



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE DE 20 AOUT 1955 SKIKDA

FACULTE DE TECHNOLOGIE

DEPARTEMENT DE PETROCHIMIE



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industries pétrochimiques

Spécialité : Raffinage et pétrochimie

**ETUDE DE VERIFICATION DE LA COLONNE DE
DEPROPANISATION DE L'UNITE DE GAZ PLANT 1 (U30)
DE LA RAFFINERIE DE SKIKDA (RA1K)**

Présenté Par :

- FRADI Tassaàdit

Encadreur :

Dr.CHENCHANA.Asma

Année Universitaire : 2022-2023



REMERCIEMENTS

Tout d'abord, louange à Allah le tout puissant qui nous avoir donné la volonté, le courage et la patience pour réaliser ce travail.

Toute ma gratitude va à mon encadreur Docteur CHENCHANA ASMA pour son aide, sa disponibilité, ses précieux conseils et ses remarques pertinentes durant toute a période de préparation de ce travail.

Nous adressons également nos vifs remerciements à tout le personnel de l'unité gaz plant (30) de RA1K et en particulier le personnel de département Exploitation.

On adresse nos vifs et sincères remerciement à tous les enseignants du département de pétrochimie et génie des procédés qui m'ont aidées par le fruit de leur connaissance pendant toute la période de mes études.

Je n'oublierai pas les membres du jury, que je remercie pour avoir accepté de consacrer un peu de leur précieux temps pour juger ce travail.

En fin notre reconnaissance va à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail dans les meilleures conditions.

Merci à tous





Dédicaces

J'ai le grand plaisir de dédier ce travail de fin d'étude :

*A ma mère qui m'a donné le goût de la vie et le sens de la responsabilité, réserve
d'amour, de tendresse, de patience et de générosité.*

*A mon père qui a toujours été ma source d'inspiration et de courage, l'épaule solide,
l'œil attentif compréhensif et la personne la plus digne de mon estime.*

A mes chers frères et sœurs qui sont notre support dans la vie.

*A mon fiancé **Belhatri.N**, pour la patience et le soutien dont il a fait preuve
pendant toute la durée de ce travail.*

*A toute ma famille et à tous mes amis sans exception et à tous ceux qui de près ou
de loin ont contribué à l'élaboration de ce travail en particulier **Mr.Kheireddine***

*Et **Mr.Issam**.*

A vous tous, je vous dis « Merci ».

Fradi Tassadit



Liste des symboles et abréviations

M_i : masse moléculaire du constituant «i».

M_{moy} : masse moléculaire du mélange .

M_{mR} : Masse moléculaire moyenne du Résidu .

M_{mD} : Masse moléculaire moyenne du Distillat.

M_{ml} : Masse moléculaire moyenne de la charge vapeur .

X_i : concentration massique du constituant «i» en phase liquide.

X'_i : concentration molaire du constituants «i» phase liquide.

X'_{Li} : concentration molaire du constituants «i» dans la charge.

X'_{Ri} : concentration molaire du constituants «i» dans le résidu.

Y'_i : concentration molaire du constituants «i» en phase vapeur.

Y'_{Di} : concentration molaire du constituants «i» dans le distillat.

X'_{0i} : concentration de l'élément «i» dans la zone d'alimentation phase liquide.

Y'_{0i} : concentration de l'élément «i» dans la zone d'alimentation phase vapeur

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

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

R' : débit molaire du résidu [**kmole/h**].

P_s : la pression au sommet de la colonne [**atm**].

P_f : la pression au fondde la colonne [**atm**].

P_b : la pression dans le ballon de reflux [**atm**].

P_L : la pression de la zone d'alimentation [**atm**].

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

ΔP_2 : Pertes de charge dues aux résistances des plateaux .

t_s : la température au sommet de la colonne .

t_f : la température au fond de la colonne (°C).

t_b : la température dans le ballon de reflux (°C).

t_L : la température d'alimentation (°C).

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

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

- α_i : volatilité relative de l'élément «i».
- α_{im} : La volatilité moyenne de l'élément « i ».
- α_{Li} : volatilité relative de l'élément «i» dans la charge .
- α_{Di} : volatilité relative de l'élément «i» dans le distillat.
- α_{Ri} : volatilité relative de l'élément «i» dans le résidu.
- e'_0 :taux de vaporisation molaire de la charge.
- r_{fmin} : taux de reflux minimal.
- r_{fopt} : taux de reflux optimal.
- $r_{b min}$: taux de rebouillage minimale.
- r_{bopt} : taux de rebouillage opératoire ou optimal.
- N_R : nombre de plateau théorique dans la zone de rectification.
- N_E : nombre de plateau théorique dans la zone d'épuisement.
- N_r : nombre de plateau réel dans la zone de rectification.
- N_e : nombre de plateau réel dans la zone d'épuisement.
- N_t : nombre totale des plateaux dans la colonne.
- ϵ : l'efficacité des plateaux.
- d : diamètre de la colonne [m].
- S : section de la colonne [m²].
- V : débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne [m³/h].
- W : vitesse admissible des vapeurs [m/s.]
- V_m : débit molaire des vapeurs [mole/h].
- Z : facteur de compressibilité.
- T_{Ci} : température critique de l'élément «i» [K].
- P_{Ci} : pression critique de l'élément «i» [bar].
- T_r : température réduite de la phase vapeur [K].
- P_r : pression réduite de la phase vapeur [bar].
- ρ : La masse volumique des vapeurs [kg/m³].
- h_1 : distance entre le 1^{er} plateau de la zone de rectification et le fond supérieur de la colonne [m].
- H_2 : hauteur de la zone de rectification [m].
- H_3 : hauteur de la zone d'alimentation [m].
- H_4 : hauteur de la zone d'épuisement [m].

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

h_p : distance entre deux plateau [m].

H_T : la hauteur totale de la colonne [m].

q_L : l'enthalpie de la phase liquide [kcal/kg].

q_v : l'enthalpie de la phase vapeur [kcal/kg].

Q_R : Charge thermique du rebouilleur en [Kcal/h].

Q_C : Charge thermique du condensateur en [Kcal/h].

h_L : Enthalpie de la charge en [Kcal/kmole].

H_D : Enthalpie du distillat à l'état liquide en [Kcal/kmole].

H_{GR} : Enthalpie de la charge à l'état vapeur en [kcal/kmole].

h_{GR} : Enthalpie de la charge à l'état liquide en [kcal/kmole].

h_R : Enthalpie du résidu en [Kcal/kmole].

g_x : Débit du reflux liquide en [kmole/h].

G_R : Débit du mélange provenant du rebouilleur en [Kmole/h].

ΔH : la correction de l'enthalpie pour une pression élevée [kcal/kmole].

V_1 : retenue correspondante à 5 min de soutirage du distillat D .

V_2 : retenue correspondante à 3min de reflux de tête g_D .

ℓ : longueur du ballon [m].

Φ : diamètre du ballon [m].

Listes des tableau

Tableau I.1: Les capacités de traitement et de production avant et après la réhabilitation de la RA1/K	10
Tableau I.2 : Alimentation du GPL issu del'U10 (topping 1)	12
Tableau I.3 : Alimentation du GPL issu del'U100 (magnaforming)	13
Tableau II.7 : caractéristiques des réservoirs de stockage associés à l'unité 30	30
Tableau II.6 : les conditions de stockages du propane et butane commerciaux à la RA1K.....	30
Tableau II.1 : Les températures d'ébullition et les masses volumiques du propane et du butane .	16
Tableau II.2 : les pouvoirs calorifiques du butane et du propane commerciaux.....	17
Tableau II.3 : puissance énergétique des GPL par rapport aux autres combustibles	19
Tableau II.4 : valeurs comparatives PCI des GPL avec d'autres carburants	20
Tableau II.5 : Données de pollution des différents combustibles	21
Tableau IV-1 : Composition molaire de la charge.....	56
Tableau IV -2 : les compositions et les débits molaires et massiques de la charge.	56
Tableau IV -3 : les compositions et les débits molaires et massiques du distillat.....	59
Tableau IV -4 : les compositions et les débits molaires et massiques du résidu.....	59
Tableau- IV -5 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre dans le ballon de reflux.....	60
Tableau- IV -6 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre du Distillat.	61
Tableau- IV -7 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre du Résidu.....	62
Tableau- IV -8 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre de l'alimentation.....	63
Tableau- IV -9 : Les valeurs de la constante d'équilibre de l'élément de référence pour chaque zone de la colonne.	64
Tableau- IV -10 : Les valeurs de la constante d'équilibre et le coefficient de volatilité relative moyen pour chaque zone de la colonne.....	64
Tableau- IV -11 : Calcul des valeurs de X'_{oi} et Y'_{oi} de chaque constituant :	65
Tableau- IV -12 : Valeur du taux de vaporisation de la charge calculée en fonction du facteur d'équilibre des phases.	66

Tableau- IV -13 : l'application de la formule qui calcul le taux de reflux minimal.	66
Tableau- IV -14 : l'application numérique de la formule qui calcul le taux de rebouillage minimal.....	67
Tableau- IV -15 : la température et la pression critiques moyennes du Distillat.	71
Tableau- IV -16 : Représentant les concentrations massiques du Distillat	72
Tableau- IV -17 : Représentant le calcul de la masse volumique du liquide dans le ballon de reflux.....	73
Tableau- IV -18 : valeurs du coefficient C en fonction de la distance entre les plateaux.....	74
Tableau- IV -19 : les concentrations massiques de la charge liquide.	76
Tableau- IV -20 : calcul de la densité relative de la charge liquide.	76
Tableau- IV -21 : Concentrations massiques des constituants du résidu.	77
Tableau - IV -22 : calcul de la densité relative des constituants du résidu.	77
Tableau - IV -23 : calcul de la densité relative du distillat liquide	78
Tableau - IV -24 : la température et la pression critiques moyennes du Distillat vapeur.	80
Tableau - IV -25 : la température et la pression critiques moyennes de la charge vapeur.....	81
Tableau - IV-26 : les enthalpies de chaque phase.	81
Tableau - IV -27 : Domaines d'applications de l'équation de PENG ROBINSON.....	88
Tableau- IV-28 : Paramètres de marche de la colonne.	97
Tableau- IV -29 : Dimension de la colonne	98
Tableau- IV -30 : Dimension du ballon.	98
Tableau-IV -31 : comparaison de la composition molaire de la charge avec simulé les valeurs données par le design.	99
Tableau-IV -32 : comparaison de la composition du distillat simulé avec les valeurs données par le design simulé.....	99
Tableau-IV-33 : comparaison de la composition molaire du résidu simulé avec les valeurs données par le design.	100
Tableau-IV-34 : débit molaire de la charge, de propane et de butane.	100

Listes des figures

Figure I.1: Historique de la RA1K.....	5
Figure I.2 : Situation géographique de la Raffinerie de Skikda.	6
Figure I.4 : différentes unités du complexe RA1/K	8
Figure I.6 : les interconnexions de la RA1K au sein du pôle hydrocarbures de Skikda	11
Figure II.1 : La provenance du GPL	15
Figure II.2 : production nationale des GPL	22
Figure II.3 : structure de la consommation finale par produit.....	23
Figure II.4 (a et b) : l'évaluation des exportations de Sonatrach des GPL par région.	24
Figure II.5 : Vue extérieur de réservoirs sous pression (Une sphère et des cigares).....	25
Figure II.6 : Schéma simplifié de flux de l'usine à gaz 1 (U30)	29
Figure III.1 : Diagramme d'équilibre d'un mélange binaire à pression constante.....	32
Figure III.2 : colonne de rectification.....	35
Figure III.3 : différents types de garnissage en vrac	36
Figure III.4 : différents types de garnissage en vrac	36
Figure III.5 : Garnissage structuré métallique.....	37
Figure III.6 : Colonne à plateaux	38
Figure III.7 : Plateau à calottes (à cloches).	38
Figure III.8 : Plateau perforé à déversoir	39
Figure III.9: Plateau à jet directionnel.....	40
Figure III.10: Plateau à clapets.....	40
Figure III.11 : Colonne de rectification avec découpage en zones et notations.....	44
Figure III.12 : Schéma descriptif de la zone de rectification	45
Figure III.13: Schéma descriptif de la zone d'épuisement.....	46
Figure III.14 : Schéma descriptif de la zone d'alimentation	47
Figure III.15 : schéma descriptif des enthalpies dans une colonne de rectification	54
Figure IV.1 : Ballon de reflux	84

Figure IV.13 : Les conditions du fonctionnement du depropaniseur	96
Figure IV.12 : Composition et le débit des constituants du depropaniseur.....	96
Figure IV.3 : Choix du modèle thermodynamique (EOS Peng-Robinson).....	90
Figure IV.4 : PFD de la simulation de la section de dépropanisation	91
Figure IV.5 : le procédé de la colonne C-03	92
Figure IV.8 : Les conditions du fonctionnement du depropaniseur	93
Figure IV.10 : le procédé de la colonne C-03	95
Figure IV.11 : Simulation du procédé de la section	95

Sommaire

Sommaire

Listes des symbols

Listes des tableaux

Listes des figures

Introduction générale.....1

Chapitre I: I. Présentation de la (RA1K) et description de l'unité d'affectation

I. Présentation de la (RA1K) et description de l'unité d'affectation.....4

I.1 Introduction.....4

I.2 Présentation et historique de la raffinerie de Skikda (RA1K)4

I.2.1 Vue historique sur l'organisation de l'activité raffinage :4

I.2.2 Construction :5

I.2.3 Situation géographique :6

I.4 L'objectif de la RA1K6

I.5 Structure hiérarchique de la raffinerie7

I.6 Présentation des différentes unités7

I.6.1 Département production :8

I.6.2 Unités annexes et utilités :8

I.6.3 Capacité de traitement et de production avant et après la réhabilitation de la RA1K :9

I.6.4 Interconnexions de la RA1K au sein du pôle "hydrocarbures de Skikda" :11

I.7 Description de l'unité d'affectation : gaz plant I (U30) "traitement et séparation des GPL"11

I.7.1 But et principe de l'unité (U30) :11

I.7.2 Capacité d'usine :12

I.7.3 Caractéristiques de la charge d'alimentation :12

I.7.3.1 GPL de l'unité U10 (Topping 1) :12

I.7.3.2 GPL. De l'unité U100 (Magnaforming) :13

I.8 Conclusion13

Chapitre II : Généralité sur les GPL

Chapitre II : Généralité sur les GPL	14
II.1 Introduction	14
II.2 Définition de gaz de pétrole liquéfiés (GPL).....	14
II.3 Origine des GPL	14
II.3.1 Fractions lourdes de l'extraction de gaz naturel :	14
II.3.2 Les raffineries de pétrole :	15
II.4 Propriétés des GPL	15
II.5 Caractéristiques générales des GPL.....	16
II.5.1 Température d'ébullition et masse volumique :	16
II.5.2 Tension de vapeur :	16
II.5.3 Densité :	16
II.5.4 Pouvoir calorifique :	16
II.5.5 Dilatation :	17
II.5.6 Odeur :	18
II.5.7 Autres caractéristiques :	18
II.6 Les avantages et les inconvénients du GPL.....	18
II.7 Domaines d'utilisation du GPL	18
II.7.1 La combustion :	19
II.7.2 Les GPL carburants " GPL/c " :	19
II.7.3 La production d'électricité :	21
II.7.4 Dans le domaine de la pétrochimie :	21
II.8 Le GPL en Algérie.....	22
II.8.1 Production nationale du GPL :	22
II.8.2 Consommation nationale du GPL :	22
II.9 Exportation Algérienne des GPL	23
II.10 Stockage et distribution des GPL	24
II.11 Description de procédé de GPL de l'unité de gaz plant U30	25
II.11.1 Section de traitement d'alimentation :	25
II.11.2 Section de colonne de dééthanisation :	25
II.11.3 Section de colonne de séparation C3/ C4 "Dépropaniseur" :	26
II.12 Schéma descriptif de l'unité de gaz plant1 (U30)	29
II.13 Stockage associé à l'unité gaz plant 1 (U30).....	30
II.14 Conclusion	31

Chapitre III: Chapitre III : Distillation et Rectification

III : Distillation et Rectification	31
III.1 Introduction	31
III.2 Principe générale de la distillation	31
III.3 Equilibre liquide-vapeur	31
III.4 Distillation d'un mélange binaire	32
III.5 Définition de la rectification.....	33
III.6 Description et fonctionnement	33
III.7 Classification des colonnes de rectification	35
III.7.1 Colonnes à garnissage :	35
III.7.2 Colonnes à plateau :	38
III.7.2.1 Différents types de plateau [36]:	38
III.8 Problèmes rencontrés dans les colonnes à plateaux	41
III.8.1 Pleurage :	41
III.8.2 Engorgement :	41
III.8.3 Entraînement :	42
III.9 Lois fondamentales de transfert de matière.....	42
III.9.1 Lois de DALTON :	42
III.9.2 Lois de RAOULT et d'HENRY :	43
III.10 Bilan matière de la colonne et de ses zones :	44
III.10.1 Bilan matière de la zone de rectification :	45
III.10.2 Bilan matière de la zone d'épuisement :	47
III.10.3 Bilan matière de la zone d'alimentation :	48
III.11 Utilisation de la volatilité relative	48
III.12 Choix de la pression dans la colonne	49
III.13 Régime de la température dans la colonne :	50
III.14 Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge	51
III.14.1 Le taux de vaporisation de la charge (e'_o) :	51

III.14.2 Le taux de condensation de la charge (e'_o) :	52
III.15 Choix du taux de reflux	53
III.15.1 Fonctionnement à reflux minimal :	53
III.15.2 Taux de reflux optimal :	53
III.16 Bilan thermique de la colonne.....	54
III.17 Conclusion.....	55

Chapitre IV : PARTIE CALCUL

IV. PARTIE CALCUL.....	55
IV.1 Introduction	55
Partie 01 : Calcul de la colonne de dépropanisation C-03	55
IV.2 Ordre de calcul.....	55
IV.3 Données de départ.....	55
6 IV.4 Calcul de la composition massique et molaire de chaque constituant de la charge d'alimentation.....	56
IV.5 calculs de la composition du distillat et du résidu	57
IV.5.1 Bilan matière	57
IV.6 Calcul de la pression et la température dans la colonne.....	60
IV.6.1 Pression et température dans le ballon de reflux :	60
IV.6.2 Pression et température au sommet de la colonne :	60
IV.6.3 Pression et température au fond de la colonne :	61
IV.7 Calcul des volatilités relatives aux différentes zones de la colonne	62
IV.8 Calcul du taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation	64
IV.9 Calcul du taux de reflux	65
IV.9.1 Calcul du taux de reflux minimal.....	65
IV.9.2 Calcul du taux de reflux optimal :	66
IV.10 Calcul du taux de rebouillage.....	67
IV.10.1 Calcul du taux de rebouillage minimal :	67

IV.10.2 Calcul du taux de rebouillage optimal :	67
IV.11 Calcul du nombre de plateaux théoriques	68
IV.11.1 Dans la zone de rectification (Nr)	68
IV.11.2 Dans la zone d'épuisement (Ne)	68
IV.11.3 Nombre total des plateaux (Nt)	69
IV.12 Dimensionnement de la Colonne :	69
IV.12.1 Calcul du diamètre de la colonne :	69
IV.12.2 Calcul de la hauteur de la colonne :	74
IV.13 Bilan thermique de la colonne (cas actuel)	75
IV.13.1 Calcul des densités de chaque phase :	75
IV.13.2 Détermination des enthalpies de chaque phase :	78
IV.13.3 Calcul de la charge thermique dans la colonne de dépropanisation :	81
Partie 02 : Calcul du ballon de reflux (V-04)	82
IV.14 Dimensionnement du ballon de reflux :	82
IV.14.1 Débit massique du distillat :	84
IV.14.2 Débit volumique du distillat :	84
Partie 03 : Dimensionnement de la colonne par logiciel (HYSYS)	87
IV.15 Présentation d'Aspen HYSYS	87
IV.15.1 Choix du modèle thermodynamique :	87
IV.15.2 Procédure de la simulation :	88
IV.16 Etude de colonne de dépropanisation (cas actuel)	88
IV.16.1 Les étapes de simulation :	88
IV.16.2 Les résultats :	91
IV.16.2.1 Composition de la charge, distillat et le résidu dans la colonne du dépropanisation	91
IV.16.2.2 Les conditions de fonctionnement de la colonne dépropaniseur :	92
IV.17 Etude de colonne de dépropanisation (cas design) :	93
IV.17.1 Les données de départ :	93

IV.17.2 Les résultats :	94
Partie 04 : Comparaison et interprétation.....	96
IV.18 Comparaison entre cas design simulé, cas calculé simulé	96
IV.19 Conclusion	99
Conclusion générale	100
Références bibliographiques	102
Résumé	

Introduction Générale

Introduction générale :

Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant, l'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan environnemental favorisent son utilisation, notamment dans les secteurs ont forte valeur ajoutée : l'industrie de précision, production de l'électricité.

Durant la dernière vingtaine d'années, une nouvelle énergie a réussi à se frayer un chemin à côté du pétrole et du gaz naturel ; il s'agit des gaz de pétrole liquéfiés (GPL).

Les gaz de pétrole liquéfiés (GPL) sont les produits des raffineries de pétrole issus de la distillation atmosphérique et du craquage/reformage des produits lourds, et aussi les produits des complexes de traitement et de liquéfaction du gaz naturel. Ils sont une source d'énergie très importante et constituant après le gaz naturel et le pétrole l'une des plus importantes sources de revenus de notre pays. Il existe plus de 1000 applications pour les GPL, les gaz butane et propane.

Les GPL ont réussi à pénétrer des secteurs aussi divers que la pétrochimie, l'agriculture, l'industrie et l'automobile. Le GPL est le carburant alternatif le plus utilisé dans le monde avec plus de 13 millions de véhicules.

Le GPL s'est imposé essentiellement grâce à ses caractéristiques propres, sa souplesse d'utilisation, en tant que combustible dans de nombreuses applications, le coût raisonnable que présente son stockage et son transport, sa sécurité d'approvisionnement, son prix compétitif, et d'autres avantages d'un point de vue écologique. Les GPL permettent également de réduire les émissions de particules qui peuvent provoquer de graves problèmes de santé. C'est pourquoi les GPL sont reconnus comme l'énergie la plus polyvalente de la planète.

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

La raffinerie de Skikda (RA1K) est l'une des plus importantes industries pour l'économie nationale, elle couvre notre pays, surtout la région Est avec différents produits finis ou semi finis issus de différentes unités de traitement et de conversion.

Parmi les unités de traitement, on cite les unités (U30, U31 et U104) de traitement et séparation des GPL issus des deux unités de topping et des deux unités de reformage catalytique. Ces unités de traitement de GPL ont pour but la valorisation de propane et de butane.

Le GPL occupe une place de grande importance dans la stratégie de commercialisation des hydrocarbures de Sonatrach. En 2013, les trois unités de gaz plant ont subis une réhabilitation pour augmenter la capacité de production des GPL et pour avoir des GPL conforme aux normes de commercialisation mondiale. La capacité de production des GPL à la RA1K est passée de 608 000 à 747 765 tonne/an, soit une augmentation de 23 % par rapport à la phase pré-réhabilitation.

Le présent travail a pour objectif de calculer et vérifier le fonctionnement de la colonne de dépropanisation de l'unité de gaz plant 1 (U30) de la RA1K par rapport au design par deux méthodes :

- Une méthode approximative dite de calcul simplifiée (rapide).
- Une méthode plus précise qu'elle est la simulation HYSYS.

Pour réaliser notre travail, le mémoire a été organisé en deux parties : partie bibliographique et partie calcul et vérification.

1) Partie bibliographique : elle comporte trois chapitres :

- Dans le premier chapitre, on va présenter en général le lieu où notre stage pratique s'est déroulé et donnera une description générale sur l'unité d'affectation "Gaz plant 1 (U30)",
- Dans le second chapitre, on introduira des généralités sur les GPL, leurs provenances, ses caractéristiques, ainsi que ses domaines d'utilisation, leur marché national, leurs stockage et distribution et on va décrire le schéma technologique de l'unité de traitement et de séparation du gaz plant 1 (U30).
- Dans le troisième chapitre, on va donner des généralités sur la distillation et la théorie de la rectification.

2) Partie calcul et vérification : elle est composée de quatre parties :

- Partie 01 : Calcul et vérification du colonne de dépropanisation C-3 (cas actuel).
- Partie 02 : Calcul du ballon de reflux (V-04)

- Partie 03 : La simulation HYSYS (étude de colonne de dépropanisation cas actuel et cas design)
- Partie 04 : comparer et interpréter les résultats obtenus lors de notre calcul par deux méthodes avec les valeurs données par le design.

Enfin nous terminons par une conclusion générale qui résume les résultats de notre travail.

Chapitre I

**PRESENTATION DE LA (RA1K) ET
DESCRIPTION DE L'UNITE
D'AFFECTATION**

I.1 Introduction

Ce chapitre rassemble des généralités sur Le complexe de la raffinerie du pétrole de SKIKDA, baptisé RA1/K, et description de l'unité d'affectation.

Le stage pratique lié à ce travail est effectué au niveau de l'unité de séparation de gaz « Gaz plant » U30. Cette unité a pour but de séparer à partir des GPL obtenus des unités topping et de magnaforming le propane et le butane commerciaux, le reste est utilisé comme fuel gaz.

Le propane et le butane produits dans cette unité sont conduits vers les réservoirs de stockage, des sphères ou des cylindres horizontaux appelés aussi « cigares ».

I.2 Présentation et historique de la raffinerie de Skikda (RA1K)

I.2.1 Vue historique sur l'organisation de l'activité raffinage :

A l'origine, le raffinage était une activité intégrée dans la société nationale SONATRACH. A partir du 01 Janvier 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en Entreprise Nationale de Raffinage et de Distribution de Produits Pétroliers (ERDP- NAFTAL).

L'ERDP crée par décret N°80-101 du 06 Avril 1980 dans le cadre de la restructuration de la SONATRACH, et mise en place le 01 Janvier 1982. L'E.R.D. P est placée sous tutelle du ministère de l'énergie et des industries pétrochimiques. A partir du 02 Février 1985, l'ERDP a été transformée sous le nom commercial qui est "NAFTAL" cette dernière est subdivisée en 04 unités à savoir :

- Unité NAFTAL de Raffinage.
- Unité NAFTAL de Distribution.
- Unité NAFTAL Portuaire.
- Unité NAFTAL de Maintenance.

L'effectif de l'entreprise NAFTAL est environ de 35.000 travailleurs, elle est présente sur tout le territoire national.

A compter du 25 Août 1987 et par décret N°87-190 fut créé l'entreprise nationale "NAFTEC" de l'entreprise nationale NAFTAL et mise en place le 02 Janvier 1988. L'entreprise

"NAFTEC" a pour mission de promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie du raffinage traitement du pétrole brut et du condensât, ainsi que du brut réduit importé en vue d'obtenir des produits raffinés destinés à la consommation nationale et à l'exportation.

Le nombre total des travailleurs est environ : 3500 travailleurs, présents sur l'ensemble de trois (03) raffineries plus la direction générale.

Actuellement, l'entreprise nationale de raffinage de pétrole "NAFTEC" gère l'ensemble des trois (03) raffineries se trouvant dans les villes de : Skikda, Alger et Arzew.

La capacité totale de l'entreprise NAFTEC seulement est de (24.791.100 T/AN) [1] .

I.2.2 Construction :

La raffinerie de SKIKDA, a été construite en Janvier 1976 à la suite d'un contrat signé le 03 Avril 1974, entre le gouvernement Algérien, le constructeur Italien SNAM-PROGETTI et SAIPEM. La mise en vigueur du contrat a eu lieu un an après ; le 11 Mars 1975 assistée par la sous-traitance de trois (03) principales sociétés nationales à savoir : SONATRO pour le tracé des routes ; SONATIBA pour la construction des immeubles et de la tour de refroidissement, ainsi que la SN'METAL pour la construction des réservoirs.

Le chantier a démarré le 02 Janvier 1976 et pris fin en Mars 1980. Le coût total de cette réalisation étant de 3.402.872.000 DA [2] .

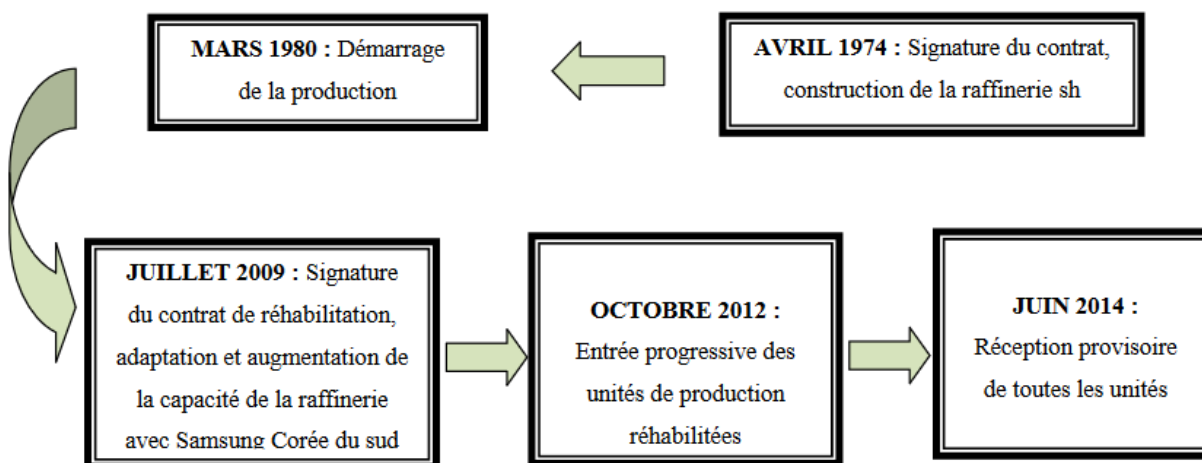


Figure I.1 : Historique de la RA1K.

I.2.3 Situation géographique :

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1440 travailleurs environ. Elle est alimentée en brut algérien par l'unité de transport ETU de Skikda (c'est une station intermédiaire de Hassi Messaoud).

Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line à une distance de champs pétroliers jusqu'à le complexe de 760 Km. Comme le montre les figures suivantes[2].

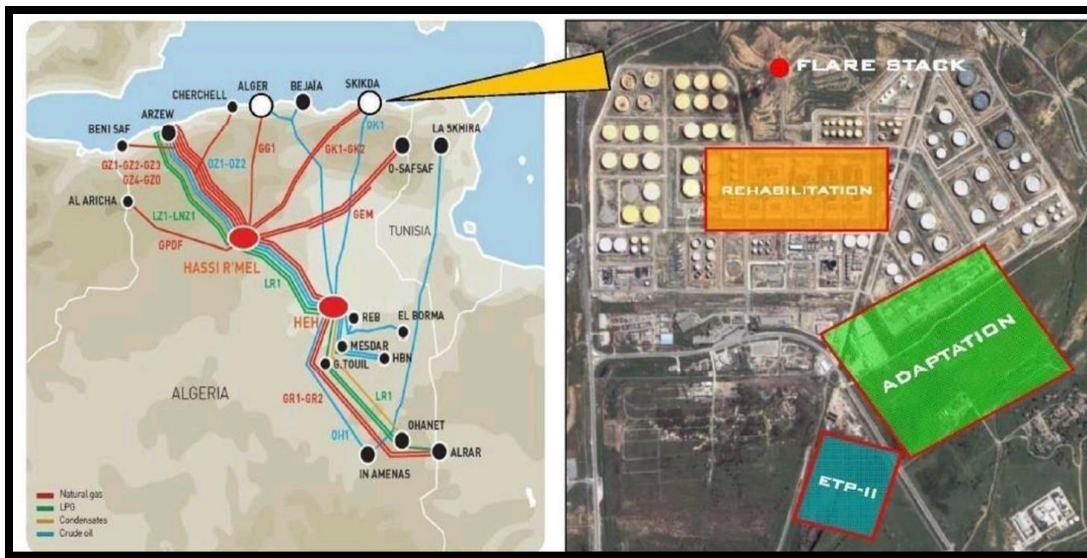


Figure I.2 : Situation géographique de la Raffinerie de Skikda.

I.4 L'objectif de la RA1K

Les deux objectifs principaux de cette raffinerie sont de :

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

I.5 Structure hiérarchique de la raffinerie

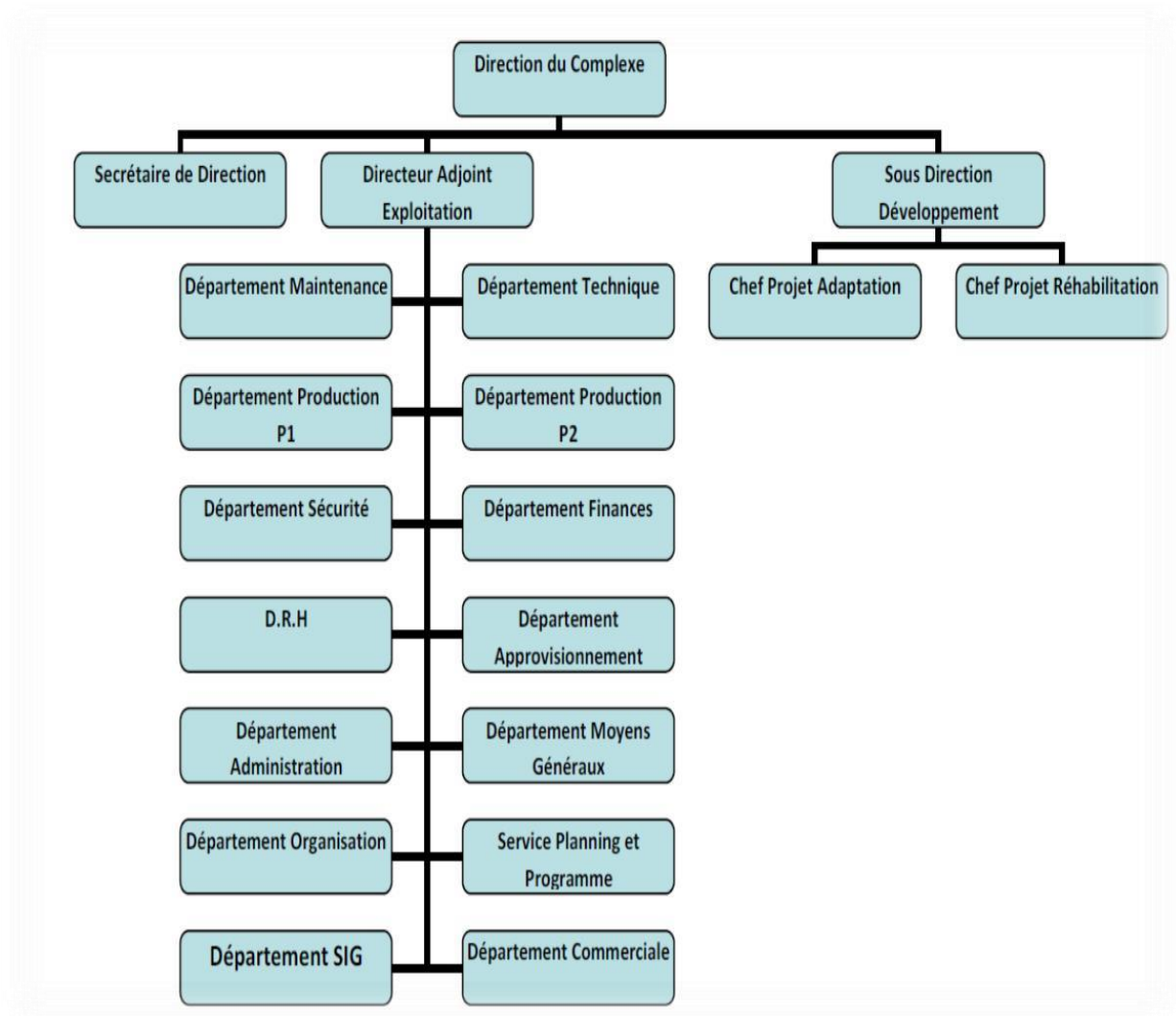


Figure I.3 : Organigramme général de la Raffinerie de Skikda.

I.6 Présentation des différentes unités

La raffinerie de Skikda est divisée en différentes unités de production, en outre elle comprend 23 unités présentées dans la figure suivante [3]:

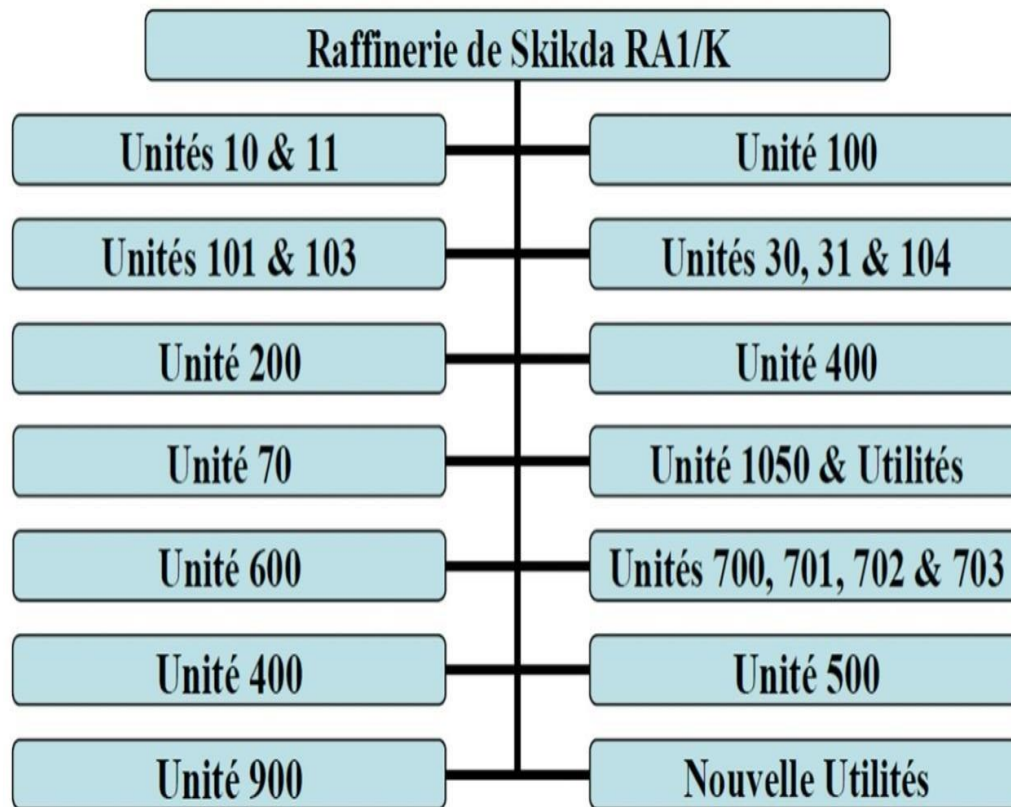


Figure I.4 : différentes unités du complexe RA1/K [3].

I.6.1 Département production :

Il se compose des unités de production suivantes :

- a) Unité 10/11 de distillation atmosphérique (TOPPING).
- b) Unité 70 de distillation sous vide (Production des bitumes).
- c) Unité 30/31 et 104 de traitement et séparation des gaz (GPL).
- d) Une unité de prétraitement et reforming catalytique¹ : Magnaforming (U100).
- e) Unité Unité101/103de reformage catalytique (PLATFORMING).
- f) Unité 200 d'extraction des aromatiques.
- g) Unité 400 de cristallisation et séparation du paraxylène.

I.6.2 Unités annexes et utilités :

- a) Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MELEX).
- b) Unité 1050 : centrale thermique électrique (C. T. E).
- c) Système Blow down: torche (U1090).
- d) Une unité de traitement des effluents.

e) Un parc de stockage des produits finis et semi-fini

La figure suivante montre un schéma général du compose des unités production de la raffinerie de Skikda.

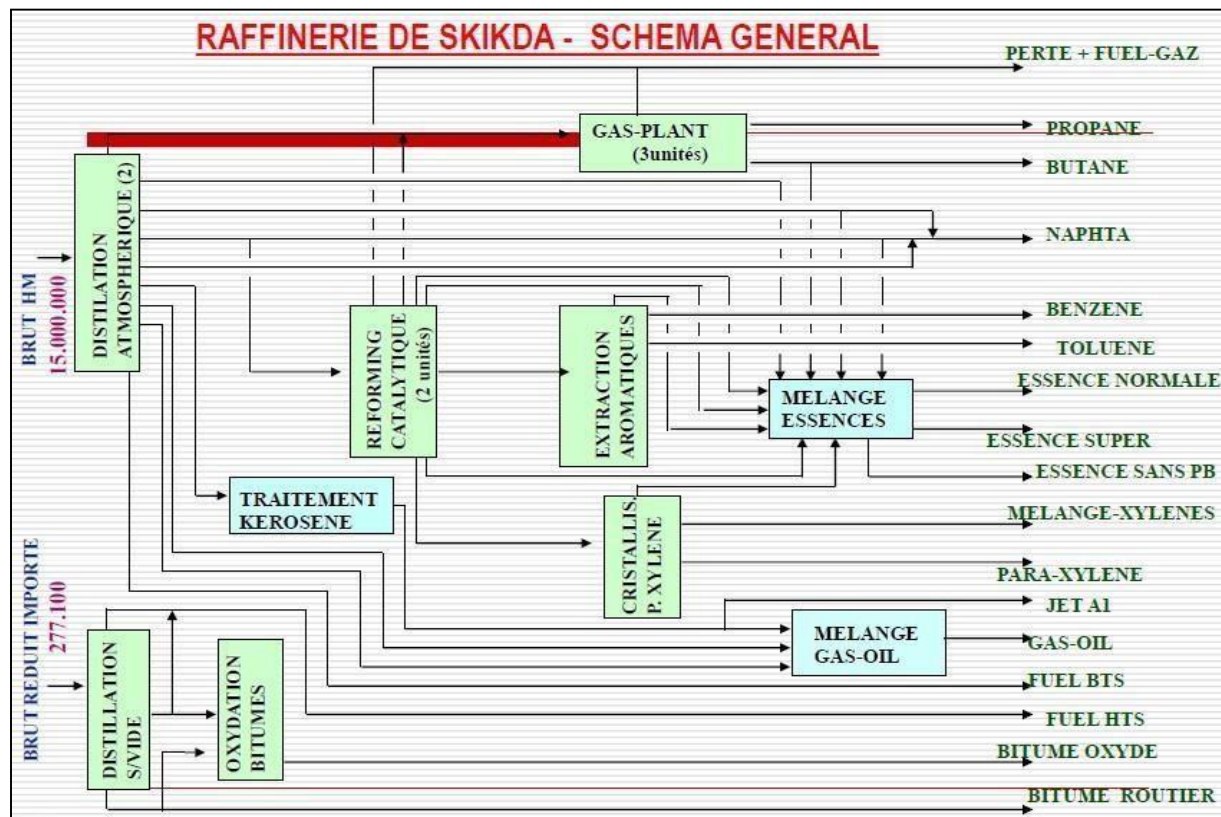


Figure I.5: schéma général du compose des unités production.

I.6.3 Capacité de traitement et de production avant et après la réhabilitation de la RA1K :

Le tableau suivant donne la relation de tonnages entre les matières premières utilisées et les différents produits finis.

Tableau I.1: Les capacités de traitement et de production avant et après la réhabilitation de la RA1/K [2].

Unité : tonne/an	Avant réhabilitation	Post réhabilitation	Quantités additionnelles	
Capacité de traitement				
Pétrole brut	15 000 000	16 500 000	1 500 000	10%
Brut réduit importé	277 000	277 000	-	-
Capacité de Production				
GPL	608 000	747 768	139 768	23%
Essences	1 718 000	2 135 400	417 400	24%
Naphta	1 943 000	2 009 120	66 120	3%
Kérosène	1 500 000	1 500 000	-	-
Gasoil	3 622 000	4 713 968	1 091 968	30%
Fuels	5 038 000	4 777 664	-290 336	-6%
Benzène	90 000	197 100	107 100	119%
Toluène	5 000	16 900	11 900	238%
Paraxylène	38 000	220 100	182 100	479%
Bitumes	145 000	145 000	-	-

I.6.4 Interconnexions de la RA1K au sein du pôle "hydrocarbures de Skikda" :

La figure suivante schématise les interconnexions de la RA1K au sein du pôle hydrocarbures de Skikda.

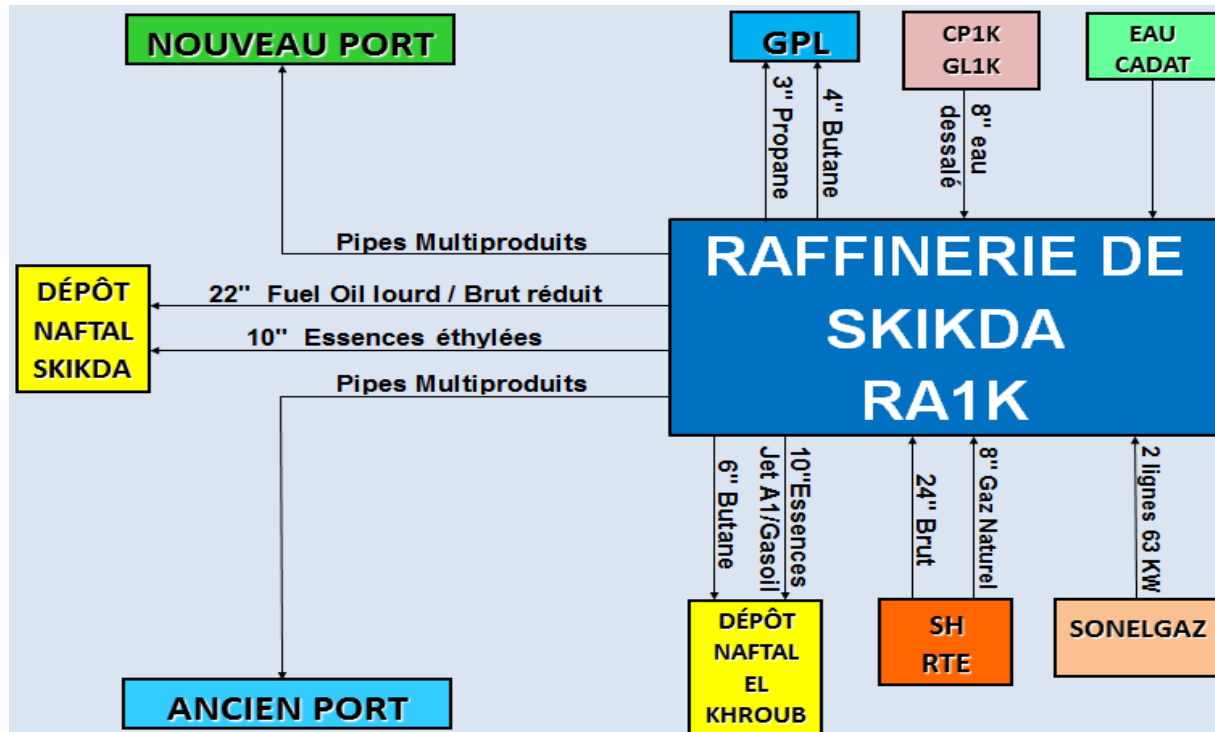


Figure I.6 : les interconnexions de la RA1K au sein du pôle hydrocarbures de Skikda[2].

I.7 Description de l'unité d'affectation : gaz plant I (U30) " traitement et séparation des GPL"

I.7.1 But et principe de l'unité (U30) :

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

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

La tête de l'unité de Topping contient les gaz légers ($C_1 - C_4$) qui nécessitent la séparation. En outre, la tête contient aussi le H_2O qui nécessite également le traitement correct. Pour ces objectifs, l'usine à gaz a été installée au sein de la raffinerie. L'usine à gaz-1 (unité 30) reçoit le GPL de l'unité 10 (topping 1) et de l'unité 100 (reforming 1) [4].

I.7.2 Capacité d'usine :

Les usines de gaz-1 (U30) et 2 (U31) existante reçoivent les flux d'alimentation de GPL des unités de topping U10, U11 et de l'unité de magnaforming (U100). La capacité d'étude pour la réhabilitation de chaque usine à gaz-1 et 2 existante sera de **46851 Kg/h**, y compris **43091Kg/h** du topping 1 (U10) et **3760 Kg/h** de l'unité de magnaforming (U100). [4]

I.7.3 Caractéristiques de la charge d'alimentation :

La quantité et la qualité du flux de GPL de l'unité U10 (unité de topping 1) et de l'unité de Magnaforming U100 sont données ci-dessous selon BEEB (Base d'Etude d'Engineering de Base) pour l'usine à gaz-1 :

I.7.3.1 GPL de l'unité U10 (Topping 1) :

L'unité de topping 1 de la RA1K alimente l'unité 30 avec un débit massique de GPL de **43091 kg/h**. les compositions massiques des constituants de cette charge sont mentionnées dans le tableau ci-dessous.

Tableau I.2 : Alimentation du GPL issu de l'U10 (topping 1) [4].

Constituant	Quantité (% poids)
Eau	0.039
Méthane	0
Ethane	1.229
Propane	22.559
IsoButane	10.465
Normal Butane	65.157
IsoPentane	0.47
Normal Pentane	0.081
Total	100

I.7.3.2 GPL. De l'unité U100 (Magnaforming) :

L'unité de magnaforming de la RA1K alimente l'unité 30 du gaz plant avec un débit massique de GPL de **3760 kg/h**. les compositions massiques des constituants de cette charge sont mentionnées dans le tableau ci-dessous.

Tableau I.3 : Alimentation du GPL issu de l'U100 (magnaforming) [4].

Constituant	Quantité (% poids)
Eau	0
Méthane	0.035
Ethane	1.62
Propane	16.107
IsoButane	25.264
Normal Butane	56.938
IsoPentane	0.035
Total	100

I.8 Conclusion

La raffinerie de Skikda de par l'ampleur de la complexité de ses installations et les énormes investissements qu'elle a exigés, joue un rôle important et stratégique dans la vie économique du pays et nécessite de ce fait, une prise de charge effective des contraintes techniques imposées par aussi bien son exploitation courante que par l'évolution des technologies.

Chapitre II

GÉNÉRALITÉ SUR LES GPL

II.1 Introduction

Les GPL sont actuellement très répandus en raison de leur commodité de stockage et de transport. Leur distribution a commencé dans des bouteilles dès les années 30 et s'est ensuite étendue avec l'introduction du stockage en citernes ou en vrac dans les années 60. Aujourd'hui, les GPL sont largement utilisés par les industries et les particuliers pour leurs déplacements, en raison de leur avantage écologique indéniable : ils émettent très peu de carbone.

II.2 Définition de gaz de pétrole liquéfiés (GPL)

Les gaz de pétrole liquéfiés (GPL) sont des hydrocarbures composés majoritairement de coupes en C_3 et C_4 , le butane et le propane étant les principaux composants. Gazeux à température normale (15°C) et à la pression atmosphérique (1,013 bar), les GPL sont facilement liquéfiables sous faible pression à la température ambiante :

- 1,5 bar pour le butane.
- 7 bars pour le propane.

Ce qui rend aussi leur manipulation et leur transport très aisés [5].

II.3 Origine des GPL : Le GPL provient de deux origines

II.3.1 Fractions lourdes de l'extraction de gaz naturel :

Les champs de gaz naturel sont responsables de plus de 60% de la production totale. En moyenne, un champ de gaz naturel fournit environ 90% de méthane (CH_4), ainsi que 5% de propane et 5% d'autres gaz, y compris le butane. De manière schématique, le gaz naturel extrait est refroidi afin de séparer ses différents composants. Cela permet d'obtenir des GPL (butane et propane sous forme liquide), tandis que le méthane reste à l'état gazeux en raison de leurs points de liquéfaction différents [6].

Il convient de noter que du butane et du propane sont également extraits lors de l'extraction du pétrole brut, sous forme de gaz associés dissous, d'où le terme "gaz de pétrole liquéfiés" (GPL). Les pourcentages de butane et de propane présents dans le gaz naturel et le pétrole brut varient considérablement d'un gisement à un autre [6].

II.3.2 Les raffineries de pétrole :

Lors du processus de raffinage du pétrole brut, le butane et le propane représentent environ 2 à 3% de l'ensemble des produits obtenus. Ils sont considérés comme les fractions les plus légères résultant de la distillation du pétrole brut. Ces gaz sont également récupérés lors d'opérations de traitement "secondaires" qui suivent la phase de distillation. Selon l'origine du pétrole brut, le traitement d'une tonne de celui-ci produit environ 20 à 30 kg de GPL, dont les deux tiers sont du butane et le tiers restant du propane. Dans l'ensemble, les GPL ne peuvent représenter plus de 5% des ressources mondiales en hydrocarbures [6].

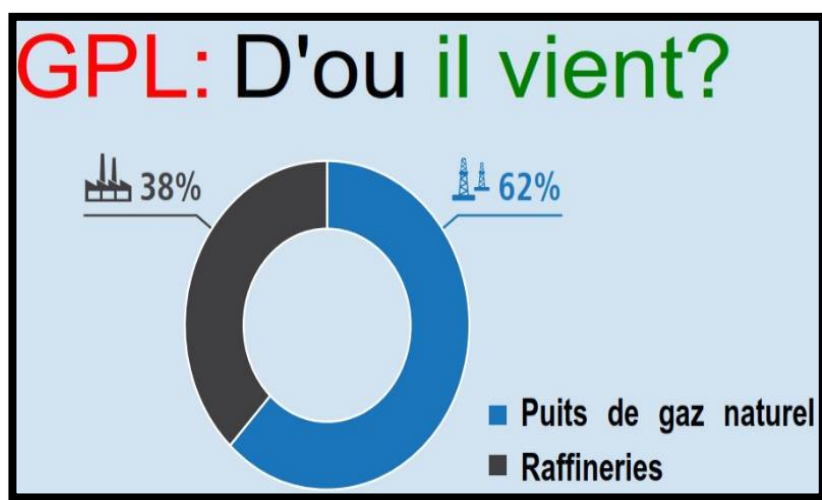


Figure II.1 : La provenance du GPL [7].

II.4 Propriétés des GPL

Le propane et le butane sont des gaz naturellement à l'état gazeux à pression atmosphérique (1 bar) et à température ambiante (15°C). Cependant, ils peuvent facilement être transformés en liquide et sont alors désignés sous le nom de GPL. Sous forme liquide, ils peuvent être manipulés et stockés dans des volumes réduits. En effet, 1 litre de butane liquide libère environ 239 litres de gaz (à 15°C sous 1 bar de pression), tandis que 1 litre de propane liquide libère environ 311 litres de gaz (à 15°C sous 1 bar de pression) [8].

Le propane et le butane se distinguent par les températures et les pressions auxquelles ils se transforment de l'état gazeux à l'état liquide. À pression atmosphérique (1 bar), le propane se liquéfie en dessous de -42°C, tandis que le butane passe à l'état liquide dès que la température descend en dessous de 0°C. En comparaison, le méthane (CH₄), qui est le composant principal du

gaz naturel, se liquéfie à des températures très basses (-161°C à 1 bar) ou à une pression élevée (47 bars à -82°C) [8].

II.5 Caractéristiques générales des GPL

II.5.1 Température d'ébullition et masse volumique :

Les températures d'ébullition et les masses volumiques du propane et du butane sont représentés dans le tableau ci-dessous.

Tableau II.1 : Les températures d'ébullition et les masses volumiques du propane et du butane [5].

		Propane	Butane
Température d'ébullition (°C)		-42	0
Masse volumique du GPL (kg/m ³) à 15°C	À l'état liquide	515	585
	À l'état gazeux	1,85	2,50

II.5.2 Tension de vapeur :

C'est la pression pour laquelle il y a équilibre entre la phase gazeuse et la phase liquide du produit. Exprimée en bar, elle varie de façon importante avec la température. Plus la température augmente plus la pression augmente.

A 15 °C :

- Le propane a une pression d'environ 7 bars.
- Le butane a une pression d'environ 1,5 bar [9].

II.5.3 Densité :

Aux conditions normales de température et de pression, le GPL est plus lourd que l'air ; sa densité diminue avec l'augmentation de la température et à titre d'exemple ; à 38°C la densité est de 0,534. La densité est très importante dans le GPL commercial [9].

II.5.4 Pouvoir calorifique :

C'est la propriété la plus intéressante étant que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :

- Iso-butane: PC = 29460 (kcal/kg).
- Normal butane: PC = 29622 (kcal/kg).
- Propane: PC = 22506 (kcal/ kg).

Elle est exprimée en général en kilojoules par kilogramme (kJ/kg), mais on rencontre également le pouvoir calorifique molaire (en kilojoules par mole, kJ/mol) ou le pouvoir calorifique volumique (en kilojoules par litre, kJ/L). Pour un gaz, le pouvoir calorifique s'exprime en « joule par mètre cube » mesuré dans les conditions de références [10].

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

1) Pouvoir calorifique supérieur PCS :

Il correspond à la chaleur dégagée lorsque tous les produits de la composition sont ramenés à la température ambiante : l'eau formée étant à l'état liquide [10].

2) Pouvoir calorifique inférieur PCI :

Il correspond à la réaction de combustion dans laquelle l'eau formée reste à l'état de vapeur. Le PCI diffère du pouvoir calorifique supérieur (PCS) par la quantité de chaleur latente de vaporisation de l'eau [10].

Le tableau ci-dessous présente les différents pouvoirs calorifiques du butane et du propane commerciaux.

Tableau II.2 : les pouvoirs calorifiques du butane et du propane commerciaux [5].

	BUTANE commercial	PROPANE commercial
PCS (Pouvoir calorifique supérieur) à 15°C et 1013 mbar	49,4 MJ ou 13,7 kWh par kg 120,5 MJ ou 33,5 kWh par m ³	49,8 MJ ou 13,8 kWh par kg 93,3 MJ ou 25,9 kWh par m ³
PCI (Pouvoir calorifique inférieur) à 15°C et 1013 mbar	45,6 MJ ou 12,66 kWh par kg 109,6 MJ ou 30,45 kWh par m ³	46,0 MJ ou 12,78 kWh par kg 85,3 MJ ou 23,70 kWh par m ³

II.5.5 Dilatation :

A l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de son stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies) [9].

II.5.6 Odeur :

Le GPL est incolore, soit à l'état vapeur ou liquide et pratiquement inodore. Pour des raisons de sécurité un odorant doit être ajouté pour la détection des fuites. Cet odorant est à base de sulfures appelés Mercaptans [21].

II.5.7 Autres caractéristiques :

- Le GPL est non corrosif.
- Les GPL gonflent le caoutchouc naturel, les joints devront être en caoutchouc synthétique. Ils dissolvent la graisse et l'huile.
- Le GPL est incolore, que ce soit en phase liquide ou gazeuse [9].

II.6 Les avantages et les inconvénients du GPL

Il est important de prendre en compte les avantages et les inconvénients du GPL et de s'assurer que les normes de sécurité sont respectées pour minimiser les risques pour la santé et l'environnement.

- **Avantages :** Le GPL est une source d'énergie propre qui produit moins d'émissions polluantes que les combustibles fossiles traditionnels. Il est également moins cher que l'essence et le diesel dans de nombreux pays.
- **Inconvénients :** Le stockage et le transport du GPL peuvent être dangereux car le GPL est hautement inflammable et peut exploser en cas de fuite. De plus, la production de GPL peut contribuer au changement climatique car elle nécessite l'utilisation de combustibles fossiles[8].

II.7 Domaines d'utilisation du GPL

Les GPL, notamment les gaz butane et propane, ont une large gamme d'applications, dépassant les 1000 utilisations différentes. Des centaines de millions de personnes à travers le monde dépendent actuellement des GPL pour une multitude d'applications commerciales, industrielles, de transport, agricoles, de production d'électricité, de cuisine, de chauffage et de loisirs.

Leur utilisation est recherchée tant dans le domaine de la pétrochimie que dans leurs applications traditionnelles en tant que combustibles. Parmi les utilisations les plus importantes

des GPL, on peut citer la combustion, les carburants, la production d'électricité, la pétrochimie, et bien d'autres [7].

II.7.1 La combustion :

La combustion c'est l'objectif le plus important de ces gaz. Ils servent indépendamment ou simultanément à la cuisson, au chauffage et à la production d'eau chaude sanitaire en toute autonomie. Ils permettent d'allier confort et besoins énergétiques n'importe où, y compris dans les régions isolées, puisqu'ils sont accessibles et disponibles partout [5].

Le butane et le propane apportent une excellente qualité de combustion et possèdent un haut pouvoir calorifique ; il s'agit de la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète sous pression atmosphérique, en termes de quantité de chaleur dégagée.

Le tableau illustre l'équivalent de la puissance énergétique de GPL par rapport aux autres combustibles [12].

Tableau II.3 : puissance énergétique des GPL par rapport aux autres combustibles [12].

1 kg de propane équivaut à				
Bois	Charbon	Fioul	Gaz naturel	Electricité
3 à 6 kg	1,5 à 2 kg	1,29 Litre	1,16 m ³	13,8 kWh

II.7.2 Les GPL carburants “ GPL/c ” :

Les GPL, en plus de leur utilisation domestique, ils sont utilisés comme carburants dans les véhicules. Il affiche d'excellentes performances environnementales, avec une absence (ou une faible présence) de rejets de soufre, de plomb et de benzène, ainsi que des émissions réduites de polluants réglementés. Comparé à l'essence, il permet une réduction des émissions de polluants réglementés. De plus, il présente un bilan plus favorable que l'essence en termes d'émissions de dioxyde de carbone (CO₂), contribuant ainsi à la réduction des émissions de gaz à effet de serre et à la lutte contre le changement climatique [13].

Les valeurs de pouvoir calorifique inférieur des différents carburants sont illustrées dans ce tableau :

Tableau II.4 : valeurs comparatives PCI des GPL avec d'autres carburants [14].

Caractéristiques	Essence	Gasoil	GPL
Masse volumique (Kg/l)	0,725 à 0,780	0,820 à 0,860	0,560 à 0,580
PCI (kJ/kg)	42 700	42 600	45 800
PCI (kJ/litre)	32 000	35 800	25 200

Comme la combustion du GPL est quasi complète, il y a beaucoup moins de dépôt dans le moteur relativement à l'essence. Le moteur ne s'encrassant pas, sa durée de vie se trouve allongée. D'autre part, l'huile du moteur conserve ses propriétés lubrifiantes plus longtemps qu'avec l'essence [15].

Les GPL sont significativement moins polluants que les carburants liquides usuels, dans la mesure où sa formulation chimique, qui privilège l'hydrogène par rapport au carbone, ne contient ni soufre, ni plomb, ni benzène [5].

La combustion du GPL dans le moteur dégage essentiellement du CO₂ comparables ou légèrement inférieures à celles des véhicules diesels et 20% plus faibles que celles des véhicules à essence. Par contre, le moteur à essence dégage, en plus les NO_x, le SO₂ et autres particules polluantes, dont les effets sont néfastes pour l'environnement et l'homme. Les dernières données de pollution comparées (en g/km dégagés par un véhicule léger) sont représentées dans le tableau II.5 [17].

Tableau II.5 : Données de pollution des différents combustibles

Pollution en (g/km)	GPL	Essence	Diesel	GNV
CO ₂	140	190	100	115
CO	0,6	2	2	0,52
NO _x	0,1	0,4	0,8	0,05
Composés organiques	0,15	0,3	0,3	0,27
Particules	—	0,01	0,2	—
Benzène (mg/km)	—	1	4	—

II.7.3 La production d'électricité :

Il est utilisé pour la génération d'électricité, il pourrait être important si les conditions de nature économique venaient à être favorables, les marchés ciblés à cet effet sont attractifs pour le GPL. Ils permettent également la production localisée d'électricité grâce à de générateurs indépendants et à la micro cogénération [7].

II.7.4 Dans le domaine de la pétrochimie :

Le GPL joue un rôle essentiel dans l'industrie pétrochimique en tant que source d'énergie, matière première et composant clé dans la production de divers produits chimiques et plastiques. Son utilisation permet une plus grande efficacité énergétique, une réduction des émissions et contribue à la fabrication de produits essentiels dans notre vie quotidienne [18].

II.8 Le GPL en Algérie

II.8.1 Production nationale du GPL :

La séparation des GPL a atteint **9 millions de tonnes** en 2014 avec une augmentation de 25% par rapport à 2003, où la production était 7,2 millions de tonnes [20].

La figure ci-dessous montre la production des GPL dans les complexes de gaz et aux raffineries.

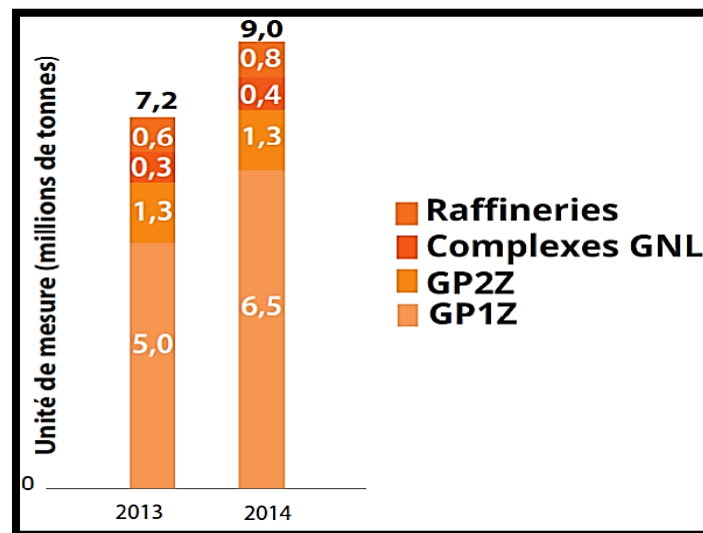


Figure II.2 : production nationale des GPL [20].

II.8.2 Consommation nationale du GPL :

En 2014, les GPL représentent 5,7% de l'ensemble de la consommation énergétique finale en Algérie. Sa consommation a été de 1,9 millions de tonnes [20].

La demande nationale en GPL connaîtra une certaine croissance. Elle devrait passer de 1,9 million de tonnes en 2014 en 2,2 millions de tonnes en 2020 [21].

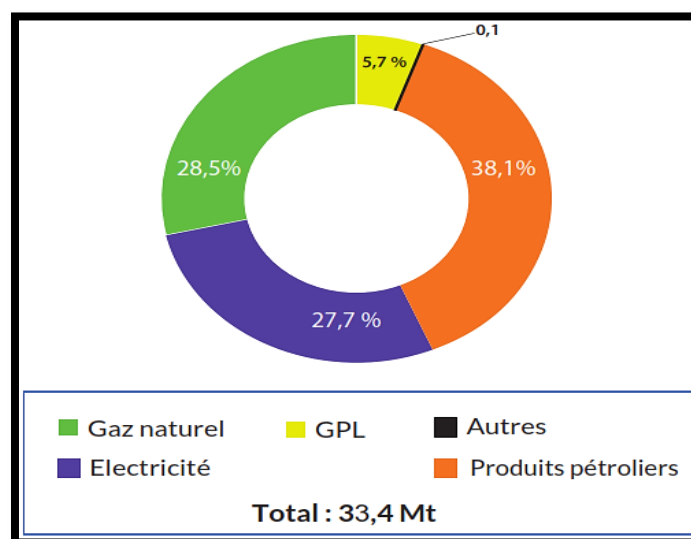


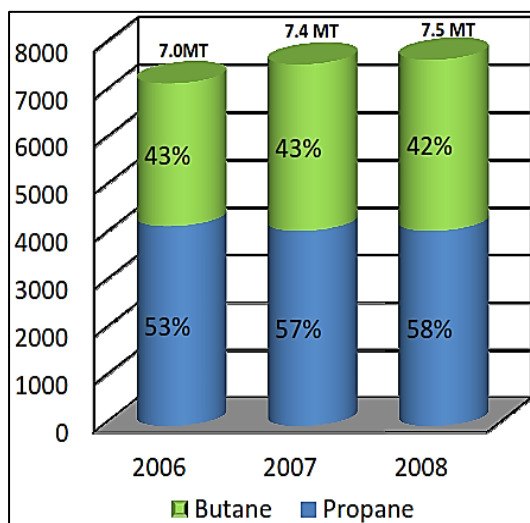
Figure II.3 : structure de la consommation finale par produit [20].

II.9 Exportation Algérienne des GPL

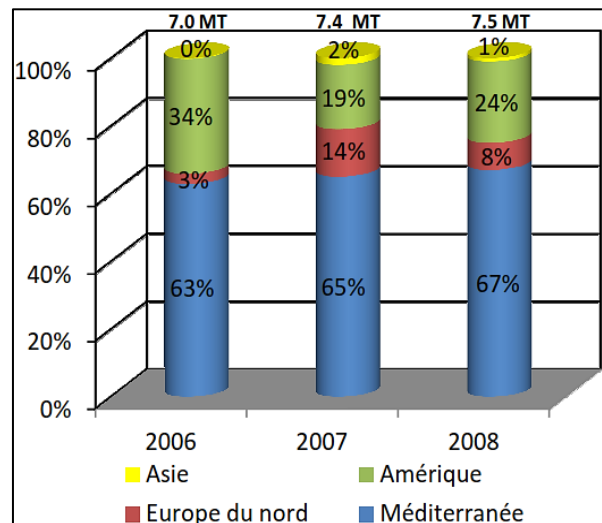
En 2013, les exportations de GPL ont atteint 5,3 millions de tonnes, puis ont augmenté à 7,2 millions de tonnes en 2014 [16]. Parmi ces exportations, 57% étaient du propane et 43% étaient du butane [17]. Cette augmentation représente une hausse de 34,5% par rapport à la production provenant des champs gaziers et des raffineries de Skikda et Arzew [20].

La position de la Sonatrach sur le marché méditerranéen des GPL est stratégique, car la Méditerranée est un marché valorisant pour l'entreprise. En 2007, environ 65% des exportations algériennes de GPL étaient destinées à la Méditerranée, ce qui représentait une part importante des exportations totales de GPL. La proximité géographique de cette région offre à la Sonatrach l'avantage de pouvoir approvisionner ses clients à des prix compétitifs [23].

En matière d'exportation, la méditerranée constitue le principal débouché pour les exportations algériennes en GPL. Le propane est prédominant sur la structure de l'exportation du gaz naturel liquéfié. Le marché européen consomme une proportion allant de 60 à 70% alors que le marché américain vient en seconde position avec un taux variable de 10 à 15% des exportations Algériennes en GPL [24].



a



b

Figure II.4 (a et b) : l'évaluation des exportations de Sonatrach des GPL par région.

On constate que le propane prédomine dans les exportations compte tenu de la richesse des gisements et de la structure de la demande nationale. Par ailleurs, on constate aussi que la

méditerranée constitue le débouché principal de nos exportations et une baisse de la part de l'Europe du Nord en raison du ralentissement de la demande dans le secteur pétrochimique [25].

II.10 Stockage et distribution des GPL

Les GPL sont stockés sous forme liquide, malgré le fait qu'ils soient utilisés sous forme gazeuse dans des conditions normales de pression et de température. Cette nécessité de stocker et de transporter les gaz de pétrole liquéfiés a un impact sur l'ensemble des procédures de manutention. Les stockages se rencontrent tout au long de la chaîne de distribution, depuis la raffinerie jusqu'aux points de distribution et d'utilisation. L'avantage lié au stockage et au transport des GPL sous forme liquide c'est le gain de place considérable [9].

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

Les gazes liquéfiés sont stockées à la température ambiante, généralement dans des sphères ou des réservoirs cylindriques ("Cigares"). Les réservoirs cylindriques peuvent être installés horizontalement ou verticalement. Ils ont une capacité limitée (jusqu'à 500 m³). Quant aux sphères, la gamme des capacités réalisables va de 200 m³ jusqu'à 7000 m³ [26].

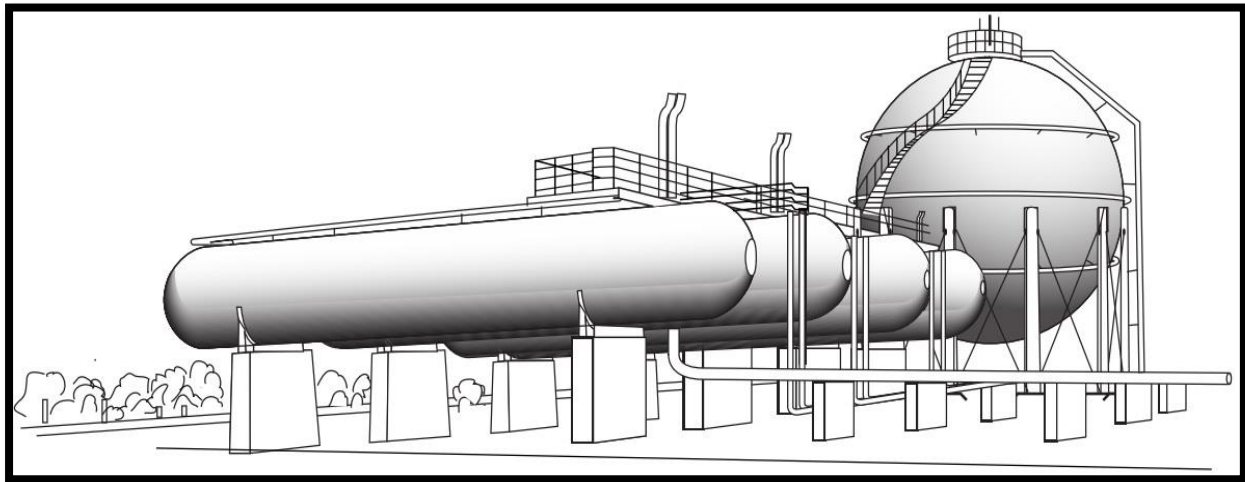


Figure II.5 : Vue extérieure de réservoirs sous pression (Une sphère et des cigares) [26].

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

II.11 Description de procédé de GPL de l'unité de gaz plant U30

L'usine à gaz-I (Unité 30) reçoit le GPL de l'unité 10 de Topping de l'unité U100 de Magnaforming (Reforming 1). Cette usine en sépare essentiellement le Propane et le Butane.

Ces gaz liquides de l'unité 10 et 100 ne peuvent pas directement être commercialisés, ni consommés, étant donné qu'ils contiennent d'une certaine quantité d'eau.

L'unité 30 de traitement et de séparation peut être divisée en 03 sections :

1. Section de traitement d'alimentation.
2. Section de colonne de dééthanisation.
3. Section de colonne de séparation C3 / C4 'Dépropaniseur'.

II.11.1 Section de traitement d'alimentation :

Le GPL reçu à l'usine à gaz-I (Unité 30) de l'unité du topping U10 est saturé d'eau et peut même contenir une certaine quantité d'humidité libre. Cette humidité a besoin d'être enlevée avant de l'envoyer aux sections de récupération du propane et du butane.

Dans cette section, l'humidité est enlevée en passant le GPL à travers les deux séchoirs contenant des tamis moléculaires (30-C-4 A et B) pour adsorber sélectivement quelques substances basées sur la dimension de leurs molécules.

II.11.2 Section de colonne de dééthanisation :

Dans cette section, la colonne est utilisée pour enlever les gaz légers du GPL. Le fractionnement dans la Colonne **30-C-51** est effectué, c'est à dire l'enlèvement du méthane (CH_4) et de l'éthane (C_2H_6).

Le GPL produit par le topping, traité dans les colonnes (à tamis moléculaires) 30-C4 A/B, est dirigé vers le ballon 30-V-1. Le GPL venant de l'unité de magnaforming (U100) entre dans la ligne d'alimentation au 30-V-1 (accumulateur de charge) en by passant le circuit de traitement à tamis moléculaires, vu que le GPL de cette unité est sans soufre et eau. Les flux se mélangent dans l'accumulateur 30-V-1, dont le contenu forme la charge du dééthaniseur (30-E-51).

Les variables de procédé principales pour cette colonne sont la pression et la température. Dans la zone d'alimentation, la pression et la température sont respectivement : $29,7 \text{ kg/cm}^2$ et 61°C . La colonne fonctionne à la pression de 29.6 kg/cm^2 et à la température de 53°C en tête.

Cependant, les conditions d'opération de fond de la colonne sont de 29.9 kg/cm² de pression et de 118°C de température.

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

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

Le produit de fond de 30-C-51 entre dans la calandre du rebouilleur 30-E-51 où il est chauffé par L'huile chaude (250 °C). Le fond de colonne 30-C-51 est constitué par du GPL dééthanisé qui va alimenter la colonne 30-C-3.

II.11.3 Section de colonne de séparation C3/ C4 'Dépropaniseur' :

La colonne C-3 composée de 30 plateaux est alimentée par le GPL dééthanisé au niveau du plateau 11, sous le contrôle de débit par (30-FIC-1152) à la température de 81°C et la pression 13,6 kg/cm², autrement la colonne fonctionne à la pression et la température de 13.4 / 13.7 kg/cm² et de 41 / 91° C en tête et au fond, respectivement. Le produit de tête de colonne est condensé dans les refroidisseurs à eau E7 A/B et E53.

Le liquide accumulé dans le récipient 30-V-04 est aspiré par les pompes MP53 A/B et envoyé comme reflux de tête à la colonne (sur le 30ème plateau). La production de tête constituée par le propane, est envoyée au stockage par les pompes MP55 A/B. Un dispositif de contrôle de niveau sur 30-V-4, peut actionner l'une ou l'autre des vannes selon la quantité de propane vers le stockage.

Le ballon de reflux du splitter C3 (30-V-4) fonctionne à la pression 12.8kg/cm², et à la température 38°C, La pression de ce ballon est contrôlée par (30-PIC-1253). Le produit de fond de colonne est réchauffé dans le rebouilleur 30-E-52, le réchauffage dans le rebouilleur est effectué par l'huile chaude, le flux d'huile chaude est en outre contrôlé par (30-FIC-1251) via la vanne (30-FV-1251) installée sur la ligne de retour d'huile.

Le butane sort du rebouilleur 30-E-52. Il réchauffe la charge de la colonne 30-C-51 dans l'échangeur 30-E-01 (côté tubes) et il est successivement envoyé au stockage, après son refroidissement dans le refroidisseur 30-E-12 A/B.

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

II.12 Schéma descriptif de l'unité de gaz plant1 (U30)

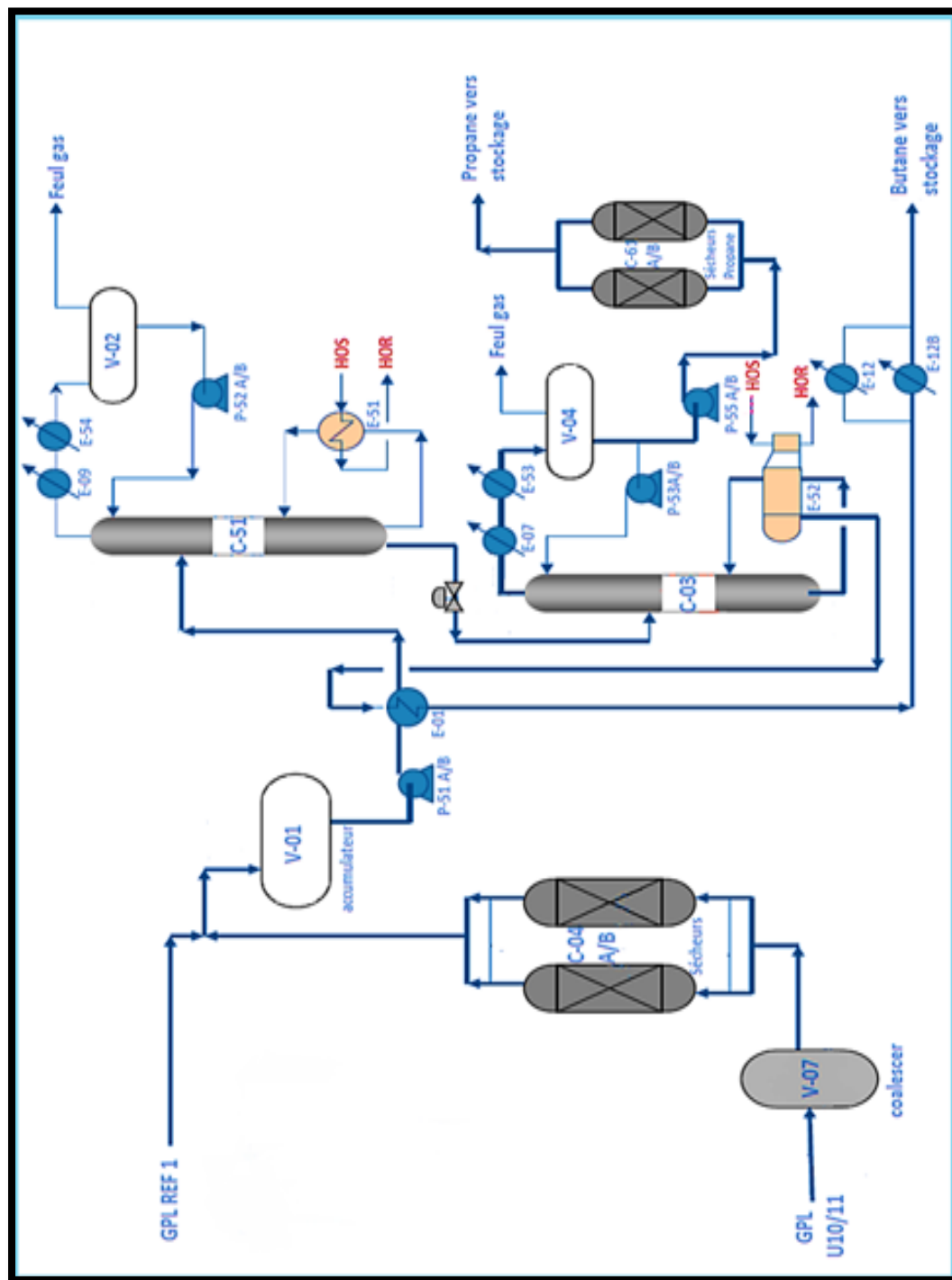


Figure II.6 : Schéma simplifié de flux de l'usine à gaz 1 (U30)

HOS « Hot Oil Return »: Sortie de l'huile chaude.
HOR «Hot Oil Supply »: Entrée de l'huile chaude

II.13 Stockage associé à l'unité gaz plant 1 (U30)

Les réserves de propane et de butane provenant de l'unité 30 du gaz plant de la RA1K sont transportées et entreposées dans la zone de stockage GPL du site. Ces réserves sont stockées dans des sphères et des cigares spécialement conçus à cet effet.

Les conditions de stockage de ces deux produits sont présentées dans les tableaux ci-dessous.

Tableau II.6 : les conditions de stockages du propane et butane commerciaux à la RA1K [8].

	Conditions de stockage	
Produit	Pression (kg/cm²)	Température (°C)
Propane	19	38
Butane	8.1	38

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

Le tableau ci-dessous montre les différentes caractéristiques de chaque réservoir de stockage des produits finis issue de l'unité 30 de gaz plant.

Tableau II.7 : caractéristiques des réservoirs de stockage associés à l'unité 30 [8].

Stock N°	Produit stocké	Volume stocké (m³)	Type
S161	Butane	3000	Sphère
S181	Butane	De 3000 à 3706	Sphère
S182	Butane	De 3000 à 3706	Sphère
S183	Butane	De 3000 à 3706	Sphère
S156	Propane	274,5	Cigare
S157	Propane	274,5	Cigare
S158	Propane	274,5	Cigare

II.14 Conclusion

Les GPL ont gagné en popularité grâce à leurs caractéristiques distinctives, à leur polyvalence en tant que combustible dans diverses applications, à leur coût de stockage et de transport raisonnable, à leur approvisionnement sécurisé, à leur prix compétitif.

De plus, le GPL présente des avantages écologiques indéniables, contribuant à la réduction de la pollution et offrant une alternative durable par rapport à d'autres sources d'énergie. Grâce à ses multiples atouts, le GPL joue un rôle important dans la transition énergétique et dans la préservation de notre environnement. Il est donc essentiel de continuer à promouvoir et à développer l'utilisation du GPL pour une société plus propre et plus durable

Chapitre III

DISTILLATION ET RECTIFICATION

III.1 Introduction

La distillation est une technique utilisée dans le domaine de la chimie et de la pétrochimie pour séparer les différents composants d'un mélange d'hydrocarbures.

Elle repose sur l'échange de matière et d'énergie entre deux phases qui circulent en sens inverse à l'intérieur d'un équipement appelé colonne de distillation. Cette méthode exploite les différences de volatilité entre les constituants du mélange et est largement utilisée comme moyen de séparation

Ce chapitre a pour objet de mettre en exigence la définition, le principe et les types de distillation. Il inclut une description et une étude détaillée sur le principe de fonctionnement d'une installation de distillation.

III.2 Principe générale de la distillation

Le principe général de la distillation consiste à séparer des liquides ayant des températures d'ébullition différentes. Pour cela, on utilise un appareillage spécifique appelé colonne à distiller, qui est une colonne verticale contenant des plateaux. Ces plateaux favorisent le contact étroit entre la phase vapeur et la phase liquide qui circulent dans la colonne. À l'intérieur de la colonne, il se produit un équilibre thermodynamique entre les deux phases, dépendant de la température et de leur composition respective.

Le processus de distillation commence par le chauffage du mélange liquide. En fonction des températures d'ébullition des différents composants, le produit ayant la température d'ébullition la plus basse est évacué en haut de la colonne, tandis que les autres restent dans la partie inférieure du système. Le chauffage est appliqué au bas de la colonne à l'aide d'un dispositif appelé rebouilleur[27].

III.3 Equilibre liquide-vapeur

Chaque substance pure a une température spécifique à laquelle elle se vaporise sous une pression donnée. Lorsqu'on chauffe un mélange à pression constante, il passe progressivement de l'état liquide à l'état vapeur en augmentant la température, et la composition des deux phases en équilibre évolue constamment au cours de cette transformation. À toute température T située

entre la température de bulle et la température de rosée à une pression P donnée, on observe un équilibre entre la phase liquide et la phase vapeur. Cet équilibre est caractérisé par les quantités, les compositions et l'égalité des deux phases présentes.

La composition de chaque phase à l'équilibre dépend uniquement de la pression et de la température. Afin de mieux comprendre le phénomène d'équilibre liquide-vapeur, il est nécessaire d'étudier le cas spécifique de la distillation d'un mélange binaire.

III.4 Distillation d'un mélange binaire

Ce procédé de distillation vise à séparer un mélange contenant deux composants distincts. Dans le contexte industriel, il est rare de rencontrer un mélange strictement binaire qui peut être séparé. Toutefois, l'étude de cette séparation est très intéressante car les équations impliquées sont relativement simples, ce qui permet une analyse précise de ces opérations. De plus, les lois obtenues peuvent être généralisées à la distillation de mélanges plus complexes.

Le diagramme d'équilibre d'un mélange binaire à pression constante est montré en figure (III.1).

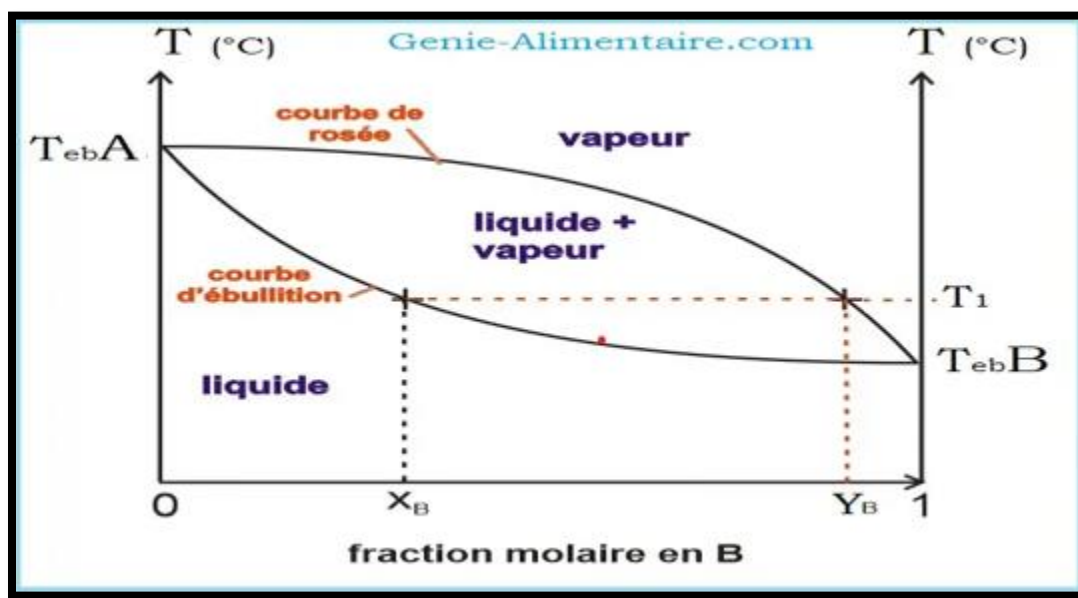


Figure III.1 : Diagramme d'équilibre d'un mélange binaire à pression constante.

III.5 Définition de la rectification

La rectification est une méthode spécifique de distillation qui trouve son application dans divers domaines, notamment le fractionnement du pétrole[28].

La rectification est une forme de distillation fractionnée, qui se distingue par sa capacité à améliorer la qualité du produit obtenu par rapport à une distillation traditionnelle. Cette amélioration est réalisée en utilisant des plateaux ou des garnissages à l'intérieur de la colonne, ce qui permet d'augmenter la surface de contact entre les phases liquide et vapeur. Cette augmentation de la surface de contact entraîne une augmentation du degré de pureté du produit final[29].

III.6 Description et fonctionnement

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (virole) qui renferme des dispositifs permettant d'assurer un contact intime entre les flux liquide et gazeux qui les traversent à contre-courant. Ce sont des plateaux ou des garnissages.

Dans une colonne de distillation, le liquide se déplace par gravité de haut en bas, et la vapeur de bas en haut, grâce à l'énergie de pression utilisée pour assurer un bon barbotage. Le liquide arrivant au fond de la colonne est partiellement vaporisé dans le rebouilleur qui crée la phase vapeur nécessaire à la distillation, le liquide non évaporé est extrait du fond de la colonne et constitue le résidu. La vapeur arrivant en tête de la colonne est condensée, une partie du produit condensé est envoyée en tête de la colonne en qualité de reflux, le reste est soutiré en tant que distillat (produit de tête) [30].

La colonne est divisée en trois zones :

- **Zone de flash** : la partie de la colonne où s'effectue l'alimentation.
- **Zone de rectification** : elle se trouve au-dessus de la zone de flash, son rôle est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée.
- **Zone d'épuisement** : elle se trouve au-dessous de la zone de flash, son rôle est de récupérer les éléments volatils entraînés par liquide [30].

La colonne de rectification est munie toujours d'un rebouilleur et d'un condenseur partiel.

- **Rôle du condenseur** : A l'aide du condenseur partiel on enlève au sommet de la colonne une quantité du condensat qui est renvoyé dans la colonne en qualité de « reflux froid » qui ajuste la température en tête de colonne à la valeur choisie.
- **Rôle du rebouilleur** : A l'aide du rebouilleur on apporte une quantité de chaleur, et c'est dans le rebouilleur que le liquide provenant du plateau inférieur se vaporise partiellement. La vapeur obtenue retourne dans la colonne en qualité de « reflux chaud » et le résidu quitte l'appareil [31].

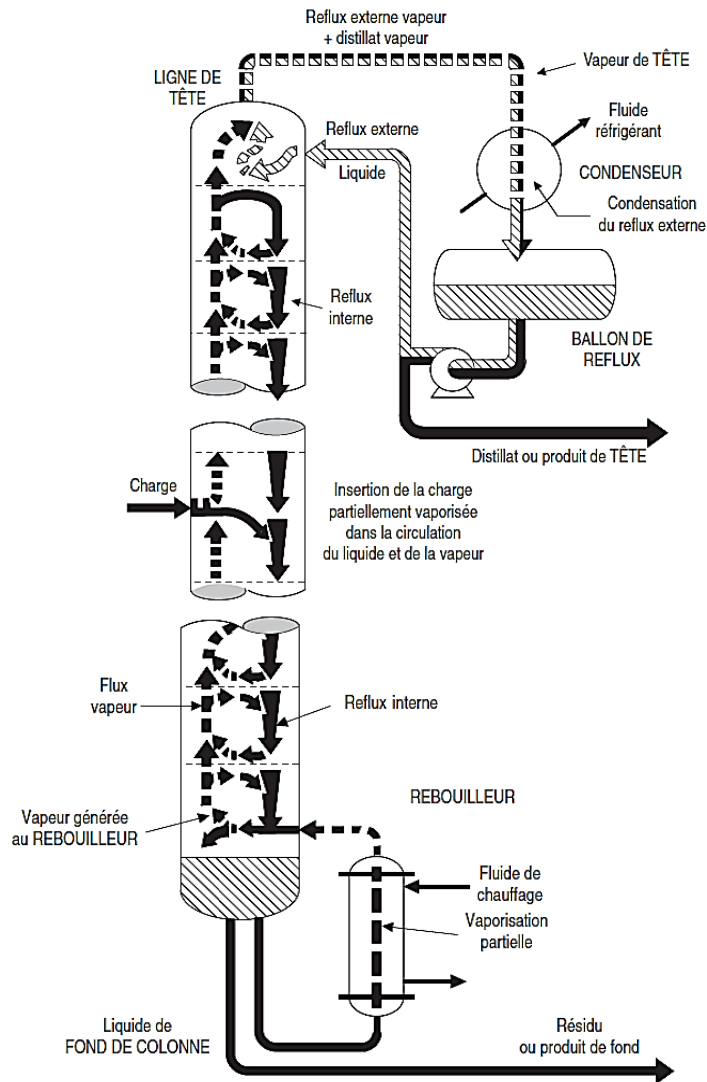


Figure III.2 : colonne de rectification [32].

III.7 Classification des colonnes de rectification

La réalisation de contact entre les phases (liquide et vapeur) se fait par deux types de colonne dont les éléments de contacte sont différents :

III.7.1 Colonnes à garnissage :

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent un contre-courant continu. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides. On emploie comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché. Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, distribution du liquide et du gaz et faibles pertes de charges.

- **Avantage :**

- Prix moins élevé.
- Faible perte de charge.
- Rétention peu importante.

- **Inconvénients :**

- Faible flexibilité.
- Faible flexibilité des colonnes à grand diamètre[33].

Les garnissages utilisés dans l'industrie sont de type « RASHIG » qui est des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur. Ils peuvent être :

- a) Garnissage en vrac:**

Un garnissage en vrac (anneaux Rashig, anneaux Pall, selles, etc.) est constitué d'un volume rempli de petits éléments possédant des formes particulières et adaptées aux conditions de distillation.

Ces différents types les plus répandus sont : anneau Rashig, anneau Pall et selles de Berl.

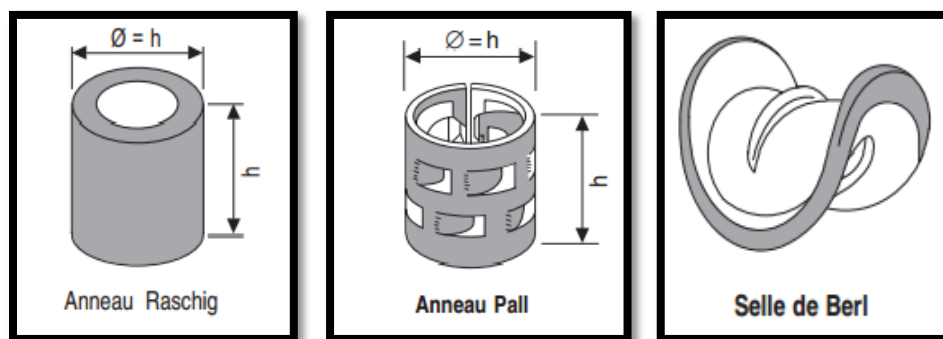


Figure III.3 : différents types de garnissage en vrac [34].

Il y'a aussi : Selle Intalox, l'Anneau Hy-pak, Selles Super-Intalox et le Selles IMTP qui sont représenté respectivement dans la figure ci-dessous.

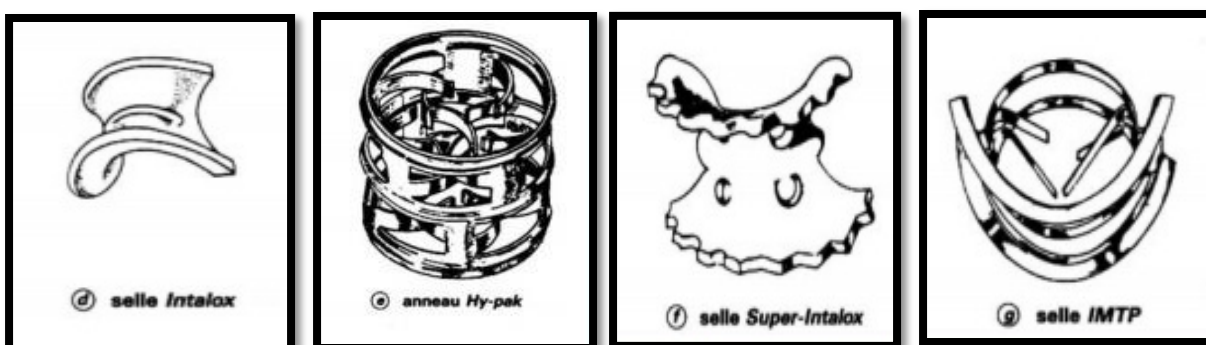


Figure III.4 : différents types de garnissage en vrac [34].

b) Garnissage structuré :

Le garnissage structuré est un garnissage relativement nouveau. Il se fait en tôle métallique ou en matière plastique à structure en nid d'abeille (gaufré, à chevrons). Ce garnissage est vraiment apprécié pour sa bonne efficacité et sa faible chute de pression. Ces deux propriétés principales conduisent souvent à un gain réel de volumes comparés aux autres composants internes des colonnes [35].

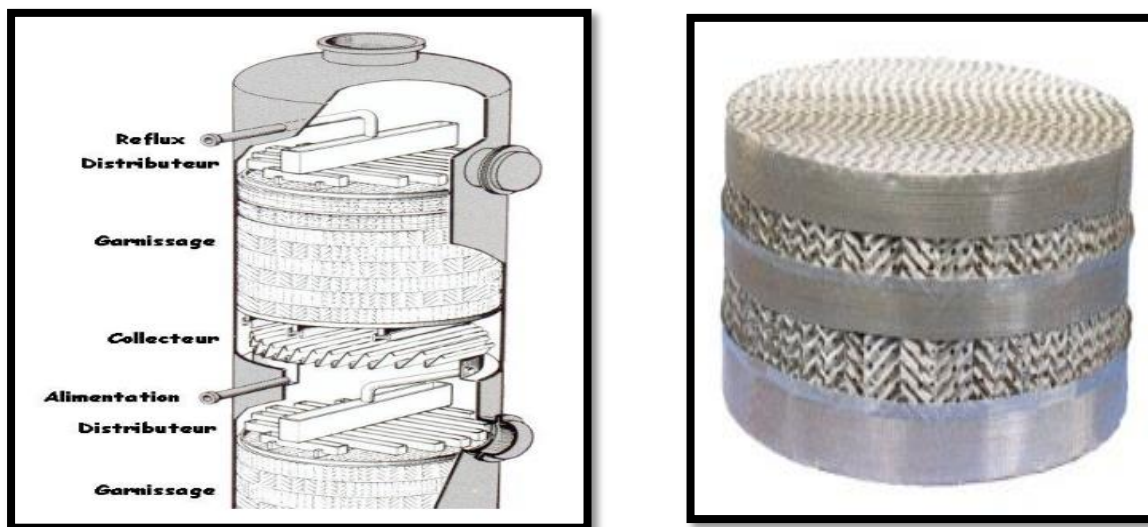


Figure III.5 : Garnissage structuré métallique [35].

III.7.2 Colonnes à plateau :

Les colonnes à plateaux sont très utilisées dans le procédé de distillation et d'absorption. Elles servent à réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre.

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact direct entre ces deux phases circulant à contre-courant. Ce contact s'effectue en discontinu sur des plateaux. Les plateaux sont donc conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide[36].

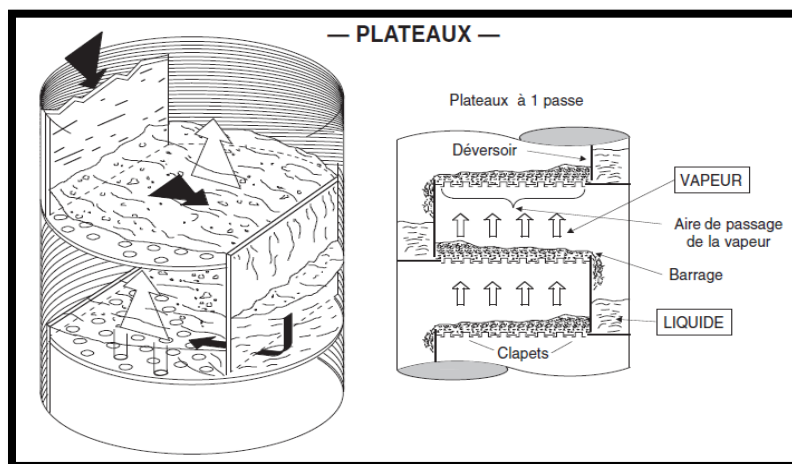


Figure III.6 : Colonne à plateaux [32].

III.7.2.1 Différents types de plateau [36]:

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

- Une aire active percée de trous, éventuellement équipés de clapets ou de cloches
 - D'un barrage permettant de retenir sur le plateau une certaine épaisseur de liquide
 - D'un déversoir permettant d'amener le liquide du plateau considéré vers le plateau inférieur
 - Ces deux derniers étant remplacés par des tubes déversoirs pour des petites colonnes.
- On distingue plusieurs types de plateau.

1) Plateau à calottes:

Il s'agit du modèle le plus couramment utilisé dans l'industrie pétrolière ou chimique. Ce modèle se compose d'une plaque perforée avec des trous, chacun étant équipé d'une cheminée pour guider une calotte. La calotte est fixée à l'aide d'une tige et d'un contre-écrou. Plusieurs dizaines de formes de calottes différentes ont été développées, ce qui entraîne des niveaux d'efficacité de contact plus ou moins bons. Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui permet l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur [37].

La qualité prédominante d'un plateau à calottes est sa faculté d'adaptation à une large gamme de débits liquide et vapeur, son utilisation est toutefois restreinte en raison de son coût élevé et des fortes pertes de charge qu'il crée dans la colonne.

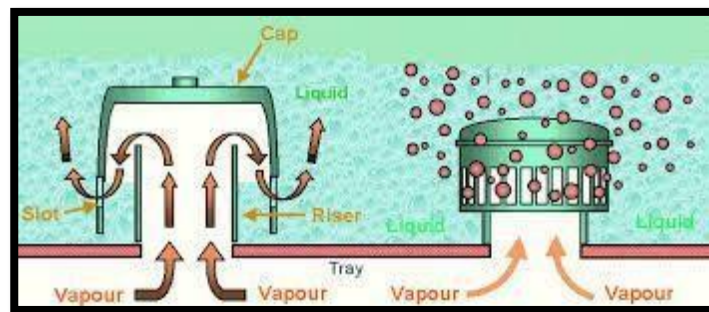


Figure III.7 : Plateau à calottes (à cloches).

2) Plateau perforé à déversoir :

Ces plateaux gèrent le flux liquide de manière tout à fait classique à l'aide de déversoirs ; par contre, le passage de la vapeur est assuré par de simples perforations dans les plaques formant les aires actives.

Les plateaux perforés sont peu utilisés dans l'industrie pétrolière. S'ils ont l'avantage d'être moins chers que les autres technologies, leur défaut majeur est leur manque de flexibilité.

En effet, l'absence de clapets, qui permettent de réguler la section de passage pour la phase vapeur, restreint leur domaine de fonctionnement : un débit de vapeur trop faible laisse se développer un phénomène de pleurage important, alors qu'une élévation de débits provoque rapidement des phénomènes d'entraînement favorisés par le fait que les jets de vapeur ne sont pas brisés comme dans les autres technologies.

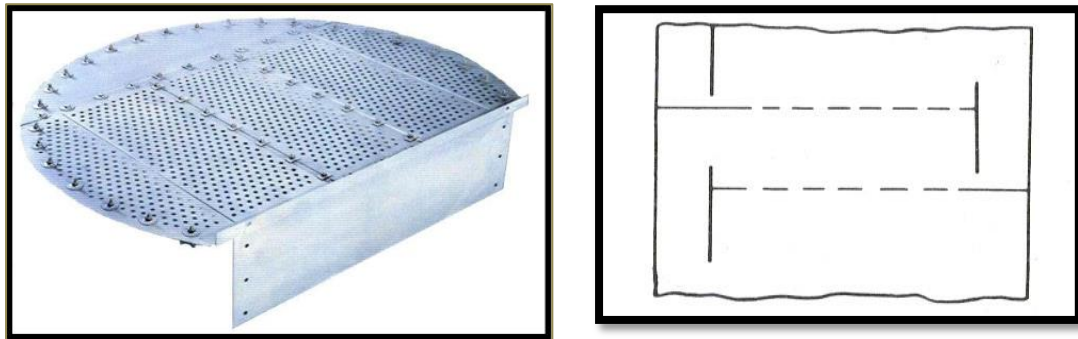


Figure III.8 : Plateau perforé à déversoir

3) Plateau sans déversoirs :

Dans le cas des plateaux perforés sans déversoirs, les trous sont plus grands que dans les plateaux avec déversoir, car le liquide passe par les mêmes orifices que le gaz.

4) Plateau à jet directionnel :

La construction de ce plateau est inspirée du souci de simplicité, efficacité, et surtout faible coût de revient par rapport aux autres technologies [37].

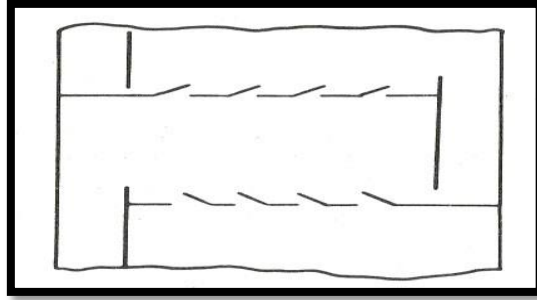


Figure III.9: Plateau à jet directionnel

5) Plateau à clapets :

Il constitue un compromis entre les deux types précédents. C'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés de clapets. La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur, qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes des calottes. Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes, car leurs performances sont largement supérieures, pour un prix de revient plus faible.

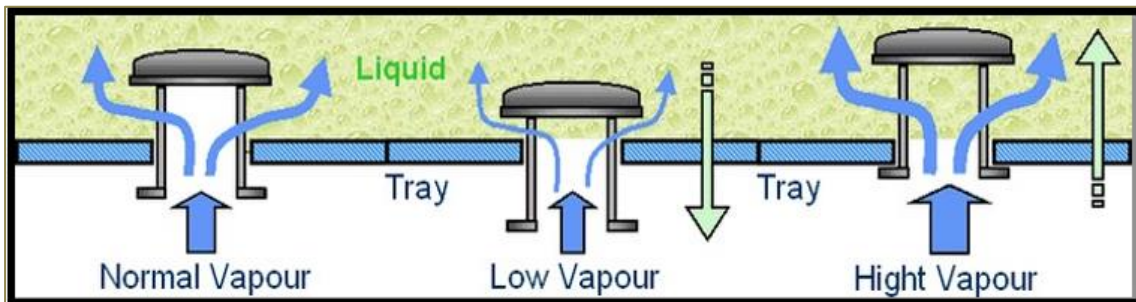


Figure III.10: Plateau à clapets.

III.8 Problèmes rencontrés dans les colonnes à plateaux

III.8.1 Pleurage :

On parle de pleurage lorsque le liquide s'écoule d'un plateau à un autre par les orifices du plateau. Ce phénomène peut avoir lieu si les trous dans le plateau sont trop grands ou si le débit de gaz est trop faible.

III.8.2 Engorgement :

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

➤ **Engorgement des trop-pleins :**

Pour bien dégazer le liquide, il faut que la vitesse verticale du mélange soit inférieure à la vitesse d'ascension des bulles de gaz. Si le débit de liquide est trop important, la vitesse du liquide dans la zone des trop-pleins sera trop grande et les trop-pleins ne seront plus capables d'assurer leur fonction de dégazage. En raison également de la perte de charge qui sera trop élevée, le liquide ne pourra plus descendre sur le plateau inférieur, il ne sera plus canalisé.

➤ **Engorgement par entraînement :**

Si le débit du gaz augmente trop, à un moment, le mélange de liquide et de gaz peut former une émulsion. Cette émulsion peut remplir tout l'espace entre les plateaux et atteindre le plateau supérieur. Cela augmente fortement la perte de charge et diminue l'efficacité du plateau supérieur, et donc de la colonne.

III.8.3 Entraînement :

On parle de phénomène d'entraînement lorsque le liquide est transporté par le gaz d'un plateau au plateau supérieur. L'entraînement des gouttelettes du liquide sur le plateau supérieur 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 due au versement du liquide du plateau moins volatile sur le plateau de plus grande volatilité. Dans ce cas, la colonne s'approche du point d'engorgement, car la quantité du liquide sur le plateau supérieur augmente

III.9 Lois fondamentales de transfert de matière

III.9.1 Lois de DALTON :

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

$$p_i^v = P_T Y'_i \quad (\text{II.1})$$

Avec :

p_i^v : Pression partiel d'un constituant « i »

P_T : Pression du système.

Y'_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur [31].

III.9.2 Lois de RAOULT et d'HENRY :

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

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

$$p_i^L = P_i \cdot X'_i \quad (\text{II.2})$$

Avec :

p_i^L : Pression partiel d'un constituant « i ».

P_i : Tension de vapeur du constituant « i ».

X'_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase liquide [27].

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 :

$$p_i^L = E_i \cdot X'_i \quad (\text{II.3})$$

Avec :

E_i : constante d'Henry ; dépend de la nature du constituant et de la température [38].

I L y'a un équilibre liquide-vapeur lorsque les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquide et vapeur sont égales :

$$p_i^L = p_i^V \quad (\text{II.4}).$$

Donc : $P_i \cdot X'_i = P_T \cdot Y'_i$

$$Y'_i = (P_i / P_T) \cdot X'_i \quad (\text{II.5}).$$

C'est l'équation d'équilibre.

Avec : $K_i = (P_i / P_T)$ (II.6).

K_i : Coefficient d'équilibre du constituant « i » pour un mélange de deux constituants A et B. Il est en fonction de la température et la pression, il caractérise la distribution du constituant « i » dans les deux phases en équilibre [31].

III.10 Bilan matière de la colonne et de ses zones :

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

$$L = D + R \quad (\text{II.7}).$$

Avec :

L : Débit molaire de la charge

D : Débit molaire du Distillat.

R : Débit molaire du Résidu.

Donc, le bilan matière partiel d'un constituant « i » peut s'écrire en composition massique ou molaire comme suit :

$$L x'_{Li} = D y'_{Di} + R x'_{Ri} \quad (\text{II.8}).$$

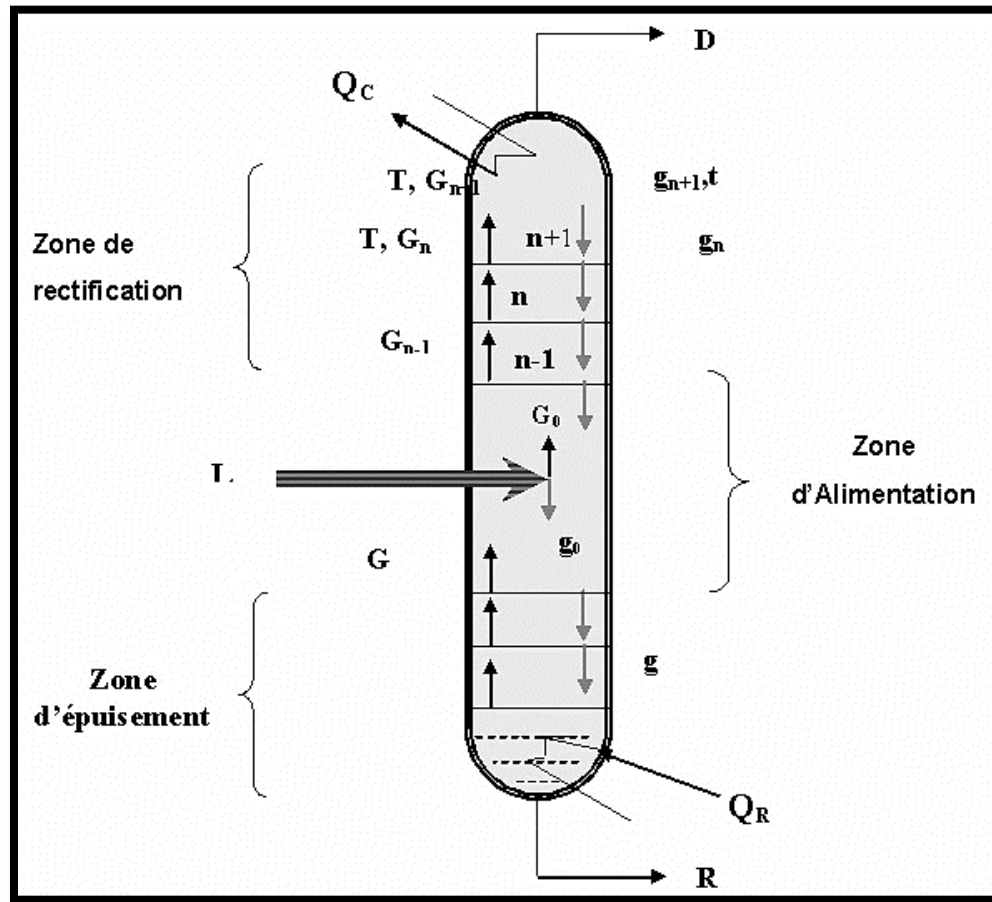


Figure III.11 : Colonne de rectification avec découpage en zones et notations [39].

III.10.1 Bilan matière de la zone de rectification :

Bilan matière global : $G_i = g_{i-1} + D$ (II.9).

Bilan matière partiel : $G_i \cdot Y_i = g_{i-1} \cdot Y_{i-1} + D \cdot Y_D$ (II.10).

$$Y_i = \frac{g_{i-1}}{G_i} x_{i-1} + \frac{D}{G_i} y_D \quad (II.11).$$

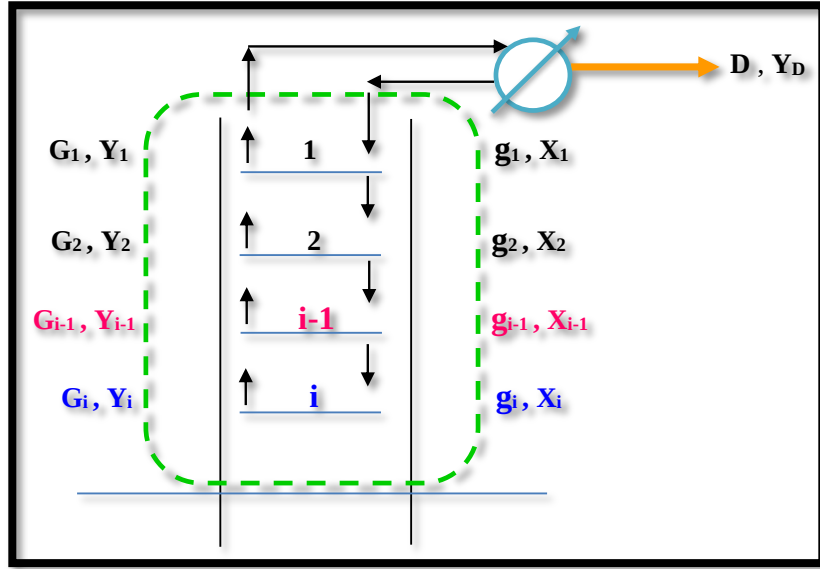


Figure III.12 : Schéma descriptif de la zone de rectification [31].

On admet que tous les débits liquides et vapeurs le long de la colonne sont constants, on peut écrire : $g_{i-1} = g_i$ et $G_i = G$

D'où la valeur : $G = g + D$

En se basant sur ses hypothèses, on peut écrire :

$$Y_i = \frac{g}{G} x_{i-1} + \frac{D}{G} y_D \quad (\text{II.12}).$$

On remplace G par $(g + D)$ dans la relation, on trouve :

$$Y_i = \frac{g}{g+D} x_{i-1} + \frac{D}{g+D} y_D \quad (\text{II.13}).$$

On divise le numérateur et le dénominateur par D , on a : $Y_i = \frac{\frac{g}{D}}{\frac{g}{D} + 1} x_{i-1} + \frac{1}{\frac{g}{D} + 1} y_D$

On pose : $\frac{g}{D} = R_f$, c'est le taux de reflux (II.14).

Donc :

$$Y_i = \frac{R_f}{R_f + 1} x_{i-1} + \frac{1}{R_f + 1} y_D \quad (\text{II.15}).$$

Cette relation est une équation qui s'appelle : la droite opératoire de la zone de la zone de rectification [35].

III.10.2 Bilan matière de la zone d'épuisement :

Bilan matière global :
$$\mathbf{g}_{i+1} = \mathbf{G}_i + \mathbf{R} \quad (\text{II.16}).$$

Bilan matière partiel :
$$\mathbf{g}_{i+1} \cdot \mathbf{x}_{i+1} = \mathbf{G}_i \cdot \mathbf{y}_i + \mathbf{R} \cdot \mathbf{x}_R \quad (\text{II.17}).$$

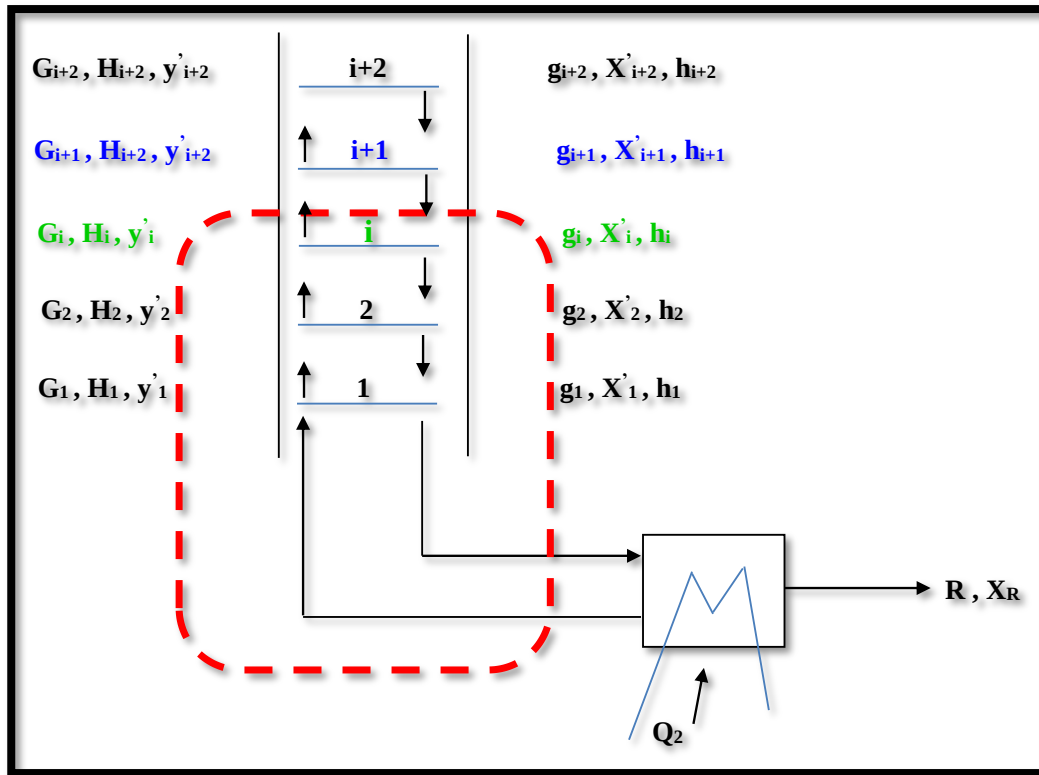


Figure III.13: Schéma descriptif de la zone d'épuisement [31].

On trouve :
$$\mathbf{x}_{i+1} = \frac{\mathbf{G}_i}{\mathbf{g}_{i+1}} \mathbf{y}_i + \frac{\mathbf{R}}{\mathbf{g}_{i+1}} \mathbf{x}_R \quad (\text{II.18}).$$

On considère comme hypothèse que les débits liquides et vapeurs le long de la zone d'épuisement sont constants.

Donc : $\mathbf{G}_{i+1} = \mathbf{G} = \mathbf{G}_i$

D'où : $\mathbf{g} = \mathbf{G} + \mathbf{R}$

On peut écrire :

$$x_{i+1} = \frac{G}{G+R} Y_i + \frac{R}{G+R} x_R \quad (\text{II.19}).$$

On divise le numérateur et le dénominateur par R :

$$x_{i+1} = \frac{\frac{G}{R}}{\frac{G}{R} + \frac{R}{R}} y_i + \frac{\frac{R}{R}}{\frac{G}{R} + \frac{R}{R}} x_R$$

On pose :

$$\frac{G}{R} = r_b, \text{ c'est le taux de rebouillage [27]} \quad (\text{II.20}).$$

III.10.3 Bilan matière de la zone d'alimentation :

Bilan matière global :

$$L = G_0 + g_0 \quad (\text{II.21}).$$

Bilan matière partiel :

$$L \cdot x_L = G_0 \cdot Y_0 + g_0 \cdot x_0 \quad (\text{II.22}).$$

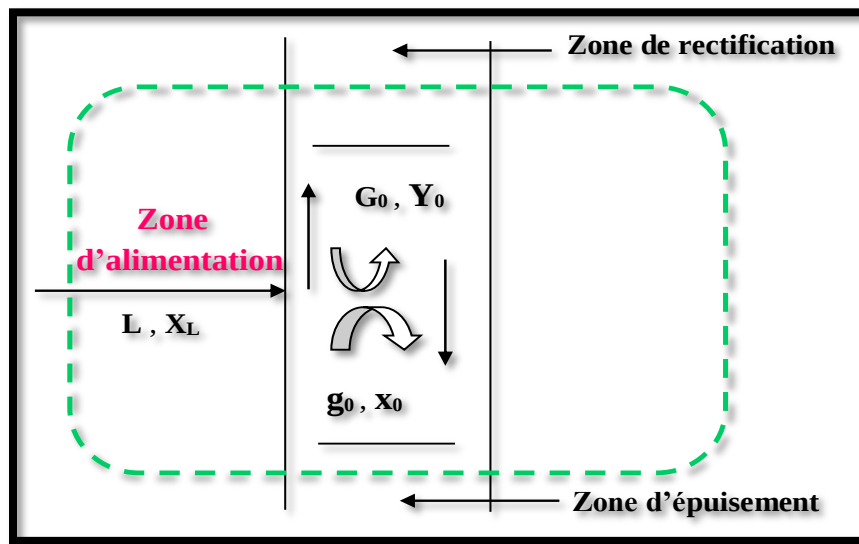


Figure III.14 : Schéma descriptif de la zone d'alimentation [31].

III.11 Utilisation de la volatilité relative

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

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

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

Sachant que : $K_i = (P_i / P_T)$ (II.23).

K_i : Coefficient d'équilibre du constituant « i » Pour un mélange de deux constituants A et B.

$$Y'_A / Y'_B = (K_A / K_B) \cdot (X'_A / X'_B) \quad (II.24).$$

$$\alpha = (K_A / K_B) \quad (II.25).$$

Avec :

α_i : Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité du constituant A (plus volatil) de passer en phase vapeur par rapport au constituant B (moins volatils) [40].

III.12 Choix de la pression dans la colonne

Le choix de la pression de la colonne, quel que soit le degré de complexité du mélange à séparer, est principalement déterminé par des considérations économiques. On sait que l'utilisation d'une pression basse améliorera la sélectivité de la séparation et évitera l'altération thermique des produits. Cependant, il faut compenser cela en condensant les vapeurs de tête à basse température pour obtenir le reflux liquide à sa température d'ébullition. Par conséquent, le choix du fluide frigorigène dictera la pression requise dans la colonne. En générale, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau douce, eau de mer ou l'air) qui permet d'obtenir un condensât à 30 °C [31].

La pression dans la colonne sera alors au moins égale à la pression de bulle à ces températures. Lorsque le distillat est constitué de constituants très légers, il est nécessaire (car à la température ordinaire on se trouve au-dessus de la température critique du distillat) de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à basse température quel que soit la pression de service.

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

La pression dans le ballon de reflux, notée P_b , est calculée en utilisant l'équation de l'isotherme de la phase liquide, à travers une méthode d'approximation successive [39].

$$\sum K_i \cdot x'_i = 1 \quad (\text{II.26}).$$

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

$$P_s = P_L - \Delta P_1 \quad (\text{II.27}).$$

Or : $\Delta P_1 : (0,1 - 0,4)$

ΔP_1 : perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

P_L : la pression dans la zone d'alimentation.

$$P_f = P_L + \Delta P_2 \quad (\text{II.28}).$$

Or: $\Delta P_2 : (0,3 - 0,5)$

ΔP_2 : perte de charge due aux résistances des plateaux.

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

$$P_L = (P_s + P_f)/2 \quad [39] \quad (\text{II.29}).$$

III.13 Régime de la température dans la colonne :

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

$$\sum (Y'_{Di} / K_i) = 1 \quad (\text{II.30}).$$

La température au fond de la colonne à la pression P_f est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide.

$$\sum (K_i \cdot X'_{Ri}) = 1 \quad (\text{II.31}).$$

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

- 1) Si elle est à l'état liquide, on utilise l'équation suivante :

$$\sum (K_i \cdot X'_{Li}) = 1 \quad (\text{II.32}).$$

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

$$\sum (Y'_{Li} / K_i) = 1 \quad (\text{II.33}).$$

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

$$\sum X'_{oi} = \sum [X'_{Li} / 1 + e'_o \cdot (K_i - 1)] = 1 \quad (\text{II.34}).$$

Sachant que : $(Y'_{oi} / X'_{oi}) = K_i \quad (\text{II.35}).$

Où :

e'_o : Taux de vaporisation.

X'_{Li} : Concentration molaire de constituant « i » dans la charge.

Y'_{oi} : Concentration molaire de constituant « i » dans la phase liquide.

X'_{oi} : Concentration molaire de constituant « i » dans la phase vapeur [39].

III.14 Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge

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

Pour cette raison, on doit connaître les notions du taux de vaporisation (e'_o) et du taux de condensation de la charge (τ'_o).

III.14.1 Le taux de vaporisation de la charge (e'_o) :

C'est le rapport de la quantité de vapeur obtenue G_o (distillat) par rapport à la quantité de la charge d'alimentation L .

$$e'_o = G'_o / L' \quad (\text{II.36}).$$

Où :

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

G'_o : Débits molaires de la phase vapeur de la charge.

L' : Débit de la charge d'alimentation.

g'_o : Débits molaires de la phase liquide de la charge [35].

III.14.2 Le taux de condensation de la charge (e'_o) :

C'est le rapport de la quantité de liquide obtenue g_o (résidu) par rapport à la quantité de la charge d'alimentation L .

$$\tau'_o = g'_o / L' \quad (II.37).$$

Où :

τ'_o : Taux de condensation molaire de la charge.

g'_o : Débits molaires de la phase liquide de la charge.

L' : Débit de la charge d'alimentation.

Remarque : ces quantités peuvent être molaires ou massiques [31].

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

$$\sum x'_{oi} = \sum [x'_{Li} / 1 + e'_o \cdot (K_i - 1)] = 1 \quad (II.38).$$

$$\text{Où :} \quad e'_o + \tau'_o = 1 \quad (II.39).$$

Cette dernière équation peut être utilisée également pour déterminer la température de la charge si la pression et (e'_o) sont connus [39].

Remarque:

- 1- Si $e'_o = 0$ c-à-d que : $\tau'_o = 1$ (condensation totale), donc la charge se trouve à sa température de bulle et ($g_o = L$), on utilise l'équation d'isotherme de la phase liquide pour déterminer cette température.
- 2- Si $e'_o = 1$ c-à-d que : $\tau'_o = 0$ (vaporisation totale), donc la charge se trouve à sa température de rosée et ($G_o = L$), on utilise l'équation d'isotherme de la phase vapeur pour déterminer cette température [31].

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

$$e'_o = \ln(T/T_b) / \ln(T_r/T_b) \quad (II.40).$$

Où :

T: température considérée (K).

T_b: température de bulle (K).

T_r: température de rosée (K).

III.15 Choix du taux de reflux

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

III.15.1 Fonctionnement à reflux minimal :

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée. Généralement on détermine le taux de reflux minimal suivant l'équation de FENSKE-UNDERWOOD :

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

$$r_{bmin} = \varphi \sum (\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri} / \alpha_{Li} - \varphi) \quad (II.42).$$

Où :

α_{Li} : coefficient de volatilité d'un constituant « i » quelconque par rapport à l'élément clés lourd, déterminé à la température d'entrée de la charge.

φ : paramètre conventionnel déterminé par approximations successives [31].

La relation entre r_{fmin} et r_{bmin} est donnée par la formule suivante :

$$r_{bmin} = [(D' \cdot r_{fmin} / L') + (1 - e'_o) - (R' / L')] / (R' / L') \quad (II.43).$$

III.15.2 Taux de reflux optimal :

Il est pratiquement impossible de construire une colonne avec un nombre infini de plateau. Pour les calculs techniques, la valeur du taux de reflux et du taux de rebouillage est obtenue grâce au bon pratique pendant l'observation des fonctionnements des colonnes industriels d'où la notion du taux de reflux optimal.

Il peut être calculé d'après la formule de GILLILAND :

$$[r_{fopt} - r_{fmin}] / [r_{fopt} + 1] = 0,1 \div 0,33 \quad (II.44).$$

Donc on aura :

Pour un rapport de 0,33 le taux de reflux optimal (r_{fopt}) est égal à :

$$r_{\text{fopt}} = 1,3. r_{\text{fmin}} + 0,33 \quad (\text{II.45}) [27].$$

III.16 Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne peut être nécessaire pour déterminer :

- La quantité de chaleur à apporter au rebouilleur.
- La quantité de chaleur à retirer au condenseur.

Ainsi que pour vérifier :

- Le débit de fluide chauffant et le débit de fluide refroidissant.
- Le débit de reflux.

La somme des flux enthalpiques entrants doit être égale à la somme des flux enthalpiques sortants

Les flux enthalpiques entrant sont généralement :

- La chaleur apportée au rebouilleur.
- Le flux enthalpique des produits alimentant la distillation.

Les flux enthalpiques sortant sont généralement :

- La chaleur retirée au condenseur.
- Les flux enthalpiques des produits extraits de la distillation.

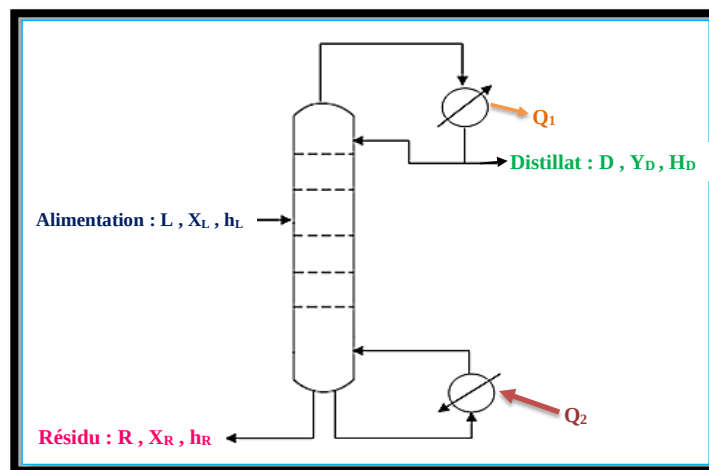


Figure III.15 : schéma descriptif des enthalpies dans une colonne de rectification [31].

L'équation de bilan thermique de la colonne entière s'écrit [31] :

$$\sum Q_{\text{entrée}} = \sum Q_{\text{sortie}} \quad (\text{II.46})$$

Donc :

$$L' \cdot h_L + Q_2 = D' \cdot H_D + R' \cdot h_R + Q_1 \quad (\text{II.47})$$

Ou bien:

$$L' \cdot h_L = D' \left(H_D + \frac{Q_1}{D'} \right) + R' \left(h_R - \frac{Q_2}{R'} \right) \quad (\text{II.48})$$

On pose:

$$H_D^* = H_D + \frac{Q_1}{D'} \quad (\text{II.49})$$

Et:

$$h_R^* = h_R - \frac{Q_2}{R'} \quad (\text{II.50})$$

On peut écrire:

$$L' \cdot h_L = D' H_D^* + R' h_R^* \quad (\text{II.51})$$

III.17 Conclusion

En conclusion, la compréhension de la définition d'une colonne de rectification et des lois fondamentales de son fonctionnement est essentielle pour maîtriser les principes fondamentaux de la rectification.

Ces connaissances théoriques constituent les fondements nécessaires pour la conception, l'optimisation et le contrôle des processus de purification et de séparation des mélanges liquides. Elles sont indispensables pour assurer une séparation efficace et garantir des résultats de haute qualité dans diverses applications industrielles.

Chapitre IV

PARTIE CALCUL

IV.1 Introduction

Notre travail dans ce chapitre est de vérifier les paramètres de fonctionnement de la colonne par deux méthodes :

- Une méthode approximative qui consiste à calculer les dimensions de la colonne après avoir calculer le bilan matière et déterminer les différentes pressions et températures, cette méthode est basée sur les équilibres liquide-vapeur.
- Une simulation HYSYS pour vérifier les paramètres et les dimensions de la colonne.

Partie 01 : Calcul de la colonne de dépropanisation C-03

IV.2 Ordre de calcul

1. A partir de la composition de la charge on détermine les compositions massiques et molaires de chaque constituant.
2. Calcul de la composition du distillat et résidu.
3. Calcul des pressions et des températures dans la colonne.
4. Calcul de la volatilité relative dans différentes zones de la colonne.
5. Calcul du taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation.
6. Calcul du reflux : minimal et optimal.
7. Calcul du taux de rebouillage minimal et optimal
8. Calcul du nombre de plateaux théoriques.
9. Calcul de dimensionnement de la colonne.
10. Bilan thermique de la colonne.

IV.3 Données de départ

- ❖ Débit d'alimentation de la colonne égal à : $L' = 744 \text{ kmole/h}$
- ❖ Composition de la charge

Tableau IV-1 : Composition molaire de la charge.

N	Constituant	Composition molaire X'_{Li}
1	C_2H_6	0,0007
2	C_3H_8	0,2144
3	i- C_4H_{10}	0,1413
4	n- C_4H_{10}	0,6377
5	i- C_5H_{12}	0,0053
6	n- C_5H_{12}	0,0006
Total		1,0000

- ❖ Teneur du i-butane dans le distillat = **0,28%** (molaire).
- ❖ Teneur du n-butane dans le distillat = **0,17 %** (molaire).
- ❖ Teneur de propane dans le résidu = **0,30 %** (molaire).

IV.4 Calcul de la composition massique et molaire de chaque constituant de la charge d'alimentation

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

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

Tableau IV -2 : les compositions et les débits molaires et massiques de la charge.

N	Constituant	M_i	Composition molaire X'_{Li}	$M_i \cdot X'_{Li}$ (Kg/kmole)	Composition massique X_{Li}	Débit	
						L (Kg/h)	L' (Kmole/h)
1	C_2H_6	30,07	0,0007	0,0213	0,0004	15,8449	0,5269
2	C_3H_8	44,09	0,2144	9,4530	0,1713	7033,0126	159,5149
3	i- C_4H_{10}	58,12	0,1413	8,2124	0,1488	6110,0392	105,1280
4	n- C_4H_{10}	58,12	0,6377	37,0612	0,6717	27573,5455	474,4244
5	i- C_5H_{12}	72,15	0,0053	0,3837	0,0070	285,4596	3,9565
6	n- C_5H_{12}	72,15	0,0006	0,0455	0,0008	33,8656	0,4694
Total			1,0000	55,1771	1,0000	41051,7624	744

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

Sachant que : $L = L' \cdot M_m$ (IV.3)

$$L = L' \cdot M_m = 744 \cdot 55,1771.$$

$$L = 41051,7624 \text{ kg/h.}$$

IV.5 calculs de la composition du distillat et du résidu

- Élément clé léger : C_3H_8 .
- Élément clé lourd : $i-C_4H_{10}$.
- % molaire du C_3 en C_4 : **0,30 %** % molaire de l' $i-C_4$ en C_3 : **0,28 %**
- % molaire du $n-C_4$ en C_3 : **0,17 %**

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

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

Et en définitif on aura : $Y'_{Di5} = Y'_{Dn5} = X'_{RC2} = 0$ (IV.4)

IV.5.1 Bilan matière

Bilan matière globale : $L' = D' + R'$ (IV.5)

Bilan matière partielle : $L'.X'_{Li} = D'.Y'_{Di} + R'.X'_{Ri}$ (IV.6)

(Bilan molaire)

Donc :

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

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

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

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

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

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

D'où :

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

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

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

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

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

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

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

$$L'.X'_{Li4} + L'.X'_{L4} + L'.X'_{Li5} + L'.X'_{Ln5} = D'.Y'_{Di4} + D'.Y'_{Dn4} + R'.X'_{Ri4} + R'.X'_{Rn4} + R'.X'_{R5} + R'.X'_{Ri5} \dots (7)$$

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

$$L' \cdot (X'_{Li4} + X'_{L4} + X'_{L5} + X'_{Li5}) = D' \cdot (Y'_{Di4} + Y'_{Dn4}) + (L' - D') \cdot (X'_{Ri4} + X'_{Rn4} + X'_{Ri5} + X'_{R5}) \dots (8)$$

On sait que d'après la théorie que : $\sum X'_i = 1$ (IV.7)

Application numérique :

$$X'_{Ri4} + X'_{Rn4} + X'_{Ri5} + X'_{R5} = 1 - 0,0030$$

$$X'_{Ri4} + X'_{Rn4} + X'_{Ri5} + X'_{R5} = 0,997$$

$$583,9656 = D' \cdot (Y'_{Di4} + Y'_{Dn4}) + (L' - D') \cdot 0,997$$

$$D' = [583,9656 - (L' \cdot 0,997)] / 0,0045 - 0,997$$

$$D' = (157,8024) / 0,9925$$

$$\mathbf{D' = 158,9949 \text{ kmol/h}}$$

$$\mathbf{R' = L' - D'} \quad (IV.8)$$

$$R' = 744 - 158,9949$$

$$D' \text{ où : } \mathbf{R' = 585,0051 \text{ kmol/h}}$$

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

$$Y'_{D2} = L' \cdot X'_{L2} / D' \quad (IV.9)$$

Application numérique : $Y'_{D2} = 0,5208 / 158,9949$

$$D' \text{ où : } \mathbf{Y'_{D2} = 0,0033}$$

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

$$Y'_{D3} = \frac{L' \cdot X'_{L3} - R' \cdot X'_{R3}}{D'} \quad (IV.10)$$

Application numérique : $\mathbf{Y'_{D3} = 0,9922}$

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

$$X'_{Ri4} = \frac{L' \cdot X'_{Li4} - D' \cdot Y'_{Di4}}{R'} \quad (IV.11)$$

Application numérique : $\mathbf{X'_{Ri4} = 0,1789}$

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

$$X'_{Rn4} = \frac{L' \cdot X'_{Ln4} - D' \cdot Y'_{Dn4}}{R'} \quad (IV.12)$$

Application numérique : $\mathbf{X'_{Rn4} = 0,8106}$

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

$$X'_{Ri5} = L' \cdot X'_{Li5} / R' \quad (IV.13)$$

Application numérique : $X'_{Ri5} = 0,0067$

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

$$X'_{Rn5} = L' \cdot X'_{Ln5} / R' \quad (IV.14)$$

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

-Les compositions et les débits molaires et massiques du distillats et résidus sont présentés dans les tableaux ci-dessous (IV -3 et IV -4) :

Tableau IV -3 : les compositions et les débits molaires et massiques du distillat.

N	constituant	Mi	Composition molaire X_{Li}'	Mi. X'_{Li} (Kg/kmole)	Composition massique X_{Li}	Débit	
						L (Kg/h)	L' (Kmole/h)
1	C ₂ H ₆	30,07	0,0033	0,0992	0,0022	15,7772	0,5247
2	C ₃ H ₈	44,09	0,9922	43,7461	0,9918	6955,4065	157,7547
3	i-C ₄ H ₁₀	58,12	0,0028	0,1627	0,0037	25,8742	0,4452
4	n-C ₄ H ₁₀	58,12	0,0017	0,0988	0,0022	15,7093	0,2703
5	i-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
6	n-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total			1,0000	44,1069	1,0000	7012,7672	158,9949

Tableau IV -4 : les compositions et les débits molaires et massiques du résidu.

N	constituant	Mi	Composition molaire X_{Li}'	Mi. X'_{Li} (Kg/kmole)	Composition massique X_{Li}	Débit	
						L (Kg/h)	L' (Kmole/h)
1	C ₂ H ₆	30,07	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
2	C ₃ H ₈	44,09	0,0030	0,1323	0,0023	77,3786	1,7550
3	i-C ₄ H ₁₀	58,12	0,1789	10,3977	0,1787	6082,6888	104,6574
4	n-C ₄ H ₁₀	58,12	0,8106	47,1121	0,8097	27560,8024	474,2051
5	i-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0067	0,4834	0,0083	282,7944	3,9195
6	n-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0008	0,0577	0,0010	33,7665	0,4680
Total			1,0000	58,1831	1,0000	34037,4307	585,0051

Remarque :

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

-La fraction massique du Distillat est donnée par la relation : $Y_i = M_i \cdot Y'_i / \sum (M_i \cdot Y'_i)$

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

-La fraction massique du Résidu est donnée par la relation : $X_i = M_i \cdot X'_i / \sum (M_i \cdot X'_i)$

IV.6 Calcul de la pression et la température dans la colonne

IV.6.1 Pression et température dans le ballon de reflux :

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

La température dans le ballon de reflux est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase liquide et le nomogramme de **SCHEIBEL** et **JENNY** (voir annexe (01)).

$$\sum (K_i \cdot X'_i) = 1 \quad (\text{IV.15})$$

Les résultats obtenus sont portés sur le tableau suivant :

Tableau- IV -5 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre dans le ballon de reflux.

Constituants	Y'_{Di}	K_i à 12,8 atm	$K_i \cdot X'_{Di}$
C₂H₆	0,0033	2,7500	0,0091
C₃H₈	0,9922	0,9950	0,9872
i-C₄H₁₀	0,0028	0,8500	0,0024
n-C₄H₁₀	0,0017	0,7500	0,0013
i-C₅H₁₂	0,0000	0,1500	0,0000
n-C₅H₁₂	0,0000	0,1250	0,0000
Total	1,0000	---	1,0000

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une température : **$t_b = 38,8^\circ\text{C}$**

IV.6.2 Pression et température au sommet de la colonne :

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

$$P_s = P_L + \Delta P_1 \quad (\text{IV.16})$$

Or : $\Delta P_1 = [0.1 : 0.4]$

- ΔP_1 que nous avons choisi est : **0.3 atm.**

Donc : **$P_s = 12,8 + 0,3 = 13,1 \text{ atm}$**

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

$$\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 1 \quad (\text{IV.17})$$

On obtient les résultats mentionnés sur le tableau ci-dessous.

Tableau- IV -6 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre du Distillat.

Constituants	Y'_{Di}	K_i à 13,1 atm	Y'_{Di} / K_i
C₂H₆	0,0033	3,0000	0,0011
C₃H₈	0,9922	1,0000	0,9922
i-C₄H₁₀	0,0028	0,7000	0,0040
n-C₄H₁₀	0,0017	0,6200	0,0027
i-C₅H₁₂	0,0000	0,1600	0,0000
n-C₅H₁₂	0,0000	0,1500	0,0000
Total	1,0000	---	1,0000

Donc l'isotherme de la phase vapeur est vérifiée pour une température de sommet de la colonne : **$t_s = 43^\circ\text{C}$**

IV.6.3 Pression et température au fond de la colonne :

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

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \quad (\text{IV.18})$$

Or : $\Delta P_2 = [0.3 : 0.5]$

- $P_s = 13,1 \text{ atm}$

- ΔP_2 que nous avons choisi est : **0.4 atm.**

Donc : **$P_f = 13,1 + 0.4 = 13,5 \text{ atm}$** ; c'est la pression au fond de la colonne.

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

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

Tableau- IV -7 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre du Résidu

Constituants	X'_{Ri}	K_i à 13,5 atm	$K_i \cdot X'_{Ri}$
C₂H₆	0,0000	5,4000	0,0000
C₃H₈	0,0030	2,2000	0,0066
i-C₄H₁₀	0,1789	1,1450	0,2048
n-C₄H₁₀	0,8106	0,9700	0,7863
i-C₅H₁₂	0,0067	0,6000	0,0018
n-C₅H₁₂	0,0008	0,5500	0,0004
Total	1,0000	---	1,0000

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une température de fond de colonne :

$$t_f = 93^\circ\text{C}$$

IV.7 Calcul des volatilités relatives aux différentes zones de la colonne

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

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad (\text{IV.19})$$

Avec ;

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

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

Pour déterminer la pression :

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \quad (\text{IV.20})$$

$$P_L = (13,1 + 13,5) / 2$$

$$P_L = 13,3 \text{ atm}$$

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

Tableau- IV -8 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre de l'alimentation.

Constituants	X'_{Li}	K_i à 13,3 atm	$K_i \cdot X'_{Li}$
C₂H₆	0,0007	4,6500	0,0033
C₃H₈	0,2144	1,7000	0,3645
i-C₄H₁₀	0,1413	0,8500	0,1201
n-C₄H₁₀	0,6377	0,8000	0,5101
iC₅H₁₂	0,0053	0,3500	0,0019
n-C₅H₁₂	0,0006	0,2500	0,0002
Total	1,0000	-	1,0000

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une température d'alimentation de la colonne : **t= 78 °c**

Considérons l'**i-C₄** comme l'élément de référence clé-lourd, donc les valeurs de **K_r** pour chaque zone seront les valeurs mentionnées dans le tableau ci-dessous.

Tableau- IV -9 : Les valeurs de la constante d'équilibre de l'élément de référence pour chaque zone de la colonne.

Zones	K_r
Alimentation	0,8500
Rectification	0,700
Epuisement	1,1450

Tableau- IV -10 : Les valeurs de la constante d'équilibre et le coefficient de volatilité relative moyen pour chaque zone de la colonne.

Constituants	Zone d'alimentation		Zone de rectification			Zone d'épuisement		
	K_i	α_{Li}	K_i	α_{Di}	α_{im}	K_i	α_{Ri}	α_{im}
C₂H₆	4,6500	5,4706	3,0000	4,2857	4,8782	5,4000	4,7162	5,0934
C₃H₈	1,7000	2,0000	1,0000	1,4286	1,9101	2,2000	1,9214	1,9607
i-C₄H₁₀	0,8500	1,0000	0,7000	1,0000	1,0000	1,1450	1,0000	1,0000
n-C₄H₁₀	0,8000	0,9412	0,6200	0,8857	0,9134	0,9700	0,8472	0,8942
i-C₅H₁₂	0,3500	0,4118	0,1600	0,2286	0,3202	0,6000	0,5240	0,4679
n-C₅H₁₂	0,2500	0,2941	0,1500	0,2143	0,2542	0,5500	0,4803	0,3872

- La volatilité moyenne de la zone de rectification :

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

- La volatilité moyenne de la zone d'épuisement :

$$\alpha_{im} = (\alpha_{Li} + \alpha_{Ri}) / 2 \quad (IV.22)$$

IV.8 Calcul du taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation

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

$$X'_{oi} = X'_{Li} / [1 + e'_0 (K_i - 1)] \quad (IV.23)$$

$$Y'_{oi} = K_i \cdot X'_{oi} \quad (IV.24)$$

Le taux de vaporisation de la charge est calculé par approximation successive : $e'_0 = 1,7860 \cdot 10^{-3}$

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

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

Tableau- IV -11 : Calcul des valeurs de X'_{oi} et Y'_{oi} de chaque constituant

Constituants	X'_{Li}	K_i à 13,3 atm	$1 + e'_0(K_i - 1)$	X'_{oi}	Y'_{oi}	$X'_{oi} \cdot M_i$	$Y'_{oi} \cdot M_i$
C_2H_6	0,0007	4,6500	1,0065	0,0007	0,0033	0,0212	0,0984
C_3H_8	0,2144	1,7000	1,0013	0,2141	0,3640	9,4412	16,0500
i- C_4H_{10}	0,1413	0,8500	0,9997	0,1413	0,1201	8,2146	6,9824
n- C_4H_{10}	0,6377	0,8000	0,9996	0,6379	0,5103	37,0745	29,6596
i- C_5H_{12}	0,0053	0,3500	0,9988	0,0053	0,0019	0,3841	0,1344
n- C_5H_{12}	0,0006	0,2500	0,9987	0,0006	0,0002	0,0456	0,0114
Total	1	-	-	1,0000	1,0000	55,1811	52,9362

IV.9 Calcul du taux de reflux

IV.9.1 Calcul du taux de reflux minimal : par la formule “UNDERWOOD”

$$r_{f \min} = \Phi \sum \left(\frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \Phi} \right) \quad (IV.25)$$

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

$$\alpha_{Li4} < \phi < \alpha_{L3} \quad (\text{IV.26})$$

Sachant que : $\alpha_{Li4} = 1$ et $\alpha_{L3} = 1,8817$

C'est-à-dire : $1 < \phi < 2$

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

$$e'_0 = \sum \frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}}{\alpha_{Li} - \phi} \quad (\text{IV.27})$$

On a trouvé que : $\phi = 1,61704291$

Tableau- IV -12 : Valeur du taux de vaporisation de la charge calculée en fonction du facteur d'équilibre des phases.

Constituant	x'_{Li}	α_{Li}	$x'_{Li} \cdot \alpha_{Li}$	$\phi = 1,61704291$	
				$\alpha_{Li} - \phi$	$\frac{X'_{Li} \alpha_{Li}}{\alpha_{Li} - \phi}$
C₂H₆	0,0007	5,4706	0,0039	3,8535453	0,0010
C₃H₈	0,2144	2,0000	0,4288	0,3830	1,1197
i-C₄H₁₀	0,1413	1,0000	0,1413	-0,6170	-0,2290
n-C₄H₁₀	0,6377	0,9412	0,6002	-0,6759	-0,8880
iC₅H₁₂	0,0053	0,4118	0,0022	-1,2053	-0,0018
n-C₅H₁₂	0,0006	0,2941	0,0002	-1,3229	-0,0001
Total	1,0000	---	---	---	0,0017860

Les résultats des calculs montrent que : $\phi = 1,61704291$ pour $e'_0 = 1,7860 \cdot 10^{-3}$

Tableau- IV -13 : l'application de la formule qui calcul le taux de reflux minimal.

Constituant	α_{Li}	Y'_{Di}	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
C_2H_6	5,4706	0,0033	3,8535	0,0009
C_3H_8	2,0000	0,9922	0,3830	2,5909
$i-C_4H_{10}$	1,0000	0,0028	-0,6170	-0,0045
$n-C_4H_{10}$	0,9412	0,0017	-0,6759	-0,0025
$i-C_5H_{12}$	0,4118	0,0000	-1,2053	0,0000
$n-C_5H_{12}$	0,2941	0,0000	-1,3229	0,0000
Total		1,0000	-	2,5847

$$r_{f \min} = 2,5847. 1,61704291$$

$$r_{f \min} = 4,1796$$

IV.9.2 Calcul du taux de reflux optimal :

Il est calculé par l'équation de GILLILAND :

$$r_{f \text{ opt}} = 1.3 r_{f \min} + 0,33 \quad (\text{IV.28})$$

$$r_{f \text{ opt}} = 5,7634$$

IV.10 Calcul du taux de rebouillage

IV.10.1 Calcul du taux de rebouillage minimal :

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

$$-r_{b \min} = \sum \frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \varphi} \quad (\text{IV.29})$$

Tableau- IV -14 : l'application numérique de la formule qui calcul le taux de rebouillage minimal.

Constituant	X'_{Ri}	α_{Li}	$\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}$	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
C_2H_6	0,0000	5,4706	0,0000	3,8535	0,0000
C_3H_8	0,0030	2,0000	0,0060	0,3830	0,0157
$i-C_4H_{10}$	0,1789	1,0000	0,1789	-0,6170	-0,2899
$n-C_4H_{10}$	0,8106	0,9412	0,7629	-0,6759	-0,1288
$i-C_5H_{12}$	0,0067	0,4118	0,0028	-1,2053	-0,0023
$n-C_5H_{12}$	0,0008	0,2941	0,0002	-1,3229	-0,0002
Total					-1,4055

D'où : $r_{b \min} = 1,4055$

IV.10.2 Calcul du taux de rebouillage optimal :

Par contre le taux de rebouillage opératoire est obtenu par la formule suivante :

$$r_{b \text{ opt}} = \frac{D'}{R'} \cdot r_{f \text{ opt}} + (1 - e'_0) \cdot \frac{L'}{R'} - 1 \quad (\text{IV.30})$$

$$r_{b \text{ opt}} = [(158,9949 / 585,0051) \cdot 5,7634] + [(1 - 0,01786) \cdot (744 / 585,0051)] - 1$$

Donc : $r_{b \text{ opt}} = 1,8155$

IV.11 Calcul du nombre de plateaux théoriques : (par la méthode approximative de GILLILAND) ;

IV.11.1 Dans la zone de rectification (N_r) :

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

$$N_{R \min} = \text{Ln} [(y'_{DC3} \cdot x'_{LiC4}) / (y'_{DiC4} \cdot x'_{LC3})] / \text{Ln} (\alpha_{mC3} / \alpha_{mC4}) \quad (\text{IV.31})$$

$$N_{R \min} = \text{Ln} [(0,9922 \cdot 0,1413) / (0,0028 \cdot 0,2144)] / \text{Ln} (1,9101 / 1)$$

On trouve : $N_{R \min} = 8,42$

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

En utilisant le diagramme de GILLILAND qui donne le nombre de plateau théorique et le taux de reflux :

$$(N_R - N_{R \min}) / (N_R + 1) = f [(r_f - r_{f \min}) / (r_f + 1)] \quad (\text{IV.32})$$

Donc à partir de ce diagramme on va tirer la valeur de $(N_R / N_{R \min}) / (N_R + 1)$ qui correspond à $[r_{f \text{opt}} - r_{f \min} / (r_{f \text{opt}} + 1)] = 0,2342$

On trouve : $(N_R - N_{R \min}) / (N_R + 1) = 0,415$

$$\rightarrow N_R (1 - 0,415) = 8 + 0,415$$

On trouve : $N_R = 14,38$

On admet la valeur de : $N_R = 14$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets ($\varepsilon = 0,9$), le nombre réel de plateaux dans cette zone est de :

$$N_r = N_R / \varepsilon \quad (\text{IV.33})$$

On trouve : $N_r = 15,55$

On admet la valeur de $N_r = 16$

IV.11.2 Dans la zone d'épuisement (N_e) :

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

$$N_{E \min} = \text{Ln} [(x'_{LC3} \cdot x_{r \text{ic}4}) / (x'_{LiC4} \cdot x_{RC3})] / \text{Ln} (\alpha_{mC3} / \alpha_{m \text{ic}4}) \quad (\text{IV.34})$$

$$N_{E \min} = \text{Ln} [(0,2144 \cdot 0,1789) / (0,1413 \cdot 0,0030)] / \text{Ln} (1,9607 / 1)$$

On trouve : $N_{E \min} = 6,69$

On admet la valeur de : $N_{E \min} = 7$

On a trouvé : $(N_E - N_{E \min}) / (N_E + 1) = 0,415$

$$\rightarrow N_E (1 - 0,415) = 7 + 0,415$$

Donc, on trouve : $N_E = 12,68$

On admet la valeur de : $N_E = 13$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets ($\varepsilon = 0,9$), le nombre réel de plateaux dans cette zone est de :

$$N_e = N_E / \varepsilon \quad (\text{IV.35})$$

On trouve : $N_e = 14,44$

On admet la valeur de $N_e = 14$

IV.11.3 Nombre total des plateaux (N_t) :

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

$$N_t = N_r + N_e \quad (\text{IV.36})$$

$$N_t = 16 + 14 = \mathbf{30 \text{ plateaux}}$$

IV.12 Dimensionnement de la Colonne :**IV.12.1 Calcul du diamètre de la colonne :**

$$d = 2(S/\pi)^{1/2} = 2(V/W.\pi)^{1/2} \quad (\text{IV.37})$$

Où :

d : diamètre de la colonne (m)

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

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

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

1) Calcul du débit volumique des vapeurs (V) :

Il est calculé d'après la formule suivante :

$$V = [22,4.Z . V_m . (T_s + 273)] / (273.P_s) \quad (\text{IV.38})$$

Où :

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

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

Z : facteur de compressibilité.

P_s : pression au sommet de la colonne.

T_s : température au sommet de la colonne.

Avec :

$$P_s = 13,1 \text{ atm et } T_s = 43^\circ\text{C}$$

*** Calcul de V_m :**

$$V_m = (g_x + D') = D' . (r_f + 1) \quad (\text{IV.39})$$

$$V_m = 158,9949 . (5,7634 + 1)$$

$$\mathbf{V_m = 1075,35 \text{ kmol/h}}$$

*** Calcul du facteur de compressibilité (Z) :**

Ces facteurs sont déterminés d'après les paramètres de pression et de température critiques.

Connaissant ces derniers, on calcul les paramètres réduits d'après les formules :

$$T_{rm} = \frac{T_{gaz}}{T_{cm}} \quad (IV.40)$$

$$P_{rm} = \frac{P_{gaz}}{P_{cm}} \quad (IV.41)$$

Où :

T_{rm} : Température réduite moyenne

T_{gaz} : Température du gaz

T_{Ci} : Température critique « i ».

P_{rm} : Pression réduite moyenne

P_{gaz} : Pression du gaz

P_{Ci} : Pression critique de l'élément « i »

Sachant que : $T_{cm} = \sum Y_i' \cdot T_{Ci} \quad (IV.42)$

$$P_{cm} = \sum Y_i' \cdot P_{Ci} \quad (IV.43)$$

Le calcul détaillé est présenté dans le tableau ci-dessous.

Tableau- IV -15 : la température et la pression critiques moyennes du Distillat.

Constituant	Y'_{Di}	T_{Ci} (K)	P_{Ci} (bar)	T_{cm} (K)	P_{cm} (atm)
C_2H_6	0,0033	305,5000	48,2000	1,0082	0,1591
C_3H_8	0,9922	370,0000	42,0000	367,1140	41,6724
i- C_4H_{10}	0,0028	408,1000	36,0000	1,1427	0,1008
n- C_4H_{10}	0,0017	425,2000	37,5000	0,7228	0,0638
i- C_5H_{12}	0,0000	461,0000	32,9000	0,0000	0,0000
n- C_5H_{12}	0,0000	469,8000	33,3000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	-	-	369,9877	41,9960

On trouve :

$$T_{cm} = 369,9877 \text{ K}$$

$$P_{cm} = 41,9960 \text{ atm} = 42,5419 \text{ bar}$$

Les paramètres réduits sont :

$$T_{r\ m} = (43+273) / 369,9877 = 0,8541 \text{ K}$$

$$P_{r\ m} = (13,1/41,9960) = 0,3119 \text{ bar}$$

On calcule les pressions et les températures réduites afin de déterminer le facteur de compressibilité **Z** d'après le diagramme « KATZ et KAY'S Compressibility factor chart »

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

Donc le diamètre de la colonne peut être calculé par la formule suivante :

$$V = [22,4.Z . V_m . (T_s + 273)] / (273.P_s)$$

$$V = 1606,9337 \text{ m}^3/\text{h} = 0,4464 \text{ m}^3/\text{s}$$

La masse volumique des vapeurs sera :

$$\rho = V_m . M_{mD} / V \quad (\text{IV.44})$$

$$\rho = 1075,35 . 44,1069 / 1606,9337$$

$$\text{D'où : } \rho = 29,5161 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho = 0,0295161 \text{ kg/l}$$

Calcul de la masse volumique du liquide (reflux) :

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

$$d_{4\ moy}^{20} = 1 / \sum (X'_{Di} / d_{4i}^{20}) \quad (\text{IV.45})$$

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

Calculons d'abord les concentrations massiques de chaque élément du distillat X'_{Di}

Tableau- IV -16 : Représentant les concentrations massiques du Distillat

Constituant	M _i	Composition molaire X'	M _i . x' _{Di}	Composition massique X _{Di}
C ₂ H ₆	30,0700	0,0033	0,0992	0,0022
C ₃ H ₈	44,0900	0,9922	43,7461	0,9918
i-C ₄ H ₁₀	58,1200	0,0028	0,1627	0,0037
n-C ₄ H ₁₀	58,1200	0,0017	0,0988	0,0022
iC ₅ H ₁₂	72,1500	0,0000	0,0000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	72,1500	0,0000	0,0000	0,0000
Total	-	1,0000	44,1069	1,0000

Le calcul de la densité $d_{4\text{ moy}}^{20}$ est présenté dans le tableau ci-dessous :

Tableau- IV -17 : Représentant le calcul de la masse volumique du liquide dans le ballon de reflux.

Constituant	X _{Di}	d_{4i}^{20}	$\frac{X_{Di}}{d_{4i}^{20}}$
C2H6	0,0022	376,0979	0,0000
C3H8	0,9918	510,8528	0,0019
i-C4H10	0,0037	566,1626	0,0000
n-C4H10	0,0022	587,2809	0,0000
i-C5H12	0,0000	628,5119	0,0000
n-C5H12	0,0000	643,5964	0,0000
Total	1,0000		0,001957813

Donc :

$$d_{4\text{ moy}}^{20} = 1/0,001957813 = 510,7740 \text{ Kg/m}^3$$

Sachant que :

$$d_{4\text{ moy}}^t = d_{4\text{ moy}}^{20} - \alpha(t - 20) \quad (\text{IV.46})$$

$$\text{Alors : } d_{4\text{ moy}}^{38,8} = d_{4\text{ moy}}^{20} - \alpha(38,8 - 20)$$

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

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \cdot 0,510774 = 0,001155$$

$$d_{4\text{ moy}}^{38,8} = 0,48906 \text{ Kg/l}$$

$$d_{4\text{ moy}}^{38,8} = 489,06 \text{ Kg/m}^3$$

2) Calcul de la vitesse des vapeurs (W) :

La vitesse des vapeurs est donnée par la formule suivante :

$$W = 8.47 \cdot 10^{-5} \cdot C [(d^L - d^V) / d^V]^{1/2} \quad (\text{IV.47})$$

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

$$d^L = d_{4\text{ moy}}^{36,5} = 0,48906 \text{ Kg/l}$$

$$d^V = \rho = 0,0295161 \text{ kg/l}$$

Tableau- IV -18 : valeurs du coefficient C en fonction de la distance entre les plateaux.

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

La distance entre deux plateaux dans notre colonne de dépropanisation (C-03) égale **457 mm**.

Donc le coefficient C qui dépend de la distance entre les plateaux correspondant à notre colonne c'est : **C=400**

$$W = 8,47.10^{-5} .400.3,946$$

$$W = 0,1337 \text{ m/s}$$

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

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

$$\rightarrow d = 2. (0,4464 / \pi. 0,1337)^{1/2}$$

D'où ; le diamètre normalisé est : **d=2,0623 m**

IV.12.2 Calcul de la hauteur de la colonne :

La hauteur totale de la colonne est donnée par

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \quad (\text{IV.48})$$

Où :

h₁ : distance entre le 1^{er} plateau de la zone de rectification et le fond supérieur de la colonne.

h₂ : hauteur de la zone de rectification.

h₃ : hauteur de la zone d'alimentation.

h₄ : hauteur de la zone d'épuisement.

h₅ : distance entre le 1^{er} plateau de la zone d'épuisement et le fond inférieur de la colonne.

h_p : distance entre deux plateau.

a) La hauteur de la zone de rectification est calculée comme suit :

$$h_2 = (N_r - 1).h_p \quad (\text{IV.49})$$

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

$$\text{Donc : } h_2 = (16 - 1) . 0,457$$

D'où : **h₂ = 6,855 m**

b) La hauteur de la zone d'alimentation est :

$$h_3 = 3.h_p \quad (IV.50)$$

$$\rightarrow h_3 = 3. 0,457$$

$$\text{D'où : } h_3 = 1,371 \text{ m}$$

c) La hauteur de la zone d'épuisement :

$$h_4 = (N_e - 1).h_p \quad (IV.51)$$

$$h_4 = (14 - 1). 0,457$$

$$\text{D'où : } h_4 = 5,941$$

$$\text{On admet } h_1 = d/2 = 1,031 \text{ m} \text{ et } h_5 = 2,1 \text{ m (donnée réel)}$$

$$\text{Donc, la hauteur totale de la colonne C-03 est : } H_T = 1,031 + 6,855 + 1,371 + 5,941 + 2,1$$

$$\rightarrow H_T = 17,298 \text{ m}$$

IV.13 Bilan thermique de la colonne (cas actuel)

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

$$(L' . h_L) + Q_{Rb} = (D' . H_D) + (R' . h_R) + Q_C \quad (IV.52)$$

Avec :

$$h_L = e'_0 . H_{GR} + (1 - e'_0) . h_{GR} \quad (IV.53)$$

$$Q_C = (g_x' + D') . (H_D - h_D) \quad (IV.54)$$

Où :

L', D', R' : débits de la charge, du distillat et du résidu (kmoles/ h).

Q_{Rb} : Charge thermique du rebouilleur en [Kcal/h].

Q_C : Charge thermique du condensateur en [Kcal/h].

h_L : Enthalpie de la charge en [Kcal/kmoles].

e'_0 : taux de vaporisation de la charge [molaire].

H_D : Enthalpie du distillat à l'état liquide en [Kcal/kmoles].

h_D : Enthalpie du distillat à l'état vapeur en [Kcal/kmoles].

H_{GR} : Enthalpie de la charge à l'état vapeur en [kcal/kg].

h_{GR} : Enthalpie de la charge à l'état liquide en [kcal/kmoles].

h_R : Enthalpie du résidu en [Kcal/kmoles].

g_x' : Débit molaire du reflux liquide en [kmole/h].

D'après la valeur du taux de reflux :

On a :
$$g_x' = r_f \cdot D' \quad (IV.55)$$

Donc : $g_x' = 5,7634.158,9949$

$g_x' = 916,3512$ Kmole/h

IV.13.1 Calcul des densités de chaque phase :

1) Densité relative de la charge liquide

Tableau- IV -19 : les concentrations massiques de la charge liquide.

Constituant	M_i	X'_{0i}	$X'_{0i} \cdot M_i$	Composition massique X_{0i}
C_2H_6	30,0700	0,0007	0,0212	0,0004
C_3H_8	44,0900	0,2141	9,4412	0,1711
$i-C_4H_{10}$	58,1200	0,1413	8,2146	0,1489
$n-C_4H_{10}$	58,1200	0,6379	37,0745	0,6719
$i-C_5H_{12}$	72,1500	0,0053	0,3841	0,0070
$n-C_5H_{12}$	72,1500	0,0006	0,0456	0,0008
Total	-	1,0000	55,1811	1,0000

Tableau- IV -20 : calcul de la densité relative de la charge liquide.

Constituant	X_{0i}	d_{4i}^{15}	$\frac{X_{0i}}{d_{4i}^{15}}$
C_2H_6	0,0004	373,6410	0,0000
C_3H_8	0,1711	507,5123	0,0003
$i-C_4H_{10}$	0,1489	562,4595	0,0003
$n-C_4H_{10}$	0,6719	583,4394	0,0012
$i-C_5H_{12}$	0,0070	624,4000	0,0000
$n-C_5H_{12}$	0,0008	639,3856	0,0000
Total	1,0000	-	0,0018

$$d_4^{15} = 1 / 1,8 \cdot 10^{-3} = 564.792$$

On sait que : $d_4^{15} = 0.99904 \cdot d_{15}^{15}$ (IV.56)

$$\rightarrow d_{15}^{15} = \frac{d_4^{15}}{0.99904} = \frac{564.792}{0.99904}$$

D'où : $d_{15}^{15} = 565,3347$

2) Densité relative du résidu :

Tableau- IV -21 : Concentrations massiques des constituants du résidu.

Constituant	M _i	X' _{Ri}	X' _{Ri} .M _i	Composition massique X _{Ri}
C₂H₆	30,0700	0,0000	0,0000	0,0000
C₃H₈	44,0900	0,0030	0,1323	0,0023
i-C₄H₁₀	58,1200	0,1789	10,3977	0,1787
n-C₄H₁₀	58,1200	0,8106	47,1121	0,8097
iC₅H₁₂	72,1500	0,0067	0,4834	0,0083
nC₅H₁₂	72,1500	0,0008	0,0577	0,0010
Total	-	1,0000	58,1831	1,0000

Tableau - IV -22 : calcul de la densité relative des constituants du résidu.

Constituant	X _{Ri}	d_{4i}^{15}	$\frac{X_{Ri}}{d_{4i}^{15}}$
C₂H₆	0,0000	373,6410	0,0000
C₃H₈	0,0023	507,5123	0,0000
i-C₄H₁₀	0,1787	562,4595	0,0003
n-C₄H₁₀	0,8097	583,4394	0,0014
i-C₅H₁₂	0,0083	624,4000	0,0000
n-C₅H₁₂	0,0010	639,3856	0,0000
Total		-	0,0017

$$d_4^{15} = 1 / 1,7 \cdot 10^{-3} = 577,9829$$

$$d_{15}^{15} = \frac{d_4^{15}}{0.99904} \quad \text{D'où : } d_{15}^{15} = 578,5383$$

3) Densité relative du distillat liquide :

Tableau - IV -23 : calcul de la densité relative du distillat liquide

Constituant	X_{Di}	d_{4i}^{15}	$\frac{X_{Di}}{d_{4i}^{15}}$
C_2H_6	0,0033	373,6410	0,0000
C_3H_8	0,9922	507,5123	0,0020
$i-C_4H_{10}$	0,0028	562,4595	0,0000
$n-C_4H_{10}$	0,0000	583,4394	0,0000
$i-C_5H_{12}$	0,0000	624,4000	0,0000
$n-C_5H_{12}$	0,0000	639,3856	0,0000
Total	1,0000	-	0,0019688

$$d_4^{15} = 1 / 0,0019688 = 507,9236$$

$$d_{15}^{15} = \frac{d_4^{15}}{0,99904} \text{ D'où : } d_{15}^{15} = 508,4116$$

4) Densité relative de la charge vapeur et du distillat vapeur :

Les densités relatives de la charge vapeur et distillat vapeur sont déterminées par la relation suivante :

$$d_4^{15} = M_m / M_{air}$$

Donc : La densité relative de la **charge vapeur** : $d_4^{15} = \frac{52,9362}{28,9} = 1.8317$

$$d_{15}^{15} = \frac{d_4^{15}}{0,99904} \text{ D'où : } d_{15}^{15} = 1.8335$$

La densité relative du **distillat vapeur** : $d_4^{15} = \frac{44,1069}{28,9} = 1,5262$

$$d_{15}^{15} = \frac{d_4^{15}}{0,99904} \text{ D'où : } d_{15}^{15} = 1,5277$$

IV.13.2 Détermination des enthalpies de chaque phase :

✱ Pour la phase liquide on utilise la relation suivante :

$$q_t = 1 / [(d_{15}^{15})^{1/2} \cdot (0,403 \cdot T + 0,000405 \cdot T^2)] \text{ (kcal/kg)} \quad (IV.57)$$

✱ Pour la phase vapeur on utilise la relation suivante :

$$q_t = [(50,2 + 0,109T + 0,00014 \cdot T^2) \cdot (4 - d_{15}^{15})] - 73,8 \text{ (kcal/kg)} \quad (IV.58)$$

Avec la correction de l'enthalpie pour une pression élevée :

$$\Delta H = -4,4 \cdot T \cdot P_r / M \cdot T_r^3 \quad (IV.59)$$

A. Calcul de l'enthalpie de la charge liquide :

$$q_t = (1 / d_{15}^{15})^{1/2} \cdot (0,403 \cdot T + 0,000405 \cdot T^2) \text{ (kcal/kg)}$$

Sachant que : $T = 77,5 \text{ °C}$

$$q_t = (1/0,5653)^{1/2} \cdot (0,403 \cdot 78 + 0,000405 \cdot 78^2)$$

$$q_t = h_{GR} = 45,0853 \text{ kcal/kg}$$

B. Calcul de l'enthalpie du distillat liquide :

$$q_t = (1 / d_{15}^{15})^{1/2} \cdot (0,403 \cdot T + 0,000405 \cdot T^2) \text{ (kcal/kg)}$$

Sachant que : $T = 38,8 \text{ °C}$

$$q_t = (1/0,5084)^{1/2} (0,403 \cdot 38,8 + 0,000405 \cdot 38,8^2)$$

$$q_t = h_D = 22,7849 \text{ kcal/kg}$$

C. Calcul de l'enthalpie du résidu :

$$q_t = (1 / d_{15}^{15})^{1/2} \cdot (0,403 \cdot T + 0,000405 \cdot T^2) \text{ (kcal/kg)}$$

Sachant que : $T = 93 \text{ °C}$

$$q_t = (1/0,5785)^{1/2} (0,403 \cdot 93 + 0,000405 \cdot 93^2)$$

$$q_t = h_R = 53,8815 \text{ kcal/kg}$$

D. Calcul de l'enthalpie du distillat vapeur :

$$q_t = [(50,2 + 0,109T + 0,00014 \cdot T^2) \cdot (4 - d_{15}^{15})] - 73,8 \text{ (kcal/kg)}$$

Sachant que : $T = 43 \text{ °C}$

$$\text{Donc : } q_t = (50,2 + 0,109 \cdot 43 + 0,00014 \cdot 43^2) \cdot (4 - 1,5277) - 73,8$$

$$\text{D'où : } q_t = 62,5371 \text{ kcal/kg.}$$

Avec la correction de l'enthalpie pour une pression élevée : $\Delta H = 4,4 \cdot T \cdot P_r / M \cdot T_r^3$

Tableau - IV -24 : la température et la pression critiques moyennes du Distillat vapeur.

Constituant	Y_{Di}	T_{Ci} (K)	P_{Ci} (atm)	T_{Cm} (K)	P_{Cm} (atm)
C_2H_6	0,0033	305,5000	48,2000	1,0082	0,1591
C_3H_8	0,9922	370,0000	42,0000	367,1140	41,6724
$i-C_4H_{10}$	0,0028	408,1000	36,0000	1,1427	0,1008
$n-C_4H_{10}$	0,0017	425,2000	37,5000	0,7228	0,0638
$i-C_5H_{12}$	0,0000	461,0000	32,9000	0,0000	0,0000
$n-C_5H_{12}$	0,0000	469,8000	33,3000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	-	-	369,9877	41,9960

Sachant que :

$$T_{Cm} = \sum Y'_i \cdot T_{Ci}$$

$$P_{Cm} = \sum Y'_i \cdot P_{Ci}$$

On trouve les paramètres réduits :

$$T_{Cm} = 369,9877 \text{ K}$$

$$P_{Cm} = 41,9960 \text{ atm}$$

$$1 \text{ atm} = 1,0132 \text{ bar} \quad (\text{IV.60})$$

$$T_{rm} = \frac{43 + 273}{369,9877} = 0,8541 \text{ K}$$

$$P_{rm} = \frac{13,1}{42,5503} = 0,3079 \text{ bar}$$

$$\Delta H = 4,4 \cdot T \cdot P_r / M_{mD} \cdot T_r^3 \quad M_{mD} = 44,1069 ; T = 316 \text{ K}$$

On trouve : $\Delta H = 15,5782 \text{ kcal/kg}$

Avec : $H_D = q_t - \Delta H = 62,5371 - 15,5782$

D'où : $H_D = 46,9589 \text{ kcal/kg}$

E. Calcul de l'enthalpie de la charge vapeur :

$$q_t = [(50,2 + 0,109T + 0,00014 \cdot T^2) \cdot (4 - d_{15}^{15})] - 73,8 \text{ (kcal/kg)}$$

$$q_t = [(50,2 + 0,109 \cdot 78 + 0,00014 \cdot 78^2) \cdot (4 - 1,8335)] - 73,8$$

$$q_t = 55,223 \text{ kcal/kg}$$

Avec la correction de l'enthalpie pour une pression élevée : $\Delta H = 4,4 \cdot T \cdot P_r / M \cdot T_r^3$

Tableau - IV -25 : la température et la pression critiques moyennes de la charge vapeur.

Constituant	Y'_{Di}	T_{Ci} (K)	P_{Ci} (atm)	T_{Cm} (K)	P_{Cm} (atm)
C_2H_6	0,0033	305,5000	48,2000	0,9996	0,1577
C_3H_8	0,3640	370,0000	42,0000	134,6903	15,2892
$i-C_4H_{10}$	0,1201	408,1000	36,0000	49,0284	4,3250
$n-C_4H_{10}$	0,5103	425,2000	37,5000	216,9864	19,1369
$i-C_5H_{12}$	0,0019	461,0000	32,9000	0,8590	0,0613
$n-C_5H_{12}$	0,0002	469,8000	33,3000	0,0742	0,0053
Total	1,0000	-	-	402,6379	38,9753

$$T_{Cm} = 402,6379 \text{ K}$$

$$P_{Cm} = 38,9753 \text{ atm} = 39,4898 \text{ bar}$$

$$T_r = (78+273) / 402,6379 = 0,8718 \text{ K}$$

$$P_r = (13,3/39,4898) = 0,3368 \text{ bar}$$

$$M_{ml} = 55,1811$$

$$\Delta H = 4,4 \cdot T \cdot P_r / M_{ml} \cdot T_r^3 \quad ; \quad T = 351 \text{ K}$$

$$\Delta H = 14,2263 \text{ kcal/k}$$

$$H_{GR} = q_t - \Delta H = 55,223 - 14,2263.$$

Donc : **$H_{GR} = 40,9967 \text{ kcal/kg}$**

Tableau - IV-26 : les enthalpies de chaque phase.

Flux	M_m (kg/kmol)	T (°C)	P (bar)	Enthalpie des phases		
				Désignation	Kcal/Kg	Kcal/Kmole
Charge vapeur	52,9362	78,0000	13,3000	H_{GR}	40,9967	2170,2095
Charge liquide	55,1811	78,0000	13,3000	h_{GR}	45,0853	2487,8564
Distillat vapeur	44,1069	43,0000	13,1000	H_D	46,9589	2071,2015
Distillat liquide	44,1069	38,8000	12,8000	h_D	22,7849	1004,9713
Résidu	58,1831	93,0000	13,5000	h_R	53,8815	3134,9927

IV.13.3 Calcul de la charge thermique dans la colonne de dépropanisation :

1) Détermination de la charge thermique de l'alimentation :

$$Q_L = L' \cdot h_L \quad (IV.61)$$

Avec :
$$h_L = e'_0 \cdot H_{GR} + (1 - e'_0) \cdot h_{GR} \quad (IV.62)$$

$$h_L = 1,7860 \cdot 10^{-2} \cdot 2170,2095 + (1 - 1,7860 \cdot 10^{-2}) \cdot 2487,8564$$

$$h_L = 2482,1832 \text{ kcal/kmole}$$

Sachant que :

$$L' = 744 \text{ Kmole/h}$$

Donc : $Q_L = 744 \cdot 2482,1832$

D'où : $Q_L = 1846744,301 \text{ kcal/h}$

2) Détermination de la charge thermique du distillat :

$$Q_D = D' \cdot H_D \quad (\text{IV.63})$$

$$Q_D = 158,9949 \cdot 2071,2015$$

$$Q_D = 329\,310,4754 \text{ kcal/h}$$

3) Détermination de la charge thermique du condenseur :

$$Q_C = D' \cdot (H_D - h_D) \cdot (r_f + 1) \quad (\text{IV.64})$$

$$Q_C = 158,9949 \cdot (2071,2015 - 1004,9713) \cdot (5,7634 + 1)$$

$$Q_C = 1\,146\,566,494 \text{ kcal/h}$$

4) Détermination de la charge thermique du résidu :

$$Q_R = R' \cdot h_R \quad (\text{IV.65})$$

$$Q_R = 585,0051 \cdot 3134,9927$$

$$Q_R = 1\,833\,986,718 \text{ kcal/h}$$

5) Charge thermique fournie par le rebouilleur Q_{Rb} :

La quantité de chaleur Q_{Rb} apportée au fond de la colonne, peut être déterminée à partir du bilan thermique élaboré pour la partie située au-dessous du dernier plateau.

$$Q_{Rb} = Q_D + Q_R + Q_C - Q_L \quad (\text{VI.66})$$

$$Q_{Rb} = 329\,310,4754 + 1\,833\,986,718 + 1\,146\,566,494 - 1846744,301$$

$$Q_{Rb} = 1\,463\,119,386 \text{ kcal/h}$$

Partie 02 : Calcul du ballon de reflux (V-04)

IV.14 Dimensionnement du ballon de reflux :

Le rôle du ballon de reflux est de recevoir l'effluent du condenseur de tête, de réaliser la séparation des phases qu'il collecte et de constituer une réserve de produits liquides pour assurer un débit régulier de reflux et de soutirage.

Les méthodes de calcul pour estimer les dimensions de ces ballons seront basées sur l'évaluation d'un temps de séjours tel que la séparation des phases soit suffisante pour réduire les entrainements à une valeur minimale acceptable et que simultanément le temps de séjour corresponde à une retenue liquide correcte.

Le contrôle du fonctionnement étant assuré par l'observation et le réglage du niveau liquide dans le ballon, il est donc logique de considérer un niveau normal de travail NN, situé légèrement au-dessus de la section équatoriale, et les écarts maximaux admissibles compatibles avec la longueur du niveau à glace, c'est-à-dire un niveau haut NH et un niveau bas NB (figure VI.1). Pour des ballons de diamètre supérieur à 60 cm, le niveau bas doit se situer à 20 ou 30 cm au-dessus du fond.

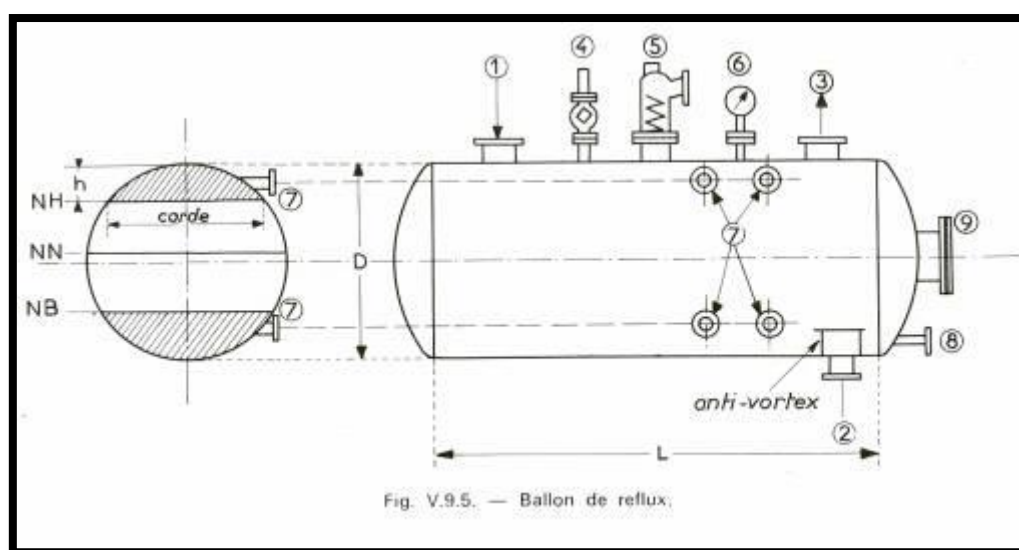


Figure IV.1 : Ballon de reflux

Le volume compris entre NN et NB représente la retenue qui est estimée de la façon suivante :

2 à 3 mn pour le reflux ;

5. mn pour le soutirage ;

Ou 8 à 10mn pour la totalité de la vapeur de tête condensée.

Données de départ :

- Débit de la charge $D' = 158,9949 \text{ kmole/h}$

- La nature de la charge : liquide
- Température dans le ballon : 38,8 °c
- Pression dans le ballon : 12,8 atm (12,9664 bars)

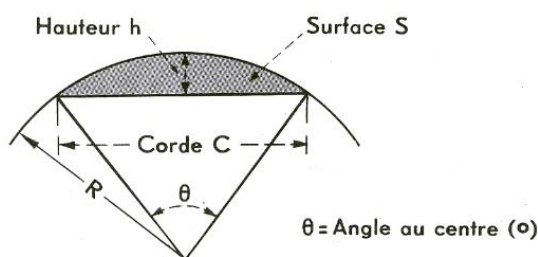
Pour le cas d'une condensation total du produit de tête de la colonne, la méthode proposée ci-après est décrite dans l'ouvrage de Pierre Wuithier page 1384.

Pour une pression du ballon supérieur à 7 bars

$$3 < \ell / \mathbf{D} < 5 \quad (\text{VII.67})$$

Le rapport $\ell / \mathbf{D}$ de la longueur au diamètre est fonction de la pression de service. On adopte généralement les valeurs suivantes.

Enfin le calcul de la retenue liquide nécessite l'évaluation des aires de segments circulaires définies par les niveaux. Le tableau présenté dans l'annexe (06) donne directement ces aires en fonction de l'angle au centre θ , de la hauteur h , de la corde C du segment et du rayon R .



Le volume du distillat (propane) sur lequel sera basé le calcul du diamètre et la longueur du ballon est :

$$V = 2(V_1 + V_2) \quad (\text{VII.68})$$

V_1 : volume retenu correspondant à 5 min de soutirage du distillat D' .

V_2 : volume retenu correspondant à 3 min de reflux de tête g_D .

IV.14.1 Débit massique du distillat :

$$D_m = D' \cdot M_{mD} \quad (\text{VII.69})$$

$$D_m = 158,9949 \cdot 44,1069 = 7012,7722 \text{ kg/h}$$

IV.14.2 Débit volumique du distillat :

$$V' = D_m / d_4^t \quad (\text{VII.70})$$

$$d_4^{38,8} = d_4^{20} - \alpha (38,8-20)$$

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132 \cdot d_4^{20} \quad (\text{VII.73})$$

$$\alpha = 0,001154$$

$$D'_{\text{où}} : d_4^{38,8} = 510,752 \text{ kg/m}^3$$

$$V' = 7012,7722 / 510,752 = 13,7303 \text{ m}^3/\text{h}$$

La retenue correspondante à 5 min de soutirage :

$$V_1 = (V' \cdot 5) / 60 \quad (\text{VI.71})$$

$$V_1 = (V' \cdot 5) / 60 = 1,1442 \text{ m}^3$$

La retenue correspondante à 3min de reflux de tête g_D :

$$V_2 = (3 \cdot r_f \cdot V') / 60 \quad (\text{VII.72})$$

$$V_2 = (3 \cdot r_f \cdot V') / 60 = 3,9488 \text{ m}^3$$

La retenue totale est :

$$V = 2(V_1 + V_2) \quad (\text{VII.73})$$

$$V = 2(V_1 + V_2) = 2(1,1442 + 3,9488) = 10,186 \text{ m}^3$$

L'hypothèse $\ell = 3 \cdot (\Phi)$ donne une approximation sur le diamètre du ballon

$$\Phi = 0.75 (V)^{1/3} \quad (\text{VII.74})$$

$$\Phi = 0,75 \cdot 2,1677$$

$$\text{Donc le diamètre du ballon c'est : } \Phi = 1,6258 \text{ m}$$

Soit $h = 20 \text{ cm}$ pour les hauteurs des segments circulaires supérieurs et inférieurs :

$$R = \Phi / 2 = 1,6258 / 2$$

$$R = 0,8129 \text{ m}$$

$$\text{Donc la valeur de } h/R = 0,2 / 0,8129 = 0,2460$$

Le tableau d'évaluation (voir annexe (06)) donne pour la valeur trouvée de h/R :

$$\text{L'aire du segment : } S' = 0.2436676 \cdot R^2 \quad (\text{VII.75})$$

$$S' = 0.2436676 \cdot 0.8129^2$$

$$S' = 0,1610 \text{ m}^2$$

L'aire des deux segments : $S'' = 2 \cdot S'$ (VII.76)

$$S'' = 0,322 \text{ m}^2$$

Donc le volume entre le NB et celui de NH est égal :

$$F = \pi R^2 - S'' \quad (\text{VII.77})$$

$$F = 3,14 \cdot 0,6608^2 - 0,322 = 1,7529 \text{ m}^2$$

On déduit la longueur ℓ du ballon : $\ell = V/F$ (VII.78)

$$\ell = 10,186 / 1,7529$$

Donc la longueur du ballon c'est : $\ell = 5,8109 \text{ m}$

On vérifie le rapport $\ell / \mathfrak{D}$:

$$\ell / \mathfrak{D} = 5,8109 / 1,6258 = 3,5742 \text{ m} \quad \text{D'où :} \quad 3 < 3,5747 < 5$$

Commentaire :

Comme la valeur du rapport $\ell / \mathfrak{D}$ est comprise entre 3 et 5 et la pression de service du ballon est largement supérieure à 7 bar, alors les dimensions du ballon que nous avons calculé convergent avec ceux établis par le design.

Partie 0 3 : Dimensionnement de la colonne par logiciel (HYSYS)

IV.15 Présentation d'Aspen HYSYS

HYSYS est un programme interactif d'ingénierie et de simulation de procédés. Reposant sur des technologies éprouvées avec plus de 25 ans d'expérience, il fournit des outils de simulation de processus aux industries du pétrole et du gaz et du raffinage. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant des séparations bi et triphasiques simples, de la compression à la possibilité de calculer toutes les propriétés physiques et thermodynamiques des fluides [41].

Le logiciel HYSYS utilise la puissance de la conception orientée objet, ainsi qu'un environnement graphique événementiel, pour offrir un environnement de simulation complètement interactif où :

- les calculs commencent automatiquement lorsque vous fournissez de nouvelles informations
- l'accès aux informations dont vous avez besoin n'est en aucun cas restreint.

À tout moment, même si les calculs se déroulent, vous pouvez accéder aux informations de n'importe quel emplacement dans HYSYS. Chaque emplacement est toujours mis à jour instantanément avec les informations les plus récentes, que vous avez spécifiées ou calculées par HYSYS. Cet environnement de calcul interactif est similaire à ce qui se produit dans un tableur comme Microsoft Excel [42].

IV.15.1 Choix du modèle thermodynamique :

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

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluides et un domaine de conditions de P et T recommandés en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques.

L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de Peng –Robinson, car elle permet de résoudre correctement les problèmes d'équilibre liquide-vapeur en donnant l'erreur la plus faible, en plus elle est utilisable dans un domaine vaste de température et de pression.

Tableau - IV -27 : Domaines d'applications de l'équation de PENG ROBINSON

Equation	Température °C	Pression KPa
PR	>-271	100000 (10E 3 bars)

IV.15.2 Procédure de la simulation :

La procédure de calcul du dé-propaniseur dans l'environnement HYSYS nécessite les données suivantes :

- La composition, débit, température et pression de la charge.
- La position du plateau d'alimentation.
- Spécification des produits (distillat, résidu).

Le simulateur nécessite la spécification de trois d'autres paramètres opératoires qui représentent le degré de liberté de la colonne :

- Température au condenseur.
- Température au rebouilleur.
- Le débit de rebouilleur.

IV.16 Etude de colonne de depropanisation (cas actuel)

IV.16.1 Les étapes de simulation :

- Les compositions :** la liste des compositions (Component List)

La colonne C3 est alimentée par le produit du fond de la colonne C1 (C3 FEED), le propane est récupéré en tête et le butane au fond. Elle est représentée dans le tableau ci-dessous :

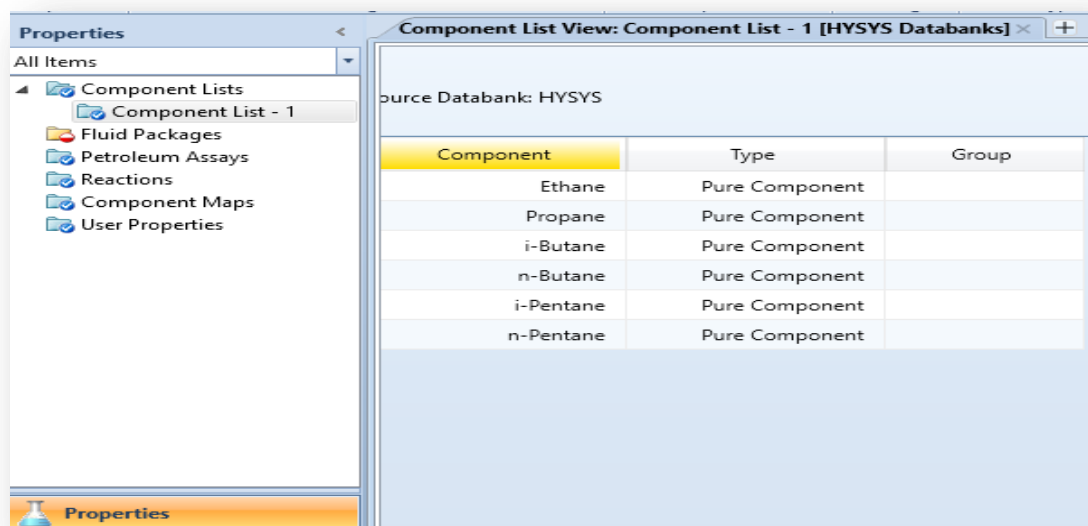


Figure IV.2 : La liste des compositions

Choix du modèle thermodynamique : Peng Robinson (basic-1)

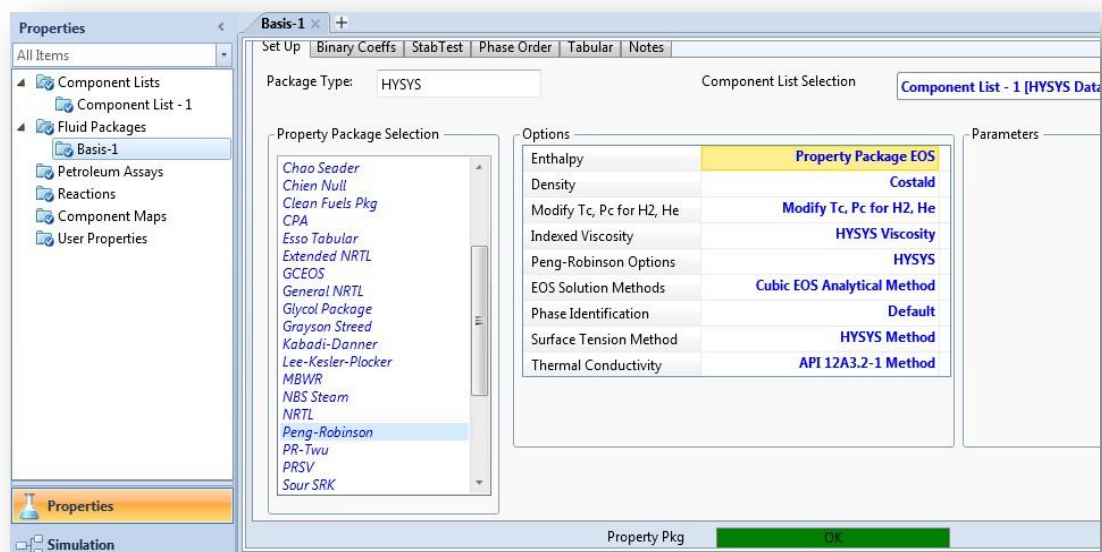


Figure IV.3 : Choix du modèle thermodynamique (EOS Peng-Robinson)

b. Choix du type de la colonne et la saisie des données de départ :

(Distillat Column, connections, specs)

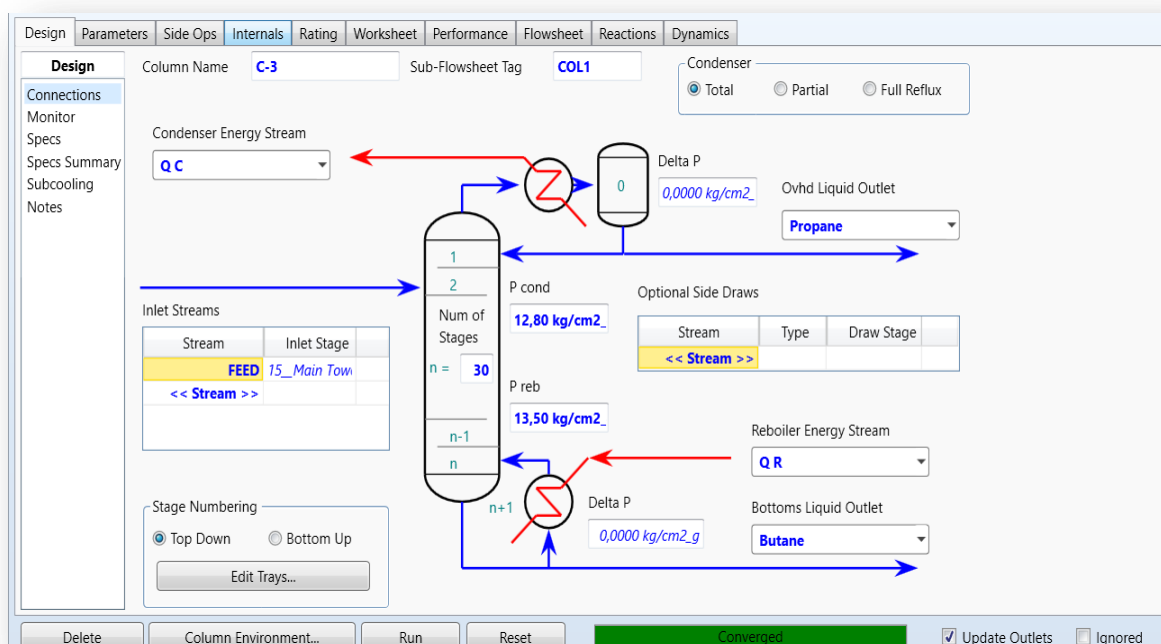
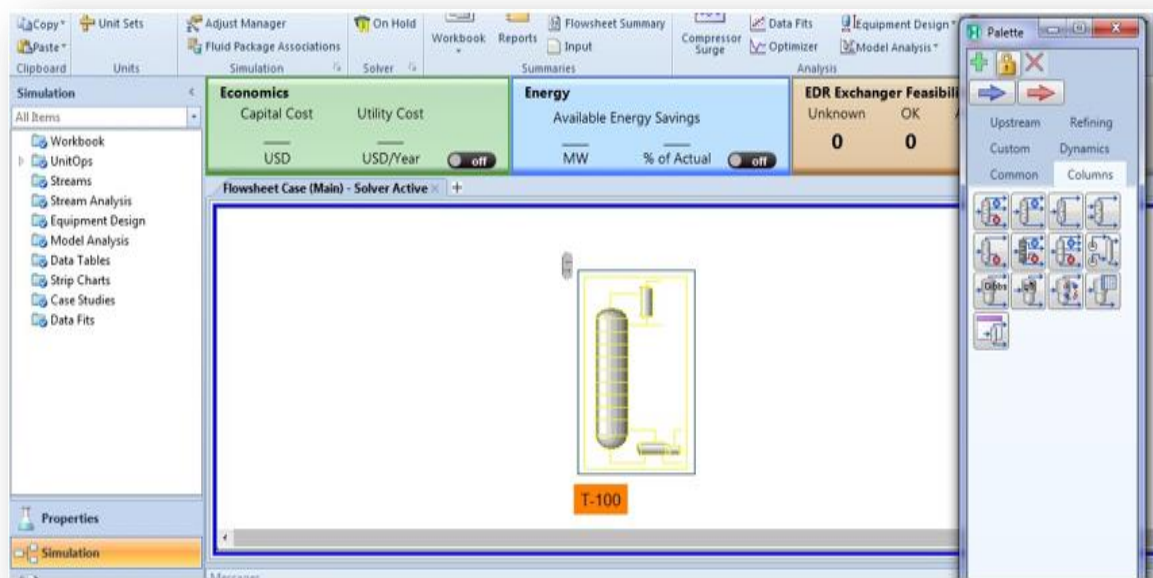


Figure IV.4 : PFD de la simulation de la section de dépropanisation

IV.16.2 Les résultats :

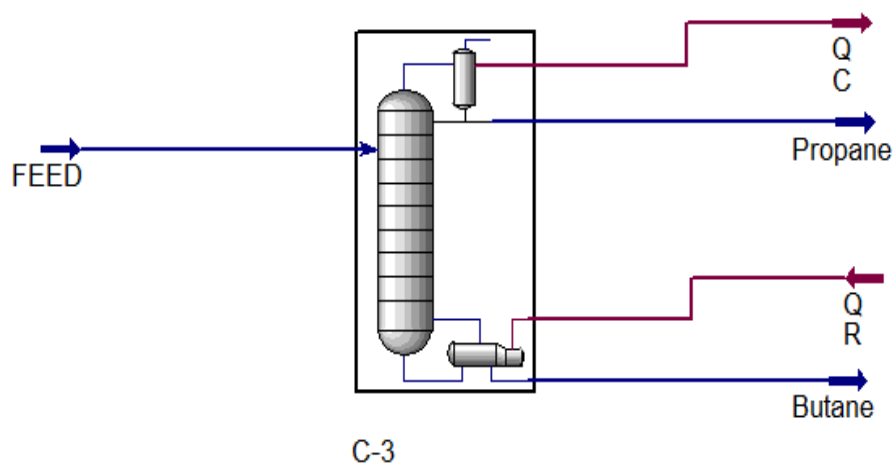


Figure IV.5 : le procédé de la colonne C-03

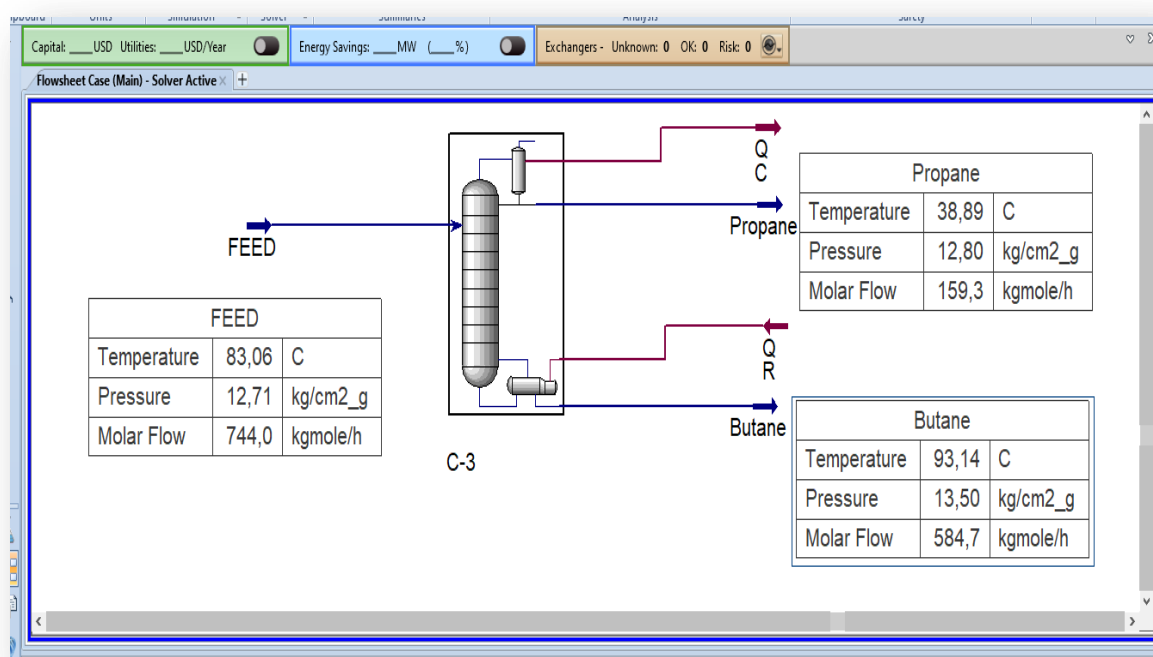


Figure IV.6 : Simulation du procédé de la section

IV.16.2.1 Composition de la charge, distillat et le résidu dans la colonne du dépropanisation :

La composition et le débit massique de chaque constituant dans le dépropaniseur sont illustrés dans le tableau suivant :

	FEED	PROPANE VERS STOCKAGE	BUTANE VERS STOCKAGE
Propane	0,2144	0,9904	0,0030
i-Butane	0,1413	0,0057	0,1782
n-Butane	0,6377	0,0007	0,8113
i-Pentane	0,0053	0,0000	0,0067
n-Pentane	0,0006	0,0000	0,0008
Ethane	0,0007	0,0033	0,0000

Figure IV.7 : Composition et le débit des constituants du dépropaniseur

IV.16.2.2 Les conditions de fonctionnement de la colonne dépropaniseur :

Les paramètres de chaque constituant dans le dépropaniseur sont illustrés dans le tableau suivant :

Name	FEED @COL1	DISTILAT @COL1	RESEDUT @COL1
Vapour	1,0000	0,0000	0,0000
Temperature [C]	83,06	38,89	93,14
Pressure [kg/cm2_g]	12,71	12,80	13,50
Molar Flow [kgmole/h]	744,0	159,3	584,7
Mass Flow [kg/h]	4,105e+004	7031	3,402e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	72,59	13,88	58,71
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,190e+005	-1,184e+005	-1,383e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	139,8	96,50	91,70
Heat Flow [kJ/h]	-8,851e+007	-1,886e+007	-8,086e+007

Figure IV.8 : Les conditions du fonctionnement du depropaniseur

IV.17 Etude de colonne de dépropanisation (cas design)

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

IV.17.1 Les données de départ :

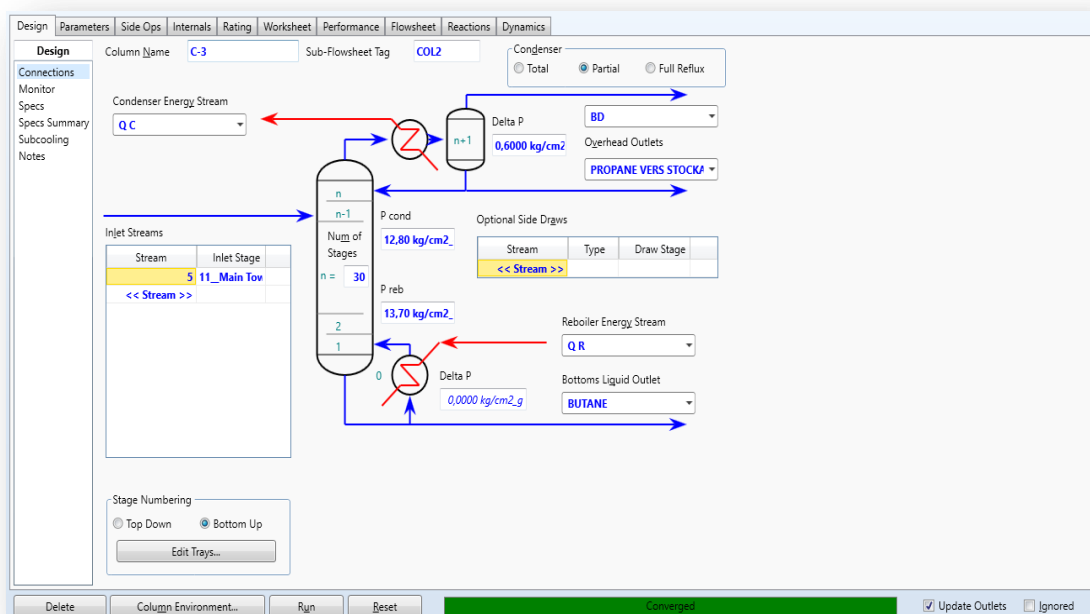


Figure IV.9 : PFD de la simulation de la section du dépropaniseur

IV.17.2 Les résultats :

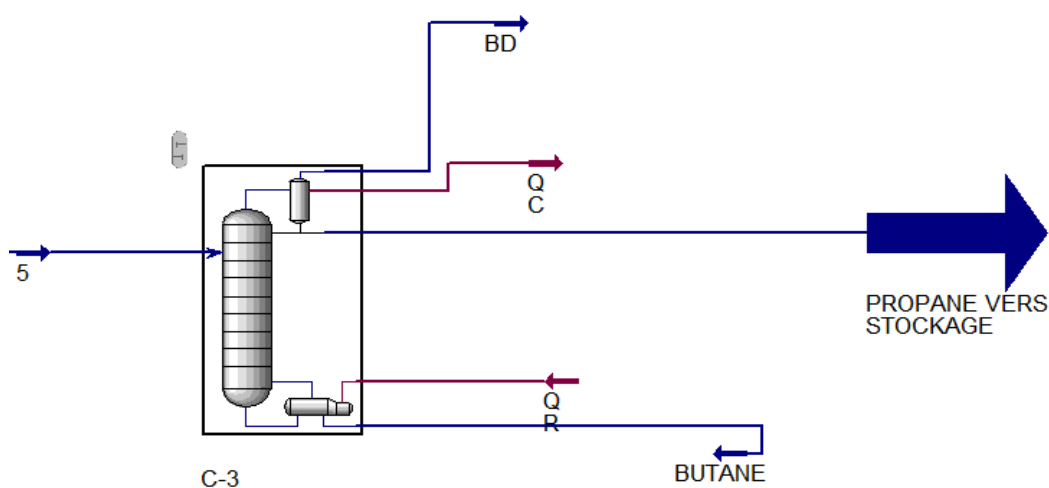


Figure IV.10 : le procédé de la colonne C-03

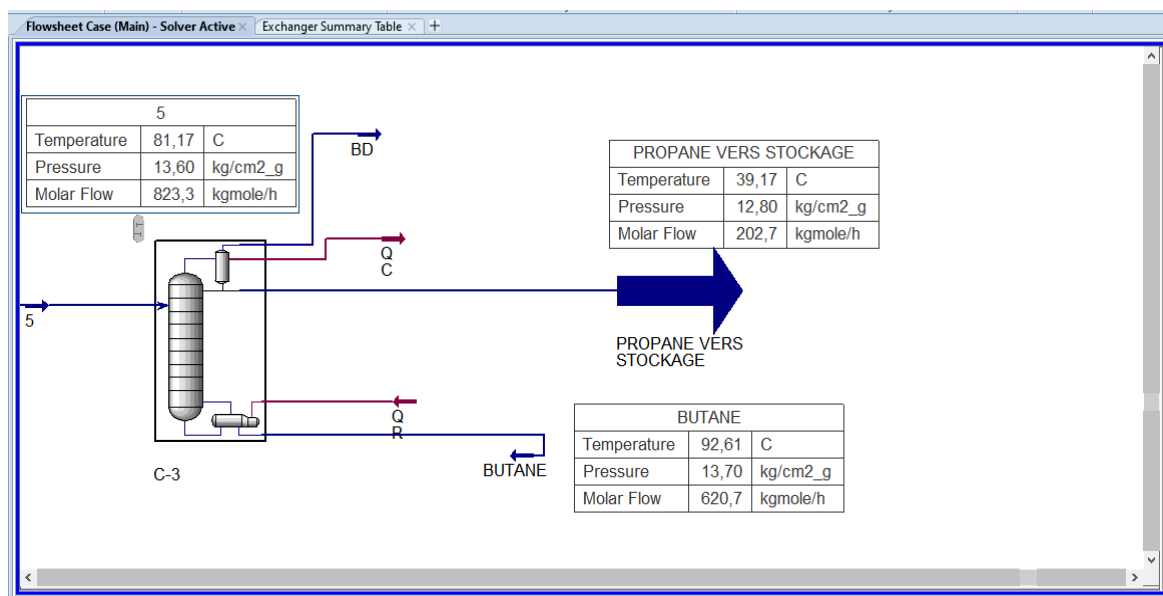


Figure IV.11 : Simulation du procédé de la section

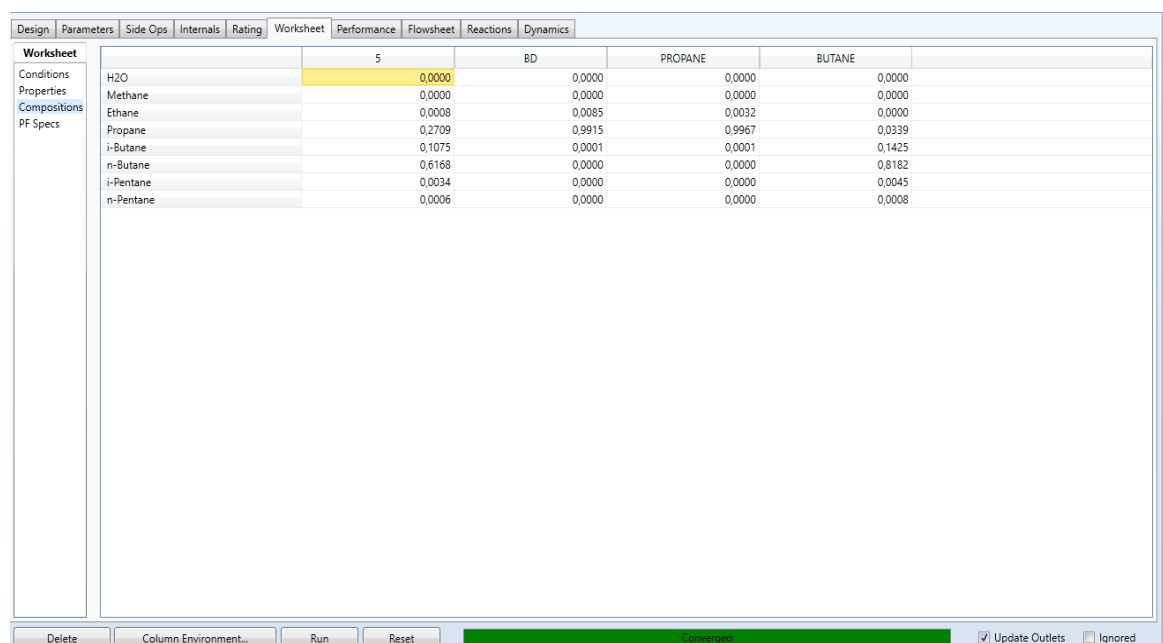


Figure IV.12 : Composition et le débit des constituants du depropaniseur

Design Parameters Side Ops Internals Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics					
Worksheet Conditions Properties Compositions PF Specs	Name	5 @COL2	BD @COL2	PROPANE @COL2	BUTANE @COL2
	Vapour	0,5014	1,0000	0,0000	0,0000
	Temperature [C]	81,17	39,18	39,18	92,61
	Pressure [kg/cm ² .g]	13,60	12,80	12,80	13,70
	Molar Flow [kgmole/h]	823,3	1,529e-003	202,7	620,7
	Mass Flow [kg/h]	4,476e+004	6,725e-002	8929	3,583e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m ³ /h]	79,61	1,331e-004	17,64	61,97
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,254e+005	-1,044e+005	-1,181e+005	-1,373e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	117,7	140,8	96,72	91,97
	Heat Flow [kJ/h]	-1,032e+008	-159,6	-2,394e+007	-8,519e+007

Delete Column Environment... Run Reset Converged ☒ Update Outlets ☐ Ignored

Figure IV.13 : Les conditions du fonctionnement du depropaniseur

Partie 04 : Comparaison et interprétation

Afin de vérifier le bon fonctionnement de la colonne de dépropanisation (C-03) de l'unité de gaz plant 1 (U30), on a fait une comparaison entre les résultats obtenus par simulation du cas actuel avec les valeurs données par simulation du design.

IV.18 Comparaison entre cas design simulé, cas calculé simulé

a) Paramètres technologiques de la colonne de dépropanisation (C-03) :

Tableau- IV-28 : Paramètres de marche de la colonne.

Paramètres de la colonne	Valeurs actuelles simulées	Valeurs du design simulées
Température d'alimentation (°C)	83,06	81,17
Température de tête (°C)	38,89	39,17
Température de fond (°C)	93,14	92,61
Pression d'alimentation (bar)	12,71	13,6
Pression de tête (bar)	12,80	12,8
Pression de fond (bar)	13,5	13,7
Température dans le ballon de reflux (°C)	38,89	39,18
Pression dans le ballon de reflux (atm)	12,8	12,8

Interprétation 01 :

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

b) Dimensions de la colonne de dépropanisation (C-03) :*Tableau- IV -29 : Dimension de la colonne*

	Valeurs actuelles simulées	Valeurs du design simulées
Nombre total des plateaux	30	30
Zone d'épuisement	14	10
Zone de rectification	16	20
Injection de la charge	15 ^{ème} plateau	11 ^{ème} plateau
Diamètre (m) : d'	2,205	1,976
Hauteur (m) : H_T	18,29	18,29

c) Dimensions du ballon (V-04) :*Tableau- IV -30 : Dimension du ballon.*

	Valeurs actuelles simulées	Valeurs du design simulées
Longueur du ballon (m) : ℓ	5,790	5,850
Diamètre du ballon (m) : Φ	1,497	1,526

🌈 Interprétation 03 :

- On a trouvé que le nombre des plateaux calculé et celui du design est le même, et pour le diamètre et la hauteur calculés sont très proches aux valeurs du design, la même chose pour le diamètre et la longueur du ballon, ils sont presque les mêmes du design.
- La différence est due à la variation des paramètres opératoires (P et T), ainsi que la différence de la composition et les débits de la charge, ce qui montre que notre colonne et notre ballon supportent bien la charge traitée actuellement.
- La charge (actuelle) est moins légère que celle du design, ainsi que le taux de vaporisation de la charge actuelle est inférieur à celui du design, pour cela que l'alimentation se fait à partir du 15^{ème} plateau à place du 11^{ème}.

d) Compositions molaires des constituants de la charge :

Tableau-IV -31 : comparaison de la composition molaire de la charge avec simulé les valeurs données par le design.

Constituants	Fraction molaire	
	Valeurs Actuelles simulées	Valeurs du Design simulées
C₂H₆	0,0007	0,0008
C₃H₈	0,2144	0,2709
i-C₄H₁₀	0,1413	0,1075
n-C₄H₁₀	0,6377	0,6168
i-C₅H₁₂	0,0053	0,0034
n-C₅H₁₂	0,0006	0,0006
Total	1,0000	1,0000

e) Compositions molaires des constituants du distillat :

Tableau-IV -32 : comparaison de la composition du distillat simulé avec les valeurs données par le design simulé.

Constituants	Fraction molaire	
	Valeurs Actuelles simulées	Valeurs du Design simulées
C₂H₆	0,0033	0,0032
C₃H₈	0,9904	0,9967
i-C₄H₁₀	0,0057	0,0001
n-C₄H₁₀	0,0007	0,0000
i-C₅H₁₂	0,0000	0,0000
n-C₅H₁₂	0,0000	0,0000
Total	1,0000	1,0000

f) Compositions molaires des constituants du résidu :

Tableau-IV-33 : comparaison de la composition molaire du résidu simulé avec les valeurs données par le design.

Constituants	Fraction molaire	
	Valeurs Actuelles simulées	Valeurs du Design simulées
C_2H_6	0,0000	0,0000
C_3H_8	0,0030	0,0339
i- C_4H_{10}	0,1782	0,1425
n- C_4H_{10}	0,8113	0,8182
i- C_5H_{12}	0,0067	0,0045
n- C_5H_{12}	0,0008	0,0045
Total	1,0000	1,0000

g) Débits molaires de la charge, du propane et du butane :

Tableau-IV-34 : débit molaire de la charge, de propane et de butane.

Débits molaires [kmol/h]	Cas actuel simulé	Cas design simulé
La charge	744	823,3
Le distillat (propane)	159,3	202,7
Le résidu (butane)	584,7	620,7

Interprétation 04 :

- D'après les résultats de calcul résumés dans les tableaux (IV-31 et IV-32 et IV-33 et IV-34) on a trouvé que les fractions molaires et les débits des produits sont dans les normes par rapport aux valeurs exigées par le design.
- D'après les résultats dans les tableaux (IV -32 et IV -33 et IV -34) :
 - ✓ On remarque dans le cas actuel, que la concentration molaire du propane 99,04% dans le distillat est supérieure à la valeur minimum 99,67% demandée.
 - ✓ On a trouvé que le butane représente 98,95% (molaire) du résidu, cette valeur est supérieure à la valeur minimum 96,07% demandée, ce qui montre la bonne séparation de la colonne de dépropanisation.

- Les concentrations molaires des constituants clés légers dans le résidu sortant de la colonne sont inférieures à celles du design ce qui révèle a une séparation efficace dans la colonne.
- On constate qu'il y a une diminution des débits, cette différence revient à la capacité des pompes qui aspirent et refoulent des débits inférieurs à celles du design.

IV.19 Conclusion

D'après les résultats ci-dessus et le calcul de dimensionnement on peut tirer la conclusion suivante :

A partir de la vérification de design par simulateur et calcul approximative on dit que ces méthodes sont utiles pour la vérification des colonnes.

On a trouvé des valeurs bien proches de celles données par le design, ce qui nous permet de dire que la colonne est dans un état de fonctionnement normal.

Conclusion Générale

Conclusion générale :

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

Pour cela , on a effectué un calcul de vérification du bilan matière et thermique de la colonne, ainsi de ses paramètres de marche : nous avons procédé au dimensionnement de la colonne (diamètre, nombre de plateaux, hauteur,etc.) et à la vérification de ses paramètres opératoires (pression et température en tête, pied de colonne, ...etc.) de deux façon : en utilisant une méthode approximative directe et rapide et par logiciel HYSYS qui utilise des techniques plus précises (mais complexe par fois).

Les résultats de calcul de l'état actuel obtenus sont acceptables et sont très proches aux valeurs du design, ce qui montre que la colonne fonctionne normalement. (Voir : tableau VI-28).

Les dimensions calculées de la colonne et du ballon de reflux sont en parfait accord avec les dimensions du design, ce qui montre que la colonne et le ballon de reflux supporte bien la charge traitée actuellement. (Voir : tableau VI-29 et tableau VI -30).

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

On a trouvé que le propane représente 99,22% du distillat, ainsi que le butane représente 99,05 % du résidu, ce qui montre la bonne séparation de la colonne de dépropanisation. (Voir : tableaux VI-3 et VI-4). Donc ces produits sont qualifiés pour le stockage et à la commercialisation.

Les résultats de notre calcul ont fait apparaître que le dépropaniseur fonctionne suivant les normes exigées par la dernière étude de réhabilitation de l'unité de gaz plant et n'a pas besoin de modification dans ses paramètres de marche (températures et pressions) ni dans son dimensionnement. Reste à vérifier les paramètres de fonctionnement du condenseur et du rebouilleur c'est ce qu'on recommande à faire.

Des perspectives peuvent être intéressantes concernant l'étude d'une colonne de distillation :

- Compléter, cette étude par étude de sa stabilité de la colonne contre les différents phénomènes (vent, séisme, ...).

- Effectuer un calcul mécanique et hydrodynamique de la colonne qui consiste à vérifier la résistance dans différentes zones de la colonne, le calcul de bride, efficacité, les pertes de charges, temps de séjour, le bilan de pression autour d'un plateau, ... etc.

Par ailleurs, stage pratique nous a permis d'approfondir et de mettre en application nos connaissances théoriques durant notre cursus universitaire et de maîtriser le fonctionnement de l'unité de traitement et de séparation des GPL.

Références bibliographiques

- [1] Manuel opératoire de l'unité 200 NAFTEC
- [2] Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1K).
- [3] Mémoire master professionnel Domaine : U.K.M.O Science et Technologie Filière :
Electronique Spécialité : Instrumentation : Thème de la colonne PAR SYISTEME DCS (Cs
3000)
- [4] Manuel opératoire de l'unité à gaz 1 (U30).
- [5] Propriétés des GPL, caractéristiques générales et physico-chimiques, Comité Français du
Butane et Propane (CFBP), site web: www.cfbp.fr
- [6] Fiche pédagogique des GPL, site web : www.connaissancedesenergies.org
- [7] Rapport annuel 2015 de l'Association mondiale de GPL "World LPG Association", site
Web : www.worldlpgas.com
- [8] Site internet www.Horizon GPL.com. TOTAL GAZ, Comité Français Butane-Propane.
- [9] Les GPL, Primagaz, DRH/FOR 2005, site web : www.primagaz.fr
- [10] Jean-Claude Guibet, Carburants et moteurs : technologies, énergie, environnement ;
Publications de l'Institut Français du Pétrole, vol. 2, Technip, 1997, p. 830.
- [11] Document sur les risques majeurs des produits pétroliers de la raffinerie de Skikda (RA1K)
- [12] M. Haslay, les gaz de pétrole liquéfiés dossier CFBP, édition comité français du butane et
Propane, 1996, p. 85.
- [13] Le GPL carburants, Institut Français du Pétrole, site web : www.ifpenergiesnouvelles.fr
- [14] A. Van Tigglen, collaborateurs oxydations et combustions, édition Technip, 1968, p. 301.
- [15] Les carburants de substitutions pour les transports routiers et une série de mesures visant à
promouvoir l'utilisation des biocarburants, site web : www.eur-law.eu, Mai 2010.
- [16] P. Arquès, pollution de l'air : causes, conséquences, solutions, édition Edisud 1998, P. 85.

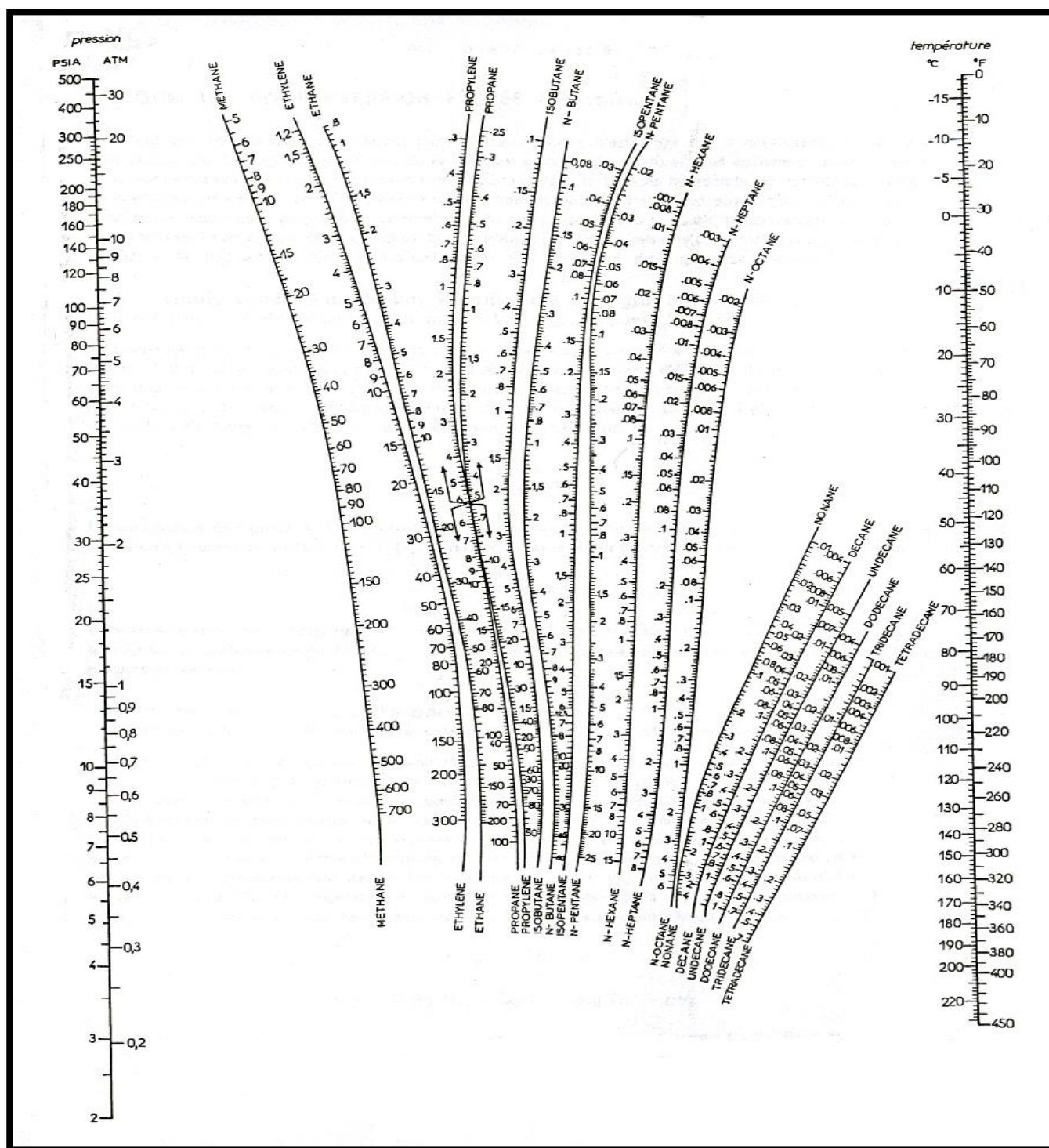
- [17] A. Daoud, les moteurs et les carburants de demain, séminaire environnement et transports, Ecole Nationale des Ponts et Chaussées, Novembre 1995, p.21-23.
- [18] P. Belov, Principes technologiques de synthèse pétrochimique, édition école supérieur Moscou, 1954.
- [19] Documentation Web Gaz de pétrole liquéfiés, site web www.naftal.dz.
- [20] Bilan énergétique national 2014, ministère de l'énergie de la république Algérienne Démocratique et populaire.
- [21] Energie & mines, revue périodique du secteur de l'énergie et des mines N°10, Mars 2009.
- [22] Algérie énergie, revue Algérienne de l'énergie N° 04, Avril-Mai 2015.
- [23] Y. Abchi, perspective des exportations des GPL et place de SONATRACH sur le marché méditerranéen, revue de l'Institut Algérien de Pétrole, vol 04, 1, Janvier 2001, p. 10.
- [24] SONATRACH veut promouvoir le GPL en Algérie, site web : www.Algérie.dz.com
- [25] D. Hadiazi, industrie Algérienne de GPL : passé, présent et perspectives, séminaire international sur les GPL/c, Juin 2009, p. 22-23.
- [26] IFP enspm formation, stockage des GPL.
- [27] <http://members.lycos.fr/ouldoualimalek/théorie/rectification.htm>.
- [28] CICILE, « Distillation–Absorption », technique de l'ingénieur, J-2610, J-2611, J-2621 J-2622J-2623, EditionTechnip, (1997).
- [29] A. Zouari. Optimisation du taux de récupération du propane au niveau de l'unité gaz plant de la raffinerie de Skikda (RA1/K). Mémoire de master, université d'El oued, 2018.
- [30] J. CRABOL, transfert de matière et transfert de chaleur “les équipements des unités pétrolières”.
- [31] Cours du module “opération unitaire 1”, enseignant : Mr. L. BELAMRI, Dr en raffinage, Faculté des hydrocarbures et de la chimie (FHC), UMBB.
- [32] La distillation, IFP enspm formation.

- [33] Z. HANICHI ; « Optimisation des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseuse » ; Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES ; 2005.
- [34] Distillation-Absorption, Technique de l'ingénieur.
- [35] J. Stichmair, "Distillation & Rectification", Ullmann's Encyclopedia of industrial chemistry, 2000.
- [36] Colonne à plateaux, P. WUITHIER Raffinage et génie chimique tome 2, édition Technip, Paris 1972.
- [37] Morad BELHARIZI, cours institue algérien du pétrole, les colonnes (technologie et fonctionnement).
- [38] Cours du module "Transfert de matière 1", enseignante : Mme. Kahina BEDDA, Maitre Assistante à la Faculté des hydrocarbures et de la chimie (FHC), UMBB.
- [39] A. SKOBLO, I. TREGOUBOVE, N. EGOROV, "Méthodes et appareils de l'industrie du Pétrole", édition étude supérieur, Moscou.
- [40] P. WUITHIER, Raffinage et génie chimique tome 1 et 2, édition Technip, Paris 1972.
- [41] Pn Hafiza Shukor, Dr Ku Syahidah Ku Ismail, Cik Hafizah Mohd Johar. « Material and energy balance, Hysys simulation manual », University of Malaysia Perlis (2016).
- [42] Michael E. Hanyak, Jr. « Chemical Process Simulation and the Aspen HYSYS V8.3 Software3, Bucknell University (2013).

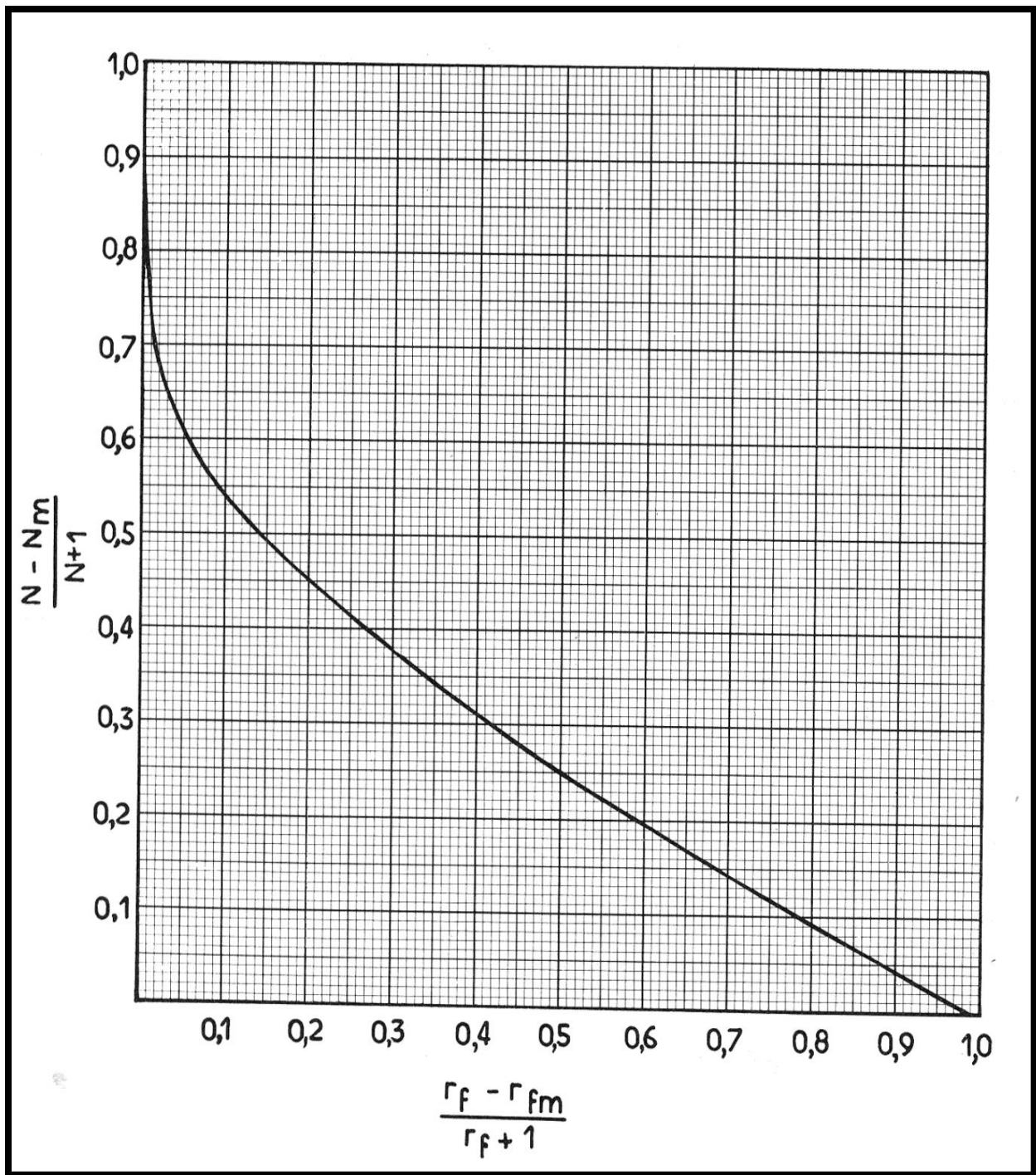
Bibliographies

Annexe

Annexe



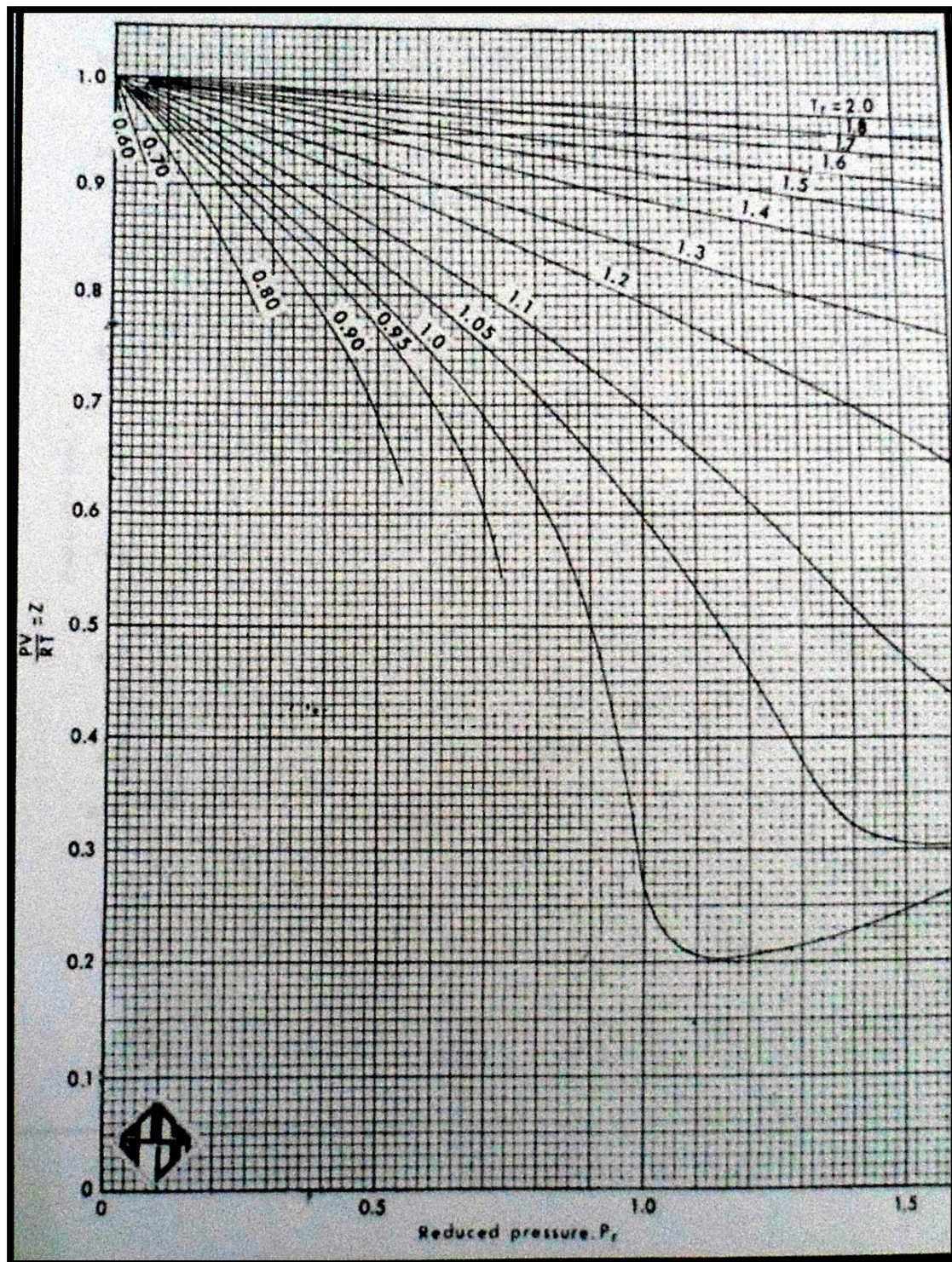
Annexe 01 coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Sheibel et Jenny)



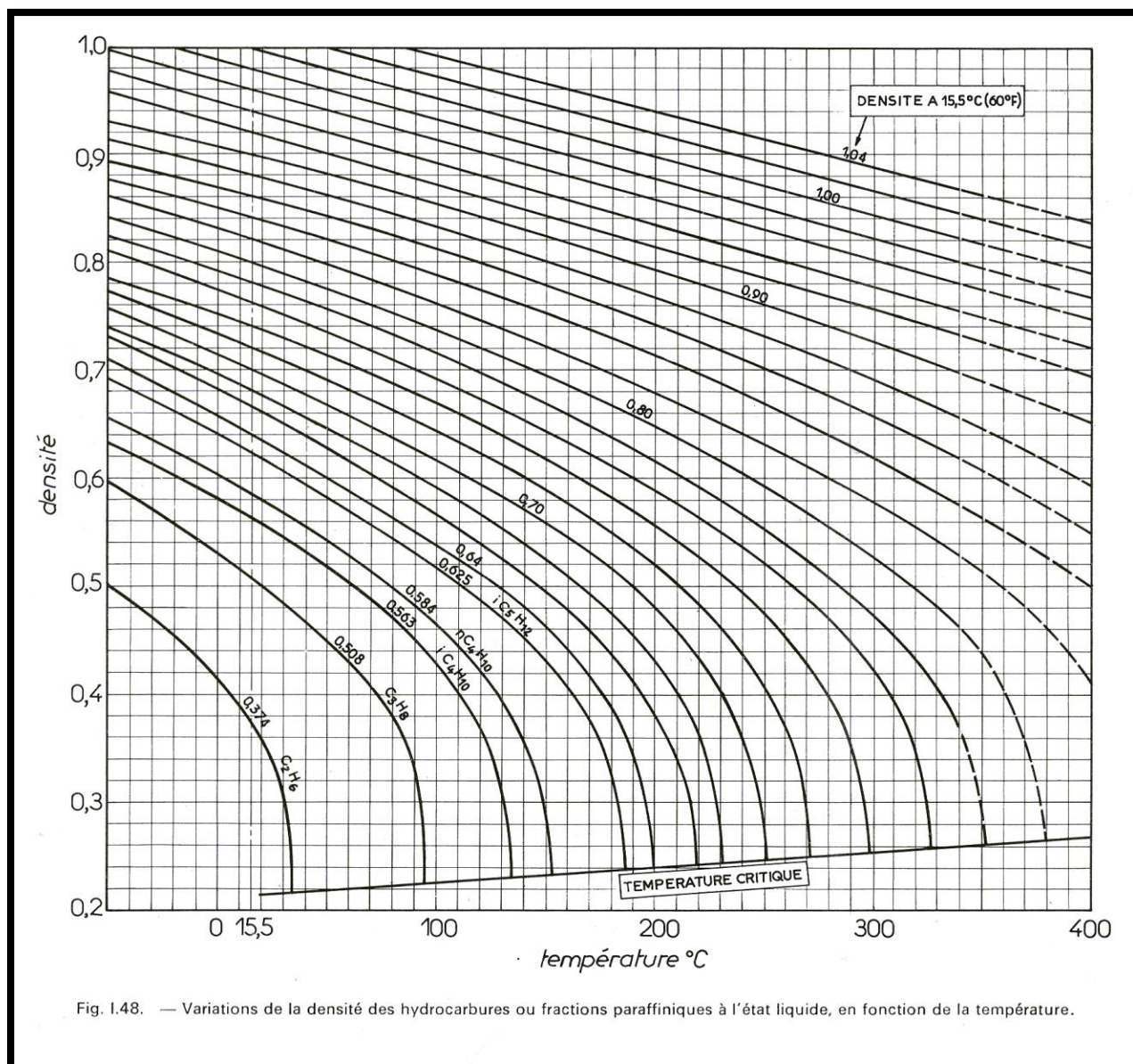
Annexe (02) : Diagramme de Gilliland

SUBSTANCE	TEMPÉRATURE CRITIQUE (°K)	PRESSION CRITIQUE (atm.)	VOLUME CRITIQUE (cm ³ /mole)	Z _c	ω
<i>Paraffines</i>					
Méthane	191,1	45,8	99	0,289	0,013
Ethane	305,5	48,2	148	0,285	0,105
Propane	370	42	200	0,276	0,152
<i>n</i> -Butane	425,2	37,5	255	0,274	0,200
Isobutane	408,1	36	263	0,283	0,192
<i>n</i> -Pentane	469,8	33,3	311	0,268	0,252
Isopentane	461	32,9	308	0,268	0,206
Néopentane	433,8	31,6	303	0,269	0,195
<i>n</i> -Hexane	507,9	29,9	368	0,264	0,298
<i>n</i> -Heptane	540,2	27	426	0,259	0,349
<i>n</i> -Octane	569,4	24,6	490	0,258	0,392
<i>Oléfines</i>					
Ethylène	282,4	50	124	0,267	0,097
Propène	365	45,6	181	0,275	0,140
1-Butène	419,6	39,7	240	0,277	0,203
2-Butène trans	430	41	236	0,274	0,273
Isobutène	417,9	39,5	239	0,275	0,234
1-Pentène	474	40			
2-Pentène	475,6	40,4			
3-Méthylbutène-1	464,8	33,9			
2-Méthyl-2-butène	470	34			
Hexène	516,7				
Octène	578				
<i>Dioléfines</i>					
Propadiène	393				
1-3-Butadiène	425	42,7	221	0,271	0,195
<i>Acétyléniques</i>					
Acétylène	309	61,6	113	0,275	0,186
Propyne	401	52,8			
1-Butyne	463,7				
2-Butyne	488,7				
1-Pentyne	493,5				
<i>Cycloparaffines</i>					
Cyclopentane	511,8	44,6	260	0,276	0,195
Méthylcyclopentane	532,8	37,4	319	0,273	0,235
Ethylcyclopentane	569,5	33,5	375	0,269	0,271
Cyclohexane	553	40	308	0,272	0,213
Méthylcyclohexane	572,3	34,3	344	0,251	0,257
<i>Aromatiques</i>					
Benzène	562	48,6	260	0,274	0,211
Toluène	594	41,6	320	0,273	0,241
<i>o</i> -Xylène	631,6	36,9			0,302
<i>m</i> -Xylène	619	36			0,328
<i>p</i> -Xylène	618	35			0,314
Ethylbenzène	619,6	38			0,317
<i>n</i> -Propylbenzène	638,8	32	430	0,262	0,346
Isopropylbenzène	635,9	32	430	0,264	0,286
<i>Alcools</i>					
Méthanol	513,2	78,5	118	0,220	
Ethanol	516	63	167	0,249	
<i>n</i> -Propanol	537	50,2	220	0,251	
Isopropanol	508,8	53	219	0,278	
<i>n</i> -Butanol	561	49			
<i>sec</i> -Butylalcool	538				
<i>tert</i> -Butylalcool	508				
Phénol	692,4	60,5			
<i>o</i> -Crésol	695	49,4			
<i>m</i> -Crésol	705	45	310	0,241	
<i>p</i> -Crésol	699	50,8			

Annexe (03) : Coordonnées critiques



An
nex
e
(04
):
Fa
cte
urs
de
co
mp
res
sibi
lité



Annexe (05) : Vérification de la densité des hydrocarbures ou fractions Paraffiniques à l'état liquide en fonction de la température

θ	h/R	C/R	h/C	S/R^2	θ	h/R	C/R	h/C	S/R^2
81	0.239594	1.29890	0.184459	0.2130141	131	0.585307	1.81992	0.321611	0.7658357
82	.245290	1.31212	.186942	.2204508	132	.593263	1.82709	.324704	.7803448
83	.251044	1.32524	.189433	.2280384	133	.601251	1.83412	.327814	.7949670
84	.256855	1.33826	.191932	.2357772	134	.609269	1.84101	.330943	.8097006
85	.262723	1.35118	.194440	.2436676	135	.617317	1.84776	.334089	.8245437
86	.268646	1.36400	.196955	.2517094	136	.625393	1.85436	.337255	.8394945
87	.274626	1.37671	.199481	.2599034	137	.633499	1.86084	.340437	.8545511
88	.280660	1.38932	.202012	.2682494	138	.641632	1.86716	.343641	.8697117
89	.286750	1.40182	.204556	.2767476	139	.649793	1.87334	.346863	.8849742
90	.292893	1.41421	.207107	.2853982	140	.657980	1.87939	.350103	.9003667
91	.299091	1.42650	.209668	.2942010	141	.666193	1.88528	.353366	.9157968
92	.305342	1.43868	.212238	.3031559	142	.674432	1.89104	.356646	.9313529
93	.311645	1.45075	.214816	.3122632	143	.682695	1.89665	.359948	.9470027
94	.318002	1.46271	.217406	.3215226	144	.690983	1.90211	.363272	.9627442
95	.324410	1.47456	.220005	.3309339	145	.699294	1.90743	.366616	.9785754
96	.330869	1.48629	.222614	.3404970	146	.707628	1.91261	.369980	.9944937
97	.337380	1.49791	.225234	.3502115	147	.715985	1.91764	.373368	1.0104973
98	.343941	1.50942	.227863	.3600772	148	.724363	1.92252	.376778	1.0265840
99	.350552	1.52081	.230503	.3700937	149	.732762	1.92726	.380209	1.0427512
100	.357212	1.53209	.233153	.3802606	150	.741181	1.93185	.383664	1.0589969
101	.363922	1.54325	.235815	.3905775	151	.749620	1.93630	.387140	1.0753188
102	.370680	1.55429	.238488	.4010440	152	.758078	1.94059	.390643	1.0917144
103	.377485	1.56522	.241171	.4116594	153	.766555	1.94474	.394168	1.1081816
104	.384339	1.57602	.243867	.4224232	154	.775049	1.94874	.397718	1.1247180
105	.391239	1.58671	.246572	.4333348	155	.783560	1.95259	.401293	1.1413210
106	.398185	1.59727	.249299	.4443935	156	.792088	1.95630	.404891	1.1579885
107	.405177	1.60771	.252021	.4555999	157	.800632	1.95985	.408517	1.1747179
108	.412215	1.61803	.254764	.4669494	158	.809191	1.96325	.412169	1.1915068
109	.419297	1.62823	.257517	.4784450	159	.817765	1.96651	.415845	1.2083528
110	.426424	1.63830	.260284	.4900846	160	.826352	1.96962	.419549	1.2252533
111	.433594	1.64825	.263063	.5018674	161	.834952	1.97257	.423281	1.2422059
112	.440807	1.65808	.265854	.5137923	162	.843566	1.97537	.427042	1.2592082
113	.448063	1.66777	.268660	.5258585	163	.852191	1.97803	.430828	1.2762575
114	.455361	1.67734	.271478	.5380648	164	.860827	1.98054	.434643	1.2933512
115	.462700	1.68678	.274310	.5504103	165	.869474	1.98289	.438488	1.3104871
116	.470081	1.69610	.277154	.5628938	166	.878131	1.98509	.442363	1.3276623
117	.477501	1.70528	.280013	.5755142	167	.886797	1.98714	.446268	1.3448744
118	.484962	1.71433	.282887	.5882703	168	.895472	1.98904	.450203	1.3621207
119	.492462	1.72326	.285773	.6011611	169	.904154	1.99079	.454169	1.3793987
120	.500000	1.73205	.288684	.6141847	170	.912844	1.99238	.458165	1.3967057
121	.507576	1.74071	.291591	.6273404	171	.921541	1.99383	.462196	1.4140393
122	.515190	1.74924	.294522	.6406267	172	.930244	1.99513	.466257	1.4313966
123	.522841	1.75763	.297469	.6540421	173	.938952	1.99627	.470358	1.4487751
124	.530528	1.76590	.300429	.6675852	174	.947664	1.99726	.474482	1.4661721
125	.538251	1.77402	.303411	.6812546	175	.956381	1.99810	.478645	1.4835852
126	.546010	1.78201	.306401	.6950488	176	.965101	1.99878	.482845	1.5010115
127	.553802	1.78987	.309409	.7089613	177	.973823	1.99931	.487080	1.5184484
128	.561629	1.79759	.312434	.7230052	178	.982548	1.99970	.491348	1.5358933
129	.569489	1.80517	.315477	.7371642	179	.991274	1.99992	.495657	1.5533435
130	.577382	1.81262	.318534	.7514417	180	1.000000	2.00000	.500000	1.5707963

Annexe (06) : Segments circulaires

Résumé

Résumé

L'énergie a un rôle important dans notre vie quotidienne, car elle est la responsable principale du développement des pays à cause de leur utilisation très large dans tous les domaines.

Le GPL qui est considéré comme un produit fatal, car il dépend des activités pétrolière et gazière, présente des qualités intrinsèques et des avantages multiples qui devraient le hisser à un haut niveau d'utilisation.

Les unités de traitement du gaz sont conçues pour plusieurs objectifs, parmi ses Objectifs est de maximiser la récupération de propane.

Notre travail consiste à faire un calcul de vérification sur la colonne dépropaniseur (C-03) par deux méthodes : en utilisant une méthode de dimensionnement approximative et par logiciel HYSYS 11 qui utilise des techniques plus précises et de comparé les résultats obtenus avec celle de design, pour s'assurer le bon fonctionnement de la colonne.

Mots Clés : GPL, Colonne dépropaniseur (C-03), Méthode de dimensionnement approximative, HYSYS 11, Propane.