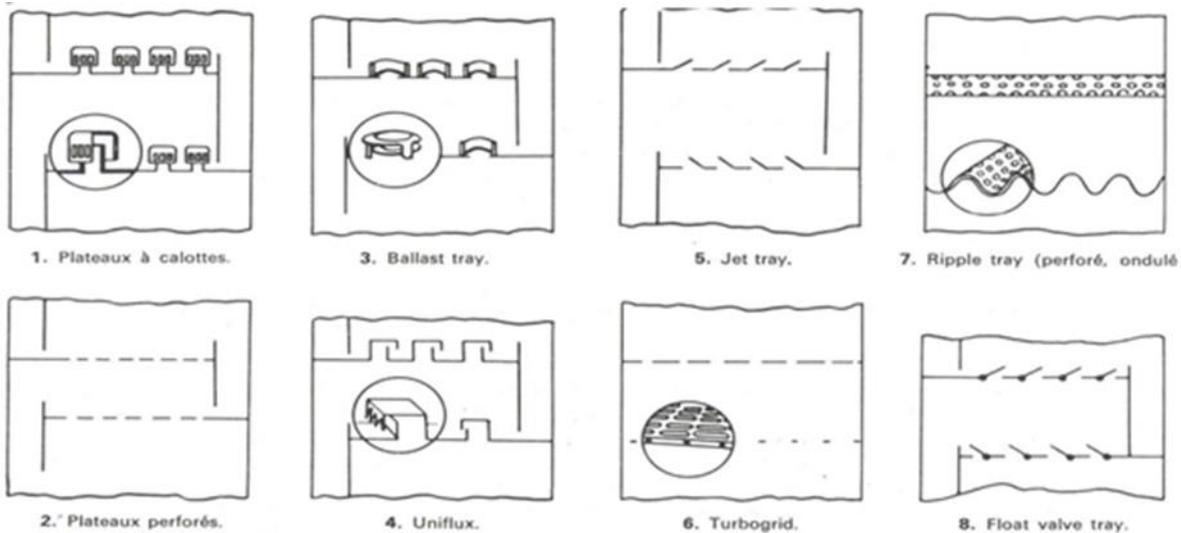


Figure 23: Les différents types de plateaux.

Chaque type de plateau possède des caractéristiques distinctes qui influencent le processus de rectification et le transfert de matière à l'intérieur de la colonne.

VI.4.1.1 Les plateaux à calottes :

C'est le modèle le plus répandu encore aujourd'hui dans les industries pétrolières ou chimiques. Initialement construits entièrement en fonte moulée, ces plateaux ont désormais été considérablement allégés grâce à la construction en acier embouti.

Il est composé d'une plaque perforée, chaque trou étant équipé d'une cheminée. Ces cheminées servent à guider une calotte, dont la fixation est assurée par une tige et un contre-écrou. Les calottes peuvent être disposées en carré ou en triangle.

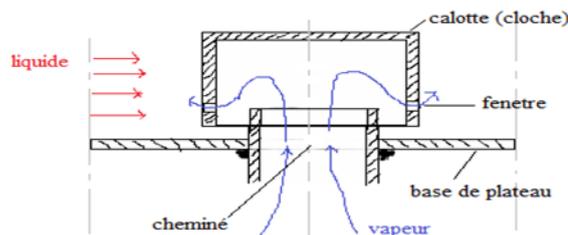


Figure 24: Fonctionnement d'un plateau à calottes.

VI.4.1.2 Les plateaux à clapets : sont équipés de clapets sur leurs orifices. La hauteur de soulèvement de ces clapets varie en fonction du débit de vapeur : plus le débit de vapeur est élevé, plus les clapets s'ouvrent largement. Ces clapets sont autoréglables, ce qui permet de maintenir la vitesse à une valeur optimale.

Chapitre VI : Théorie de rectification

Ce type de plateau offre une meilleure efficacité et une capacité moyenne à élever. Cependant, il est plus coûteux en raison des frais d'entretien élevés.

Il existe une grande variété de formes de clapets, notamment ronds, triangulaires et allongés.

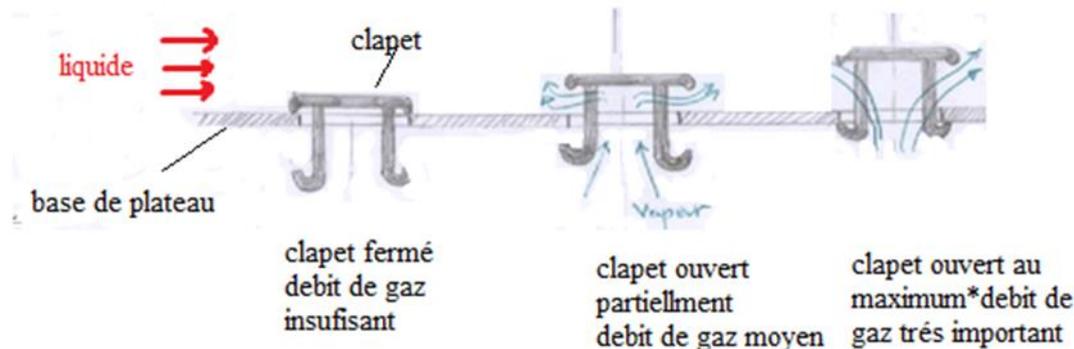


Figure 25: Fonctionnement d'un plateau à clapets

VI.4.1.3 Les plateaux à jet directionnel : Ces plateaux sont équipés de languettes inclinées dans le sens de l'écoulement du liquide. L'échappement orienté de la vapeur sous les languettes facilite le mouvement du liquide, réduisant ainsi le gradient liquide sur le plateau. Cela entraîne une moindre perte de charge et des coûts de construction réduits, rendant ce système très simple à mettre en œuvre.

VI.4.1.4 Les plateaux perforés à déversoirs : Moins performants, ces plateaux sont limités aux variations très faibles de débit. La vapeur traverse verticalement le liquide, ce qui réduit le temps et la surface de contact. Malgré leur prix de revient peu élevé et leur simplicité de construction et de fonctionnement, ils ne conviennent que pour des variations de débit très faibles autour de la valeur optimale pour laquelle ils ont été calculés.

VI.4.1.5 Les plateaux perforés sans déversoirs : Ces plateaux, de type perforé, permettent à la fois au liquide et à la vapeur de circuler à contre-courant par les mêmes orifices, similaire à une colonne à garnissage. Ils offrent une bonne efficacité mais peuvent être coûteux. Ils sont utilisés dans des systèmes susceptibles de générer des encrassements ou des dépôts solides. Tous ces plateaux, construits en acier au carbone ou en acier allié selon l'agressivité des produits, doivent être démontables. Les plaques sont décomposées en éléments pouvant être introduits par un trou d'homme.

VI.4.1.6 Le déversoir : maintient un niveau constant de liquide sur le plateau, empêchant ainsi les fluctuations. Il peut être équipé d'un barrage de sortie pour prévenir la formation de mousses et de projections. Selon les besoins d'installation ou de fabrication, les sections des trop-pleins peuvent revêtir différentes formes telles que rectangulaires, circulaires, en forme de segment, de haricot ou oblongues. Pour réguler l'écoulement du liquide sur le plateau, un barrage à l'entrée est utilisé, ce qui est particulièrement crucial pour les colonnes de petite taille munies de trop-pleins circulaires ou oblongs.

Le déversoir peut être de différents types :

- Descente verticale.
- Descente inclinée : augmentant le volume de désengagement pour la vapeur.
- Descente en escalier.

VI.4.2 Les colonnes à garnissages :

Les colonnes à garnissages représentent une alternative technologique pour réaliser des transferts de matière et de chaleur entre une phase liquide et une phase vapeur circulant en contre-courant. L'efficacité de l'échange entre les constituants des phases est améliorée lorsque la surface de contact est grande et qu'il y a une turbulence adéquate. C'est pourquoi la colonne est remplie d'éléments solides, appelés garnissages, dont les formes et les dimensions sont soigneusement choisies.

Voici quelques types de garnissages couramment utilisés :

- Anneaux de RASHIG : petits manchons cylindriques de hauteur égale au diamètre, fabriqués en céramique, en acier ou en porcelaine.
- Anneaux de LISSING : manchons cylindriques avec cloison interne, généralement en céramique.
- Selles de BERL ou INTALOX : de forme similaire à une selle de cheval, fabriquées en céramique.
- Anneaux de PALL : en acier inoxydable.

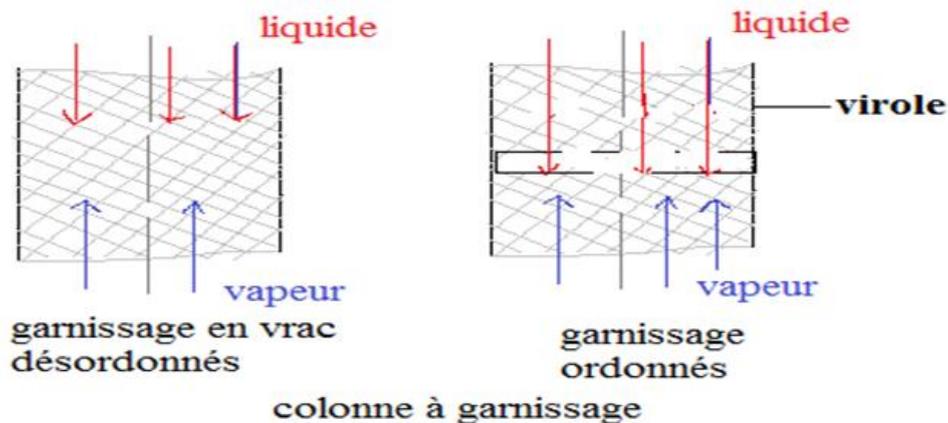


Figure 26: Fonctionnement d'une colonne à garnissage.

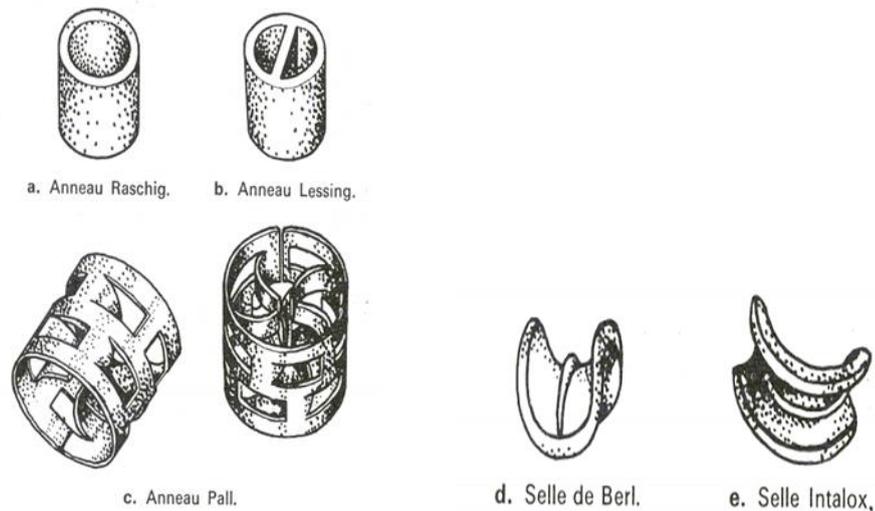


Figure 27: Quelques types des garnissages.

Les éléments de garnissage sont disposés sur des grilles spécialement conçues pour permettre un passage maximal. Des grilles de calage sont également utilisées pour éviter que les éléments de garnissage ne soient soulevés ou déplacés par une brusque poussée de vapeur de bas en haut.

VI.5 Avantages et inconvénients d'une colonne à garnissage :

VI.5.1 Avantages :

- Elles sont moins chères que les colonnes à plateaux, surtout si le diamètre de la colonne n'est pas trop grand.
- Elles sont bien adaptées pour fonctionner dans un environnement acide et corrosif.
- Comme le liquide est peu agité, il est possible d'utiliser les absorbants qui ont tendance à mousser.
 - Elles peuvent atteindre une grande efficacité d'absorption pour beaucoup de gaz.
 - La faible rétention du liquide peut être aussi un avantage, principalement si l'absorbant est sensible à la température.

VI.5.2 Inconvénients :

- Les particules solides présentes dans la phase liquide ou gazeuse peuvent facilement bloquer l'écoulement des phases au niveau du garnissage.
- Si le débit du liquide pour une raison quelconque diminue, la surface de garnissage ne pourra pas être mouillée correctement et la surface effective de contact diminuera.
- Les colonnes de petit diamètre et de grande hauteur nécessitent l'installation de redistributeurs.

VI.6 Problèmes rencontrés dans la colonne de distillation :

VI.6.1 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 survenir si les trous dans le plateau sont trop grands ou si le débit de gaz est trop faible. Lorsque la pression du gaz traversant un orifice n'est pas suffisante pour créer une bulle et soutenir la charge du liquide, ce dernier commence à s'écouler par les trous.

VI.6.2 Engorgement des trop-pleins :

Pour un bon dégazage du liquide, la vitesse verticale du mélange doit être inférieure à la vitesse d'ascension des bulles de gaz. Si le débit de liquide est trop élevé, la vitesse du liquide dans la zone des trop-pleins sera trop grande, ce qui empêchera ces derniers d'assurer leur fonction de dégazage. De plus, la perte de charge élevée empêchera le liquide de descendre sur le plateau inférieur, bloquant ainsi le flux.

VI.6.3 Engorgement par entraînement :

Si le débit de gaz augmente trop, le mélange de liquide et de gaz peut former une émulsion, remplissant tout l'espace entre les plateaux et atteignant éventuellement le plateau supérieur. Cela entraîne une forte augmentation de la perte de charge et une diminution de l'efficacité du plateau supérieur, compromettant ainsi le fonctionnement de la colonne.

VI.6.4 Entraînement :

L'entraînement se produit lorsque le liquide est transporté par le gaz d'un plateau au plateau supérieur. Cela est dû à une vitesse trop élevée du gaz dans la zone de contact des phases. L'efficacité du plateau est réduite car il y a une diminution des forces motrices d'absorption dues au transfert du liquide du plateau moins volatil vers le plateau de plus grande volatilité. La colonne risque alors de s'approcher du point d'engorgement, car la quantité de liquide sur le plateau supérieur augmente.

VI.6.5 Mauvaise distribution du liquide :

Ce problème entraîne une réduction de la surface de contact entre les phases et une diminution de l'efficacité de la colonne. Il peut être causé par des plateaux mal placés horizontalement, un débit de liquide trop élevé, un débit de gaz trop faible ou des problèmes mécaniques avec le plateau.

VI.6.6 Moussage :

Le phénomène de moussage peut sérieusement compromettre le bon fonctionnement des plateaux de distillation pour plusieurs raisons :

1. Il perturbe l'écoulement fluide et régulier du gaz et du liquide à travers la colonne.
2. Sa nature et son intensité sont souvent mal caractérisées, rendant difficile la quantification précise de ses effets et conséquences.

Le moussage résulte de deux forces opposées dans le système :

- La tendance du système à former de la mousse.
- La tendance du système à détruire cette mousse.

Pour prévenir les phénomènes de moussage, il est important de limiter la présence des contaminants responsables :

- En limitant leur introduction dès l'amont du processus (choix approprié des additifs).
- En prétraitant les charges pour éliminer les contaminants (filtration, etc.).
- En purifiant les recycles pour réduire la présence de contaminants (filtration, régénération des solvants, etc.). [29]

VI.7 Lois fondamentales de la rectification

VI.7.1 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) :

$$P^V_i = P_T \cdot Y'_i \dots \dots \dots \text{VI.1}$$

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.

VI.7.2 Lois de RAOULT et d'HENRY :

Effectivement, les lois de Raoult et de Henry s'appliquent uniquement aux liquides. Lorsque 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.

Chapitre VI : Théorie de rectification

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 :

$$P_i^L = P_i \cdot X_i' \dots \dots \dots \text{VI.2}$$

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 :

$$P_i^L = E_i \cdot X_i' \dots \dots \dots \text{VI.3}$$

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 :

$$P_i^L = P_i^V \dots \dots \dots \text{VI.4}$$

Donc :

$$Y_i' = \left(\frac{P_i}{P_T} \right) \cdot X_i' \dots \dots \dots \text{VI.5}$$

C'est l'équation d'équilibre Avec :

$K_i = \left(\frac{P_i}{P_T} \right)$: Coefficient d'équilibre du constituant « i » Pour un mélange de deux constituants **A** et **B**

:

$$\frac{Y_A'}{Y_B'} = \left(\frac{K_A}{K_B} \right) \cdot \left(\frac{X_A'}{X_B'} \right) \dots \dots \dots \text{VI.6}$$

$$\alpha_i = \left(\frac{K_A}{K_B} \right) \dots \dots \dots \text{VI.7}$$

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

VI.8 Bilan matière de la colonne :

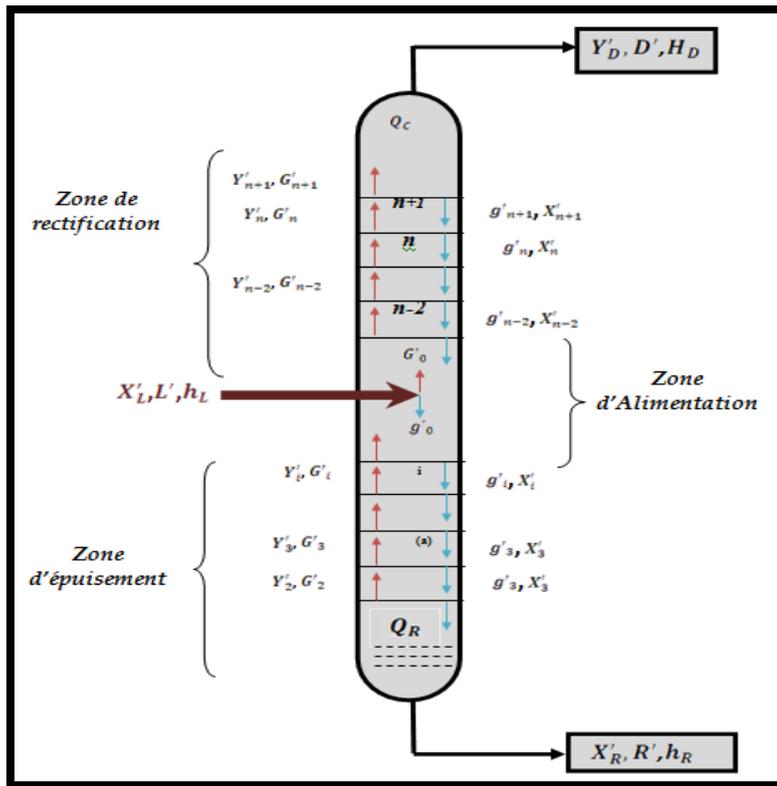


Figure 28: Schéma de la colonne de rectification.

- **Bilan matière global :**

$$L = D + R \dots\dots\dots \text{VI.7}$$

- **Bilan matière partiel :**

$$L \cdot X'_{L,i} = D Y'_{D,i} + R X'_{R,i} \dots\dots\dots \text{VI.8}$$

Avec :

L, D, R : Sont respectivement les débits de la charge, du distillat et du résidu (Kg / h).

X'L, Y'D, X'R : Concentrations molaires du constituant le plus volatil respectivement dans la charge, dans le distillat et dans le résidu. (Figure 28)

VI.8.1 Bilan matière de la zone de rectification :

$$G = g + D \dots\dots\dots \text{VI.9}$$

$$L Y'_{n,i} = g X'_{n-1,i} + D Y'_{D,i} \dots\dots\dots \text{VI.10}$$

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

$$Y'_{n,i} = m X'_{n,i} + (1 - m) Y'_{D,i} \dots\dots\dots \text{VI.11}$$

Avec :

$$m = \frac{g}{G} = \frac{r_f}{(r_f + 1)} \dots\dots\dots \text{VI.12}$$

Où :

r_f : est le taux de reflux.

VI.8.2 Bilan matière de la zone d'épuisement :

$$g' = G' + R \dots\dots\dots \text{VI.13}$$

$$g'X'_{n+1,i} = G'Y'_{n,i} + R X'_{R,i} \dots\dots\dots \text{VI.14}$$

La résolution de l'équation (IV.14) par rapport à $X_{n+1,i}$ permet d'obtenir l'équation de concentration de la zone d'épuisement :

$$X'_{n+1,i} = \frac{Y'_{n,i}}{m'} + \left(\frac{m'-1}{m'}\right) \cdot X'_{R,i} \dots\dots\dots \text{VI.15}$$

Avec :

$$m' = \frac{g'}{G'} = \frac{r_b+1}{r_b} \dots\dots\dots \text{VI.16}$$

Où :

r_b : est le taux de rebouillage.

Il y a lieu de procéder au bilan matière de la zone d'alimentation. On a donc le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau supérieur de cette zone.

$$g_m = g_K + g_D = G_K + R \dots\dots\dots \text{VI.17}$$

$$g_m X'_{m,i} = G_K Y'_{K,i} + R X'_{K,i} \dots\dots\dots \text{VI.18}$$

De même, la vapeur G_m alimentant la zone de rectification est la somme de vapeur G_K et de la phase G_D . Ainsi, le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau inférieur de la zone de rectification donne :

$$G_m = g_K + g_D = G_K + D \dots\dots\dots \text{VI.19}$$

$$G_m Y'_{m,i} = G_K Y'_{K,i} + G_D X'_{D,i} \dots\dots\dots \text{VI.20}$$

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

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r} \dots\dots\dots \text{VI.21}$$

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

En tenant compte de (VI.22), l'équation d'équilibre peut être écrite sous la forme :

$$Y'_i = K_i X'_i = \alpha_i K_i X'_i \dots\dots\dots \text{VI.23}$$

$$X'_i = \frac{Y'_i}{\alpha_i K_r} \dots\dots\dots \text{VI.24}$$

La somme des équations (VI.23) et (VI.24) nous donne :

$$K_i = \frac{1}{\sum \alpha_i X'_i} \dots\dots\dots \text{VI.25}$$

$$K_r = \sum \frac{Y'_i}{\alpha_i} \dots\dots\dots \text{VI.26}$$

$$Y'_i = \frac{\alpha_i X'_i}{\sum \alpha_i X'_i} \dots\dots\dots \text{VI.27}$$

VI.9 Choix de la pression dans la colonne :

Le choix de la pression dans une colonne de distillation dépend principalement de la composition et des propriétés physiques et chimiques des mélanges à séparer. Malgré la complexité de ces facteurs, le choix de la pression est avant tout une question économique.

À basse pression, la sélectivité de la séparation est meilleure et l'altération thermique des produits peut être évitée. Cependant, condenser les vapeurs de tête à basse température nécessite un fluide réfrigérant approprié, ce qui impose la pression de la colonne.

Si la température de condensation des vapeurs du distillat à pression atmosphérique est inférieure à celle de l'air ou de l'eau, la colonne doit fonctionner à haute pression pour permettre la condensation des vapeurs du distillat avec un système de réfrigération standard.

Quelle que soit la température de fonctionnement, la température de condensation des vapeurs du distillat doit être au moins de 15 à 20 °C supérieure à celle du fluide réfrigérant.

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

$$\sum(K_i X'_{D,i}) = 1 \dots\dots\dots \text{VI.27}$$

Les valeurs de la pression sont résumées dans le tableau.

Tableau 4: Différentes valeurs des pressions dans la colonne de rectification

		Pression	ΔP (atm)
1	Au sommet de la colonne	$P_S = P_b + \Delta P_1$	0.2 – 0.7
2	Au fond de la colonne	$P_f = P_S + \Delta P_2$	0.3 – 0.5
3	Dans la zone d'alimentation	$P_L = (P_S + P_f) / 2$	-

Où : ΔP_1 : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du conducteur.

ΔP_2 : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

VI.10 Régime de température de la colonne de rectification :

En utilisant les équations d'isotherme des différentes phases, on détermine par approximations successives les différentes températures dans la colonne de rectification :

Chapitre VI : Théorie de rectification

Tableau 5: Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne.

Température	Phase	Equation d'isotherme	
Au sommet de la colonne	Vapeur	$\Sigma (Y'_{D,i} / K_i) = 1$	1
Au fond de la colonne	Liquide	$\Sigma (K_i \cdot X'_{R,i}) = 1$	2
De la charge	Vapeur	$\Sigma (Y'_{L,i} / K_i) = 1$	3
	Liquide	$\Sigma (K_i \cdot X'_{1,i}) = 1$	4
	Liquide	$\Sigma X'_{o,i} = \Sigma X'_{L,i} / 1+e'(K_i-1) = 1$	5
	- Vapeur	$X'_{o,i} = Y'_{o,i} / K_i$	6

(1): (VI.28) / (2): (VI.29) / (3): (VI.30) / (4): (VI.31) / (5): (VI.32) / (6): (VI.33)

Où :

$X'_{o,i}$: Concentration molaire du constituant **i** dans la phase liquide .

$Y'_{o,i}$: Concentration molaire du constituant **i** dans la phase vapeur .

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

VI.11 Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge :

Dans le calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquide et vapeur de la charge.

- **Taux de vaporisation :**

$$e' = \frac{G'_0}{L} \dots\dots\dots \text{VI.34}$$

- **Taux de condensation :**

$$r'_0 = \frac{g'_0}{L} \dots\dots\dots \text{VI.35}$$

D'où :

$$G'_0 = e' \cdot L \dots\dots\dots \text{VI.36}$$

Où :

\bar{e} : Taux de vaporisation molaire de la charge.

r'_0 : Taux de condensation molaire.

g'_0 : Débit molaire de la phase liquide de la charge.

G'_0 : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.

Remarque :

A une température et une pression donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition de la charge sont déterminés par l'équation de **TREGOUBOV** :

$$\Sigma X'_{D,i} = \Sigma \frac{X'_{Li}}{1+e'(K_i-1)} \dots\dots\dots \text{VI.37}$$

Avec :

$$e' + r'_0 = 1 \dots\dots\dots \text{VI.38}$$

VI.12 Fonctionnement d'une colonne 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'**UNDERWOOD** :

$$(r_f)_{min} = \frac{\varphi \sum Y'_{D,i}}{\alpha_{i,L} - \varphi} \dots\dots\dots \text{VI.39}$$

Où :

$$(r_b)_{min} = \frac{\sum \alpha_{i,L} X'_{R,i}}{\alpha_{i,L} - \varphi} \dots\dots\dots \text{VI.40}$$

$\alpha_{i,L}$: Coefficient de volatilité d'un constituant **i** par rapport au constituant clé lourd déterminé à la température d'entrée de la charge .

φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives

\bar{e} : Taux de vaporisation molaire de la charge.

- Autre formule déterminé $(r_b)_{min}$

$$(r_b)_{min} = \frac{\left(\frac{D(r_b)_{min}}{L}\right) - \frac{R}{L}}{\frac{R}{L}} \dots\dots\dots \text{VI.41}$$

VI.13 Taux de reflux optimal :

À partir du taux de reflux opératoire choisi, l'étude du procédé de rectification montre qu'à chaque valeur de ce taux correspond un nombre fini de plateaux théoriques, et que ce nombre diminue à mesure que le taux de reflux augmente. Pour cela, on utilise la formule proposée par **GILLILAND**. [18]

$$\frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{min}}{(r_f)_{opt} + 1} = 0,1 \text{ à } 0,3 \dots\dots\dots \text{VI.42}$$

Pour le rapport, on aura :

$$(r_b)_{opt} = 1,3(r_f)_{min} + 0,30 \dots\dots\dots \text{VI.43}$$

Chapitre VII : Calcul du bilan matière et thermique

VII. Introduction :

La plupart des colonnes de distillation employées dans le secteur pétrolier et dans les domaines chimiques et pétrochimiques fonctionnent en continu. Le débit et la température restent inchangés ; elles génèrent un distillat en tête de colonne et un résidu au fond, dont la composition, le débit et la température restent également inchangés. Cette propriété est valable pour tous les points de l'équipement. La seule variation de pression entre le sommet et le bas de la colonne est légère, principalement due aux pertes de charge dans les plateaux de contact. Toutefois, dans une première estimation, il est toujours possible de penser que la pression est constante sur toute la longueur de colonne

VII.1 Calcul et vérification du Dépropaniseur :

VII.1.1 Données de départ : Pour un taux de la charge 100%

- Débit de la charge :

$$L = 240 \text{ m}^3/h.$$

$$L = 126900 \text{ Kg}/h$$

$$L = 2626 \text{ Kmole}/h.$$

- La température d'alimentation :

$$T_a = 71 \text{ }^\circ\text{C}$$

- La pression dans le ballon :

$$P_b = 18,4 \text{ Kg}/\text{cm}^2$$

- Teneur de C_3H_8 dans le résidu :

$$X'_{R,C3} = 0,0025$$

- Teneur de iC_4H_{10} dans le distillat :

$$X'_{D,iC4} = 0,0023$$

Chapitre VII : Calcul du bilan matière et thermique

VII.1.1 La composition de la charge :

Tableau 6: La composition de la charge.

N°	Constituants	Alimentation V-1101
		% molaire
01	CH ₄	0,0023
02	C ₂ H ₆	0,0174
03	C ₃ H ₈	0,6213
04	iC ₄ H ₁₀	0,1192
05	nC ₄ H ₁₀	0,2368
06	iC ₅ H ₁₂	0,0025
07	nC ₅ H ₁₂	0,0005
Σ		1

VII.1.2 Composition, débit massique et molaire de la charge :

Tableau 7: 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	0,0023	0,0368	0,0008	101,52	6,0398
C ₂ H ₆	30	0,0174	0,5220	0,0107	1357,83	45,6924
C ₃ H ₈	44	0,6213	27,3372	0,5606	71140,14	1631,5300
iC ₄ H ₁₀	58	0,1192	6,9136	0,1418	17994,42	313,0200
nC ₄ H ₁₀	58	0,2368	13,7344	0,2870	35747,73	621,84
iC ₅ H ₁₂	72	0,0025	0,1800	0,0037	469,53	6,5650
nC ₅ H ₁₂	72	0,0005	0,0360	0,0007	88,83	1,313
Σ	/	1,0000	48,76	1,0000	126900	2626

Avec :

$$M_{moy} = \sum M_i X'_{Li} \dots\dots\dots \text{VII.1}$$

Où :

$$X_{Li} = \frac{X'_{Li} \cdot M_i}{M_{moy}}$$

D'après l'équation (VII.1) : **M_{moy} = 48,76 Kg/Kmol.**

VII.1.3 Composition, débit du distillat et du résidu :

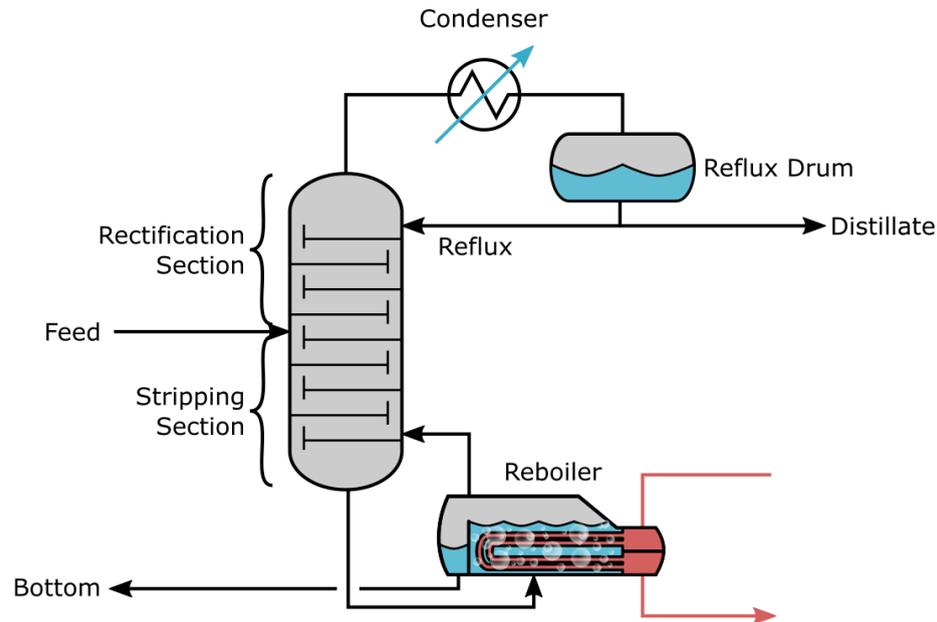


Figure 29: Schéma simplifié d'une colonne de distillation.

Pour la séparation qui dépend des données initiales, il est possible de définir :

- Pour le propane C_3H_8 : La teneur dans le résidu est $X'_{R,C3} = 0,0025$.
- Pour l'isobutane $i C_4H_{10}$; la teneur dans le distillat est X'_D ,

L'équation globale du bilan matière est :

$$L' = D' + R' \dots\dots\dots VII.2$$

Cette équation est appliquée à chaque composant, ce qui donne :

$$L' \cdot X'_{L,i} = D' \cdot Y'_{D,i} + R' \cdot X'_{R,i} \dots\dots\dots VII.3$$

Les valeurs des divers constituants sont remplacées dans l'équation (VII.3), mais pour faciliter le travail, nous effectuerons le calcul pour 1 Kmol de la charge :

$$\left\{ \begin{array}{l} X'_{L,C3} = 0,6213 \\ Y'_{D,C3} = 0,9886 \\ X'_{R,C3} = 0,0025 \end{array} \right.$$

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

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

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

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

Chapitre VII : Calcul du bilan matière et thermique

$$D' = \frac{X'L, C3 - X'R, C3}{Y'D, C3 - X'R, C3} = \frac{0,6213 - 0,0025}{0,9886 - 0,0025} = 0,6275 \text{ Kmol/h}$$

$$R' = 1 - D' = 0,3725 \text{ Kmol/h}$$

La quantité du distillat et du résidu :

- Pour : 1Kmol de la charge \Longrightarrow 0,6275 Kmol /h du distillat
- 2626 Kmol de la charge \Longrightarrow D'

$$D' = 1667,51 \text{ Kmol/h}$$

- Pour : 1 Kmol de la charge \Longrightarrow 0,3725 Kmol/h de résidu
- 2626 Kmol de la charge \Longrightarrow R'

$$R' = 978,185 \text{ Kmol/h}$$

Le tableau ci-dessous présente les résultats obtenus :

Tableau 8: Composition et débits du distillat et du résidu.

Constituants (i)	G _{fi}	Débit (F _i) (Kmol/h)	Distillat		Résidu	
			X _D	Di(Kmol/h)	X _w	Wi(Kmol/h)
C1	0,0023	6,0398	0,000	0,000	0,000	0,000
C2	0,0174	45,6924	0,009	15,0076	0,000	0,000
C3	0,6213	1631,53	0,9886	1648,5003	0,0025	2,4455
iC4	0,1192	313,02	0,0023	3,8353	0,3215	314,4865
nC4	0,2368	621,84	0,0001	0,16675	0,6687	654,1123
iC5	0,0025	6,565	0,000	0,000	0,0061	5,9669
nC5	0,0005	1,313	0,000	0,000	0,0012	1,1738
Total	1,0000		1,0000	1667,51	1,0000	978,185

VII.1.4 Bilan matière au niveau d'aérocondenseurs :

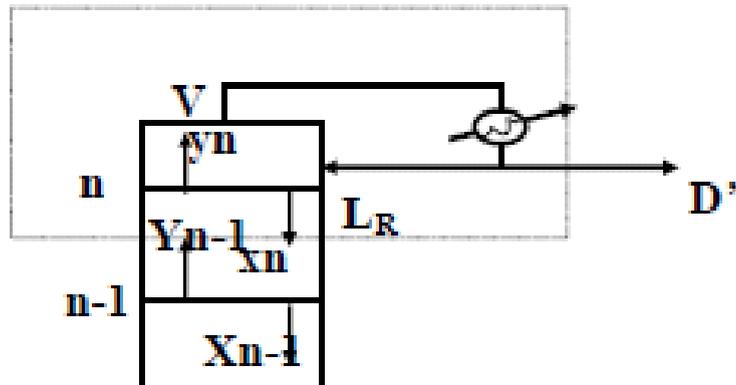


Figure 30:Section de rectification.

$$V = L_r + D' \dots\dots\dots \text{VII.4}$$

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

L_r : débit de reflux

$$D'=1667,51 \text{ kmol/h}$$

$$L_r=4024,8 \text{ kmol/h}$$

$$V = 4024,8 + 1667,51$$

$$V= 5692,31 \text{ Kmol/h}$$

VII.1.5 La pression aux différentes zones de la colonne :

- **Pression de service de la colonne**

$$P_{\text{service}} = 18,73 \text{ bar}$$

- **Pression dans le ballon de reflux**

On a la pression dans le ballon de reflux $P_b = 18,04 \text{ bar}$.

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

Étant donné que la colonne perd de la charge au ballon de reflux, $\Delta P_1 = 0,7 \text{ bar}$. La formule suivante permet de calculer la pression au sommet de la colonne :

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \dots\dots\dots \text{VII.5}$$

$$P_s = 18,04 + 0,7 = 18,74 \text{ bar.}$$

- **Pression au fond de la colonne**

Après avoir calculé les pertes de charge dans la zone d'épuisement $\Delta P_2 = 0,3 \text{ bar}$, il est possible de déterminer approximativement la pression au fond de la colonne.

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots\dots\dots \text{VII.6}$$

$$P_f = 18,74 + 0,3 = 19,04 \text{ bar.}$$

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

$$P_a = (P_s + P_f) \times 0,5 \dots\dots\dots \text{VII.7}$$

$$P_a = 0,5 \times (18,74 + 19,04)$$

$$P_a = 18,89 \text{ bars.}$$

VII.1.6 Les différentes zones de la colonne :

Il y a trois zones dans la colonne : l'alimentation, l'épuisement et la rectification.

Chapitre VII : Calcul du bilan matière et thermique

VII.1.6.1 Coefficients d'équilibre dans la zone alimentation :

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

Tableau 9: Volatilité relative de l'alimentation.

N°	Constituants	K _i
01	C H ₄	13
02	C ₂ H ₆	3,3
03	C ₃ H ₈	1,3
04	iC ₄ H ₁₀	0,69
05	nC ₄ H ₁₀	0,56
09	iC ₅ H ₁₂	0,27
07	nC ₅ H ₁₂	0,22

Les coefficients d'équilibre sont calculés en utilisant les abaques spécifiques, présentées dans l'annexe (A), en fonction de la température et de la pression ($T=159,8^{\circ}\text{F}$, $P=283,549\text{psi}$).

VII.1.6.2 Fond de la colonne « température de bulle » :

En utilisant l'équation d'isotherme de la phase liquide, on peut évaluer la température au fond de la colonne à une pression $P_f=19,04\text{ bar}$ en effectuant des approximations successives.

$$\Sigma X'_{Ri} \cdot K_i = 1 \text{VII.8}$$

L'équation (VII.8) est vérifiée en utilisant les coefficients d'équilibre à la température $230\text{ }^{\circ}\text{F}$ et à la pression $276,15\text{ Psi}$, en se basant sur les abaques présentés dans l'annexe (A). Les résultats obtenus se trouvent dans le tableau ci-dessous

Tableau 10 : Compositions et les coefficients d'équilibre au fond de la colonne.

N°	Constituants	X' _{Ri}	K _i	X' _{Ri} · K _i
1	C ₃ H ₈	0,0025	2,2	0,0055
2	iC ₄ H ₁₀	0,3215	1,25	0,4019
3	nC ₄ H ₁₀	0,6687	1,1	0,7356
4	iC ₅ H ₁₀	0,0061	0,59	0,0036
5	nC ₅ H ₁₀	0,0012	0,5	0,0006

VII.1.6.3 Tête de la colonne « température de rosé » :

La température à la pression du sommet de la colonne est calculée par des approximations successives en se basant sur l'équation d'isotherme de la phase vapeur.

$$\Sigma Y'_{Di} / K_i = 1 \text{VII.9}$$

Le tableau ci-dessous présente le calcul itératif de la composition du distillat à une température de $131\text{ }^{\circ}\text{F}$ et une pression de $271,801\text{ Psi}$:

Chapitre VII : Calcul du bilan matière et thermique

Tableau 11 : Compositions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne.

N°	Constituants	Y' _{Di}	K _i	Y' _{Di} / K _i
1	C ₂ H ₆	0,009	3	0,003
2	C ₃ H ₈	0,9886	1	0,9886
3	iC ₄ H ₁₀	0,0023	0,58	0,0040
4	nC ₄ H ₁₀	0,0001	0,45	0,00022
Σ		1	-	0,99582

VII.1.6.4 Composition de la vapeur sortante du 1^{er} plateau :

Dans les conditions de température et de pression suivantes, on peut évaluer la composition de la phase vapeur qui sort du premier plateau en utilisant la relation (III.10) : P=271,67psi et T=126,662°F.

Le tableau ci-dessous présente les résultats obtenus :

Tableau 12: Compositions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne.

N°	Constituants	Y' _{Di}	P=271,67 psi et T = 126,662°F	
			K _i	Y' _{Di} . K _i
1	CH ₄	0,0040	11,5	0,04600
2	C ₂ H ₈	0,0224	2,9	0,06496
3	C ₃ H ₁₀	0,9731	1,125	1,09474
4	iC ₄ H ₁₀	0,0004	0,53	0,000212
Σ		1.0000	-	1,206

VII.1.6.5 Les volatilités relatives :

Nous pouvons choisir la clé lourde et légère en fonction de la volatilité relative des composants, ainsi que du taux de reflux et du taux de rebouillage. Les volatilités des composants relatives aux différentes zones de la colonne sont calculées selon l'équation suivante :

$$\alpha = \frac{K_i}{K_R} \dots\dots\dots \text{VII.10}$$

On admit le constituant clé lourd iC₄ H₈ comme constituant de référence.

Chapitre VII : Calcul du bilan matière et thermique

➤ Zone d'alimentation :

Tableau 13: Volatilité relative de l'alimentation.

N°	Constituants	T _a = 71 °C, P _a =18,89 bar
		A _{Li}
01	C H ₄	18,84
02	C ₂ H ₆	4,78
03	C ₃ H ₈	1,88
04	iC ₄ H ₁₀	1.000
05	nC ₄ H ₁₀	0,812
06	iC ₅ H ₁₂	0,39
07	nC ₅ H ₁₂	0,32

➤ Zone de rectification :

Tableau 14: Volatilité relative de la zone de rectification.

N°	Constituants	K _i	P=18,74bar et T =52,59°C
			A _{Di}
1	C ₂ H ₆	3	5,172
2	C ₃ H ₈	1	1,724
3	iC ₄ H ₁₀	0,58	1
4	nC ₄ H ₁₀	0,45	0,776

➤ Zone d'épuisement :

Tableau 15: Volatilité relative de la zone d'épuisement.

N°	Constituants	K _i	P =19,04 bar ,T= 110 °C
			A _{Ri}
1	C ₃ H ₈	2,2	1,76
2	iC ₄ H ₁₀	1,25	1
3	nC ₄ H ₁₀	1,1	0,88
4	iC ₅ H ₁₂	0,59	0,47
5	nC ₅ H ₁₂	0,5	0,40

VII.1.6.6 Taux de vaporisation de la charge :

La formule suivante permet de calculer le taux de vaporisation de la charge e'_{0} de l'alimentation à l'entrée de la colonne en effectuant des approximations successives.

Chapitre VII : Calcul du bilan matière et thermique

$$\sum X' = \frac{X'_{Li}}{(1+e'_0(K_i-1))} = 1 \dots\dots\dots \text{VII.11}$$

Les itérations ont révélé que la seule valeur vérifiant l'équation est $e'_0 = 0$ La valeur de « e'_0 » indique que la charge est acceptée en tant que liquide.

VII.1.6.7 Calcul de taux de reflux minimal :

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

$$(R_b)_{min} = \sum \frac{Y_{Di}}{(\alpha_{Li} - \varphi)} \dots\dots\dots \text{VII.12}$$

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 :

$$(e'_0) = \sum \frac{(\alpha_{Li} \times X_{Li})}{(\alpha_{Li} - \varphi)} \dots\dots\dots \text{VII.13}$$

Tableau 16: Fraction Vaporisée de la charge.

N°	Constituants	X'Li	αLi	αLi × X'Li	αLi - φ	$\frac{\alpha_{Li} \times X'_{Li}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
1	C H ₄	0,0023	18,84	0,04333	17,6981	0,002448
2	C ₂ H ₆	0,0174	4,78	0,08317	3,6381	0,022860
3	C ₃ H ₈	0,6213	1,88	1,16804	0,7381	1,582495
4	iC ₄ H ₁₀	0,1192	1,000	0,11920	-0,1419	-0,840028
5	nC ₄ H ₁₀	0,2368	0,812	0,19228	-0,3299	-0,582843
6	iC ₅ H ₁₀	0,0025	0,39	0,00097	-0,7519	-0,001290
7	nC ₅ H ₁₂	0,0005	0,32	0,00016	-0,8219	-0,000194
	Σ	1	-	-	-	0,183448

Pour : $e'_0 = \sum(e'_{0i}) = 0,00063$

On trouve : $\varphi = 1,1419$

α_{cL} : Clé lourde dans les légers.

α_{cv} : Clé légère dans les lourds.

$$\alpha_{cL} < \varphi < \alpha_{cv} \quad 1 < \varphi < 1,88$$

Par l'application de la formule d' **UNDER WOOD** (relation VII.13) et avec un taux de vaporisation $\varphi = 1,1419$ le calcul de taux de reflux minimal est représenté dans le tableau suivant :

Chapitre VII : Calcul du bilan matière et thermique

Tableau 17: taux de reflux minimal.

N°	Constituants	α _{Di}	X' _{Di}	α _{Di} × X' _{Di}	α _{Di} - φ	$\frac{\alpha_{Di} \times X'_{Di}}{\alpha_{Di} - \varphi}$
1	C ₂ H ₆	5,172	0,009	0,046548	4,0301	0,011550
2	C ₃ H ₈	1,724	0,9886	1,704346	0,5821	2,927926
3	iC ₄ H ₁₀	1	0,0023	0,0023	-0,1419	-0,016208
4	nC ₄ H ₁₀	0,776	0,0001	0,000078	-0,3659	-0,000213
Total	/	/	1,000	/	/	2,923055

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

$$(R)_{\min} + 1 = 2,923$$

$$(R)_{\min} = 1,923$$

VII.1.6.8 Taux de reflux optimal :

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

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

Pour un rapport de 0,3 on aura :

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

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

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

$$(R)_{\text{opt}} = 3,176$$

VII.1.6.9 Taux de rebouillage :

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

$$(R_b)_{\min} = \sum \frac{\alpha_{L_i} \times X'_{R_i}}{\alpha_{L_i} - \varphi} \dots\dots\dots \text{VII.14}$$

Tableau 18: Taux de rebouillage minimal.

N°	Constituants	X'ri	ALi	$\alpha_{Li} \cdot X'ri$	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{\alpha_{Li} \cdot X'ri}{\alpha_{Li} - \varphi}$
1	C ₃ H ₈	0,0025	1,76	0,0044	0,6181	0,007118
2	iC ₄ H ₁₀	0,3215	1	0,3215	-0,1419	-2,265680
3	nC ₄ H ₁₀	0,6687	0,88	0,58846	-0,2619	-2,246888
4	iC ₅ H ₁₂	0,0061	0,47	0,00287	-0,6719	-0,004271
5	nC ₅ H ₁₂	0,0012	0,40	0,00048	-0,7419	-0,000647
Σ		1	/	/	/	-4,518744

$$(R_b)_{\min} = -4,510.$$

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

$$(R_b)_{\text{opt}} = [(R'/L) (R)_{\text{opt}} + (1 - e'^0) - (D'/L')] \times (L'/D') \dots\dots\dots \mathbf{VII.15}$$

$$(R_b)_{\text{opt}} = [(0,3725)(3,176) + (1 - 0,00063) - 0,635] \times (2626/1667,51)$$

$$(R_b)_{\text{opt}} = 2,4369$$

VII.2 Calcul de N_{min} à reflux total :

La formule de Fenske est utilisée pour calculer N_m + 1, qui correspond au nombre minimal d'étages de la colonne, y compris le rebouilleur. Selon la définition des clés légères et lourdes, on peut tirer les conclusions suivantes :

- Le propane est le composant-clé légère.
- Le butane est un composant clé lourd.

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

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

$$\alpha_D = \frac{\alpha_{DC3} + \alpha_{LC3}}{2} = \frac{1,88 + 1,724}{2} = 1,802$$

$$\alpha_R = \frac{\alpha_{DiC4} + \alpha_{LiC4}}{2} = \frac{1 + 1}{2} = 1$$

$$\alpha_m = \sqrt{1,802 \times 1}$$

$$\alpha_m = 1,3424$$

Chapitre VII : Calcul du bilan matière et thermique

$$N_m + 1 = \frac{\log\left(\frac{0,9886}{0,0025} \times \frac{0,3215}{0,0024}\right)}{\log(1,3424)} = 19$$

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

N_{min} = 18 plateaux

VII.2.1 Nombre de plateaux optimal :

$$N_{\text{optm}} = 2 \times N_{\text{min}} \dots\dots\dots \text{VII.16}$$

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

N_{opt} = 36 plateaux

VII.2.2 Nombre de plateaux réel :

Efficacité de palataux est : $E = 0,65$

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

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

$$N_{\text{réel}} = \frac{36}{0,65}$$

N_{réel} = 55 plateaux

VII.3 Bilan thermique global :

Il est essentiel de réaliser un bilan thermique de la colonne afin de vérifier le débit de reflux liquide provenant du ballon de reflux et de déterminer les charges thermiques de l'aérocondenseur et du rebouilleur.

$$Q_L + Q_{\text{reb}} = Q_D + Q_R + Q_C$$

$$Q_L = L' \cdot H_l \dots\dots\dots \text{VII.17}$$

$$Q_R = R' \cdot h_R \dots\dots\dots \text{VII.18}$$

$$Q_D = D' \cdot h_D \dots\dots\dots \text{VII.19}$$

$$Q_V = V \cdot H_v \dots\dots\dots \text{VII.20}$$

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

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

Chapitre VII : Calcul du bilan matière et thermique

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.

VII.3.1 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]).

$$H_{\text{mélange}} = \sum X_i \times H_i \dots\dots\dots \text{VII.21}$$

VII.3.1.1 Enthalpie de la charge d'alimentation :

Données :

$$P_L = 18,89 \text{ bar ; } (P_L = 273,98 \text{ psi})$$

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

Tableau 19: L'enthalpie moyenne d'alimentation.

Composition	Masse	X'i	Masse moyenne	H _i	X' Li* h _i
C1	16	0,0023	0,0368	560	1,288
C2	30	0,0174	0,522	520	9,048
C3	44	0,6213	27,3372	480	298,224
iC4	58	0,1192	6,9136	430	40,528
nC4	58	0,2368	13,7344	300	71,04
iC5	72	0,0025	0,18	310	0,775
nC5	72	0,0005	0,036	290	0,145
Somme	/	/	48,76	/	421,048

Résultats :

$$M_{\text{moy}} = 48,76 \text{ Kg/Kmol.}$$

$$h_L = 421,048 \text{ BTU/lb}$$

$$h_L = 11405,71 \text{ Kcal/Kmol}$$

VII.3.1.2 Enthalpie de la vapeur sortante du 1^{er} plateau hd :

$$P = 18,73 \text{ bars ; } (P = 271,801 \text{ psi}).$$

$$T = 52,59^\circ\text{C ; } (T = 131^\circ\text{F}).$$

Chapitre VII : Calcul du bilan matière et thermique

Tableau 20: L'enthalpie moyenne de la vapeur sortante du 1er plateau.

Composition	Masse	X'i	Masse moyenne	Hi	X' Li* hi
C1	16	0,0040	0,032	540	2,16
C2	30	0,0224	0,672	500	11,2
C3	44	0,9731	42,816	470	475,357
iC4	58	0,0004	0,0232	290	0,116
Somme	/	1	43,54	/	488,833

Résultats :

M_V (vapeur) = 43,54 Kg/Kmol

H_V = 488,833 BTU/lb

H_V = 11824,32 Kcal/Kmol

VII.3.1.3 Enthalpie du distillat h_d :

P_D = 23,54 bars; (P_D = 341,42psi).

T_D = 48°C ; (T_D = 118,4°F).

Tableau 21: L'enthalpie moyenne de distillat.

Composition	Masse	X'i	Masse moyenne	Hi	X' Li* hi
C2	30	0,009	0,27	490	4,41
C3	44	0,9886	43,498	450	444,87
iC4	58	0,0023	0,1334	290	0,667
nC4	58	0,0001	0,0058	280	0,028
Somme	/	1,000	43,91	/	449,975

Résultats :

M_D = 43,91Kg/Kmol

h_D = **449,975 BTU/lb.**

h_D = 10976,88 Kcal/kmol.

VII.3.1.4 Enthalpie de résidu h_r :

P_f = 19,04 bar; (P_f = 276,15 psi).

T_f = 110°C ; (T_f = 230 °F).

Chapitre VII : Calcul du bilan matière et thermique

Tableau 22: L'enthalpie moyenne de résidu.

Composition	Masse	X _i	Masse moyenne	H _i	X _i · L _i · h _i
C3	44	0,0025	0,11	510	1,275
iC4	58	0,3215	18,647	460	147,89
nC4	58	0,6687	38,785	470	314,289
iC5	72	0,0061	0,4392	360	2,196
nC5	72	0,0012	0,0864	340	0,408
Somme	/	1	58,07	/	466,058

Résultats :

$M_R = 58,07 \text{ Kg/Kmol}$

$h_R = 466,058 \text{ BTU/lb}$

$h_R = 15035,535 \text{ kcal/kmol}$

VII.3.2 Calcul des charges thermiques

VII.3.2.1 Charge thermique de l'alimentation Q_L :

$Q_L = L' \cdot H_i \dots\dots\dots \text{VII.22}$

$Q_L = 2626 \times 11405,71$

$Q_L = 29951394,46 \text{ Kcal/h}$

VII.3.2.2 Charge thermique de vapeur de tête :

$Q_V = V \cdot h_D \dots\dots\dots \text{VII.23}$

$Q_V = 5692,31 \times 11824,32$

$Q_V = 67307694,9792 \text{ Kcal/h}$

VII.3.2.3 Charge thermique de reflux Q_{LR} tête :

$Q_{LR} = L_r' \cdot H_L \dots\dots\dots \text{VII.24}$

$Q_{LR} = 4024,8 \times 10976,88$

$Q_{LR} = 44179746,624 \text{ Kcal/h}$

VII.3.2.4 Charge thermique de distillat Q_D :

$Q_D = D' \cdot H_d \dots\dots\dots \text{VII.25}$

$Q_D = 1667,51 \times 10976,88$

$Q_D = 18304057,1688 \text{ Kcal/h}$

VII.3.2.5 Charge thermique de résidu :

$Q_R = R' \cdot H_r \dots\dots\dots \text{VII.26}$

$Q_R = 978,185 \times 15035,535$

$Q_R = 14707534,804 \text{ Kcal/h}$

VII.3.2.6 Charge thermique d'aérocondenseur Q_C :

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

$Q_C + Q_V = Q_D + Q_{Lr} \dots\dots\dots \text{VII.27}$

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

Chapitre VII : Calcul du bilan matière et thermique

$$Q_C = 18304057,1688 + 44179746,624 - 67307694,9792$$

$$Q_C = -4823891,1864 \text{ Kcal/h}$$

VII.3.2.7 Charge thermique fournie par le rebouilleur Q_{reb} :

$$Q_{reb} = Q_R + Q_D + Q_C - Q_L \dots\dots\dots \text{VII.28}$$

$$Q_{reb} = 14707534,804 + 18304057,1688 - 4823891,1864 - 29951394,46$$

$$Q_{reb} = 2577808,3264 \text{ Kcal/h}$$

Conclusion :

L'objectif principal est d'optimiser le débit de reflux de dépropaniseur de complexe GP1\Z. cela implique de comprendre en détail le fonctionnement de la colonne.

Dans ce chapitre, on a établi le bilan matière et thermique du dépropaniseur ainsi qu'on a calculé le nombre des plateaux réels et les volatilités relatives et même la pression dans les différentes parties de la colonne à partir de la composition et la température d'alimentation et le débit de la charge.

L'établissement du bilan matière et thermique, permet de quantifier les reflux de matière et d'énergie à travers la colonne ce qui est essentiel pour comprendre son fonctionnement.

La détermination du nombre de plateau réels et importantes pour évaluer l'efficacité de la colonne et identifier les sources de pertes éventuelles.

L'analyse des pressions dans les différentes parties de la colonne aide à garantir que les conditions de fonctionnement restent dans des limites sur et optimale.

Le calcul des enthalpies sert à comprendre les changements d'énergies associées aux différentes réactions dans la colonne, l'analyse des débits massiques et molaires de distillat et de résidu est pour évaluer la qualité des produits obtenus.

La détermination des volatilités relatifs permet de comprendre la séparabilité des composants de la colonne.

Le taux de rebouillage et le taux de reflux sont des paramètres clés qui déterminent l'efficacité de la colonne. L'objectif est de trouver les valeurs optimales de ces paramètres pour maximiser le rendement en produit finis tout en minimisant les coûts énergétiques.

	Valeur calculée	Donnée de départ	L'erreur %
Nombre des plateaux	55	55	0
Pa	18,89	19,04	0,7
Pf	19,04	19,02	0,1
Ps	18,74	18,73	0,05
D'	1667,51	1772,6	5,92
R'	978,185	1050,4	6,87

Les résultats de nos calculs sont vérifiés étant donné que l'erreur calculée est inférieure à 6,87% donc nous pouvons dire que la méthode de calcul appliquée est fiable.

Chapitre VIII : Partie simulation

Problématique

L'objectif de ce mémoire est de réduire la consommation d'énergie dans la section de séparation « train 100 complexe GP1/Z ». Les aérocondenseurs et les rebouilleurs du dépropaniseur consomment une quantité considérable d'énergie, qu'elle soit électrique ou calorifique, pendant leur fonctionnement. Ainsi, dans cette section pratique, nous avons tenté d'analyser un cas concret dans le domaine industriel. Il s'agit d'une étude sur la manière de réduire le débit de reflux en utilisant un reflux optimisé.

Le débit de reflux de la colonne de fractionnement (VX101) est fixé à $400 \text{ m}^3/\text{h}$. Étant donné que ce débit est prévu pour une charge de 140 %, ce qui équivaut à $336 \text{ m}^3/\text{h}$. Effectivement, cette colonne fonctionne avec un taux de charge variable qui peut atteindre jusqu'à 75 %, ce qui entraîne une consommation significative d'énergie au niveau de l'aérocondenseur et du rebouilleur.

L'objectif de cette étude est de vérifier l'hypothèse selon laquelle cette configuration de débit de reflux est responsable de la surconsommation d'énergie.

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

- Une simulation est effectuée à l'aide du logiciel HYSYS afin de vérifier la validité du modèle HYSYS utilisé
- Une méthode approximative qui consiste à optimiser le débit de reflux pour avoir un gain énergétique dans les aérocondenseurs et les rebouilleurs.

VIII.1 Généralités sur la simulation :

La simulation est couramment employée dans différents secteurs de l'ingénierie et de la recherche. Elle permet d'étudier le comportement d'un système avant sa mise en place et d'améliorer son fonctionnement en testant diverses solutions et conditions opérationnelles.

Dans l'industrie chimique et para-chimique, les simulateurs de procédés chimiques sont régulièrement utilisés. Ils agissent comme des modèles de connaissances, en se basant sur la résolution de bilans de masse et d'énergie ainsi que sur des équations d'équilibre thermodynamique. Ces outils fournissent des informations fondamentales pour la conception.

Les outils de simulation les plus couramment employés, comme Aspen Plus, ChemCAD, Hysim, HYSYS et Pro sont -II, devenus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et optimiser les procédés industriels, souvent en dehors de leur état optimal.

HYSYS est notamment considéré comme l'un des logiciels de simulation les plus performants disponibles.

VIII.2 Définition de la simulation :

Selon la définition, la simulation consiste à représenter un phénomène physique en utilisant des modèles mathématiques simples pour décrire son comportement. En d'autres termes, la simulation offre la possibilité de représenter à l'aide de modèles mathématiques les divers phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de mouvement rencontrés dans les diverses opérations unitaires.

VIII.3 Intérêt de l'utilisation de la simulation :

Lors de la conception d'un procédé industriel, le simulateur peut être employé pour effectuer des évaluations de la matière et de l'énergie d'un procédé industriel.

- Évaluer les équipements nécessaires pour cette procédure. Ou encore pour surveiller les procédés déjà installés afin de :
- Ajuster les paramètres de fonctionnement en cas de modification des composants de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements.

VIII.4 Présentation du logiciel « HYSYS » :

Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement qui permet de repérer les conceptions optimales. Il s'agit d'un modèle mathématique unique qui se compose d'une série d'équations élaborées dans le but de décrire le comportement d'un système spécifique (opération unitaire : séparation des phases, compression, échange de chaleur...). Il s'agit d'équations de préservation de masse, d'énergie et de mouvement. Il peut s'agir d'équations algébriques ou différentielles.

- Choix du modèle
- Thermodynamique

Les logiciels de simulation permettent d'utiliser divers modèles thermodynamiques afin de prédire l'équilibre liquide-vapeur, l'enthalpie et l'entropie, ainsi que les caractéristiques de transport. La réussite de la simulation repose sur le choix du modèle thermodynamique, car celui-ci est élaboré pour une classe de fluides et un ensemble de conditions de pression et de température recommandés en se basant sur des hypothèses et des suppositions concrètes.

L'équation de Peng – Robinson est la plus préconisée pour les systèmes d'hydrocarbures, car elle permet de résoudre de manière adéquate les problèmes d'équilibre liquide-vapeur en fournissant l'erreur la plus faible. [30]

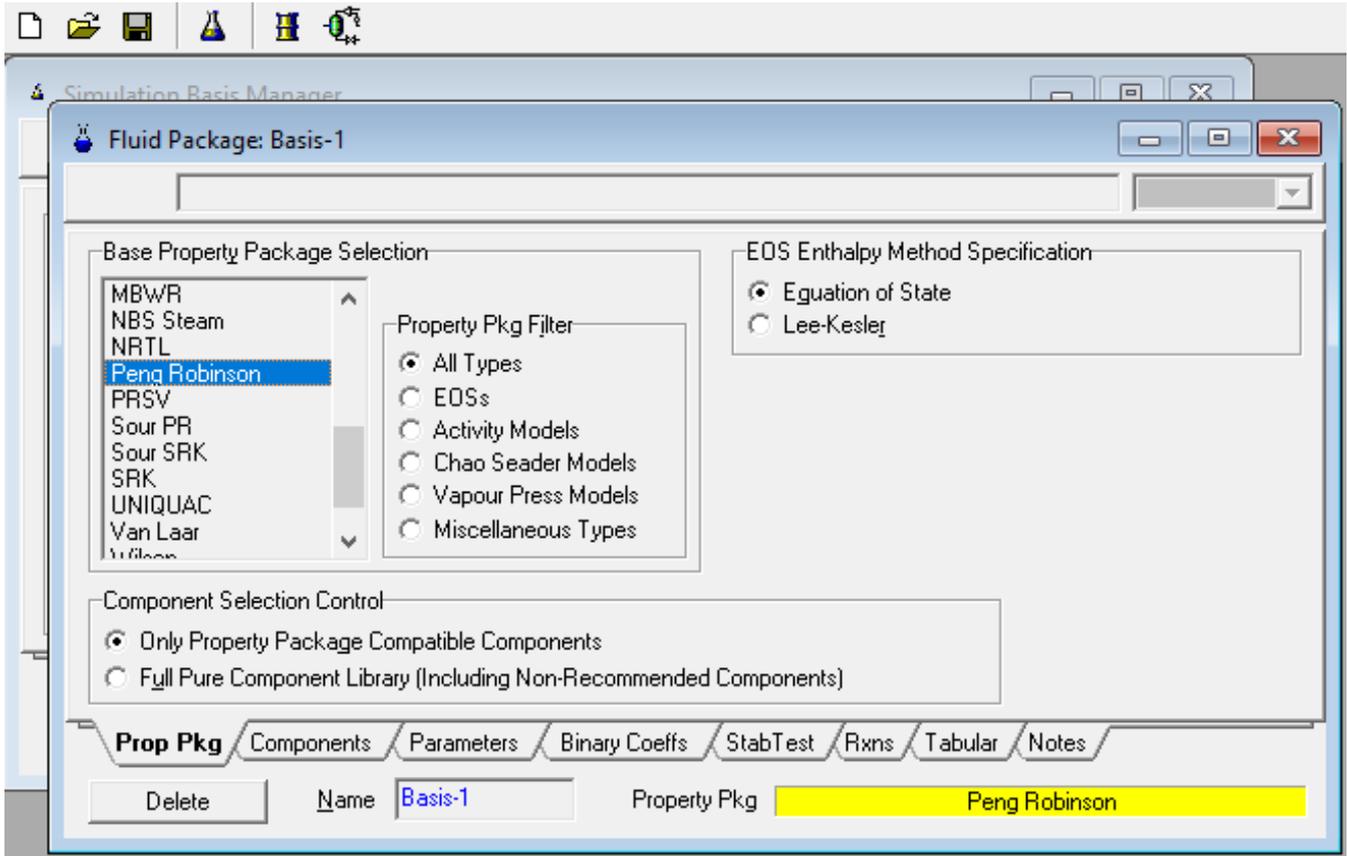


Figure 31: Choix du modèle thermodynamique (Peng-Robinson).

VIII.5 Etablissement du schéma du procédé (PFD) :

Après avoir sélectionné le modèle thermodynamique, le simulateur demande la création du schéma de la section d'étude qui est liée à la simulation. La représentation du schéma fournie par le logiciel HYSYS est reproduite dans la figure 32.

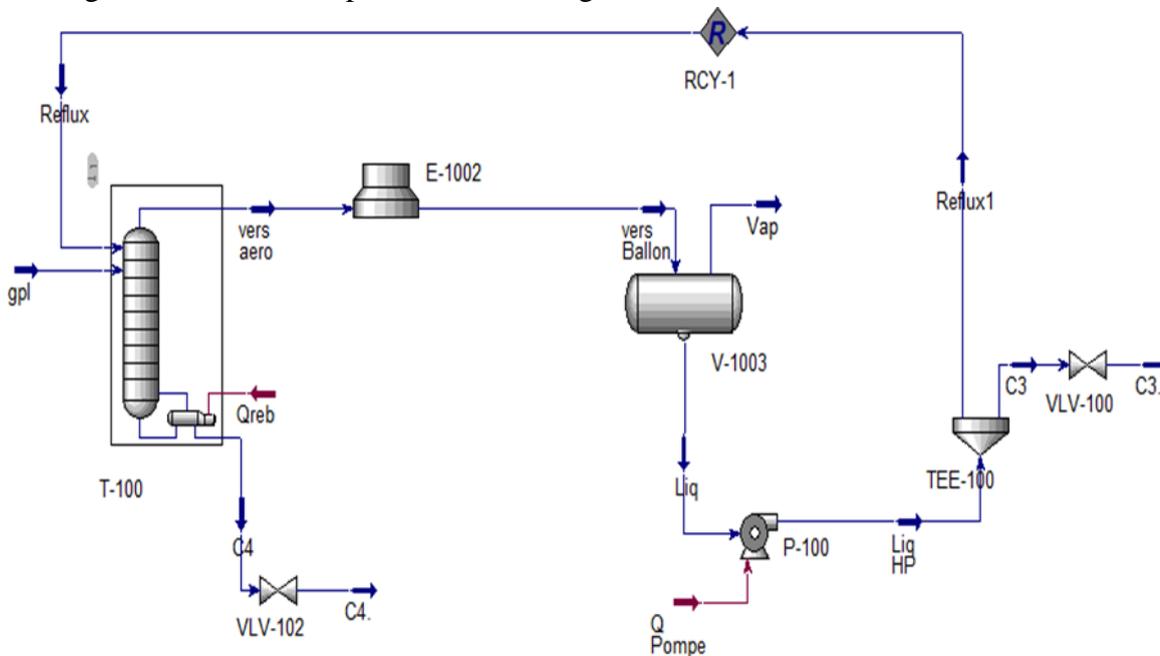
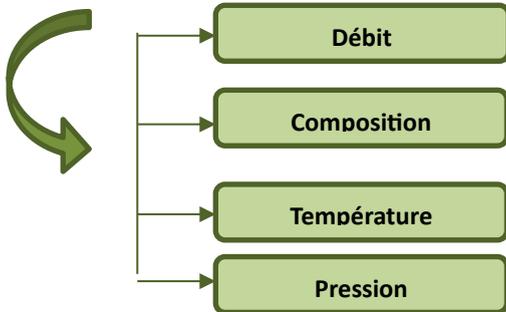


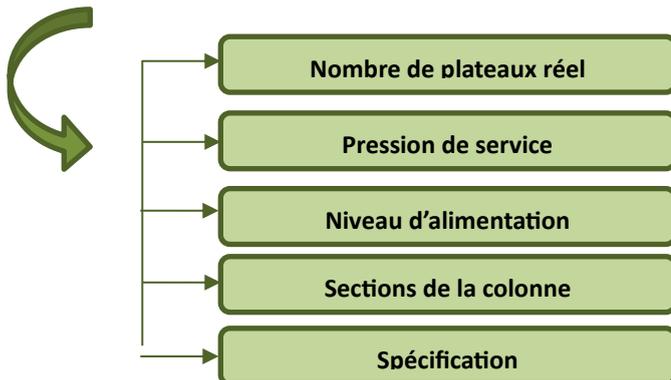
Figure 32: Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement.

Méthode suivie :

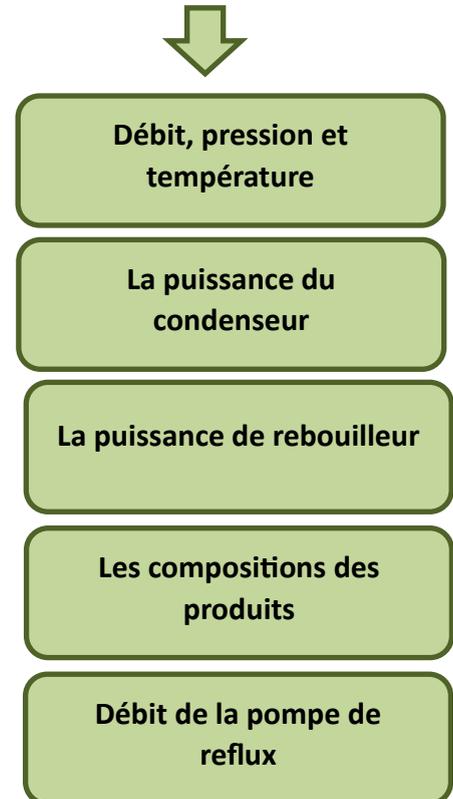
- Données de l'alimentation :



- Données de la colonne :



- Pour Obtenir :



VIII.6 Vérification des performances du logiciel HYSYS :

En commençant notre travail de simulation, nous avons vérifié nos données, nos hypothèses, le modèle thermodynamique sélectionné et le schéma de procédé PFD en introduisant les données du design. Si les résultats obtenus après simulation sont similaires à ceux prévus par le design, notre modèle ne sera considéré comme satisfaisant.

Chapitre VIII : Partie simulation

VIII.6.1 Paramètres de service :

Tableau 23:Paramètres de design.

Paramètre	Alimentation	Distillat	Résidu
T (C)	74.5	51	111
P (bar)	21.5	26	21,1
Débit (Kgmol/h)	2541	1383	1171
C1	0,0000	0.000	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

VIII.6.2 Les résultats de simulation :

Le tableau 24 présente les résultats obtenus par simulation, qui regroupe les principaux paramètres d'exploitation.

Tableau 24:Résultats de simulation.

Paramètre	Distillat	Résidu
T (C)	48.80	110
P (bar)	25	21.08
Débit (m ³ /h)	1447	1134
C1	0.000	0
C2	0.0379	0
C3	0.9609	0.0200
iC4	0.0012	0.3584
nC4	0.0000	0.6117
iC5	0	0.0065
nC5	0	0.0034
SOMME	1	1

Chapitre VIII : Partie simulation

Le tableau suivant présente la comparaison entre les valeurs de design et les résultats de la simulation, ainsi que l'erreur relative calculée en utilisant la relation suivante :

$$\text{Erreur} = \frac{|(V_{\text{Désigne}} - V_{\text{Désigne.simulé}})|}{V_{\text{Désigne}}} \times 100 \quad \text{VIII.1}$$

- Distillat:

Tableau 25: calcul des erreurs en pourcentage du distillat dans le cas design et design simulé.

Paramètre	Design	Design simulé	Erreur%
T (C)	51	48.80	4.31
P (bar)	26	25	3,85
Débit(Kg mol/h)	1383	1447	4.63
C1	0,0001	0.0000	1
C2	0,0371	0.0379	2.16
C3	0,9615	0.9609	0,15
iC4	0,0012	0.0012	0
nC4	0,0002	0.0000	1
SOMME	1	1	0

- Résidu:

Tableau 26: calcul des erreurs en pourcentage du résidu dans le cas design et design simulé.

Paramètre	Design	Design simulé	Erreur%
T (C)	111	110	0,9
P (bar)	21.1	21.08	0,38
Débit (kg mol/h)	1171	1134	3.16
C3	0,010	0.020	1
iC4	0,3639	0.3584	1.51
nC4	0,6159	0.6117	0,68
iC5	0,0067	0.0065	2.98
nC5	0,0035	0.0034	2.86
SOMME	1	1	-

Le taux d'erreurs pour tous les paramètres est inférieur à 4 %, ce qui suggère que les données de sortie de la colonne simulée sont très similaires aux spécifications du fabricant. Grâce à une faible variabilité causée par des facteurs inconnus, ces résultats confirment l'efficacité de l'application du modèle thermodynamique Peng-Robinson (PR) et la validité des simulations effectuées. Il est

Chapitre VIII : Partie simulation

maintenant possible de passer à la prochaine étape, qui consiste à simuler les paramètres réels.

VIII.7 Vérification du cas actuel :

VIII.7.1 Paramètres du cas actuel :

Tableau 27: Paramètres de service.

Paramètre	Alimentation	Distillat	Résidu
T (C)	71	48	110
P (bar)	18.73	23.54	16.67
Débit (Kgmole /h)	2626	1772.6	1050.4
C1	0,0023	0	0
C2	0,0174	0,009	0
C3	0,6213	0,9886	0,0025
iC4	0,1192	0,0023	0,3215
nC4	0,2368	0,0001	0,6687
iC5	0,0025	0	0,0061
nC5	0,0005	0	0,0012
SOMME	1	1	1

VIII.7.2 Les résultats de la simulation :

Tableau 28: Résultats de simulation.

Paramètre	Distillat	Résidu
T (C)	49.15	106
P (bar)	24	17.02
Débit (Kgmole/h)	1704.8	1017.3
C1	0.0001	0
C2	0,018	0
C3	0,9796	0,0024
iC4	0,0023	0,3291
nC4	0	0,6613
iC5	0	0,0060
nC5	0	0,0012
SOMME	1	1

Les données concernant le cas actuel, ainsi que les résultats de sa simulation, ainsi que l'erreur relative obtenue à partir de la relation (VIII.1), sont disponibles dans les tableaux ci-dessous.

Chapitre VIII : Partie simulation

- Distillat:

Tableau 29:: calcul des erreurs en pourcentage du distillat dans le cas Actuel et Actuel simulé.

Paramètre	Actuel	actuel simulé	Erreur%
T (C)	48	48,96	2.39
P (bar)	23.24	24	3.27
Débit (Kgmole/h)	1772.6	1704.8	3.82
C1	0	0,0001	-
C2	0,009	0,0180	1
C3	0,9886	0,9796	0.91
iC4	0,0023	0,0023	0
nC4	0,0001	0	1
iC5	0	0	-
nC5	0	0	-
SOMME	1	1	-

- Résidu :

Tableau 30: calcul des erreurs en pourcentage du résidu dans le cas actuel et actuel simulé.

Paramètre	Actuel	actuel simulé	Erreur%
T (C)	110	106	3.63
P (bar)	16.67	17.02	2,09
Débit (Kgmol/h)	1050.4	1017.3	3.15
C1	0	0	0,0000
C2	0	0	0,0000
C3	0,0025	0,0024	4
iC4	0,3215	0,3291	2.36
nC4	0,6687	0,6613	1.11
iC5	0,0061	0,0060	1.64
nC5	0,0012	0,0012	0
SOMME	1	1	-

Il est observé que les données de la simulation sont proches des données d'exploitation réelles de la tour. Cela confirme l'exactitude de la simulation et renforce sa pertinence pour maximiser le

Chapitre VIII : Partie simulation

débit de reflux pour diverses charges. Cela nous donne la possibilité d'optimiser l'efficacité de l'opération de la colonne tout en respectant les contraintes et les objectifs particuliers. Ainsi, il est possible de passer à la prochaine étape, qui consiste à maximiser le débit de reflux de la colonne.

VIII.8 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 évaluer le nombre d'aérocondenseurs nécessaires pour chaque taux de traitement, allant de 75 % à 140 % de taux de charge.

La capacité d'échange d'un aérocondenseur (moteur électrique) :

Q_C (globale) = 21,5 × 10⁶ (kcal/h) —————→ pour 28 aéro.

Q_C (un aéro) = 7,6786 × 10⁵ (kcal/h) —————→ pour 1 aéro.

Donc le nombre d'aéros :

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

N aéro : le nombre d'aéros.

❖ 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 m³ /h) :

$$F = D + W \dots\dots\dots \text{VIII.3}$$

D : le débit de distillat.

W : le débit de résidu.

F : le débit minimal de la pompe de reflux.

Avec $F \geq 370$ (m³ /h).

Le propane et le butane doivent se conformer aux normes du marché établies par la publication internationale NGPA (Natural Gas Processing Association). Les fractions maximales autorisées pour chaque composant dans les produits finaux (propane, butane) sont définies dans cette publication. Le tableau suivant présente les normes :

Chapitre VIII : Partie simulation

Tableau 31:Les normes de NGPA [1].

Les norms	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

Il convient de noter que la SONATRACH impose des normes plus strictes que celles de NGPA, connues sous le nom de normes de NGP1/Z, comme :

Tableau 32:Les normes de NGP1/Z [1].

Les norms	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% (C3% dans $D \geq 96\%$).
2. Le pourcentage molaire de C_4H_{10} dans le distillat doit inférieur ou égal 1% (C4 dans $D \leq 1\%$).
3. Le pourcentage molaire de C_3H_8 dans le résidu doit inférieur ou égal 1% (C3 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 à $350 \text{ m}^3/\text{h}$ ($F < 350 \text{ m}^3/\text{h}$).

Maintenant on va commencer à trouver le reflux optimal :

Chapitre VIII : Partie simulation

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

Tableau 33: 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	332	95,47	1,14	0,19	13530	$8,0821 \times 10^6$
240	16	347,4	96,74	0,86	0	14090	$8,7070 \times 10^6$
260	17	366,1	96,83	0,85	0,002	14860	$9,3930 \times 10^6$
280	18	385,9	96,91	0,83	0,001	15850	$1,007 \times 10^7$
300	19	405,9	96,96	0,85	0,0005	16460	$1,077 \times 10^7$
320	20	425,9	97,02	0,85	0,0003	17270	$1,147 \times 10^7$
340	21	445,9	97,03	0,86	0,0002	18070	$1,214 \times 10^7$
360	21	466	97,04	0,86	0,0001	18880	$1,284 \times 10^7$
380	22	486	97,05	0,86	0,0001	19986,59	$1,353 \times 10^7$
400	23	506	97,06	0,86	0,0001	20803,9	$1,422 \times 10^7$

Le reflux optimal dans cette charge est : **280 m³/h** car toutes les conditions sont justifiées.

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

Tableau 34 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	17	360,5	92,18	4,57	0,94	14940	$8,432 \times 10^6$
240	17	375,1	93,95	2,77	0,50	15380	$8,959 \times 10^6$
260	18	389,4	95,63	1,25	0,12	15850	$9,533 \times 10^6$
280	19	405,3	96,82	1,00	0,01	16640	$1,016 \times 10^7$
300	19	424	96,89	0,97	0,002	17200	$1,084 \times 10^7$
320	20	443,6	96,95	0,94	0,001	17990	$1,152 \times 10^7$
340	21	463,6	96,99	0,91	0,0007	18790	$1,221 \times 10^7$
360	22	483,6	97,01	0,90	0,0004	19660	$1,290 \times 10^7$
380	23	503,6	97,02	0,89	0,0003	20410	$1,359 \times 10^7$
400	24	523,6	97,03	0,88	0,0001	21220	$1,428 \times 10^7$

Le reflux optimal dans cette charge est : **280 m³/h** car toutes les conditions sont justifiées.

Chapitre VIII : Partie simulation

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

Tableau 35: 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	18	386,1	89,62	7,24	1,15	16350	$8,876 \times 10^6$
240	19	402,4	91,38	5,53	1,04	16800	$9,361 \times 10^6$
260	20	419,3	93,00	3,86	0,82	17300	$9,861 \times 10^6$
280	20	431,9	94,55	1,32	0,45	17670	$1,040 \times 10^7$
300	21	447,1	96,01	0,98	0,08	18190	$1,098 \times 10^7$
320	21	463,2	96,77	0,86	0,006	18790	$1,161 \times 10^7$
340	22	481,8	96,83	0,72	0,005	19540	$1,229 \times 10^7$
360	23	501,4	96,90	0,68	0,004	20330	$1,297 \times 10^7$
380	24	521,3	96,95	0,66	0,003	21130	$1,366 \times 10^7$
400	25	541,3	96,98	0,61	0,001	21940	$1,435 \times 10^7$

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

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

Tableau 36: 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	20	407,0	88,850	8,051	1,190	17480	$9,226 \times 10^6$
240	20	423,1	90,492	6,353	1,140	17930	$9,717 \times 10^6$
260	21	439,4	92,124	4,665	1,066	18380	$1,021 \times 10^7$
280	21	456,1	93,986	3,157	0,901	18870	$1,069 \times 10^7$
300	22	471,2	94,988	1,739	0,596	19330	$1,122 \times 10^7$
320	22	485,1	96,439	0,999	0,239	19780	$1,178 \times 10^7$
340	23	499,3	97,040	0,847	0,027	20270	$1,238 \times 10^7$
360	24	516,5	97,721	0,875	0,004	20960	$1,304 \times 10^7$
380	25	535,8	97,875	0,873	0,002	21730	$1,372 \times 10^7$
400	26	555,6	97,990	0,851	0,001	22520	$1,440 \times 10^7$

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

Chapitre VIII : Partie simulation

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

Tableau 37: 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	21	428,1	88,36	8,59	1,221	18600	$9,564 \times 10^6$
240	22	444,0	89,87	6,02	1,197	19060	$1,007 \times 10^7$
260	22	460,1	91,35	4,48	1,155	19520	$1,056 \times 10^7$
280	23	476,3	92,81	2,97	1,084	19970	$1,104 \times 10^7$
300	23	492,9	94,20	1,53	0,953	20450	$1,153 \times 10^7$
320	24	510,0	95,51	1,09	0,719	20970	$1,204 \times 10^7$
340	24	521,0	96,83	0,97	0,380	21290	$1,259 \times 10^7$
360	25	536,5	97,04	0,88	0,076	21820	$1,317 \times 10^7$
380	26	552,3	97,69	0,29	0,008	22410	$1,380 \times 10^7$
400	26	570,5	97,77	0,23	0,003	23140	$1,448 \times 10^7$

Le reflux optimal dans cette charge est : **$340 \text{ m}^3/\text{h}$** car toutes les conditions sont justifiées.

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

Tableau 38: 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	23	497,3	85,90	11,17	1,27	22170	$1,059 \times 10^7$
240	24	512,9	87,08	10,76	1,24	22660	$1,113 \times 10^7$
260	24	528,6	88,24	9,74	1,22	23160	$1,165 \times 10^7$
280	25	546,2	89,29	7,68	1,18	23740	$1,226 \times 10^7$
300	25	562,1	90,49	5,43	1,16	24210	$1,276 \times 10^7$
320	26	578,2	91,65	4,24	1,10	24680	$1,326 \times 10^7$
340	27	594,4	92,79	1,04	1,02	25140	$1,375 \times 10^7$
360	27	610,9	94,96	0,83	0,86	25590	$1,422 \times 10^7$
380	27	627,4	96,2	0,75	0,62	26070	$1,472 \times 10^7$
400	28	644,4	97,05	0,86	0,32	26580	$1,523 \times 10^7$

Le reflux optimal dans cette charge est : **$380 \text{ m}^3/\text{h}$** car toutes les conditions sont justifiées.

Chapitre VIII : Partie simulation

VIII.8.1 L'influence du débit de reflux sur le distillat et résidu :

Au tableau ci-dessous, les valeurs des débits de distillat et de résidu correspondant aux différentes charges sont présentées.

Tableau 39: 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	106,2	65,27
210	87,5	125,3	75,82
240	100	147,1	85,61
264	110	165,1	93,18
288	120	181,0	100,6
336	140	247,4	118,6

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

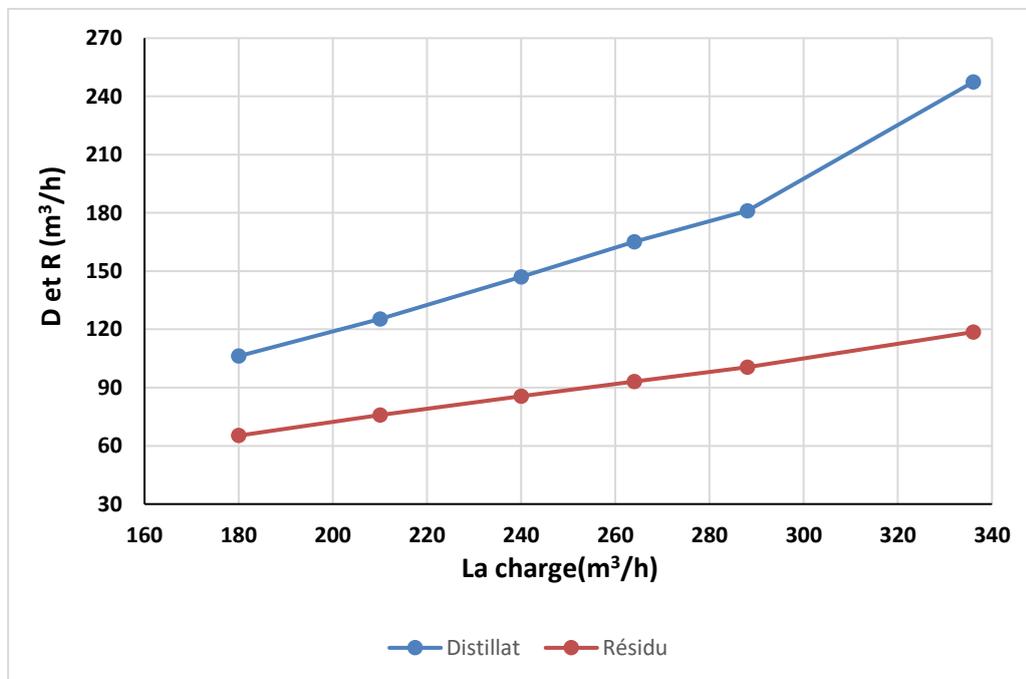


Figure 33: Débits de distillat et de résidu en fonction de l'alimentation.

Chapitre VIII : Partie simulation

Il a été constaté que les débits de distillat et de résidu augmentaient en proportion de l'augmentation du débit de charge. Cela s'explique principalement par deux éléments :

- **Distribution des composants :** Avec l'augmentation du débit de la charge, les différents éléments de la charge sont également plus nombreux. Étant donné que la distillation est un mécanisme de séparation qui repose sur les variations de volatilité des composants, une augmentation du débit de la charge génère habituellement une augmentation proportionnelle des débits de distillat et de résidu.

- **Équilibre liquide-vapeur :** Lorsque le débit de la charge augmente, cela peut avoir un impact sur l'équilibre liquide-vapeur dans la colonne de distillation. Si le débit de la charge augmente, cela peut entraîner une augmentation de la vaporisation des composants plus volatils, ce qui entraîne une augmentation du débit du réactif. De même, les éléments moins volatils ont tendance à être plus abondants dans le résidu, ce qui entraîne une augmentation de son débit.

VIII.8.2 Influence du taux de charge sur la consommation d'énergie à reflux fixe :

VIII.8.2.1 L'énergie consommée au niveau de l'aérocondenseur :

Le tableau ci-dessous présente les données sur la consommation d'énergie de l'aéroréfrigérant en utilisant le logiciel HYSYS, pour un débit de reflux de 400 m³/h et différents taux de charge.

Tableau 40:: 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	20720
210	87,5	400	21490
240	100	400	22240
264	110	400	22850
288	120	400	23460
336	140	400	25180

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

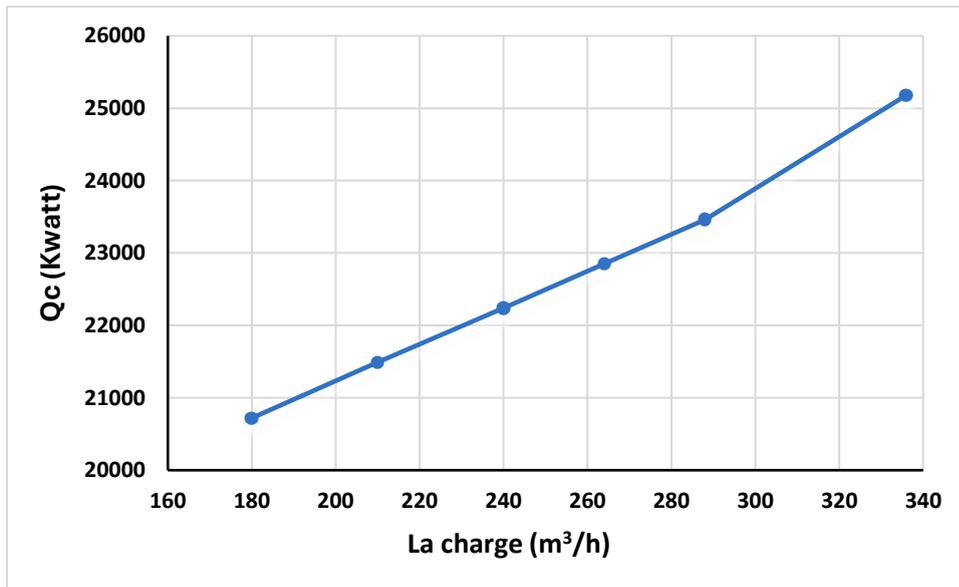


Figure 34: Variation de l'énergie d'aéros à reflux fixe.

Selon Les résultats, on constate que l'augmentation du taux de charge des aérocondenseurs est liée à la consommation d'énergie en raison de l'utilisation d'un reflux fixe en tête de colonne. Le reflux fixe en tête de colonne implique que le ballon de reflux rejette une quantité précise de liquide vers le sommet de la colonne afin de fournir la chaleur nécessaire à la condensation du butane et du pentane. Augmentation du taux de charge entraîne également une augmentation de la quantité de vapeurs à condenser, ce qui entraîne une capacité de condensation accrue et, par conséquent, une consommation d'énergie accrue au niveau des aérocondenseurs.

VIII.8.2.2 L'énergie consommée au niveau du rebouilleur :

Le tableau suivant présente les données sur la consommation d'énergie au niveau du rebouilleur en utilisant le logiciel HYSYS, pour un débit de reflux de 400 m³/h et différents taux de charge :

Figure 35: 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	1,436×10 ⁷
210	87,5	400	1,442×10 ⁷
240	100	400	1,450×10 ⁷
264	110	400	1,456×10 ⁷
288	120	400	1,461×10 ⁷
336	140	400	1,488×10 ⁷

Chapitre VIII : Partie simulation

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

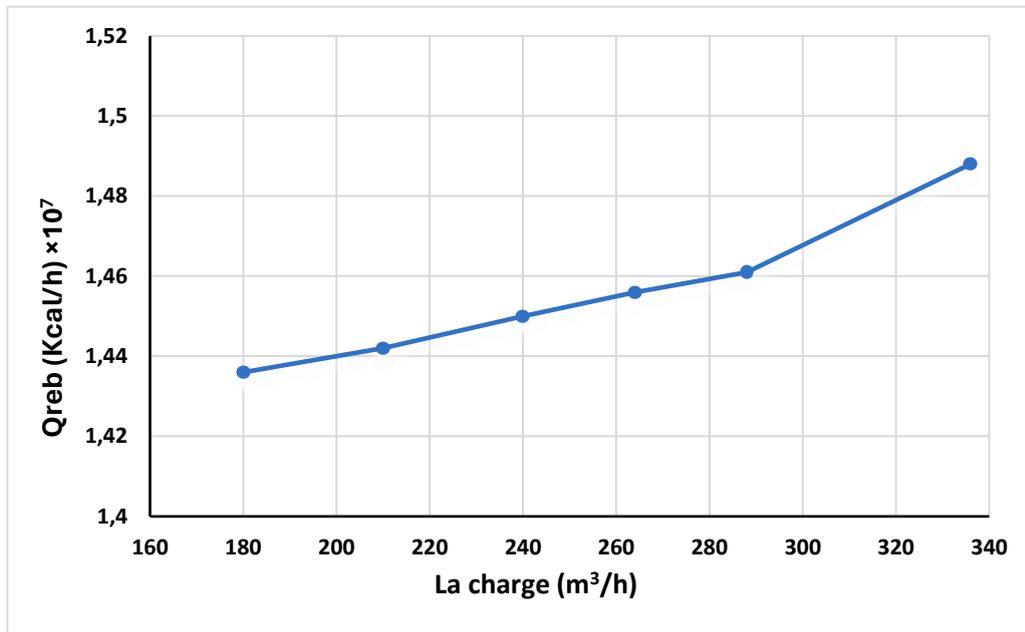


Figure 36: Variation de l'énergie de rebouilleur à reflux constant

D'après les résultats, il est démontré que l'augmentation du taux de charge est fortement liée à la consommation d'énergie au niveau du rebouilleur, en raison de l'utilisation d'un reflux fixe en tête de colonne. Dans un système de distillation à reflux constant, une quantité spécifique de liquide est évacuée du ballon de reflux vers le sommet de la colonne, ce qui entraîne la formation du reflux. Le butane et le pentane sont condensés par ce reflux, mais une partie du propane est également condensée. Augmentation du taux de charge entraîne une augmentation de la quantité de propane présente au fond de la colonne, ce qui entraîne une augmentation de la chaleur fournie par le rebouilleur pour vaporiser le propane.

VIII.8.2.3 Nombre d'aérocondenseurs en service :

Le débit de reflux influence le nombre d'aérocondenseurs employés pour la condensation des vapeurs en tête de colonne de fractionnement.

Chapitre VIII : Partie simulation

Tableau 41: 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	24
210	87,5	400	24
240	100	400	25
264	110	400	26
288	120	400	26
336	140	400	28

L'augmentation de la charge entraîne une augmentation du nombre d'aérocondenseurs en service. Cette observation laisse entendre qu'il faut augmenter le nombre d'aérocondenseurs en service afin de gérer la charge thermique accrue causée par une augmentation de la charge. Le rôle de l'aérocondenseur est crucial pour la condensation des vapeurs produites lors de la distillation. Quand la charge augmente, il est nécessaire de condenser une quantité plus importante de vapeurs afin de garantir une séparation efficace. La capacité de condensation globale du système est augmentée en augmentant le nombre d'aérocondenseurs en service. Cela facilite la gestion de l'augmentation de la charge thermique et maintien des conditions de fonctionnement optimales pour la distillation.

VIII.8.3 L'influence du taux de charge sur la consommation d'énergie à reflux optimisé :

VIII.8.3.1 L'énergie consommée au niveau d'aérocondenseurs :

On a calculé l'énergie consommée par les aérocondenseurs en utilisant un débit de reflux optimisé pour différents taux de charge. Le tableau ci-dessous présente les résultats :

Chapitre VIII : Partie simulation

Tableau 42 : 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	280	15910
210	87,5	280	16670
240	100	300	18310
264	110	320	19900
288	120	340	21440
336	140	380	24750

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

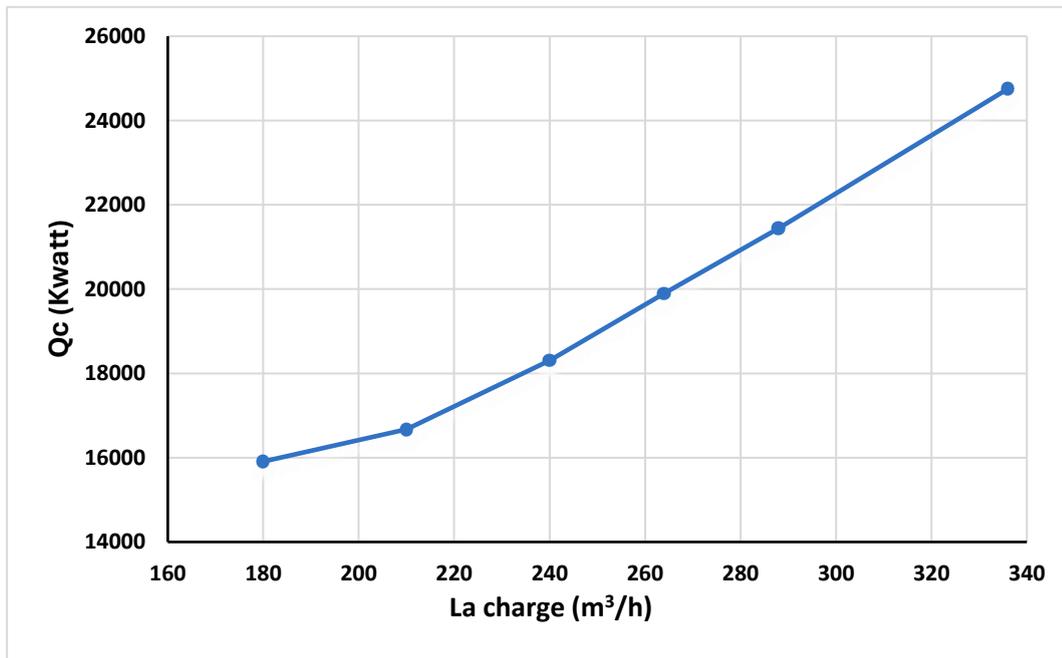


Figure 37:Variation de l'énergie d'aéros à reflux optimisé.

Les résultats confirment que l'augmentation du débit de reflux optimisé augmente la consommation d'énergie au niveau de l'aérocondenseur. Puisque le débit de reflux est proportionnel à la consommation d'énergie au niveau de l'aérocondenseur.

VIII.8.3.2 L'énergie consommée au niveau du rebouilleur :

Le calcul de l'énergie du rebouilleur à débit de reflux optimisé par le logiciel HYSYS est effectué en fonction du taux de reflux dans le tableau ci-dessous.

Chapitre VIII : Partie simulation

Tableau 43: 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	280	1,018×10 ⁷
210	87,5	280	1,025×10 ⁷
240	100	300	1,105×10 ⁷
264	110	320	1,185×10 ⁷
288	120	340	1,267×10 ⁷
336	140	380	1,432×10 ⁷

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

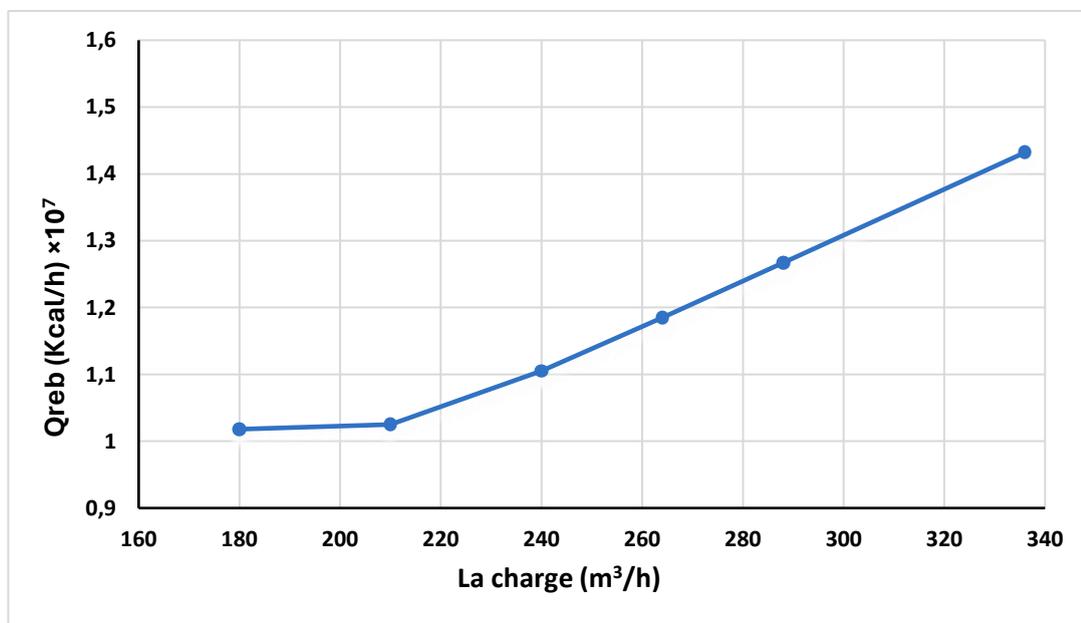


Figure 38: Variation de l'énergie de rebouilleur à reflux optimisé.

Il a été constaté que la consommation d'énergie au niveau du rebouilleur augmente lorsque le débit de reflux optimisé augmente, car il y a une corrélation réciproque entre le débit de reflux et la consommation d'énergie au niveau du rebouilleur.

VIII.8.3.3 Nombre d'aérocondenseurs en service à débit de reflux optimisé :

Tableau 44: Nombre d'aéros à débit de reflux optimisé.

Traitement		Débit de Reflux Optimisé (m ³ /h)	Nombre des Aéro
(m ³ /h)	(%)		
180	75	280	18
210	87,5	280	19
240	100	300	21
264	110	320	22
288	120	340	24
336	140	380	27

L'augmentation de la charge et du débit de reflux optimisé a entraîné une augmentation du nombre d'aérocondenseurs en service, passant de 18 à 27. Il a été constaté que l'amélioration du taux de reflux permet de diminuer le nombre d'aérocondenseurs requis pour assurer le bon fonctionnement de la colonne de distillation (VX101) avec la même charge. Selon cette observation, il est possible que l'adaptation du taux de reflux puisse favoriser une utilisation plus efficace des aérocondenseurs. Une optimisation du taux de reflux implique généralement une adaptation de la quantité de reflux renvoyée vers le sommet de la colonne afin d'atteindre les objectifs de séparation désirés tout en réduisant la charge thermique sur les aérocondenseurs. Ceci entraîne une diminution du nombre d'aérocondenseurs requis afin de maintenir des performances de distillation appropriées. Il est possible de réaliser des économies en termes de coûts d'investissement et de consommation d'énergie liés aux aérocondenseurs supplémentaires en utilisant un nombre réduit d'aérocondenseurs.

VIII.9 Comparaison entre l'énergie consommée au niveau de l'aéro à reflux fixe et celle consommée à reflux optimisé :

La consommation d'énergie de l'aérocondenseur a été calculée pour des débits de charge différents, tant pour le débit de reflux fixe que pour le débit de reflux optimal. Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau ci-dessous :

Chapitre VIII : Partie simulation

Tableau 45: 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	20720	15910
210	87,5	21490	16670
240	100	22240	18310
264	110	22850	19900
288	120	23460	21440
336	140	25180	24750

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

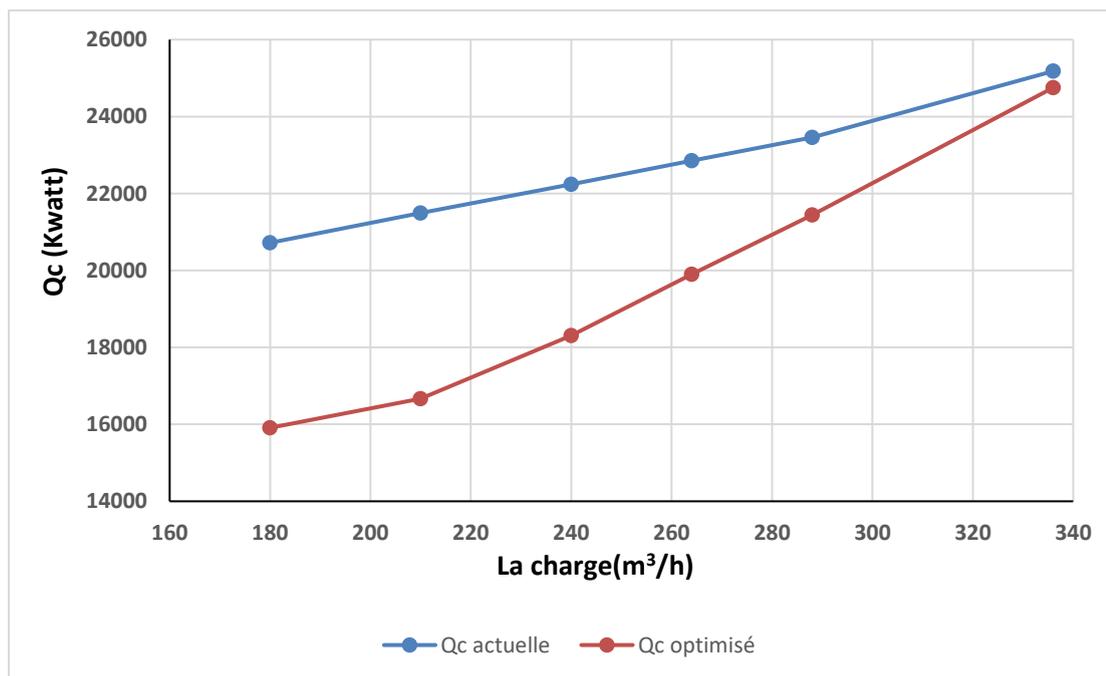


Figure 39: Variation de l'énergie d'aéros en fonction de la charge.

D'après les résultats obtenus, il est observé que la consommation d'énergie au niveau des condenseurs diminue lorsque le taux de reflux est optimisé par rapport à un taux de reflux de 400 m^3 par heure. Cela représente environ 336 m^3/h de débit de charge, ce qui correspond à un taux de charge de 140 %. Nous avons pu ajuster la quantité de reflux renvoyée vers le sommet de la colonne afin d'atteindre les objectifs de séparation désirés tout en réduisant la consommation d'énergie. En ajustant de manière adéquate le taux de reflux, nous avons réussi à diminuer la charge thermique sur les condenseurs, ce qui a entraîné une diminution de la consommation d'énergie.

Chapitre VIII : Partie simulation

VIII.10 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 46: 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	$1,436 \times 10^7$	$1,018 \times 10^7$
210	87,5	$1,442 \times 10^7$	$1,025 \times 10^7$
240	100	$1,450 \times 10^7$	$1,105 \times 10^7$
264	110	$1,456 \times 10^7$	$1,185 \times 10^7$
288	120	$1,461 \times 10^7$	$1,267 \times 10^7$
336	140	$1,488 \times 10^7$	$1,432 \times 10^7$

Dans la figure suivante, on représente ces résultats :

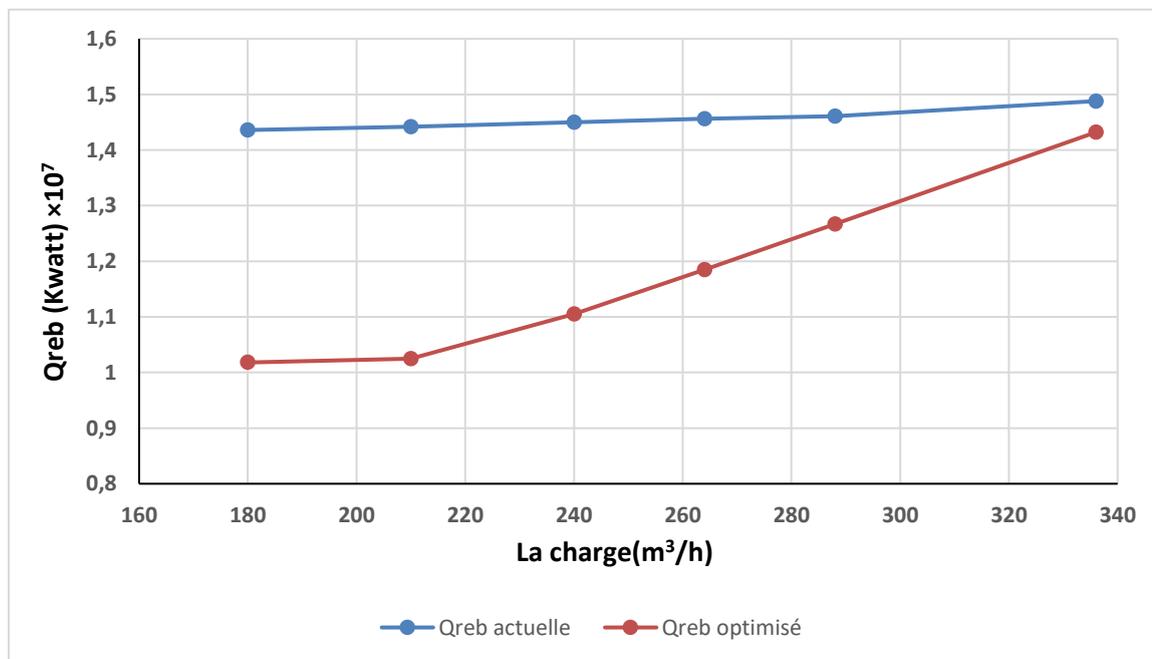


Figure 40: Variation de l'énergie de rebouilleur en fonction de la charge.

Il a été observé que l'énergie consommée par le rebouilleur est plus faible pour chaque débit de charge lorsque nous utilisons un reflux optimisé par rapport à un reflux fixe de 400 m³/h. Cette remarque souligne les bénéfices considérables de l'amélioration du taux de reflux en ce qui concerne les économies d'énergie. L'optimisation du taux de reflux permet de diminuer la quantité de reflux requise pour obtenir une séparation adéquate, ce qui entraîne une diminution de la charge thermique

Chapitre VIII : Partie simulation

sur le rebouilleur, ce qui entraîne une consommation d'énergie réduite. Les bénéfices énergétiques peuvent être extrêmement importants, car une diminution de la consommation d'énergie du rebouilleur peut avoir une influence significative sur les dépenses d'exploitation et contribuer à une amélioration globale de l'efficacité du processus de distillation.

Enfin, nous pouvons résumer tous les résultats obtenus dans le tableau suivant

Tableau 47: 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	280	20720	15910	1,436	1,018	24	18
210	87,5	400	280	21490	16670	1,442	1,025	24	19
240	100	400	300	22240	18310	1,450	1,105	25	21
264	110	400	320	22850	19900	1,456	1,185	26	22
288	120	400	340	23460	21440	1,461	1,267	26	24
336	140	400	380	25180	24750	1,488	1,432	28	27

Les résultats obtenus sont présentés dans ce tableau pour divers débits de charge, en utilisant un taux de reflux fixe et optimisé. Les données sur la consommation d'énergie au niveau du rebouilleur sont affichées en kilowatts (kW) et le nombre d'aérocondenseurs en service est également indiqué.

Conclusion :

La simulation confirme la fiabilité de l'emploi du modèle thermodynamique pour prédire avec précision les propriétés de la colonne de distillation. Par ailleurs, les conclusions tirées de l'amélioration du taux de reflux dans le système de distillation révèlent les bénéfices suivants :

1. Au niveau du rebouilleur, l'optimisation du taux de reflux permet de diminuer la consommation d'énergie par rapport à un reflux fixe de 400 m³/h, ce qui entraîne des économies d'énergie importantes.
2. Le débit de reflux optimisé augmente en proportion de l'énergie consommée au niveau des aérocondenseurs.

En optimisant le taux de reflux, il est possible de diminuer le nombre d'aérocondenseurs requis pour assurer le bon fonctionnement de la colonne de distillation, ce qui a des répercussions bénéfiques sur les dépenses d'investissement et d'exploitation.

En se basant sur ces résultats, il est possible de prendre des décisions éclairées afin d'améliorer l'efficacité énergétique de notre système de distillation, diminuer les dépenses opérationnelles et améliorer les performances globales.

Chapitre IX : Calcul du gain énergétique

Chapitre IX : Calcul du gain énergétique

IX. Introduction :

Une fois que la consommation d'énergie calorifique au niveau des rebouilleurs et des aérocondenseurs a été évaluée en fonction de la variation de la charge et du débit de reflux, il est jugé urgent de réaliser une étude sur les économies d'énergie. Le but de cette recherche est d'évaluer la quantité d'énergie gagnée dans la situation actuelle et d'évaluer le potentiel d'amélioration.

IX.1 Calcul du gain d'énergie :

Pour mettre en évidence l'importance de l'optimisation du débit de reflux, nous allons évaluer le gain énergétique en utilisant la formule suivante :

$$\text{Le gain énergétique} = Q_{\text{reflux actuelle}} - Q_{\text{reflux optimisé}} \dots \dots \dots \text{IX.1}$$

IX.1.1 Le gain énergétique dans les aérocondenseurs :

Le tableau ci-dessous regroupe l'énergie consommée actuellement à un débit de reflux d'environ 400 m³ /h, ainsi que l'énergie consommée après l'optimisation du débit de reflux déterminée par HYSYS à différents taux de charge.

Tableau 48: Gain énergétique dans les aérocondenseurs.

Traitement %	Energie actuelle en (kwatt)	Energie optimisée en (kwatt)	Gain Energétique en (kwatt)
75	20720	15910	4810
87,5	21490	16670	4820
100	22240	18310	3930
110	22850	19900	2950
120	23460	21440	2020
140	25180	24750	430

Le gain énergétique dans les aérocondenseurs varie avec le taux de traitement suivent la représentation graphique :

Chapitre IX : Calcul du gain énergétique

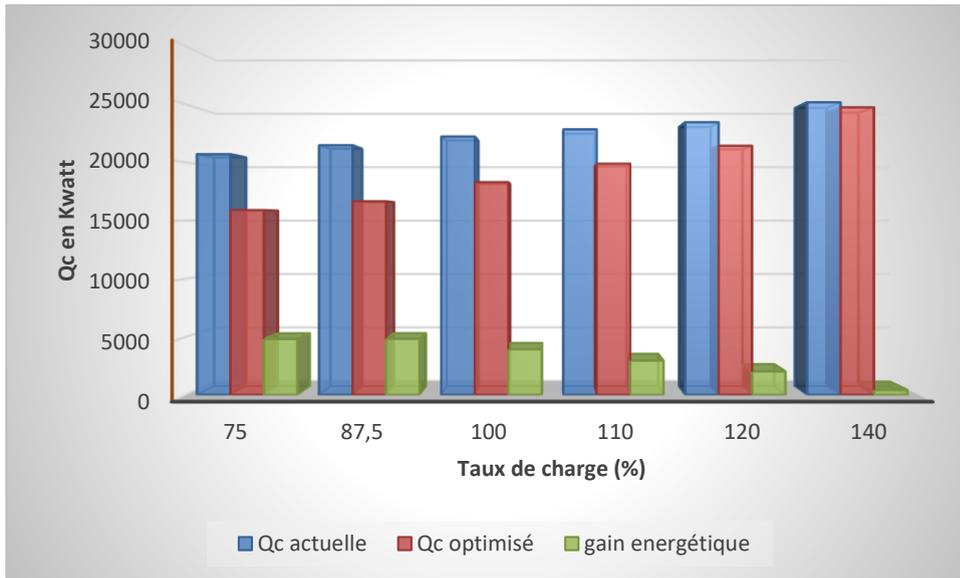


Figure 41: l'énergie consommée au niveau des aérocondenseurs dans le cas actuel et optimisée et leur gain en fonction de taux de charge.

Il est observé que le choix d'un débit de reflux optimal nous permet d'obtenir un gain énergétique considérable lorsque le taux de charge diminue.

IX.1.2 Estimation du coût énergétique des aérocondenseurs :

Sachant que le coût d'électricité par jour peut être calculé par la relation suivante :

$$Q_{\text{électricité par heure}} = \text{Gain énergétique} \times \text{Prix (DA)} \dots\dots\dots \text{IX.2}$$

$$\text{Cout d'électricité par jour} = Q_{\text{électricité}} \times 24 \dots\dots\dots \text{IX.3}$$

Tandis que le coût d'électricité par année est donné par la relation :

$$\text{Cout d'électricité par année} = Q_{\text{électricité par jour}} \times 335 \dots\dots\dots \text{IX.4}$$

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] :

	Heure pleine (12,5H)	Heure de pointe (4H)	Heure creuse (7.5H)	Prix moyenne (24H)
Prix unitaire DA/kwh	1.1385	5.5071	0.4919	1.6645

Chpître IX : Calcul du gain énergétique

Tableau 49 : 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	4810	8006,245	192549,36	64504035,6
87,5	4820	8022,89	192549,36	64504035,6
100	3930	6541,485	156995,64	52593539,4
110	2950	4910,275	117846,6	39478611,0
120	2020	3362,29	80694,96	27032811,6
140	430	715,735	17177,64	5754509,4

Le gain d'énergie électrique varie avec le taux de traitement suivent la représentation graphique :

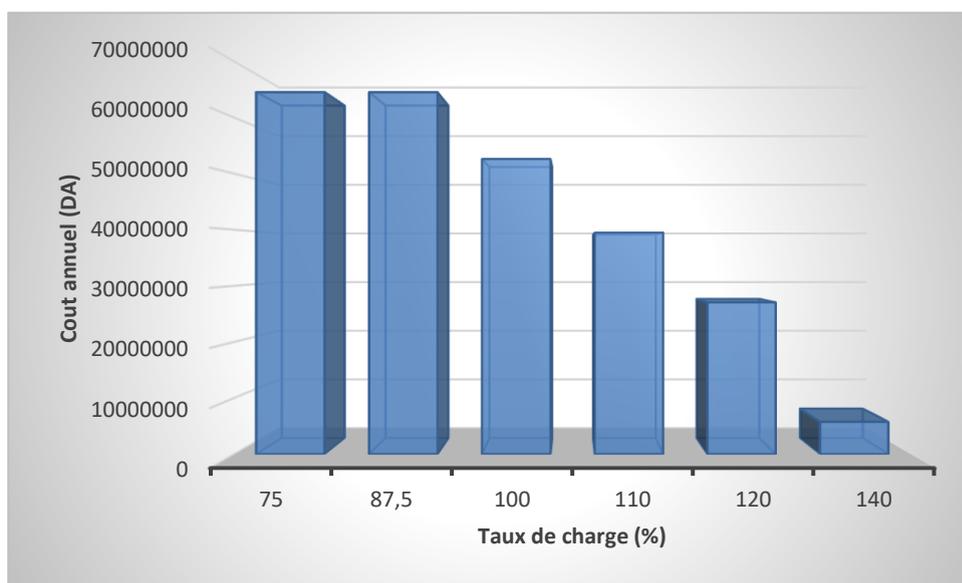


Figure 42: Coût d'énergie consommée en fonction de la charge.

Après analyse des résultats, il est observé que l'utilisation d'un taux de reflux fixe de 400 m³/h entraîne une augmentation injustifiée de la consommation d'énergie électrique, entraînant un surcoût estimé entre 64.5 et 5.75 millions DA/an. Ce surcoût est particulièrement élevé lorsque le taux de charge est bas, notamment aux niveaux de 62,5 % et 75 %. Bien que le débit de reflux de 400 m³/h soit optimal pour un taux de traitement de 140 %, il provoque une surconsommation d'énergie lorsque le taux de charge est inférieur à ce seuil, engendrant ainsi des coûts supplémentaires. Pour pallier cela, il est crucial d'ajuster le taux de reflux en fonction du taux de charge réel plutôt que de le maintenir fixe. En adaptant le taux de reflux aux conditions opérationnelles spécifiques, nous avons réussi à réduire la consommation d'énergie et à minimiser les coûts supplémentaires associés.

Chpitre IX : Calcul du gain énergétique

IX.1.3 Le gain de nombre aérocondenseurs :

Pour déterminer le nombre d'aérocondenseurs que nous allons économiser, nous allons calculer le bénéfice avant et après l'optimisation à l'aide de la relation suivante :

$$\text{Le gain d'aéro} = N_{\text{avant}} - N_{\text{après}}$$

N_{avant} : nombre d'aéro avant l'optimisation $N_{\text{après}}$: nombre d'aéro après l'optimisation

Le tableau ci-dessous indique le nombre actuel d'aérocondenseurs requis pour un débit fixe de 400 m³/h, ainsi que le nombre nécessaire d'aérocondenseurs pour un débit de reflux optimisé à différents taux de charge :

Les gains en nombre d'aérocondenseurs sont présentés dans la figure suivante :

Tableau 50: 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	24	18	6
87,5	24	19	5
100	25	21	4
110	26	22	4
120	26	24	2
140	28	27	1

Nous avons constaté qu'en optimisant le système, en ajustant notamment le taux de reflux en fonction du taux de traitement, une économie notable en termes d'aérocondenseurs peut être obtenue. Nous soulignons qu'il est envisageable de réaliser des économies allant jusqu'à 6 aérocondenseurs grâce à cette approche, surtout lorsque le taux de traitement est en baisse. En optimisant le taux de reflux en fonction du taux de traitement, nous avons réussi à réduire la quantité de chaleur à dissiper, ce qui entraîne une diminution du nombre d'aérocondenseurs nécessaires. Cette diminution peut se traduire par des économies significatives en termes de coûts d'exploitation liés aux aérocondenseurs.

IX.1.4 Gain énergétique dans le rebouilleur :

IX.1.4.1 Calcul du gain d'énergie :

En rappelant que le gain énergétique est calculé selon la relation (IX.1), nous avons utilisé le simulateur HYSYS pour estimer l'énergie fournie par le rebouilleur pour différents taux de charge. Les résultats sont présentés dans le tableau ci-dessous :

Chpitre IX : Calcul du gain énergétique

Tableau 51: Gain énergétique dans les rebouilleurs.

Traitement %	Energie actuelle en (kcal/h)	Energie optimisée en (kcal/h)	Gain Energétique en (kcal/h)
75	$1,436 \times 10^7$	$1,018 \times 10^7$	$0,418 \times 10^7$
87,5	$1,442 \times 10^7$	$1,025 \times 10^7$	$0,417 \times 10^7$
100	$1,450 \times 10^7$	$1,105 \times 10^7$	$0,345 \times 10^7$
110	$1,456 \times 10^7$	$1,185 \times 10^7$	$0,271 \times 10^7$
120	$1,461 \times 10^7$	$1,267 \times 10^7$	$0,194 \times 10^7$
140	$1,488 \times 10^7$	$1,432 \times 10^7$	$0,056 \times 10^7$

Le gain énergétique dans le rebouilleur varie avec le taux de traitement sont représenté dans les colonnes suivante :

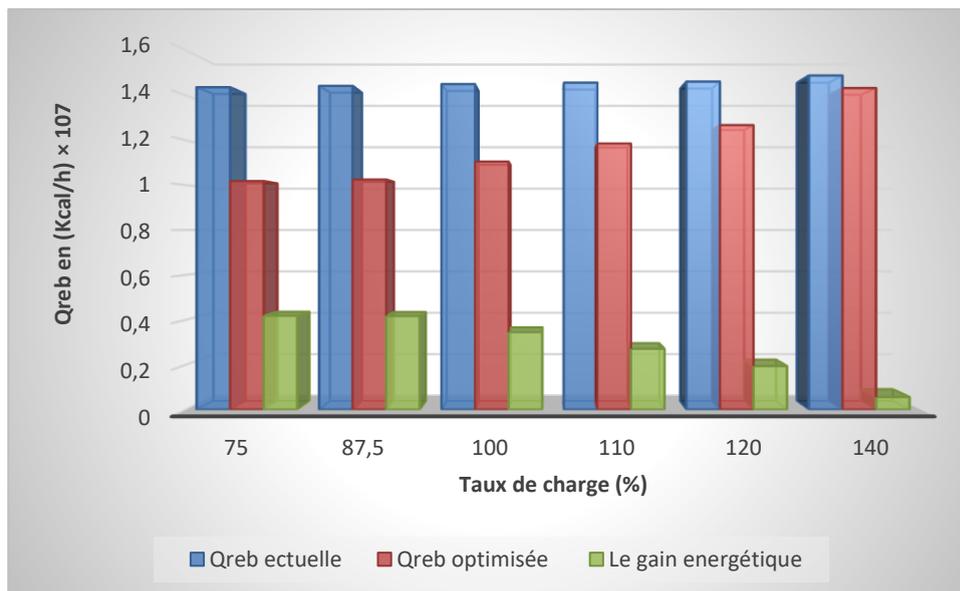


Figure 43: L'énergie consommée au niveau de rebouilleur dans le cas actuel et optimisée et leur gain en fonction de taux de charge.

Les résultats de la simulation effectuée avec le logiciel HYSYS mettent en évidence l'impact de l'utilisation d'un taux de reflux fixe de 400 m³/h. Ils montrent une augmentation des coûts liés à la consommation d'énergie dans les rebouilleurs, surtout lorsque le taux de charge est inférieur à 140 %. L'optimisation du débit des effluents en fonction du débit de traitement a permis de réduire ces coûts liés à la consommation d'énergie du rebouilleur et d'améliorer l'efficacité énergétique globale du système. Il est important de noter que bien que le débit de reflux de 400 m³/h puisse être approprié

Pour un taux de traitement de 140 %, une consommation excessive d'énergie est observée lorsque le taux de charge diffère. Cela souligne clairement la nécessité d'optimiser le débit de reflux pour réduire cette surconsommation d'énergie.

Chpitre IX : Calcul du gain énergétique

IX.1.4.2 Estimation du coût énergétique du gaz naturel :

Il est essentiel d'obtenir des données supplémentaires afin de calculer le bénéfice énergétique du gaz naturel, comme la composition particulière du gaz naturel et les données de conversion énergétique. La consommation d'énergie d'un volume de gaz naturel est fonction de sa composition, exprimée en pourcentage de divers composants (méthane, éthane, propane, etc.). En outre, il est essentiel d'utiliser des valeurs de conversion énergétique comme le pouvoir calorifique inférieur (PCI) afin de déterminer l'énergie présente dans le gaz naturel.

Tableau 52: Composition du gaz naturel.

Constituants	Composition (Mole%)
N2	0,049
C02	0,002
C1	0,830
C2	0,078
C3	0,002
iC4	0,005
nC4	0,005
iC5	0,005
nC5	0,005
C6	0,001
Total	1

Donné : PCI (GN) = 235559,36 kcal /Nm³

Tableau 53: Calcul de gain énergétique par unité « Nm³/h ».

Traitement %	Gain (Kcal/h)	Gain (Nm ³ /h)
75	0,418×10 ⁷	17,745
87,5	0,417×10 ⁷	17,703
100	0,345×10 ⁷	14,646
110	0,271×10 ⁷	11,505
120	0,194×10 ⁷	8,236
140	0,056×10 ⁷	2,377

Pour calculer le coût d'énergie requis pour le fonctionnement des rebouilleurs, nous utilisons les relations suivantes :

- Le coût d'énergie par heure est donné par la relation suivante :

$$\text{Coût de GN par heure} = \text{Gain énergétique} \times \text{Prix (DA)} \dots\dots\dots \text{IX.5}$$

- Le coût d'énergie par jour est donné par la relation suivante :

$$\text{Coût de GN par jour} = \text{Coût de GN par heure} \times 24 \dots\dots\dots \text{IX.6}$$

- Le coût d'énergie par année est donné par la relation suivante :

$$\text{Coût de GN par année} = \text{Coût de GN par jour} \times 335 \dots\dots\dots \text{IX.7}$$

On récapitule les résultats obtenus dans le tableau ci-dessous : Prix unitaire du GN (1 Nm³) = 1,3414 DA.

Tableau 54: 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	17,745	23,80314	571,2754	191377,246
87,5	17,703	23,74684	569,9242	190924,594
100	14,646	19,64614	471,5074	157954,966
110	11,505	15,43281	370,3874	124079,792
120	8,236	11,04777	265,1465	88824,071
140	2,377	3,188508	76,52419	25635,604

La représentation graphique de ces résultats est montrée dans la figure suivante :

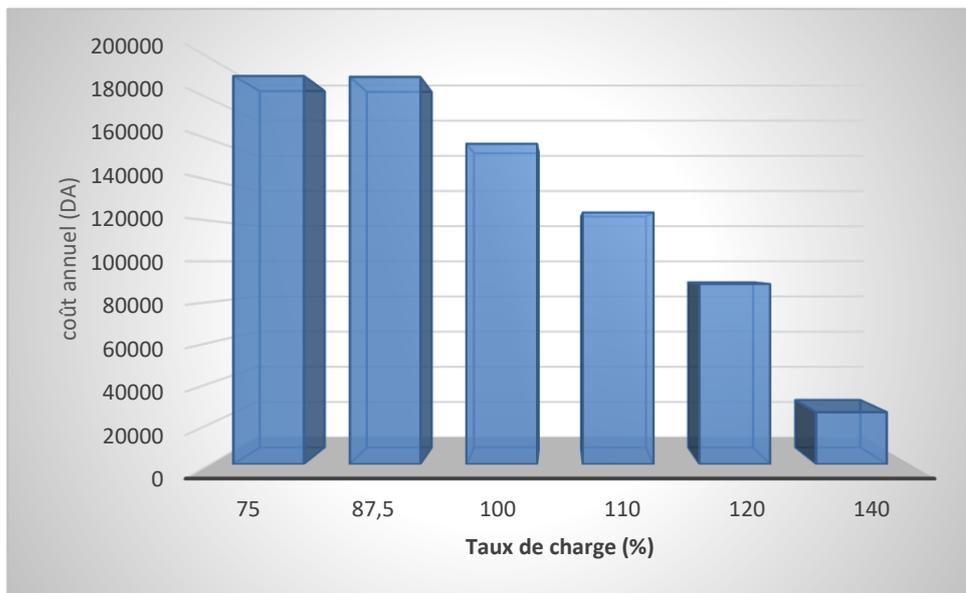


Figure 44: Le coût annuel du GN consommée en fonction de pourcentage de Traitement.

Les résultats de la simulation utilisant le logiciel HYSYS montrent clairement qu'un fonctionnement avec un taux de reflux de 400 m³/h entraîne une consommation d'énergie supplémentaire dans les rebouilleurs. On estime que ce surcoût varie de 191377,246 DA par an à 25635,604 DA par train. En outre, il a été constaté que lorsque le taux de charge est compris entre 75 % et 87,5 %, on observe une consommation d'énergie excessive. Cela implique que le débit de reflux de 400 m³/h convient à un taux de traitement de 140 %, tandis que pour les autres taux de traitement, il entraîne une consommation d'énergie excessive.

D'après ces résultats, l'amélioration du débit de reflux en fonction du taux de charge réel permet de diminuer les dépenses supplémentaires associées à la consommation d'énergie dans les rebouilleurs.

Conclusion :

Il est évident que les résultats de la simulation montrent que l'amélioration du taux de reflux peut entraîner des gains énergétiques importants dans le système de distillation. En comparaison avec un fonctionnement avec un taux de reflux constant de 400 m³/h, l'adaptation du taux de reflux en fonction du taux de charge réel permet de diminuer la consommation d'énergie excessive dans les aérocondenseurs et les rebouilleurs. Ces gains énergétiques se manifestent par des économies financières potentielles, en particulier en ce qui concerne les coûts d'exploitation associés à la consommation d'énergie. D'après les conclusions de la simulation, on peut diminuer le surcoût estimé de l'énergie consommée dans les aérocondenseurs et les rebouilleurs, ce qui améliore l'efficacité énergétique de l'usine de distillation.

Conclusion générale

Conclusion générale :

L'objectif de notre travail était de suivre les énergies consommées (énergie calorifique et électrique) au niveau de l'aérocondenseur, du rebouilleur et de la pompe d'un train fonctionnant à différentes charges. Nous avons montré que les trois équipements du dépropaniseur consomment une énergie très importante, en grande partie à cause de l'utilisation d'un reflux fixé à 400 m³/h, avec un taux de charge variant de 140% à 75%. L'étude d'optimisation a révélé qu'il serait avantageux de régler le reflux en fonction de la variation de la charge, permettant ainsi de réduire la consommation d'énergie calorifique et électrique, ce qui pourrait être pris en compte par les producteurs du complexe GP1/Z pour diminuer la facture énergétique liée à l'exploitation de la colonne.

Bibliographie

Bibliographie

- [1] Z. Ibrahim, «vérification des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseur,» Boumerdes, 2016.
- [2] C. Noura, «Traitement et industrie du gaz naturel,» Ouargla, 2021.
- [3] C. Chahinez, «Etude de l'unité GTFT en mode Turn Down,» 2017.
- [4] H. A. Djamel, «Etude de la section de déshydratation de l'unité GPL-2,» Hassi Messaoud, 2005.
- [5] H. N. E. Houda, «Etude d'un système de vaporisation du GPL au niveau de l'unité GPL-2/CIS-HMD,» Annaba, 2018.
- [6] K. Boumedien, «Description de la section de stockage de l'unité GPL-1,» Hassi Massaoud, 2017.
- [7] T. PIERINI, Transport du gaz du pétrole liquifié, Techniques de l'ingénieur , 2023.
- [8] J.P.Wauquier, pétrole brut, produit pétrolières, schémas de fabrication, (tomel), Paris: édition Technip, 1994.
- [9] M. Ravaloson, «Le Propane,» selectra, [En ligne]. Available: <https://lepropane.com>. [Accès le 05 09 2023].
- [10] «CCHST,» 20 12 2022. [En ligne].
- [11] B. Housseem, «Réalisation d'une colonne de stabilisation du condensat au niveau de l'unité de traitement du gaz,» 2008.
- [12] A. Youcef, «calcul des paramètres de fonctionnement du dépropaniseur,» Hassi Massaoud, 2012.
- [13] «Description de l'unité GPL-2,» Hassi Massaoud, 2015.
- [14] «connaissance des énergies,» [En ligne]. Available: <https://www.connaissancedesenergies.org>. [Accès le 24 5 2024].
- [15] HAKEM, «Rapport MPP1,» Hassi R'mel.
- [16] P. WUITHIER, Raffinage et génie chimique, Paris: 2^{ème} édition, 1972.
- [17] «GAZ-MOBILITE.FR,» 10 10 2015. [En ligne]. Available: gaz-mobilite.fr.
- [18] J.P.WAUQUIER, Procédé de séparation, Paris: technique, 1998.
- [19] BENHATHAT, *cours nitration*, Boumerdes, 2023.
- [20] BENHATHAT, *Cours oxydation*, Boumerdes, 2023.
- [21] «Nelinkia,» 30 4 2020. [En ligne]. Available: nelikia.com.
- [22] «GEO,» 2017. [En ligne]. Available: geo.fr.

Bibliographie

- [23] «L'élémentarium,» [En ligne]. Available: lelementarium.fr.
- [24] «fisher scientific,» [En ligne]. Available: fishersci.fr.
- [25] «INRS,» [En ligne]. Available: <https://www.inrs.fr>.
- [26] E. Elhachemia, *cours de pétrochimie 2*, Oran, 2021.
- [27] *Manuel opératoire GP1/Z*, Oran.
- [28] *Manuel Opératoire GP1/Z, Process, Section 2*, vol. 2.
- [29] P.TRQMBOUZE, Matériels et équipement, technip.
- [30] *Document et cours HYSYS (Support technique HYSYS.)*.

Annexe

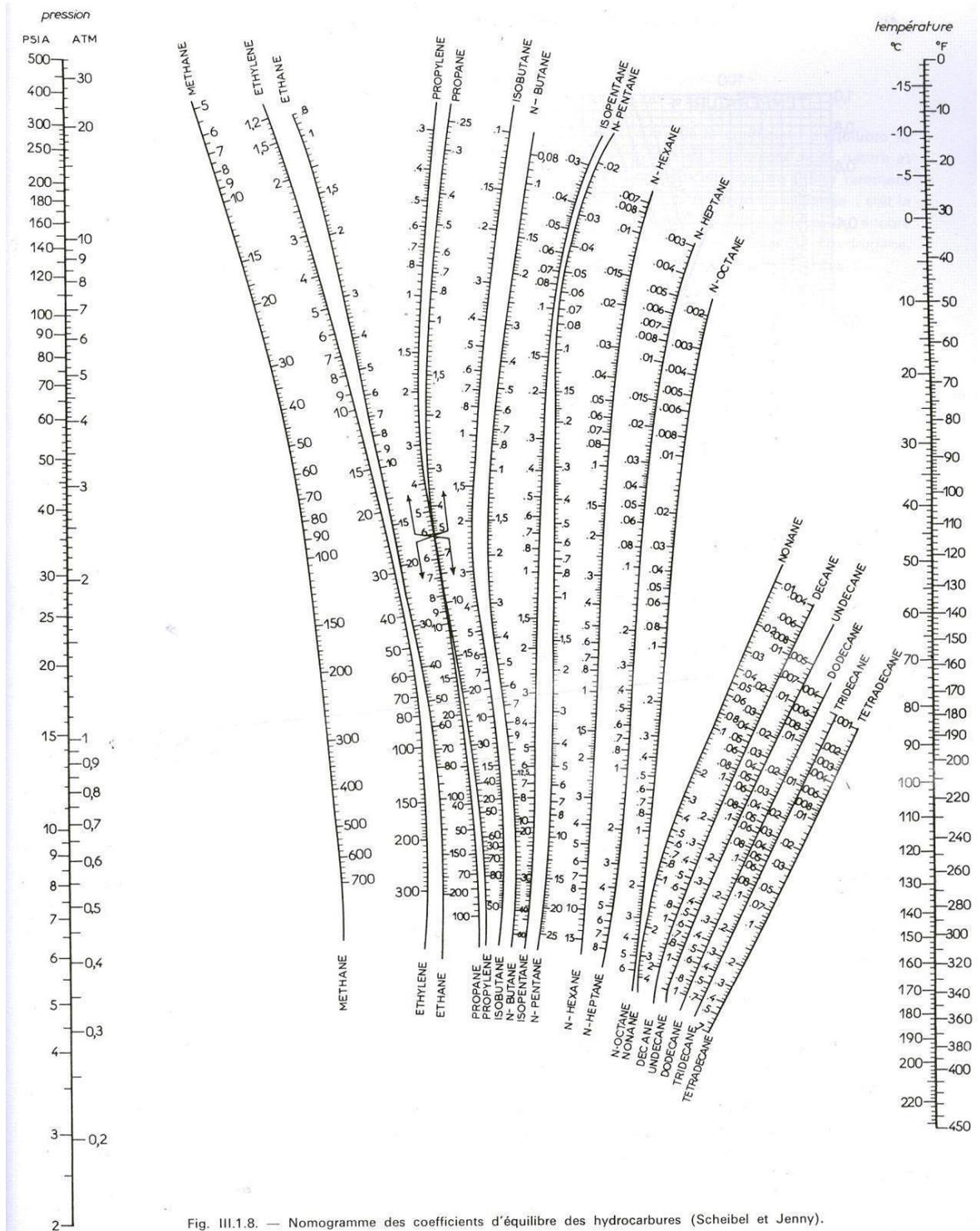
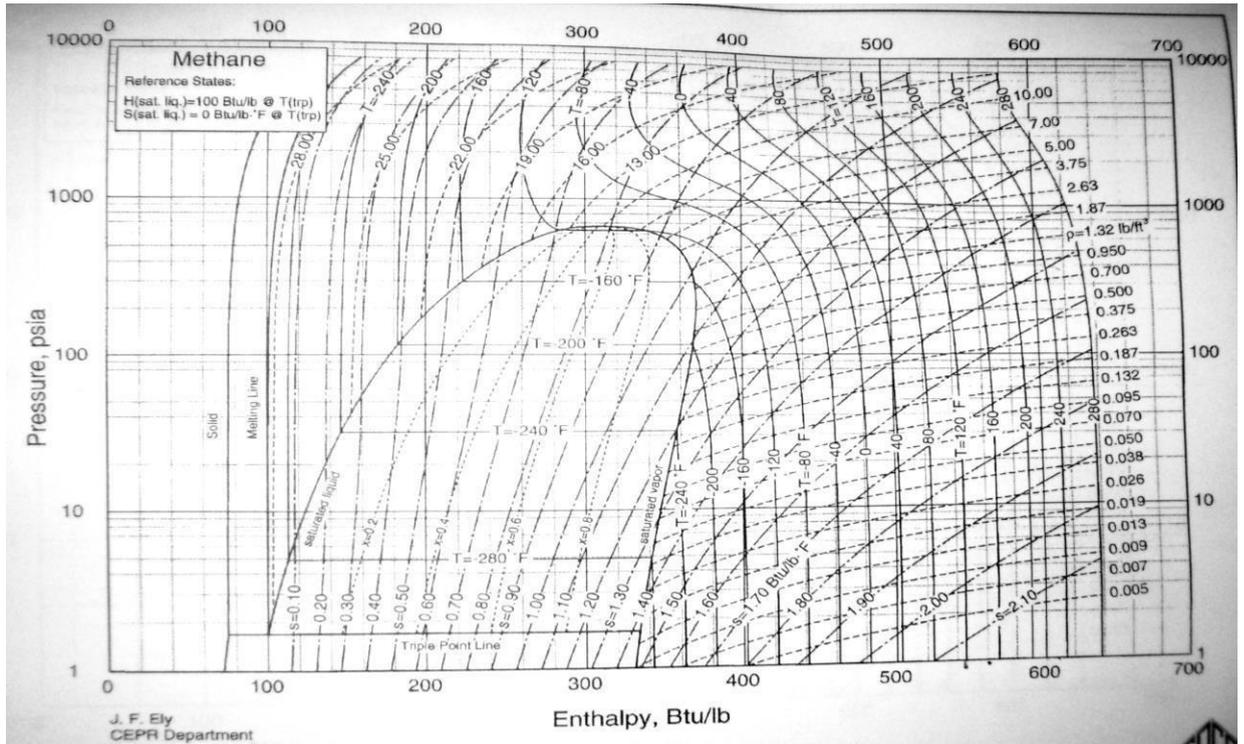
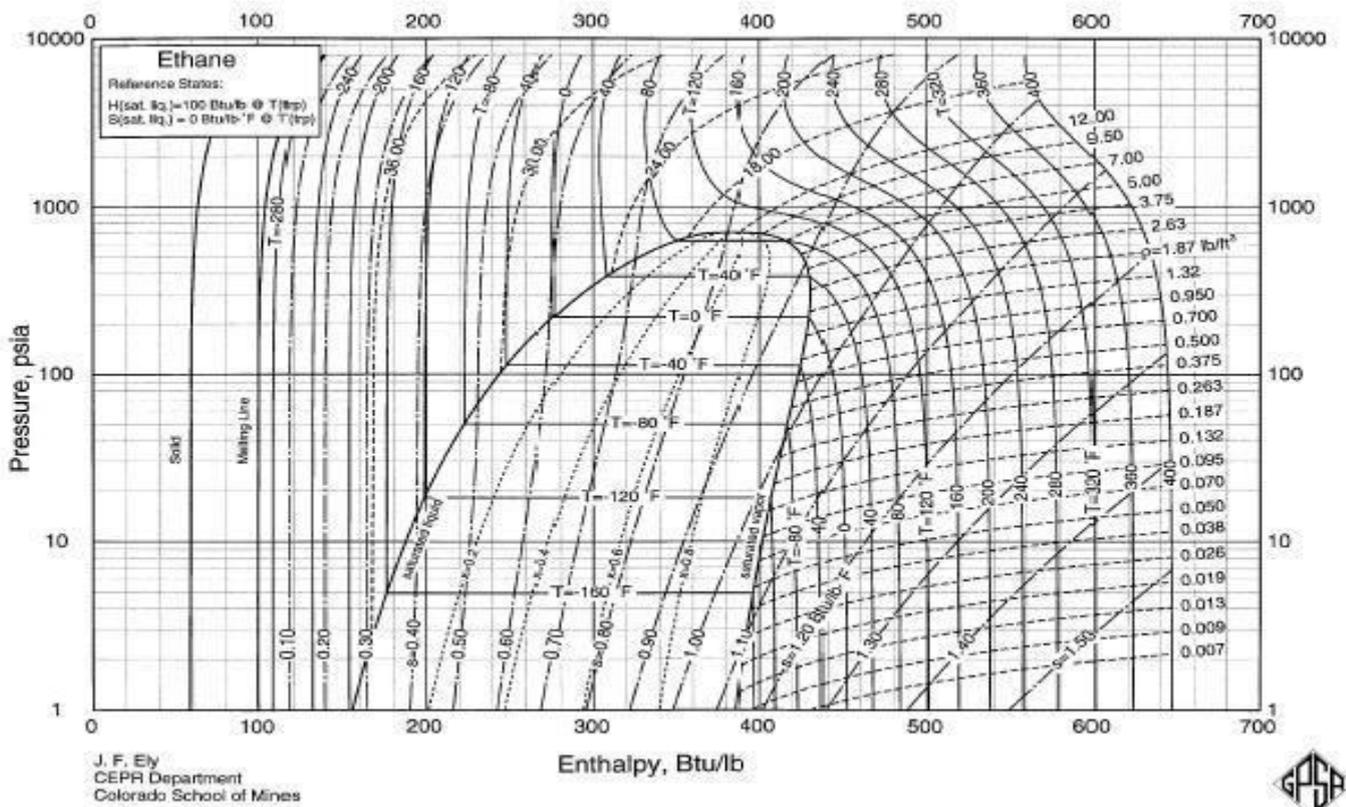


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

Annexe



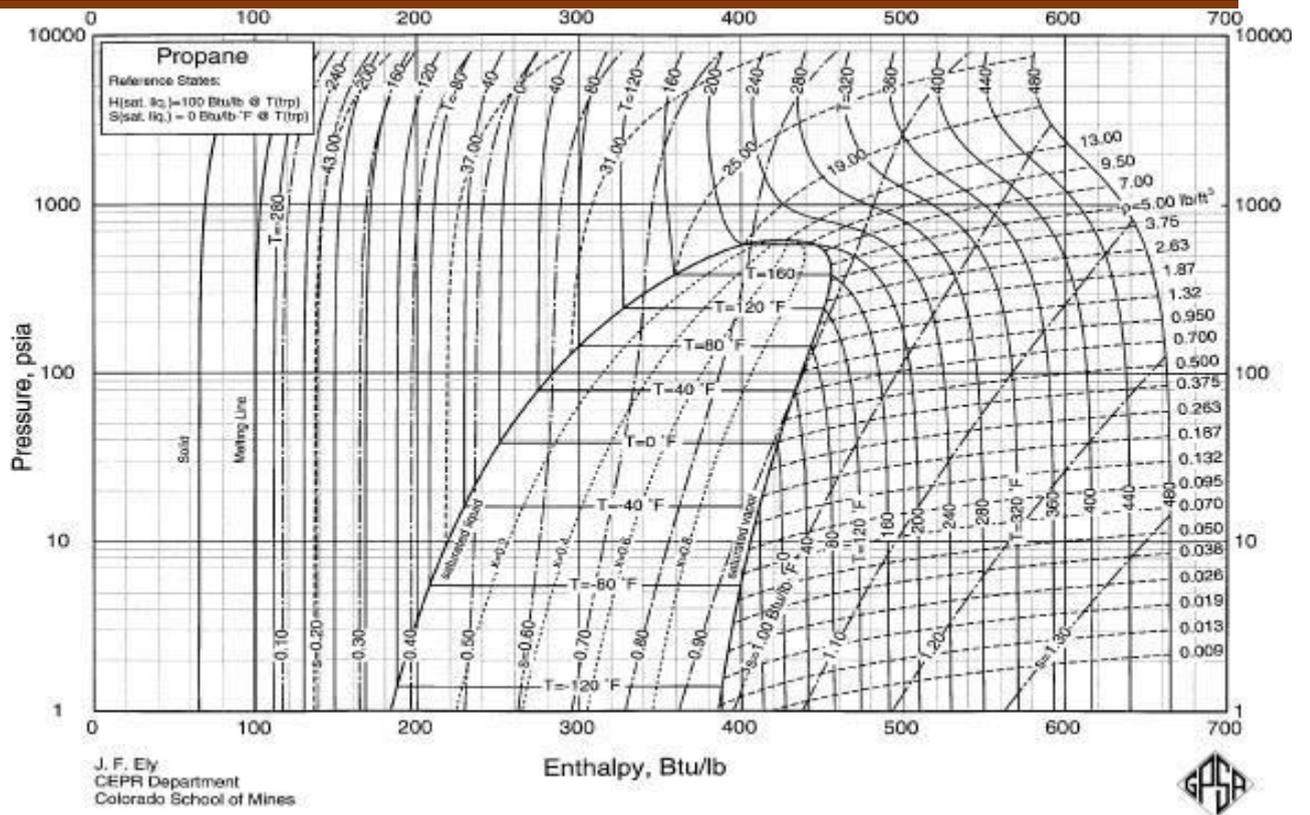
Annexe [B.1] Méthane P-H Diagramme



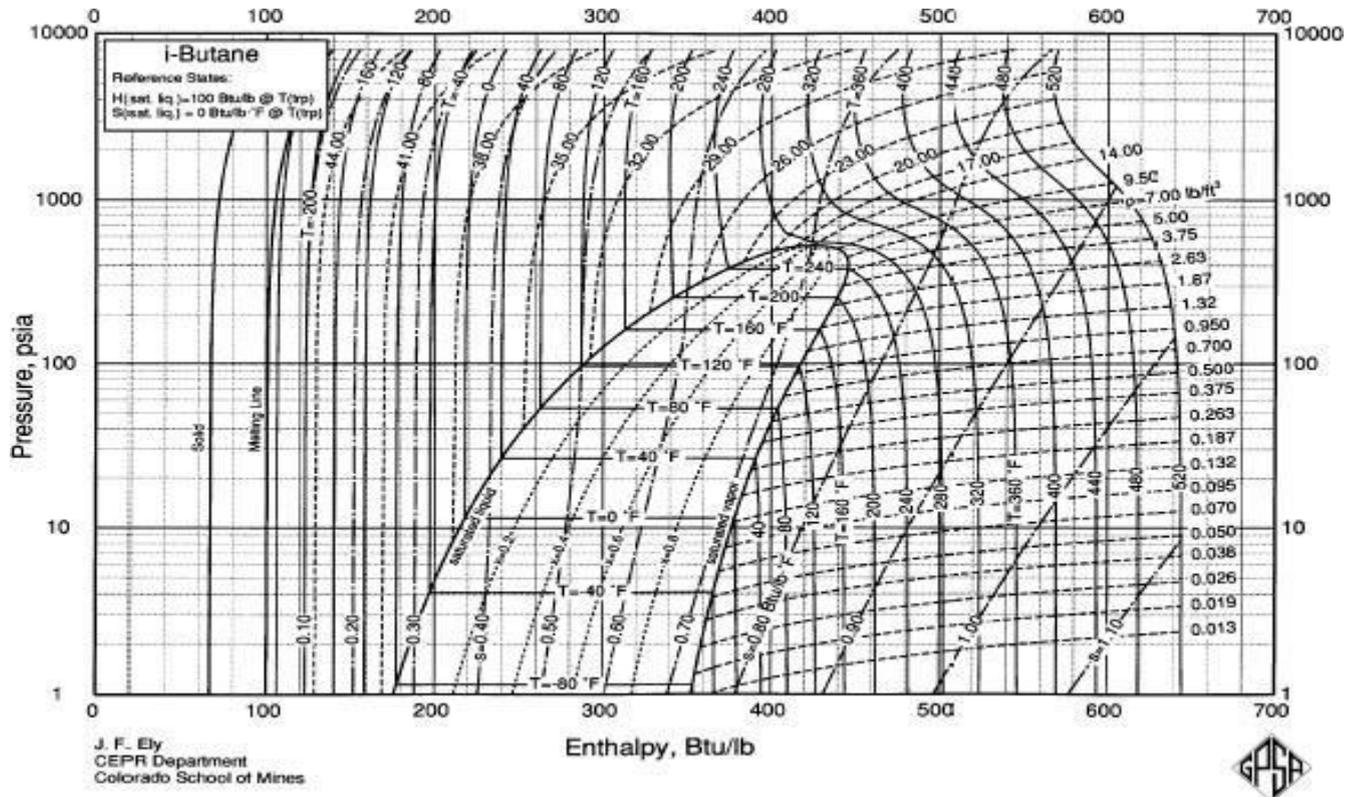
Annexe [B.2] Ethane P-H Diagramme



Annexe

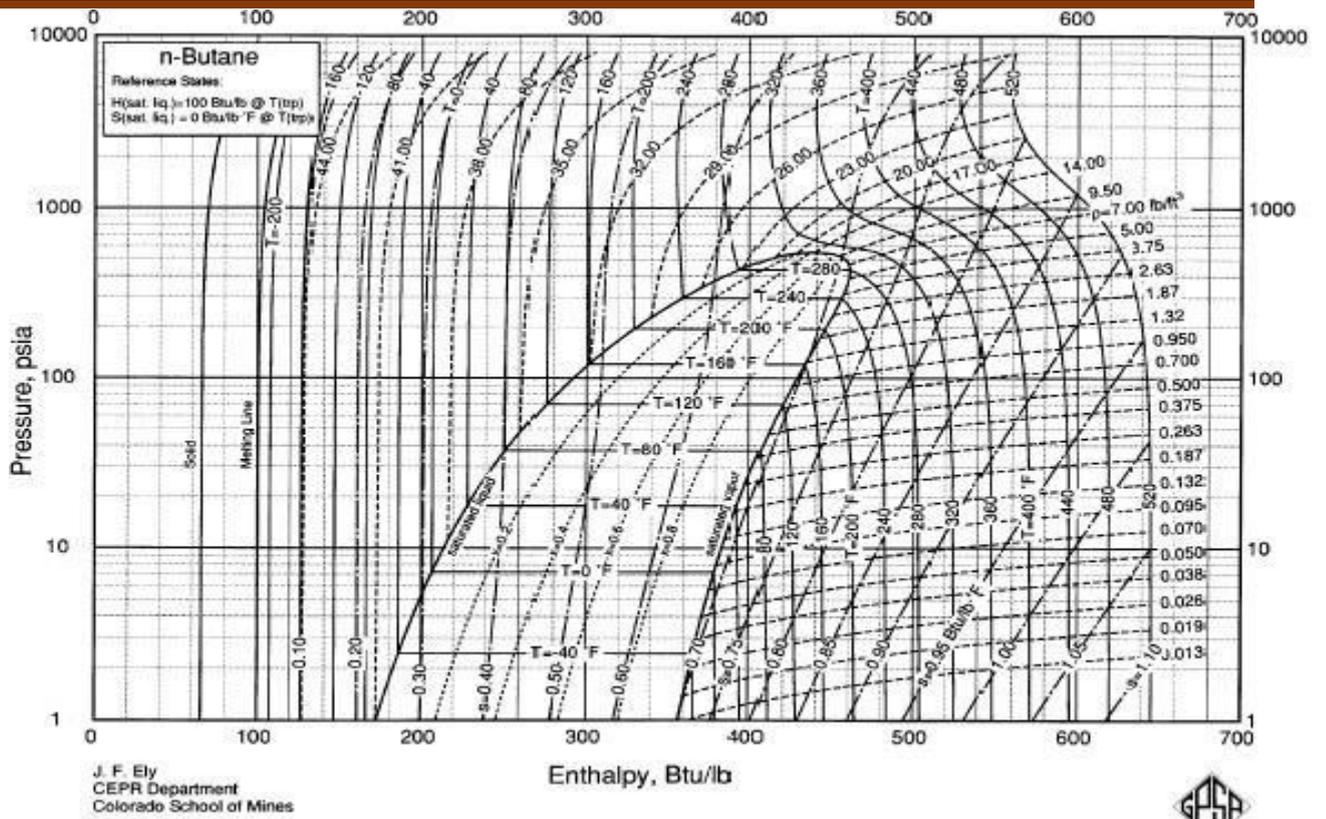


Annexe [B.3] Propane P-H Diagramme

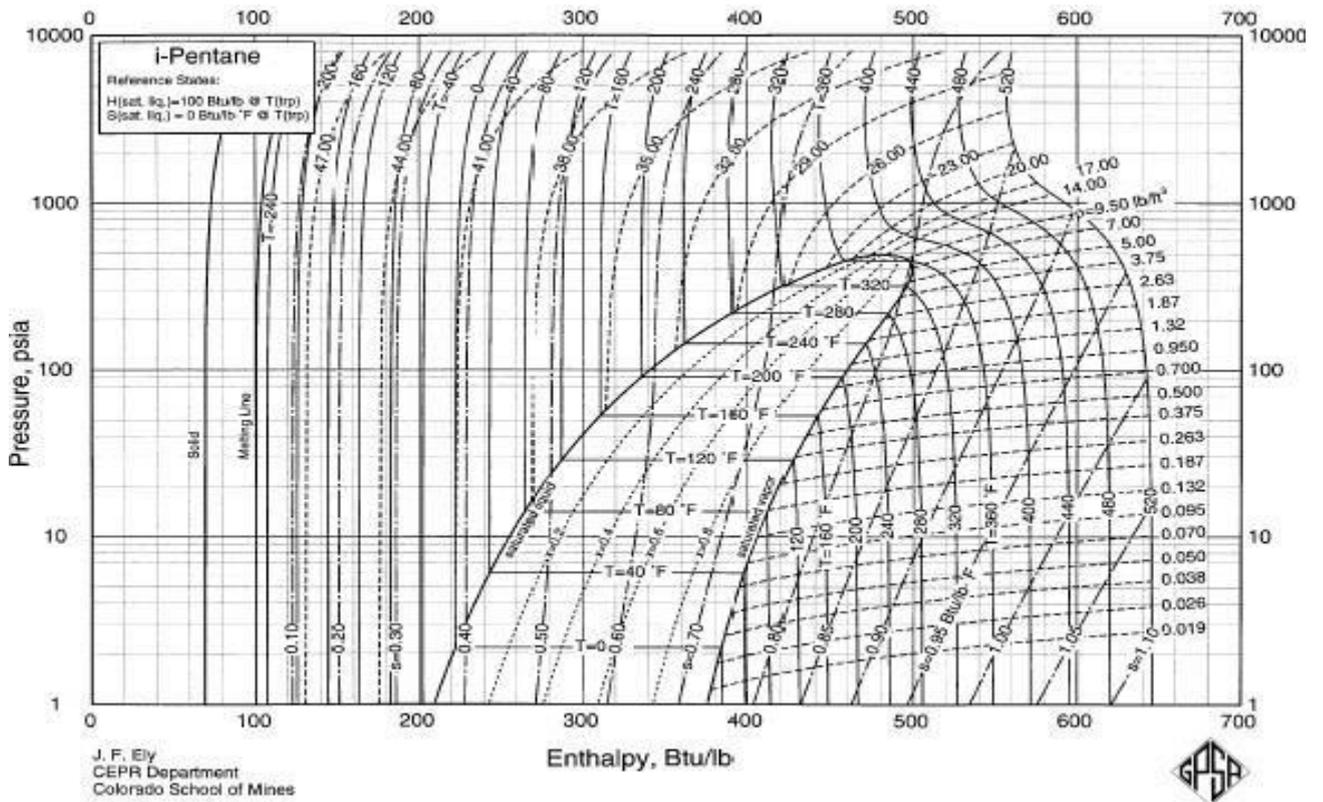


Annexe [B.4] i-Butane P-H Diagramme

Annexe

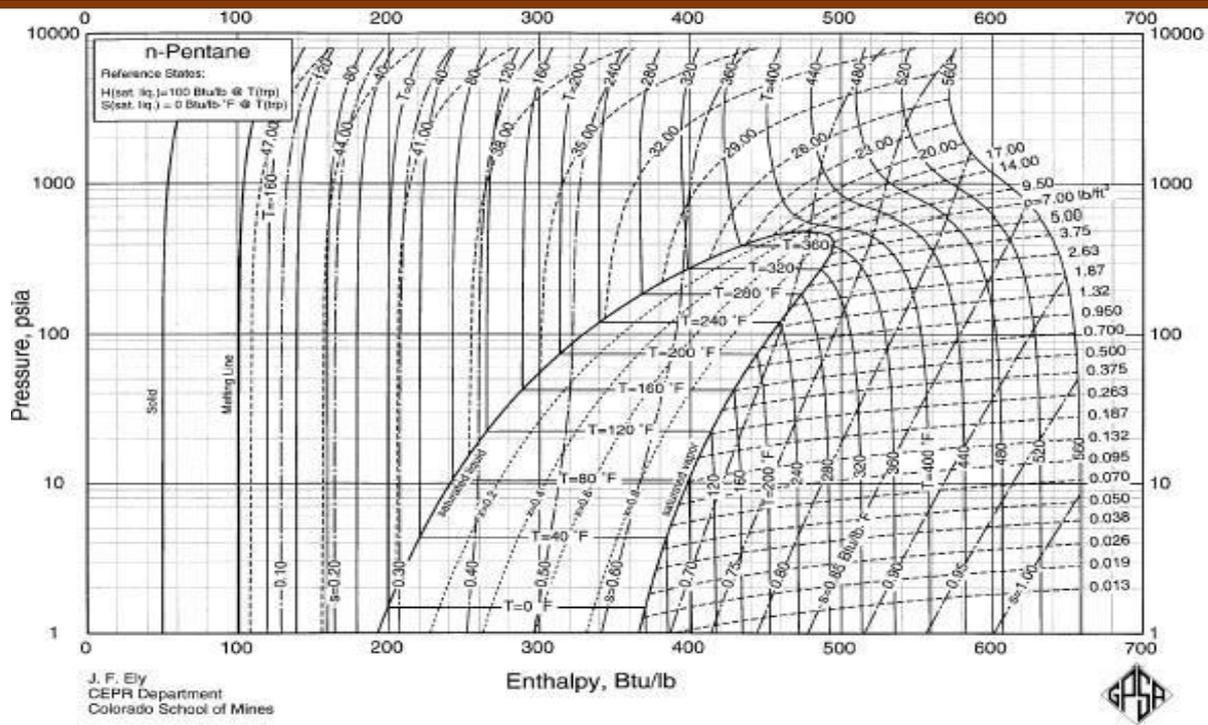


Annexe [B.5] n-Butane P-H Diagramme



Annexe [B.6] i-Pentane P-H Diagramme

Annexe



Annexe [B.7] n-Pentane P-H Diagramme