

N° d'ordre :

N° de série :

Université Kasdi Merbah Ouargla

Faculté des sciences Appliquées

Département de Génie des Procédés



MEMOIRE de Fin D'études

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et technologique

Filière : Industries Pétrochimique

Spécialité : Génie de Raffinage

Présenté Par :

Douadi Islam

Bouchareb Azzeddine

-THEME-

**Dimensionnement d'une nouvelle colonne de stabilisation de condensat
hors spécification(dé-isopentaniseur)**

Soutenue le : 06 /07/2019

Devant la commission d'examen

Jury:

Président:	Ben Abd Salam Soulaf	MCA	MAA Univ. K.M Ouargla
Encadré par:	<i>Hidaya Izza</i>	MCA	MAA Univ. K.M Ouargla
Examineurs:	Beka Ouidad	MCB	MAA Univ. K.M Ouargla

Année Universitaire: 2018/2019



Dedicaces

Je dédie ce modeste travail à :

*Ma très chère mère et très cher père, et surtout mon très cher grand père et
ma très chère*

Grande mère pour leurs soutiens, leurs patiences et leurs confiances.

*Qu'ils trouvent ici l'expression de ma profonde gratitude pour tout ce qu'ils
font pour moi*

« que Dieu vous garde et vous bénisse ».

Mes très chères soeurs : Hiba ,Dounia aya ..

Toute ma famille « Douadi,Slimani »

*Tous mes amis (es), sans oublier taha mon frère dans la réalisation de ce
travail.*

Toute ma promotion.

Islam





Dedicaces

*Je dédie ce modeste travail à :
Ma très chère mère et très cher père, pour leurs soutiens, leurs patiences et
leurs confiances*

*Qu'ils trouvent ici l'expression de ma profonde gratitude pour tout ce qu'ils
font pour moi*

«Que Dieu vous garde et vous bénisse ».

Mon très cher frère Sofiane et Mohamad et Abdel nour et Walide.

Sans oublier mon cousin Khaled.

Mes très chères soeurs : Hayat, Kholoud, et Sirine.

Toute ma famille (Bouchareb.Boukhalfa)

*Tous mes amis (es), sans oublier Islam mon frère dans la réalisation de ce
travail.*

Toute ma promotion

Azzeddinne





REMERCIEMENTS

Nous tenons à remercier en premier lieu le bon dieu pour le courage qu'il nous a donné

Afin de mener ce travail à terme.

Nous adressons avec tous nos respects nos remerciements aux ingénieurs

M^R.Djouaher massinissa

M^{em}.Ounouh Fatima

Je tien à remercier tous les responsables et le personnel d'usine ZCINA

Toute notre reconnaissance et gratitude pour notre promoteur :

Nous remercions également notre encadreur « DR.Hidaya izza » Pour ses compréhensions

et ses remarques qui nous ont été précieuses

Nous remercions aussi tout ce qui nous a contribués de près ou de loin.

Enfin nous tenons à remercier :

L'ensemble des enseignements du département de "Génie des procédés ".



Sommaire

DEDICACE

REMERCIEMENT

LISTE DES FIGURES

LISTE DES TABLEAUX

LISTE DES SYMBOLES

Introduction Générale.....1

Chapitre I-Généralité sur GPL et condensat

I-1- LE GPL :.....	2
I-1.1- Définition :.....	2
I-1-2- Les sources de GPL :.....	3
I-1-3- Caractéristiques générales de GPL	3
I-1-4- Caractéristiques du GPL produit	5
I-1-5- Le GPL dans le monde	5
I-1-5- 1-La production mondiale du GPL	5
I-1-5-2 La consommation mondiale en GPL.....	6
I-1-6- Le GPL en Algérie :.....	7
I-1-6-1-Production nationale du GPL :.....	7
I-1-6-2- Consommation nationale du GPL :.....	8
I-1-7- Utilisations du GPL :.....	9
I-1-7-1 Source de chauffage :.....	10
I-1-7-2.GPL dans la climatisation :	10
I-1-7-3-GPL dans la pétrochimie :.....	10
I-1-7-4-GPL pour la production d'électricité ;.....	10
I-1-7-5-GPL carburant :.....	11
I-2-Le condensât :.....	12
I-2-1-Définition :	12

Sommaire

I-2.2- Caractéristiques du Condensât.....	13
I -2-3- Domaines d'utilisation du Condensât :	14
I -2-3 -1- Utilisation du condensât dans le raffinage :	14
I -2-3-2- Utilisation du condensât dans la pétrochimie :	14
I-3-l'iso pentane :	15
I -3-1- Définition et utilisation d'iso pentane :	15
I -3-2-Propriétés physique d'iso pentane :	16
I -3-3-Inflammabilité et explosibilité	16
I -3-4-Données sur les risques d'incendie :	16

Chapitre II-Partie Technologique

II-1-Présentation de champ de Hassi Messaoud.....	17
II-1-1-Historique du champ Hassi Messaoud.....	17
II-1-3- Situation géologique	18
II-2 -Présentation de l'usine GPL LDHP ZCINA	19
II-2 -1-Présentation d'usine	19
II-2-2-Caractéristiques principales des équipements.....	22

Chapitre III-Généralités sur la rectification

III-1-Généralités sur la rectification	26
III -2-Définition :	27
III -3-Description de la colonne de rectification	28
III -4-Fonctionnement d'une colonne de rectification.....	29
III- 5- Types de colonne de rectification	30
III -5-1- Colonne à plateaux	30
III- 5- 1-1-Types de plateaux.....	30
III- 5- 1-2-Disposition des éléments de barbotage	35
III -6- Colonne à garnissage	36
III-7- Lois fondamentales de transfert de matière	36
III-7-1- Lois de DALTON.....	36

Sommaire

III-7-2- Lois de RAOULT et d'HENRY	36
III-8- Bilan matière de la colonne et des ses zones	38
III-8-1 Bilan matière de la zone de rectification.....	38
III-8-2- Bilan matière de la zone d'épuisement.....	39
III-8-3- Bilan matière de la zone d'alimentation :	39
III-9- Utilisation de la volatilité relative.....	41
III-10- Choix de la pression dans la colonne	41
III-11- Régime de la température dans la colonne	42
III-12- Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge...44	
III-13- Choix du taux de reflux	45
III-13-1- Fonctionnement à reflux minimal :	45
III-13-2- Taux de reflux optimal :	45
III-13-3- Taux de remouillage optimal.....	46
III-14-Calcul du nombre de plateaux par la methode de Gilliland.....	46
III-15- Bilan thermique de la colonne	46

Chapitre IV-Patrie Calcule

IV-1-Présentation du problème	48
IV-2-Données de départ.....	48
IV-3-Caractéristiques des constituants de la charge.....	49
IV-4-Procédure de calcul.....	49
IV-4-1-Bilan matière de la colonne	50
IV-4-2 Détermination des Débit et composition de distillat D et le résidu R	51
IV-4-2-1 Détermination de X_{Ri} et Y_{Di}	52
IV-4-3- Pression et température dans la colonne :	54
IV-4-3-1-pression dans le ballon de reflux :	54
IV-4-3-3-Température au fond de la colonne.....	56
IV-4-3-4-Dans l'alimentation de la colonne.....	56
IV-5- Calcul du taux de vaporisation de la charge	56

Sommaire

IV-5-1-Volatilités relatives des constituants	58
IV-6- Fonctionnement à reflux minimal :.....	59
IV-6- 1- Calcul du taux de reflux minimal et taux de rebouillage minimal	60
IV-6-1-1- Calcul du taux de reflux minimal :.....	60
IV-6-1-2-Le taux de rebouillage minimal:	60
IV-7- Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la colonne :.....	61
IV-7-1- Calcul du nombre de plateaux dans la zone de rectification :.....	61
IV-7-2- Calcul du nombre de plateaux dans la zone d'épuisement :.....	62
IV-8- Bilan thermique de la colonne	63
IV-8-1- Détermination des masses moléculaires.....	64
IV-8-1-1- Pour la zone de flash :.....	64
IV-9- Dimensionnement de la colonne :.....	68
IV-9-1- Diamètre de la colonne :.....	69
IV-9-2- Hauteur de la colonne stabilisation :.....	73
IV-10- Simulation de la colonne de stabilisation par le logiciel 'HYSYS'.....	74
IV-10-1-introduction	74
IV-10-2-Objectifs simulateurs.....	74
IV-10-3-Choix du modèle thermodynamique	74
IV-10-4-Procédure de la simulation	76
IV-10-4-1-Les étapes de simulation	76
IV-10-5-Les résultats de la simulation	78
IV-10-5-1-Comparaison entre cas calculé et cas simulé	79
IV-10-6-Le Cout de réalisation.....	81

CONCLUSION

ANNEXES

BIBLIOGRAPHIE

RESUME

Liste des figures

Chapitre I-Généralité sur GPL et condensat

Figure I-1-Offre mondiale de GPL.....	6
Figure I-2-Evaluation de la production d'énergie primaire en Algérie.....	9
Figure I-3-Offre prévisionnelle national de GPL en (MT).....	9
Figure I-4-Dispositif de mesure de pression de vapeur REID.....	13
Figure I-5-Représentation d'isopentane.....	15

Chapitre II-Partie Technologique

Figure II-1-Position Géographique du champ Hassi Messaoud.....	18
Figure II-2-Schéma de l'unité GPL/LDHP ZCINA.....	19
Figure II-3-Schéma de l'unité GPL ZCINA.....	25

Chapitre III- Généralités sur la rectification

Figure III-1-Schéma simplifié de la rectification.....	28
Figure III-2-Synoptique de la colonne de rectification.....	29
Figure.III.3-Type de plateaux selon l'écoulement des phases.....	31
Figure III-4-Plateau à calotte.....	31
Figure III-5-Plateau perforé avec déversoir.....	32
Figure III-6-Plateau à clapet.....	32
Figure III-7-Plateau à jet directionnel.....	33
Figure III-8-Plateau à tunnel.....	33
Figure III-9-Plateau perforé sans déversoir.....	34
Figure III-10-Disposition des éléments de barbotage.....	35

Chapitre IV-Patrie Calcule

Figure IV-1-Choix du modèle thermodynamique (EOS Peng-Robinson).....	76
Figure IV-2-La liste des compositions.....	77
Figure IV-3-Choix du modèle thermodynamique (EOS Peng-Robinson.....	77

Liste des figures

Figure IV-4- La liste des paramètres	78
Figure IV-5-La liste des équipements	78
Figure IV-6- les fractions de la charge et des produits.....	78
Figure IV-7-Les données de départ.....	78
Figure IV-8-Profil de température le long de la colonne.....	79
Figure IV-9-Profil de pression à l'intérieur de la colonne.....	80
Figure IV-10-Profil du débit.....	80
Figure IV-11-le cout de la colonne de stabilisation en dollars.....	81

Liste des tableaux

Chapitre I-Généralité sur GPL et condensat

Tableau I-1-Composition molaire de GPL.....	3
Tableau I-2-La production moyenne annuelle de ces raffineries	8
Tableau I-3-Composition molaire du condensat stabiliser.....	12
Tableau I -4-Propriétés physique d'iso pentane.....	16

Chapitre II-Partie Technologique

Tableau II-1-Caractéristiques principales d'équipement G11-VL-3205.....	22
Tableau II-2-Caractéristiques principales d'équipement G11-CB-320.....	22
Tableau II-3-Caractéristiques principales d'équipement 32C-VD3501.....	23
Tableau II-4-Caractéristiques principales d'équipement 35G-PA-33-06 A/B.....	24
Tableau II-5-Caractéristiques principales d'équipement 35G-PA-33-06 A/B.....	25

Chapitre III- Généralités sur la rectification

Tableau III-6-comparaison entre les plateaux.....	34
---	----

Chapitre IV-Patrie Calcule

Tableau IV-1-Composition de la charge.....	48
Tableau IV-2-Caractéristiques des constituants de la charge	49
Tableau IV-3-les débits molaire et massique de chaque constituant :.....	50
Tableau IV-4-Débit Massique et Débit Molaire de distillat.	53
Tableau IV-5-La Densité a 25 C° et tension de vapeur de Raied de distillat	53
Tableau IV-6-Débit massique et débit molaire de résidu	53
Tableau IV-7-La Densité a 25C° et tension de vapeur de Raied de Résidu	54
Tableau IV-8-Constant d'équilibre de distillat a 140C° et 15.5 bar	54
Tableau IV-9-Pression et parte de charge de chaque Section de la colonne	55
Tableau IV-10- de constant d'équilibre dans sommet de la colonne.....	55
Tableau IV-11- de constant d'équilibre dans fond de la colonne.....	55

Liste des tableaux

Tableau IV-12-Les valeur de taux de vaporisation de la charge et de constant d'équilibre.....	57
Tableau IV-13-Volatilités relatives des constituants.....	58
Tableau IV-14-De volatilités moyennes des constituants.....	58
Tableau IV-15-Calcul La valeur de (φ).....	59
Tableau IV-16-Calcul des masses moléculaires et composition pour la zone deflash....	64
Tableau IV-17-Calcul des masses moléculaires pour le distillat et le résidu.....	64
Tableau IV-18-Calcul la composition de liquide et de vapeur.....	65
Tableau IV-19-Calcul Les enthalpies.....	67
Tableau IV.20-Quantité de chaleur totale de colonne.....	68
Tableau IV-21-Calcul Les point critiques des compositions du distillat.....	69
Tableau IV-22-Calcul de Masse volumique moyenne (ρ_{4}^{20}) _{moy} de distillat.....	71
Tableau IV-23-Hauteur totale et Diamètre de colonne.....	81

Symbole

<i>Symbole</i>	<i>signification</i>	<i>unité</i>
p_i^v	Pression partiel d'un constituant « i »	(bar)
P_T	Pression du système	(bar)
Y_i	Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur.	(mol)
p_i^L	Pression partiel d'un constituant « i »	(bar)
P_i	Tension de vapeur du constituant « i »	(bar)
X_i	Concentration molaire du constituant « i » en phase liquide.	(mol)
E_i	constante d'Henry ; dépend de la nature du constituant et de la température à l'équilibre	-
K_i	Coefficient d'équilibre du constituant « i »	-
L	Débit molaire de la charge	(kmol/h)
L'	Débit massique de la charge	(Kg/h)
ρ	La densité	-
M	La masse molaire	(g/mol)
M_{moy}	La masse molaire moyenne	(g/mol)
D	Débit molaire du Distillat.	(kmol/h)
R	Débit molaire du Résidu.	(kmol/h)
G	Débit pondéral de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne.	(kmol/h)
g	Débit molaire du liquide traversant un sectionnement.	(kmol/h)
g'	débit molaire du liquide traversant un sectionnement	(kmol/h)
$G' \therefore$	Débit molaire de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne	(kmol/h)
ΔP_1	perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur	(bar)
ΔP_2	: perte de charge due aux résistances des plateaux	(bar)
$X_{L,i}$	Concentration molaire de constituant « i » dans la charge	

Symbole

$Y_{0,i}$	Concentration molaire de constituant « i » dans la phase liquide	(mol)
$X'_{0,i}$	Concentration molaire de constituant « i » dans la phase vapeur	(mol)
e_o'	Taux de vaporisation molaire de la charge	-
r_o'	Taux de condensation molaire de la charge	-
G_o	Débits molaires de la phase liquide de la charge	(Kmol/h).
g_o	Débits molaires de la phase vapeur de la charge	(Kmol/h).
α_{Li}	Le coefficient de volatilité d'un constituant « i » quelconque par rapport au constituant clés lourd déterminé à la température d'entrée de la charge.	-
ϕ_a	Paramètre conventionnel déterminé par successives approximations	-
$(r_b)_{opt}$	le taux de remouillage optimal	-
Q_{Rb}	Charge thermique du rebouilleur	(Kcal/h).
Q_{Con}	Charge thermique du condenseur	(Kcal/h)
e_0	Taux de vaporisation de la charge.	(% molaire)
H_0	Enthalpie de la phase vapeur de la charge	(Kcal/Kmole.
h_0	Enthalpie de la phase liquide de la charge	(Kcal/Kmole.
h_D	Enthalpie du distillat à l'état liquide.	(Kcal/Kmol).
H_D	Enthalpie du distillat à l'état vapeur.	(Kcal/Kmol).
h_R	Enthalpie du résidu à l'état liquide	(Kcal/Kmol.)
h_R	Enthalpie de la phase liquide qui sort du four.	(Kmol/Kmol)
G_R	Débit de l'effluent provenant du rebouilleur	(Kmol/h)
g_x	Débit du reflux liquide froid.	(Kmol/h)
H_t^v	l'enthalpie de la phase vapeur considérée.	(Kmol/Kmol)

Symbole

H_R	Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur	(Kmol/h)
H^v_i	l'enthalpie de constituant « i »	(Kmol/Kmol)
H^v_{i,0}	l'enthalpie de constituant « i » d'après le graphe à la température t, et pression	(Kmol/Kmol)
Z	coefficient de compressibilité	-
P_{per}	Pression créatique	(bar)
T_{per}	Température créatique	(k°)
T_r	Pression réduire (bar).	(bar).
P_r	Température réduire (k°).	(k°).
C	constante dépendant de la distance entre deux plateaux	-
H_T	hauteur de la colonne m	m
D	diamètre de la colonne m	m
S	section de la colonne m ²	m ²
W	la vitesse admissible m ³ /s	m ³ /s
α	Volatilités relatives des constituants	-
(rf)	taux de reflux	-
(r_b)	Le taux de remouillage	-
N_{min}	nombre de plateaux	-
E	l'efficacité des plateaux	-

Introduction générale



Introduction :

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie de l'être humain. Les sciences et les progrès techniques ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tous les produits à vocation énergétique dont nous citons :

Le pétrole et le gaz qui sont seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie

Dans les années soixante, les découvertes de gaz et la multiplication des projets entraînent un véritable décollage de la production mondiale. Au bout de dix années de croissance, à la fois de la production et des réserves prouvées, le gaz naturel a quitté sa place de second rang.

Aujourd'hui, l'industrie gazière se repositionne et entame une nouvelle phase de croissance et fait émerger une «**nouvelle économie** » du gaz.

L'exploitation pétrolière en Algérie consiste à maximiser les revenus en optimisant la récupération, et la valorisation de tous les dérivés qui connaissent une hausse des prix et une libre vente sur le marché international notamment le condensât et le GPL.

La rectification est l'un des procédés de séparation qui sert à obtenir des produits finis qui répondent aux spécifications de marché. Le GPL est l'un des produits obtenus par ce procédé.

L'intérêt croissant de GPL vient de son utilisation qui a les avantages suivants :

- Moins polluant que d'autres carburants.
- Indice d'octane supérieur à celui de l'essence.
- Durée de vie de moteur du véhicule plus longue.
- Moins cher que l'essence.

L'objectif de notre étude est le dimensionnement d'une nouvelle colonne de rectification qui servira à stabiliser un condensat pour avoir une spécification en TVR 12 PSI à partir des caractéristiques actuelles de condensat qui est exporté vers HEH.

Pour atteindre cet objectif, il est nécessaire d'éliminer la fraction C_5^- .

Etude comparative mise en point des résultats obtenus entre calcul de dimensionnement et ceux obtenus par le simulateur HYSYS ainsi qu'une étude économique de cette colonne.

C HAPITRE



Généralité sur GPL et condensat

I-GENERALITES SUR LES GPL ET LE CONDENSAT :**I-1-LE GPL :****I-1.1-Définition :**

L'appellation « Gaz de Pétrole Liquéfiés » ou « GPL » (*LPG* en anglais) peut qualifier deux gaz à l'état liquide : le propane (C_3H_8) et le butane (C_4H_{10}).

Ce sont tous les deux des hydrocarbures « saturés » qui sont composés de liaisons simples d'atomes de carbone et d'hydrogène.

Ils présentent l'intérêt de se liquéfier sous une pression moins forte que les autres gaz (notamment le méthane) : entre 1,5 et 7 bar, soit une pression équivalente à celle de l'eau du robinet ou à celle de l'air dans un pneu.

Plus de 60% des volumes de propane et de butane produits dans le monde proviennent de champs de gaz, le reste étant issu du raffinage du pétrole brut. L'usage des GPL est aujourd'hui largement répandu en raison de leur facilité de stockage et de transport. Leur distribution a débuté dans des bouteilles dès les années 1930 et s'est étendue avec le développement du stockage en citernes (ou « vrac ») dans les années 1960. Les GPL sont aujourd'hui largement exploités par les industriels mais aussi par les particuliers dans leurs activités itinérantes. Mélangés, les GPL peuvent également être utilisés comme carburant pour véhicules (GPL-c).

Notons que les GPL ne doivent pas être confondus avec le GNL (Gaz Naturel Liquéfié) dont la température de liquéfaction est beaucoup plus basse [1]

Tableau I-1-Composition molaire de GPL.

Composants	% molaire
Méthane	0
Ethane	1.22
Propane	69.94
Iso butane	6.74
Normal butane	22.07
Iso pentane	0.03

Le G.P.L. est également utilisé comme carburant efficace pour les véhicules, et dans différents domaines tels que la pétrochimie, la production électrique, et la climatisation....etc.

I-1-2-Les sources de GPL :

Les gaz de pétrole liquéfié (G.P.L.) sont Produits principalement :

- ✓ Dans les raffineries de pétrole brut, soit au cours de la distillation du pétrole ; soit pendant le craquage thermique ou reforming des produits en vue de la production des essences.
- ✓ Dans les unités de traitement et de séparation du gaz naturel (G.N.) qui a pour but de séparer et de recueillir les condensats (propane, butane, essences légères ... etc.
- ✓ Par liquéfaction du gaz naturel.

I-1-3-Caractéristiques générales de GPL :

- **Odeur** : Le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant, ce sont des composés sulfures tels que le diéthylmercaptan ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité.
- **Tension de vapeur** : La TVR du GPL est de **8** et **2 bars** pour le propane et le butane respectivement à **20°C**.

- **Dilatation** : A l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).

- **Densité** : Aux conditions normales de température et pression, le GPL sont plus lourds que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température à titre exemple :
 - à **38°C** la densité est égale **0,534**, la densité est très important dans le GPL commerciale.

- **Température d'ébullition** : A la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de (**- 42°C**), celle de butane est de (**- 6°C**).

- **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)**.

- **Impuretés** : le plus important est le soufre , la teneur en soufre est inférieure ou égale à **0,005 %** en masse , ainsi l'eau l'un des impuretés importants .

Le GPL est fon corrosif à l'acier mais l'est généralement aux cuivre et ces alliages nu l'aluminium.

Le GPL n'est aucune propriété de lubrification et cet effet doit être prise en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs)
Le GPL est incolores, que ce soit phase liquide ou gazeux.

I-1-4- Caractéristiques du GPL produit :

Les GPL produits sont constitués essentiellement de Propane et de Butane à proportions différentes selon leurs origines (gaz naturel, gaz associés).

Le propane et butane produits au niveau des différentes unités Gaz plant (U30/31, U100) doivent nécessairement répondre aux spécifications suivantes:

- **Propane :** 1.5 % vgl. Liq. C₂⁻
 2.0 % vol. Liq. C₄⁺

- **Butane :** 4.0 % vol. Liq. C₃⁻
 1.0 % vol. Liq. C₅⁺

I-1-5- Le GPL dans le monde :**I-1-5- 1-La production mondiale du GPL :**

Il existe deux sources de GPL : la récupération du propane et du butane sur les champs de pétrole et gaz naturel représente **60%** des ressources. La production sur champs est particulièrement importante :

- Aux Etats-Unis ou une longue tradition d'utilisation importante existe. la production et la consommation sont équilibrées.
- Au Moyen- Orient la production de GPL s'est considérablement développée à la fin des années soixante dix, lorsque l'augmentation du prix de l'énergie a rendu attractive la récupération du propane et du butane. Le Moyen-Orient occupe une importante place d'exportation de GPL dans le monde. Au paravent ces produits étaient brûlés avec le gaz associé.
- En Afrique du Nord et particulièrement en Algérie où les GPL sont surtout récupérés à partir de gaz naturel dans les unités de liquéfaction.
- La production des raffineries assure le complément du propane et butane qui sont récupérés par la distillation du pétrole brut et par craquage des molécules lourdes dans des unités de transformation et de conversion.

- Le propane et le butane commerciaux ne sont pas des produits purs mais des mélanges. Une séparation complète des molécules serait aussi coûteuse qu'inutile car la plupart des utilisations acceptent des mélanges.
- La production mondiale du GPL représentait **162 MT** en **1995**, elle croîtra à un rythme de **5%** par an.

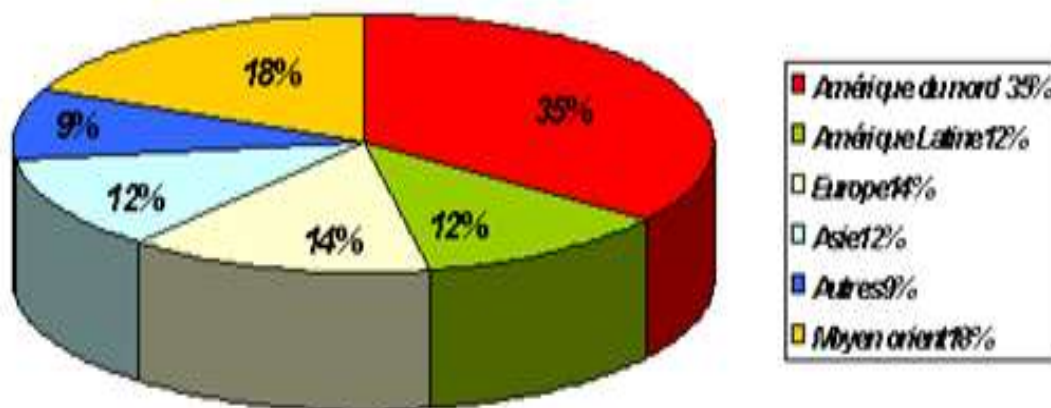


Figure I-1-Offre mondiale de GPL [1].

I-1-5-2-La consommation mondiale en GPL :

Actuellement, les GPL représentent **2%** de la consommation énergétique mondiale. La demande mondiale en GPL a augmenté à un rythme bien supérieur à celui de la demande énergétique totale en atteignant **170 MT** en **2000**. Cette demande est dominée par le secteur résidentiel dans le marché asiatique et par leur secteur de raffinage (**18%**) et de la pétrochimie (**43%**) aux Etats-Unis. La demande en Europe est équilibrée entre ces trois secteurs.

Le secteur résidentiel et commercial constitue la plus grande part du marché des principaux consommateurs, soit **42%** de la demande totale en **1995**. En raison de la pénétration du gaz naturel, ce secteur se stabilise dans les pays occidentaux : Amérique, Europe de L'Ouest.

Dans le secteur pétrochimique, l'Amérique du nord et l'Europe de l'Ouest dominent la consommation mondiale du GPL (**78%** en **1995**).

Au Moyen Orient et en Europe de l'Est, une des fortes perspectives de développement de ce secteur avec des taux de croissance de **23 %** et **18%** en **1985** et **2000** respectivement.

Pour le secteur de transport, la consommation du GPL reste relativement modeste comparativement aux secteurs (**6%** en moyenne).

I-1-6-Le GPL en Algérie :

I-1-6-1-Production nationale du GPL :

Puisque l'Algérie est un pays pétrolier et gazier, l'industrie du GPL est très important, sa production suivi une croissance soutenue en raison de l'intérêt suscité chez les pays industrialisés par cette forme d'énergie idéale pour la protection de l'environnement.

En **1984** l'Algérie importait du butane en période de pointe, depuis cette date et suite, à la mise en service du complexe GP1Z. La production nationale est largement excédentaire par rapport à la demande d'un marché national.

Durant les dernières années, l'industrie Algérienne du GPL a connue des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime. Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au début des années **90** fait bénéficier aujourd'hui des disponibilités importantes du GPL.

Depuis la mise en exploitation du champ gazier de HOUD EL HAMRA en **1996**, la production du GPL en Algérie connue un développement rapide. Le niveau de l'offre nationale du GPL est de l'ordre de **5,5** millions de tonnes en **1996**, et plus de **7,3** millions de tonnes en **1998**, et environ **9** millions de tonnes en **2001**, un pic de **12,5** millions de tonnes sera atteint en **2006** lorsque les projets développés auront été mise en service. Cette offre provenant de trois sources différentes :

- **10%** obtenus à la suite du raffinage du pétrole brut aux raffineries de Skikda, Arzew, Alger.

La production moyenne annuelle de ces raffineries est de l'ordre de **530.000 tonnes** réparties dans le tableau suivant :

Tableau I-2-La production moyenne annuelle de ces raffineries.

	SKIKDA	ARZEW	ALGER
GPL	340.000 t	100.000 t	90.000 t
Butane	83%	74%	93%

11% sont obtenus à l'issue de la liquéfaction du gaz naturel aux complexes de liquéfaction de SONATRACH GL2Z, GL1K et réparti comme suit :

- **GL2Z : 405.000 tonnes** dont **50%** en butane.
- **GL1K : 170.000 tonnes** dont **40%** en butane.

➤ **79%** sont produits à partir des gisements d'hydrocarbures, suite à la séparation du gaz et le traitement du pétrole brut ; soit **4,35 millions** de tonne

L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région Ouest à Arzew avec **87%** , **9%** dans la région Est (Skikda), **2%** au Centre et **2%** dans le Sud au niveau des champs de HASSI R'MEL, HAOUDH - BERKAOUI et L'HAMRA .

I-1-6-2-Consommation nationale du GPL :

La consommation national du GPL a connu un rythme très élevé à partir de **1970**, suite à la mise en place de nouvelles capacités d'enfûtage en **1980** par **29** centres en futeurs portant la capacité de **1,2 millions de tonnes/an** en une équipe, soit l'équivalent de **43** centres en futeurs implantés à travers l'ensemble du territoire national. la consommation est passée de **148.000 tonnes** en **1970** et à **720.000 tonnes** en **1975** pour atteindre **1,9 millions** de tonnes en **2004**.

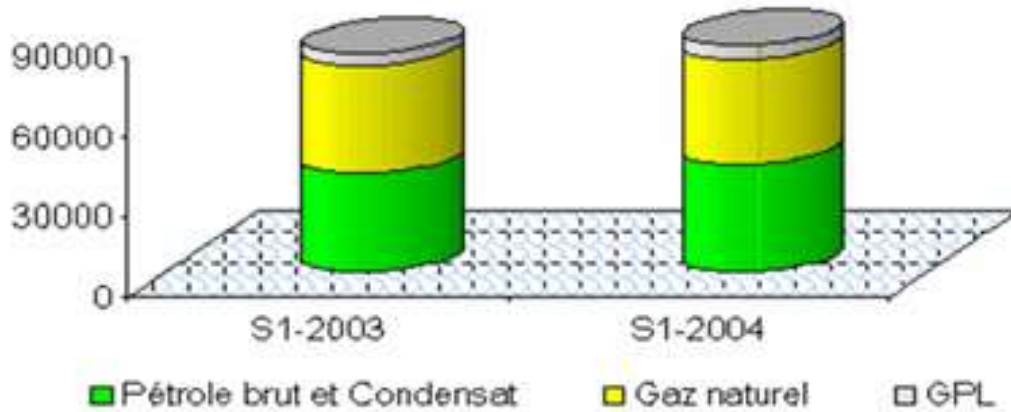


Figure I-2-Evaluation de la production d'énergie primaire en Algérie.

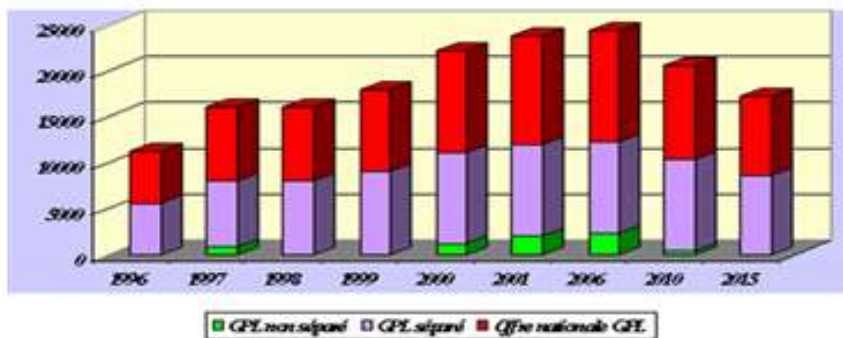


Figure I-3-Offre prévisionnelle national de GPL en (MT) [1].

I-1-7- Utilisations du GPL :

Nos ressources en hydrocarbures sont essentiellement composées d'hydrocarbures gazeux : le gaz naturel et les GPL.

Compte tenu des profils de production prévisionnels, les GPL constituent la ressource la moins entamée.

S'agissant du marché national, de grandes possibilités d'utilisation des GPL existent pour tous les usages thermiques.

Cependant, hormis le butane qui a connu une très forte pénétration dans le secteur résiduel, le propane a été très faiblement utilisé dans les autres secteurs potentiels : Tertiaire, transports, industrie, agriculture. [2]

I-1-7-1-Source de chauffage :

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

I-1-7-2-GPL dans la climatisation :

Deux principaux facteurs sont utilisés :

- Pour s'évaporer les GPL absorbent la chaleur de l'environnement et créent un froid.
- Un moteur fonctionnant aux GPL peut entraîner un compresseur qui comprime le gaz « GPL » et la détente absorbe la chaleur. A la base de ces deux principes ont été construits :

- Les réfrigérateurs.
- Les climatiseurs

I-1-7-3-GPL dans la pétrochimie :

18% des GPL sont consommés comme charge pétrochimique et 10% de l'éthylène produit en pétrochimie provient du propane.

La demande globale pétrochimique des GPL enregistre un taux de croissance de 10%. L'utilisation du butane est liée essentiellement à la fabrication du MTBE utilisé comme booster des essences en substitution au PTE (Plomb tétra éthyle).

I-1-7-4-GPL pour la production d'électricité ;

Les rythmes attendus de la croissance de la demande mondiale en électricité dépasseraient largement ceux des autres formes d'énergies finales. Elle atteindra 21.2 % en l'an 2010.

Les GPL pour la production d'électricité s'avère être une solution privilégiée par rapport aux autres combustibles (Charbon, Fuel,...), et ce tant du point de vue économique qu'écologique

I-1-7-5-GPL carburant :

La pollution de l'air et climat, le bilan écologique comparé des différents carburants attribue les meilleures notes, et de loin au GPL, et au gaz naturel.

Si on les généralisait, on soulagerait bien plus l'environnement qu'en améliorant la qualité de l'essence et du diesel. Les autres carburants examinés n'apportent guère d'avantages comparés à ces derniers.

Parfois même ils sont moins favorables, tel est le résultat d'une étude réalisée à la demande de l'OFEFP (office fédéral de l'environnement des forêts et du paysage) intitulée éco profils des carburants.

Conclusion :

Le G.P.L., longtemps considéré comme un produit fatal, car il dépend des activités pétrolières et gazières, présente des qualités intrinsèques et des avantages multiples qui devraient le hisser à un haut niveau d'utilisation.

Se trouvant parmi les principales de G.P.L. dans le monde, L'Algérie qui sera deuxième zone exportatrice de G.P.L. après l'Arabie Saoudite, est contrainte d'adopter, en parallèle, à sa stratégie de promotion de G.P.L. sur le marché internationale par la recherche de nouveaux marchés et débouchés, une stratégie de développement du marché national des G.P.L., Elle doit ainsi s'intéresser aux axes stratégiques en recherchant des créneaux alternatifs, tels que la carburation et la génération électrique.

Enfin, on peut conclure que les G.P.L. sont dans les secteurs tertiaires et industriels en tant que combustibles, dans la pétrochimie en tant que charge, dans les secteurs de transport en tant que carburant et pour la production d'électricité.

I -2-Le condensât :**I -2-1-Définition :**

Un condensât de gaz naturel est un mélange liquide d'hydrocarbures légers obtenu par condensation de certains gaz naturels bruts. Le condensât est constitué de molécules qui existent à l'état gazeux dans un gisement de gaz naturel mais qui se condensent par détente et refroidissement lors de la production de ce dernier, on récupère ainsi des quantités importantes de propane et de butane (GPL) mais également de produits constitués de molécules comportant de 5 à 10 ou 15 atomes de carbone : le condensât proprement dit. On distingue le condensât léger (C₅ à C₁₀ environ) et le condensât lourd (C₁₀ à C₁₅ environ). [3]

Tableau I-3-Composition molaire du condensat stabilise.

Composants	% molaire
Propane	0.04
Iso butane	0.03
Normal butane	0.22
Iso pentane	21.94
Normal pentane	36.45
Hexane	24.26
Heptane	12.80
Octane	4.26

I-2.2-Caractéristiques du Condensât

Les principales caractéristiques du condensât sont

➤ **La TVR :**

La tension de vapeur de Reid est la caractéristique principale du condensât, elle doit être inférieure à 0.69 bar (10 psi-a) à 37.80C en Hiver et inférieure à 0.5 bar (7 psi-a) à 37.80 C en été.

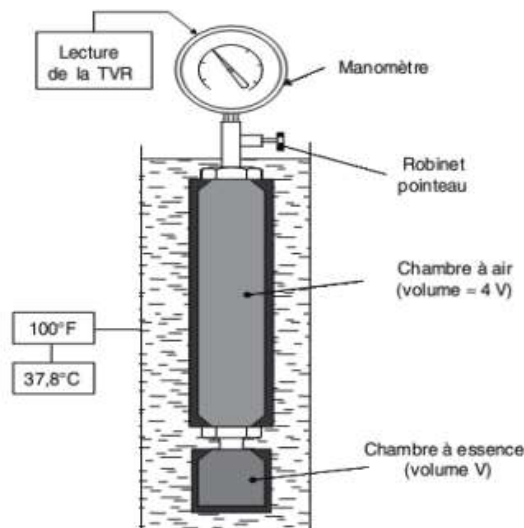


Figure I-4-dispositif de mesure de pression de vapeur REID [4].

- **Aspect :** C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence
- **Poids spécifique :** Le poids spécifique du condensât est compris entre 0.7 à 0.8.
- **Point d'éclair :** Son point d'éclair est inférieur à -40°C
- **Limites d'inflammabilité :** Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à Zéro, ses limites d'inflammabilité sont approximativement :
1.4 et 7.6 % (dans l'air)

- **Explosivité et inflammabilité** : Le condensât est un fluide hautement inflammable, la température d'auto-inflammabilité est de 380 à 4500C

- **Toxicité physiologique** : Les vapeurs du condensât sont toxiques lorsqu'un homme s'y expose. Le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux suivi de symptômes névropathies. La victime peut éventuellement avoir du mal à marcher. Lorsque les concentrations du condensât (vapeur) sont de l'ordre de 0.025 à 0.05% en volume dans l'air, elles ne peuvent pas causer de symptômes sérieux même après plusieurs heures d'inhalation.

- **Précautions hygiéniques** : Pour prévenir l'intoxication, une ventilation convenable est réalisée dans les locaux de travail afin de maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de 300 ppm.

I -2-3-Domains d'utilisation du Condensât :

La particularité du condensât réside dans son utilisation dans deux secteurs industriels entièrement stratégiques : le raffinage et la pétrochimie.

I -2-3 -1-Utilisation du condensât dans le raffinage :

Le condensât est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites à partir de pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât est moins coûteuse, et sa composition chimique riche en éléments légers. Le condensât est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence (isomérisation) en transformant les normales paraffines en iso-paraffines qui ont un grand indice d'octane.

I -2-3-2-Utilisation du condensât dans la pétrochimie :

La valorisation du condensât se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie, où la demande est très importante. Le vapocraquage est ainsi la principale voie pour la production des oléfines. Dans ce secteur trois éléments dominant : L'accentuation du déséquilibre entre les demandes respectives d'éthylène et de propylène avec une croissance moyenne annuelle de 4% pour le

Premier et proche de 5% pour le second en 2007. Le fonctionnement des vapocraquages de charge liquide à la limite de flexibilité du rapport propylène/éthylène. L'accroissement de la contribution de craquage catalytique à la fourniture de propylène. L'intérêt de ce produit dans la pétrochimie est justifié par les considérations suivantes :

- Le condensât est riche en hydrocarbures paraffiniques et naphéniques C₅ à C₇ ayant un bon potentiel de production d'oléfines.
- Une faible quantité en hydrocarbures aromatiques qui se transforment en poly-aromatiques lors du vapocraquage.[4]

I-3-l'iso pentane :

I -3-1-Définition et utilisation d'iso pentane :

Le 2-méthylbutane est un alcane saturé de formule brute C₅H₁₂. Il est un des isomères structuraux du pentane. Ce produit à l'état Liquide est incolore à odeur d'essence

- **Formule moléculaire brute :** iC₅H₁₂



Figure I-5- Représentation d'isopentane. [5]

- **Utilisation :**

Additif à essence, fabrication de produits organique

I -3-2-Propriétés physique d'iso pentane :**Tableau I-4-Propriétés physique d'iso pentane.**

État Physique	Liquide
Masse moléculaire	72,15
Densité	0,6197 g/ml à 20 °C
Solubilité dans l'eau	Insoluble
Densité de vapeur (air=1)	2,49
Point de fusion	-159,9 °C
Point d'ébullition	28,00 °C
Tension de vapeur	595 mm de Hg (79,3 kPa) à 20 °C
Concentration à saturation	783 000 ppm
Facteur de conversion (ppm->mg/m ³)	2,951
Taux d'évaporation (éther=1)	0,9

I -3-3-Inflammabilité et explosibilité

- **Inflammabilité :**

Ce produit est inflammable dans les conditions suivantes:

Peut s'enflammer s'il est exposé à une source d'ignition.

Peut s'enflammer au contact des oxydants forts.

- **Explosibilité :**

Peut exploser si ses vapeurs sont en mélange avec l'air.

Peut exploser au contact des oxydants forts.

I -3-4-Données sur les risques d'incendie :

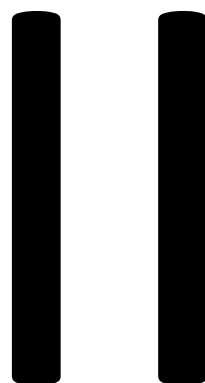
Point d'éclaire : -56,00 °C

Température d'auto-ignition : 420 °C

Limite inférieure d'explosibilité : 1,4% à 25 °C

Limite supérieure d'explosibilité : 8,3% à 25 °C. [5]

C HAPITRE



Partie Technologique

II-1-Présentation de champ de Hassi Messaoud :**II-1-1-Historique du champ Hassi Messaoud :**

Le premier puits a été réalisé le 15 janvier 1956 sur une profondeur de 3338 m, le 1957 à 7 Km de MD1 sur la partie nord du champ, un deuxième puits a été foré dans la continuité du premier gisement

- De 1957 à 1958, 20 puits ont été forés et la réalisation des unités de séparation ont permis la mise en exploitation du champ (sa production pour l'année 1958 a été de l'ordre de 0,4million de tonnes)
- De 1959 à 1964, 153 puits ont été mise en exploitation à la fin de période de démarrage des deux premières stations de réinjection de gaz à haute pression (UCI pour HMD Nord et SCI pour HMD Sud) sept puits d'injection ont été équipés (1^{er} phase de récupération secondaire)
- Une moyenne de forage entre 1963 et 1967 est de 8 puits par année
- Jusqu' à 1975, 262 puits ont été forés dont 222 exploitables
- En 2000 le nombre de puits forés a atteint 1096 dont 783 producteurs d'huile, 100 puits injecteurs de gaz et 37 puits injecteurs d'eau, On compte aussi 129 puits secs et 47 producteurs d'eau
- Des travaux de sismiques complémentaires ont été effectués ces dernières années et contribuent à une meilleure connaissance de la structure de Hassi Messaoud
- Le champ de Hassi Messaoud a été subdivisé en 25 zones de production en fonction de l'évolution de la pression des puits et de leur production ces zones sont relativement indépendantes et comprennent des ensembles de puits communiquant entre eux mais
- non avec ceux des zones voisines.[6]

II-1-2-Situation géographique :

Le champ de Hassi Messaoud est situé à 850 km sud- sud-est d'Alger et à 350 km de la frontière tunisienne. Les dimensions du champ atteignent 2500 km² avec une surface imprégnée d'huile d'environ 1600 km². Sa localisation :

-En coordonnées Lambert Sud Algérie est la suivante :

- ✓ 790.000 @ 840.000 EST
- ✓ 110.000 @ 150.000 Nord

-En coordonnées géographique :

- ✓ Au nord par latitude 32 15° - A l'ouest par la longitude 5 40°
- ✓ Au Sud par latitude 31 30° - A l'Est par la longitude 6 35°

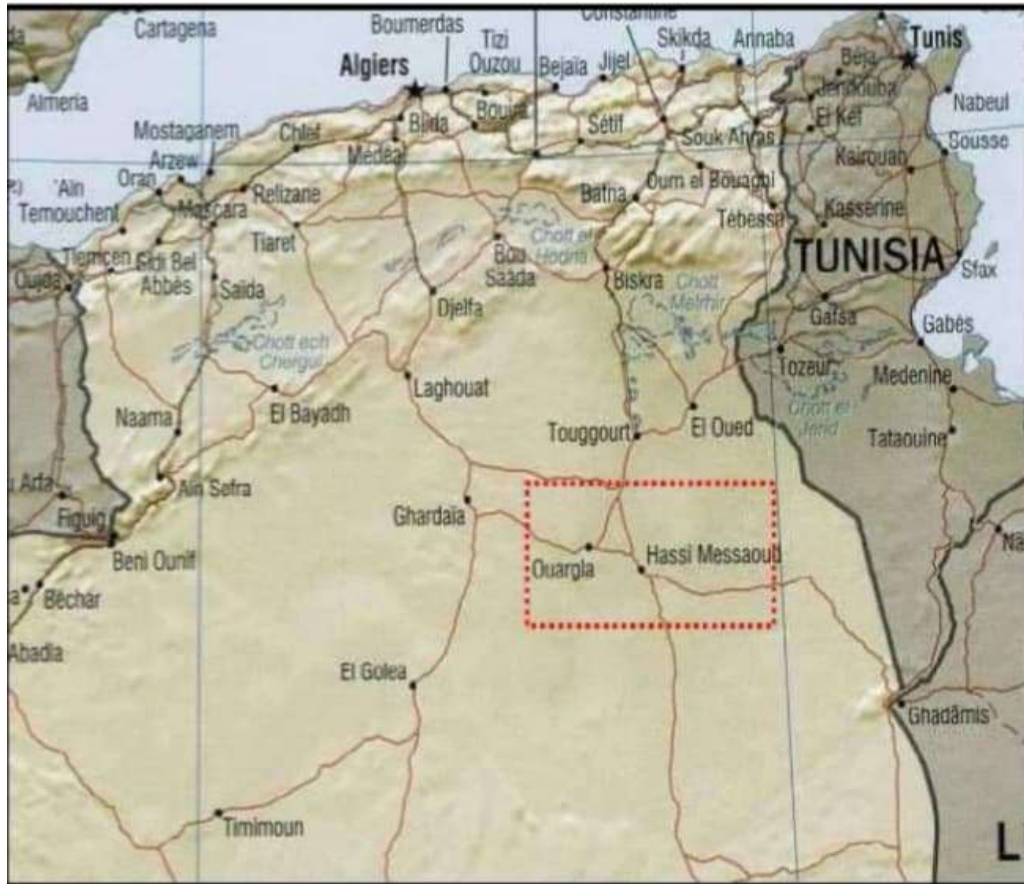


Figure II-1 position Géographique du champ Hassi Messaoud.[6].

II-1-3- Situation géologique :

Le champ de Hassi Messaoud occupe la partie centrale de la province triasique à l'Est de la dépression d'Oued Mya dans le district qui, par sa superficie et ses réserves, est la plus grande province pétrogazeier. C'est le plus grand gisement d'Algérie qui s'étende sur 53x44 km de superficie.[6]

Il est limité :

- Au Nord-Ouest par les gisements de Ouargla [Gellala, Ben Kahla et Haoud Berkaoui]
- Au sud-ouest par les gisements d'El Gassi, Zotti et El Agreb.
- Au sud-est par les gisements ; Rhourde El Baguel et Mesdar.

A plus grande échelle, il est limité géologiquement :

- A l'Ouest par la dépression d'Oued Mya.
- Au Sud par le môle d'Amguid El Biod.
- Au Nord par la structure Djammâa-Touggourt.
- A l'Est par les hauts fonds de Dahar, Rhourde El Baguel et la dépression de Berkine.[6]

II-2 -Présentation de l'usine GPL LDHP ZCINA :

II-2 -1-Présentation d'usine :

ZCINA (nouvelle Zone Centre Industriel Naili Abdelhalim) est une nouvelle unité d'extraction des liquides de gaz associés sur le champ de Hassi Messaoud nord

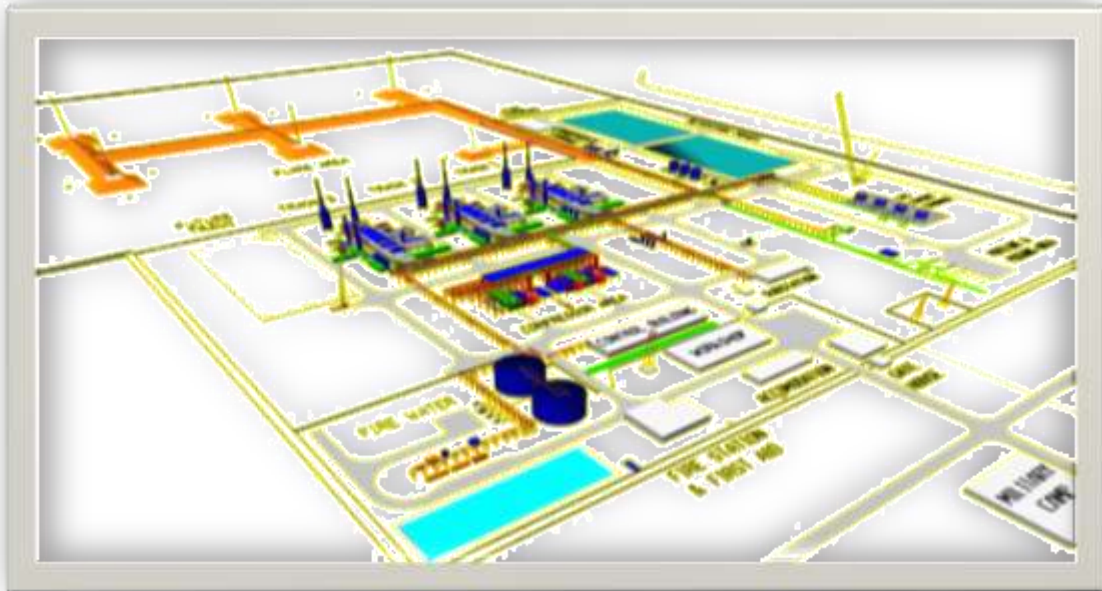


Figure II-2-Schéma de l'unité GPL/LDHP ZCINA [8].

Cette nouvelle zone est située à environ 5 km au nord de CINA contenant deux unités :

➤ **Unité de GPL : Cette unité comprend notamment :**

- Des connexions à la ligne existante de 40'' de gaz associés de CINA, pour amener le gaz de charge et exporter le gaz résiduel
- Une section de réception du gaz de charge
- Une unité de compression du gaz de charge

- Trois trains de traitement de gaz incluant une section de déshydratation du gaz, une section de récupération des liquides, une section de séparation des GPL et des condensats et un système d'huile chaude
- Des stockages et une pomperiez d'expédition des GPL
- Des stockages et une pomperiez d'expédition des condensats
- Des systèmes d'utilités
- Des systèmes de torche
- Des lignes d'expédition des produits (GPL, condensats)
- Des infrastructures et des bâtiments

Les installations sont conçues pour récupérer les liquides des gaz associés provenant de l'usine de traitement de brut de CINA et de l'unité de séparation d'huile LDHP

➤ **Unité de séparation LDHP : (Ligne Directe Haute Pression):**

- Un réseau de collecte de production d'huile multiphasique composé de 20 MFDs et 20 collecteurs, raccordé a 200 puits HP. (actuellement 88 puits qui sont raccordés Plus d'autres futurs puits qui seront raccordés ultérieurement).
- batterie de 03 séparateurs tri-phasique identiques.
- Une Un Ballon Dégazeur d'eau. → Un ballon de torche et une torche chaude.
- Deux pipelines d'expédition d'huile et d'eau (18'' et 6'') vers CINA.
- Local Technique
- Utilisation des infrastructures et utilités de l'unité GPL adjacente.

Capacité des installations :

➤ **GPL**

- Traitement de gaz : 24 Millions de Std m³/jour
- Production de GPL : 4 669 Tonnes/jour
- Production de condensat on spec : 330 Tonnes/jour
- Production de condensat off spec: 770 Tonnes/jour

➤ **Séparation LDHP**

- Production de Gaz : 22 Millions de Std m³/jour
- Production d'Huile : 22 542 m³/jour (142 000 brl/jour)
- Production d'eau: 1 577 m³/jour

UNITE 32 : SECTION DE RECUPERATION DE GPL Description du système de récupère du GPL

La section suivante décrit l'exploitation du Train 1. Les Trains 2 et 3 sont identiques au Train 1, à l'exception des numéros d'équipements, préfixés avec G12 pour le Train 2 et G13 pour le Train 3.

Le Débutaniseur G11-CB-32-01 est une colonne de distillation avec reflux et rebouillage comportant 43 plateaux et deux alimentations. L'alimentation principale entre dans la colonne au niveau du plateau 28. L'iso-pentane provenant du séparateur M4, situé au CPF CINA, est pompé par la nouvelle pompe d'export de condensat de CINA 350-PA-35-05A/B à travers une nouvelle conduite de 4" pour alimenter les débutaniseurs des trois trains au niveau du plateau 4.

La pression du débutaniseur est maintenue à 17.9 barg par la vanne de contrôle de tête de colonne. Le gaz de tête est totalement condensé dans l'aéroréfrigérant G11-GC-32. Les GPL sont recueillis dans le ballon de reflux du débutaniseur G11-VL-32-05. Une partie du débit est pompée vers le plateau de tête du débutaniseur par la pompe de reflux G11-PA-32-03 A/B. Le reste du débit de GPL est dirigé vers les sphères de stockage 31-RD-33-01 A/B/C communes aux trois trains de traitement. Un flux riche en isopentane est soutiré du plateau #8 sous contrôle de débit puis envoyé sur la ligne d'expédition d'huile de LDHP par la pompe d'expédition d'isopentane G11-PA-32-04 A/B, après avoir été refroidi à 60°C dans le réfrigérant d'isopentane G11-GC-32-03.

Le rebouilleur du débutaniseur G11-GA-32-06 est de type Kettle : le liquide de fond de colonne est partiellement vaporisé par de l'huile chaude dont le débit est ajusté sous contrôle de température du plateau sensible du débutaniseur. En fonctionnement normal une température de 205°C est maintenue en fond de colonne de manière à satisfaire la

Spécification de tension de vapeur du condensat produit. La partie vapeur retourne vers le plateau de fond de la colonne.

II-2-2-Caractéristiques principales des équipements :

Tableau II-1-Caractéristiques principales d'équipement G11-VL-32-05.

Equipement	G11-VL-32-05	
Service	-	Ballon de reflux du débutaniseur
Pression opératoire	<i>barg</i>	17.4
Température opératoire	°C	61.5
Pression de calcul	<i>barg</i>	21
Température de calcul	°C	-29 / 110
Dimensions (D / L)	<i>mm</i>	2 700 / 6 800
Volume	<i>m³</i>	44.1

Tableau II-2-Caractéristiques principales d'équipement G11-CB-32-01.

Equipement	G11-CB-32-01		
Service	-	Débutaniseur	
Type	-	Colonne à plateaux	
	-	Tête	Fond
Température de calcul	°C	-29 / 120	-5 / 220
Pression de calcul	<i>barg</i>	20.5	21
Pression opératoire	<i>barg</i>	17.9	18.31
Température opératoire	°C	73	194
Diamètre	<i>mm</i>	2 200	3 200
Hauteur	<i>mm</i>	35 350	

UNITE 35 : STOCKAGE, EXPORT & RECYCLAGE DES CONDENSATS

➤ Stockage des condensats

Description du système :

L'unité a pour fonction le stockage et l'expédition du condensat et le stockage temporaire du condensat off spec avant traitement.

Les condensats produits dans les débutaniseurs G11 / G12 / G13-CB-32-01 sont refroidis puis dirigés vers la zone de stockage.

Le système de stockage des condensats se compose au total d'un ballon et de trois bacs. Deux de ces bacs (31C-RA-35-01 A/B) sont des bacs à toit flottant d'une capacité unitaire totale d'environ 1000 m³. Ils sont dédiés à recevoir des condensats stabilisés répondant aux spécifications et provenant des trains de production via le collecteur de condensats stabilisés. Dans le cas de non respect des spécifications, les condensats non stabilisés sont acheminés par le collecteur "hors-spec" vers le bac de stockage hors-spec à toit fixe 32C-RL-35-01 d'une capacité totale de 1000 m³ via le ballon de dégazage 32C-VD-35-01 qui élimine le gaz flashé.

Le bac de stockage de condensats hors spec reçoit aussi d'autres flux d'hydrocarbures :

- des flux ayant été dégazés et ne passant pas par le ballon de dégazage : les liquides des ballons de torche chaude et basse pression.
- des flux provenant des trains de production et empruntant le collecteur hors spec vers le ballon de dégazage : liquide des ballons de drains fermés et isopentane lorsqu'il n'est pas possible de l'exporter.

Tableau II-3-Caractéristiques principales d'équipement 32C-VD-35-01.

Equipement	-	31C-RA-35-01 A/B	32C-RL-35-01	32C-VD-35-01
Service	-	Bacs de stockage des condensats	Bac de stockage hors spec des condensats	Ballon de dégazage des condensats hors spec
Pression opératoire	<i>barg</i>	<i>ATM</i>	<i>ATM</i>	<i>ATM / 0.075</i>
Température opératoire	°C	10 / 60	10 / 60	40 / 60
Pression de calcul	<i>barg</i>	<i>ATM</i>	<i>ATM</i>	3.5
Température de calcul	°C	-5 / 90	-5 / 90	-5 / 90
Dimensions (D / H)	<i>mm</i>	12 500 / 10 000	10 000 / 13 000	2 000 / 6 000
Volume	<i>m³</i>	1 034	1 021	20.9

➤ **Export des condensats****Description du système :**

Les pompes d'export verticales 35C-PA-35-04 A/B (2 x 100 %) permettent d'expédier les condensats stabilisés de ZCINA vers une ligne de condensats existante de 10" HMD-HEH via un nouveau pipeline de 4" de 5.305 km de longueur avec une pression d'arrivée de 19 barg. Ces pompes ont une capacité unitaire égale à la production maximale de 4 trains mais permettent néanmoins d'exporter la production journalière maximale de ZCINA en 16 heures (soit 150 % du débit normal) en utilisant la pompe de secours en parallèle de celle en fonctionnement normal dans une configuration 2 x 75%.

Tableau II-4- Caractéristiques principales d'équipement 35G-PA-33-06 A/B.

Equipement	-	35C-PA-35-04 A/B
Service	-	Pompes export condensats
Température opératoire	°C	60
Pression opératoire d'aspiration	barg	0.023
Pression opératoire de refoulement	barg	31.9 / 35.00.27
Pression de calcul à l'aspiration	barg	ATM
Pression de calcul au refoulement	barg	415
Température de calcul	°C	-5 / 90
Débit normal	m ³ /h	40.7 / 30.6
HMT	m	521 / 571494
Puissance à l'arbre	kW	67.0 / 58.376.1

➤ **Recyclage des condensats****Description du système :**

Les condensats hors-spec stockés dans le bac 32C-RL-35-01 doivent être retraités. Pour cela, ils sont envoyés vers les débutaniseurs de chaque train de production via les pompes centrifuges verticales 35CPA-35-03 A/B (2 x 100%) lorsque le souhaite l'opérateur.

Tableau II-5- Caractéristiques principales d'équipement 35G-PA-33-06 A/B.

Equipement	-	35G-PA-33-06 A/B
Service	-	Pompes de recyclage des condensats
Température opératoire	°C	40
Pression opératoire d'aspiration	barg	0.005
Pression opératoire de refoulement	barg	21.00.95
Pression de calcul à l'aspiration	barg	0.1
Pression de calcul au refoulement	barg	2931.5
Température de calcul	°C	-5 / 90
Débit normal	m ³ /h	10
HMT	m	347.8
Puissance à l'arbre	kW	1720.5

➤ PIPELINES D'EXPORT

Export d'iso-pentane riche L'iso-pentane riche provenant du débutaniseur est expédié vers CINA par le pipeline de retour d'huile de LDHP.[8]

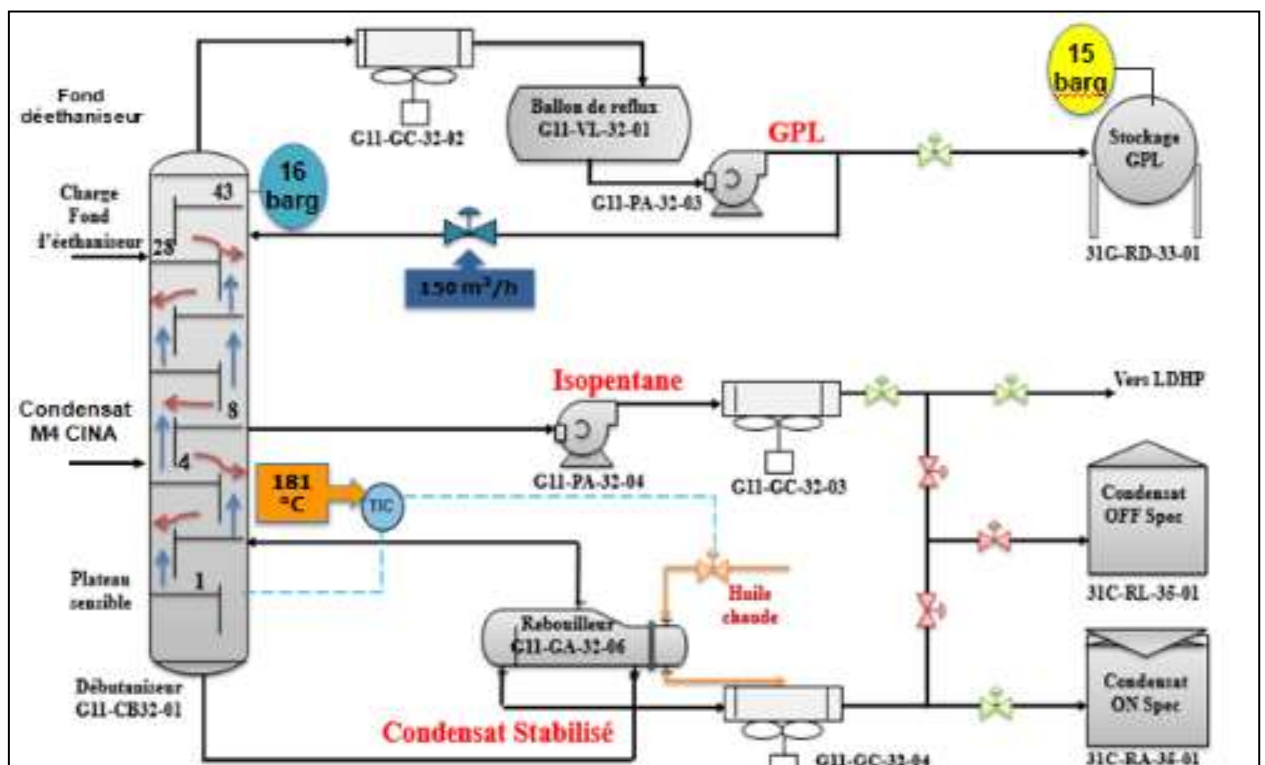


Figure II-3-Schéma de l'unité GPL ZCINA [8].

C

HAPITRE

III

Généralités sur la rectification

III-1-Généralités sur la rectification :

Si l'on vaporise un mélange de deux constituants miscibles ou qu'on condense leurs vapeurs, on obtient respectivement une vapeur plus riche et un liquide plus pauvre en constituant le plus volatil. Bien que l'opération simple permette d'enrichir la vapeur en constituant le plus volatil et le liquide en constituant le moins volatil, elle ne peut ne peut pas conduire à un degré de séparation raisonnable. C'est par une vaporisation fractionnée qu'on peut obtenir un liquide ou une vapeur de composition voulue encore que la fraction obtenue soit négligeable par rapport à la quantité de liquide de départ ; cette solution n'est donc satisfaisante que d'un point de vue purement qualitatif. On ne peut pas obtenir une séparation complète des constituants puisqu'au cours de l'opération d'importantes qualités de vapeur et de liquide de titres différents seront éliminées.

Afin d'obtenir une séparation quantitative des constituants d'entre eux on doit recourir à la rectification.

On sait que les vapeurs et les liquides sont mis en contact, ils tendent à s'équilibrer mutuellement. Cela implique, d'une part, l'équilibre de température et de pression et une redistribution des constituants entre les phases, de l'autre. On appelle idéal ou théorique le contact entre les phases qui permet au système de s'équilibrer et on l'oppose ainsi à un contact réel par lequel l'équilibre ne peut souvent être atteint.

A la suite d'une telle mise en contact la phase vapeur s'enrichit en constituant le plus volatil et la phase liquide en constituant le moins volatil, si le liquide de départ est plus riche en corps le plus volatil ce qu'il serait à l'équilibre. Si la vapeur et le liquide sont soumis à une même pression, pour arriver à ce même but il faut que la température du liquide soit inférieure à celle de la vapeur, de sorte qu'il n'y ait pas d'équilibre au moment de la mise en contact.

Par des mise en contact d'une vapeur avec des liquides de plus en plus riches en constituant le plus volatil, ou d'un liquide avec des vapeurs de plus en plus riches en constituant le moins volatil, on arrive à obtenir finalement la composition désirée de chacune des phases.

Une telle opération, à contre-courant, est réalisée soit par étages, (dans une colonne à plateaux), soit en continue (dans une colonne à garnissage).

Ainsi l'opération de rectification repose sur le phénomène de séparation par diffusion de liquide ayant des températures d'ébullition différentes. En pratique cette opération peut être réalisée par des mises en contact d'un liquide et d'une vapeur en continu, à contre-courant, etc.

III -2-Définition :

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange composé en constituants pratiquement purs de composition dérivée et se base sur la mise en contact d'une phase liquide et d'une phase vapeur qui tendent à s'équilibrer mutuellement. Cela implique d'une part, l'équilibre de température et de pression et une redistribution des constituants entre les phases d'autre part.

Le transfert de matière d'une phase à une autre s'effectue par diffusion moléculaire. La force motrice de transfert d'une substance est la différence de concentration de l'élément dans les deux phases.

Tous les phénomènes de transfert de matière sont réversibles, le sens de transfert est déterminé par les paramètres suivants :

- Les concentrations des éléments dans la phase vapeur et la phase liquide.
- La température et la pression.

A la suite de telle mise en contact la phase vapeur s'enrichit en constituant le plus léger. L'opération de rectification est basée sur le phénomène de séparation par diffusion des constituants d'une phase à une autre phase par des mises en contacts des deux phases.

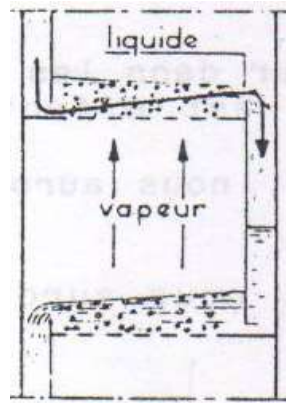


Figure II -1-Schéma simplifié de la rectification. [9]

III-3-Description de la colonne de rectification :

La colonne de rectification est un appareil cylindrique vertical, qui peut être constitué de plateaux successifs ou de garnissages, dont le rôle consiste à assurer un contact intime entre les deux phases.

Dans chaque plateau il y'a barbotage de la vapeur dans la phase liquide et ceci permettra le transfert de matière et d'énergie entre les deux phases, pour cela les plateaux seront munies d'éléments spéciaux comme les calottes...etc. 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 qu'il y'est 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 est constitue le résidu.

La vapeur arrivant en tête de la colonne est condensée, une partie du produit condensée est envoyée en tête de la colonne en qualité de reflux, le reste est soutiré en tant que distillat (produit de tête).

La colonne est divisée en trois zones (voir schéma ci-joint) :

- **Zone d'alimentation** : c'est l'entrée du mélange à fractionner.
- **Zone de rectification** : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.
- **Zone d'épuisement** : se situe au-dessous de la zone d'alimentation.

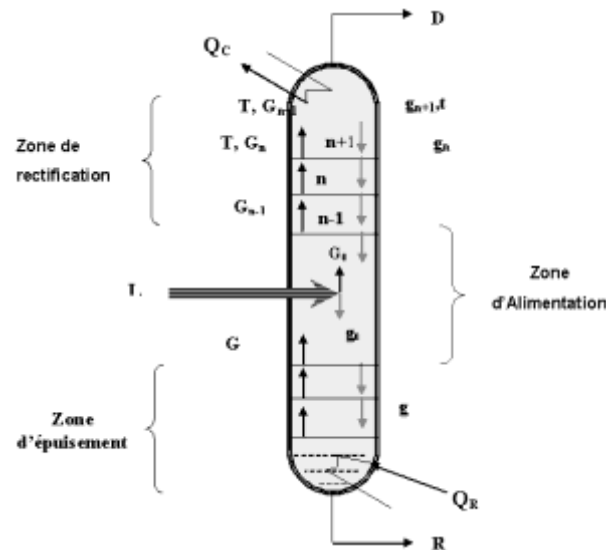


Figure III-2- synoptique de la colonne de rectification. [9]

III-4-Fonctionnement d'une colonne de rectification :

La charge alimente la partie médiane de la colonne. Elle peut être admise sous forme de liquide, de vapeur, ou d'un mélange liquide-vapeur. La partie de la colonne où s'effectue l'alimentation s'appelle **zone de flash**. La partie supérieure à la zone de flash s'appelle **zone de rectification** ou de **concentration** et son but est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil dans le distillat. La partie au-dessous de la zone de flash s'appelle **zone d'épuisement** et son rôle est de récupérer le constituant le plus volatil entraîné par la phase liquide.

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

chaud montant. Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ces deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur d'une virole. Ils sont constitués soit par les plateaux ; dont le principe de base est de faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide, soit par des garnissages, constitués le plus souvent d'un treillis métallique dispersant les deux phases et assurant une bonne surface d'échange entre les fluides circulant à contre courant. [9]

III- 5- Types de colonne de rectification :

III -5-1- Colonne à plateaux :

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour 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. Les transferts de matière et de chaleur entre les phases sont d'autant plus importants que la surface de contact et la turbulence des phases sont plus grandes.

Les colonnes à plateaux ont été mises au point pour la distillation, opération dans laquelle la résistance au transfert de matière est plus importante dans la phase vapeur que dans la phase liquide. Les plateaux sont donc conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide. Dans l'immense majorité des cas, on utilise directement l'énergie de pression de la vapeur pour disperser les phases l'une dans l'autre. Dans tous les cas, on profite de la gravité pour le mouvement de la phase liquide qui a toujours lieu de haut en bas.

III- 5- 1-1-Types de plateaux :

À part quelques dispositifs particuliers, les plateaux peuvent se ranger en Deux grandes catégories :

- les plateaux à courants croisés avec trop-plein.
- les plateaux à contre-courant sans trop-plein.

Dans les plateaux à courants croisés, la phase gazeuse monte à travers les éléments de barbotage, traverse le liquide qui se déplace horizontalement sur le plateau. Un barrage de sortie maintient une couche de liquide sur le plateau. Le liquide s'écoule par gravité d'un

Plateau à l'autre par une conduite. Les plateaux à contre-courant ne comportent ni barrage de sortie ni trop-plein et ses éléments de barbotage sont constitués exclusivement par des trous ou des fentes, le liquide et la vapeur s'écoulent par les mêmes orifices.

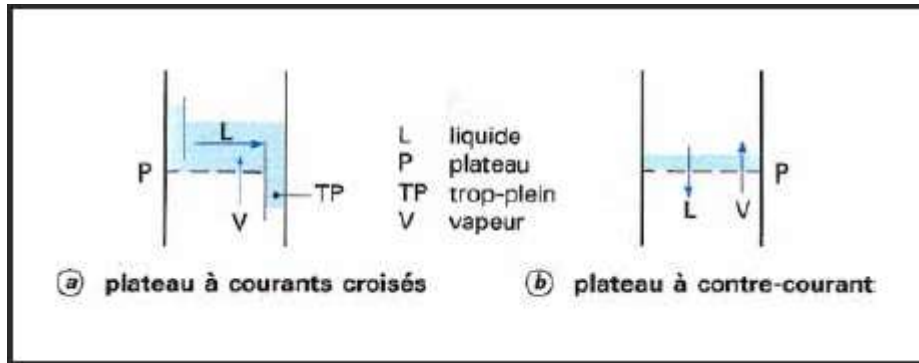


Figure III-3-Type de plateaux selon l'écoulement des phases. [10]

➤ **Plateaux à calotte :**

Les plateaux à calottes sont de moins en moins utilisés dans l'industrie. Mais, un grand nombre de colonnes à plateaux à calottes est encore en service, ils sont spécifiés dans un certain nombre de cas :

- fonctionnement à très faibles débits.
- distillation sous vide moyen.
- temps de séjour important sur les plateaux, nécessité par une réaction chimique.

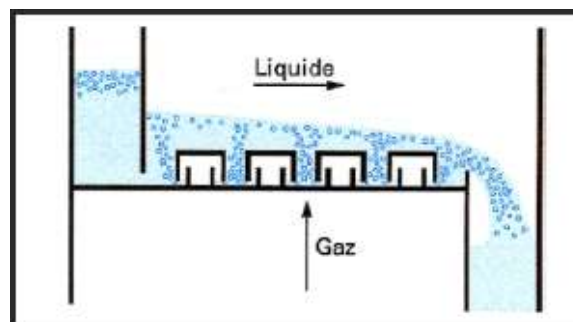


Figure III-4- Plateau à calotte. [10]

➤ **Plateaux perforés avec déversoir :**

Les plateaux perforés constituent le type de plateau le plus souvent réalisé actuellement. Le diamètre des trous est compris entre 3 et 25 mm. Les trous sont obtenus en général par poinçonnage, et quelquefois par perçage. Les perforations divisent la vapeur en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide.

Ils doivent leur succès à leur extrême simplicité et leur faible prix de revient.

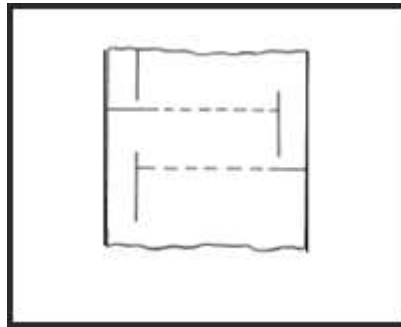


Figure III-5-Plateau perforé avec déversoir. [10]

➤ **Plateaux à clapet (soupape) :**

L'originalité des plateaux à soupapes vient de la mobilité des organes de barbotage, les soupapes se lèvent en nombre croissant depuis les faibles débits de vapeur jusqu'au fonctionnement total du plateau et celles qui ne sont pas levées empêchent le liquide de passer par les trous.

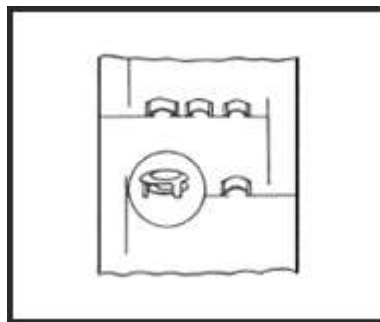


Figure III-6-Plateau à clapet. [10]

➤ **Plateaux à jet directionnel :**

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

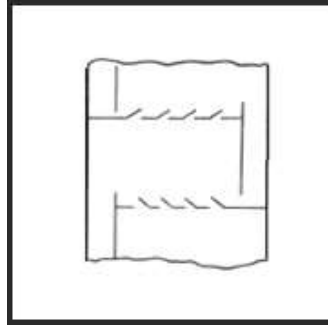


Figure III-7- Plateau à jet directionnel. [10]

➤ **Plateaux à tunnel :**

Dans ces plateaux, les organes de barbotage sont constitués par des calottes rectangulaires longues, appelées tunnels.

On distingue deux types de plateaux à tunnels.

- Ceux dans lesquels le liquide circule parallèlement aux tunnels.
- Ceux dans lesquels le liquide circule perpendiculairement aux tunnels.

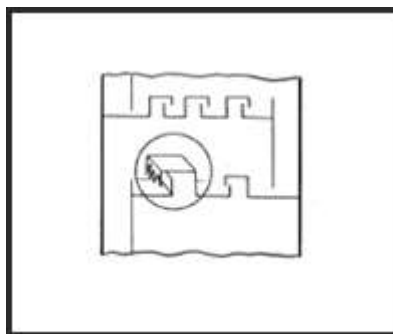


Figure III-8- Plateau à tunnel [10]

➤ **Plateaux perforés sans déversoir :**

Le liquide et la vapeur s'écoulent à contre courant par les mêmes orifices, de sorte que l'ensemble peut être traité comme une colonne à garnissage. Le niveau liquide sur le plateau correspond à la balance dynamique des écoulements liquide et vapeur à travers les trous. Ces plateaux ont une bonne efficacité tant que les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul.[10]

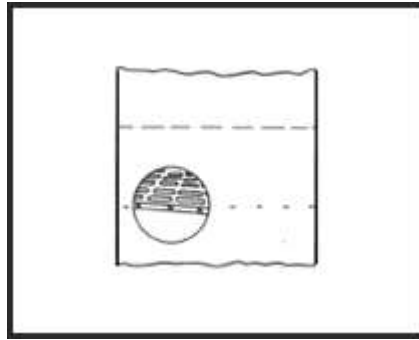


Figure III-9-Plateau perforé sans déversoir. [10]

Tableau III-6-Comparaison entre les plateaux

	Calottes	clapets	Perforés avec barrage	perforés sans barrage
Capacité	Moyenne	forte	Forte	très forte
souplesse	Excellent	bonne	moyenne	Faible
entraînement	Elevé	modéré	modérer	Modérer
perte de charge	Elevé	moyenne	moyenne	Moyenne
Coût	élevé 2 à 3	Modéré=1 à 2	Faible=1	Faible
entretien	assez élevé	modéré	Faible	Faible
tendance au colmatage	Elevé	modérée	Faible	très faible
Conception	bien connue	bien connue des fournisseurs	bien connue	moins bien connue
application recommandée	faible débit liquide	très large domaine	souplesse non nécessaire	colmatage est à craindre
part du marché	5%	70%	25%	application spécifique

III-5-1-2-Disposition des éléments de barbotage :

Ils peuvent être disposés suivant trois formes de réseau :

- le réseau rectangulaire ou carré.
- le réseau triangulaire, dans lequel les éléments de barbotage sont disposés au sommet de triangles le plus souvent équilatéraux, le liquide circulant perpendiculairement à l'un des côtés du triangle.
- le réseau en losange, qui ne diffère du précédent que par le sens de circulation du liquide, parallèle cette fois à l'un des côtés du triangle.

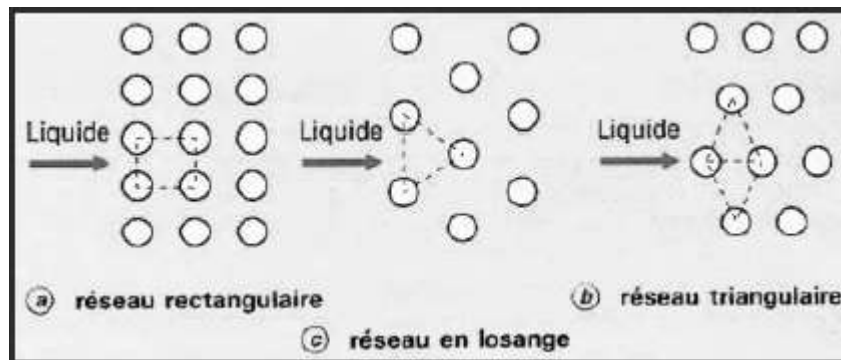


Figure III-10-Disposition des éléments de barbotage. [11]

III -6- Colonne à garnissage :

Les colonnes garnies sont très répandues dans l'industrie chimique grâce à leur simplicité de construction et un prix d'implantation bas. Leur inconvénient est une irrégularité de distribution des flux liquide et vapeur d'un point à l'autre de la section plane, d'où une certaine baisse de l'efficacité de plateau et donc celle de la colonne dans son ensemble. [11]

III-7- Lois Fondamentales de transfert de matière :**III-7-1- Lois de DALTON :**

Considéreront 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'_{in}) :

$$P_i^v = P_T Y'_i \dots \dots \dots (\text{III} - 1)$$

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.

III-7-2-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 T la pression partielle (p_i^L) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur (P_i) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide :

$$p_i^L = P_i \cdot X'_i \dots \dots \dots (\text{III} - 2)$$

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.

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

$$p_i^L = E_i \cdot X'_i \dots \dots \dots \text{(III- 3)}$$

Avec:

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

$$p_i^L = p_i^V \dots \dots \dots \text{(III- 4)}$$

Donc :

$$Y'_i = (P_i / P_T) \cdot X' \dots \dots \dots \text{(III- 5)}$$

C'est l'équation d'équilibre

Avec :

$K_i = (P_i / P_T)$: Coefficient d'équilibre du constituant « i »

Pour un mélange de deux constituant **A** et **B** :

$$Y_A = Y_B = (K_A / K_B) \cdot (X_A / X_B) \dots \dots \text{(III- 6)}$$

Avec :

$$\alpha = (K_i / K_B) \dots \dots \dots \text{(III- 7)}$$

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

III-8-Bilan matière de la colonne et des ses zones :

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

$$L = D + R \dots \dots \dots \text{(III- 8)}$$

Avec :

L : Débit molaire de la charge

D : Débit molaire du Distillat.

R : Débit molaire du Résidu.

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

$$L \cdot X_{Li} = D \cdot Y_{Di} + R \cdot X_{Ri} \dots \dots \dots \text{(III- 9)}$$

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

$$L / (Y_{Di} - X_{Ri}) = D / (X_{Li} - X_{Ri}) = R / (Y_{Di} - X_{Li}) \dots \text{(III- 10)}$$

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

III-8-1-Bilan matière de la zone de rectification :

$$G = g + D \dots \dots \dots \text{(III-11)}$$

Avec :

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

g : Débit molaire du liquide traversant un sectionnement.

D : Débit molaire du distillat.

Donc :

$$G y'_{ni} = g \cdot X'_{(n-1)i} + D \cdot Y'_{Di} \dots \dots \dots \text{(III-12)}$$

Appliquant la loi de **LEVIER**, on trouve :

$$G / (Y'_{Di} - X'_{(n-1)i}) = g / (Y'_{Di} - Y'_{ni}) = D / (Y'_{ni} - X'_{(n-1)i}) \dots \dots \dots \text{(III-13)}$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$Y = r_f / (r_f + 1) \cdot X + (1 / (r_f + 1)) \cdot Y_D \dots \dots (III - 14)$$

On note que :

$$r_f = g/D \text{ et } m = r_f / (r_f + 1) \dots \dots \dots (III- 15)$$

Avec :

r_f : le taux de reflux.

L'équation qui tient compte de la constante des débits molaires G, g dans la zone de rectification de la colonne donne une relation entre la concentration on constituant i dans le liquide se trouvant sur le plateau ($n-1$) et la concentration on ce même constituant dont la vapeur provenant du plateau n et permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone de rectification.

III-8-2-Bilan matière de la zone d'épuisement :

$$r_f = g/D \text{ et } m = r_f / (r_f + 1) \dots \dots \dots (III- 16)$$

$$g' = G' + R \dots \dots \dots (III- 17)$$

g' : débit molaire du liquide traversant un sectionnement.

G' : Débit molaire de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne.

R : Débit molaire du résidu.

Donc :

$$g' \cdot X_{(n+1)i} = G' \cdot Y_{ni} + R \cdot X_{Ri} \dots \dots \dots (III- 18)$$

En appliquant la loi de Levier, on trouve :

$$g' / (Y_{ni} - X_{Ri}) = G' / (X_{(n+1)i} - X_{Ri}) = R / (Y_{ni} - X_{(n+1)i}) \dots \dots \dots (III- 19)$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$X'_{(n+1)i} = (1/m') \cdot Y_{ni} + [(m'-1)/m'] \cdot X_R \dots\dots\dots \text{(III- 20)}$$

$$Y = [(r_b+1)/r_b] \cdot X - (1/r_b) X_{Ri} \dots\dots\dots \text{(III- 21)}$$

On note que:

$$r_b = G'/R \quad \text{et} \quad m' = g'/G' \dots\dots\dots \text{(III- 22)}$$

III-8-3-Bilan matière de la zone d'alimentation :

On voit qu'il faut mélanger le liquide g_k avec la phase g_o pour obtenir le liquide g_m alimentant la zone d'épuisement, le bilan matière sera effectuée juste au dessus du plateau supérieur de cette zone.

$$g_m = g_k + g_o = G_k + R \dots\dots\dots \text{(III- 23)}$$

$$g_m x'_{mi} = g_o \cdot x'_{oi} + g_k \cdot x'_{ki} \dots\dots\dots \text{(III- 24)}$$

$$g_m x'_{mi} = G_k \cdot y'_{ki} + R \cdot x'_{Ri} \dots\dots\dots \text{(III- 25)}$$

De même la valeur G_m alimentant la zone de rectification est la somme de la valeur G_k et de la phase G_o , ainsi le bilan matière sera effectuée juste au dessous du plateau inférieur de la zone de rectification.

$$G_m = G_k + G_o = g_k + D \dots\dots\dots \text{(III- 26)}$$

$$G_o \cdot Y'_{oi} + G_k \cdot Y'_{ki} \dots\dots\dots \text{(III- 27)}$$

$$G_m Y'_{mi} = g_k \cdot X'_{ki} + D \cdot Y'_{Di} \dots\dots\dots \text{(III - 28)}$$

III-9-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).

III-10- Choix de la pression dans la colonne :

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

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 quelque soit la pression de service.

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

$$\sum K_i X'_i = 1 \dots \dots \dots \text{(III- 29)}$$

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

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \dots \dots \dots \text{(III- 30)}$$

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

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

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots \dots \dots \text{(III- 31)}$$

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 :

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \dots \dots \dots \text{(III- 32)}$$

III-11- 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 :

$$\sum(Y'_{Di} / K_i) = 1 \dots \dots \dots \text{(III- 33)}$$

La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur doit être calculer comme la température de bulle du Résidu à la pression P_f) Est déterminer par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide.

$$\sum(K_i \cdot X_{R,i}) = 1 \dots \dots \dots \text{(III- 34)}$$

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

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

$$\sum(K_i \cdot X_{L,i})=1 \dots\dots\dots(III- 35)$$

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

$$\sum(Y'_{L,i}/K_i)=1 \dots\dots\dots(III - 36)$$

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

$$\sum X'_{0,i} = \sum [X'_i / 1 + e'(K_i-1)] = 1 \dots\dots\dots(III- 37)$$

$$(Y'_{0,i} / X'_{0,i}) = K_i \dots\dots\dots(III- 38)$$

e : Taux de vaporisation.

$X_{L,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la charge.

$Y_{0,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la phase liquide.

$X'_{0,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la phase vapeur.

III-12-Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge :

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

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

$$e_o' = G_o / L \quad \text{d'où : } G_o = e_o' \cdot L \dots\dots\dots(III- 39)$$

$$r_o' = g_o / L \quad \text{d'où : } g_o = r_o' \cdot L \dots\dots\dots(III- 40)$$

e_o' : Taux de vaporisation molaire de la charge

r_o' : Taux de condensation molaire de la charge .

G_o : Débits molaires de la phase liquide de la charge.

g_o : Débits molaires de la phase vapeur de la charge.

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

$$\sum x'_{oi} = \sum [x'_{Li} / 1 + e(K_i - 1)] = 1 \dots \dots \dots \text{(III- 41)}$$

Ou : $r_o' + e_o' = 1 \dots \dots \dots \text{(III- 42)}$

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

III-13-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-13-1-Fonctionnement à reflux minimal :

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

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum (Y_{Di} / \alpha_{Li} - \varphi) \dots \dots \dots \text{(III- 43)}$$

Où :

$$(r_b)_{\min} = \sum (\alpha_{Li} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{Li} - \varphi) \dots \dots \dots \text{(III- 44)}$$

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

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

$$(r_b)_{\min} = [(D(r_f)_{\min}/L) + (1 - e^{\phi}) - (R/L)] / (R/L) \dots\dots\dots(\text{III- 45})$$

III-13-2-Taux de reflux optimal :

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

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

$$[(r_f)_{\text{opt}} - (r_f)_{\min}] / [(r_f)_{\text{opt}} + 1] = 0,1 \div 0,33 \dots\dots\dots(\text{III-46})$$

Donc on aura :

$$(r_f)_{\text{opt}} = 1,3. (r_f)_{\min} + 0,30 \dots\dots\dots(\text{III- 47})$$

III-13-3-Taux de remouillage optimal :

Avec :

$(r_b)_{\text{opt}}$: le taux de rebouillage optimal est défini par :

$$(r_b)_{\text{opt}} = (r_f)_{\text{opt}} . D/R + (1 - \bar{e}_o) . L/R - 1.) \dots\dots\dots(\text{III- 48})$$

III-14-Calcul du nombre de plateaux par la methode de Gilliland:

Gilliland propose une corrélation empirique unique, entre les taux de reflux et le nombre d'étages théoriques pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbures légers. Si N_{\min} est le nombre minimal d'étages théoriques à reflux total, $(r_f)_{\min}$ est le taux de reflux minimal, le taux de reflux pour un nombre i infini d'étages.

N : un nombre d'étages finis associés à un taux de reflux fini [4].

Le nombre minimal de plateaux est déterminé comme suit :

- Dans la zone de rectification :

$$N_{\min} = \text{Ln} [(X_{D-cv} X_{L-CL}) / (X_{D-CL} X_{L-cv})] / \text{Ln} (\alpha_{rCV} / \alpha_{r-CL}) \dots (\text{III-49})$$

- Dans la zone d'épuisement :

$$N_{\min} = \text{Ln} [(X_{R-cv} X_{L-CL}) / (X_{R-CL} X_{L-cv})] / \text{Ln} (\alpha_{rCV} / \alpha_{r-CL}) \dots (\text{III-50})$$

III-15-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 enthalpie que entrants doit être égale à la somme des flux enthalpiques sortants.

Les flux enthalpies entrant sont généralement :

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

Les flux enthalpies sortant sont généralement :

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

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

$$Lh_L + Q_R = DH_D + Rh_R + Q_C \dots (\text{III-51})$$

Avec :

$$h_L = \epsilon_0 \cdot H_0 + (1-\epsilon_F) \cdot h_0 \dots \dots \dots (III- 52)$$

$$Q_R = G_R (H_R - h_L) + R (h_R - h'_L) \dots \dots \dots (III- 53)$$

$$Q_C = (D + g_x) (H_D - h_D) \dots \dots \dots (III- 54)$$

On a :

L,D,R - débits molaires respectivement de la charge , du distillat et du résidu en (Kmoles/h).

- Q_R - charge thermique du rebouilleur en Kcal/h.
- Q_C - charge thermique du condenseur en Kcal/h.
- h_L - enthalpie de la charge biphasique en Kcal/h.
- e'_o - taux de vaporisation molaire de la charge.
- H_o - enthalpie de la phase vapeur de la charge Kcal/Kmole.
- h_o - enthalpie de la phase liquide de la charge en Kcal/Kmole.
- h_D - enthalpie du distillat en état liquide en Kcal/Kmole.
- H_D - enthalpie du distillat en état vapeur en Kcal/Kmole.
- h_R - enthalpie du résidu en Kcal/Kmole.
- h'_L - enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur en Kcal/Kmole.
- H_R - enthalpie de la vapeur provenant du rebouilleur.
- g_x - débit de reflux froid en Kmole/h.
- G_R - débit de la vapeur (reflux chaud) provenant du rebouilleur Kmole/A partir du bilan thermique de la colonne [13]:

$$g_x = G_R [(H_R - h'_L) / (H_D - h_D)] - [(Rh'_L + DH_D - Fh_L) / (H_D - h_D)] \dots \dots \dots (III- 55)$$

$$g_x = (rf)_{opt} \cdot D \dots \dots \dots (III- 56)$$

$$G_R = (rb)_{opt} \cdot R \dots \dots \dots (III-57)$$

C **HAPITRE**

IV

Partie calcule

IV-1-Présentation du problème :

L'unité GPL ZCINA produit environ **800 tonnes/J** de condensat non stabilisé riche en iso-pentane (TVR= 15 PSI), ce Condensat non stabiliser (iC₅) est directement réinjecter dans le brut (unité LDHP) ce qui représente ne perte économique et énergétique importante. Sauf qu'en hiver on le mélange avec condensat stable dont son TVR est de 7 PSI en l'ajustant jusqu'a la valeur de 12 PSI.

L'objectif de notre étude est le dimensionnement d'une nouvelle colonne de rectification appelée colonne de stabilisation du condensat C₅⁺ pour démunie la **TVR** jusqu'à 12 PSI une la spécification en TVR =12 PSI.

IV-2-Données de départ :

TVR de la charge d'entre TVR= 15 Psi

1. Débit d'alimentation de la colonne égal à **800 T/J**
2. Température d'entrée de la charge (C₅⁺ stabilisé): **150 °C**
3. La pression d'entrée de la charge : **16 bar**
4. La densité de la charge $\rho = \mathbf{0.6310}$
 - La teneur en constituant $Y_{D-nC5} = \mathbf{0.5676}$ dans le distillat **D** de la rectification
 - La teneur en constituant: $X'_{R-iC5} = \mathbf{0,1048}$ dans le résidu **R** de la rectification
5. Composition de la charge :

Tableau IV-1-Composition de la charge.

Constituant	Fraction Molaire
n-C4	0.0006
i-C5	0.3475
n-C5	0.5736
C6	0.0617
C7	0.0141
C8	0.0026
Total	1

IV-3- Caractéristiques des constituants de la charge:

Tableau IV-2- Caractéristiques des constituants de la charge

Constituant	M	T°fission (°C)	T°d'ébullition (°C)	Point critique	La masse volumique kg/m^3	TVR (psi)
n-C4	58	-138,29	-0.5	151.85 °C 37.97 Bar	573,1	51.31
i-C5	71	-160	28	187.2°C 33.34bar	616,3	20.2
n-C5	71	-129	36	196.4°C 33.75bar	620,7	15.4
C6	86	-95	69	234.7°C 30.32bar	657,1	4.4
C7	100	-90,6	98.4	267°C 27.37bar	678,1	1.4
C8	114	-58,8	125	295.4°C 24.97bar	700,1	0.5

IV-4- Procédure de calcul :

- À partir du débit et de la composition de la charge on détermine les quantités massiques et molaires de chaque constituant.
- On calcul les débits et les compositions de distillat et de résidu.
- On détermine la pression de service et les températures au sommet et au fond de la colonne.
- On calcul le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases liquides et vapeurs de la charge à l'entrée de la colonne.
- - On calcul le taux de reflux minimal et le taux de remouillage minimal.
- On calcul le taux de reflux opératoire (optimal) on calcul la zone de rectification
- On calcul le taux de remouillage opératoire on calcul la zone d'épuisement.
- Après avoir calculé la zone d'alimentation, on établit définitivement le nombre de plateaux théorique dans les zones de rectification et d'épuisement de la colonne.
- Bilan thermique de la colonne et détermination des charges thermique du condenseur et rabouilleur.
- Calcule le diamètre et hauteur de colonne.

IV-4-1-Bilan matière de la colonne :

A partir du débit et la composition de la charge, on détermine les quantités massique et molaire de chaque constituant de la charge :

$$W_{Li} = X'_{Li} \frac{M_i}{M_L} \qquad M_{Moy.L} = \sum X'_{Li} M_i$$

- **La masse moléculaire moyenne de d'alimentation :**

$$\Rightarrow M_{moy} = \underline{72.446 \text{ g/mole.}}$$

- **Débit massique:**

$$L' = (800.1000) / 24 = 33333,33 \text{ Kg/h (d'alimentation)}$$

$$L'_i = L' \cdot W_{Li} \text{ (Débit massique de chaque constituant).}$$

- **Débit molaire:**

$$L = L' / M_{moy} = 33333.33 / 72.446 = 460.11 \text{ K mole/ h (d'alimentation)}$$

Tableau IV-3-les débits molaire et massique de chaque constituant :

Composé	M _i g/mol	X _{ii}	M _i .X _i	W _{LI}	Débit Massique (kg/h)	Débit Molaire (kmol/h)
C4	58	0,0006	0,0348	0,00048036	16,012	0,276
I-C5	71	0.3475	24,6725	0,3405664	11352,2122	159,89
n-C5	71	0,5736	40,7256	0,5621551	18738,5015	263 ,92
C6	86	0,0617	5,3062	0,07324	2441,333	28,39
C7	100	0,0141	1,41	0,0194629	648,76323	6,488
C8	114	0,0026	0,2964	0,00409132	136,3333	1,196
		$\Sigma X_{ii}=1$	$M_{moy.L}=72,446$	$\Sigma X_{ii}=1$	$L'=33333,3$	$L= 460,11$

IV-4-2-Détermination des Débit et composition de distillat D et le résidu R :

- Constituant clé volatil $i\text{-C}_5\text{H}_{12}$
- Constituant clé lourd $n\text{-C}_5\text{H}_{12}$

Pour AJUSTER LA la valeur de TVR dans l'intervalle de (10-12) Psi :

- La teneur en constituant ($n\text{-C}_5\text{H}_{10}$) dans le distillat **D** du rectifications : $Y_{D-nC5} = 0,5676$
- La teneur en constituant ($i\text{-C}_5\text{H}_{10}$) dans le résidu **R** de la rectification : $X_{R-iC5} = 0,1048$
- Donc ces conditions on peut admettre que, vu la concentration en iC_5 dans le résidu est faible.
- on peut estimer que les concentrations des C_5^+ et plus sont nulles dans le distillat.

Donc : $Y_{DC6} = \dots\dots\dots = Y_{DC8} = 0.$

De même, étant donné que la concentration admise du $n\text{-C}_4$ dans le résidu est nulle.

Donc : $X'_{R-nC4} = 0$

L'équation du Bilan de matière global :

$$L = D + R \dots\dots\dots \text{(III- 8)}$$

L'application du Bilans de matière partielle :

$$L \cdot X_{Li} = D \cdot Y_{Di} + R \cdot X_{Ri} \dots\dots\dots \text{(III- 9)}$$

L'application de cette équation pour chaque constituant (i) la de charge donne :

- ⊕ (1) $n\text{-C}_4\text{H}_6 : 460,11.0,0006 = D \cdot Y_{DC4} + (L - D) \cdot 0$
- ⊕ (2) $i\text{-C}_5\text{H}_{12} : 460,11.0,3475 = D \cdot Y_{D-iC5} + (L - D) \cdot 0,1048$
- ⊕ (3) $n\text{-C}_5\text{H}_{12} : 460,11.0,5736 = D \cdot 0,5676 + (L - D) \cdot X_{R-nC5}$
- ⊕ (4) $C_6H_{14} : 460,11.0,0617 = D \cdot 0 + (L - D) \cdot X_{R-C6}$
- ⊕ (5) $C_7H_{16} : 460,11 \cdot 0,0141 = D \cdot 0 + (L - D) \cdot X_{R-C7}$
- ⊕ (6) $C_8H_{18} : 460,11.0,0026 = D \cdot 0 + (L - D) \cdot X_{R-C8}$

En additionnant (1) et (2)

On obtient :

$$460,12 \cdot (0,3481) = D \cdot (Y_{D-nC4} + Y_{D-iC5}) + (L - D) \cdot 0,1048$$

- On a : $\sum Y_{Di} = 1$
- Donc : $Y_{D-nC4} + Y_{D-nC5} + Y_{D-iC5} = 1$
 - $\Rightarrow Y_{D-nC4} + Y_{D-iC5} = 1 - Y_{D-nC5}$
 - $\Rightarrow Y_{D-nC4} + Y_{D-iC5} = 1 - 0,5676$
 - $\Rightarrow Y_{D-nC4} + Y_{D-iC5} = 0,4324$

$$460,11 \cdot (0,3481) = \mathbf{D} \cdot (\mathbf{Y}_{D-nC4} + \mathbf{Y}_{D-iC5} - 0,1048) + \mathbf{L} \cdot 0,1048$$

$$460,11 \cdot (0,3481) - 460,11 \cdot (0,1048) = \mathbf{D} \cdot (0,4324 - 0,1048)$$

$$D = \frac{460,11 \cdot (0,3481) - 460,11 \cdot (0,1048)}{(0,4324 - 0,1048)}$$

$$\Rightarrow \mathbf{D} = \underline{\underline{341,71 \text{ Kmole /h}}}$$

$$\Rightarrow \mathbf{R} = \mathbf{L} - \mathbf{D} = 460,12 - 341,72 = \underline{\underline{118,4 \text{ Kmole /h}}}$$

IV-4-2-1-Détermination de X_{Ri} et Y_{Di} :

$$\begin{aligned} \text{+} \quad (1) \quad L \cdot X_{L-nC4} &= D \cdot Y_{D-nC4} \Rightarrow Y_{D-nC4} = (L/D) \cdot X_{L-nC4} \quad Y_{D-nC4} = (460,11/341,71) \cdot 0,0006 \\ &\Rightarrow Y_{D-nC4} = \underline{\underline{0,0008079}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{+} \quad (2) \quad L \cdot X_{L-iC5} &= D \cdot Y_{D-iC5} + R \cdot X_{R-iC5} \Rightarrow Y_{D-iC5} = (L \cdot X_{L-iC5} - R \cdot X_{R-iC5})/D \\ Y_{D-iC5} &= [(460,11 \cdot 0,3475) - (118,4 \cdot 0,1048)]/341,71 \\ &\Rightarrow Y_{D-iC5} = \underline{\underline{0,432}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{+} \quad (3) \quad L \cdot X_{L-nC5} &= D Y_{D-nC5} + R \cdot X_{R-nC5} \Rightarrow X_{R-nC5} = (L/R) X_{L-nC5} - (D/R) Y_{D-nC5} \\ X_{R-nC5} &= (460,11 / 118,4) \cdot 0,5736 - (341,71 / 118,4) \cdot 0,5676 \\ &\Rightarrow X_{R-nC5} = \underline{\underline{0,5909}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{+} \quad (4) \quad L \cdot X_{L-C6} &= D \cdot Y_{D-C6} + R \cdot X_{R-C6} = (L/R) \cdot X_{L-C6} \Rightarrow X_{R-C6} = (460,11 \cdot 0,0617) / 118,4 \\ &\Rightarrow X_{R-C6} = \underline{\underline{0,2398}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{+} \quad (5) \quad L \cdot X_{L-C7} &= D \cdot Y_{D-C7} + R \cdot X_{R-C7} = (L/R) \cdot X_{L-C7} \Rightarrow X_{R-C7} = (460,11 \cdot 0,0141) / 118,4 \\ &\Rightarrow X_{R-C7} = \underline{\underline{0,0548}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{+} \quad (6) \quad L \cdot X_{L-C8} &= D \cdot Y_{D-C8} + R \cdot X_{R-C8} = (L/R) \cdot X_{L-C8} \Rightarrow X_{R-C8} = (460,11 \cdot 0,0026) / 118,4 \\ &\Rightarrow X_{R-C8} = \underline{\underline{0,0101}} \end{aligned}$$

Tableau IV-4-Débit Massique et Débit Molaire de distillat.

Composé	Mi	Y_{DI} Molaire	$M_i \cdot Y_{DI}$	W_{DI} Massique	Débit Massique (kg/h)	Débit Molaire (kmol/h)
C4	58	0,0008079	0,04686	0,00066	16	0,276
I-C5	71	0,432	30,672	0,4319	10480,379	147,619
n-C5	71	0,5676	40,2996	0,5674	13770,674	193,96
$M_{moy,D}=71,02$				$\Sigma X_{DI}=1$	$D'=24268,24$	$D=341,71$

Tableau IV-5-La Densité a 25 C° et tension de vapeur de Raied de distillat.

Constituant	Y_{DI} Molaire	La Densité ρ	TVR_i	$X_{li} \cdot \rho_i$	$X_{li} \cdot TVR_i$
n-C4	0,0008079	0,573	51,31	0,00034	0,042
i-C5	0,432	0,616	20,2	0,21	8,73
n-C5	0,5676	0,620	15,4	0,356	8,74
Totale	1	-	-	0,56634	17,51

Tableau IV-6-Débit massique et débit molaire de résidu.

Composé	Mi	X_{RI} Molaire	$M_i \cdot X_{RI}$	W_i Massique	Débit massique (kg/h)	débit molaire (kmol/h)
iC5	71	0,1048	7,441	0,0971	881,22	12,41
nC5	71	0,5909	41,9539	0,54734	4967,31	69,963
C6	86	0,2398	20,623	0,2691	2442,18	28,39
C7	100	0,0548	5,48	0,07149	648,797	6,488
C8	114	0,0101	1,1514	0,015	136,13	1,196
$M_{moy,R}=76,65$				$\Sigma X_i=1$	$R '=9075,36$	$R =118,4$

Tableau IV-7-La Densité a 25C° et tension de vapeur de Raied de Résidu.

Constituant	X _{RI}	La Densité	TVR _i	X _{li} ·d _i	X _{li} ·TVR _i
iC5	0,1048	0,616	20,2	0,065	2,1
nC5	0,5909	0,620	15,4	0,366	9,08
C6	0,2398	0,657	4,4	0,158	0,97
C7	0,0548	0,678	1,4	0,037	0,07
C8	0,0101	0,700	0,5	0,007	0,005
	1	-	-	0,633	12,2

IV-4-3-Pression et température dans la colonne :

IV-4-3-1-Pression dans le ballon de reflux :

Dans le ballon de reflux La pression de la condensation totale du distillat c'est à dire la pression dans le ballon de reflux sera **P =15,5** bar ainsi la température nécessaire dans ce ballon est calculée à une pression fixe par la formule d'isotherme de la phase liquide :

$$\Sigma K_i \cdot X'_i = 1 \dots \dots \dots \text{(III- 29)}$$

Les coefficients d'équilibre sont déterminés à partir du diagramme (Scheibel & Jenny) (Annexe I), et par approximation successive on trouve :

T_b = 140°C (température da le ballon)

P_b=15,5 Bar

Tableau IV-8-Constant d'équilibre de distillat a 140C° et 15.5 bar :

Composé	Y _I =(X _{DI})	K _I	X _I =Y _{DI} ·K _I
nC4	0,0008077	1,7	0,001377
iC5	0,432	1,1	0,4752
nC5	0,5676	0,92	0,522
			ΣX_I= 0,998777

Différent valeurs des pressions dans la colonne de rectification:

Tableau IV-9-Pression et parte de charge de chaque Section de la colonne.

Section	Pression	ΔP
Au sommet de la colonne	$P_S = P_b + \Delta P_1$	0.2 – 0.4
Au fond de la colonne	$P_f = P_S + \Delta P_2$	0.3 – 0.5
Dans la zone d'alimentation	$P_L = (P_S + P_f) / 2$	-

P_b : la pression dans le ballon de reflux

P_S : la pression dans sommet de la colonne

P_f : pression au fond de la colonne

ΔP_1 : Pertes de charges dues aux résistances des conduites.

ΔP_2 : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

IV-4-3-2- Température au sommet de la colonne:

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \dots \dots \dots (III- 30)$$

▪ $\Delta P_1 = 0,3$

⇒ $P_s = 15,3 + 0.3 = 15,8 \text{ bar}$

La température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum (Y'_{Di} / K_i) = 1 \dots \dots \dots (III- 33)$$

Tableau IV-10-De constant d'équilibre dans sommet de la colonne

-composé	$Y_i = (X_{Di})$	K_i	$X_i = Y_i / K_i$
nC4	0,0008077	1,7	0,00047512
iC5	0,432	1,1	0,39273
nC5	0,5676	0,93	0,61032
			$\Sigma X_i = 1,003524$

Après itérations successif et A l'aide du diagramme **Scheibel & Jenny (Annexe I)**

On trouve : $T_S = 142C^\circ$ et pression **15.8 Bar**

IV-4-3-3-Température au fond de la colonne:

On estime les pertes de charge dans la colonne :

$$\Delta P_2 = 0,4$$

On peut trouver approximativement la pression au fond P_f de la colonne :

$$P_f = P_L + \Delta P_2 \dots\dots\dots(III- 31)$$

$$\Rightarrow P_f = P_S + 0,4 = 15,8 + 0,4 = 16,2 \text{ Bar}$$

La température au fond de la colonne est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase liquide

$$\sum(K_i \cdot X_{R,i}) = 1 \dots\dots\dots(III- 34)$$

Tableau IV-11-De constant d'équilibre dans fond de la colonne :

C	$X_i(=X_{Ri})$	K_i	$Y_i = K_i \cdot X_{Ri}$
i-C5	0,1048	1,25	0,131
n-C5	0,5909	1,17	0,691353
C6	0,2398	0,65	0,1558024
C7	0,0548	0,38	0,02082
C8	0,0101	0,24	0,002424
			$\Sigma X_i = 1,0013994$

Après itérations successif Et a l'aide du diagramme **Scheibel & Jenny (Annexe I)**

On trouve : **$T_f = 163C^\circ$ et pression **16,2 Bar****

IV-4-3-4-Dans l'alimentation de la colonne :

On calcule la pression dans la zone d'alimentation par l'équation suivant :

$$P = 0,5(P_f + P_S) = 0,5 (16,2 + 15,8) = 16 \text{ Bar}$$

La température dans la zone d'alimentation est **150°C P=16 Bar**

IV-5-Calcul du taux de vaporisation de la charge :

Taux de vaporisation de l'alimentation et les compositions de ses phases d'équilibre (vapeur et liquide) à l'entrée de la colonne (**P = 16 bar et T = 150°C**), sont déterminée par approximation successive selon l'équation de **TREGOUBOV**.

On fait les calculs des concentrations molaires de la phase liquide $X_{o,i}$ et la phase vapeur $Y_{o,i}$ dans la zone de flash jusqu'à ce que l'on obtienne :

$$\sum_{i=1}^n X'_{o,i} = 1 \quad \text{et} \quad \sum_{i=1}^n Y'_{o,i} = 1$$

$X'_{o,i}$ et $Y'_{o,i}$ sont calculées de la façon suivante :

$$\sum x'_{oi} = \sum [x'_{Li} / 1 + e(K_i - 1)] = 1 \dots \dots \dots \text{(III- 37)}$$

$$(Y'_{o,i} / X'_{o,i}) = K_i \dots \dots \dots \text{(III- 38)}$$

$$\Rightarrow Y_{0,i} = K_i X_{o,i}$$

\bar{e}_0 - taux de vaporisation molaire de la charge

K_i - constante d'équilibre du constituant « i » à 150 °C et 16 Bar.

$x'_{L,i}$ - concentration molaire des constituants « i » dans l'alimentation

Tableau IV-12-Les valeur de taux de vaporisation de la charge et de constant d'équilibre.

Constituant	$X_{L,i}$	K_i	$1 + \bar{e} (K_i - 1)$	$X_{L,i} / 1 + \bar{e} (K_i - 1)$	$K_i X_{o,i}$
150 °C et 16 Bar					
n-C4	0,0006	1,7	1,462	0,00041	0,0007
I-C5	0,3475	1,15	1,099	0,3162	0,364
n-C5	0,5736	1	1	0,5736	0,5736
C6	0,0617	0,55	0,703	0,0878	0,0483
C7	0,0141	0,3	0,538	0,0262	0,008
C8	0,0026	0,18	0,4588	0,0057	0,001
Totale	1	-	-	1,00991	0,9956

IV-5-1-Volatilités relatives des constituants:

- Le calcul des volatilités relatives des constituants aux différents niveaux de la colonne est basé sur la formule suivante :

$$\alpha = (K_i / K_B) \dots \dots \dots \text{(III- 7)}$$

Où :

K_i - constante d'équilibre du composant «i» dans les conditions de service (température, pression).

K_B - constante d'équilibre du composant clé lourd.

En qualité de composant clé lourd on admet le **n-C₅**.

Les coefficients de volatilités moyennes sont déterminés par les formules suivantes :

1- Pour la zone de rectification : $\alpha_{r-i} = 0,5. (\alpha_{Di} + \alpha_{Li})$

2- Pour la zone d'épuisement : $\alpha_{E-i} = 0,5. (\alpha_{Ri} + \alpha_{Li})$

Le calcul de différentes volatilités est représenté dans les tableaux-ci-dessous.

Tableau IV-13-Volatilités relatives des constituants.

Constituent	Alimentation		Rectification		Epuisement	
	K_i	α_{Li}	K_i	α_{Di}	K_i	α_{Ri}
	150 °C et 16 Bar		142°C et 15,8 Bars		164°C et 16,2 Bar	
nC4	1,7	1,7	1,7	1,83	-	-
I-C5	1,15	1,15	1,1	1,18	1,25	1,068
n-C5	1	1	0,93	1	1,17	1
C6	0,55	0,55	-	-	0,65	0,56
C7	0,3	0,3	-	-	0,38	0,32
C8	0,18	0,18	-	-	0,24	0,21

Tableau-IV-14-Volatilités moyennes des constituants.

Constituant	Alimentation	Rectification		Épuisement	
	α_{Li}	α_{Di}	α_{r-i}	α_{Ri}	α_{E-i}
nC4	1,7	1,83	1,765	-	-
I-C5	1,15	1,18	1,165	1,068	1,11
n-C5	1	1	1	1	1
C6	0,55	-	-	0,56	0,56
C7	0,3	-	-	0,32	0,31
C8	0,18	-	-	0,21	0,195

IV-6-Fonctionnement à reflux minimal :

Le calcul se fait par l'application de la formule **III-43-1** par approximations successives.

La valeur de φ dans cette équation varie généralement la valeur de Φ se trouve dans l'intervalle

$$(\alpha_{L-iC5} \leq \Phi \leq \alpha_{L-nC5})$$

Etant respectivement les volatiles des clé- volatile (**i-C5**) et clé- lourd.(**n-C5**)

$$1,00 < \varphi < 1,15$$

$$\bar{\epsilon}_0 = \frac{\sum_{i=1}^n (a_{L,i} \cdot X'_{L,i})}{\sum_{i=1}^n (a_{L,i} - j)} = 0,66 \dots \dots \dots \text{(III-43-1)}$$

Tableau IV-15- calcule La valeur de φ .

Constituant	$X'_{L,i}$	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i} X'_{L,i}$	$\alpha_{L,i} - \varphi$	$\frac{(\alpha_{L,i} \cdot X'_{L,i})}{(\alpha_{L,i} - \varphi)}$
nC4	0,0006	1,7	0,00102	0,6076	0,00168
I-C5	0,3475	1,15	0,3996	0,0576	6,9375
n-C5	0,5736	1	0,5736	-0,0924	-6,2078
C6	0,0617	0,55	0,0339	-0,5424	-0,0625
C7	0,0141	0,3	0,00423	-0,7924	-0,00534
C8	0,0026	0,18	0,000468	-0,9124	-0,000513
Total	1,0000	-	-	-	0,663037

Avec :

φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives à partir de l'équation précédente.

Les résultats des calculs montrent que $\bar{\epsilon}_0 = 0,66$

$$\Rightarrow \text{On trouve : } \Phi = \underline{1.0924}$$

IV-6- 1-Calcul du taux de reflux minimal et taux de rebouillage minimal :

IV-6-1-1-Calcul du taux de reflux minimal :

Le taux de reflux minimum est calculé par la formule suivante :

$$(rf)_{\min} = \varphi \sum(Y_{Di}/\alpha_{Li}-\varphi) \dots \dots \dots (III- 43)$$

Avec : $\varphi = 1.0924$

$$(rf)_{\min} = 1,0924.[0,00081/(1,7-1,0924) + 0,432/(1,15-1,0924) + 0,5676/(1-1,0924)]$$

$$\Rightarrow (rf)_{\min} = \underline{1,48}$$

- Le taux de reflux opératoire est calculé par l'équation :

$$(rf)_{\text{opt}} = 1,3.(rf)_{\min} + 0,3.$$

$$(rf)_{\text{opt}} = 1,3.(1,48) + 0,3$$

$$\Rightarrow (rf)_{\text{opt}} = \underline{2,22}$$

IV-6-1-2-Le taux de rebouillage minimal:

$$(rb)_{\min} = \sum(\alpha_{Li} \cdot X'_{R,i}/\alpha_{Li}-\varphi) \dots \dots \dots (III- 44)$$

La formule nous donne le résultat suivant :

$$(rb)_{\min} = -[(0,1048 \cdot 1,15 / 1,15-1,0924) + (0,5909 \cdot 1 / 1-1,0924) + (0,2398 \cdot 0,55 / 0,55-1,0924) + (0,0548 \cdot 0,3 / 0,3-1,0924) + (0,18 \cdot 0,0101 / 0,18-1,0924)]$$

$$\Rightarrow (rb)_{\min} = \underline{6,56}$$

- Le taux de rebouillage opératoire est calculé par l'équation :

$$(rb)_{\text{opt}} = [(D.(rf)_{\text{opt}}/L) + (1- e'_o) - (R/L)] / (R/L) \dots \dots \dots (III- 48)$$

$$(rb)_{\text{opt}} = (rf)_{\text{opt}} \cdot D/R + (1 - \bar{e}_o) \cdot L/R - 1$$

$$(rb)_{\text{opt}} = (341,71/118,4) \cdot 2,22 + (1-0,66) \cdot (460,11/118,4) - 1$$

$$\Rightarrow (rb)_{\text{opt}} = \underline{6,73}$$

IV-7-Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la colonne :

La méthode utilisée pour la détermination de nombre de plateaux théorique est la méthode approximative de GILLILAND.

L'application de la **formule de FENSKE** aux deux constituants clés (**i-C₅**), et (**n-C₅**)

Permet de calculer le nombre de plateaux théoriques (N_{\min}) :

$$N_{\min} = \log \left(\frac{Y'_{D-iC5} \cdot X'_{R-nC5}}{Y'_{D-nC5} \cdot X'_{R-iC5}} \right) / \log \left(\alpha_{L-iC5} / \alpha_{L-nC5} \right)$$

$$N_{\min} = \log \frac{0,432 \cdot 0,5909}{0,5676 \cdot 0,1048} / \log \left(\frac{1,15}{1} \right)$$

$$\Rightarrow N_{\min} = \underline{10,42}$$

IV-7-1-Calcul du nombre de plateaux dans la zone de rectification :

Le nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification N_E^{\min} est donné par la formule suivante :

$$N_E^{\min} = \text{Ln} [(X_{D-iC5} X_{L-nC5}) / (X_{D-nC5} X_{L-iC5})] / \text{Ln} (\alpha_{r-iC5} / \alpha_{r-nC5}) \dots \dots \dots \text{(III-49)}$$

$$N_R^{\min} = \log [(0,432 \cdot 0,5736) / (0,5676 \cdot 0,3475)] / \log 1,165$$

$$\Rightarrow N_R^{\min} = \underline{1,49}$$

On calcule le rapport suivant :

$$[(rf)_{\text{opt}} - (rf)_{\min}] / [(rf)_{\text{opt}} + 1] = (2,22 - 1,48) / (2,22 + 1) = 0,23$$

On utilise le diagramme de Gilliland (**Annexe V**)

Qui donne la relation entre le nombre de plateaux Théorique et le taux de reflux :

$$(N_R - N_R^{\min}) / (N_R + 1) = 0,425 \quad \Rightarrow \quad (N_R - 1,49) / (N_R + 1) = 0,425$$

$$\text{Donc : } N_R = \underline{3,33 \text{ plateaux théoriques}}$$

L'efficacité des plateaux à clapets : $E = 0,61$, le nombre réel de plateaux à cette zone sera :

$$N_R^r = (3,33 / 0,61) = 5,46$$

On admet la valeur de :

$$\Rightarrow N_R^r = \underline{6 \text{ plateaux}}$$

IV-7-2-Calcul du nombre de plateaux dans la zone d'épuisement :

Le nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement N_E^{min} est donné par la formule suivante :

$$N_{E\ min} = \text{Ln} [(X_{L-ic5} \cdot X_{R-nC5}) / (X_{L-nC5} X_{R-ic5})] / \text{Ln} (\alpha_{E-ic5} / \alpha_{E-nC5}) \dots \dots \dots \text{(III-50)}$$

$$N_E^{min} = \log [(0,3475.0,5909) / (0,5736.0,1048)] / \log 1.11$$

$$\Rightarrow N_E^{min} = 11.77$$

On calcule le rapport suivant :

$$[(rf)_{opt} - (rf)_{min}] / [(rf)_{opt} + 1] = (2.22-1.48) / (2.22 + 1) = 0,23$$

On a On utilise le diagramme de Gilliland (**Annexe V**)

Qui donne la relation entre le nombre de plateaux Théorique et le taux de reflux :

$$(N_E - N_E^{min}) / (N_E + 1) = 0,425 \quad \Rightarrow \quad (N_E - 11.77) / (N_E + 1) = 0,425$$

$$\Rightarrow N_E = \underline{21.21 \text{ plateaux théoriques}}$$

De l'efficacité des plateaux à clapets : $E = 0,61$, le nombre réel de plateaux à cette zone sera

$$N_E^r = (21.21/0,61) = 34.77$$

On admet la valeur de

$$\Rightarrow N_E^r = \underline{35}$$

Le nombre de plateaux théorique dans la colonne entière sera :

$$N_t^{th} = N_R + N_E \quad \Rightarrow \quad 3,33+ 21.21= \underline{24,54}$$

Le nombre de plateaux réel dans la colonne entière sera :

$$N_t^r = N_R^r + N_E^r \quad \Rightarrow \quad 35+6= \underline{41}$$

IV-8-Bilan thermique de la colonne :

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

L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit d'après la formule suivante :

$$h_L = \epsilon_0 \cdot H_0 + (1-\epsilon_F).h_0 \dots \dots \dots \text{(III- 52)}$$

$$Q_R = G_R (H_R - h_L) + R (h_R - h'_L) \dots \dots \dots \text{(III- 53)}$$

$$Q_C = (D + g_x) (H_D - h_D) \dots \dots \dots \text{(III- 54)}$$

L,D,R - débits molaires respectivement de la charge , du distillat et du résidu en Kmole/h).

Q_R: charge thermique du rebouilleur en **Kcal/h**.

Q_C: charge thermique du condenseur en **Kcal/h**.

h_L: enthalpie de la charge biphasique en **Kcal/h**.

e₀: taux de vaporisation molaire de charge.

H₀: enthalpie de la phase vapeur de la charge **Kcal/Kmole**.

h₀: enthalpie de la phase liquide de la charge en **Kcal/Kmole**.

h_D: enthalpie du distillat en état liquide en **Kcal/Kmol**

H_D: enthalpie du distillat en état vapeur en **Kcal/Kmole**.

h_R: enthalpie du résidu en **Kcal/Kmole**.

h'_L: enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur en **Kcal/Kmole**.

H_R: enthalpie de la vapeur provenant du rebouilleur.

g_x: débit de reflux froid en **Kmole/h**.

G_R: débit de la vapeur (reflux chaud) provenant du rebouilleur **Kmole/h**.

A partir du bilan thermique de colonne stabilisation on a :

$$g_x = G_R [(H_R - h'_L) / (H_D - h_D)] - [(R h'_L + D H_D - F h_L) / (H_D - h_D)] \dots \dots \dots \text{(III- 55)}$$

$$g_x = (rf)_{opt} \cdot D = 2,22.341,71$$

$$\Rightarrow g_x = \underline{758.5962 \text{ kmole/h.}}$$

$$G_R = (rb)_{opt} \cdot R = 6,73.118,4$$

$$\Rightarrow G_R = \underline{796.832 \text{ kmole/h.}}$$

IV-8-1-Détermination des masses moléculaires :

IV-8-1-1-Pour la zone de flash :

La masse moléculaire de chaque phase est déterminée par la formule suivante :

$$M_{moy} = X_i \cdot M_i$$

Tableau IV-16-Calcul des masses moléculaires et composition pour la zone de flash.

Composant	M _i	Phase liquide		Phase vapeur	
		X' _{oi}	M _i X' _{oi}	Y' _{oi}	M _i Y' _{oi}
n-C ₄ H ₁₀	58	0,00041	0,02378	0,0007	0,0406
i-C ₅ H ₁₂	71	0,3162	22,4502	0,364	25,844
n-C ₅ H ₁₂	71	0,5736	40,7256	0,5736	40,7256
C ₆ H ₁₄	86	0,0878	7,5508	0,0483	4,1538
C ₇ H ₁₆	100	0,0262	2,62	0,008	0,8
C ₈ H ₁₈	114	0,0057	0,6498	0,001	0,114
Total	-	1,00991	74,0218	0,9956	71,678

IV-8-1-2-Pour le distillat et le résidu :

On procède de la même manière que la zone de flash.

Tableau IV–17-Calcul des masses moléculaires pour le distillat et le résidu.

Composant	M _i	Distillat D		Résidu R	
		Y' _{Di}	M _i Y' _{Di}	X' _{Ri}	M _i X' _{Ri}
n-C ₄ H ₁₀	58	0,0008077	0,04685	-	--
i-C ₅ H ₁₂	71	0,432	30,672	0,1048	7,441
n-C ₅ H ₁₂	71	0,5676	40,2996	0,5909	41,9539
C ₆ H ₁₄	86	-	-	0,2398	20,623
C ₇ H ₁₆	100	-	-	0,0548	5,48
C ₈ H ₁₈	114	-	-	0,0101	1,1514
Total	-	0,9998	M _{moy.D} =71,02	20,623	M _{moy.R} =76,65

A l'aide de l'équation de concentration de la zone d'épuisement, on calcule la composition du liquide descendant du plateau « n + 1 ».

$$X'_{n+1,i} = (Y'_{ni} / m) + [(m - 1) / m] \cdot X'_{R,i} \dots \dots \dots (III- 20)$$

Le coefficient « m » figurant dans cette équation est calculé d’après la formule suivante :

$$m = [(rb)_{opt} + 1] / (rb)_{opt} \dots \dots \dots (III- 15)$$

$$m = (6,73 + 1) / 6,73$$

$$\Rightarrow m = \underline{1,15}$$

On remplace « m » par sa valeur :

$$X'_{n+1,i} = Y'_{ni} / 1,15 + [(1,15 - 1) / 1,15] \cdot X'_{Ri}$$

$$X'_{n+1,i} = 0,87 \cdot Y'_{ni} + 0,13 \cdot X'_{Ri}$$

Donc :

$$X_{L,i} = 0,847 \cdot Y'_{Ri} + 0,152 \cdot X'_{Ri}$$

$$Y'_{R,i} = (\alpha_{E-i} X'_{Ri}) / + (\alpha_{Ei4} X'_{R4} + \alpha_{m5} X'_{R5} + \alpha_{Ei-5} X'_{Ri5} + \alpha_{E-6} X'_{R6} + \alpha_{Ei-7} X'_{R7} + \alpha_{Ei-8} X'_{R8}). \dots \dots \dots (IV- III-1)$$

Les résultats de calcul sont représentés dans le **tableau IV-18** suivant :

Tableau IV-18-Calcul la composition de liquide et de vapeur.

Composant	M _i	Vapeur «G _R »		Liquide « g _i »	
		Y' _{Ri}	M _i Y' _{Ri}	X' _{Fi1}	M _i X' _{Fi}
n-C ₄ H ₁₀	58	-	-	-	0,9647
i-C ₅ H ₁₂	71	0,135	9,585	0,1302	9,2442
n-C ₅ H ₁₂	71	0,687	48,777	0,6717	47,691
C ₆ H ₁₄	86	0,156	13,416	0,1686	14,4996
C ₇ H ₁₆	100	0,0197	1,97	0,025	2,5
C ₈ H ₁₈	114	0,00229	0,2611	0,003475	0,3961
Totale	-	0,99999	74,01	0,99897	75,296

IV-8-1-3-la pression moyenne dans la zone d'épuisement :

$$P_E = 0,5.(P_F + P_f).....(III- 15-2)$$

$$P_E = 0,5.(16 + 16,2) =$$

$$\Rightarrow P_E = \underline{16,1 \text{ bar}}$$

La constante d'équilibre de l'élément clé lourd (n-C₅) dans ce cas est :

$$K_{n-C5} = 1/\sum \alpha_{Ei} \cdot X'_{Ri}.....(III- 15-3)$$

$$K_{n-C5} = 1/(0,1048.1,11 + 0,5909.1 + 0,2398.0,56 + 0,0548.0,32 + 0,0101.0,21)$$

$$\Rightarrow K_{iC5} = \underline{1,09}$$

On a P_E = 16,1bars et K_{iC5}=1,09 donc la température correspondante est T=158°C.
(Température de liquide g_l sortant de la colonne).

A. Les enthalpies des phases vapeurs sont déterminées à l'aide des graphes (annexe [II-III-IV]) :

Où : H^v_t est déterminé comme suit : $\sum H^v_i$

Avec : $H^v_i = X_i \cdot H^v_{i,0}.....(III- 58)$

H^v_t : l'enthalpie de la phase vapeur considérée.

H^v_i : l'enthalpie de constituant « i »

H^v_{i,0} : l'enthalpie de constituant « i » d'après le graphe à la température t, et pression

X_i : fraction massique de constituant « i »

B. L'enthalpie des liquides (g_o , g_r, R , g_L) est calculée d'après la formule suivante :

$$h_L^t = (0,403 t + 0,000405 t^2) / \sqrt{\rho^{15}}.....(III- 53-1)$$

ρ¹⁵ : masse volumique relative à chaque liquide la 15°C

t : Température en degré °C

Des différents enthalpies des sont représentées dans le tableau **Tableau IV-19**

Tableau IV-19- Calcul Les enthalpies.

Débit	M _{moy}	T °C	P Bar	Enthalpies	
				Kcal/kg	Kcal/kmole
Vapeur « G ₀ »	71.678	150	16	H ₀ =199,25	14281,8415
Liquide « g ₀ »	74,0218	150	16	h ₀ =57.94173	4288,90
Liquide « g _t »	71.02	140	15.5	h _D =54.70966	3885,4826
Vapeur « D »	71,02	142	15,8	H _D =195.74	13901,4548
Liquide « R »	76.65	163	16,2	h _R =61.32673	4700,664
Vapeur « G _R »	74,01	163	16,2	H _R =211.18	15629,4318
Liquide « g_L » h '1	75,296	158	16,1	59.46	4477 ,1

Ou:

g₀: débit de la phase liquide dans l'alimentation.

g_t: débit de la phase liquide alimentant le rebouilleur. L'enthalpie de la charge bi-phasique est de :

$$h_L = e'_0 H_0 + (1 - e'_0) h_0 \dots \dots \dots (III- 52)$$

Où : **H₀** - enthalpie de la phase vapeur « G₀ » en **Kcal/Kmole** à 150 °C et 16 bars.

h₀ - enthalpie de la phase liquide « g₀ » en **Kcal/Kmole** dans les mêmes conditions de la phase vapeur.

En remplaçant le **H₀** et **h₀** par leurs valeurs, on aura :

$$h_L = 0,66. 14281,8415 + (1 - 0,66). 4288,90 =$$

$$\Rightarrow h_L = \underline{\underline{10884,24 Kcal/Kmole}}$$

Donc le débit de reflux liquide :

$$g_x = [G_R (H_R - h'_L) / (H_D - h_D)] - [(Rh'_L + DH_D - Fh_L) / (H_D - h_D)] \dots \dots \dots (III - 36)$$

$$\Rightarrow g_r = \underline{\underline{860 ,0431}}$$

⇒

$$g_r/D = 860 ,0431 / 341,71 = \quad g_x/D = \underline{\underline{2,5169}}$$

IV-8-1-4-les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur :

- **Q_C - charge thermique du condenseur en Kcal/h**

$$Q_C = (D + g_x) (H_D - h_D) \dots \dots \dots (III - 54)$$

$$Q_C = (341,71 + 860,0431) \cdot (13901,4548 - 3885,4826)$$

$$\Rightarrow Q_C = \underline{\underline{12036725,64 \text{ Kcal/h}}}$$

- **Q_R - charge thermique du rebouilleur**

$$Q_R = G_R (H_R - h'_L) + R(h_R - h'_L) \dots \dots \dots (III - 53)$$

$$Q_R = 796,832 \cdot (15629,4318 - 4477,1) + 118,4 \cdot (4700,664 - 4477,1)$$

$$\Rightarrow Q_R = \underline{\underline{8913004,831 \text{ Kcal/h}}}$$

Tableau IV-20-Quantité de chaleur totale de colonne.

Quantité de chaleur	Q (Kcal/h)
• Quantité de chaleur la charge : Q _L	5007947,666
• Rebouilleur : Q _R	8913004,831
Total	13920952,5
• Quantité de chaleur de condenseur : Q _D	1327707,371
• Quantité de chaleur de condenseur : Q _C	12036725,64
• Quantité de chaleur de résidu : Q _r	556558,144
Total	13920991,16

IV-9- Dimensionnement de la colonne :

IV-9-1- Diamètre de la colonne :

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{S}{\pi}} \dots \dots \dots (III - 59)$$

$$S = V / W \dots \dots \dots (III - 59-1)$$

S : section de colonne

V : Débit volumique des vapeurs dans tété de colonne

W : Vitesse admissible des vapeurs

IV-9-1-1-Débit volumique des vapeurs aux conditions de service dans tété de colonne:

Conditions de service : $t_s = 142^\circ\text{C}$, et $P_s = 15,8 \text{ bar}$.

$$V = (22,4/3600) \cdot Z \cdot V_D \cdot (t_s + 273) / 273 \cdot P_s \dots\dots\dots \text{(III- 59-2)}$$

V_D - débit molaire des vapeurs passant par la section considérée.

$$V_D = (g_x + D) = D (rf + 1) \dots\dots\dots \text{(III- 59-3)}$$

$$V_D = 341,71 \cdot (2,51 + 1)$$

$$\Rightarrow V_D = \underline{1199.4021 \text{ kmol/h}} \quad \underline{85181, 53714 \text{ Kg/h.}}$$

Z : coefficient de compressibilité des vapeurs déterminées d’après les paramètres critiques (température et pression).

on calcule les paramètres T_r et P_r réduits :

$$T_r = T_s / T_{cr} \dots\dots\dots \text{(III-59-2-1)}$$

$$P_r = P_s / P_{cr} \dots\dots\dots \text{(III-59-2-2)}$$

Ou :

$$T_{per} = \sum (T_{cr})_i Y_{D'} \dots\dots\dots \text{(III-59-2-3)}$$

$$P_{per} = \sum (P_{cr})_i Y_{D'} \dots\dots\dots \text{(III-59-2-4)}$$

Les résultats sont portés dans le **tableau IV-21**.

Tableau IV-21-Calcul Les point critiques des compositions du distillat

Composant	Y'_{Di}	$T_{cr} (K^\circ)$	$P_{cr}(bar)$	$Y'_{Di} \cdot T_{cr}$	$Y'_{Di} \cdot P_{cr}$
n-C ₄ H ₁₀	0,0008077	325	37.97	0,263	0,030668
I-C ₅ H ₁₂	0,432	460,35	33.34	198,871	14,40288
n-C ₅ H ₁₂	0,5676	460,55	33.75	261,422	19,1565
Total	1	-	-	460,556	33,59

D’après le tableau : $T_{cr} = \underline{460,556 \text{ K}^\circ}$ $P_{cr} = \underline{33,59 \text{ bars}}$.

Les paramètres réduits seront :

$$T_{cr} = (142+273,15)/ 460,556 = \underline{\underline{0,9014}}$$

$$P_{cr} = 15,8 / 33,59 = \underline{\underline{0,4703}}$$

On trouve d'après utilisé le graphe (**annexe VI**)

Donc : **Z = 0,78**

$$V = (22,4/3600) \cdot 0,78 \cdot 1199,4021 \cdot (142 + 273,15) / (273,15 \cdot 15,8)$$

$$\Rightarrow V = \underline{\underline{0,56 \text{ m}^3/\text{sec}}} = \underline{\underline{2015,8312 \text{ m}^3/\text{hI}}}$$

V-9-1-2-Vitesse admissible des vapeurs :

D'après la formule de **Vanders Brown** :

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v}} \dots\dots\dots (\text{III} - 59-4)$$

C : constante dépendant de la distance entre deux plateaux égale 650

La masse volumique de ces vapeurs sera :

$$\rho_v = V_D/V$$

$$\rho_v = 85181,53714 / 2015,8312$$

$$\Rightarrow \rho_v = \underline{\underline{42,2563 \text{ Kg/m}^3}}$$

La masse volumique du liquide (reflux) sera : $\rho_L = \rho^{142}_4$

ρ^{142}_4 : la masse volumique relative température service à 142°C

Détermination ρ^{142}_4 :

On a :

$$\rho^t = (\rho^{20}_4)_{\text{moy}} - \alpha \cdot (t - 20) \dots\dots\dots (\text{III} - 59-5)$$

ρ^{20}_4 : la masse volumique relative à 20°C

t: température en degré °C

α : Constante dont la valeur est déterminée par la formule suivent :

$$\alpha = 0.18233 - 0.00132 \cdot (\rho^{20}_4)_{\text{moy}} \dots\dots\dots (\text{III} -59-6)$$

D'après on a calculé $(\rho^{20}_4)_{\text{moy}}$ et Les résultats sont portés dans le **tableau V-22-**

Tableau IV-22- Calcul de Masse volumique moyenne $(\rho_{4}^{20})_{\text{moy}}$ de distillat.

Composition	ρ_{44}^{20}	X_{Di}	$X_{\text{Di}}/\rho_{4}^{20}$
n-C4	0,576	0,0008	0,00139
i-C5	0,6197	0,432	0,6971
n-C5	0,626	0,5676	0,1
TOTALE	-	-	1,61

$$(\rho_{4}^{20})_{\text{moy}} = 1 / \sum (X_i / \rho_{4}^{20})$$

$$\Rightarrow (\rho_{4}^{20})_{\text{moy}} = 1 / 1,61 = \underline{\underline{0,61728}}$$

$$\alpha = 0,18233 - 0,00132 \cdot (\rho_{4}^{20})_{\text{moy}}$$

$$\Rightarrow \alpha = 0,18233 - 0,00132 * 0,61728 = \underline{\underline{0,182}}$$

$$\rho^t = (\rho_{4}^{20})_{\text{moy}} =$$

$$\Rightarrow \underline{\underline{456,24 \text{ Kg/m}^3}}$$

La vitesse admissible des vapeurs sera :

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 650 \sqrt{\frac{(456,24 - 42,2563)}{42,2563}}$$

$$\Rightarrow W = \underline{\underline{0,172 \text{ m/s}}}$$

Déterminer la section de la colonne et son diamètre S :

$$S = V / W \dots \dots \dots \text{(III - 59-1)}$$

$$S = 0,56 / 0,172$$

$$\Rightarrow S = \underline{\underline{3,2558 \text{ m}^2}}$$

Le diamètre de la colonne

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{S}{\pi}} \dots\dots\dots (\text{III} - 59)$$

$$\Rightarrow D = \underline{\underline{2,037 \text{ m}}}$$

IV-9-2-Hauteur de la colonne stabilisation :

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

$$h_1 = D/ 2 \dots\dots\dots (\text{III} - 60)$$

$$h_1 = 2,037 / 2$$

$$\Rightarrow h_1 = \underline{\underline{1,0185 \text{ m}}}$$

- Hauteur de la zone de rectification

$$h_2 = H_P (N_R - 1) \dots\dots\dots (\text{III-60-1})$$

N_R - nombre de plateaux dans la zone de rectification égale à 6 plateaux

H_P - distance entre deux plateaux = **0,4005 m**

$$h_2 = 0,400 (6 - 1)$$

$$\Rightarrow h_2 = \underline{\underline{2,0025 \text{ m}}}$$

- Hauteur de la zone d'expansion

$$h_3 = 3 \cdot H_P \dots\dots\dots (\text{III} -60-2)$$

$$h_3 = 3 \cdot 0,4005$$

$$\Rightarrow h_3 = \underline{\underline{1,2015 \text{ m}}}$$

- Hauteur de la zone d'épuisement

$$h_4 = H_P (N_e - 1) \dots\dots\dots (\text{III- 60-3})$$

N_e - nombre de plateaux dans la zone d'épuisement égale à 35 plateaux

$$h_4 = 0,400 (35 - 1)$$

$$\Rightarrow h_4 = \underline{\underline{13,617 \text{ m}}}$$

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

$$h_5 = 3,5 \text{ m (donnée réel)}$$

La hauteur totale sera :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \dots\dots\dots (III - 60-4)$$

$$H_T = 1,175 + 5,49 + 1,83 + 12,2 + 3,940 = 24,635 \text{ m}$$

$$\Rightarrow H_T = \underline{\underline{21,34 \text{ m}}}$$

Tableau IV-23-Hauteur totale et Diamètre de colonne

Nombre des plateaux	Diamètre (m)	Hauteur (m)
41	2,037	21,34

IV-10- Simulation de la colonne de stabilisation par le logiciel 'HYSYS :**IV-10-1-Introduction :**

La simulation est devenue de nos jours la méthode de modélisation des procédés industriels, la plus importante dans le monde

. La simulation est l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer le comportement d'un procédé, L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un aperçu du comportement d'un système réel, qui est difficile de l'avoir à travers l'expérience en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables.

La simulation peut être classée comme une méthode commode qui ne coûte pas chère et sans intervention sur le procédé réel en cours de fonctionnement, les simulateurs disponibles pour la conception des nouvelle unités ou pour l'optimisation des procédés réels sont : ASPENS PLUS, PRO-II, HYSIS.

HYSYS (HYprotech SYStem) est logiciel de simulation, développé par la société canadienne HYPROTECH est un simulateur de conception orientée-objet Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle. C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements, c'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible, de même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique. [15]

IV-10-2-Objectifs simulateurs:

Objectifs majeurs des simulateurs de procédés sont les suivants:

- Résoudre les équations de bilans matière et énergie pour l'ensemble des appareils du procédé Calculer
- les caractéristiques (débit, composition, température, pression, propriétés physiques- Enthalpie, Entropie, viscosité, masse volumique, taux de vaporisation) pour tous les fluides qui circulent entre les appareils
- Fournir les éléments nécessaires au dimensionnement des équipements, tels que les quantités de chaleur échangées; diamètre, hauteur et le nombre de plateaux d'une colonne.

Et autre objectifs,

- L'estimation des coûts d'investissement du procédé.
- L'optimisation des conditions de fonctionnement du procédé.
- L'analyse du fonctionnement d'une unité existante ou l'étude des modifications

apporter pour adapter l'unité à un nouveau contexte industriel adaptation à la demande du marché ou à de nouvelles réglementations concernant l'environnement ou la sécurité. [16]

IV-10-3-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 pression et de température 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.

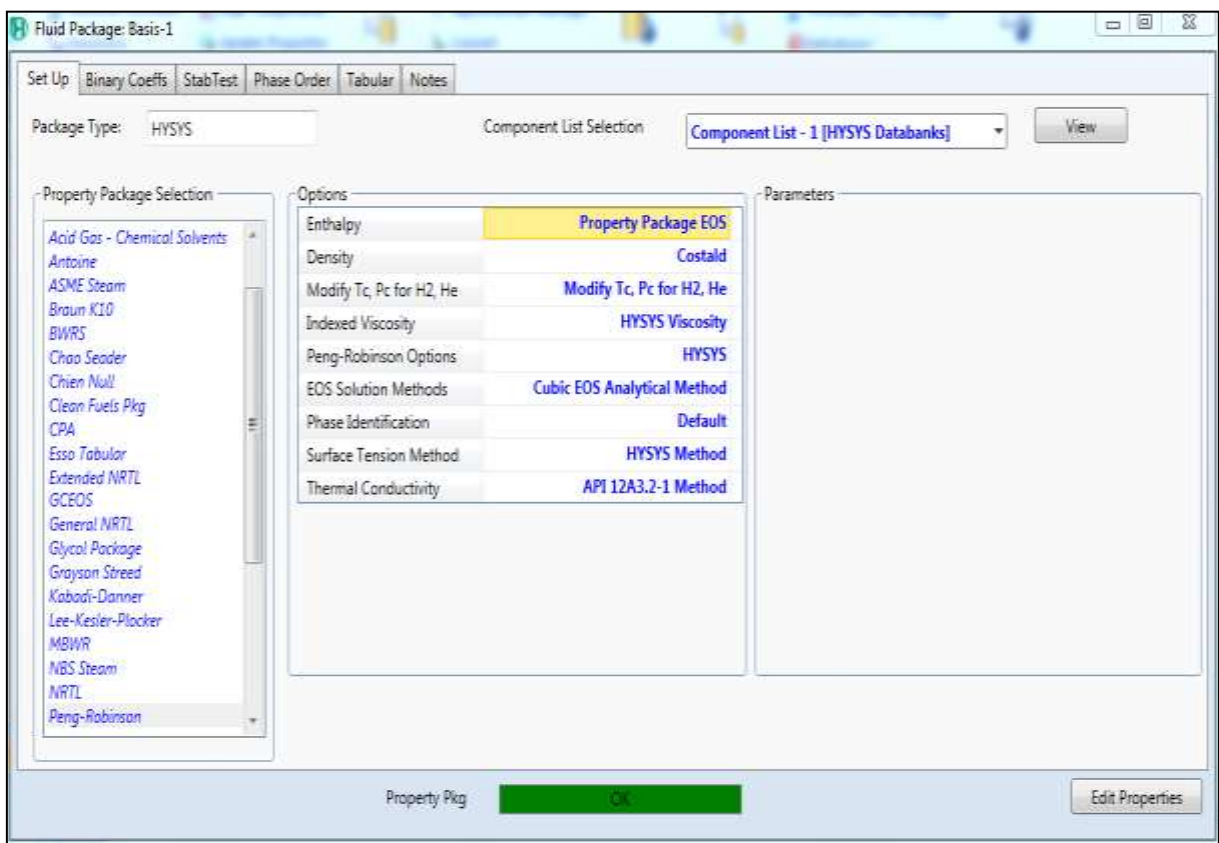


Figure IV-1-Choix du modèle thermodynamique (EOS Peng-Robinson)

IV-10-4-Procédure de la simulation :

La procédure de calcul du dé-isopentaniseur dans l'environnement HYSYS nécessite les données suivantes :

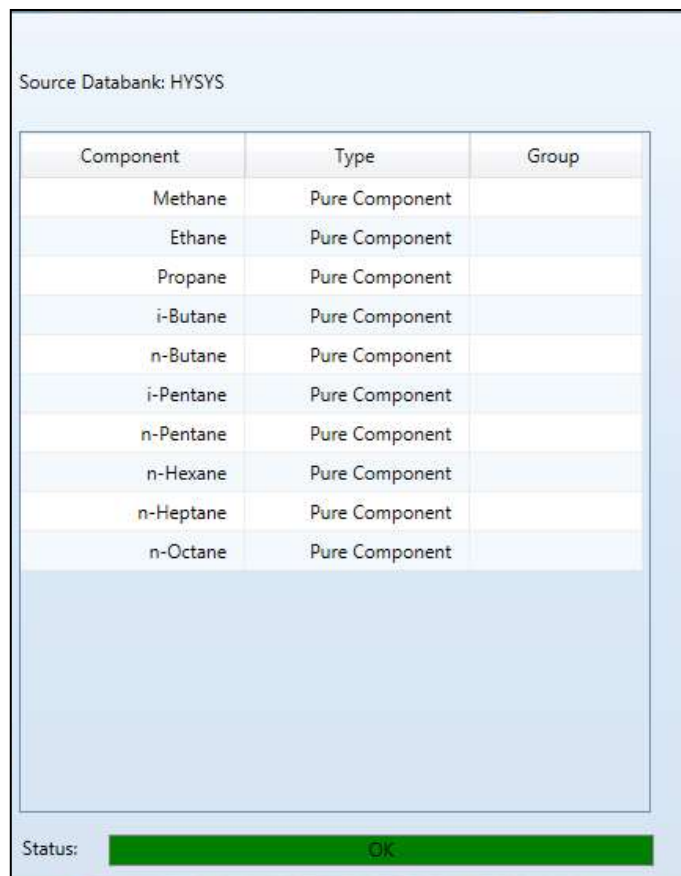
- La composition, débit, température et pression de la charge.
- La position du plateau d'alimentation.
- Spécification des produits (distillat, résidu).

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-10-4-1-Les étapes de simulation :

- a) **Les compositions :** la liste des compositions (Component List)



Source Databank: HYSYS

Component	Type	Group
Methane	Pure Component	
Ethane	Pure Component	
Propane	Pure Component	
i-Butane	Pure Component	
n-Butane	Pure Component	
i-Pentane	Pure Component	
n-Pentane	Pure Component	
n-Hexane	Pure Component	
n-Heptane	Pure Component	
n-Octane	Pure Component	

Status: OK

Figure IV-2-La liste des compositions

b) Choix du modèle thermodynamique : Peng Robinson (basic-1)

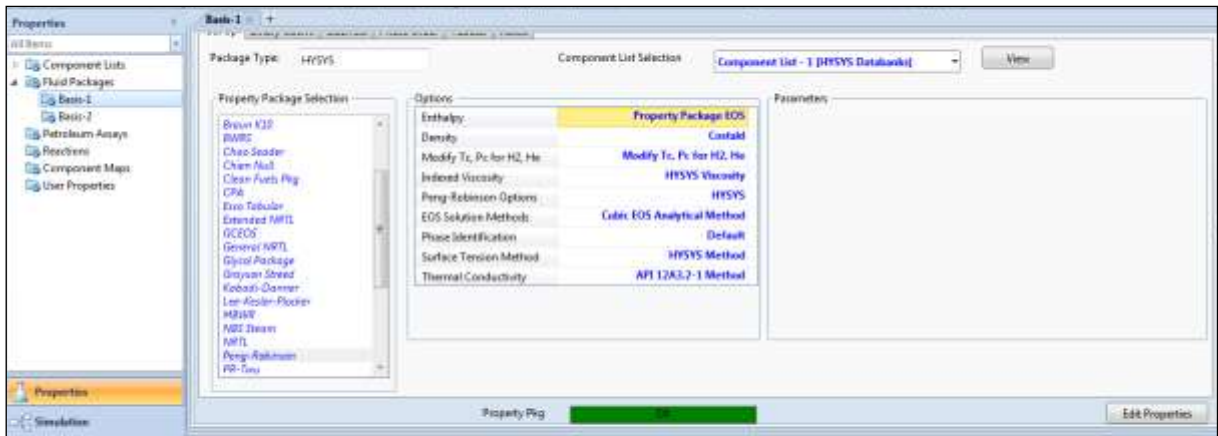


Figure IV-3- Choix du modèle thermodynamique (EOS Peng-Robinson)

c) Choix du type de la colonne et la saisie des données de départ :
(Distillat Column, connections, specs)

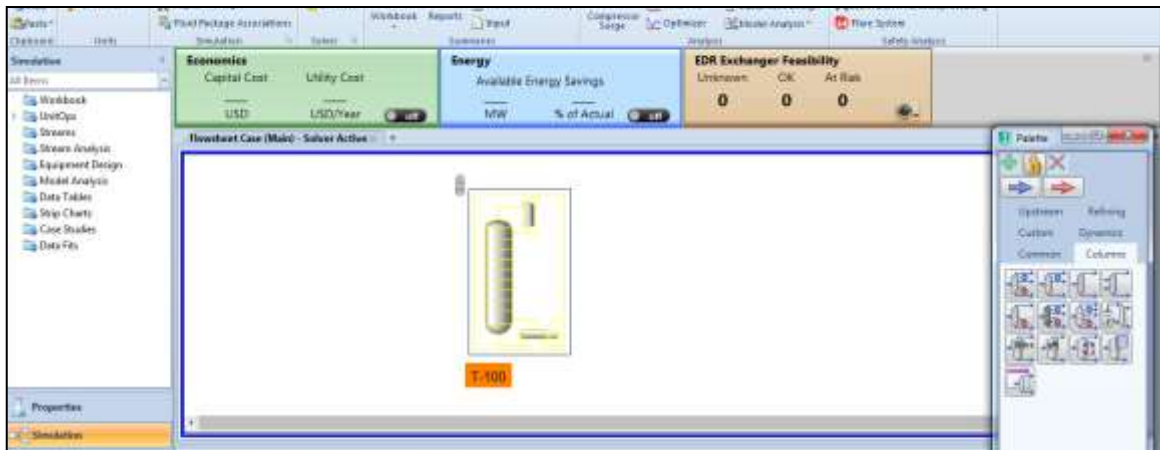


Figure IV-4- La liste les paramètre

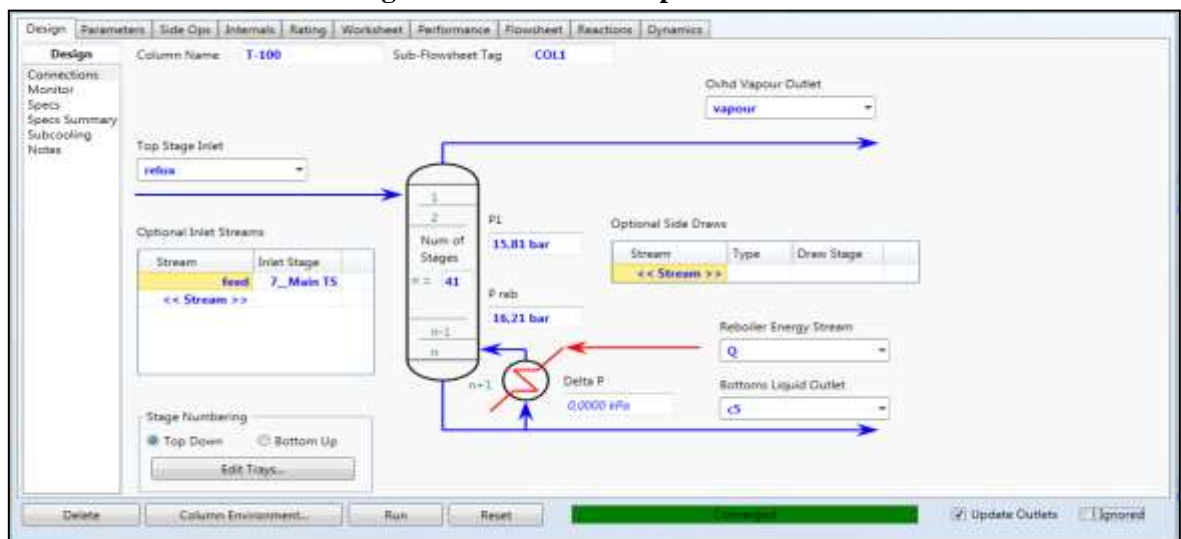
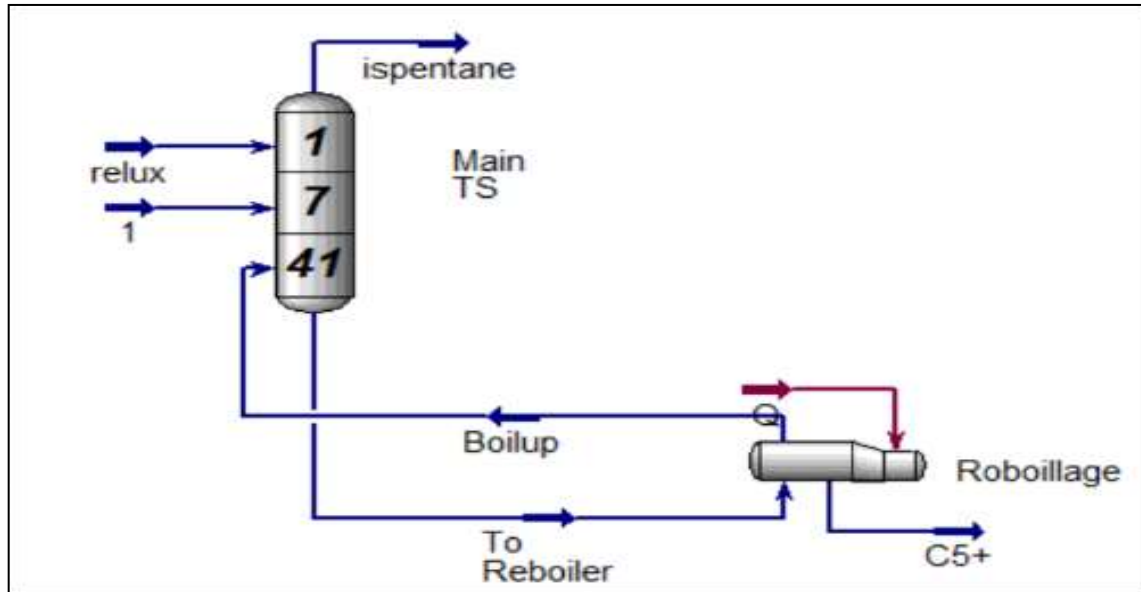


Figure IV-5-La liste des équipements

IV-10-5-Les résultats de la simulation :



La composition de la charge, du distillat et du résidu sont données par **Figure IV-6**

Figure IV-6-condition de la charge et des produits

Figure IV-7- les fractions de la charge et des produits

		Material Streams					
		ispentane	To Reboiler	Boilup	C5+	relux	1
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Temperature	C	149,7	163,0	168,0	168,0	141,0	150,0
Pressure	kPa	1681	1721	1721	1721	1671	1701
Molar Flow	kgmole/h	1027	1147	1045	101,2	667,4	460,7
Mass Flow	kg/h	7,419e+004	8,722e+004	7,932e+004	7899	4,822e+004	3,387e+004
Liquid Volume Flow	m3/h	118,3	136,5	124,2	12,27	76,87	53,67
Heat Flow	kJ/h	-1,397e+008	-1,744e+008	-1,412e+008	-1,557e+007	-1,025e+008	-7,047e+007

IV-10-5-1-Comparaison entre cas calculé et cas simulé

		Compositions					
		ispentane	To Reboiler	Boilup	C5+	relux	1
Comp Mole Frac (Methane)		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Comp Mole Frac (Ethane)		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Comp Mole Frac (Propane)		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Comp Mole Frac (i-Butane)		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Comp Mole Frac (n-Butane)		0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0008	0,0006
Comp Mole Frac (i-Pentane)		0,4225	0,0969	0,0986	0,0796	0,4223	0,3474
Comp Mole Frac (n-Pentane)		0,5689	0,6677	0,6753	0,5894	0,5688	0,5736
Comp Mole Frac (n-Hexane)		0,0078	0,1962	0,1905	0,2553	0,0081	0,0617
Comp Mole Frac (n-Heptane)		0,0001	0,0345	0,0316	0,0639	0,0001	0,0141
Comp Mole Frac (n-Octane)		0,0000	0,0046	0,0039	0,0118	0,0000	0,0026

Tableau IV-24-Comparaison des résultats obtenus :

Paramètre	Valeurs Calculé (méthode approximative)	Simulé (méthod e précise HYSYS)	Ecart %
	1	2	(1-2)
Diamètre de la colonne [m]	2,037	2	1.8
Hauteur de la colonne [m]	21.34	21.9	2.5
Nombre de plateaux	41	41	0
Débit du distillat [kmol/h]	341.71	356.9	4
Débit du résidu [kmol/h]	118.4	103.0	13
Pression d'alimentation [bar]	16	16	0
Température du sommet [°c]	142	146	2.7
Pression du sommet [bar]	15.8	15.8	0
Pression de ballon de reflux [bar]	15.5	15,7	1.2
Température de fond [°c]	163	164	0,6
Pression de fond [bar]	16.2	16.2	0

Tableau IV-25-Comparaison des résultats obtenus :

	TVR Calculer Psia	TVR Simuler	Erreur %
D	17.51	17.51	0
R	12.2	12.1	0.81

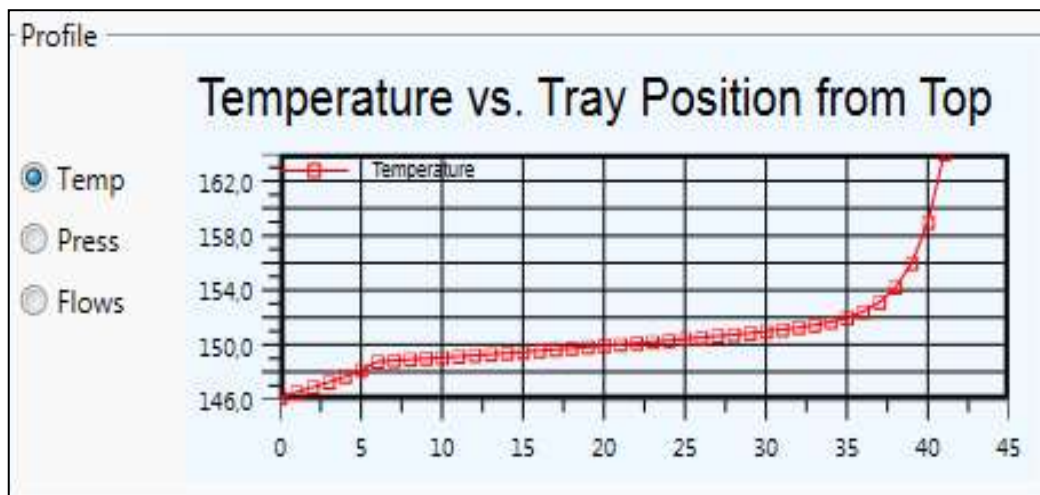


Figure IV-8- Profil de température le long de la colonne

Le profil de température dans la colonne de stabilisation présente une évolution normale le

long de la colonne, sauf une présence d'une augmentation qui est remarquée au niveau du plateau d'alimentation (au niveau du 7^{ème}), ce pic s'explique par la différence entre la température d'alimentation et celle du plateau.

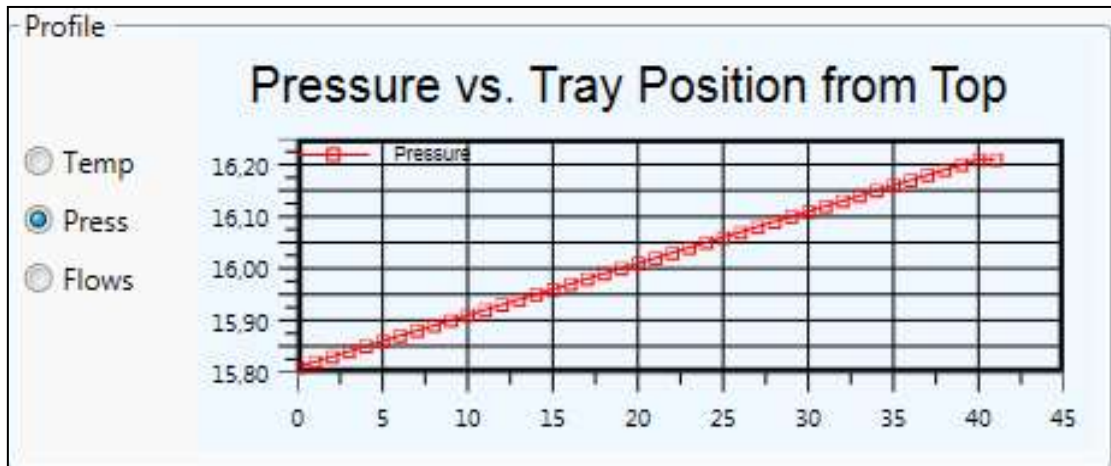


Figure IV-9-Profil de pression à l'intérieur de la colonne.

Le profil de pression actuel présente une évolution normale le long de la colonne (Augmentation de pression du 1^{er} plateau en tête, jusqu'au dernier plateau du fond).

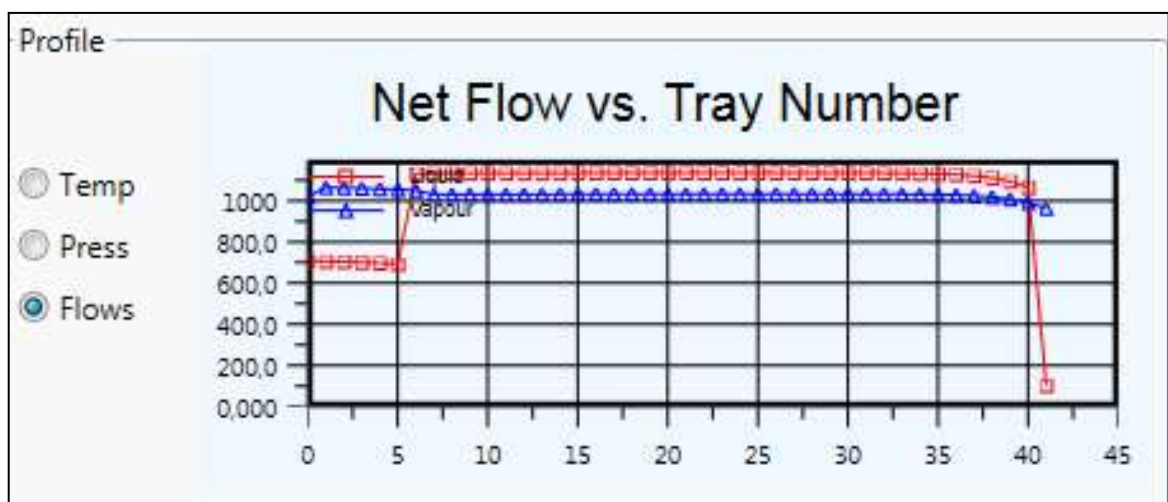


Figure IV-10- Profil du débit.

D'après la figure on constate que le débit de vapeur dans la section de rectification est supérieur à celui de liquide mais quand on arrive (au 7^{ème} plateau) le débit de liquide augmente d'une façon considérable par rapport au débit de vapeur qui est

IV-10-6-Le Cout de réalisation :

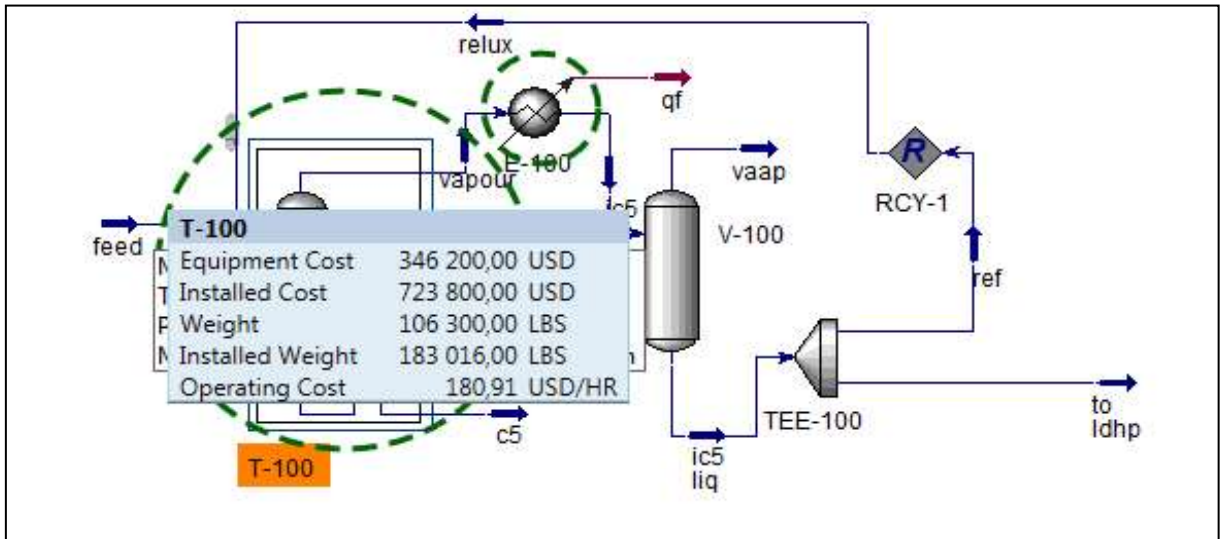


Figure IV-11- le cout de la colonne de stabilisation en dollars.

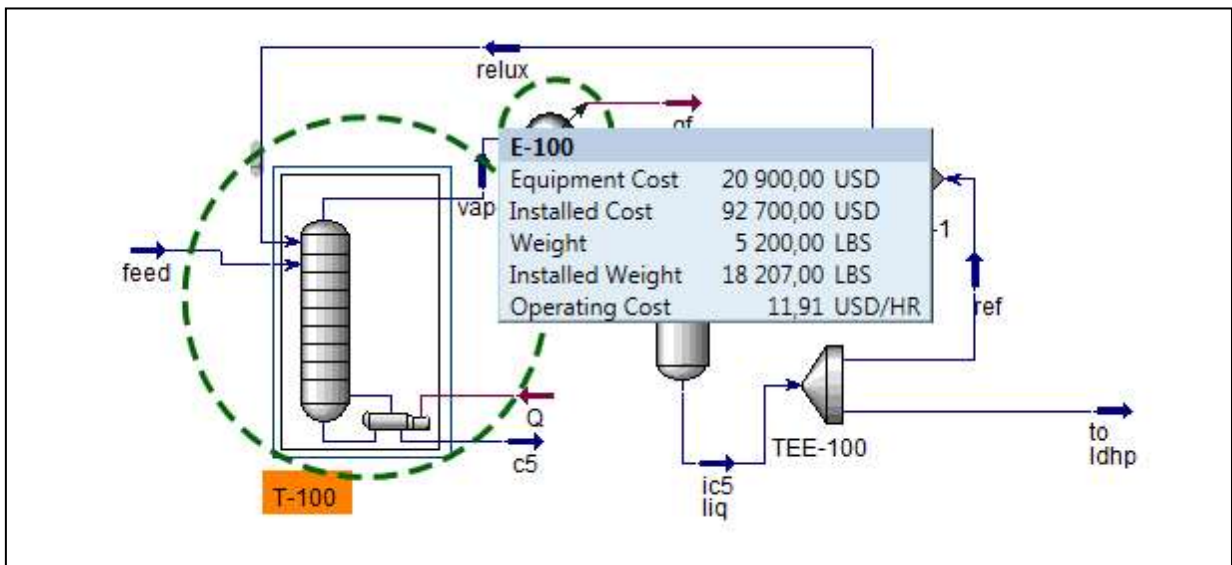


Figure IV-12-le cout de l'changeur en dollars.

Conclusion

L'objectif de cet étude est de dimensionner et simuler les paramètres de marche d'une nouvelle colonne de stabilisation du condensat (déisopentaniseur), afin de produire le C_5^+ et le C_5^- dans le résidu et le distillat respectivement qui doivent être conforme aux normes exigées dans l'usine HEH (TVR=12psia).

D'après les résultats obtenus par le calcul :

- Le nombre de plateaux 41
- Hauteur 21.34m
- Diamètre 2.073m

La production de la colonne :

- 217.81T/j de condensat (C_{5+}), TVR=12.2psia
- 582.49T/j d'iso pentane (C_5^-), TVR=17.51psia

Le choix des paramètres opératoires qui détermine le bon fonctionnement de chaque équipement dépend de la qualité et les spécifications des produits. Le choix de la simulation est basé sur la fixation des caractéristiques des produits finis.

Et du coté économique Le Cout Capital de ce procédé **3 971 420** dollar, De point de vue économique le projet proposé est intéressant car il nous a permis d'obtenir une gamme de produits qui sont : en premier lieu le condensât et l'isopentane qui sont valorisables dans le domaine de la pétrochimie et du raffinage, et ne nécessite pas un investissement important et peut être réalisé rapidement en contre partie des produits récupérés.

En guise de conclusion, on peut souligner que le fonctionnement de l'unité de stabilisation du condensat offspec (sur usine de z-cina) permet de satisfaire les besoins nationaux, en condensat et iso pentane.

Annexes



ANNEXE-I

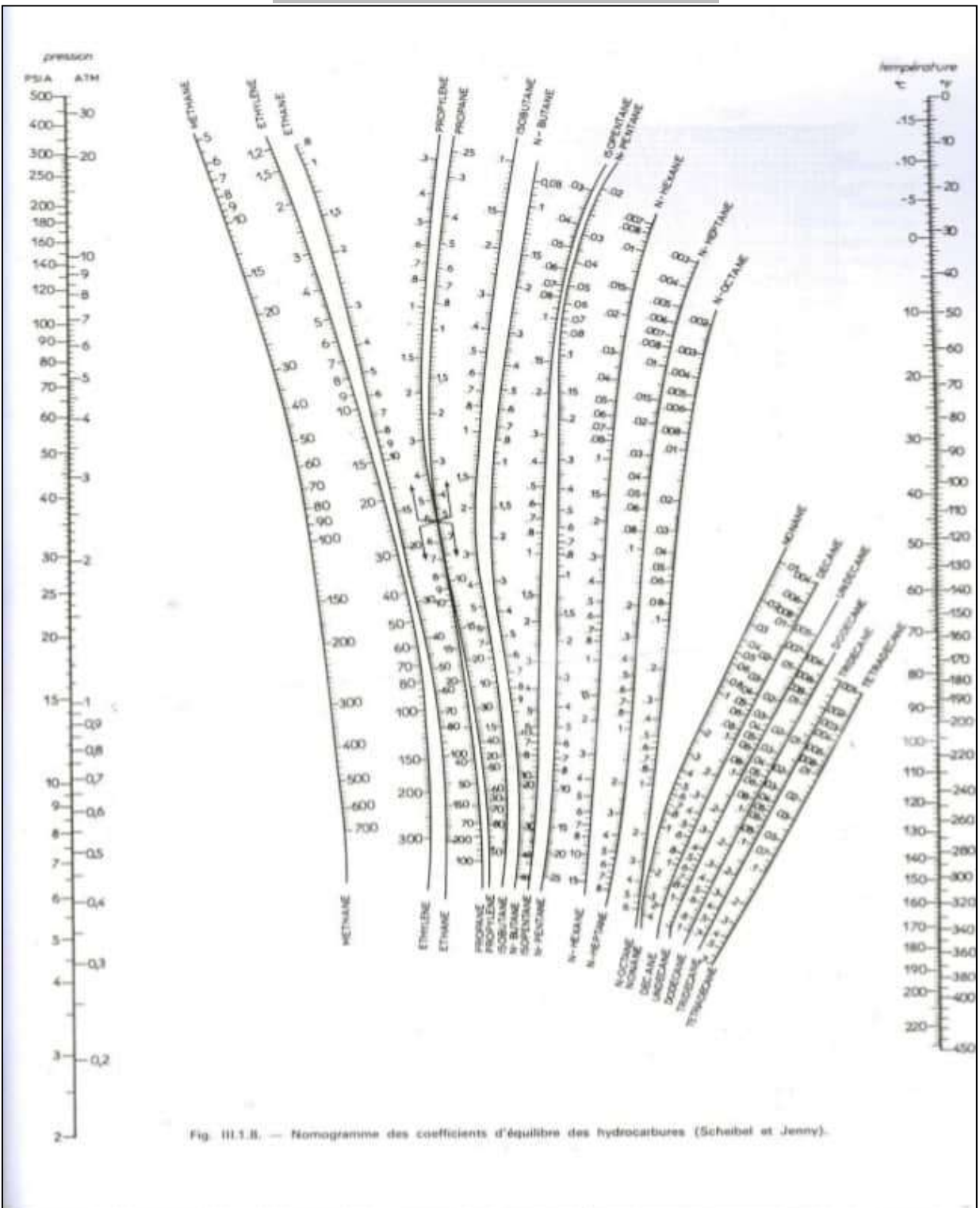
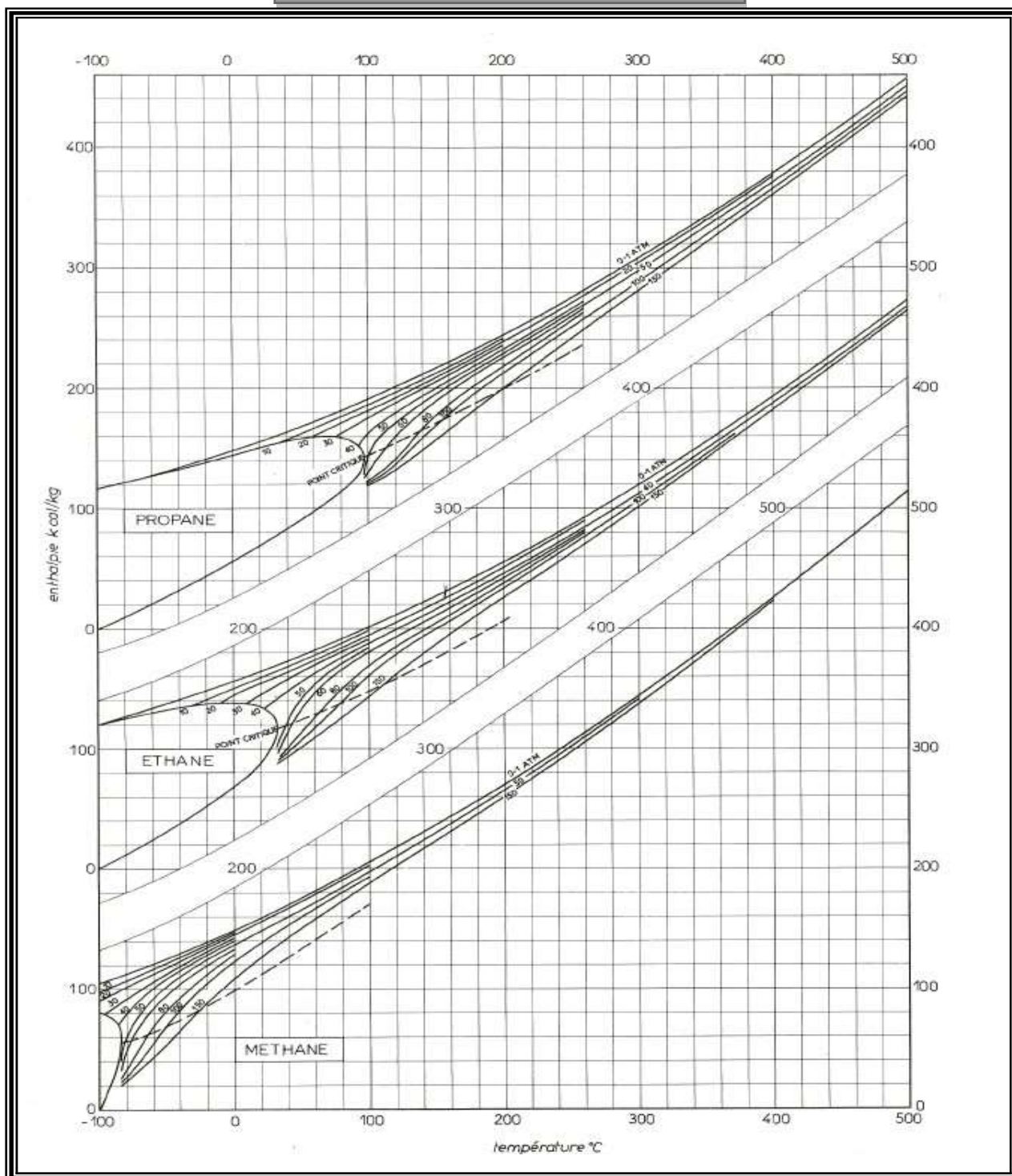


Fig. III.1.B. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

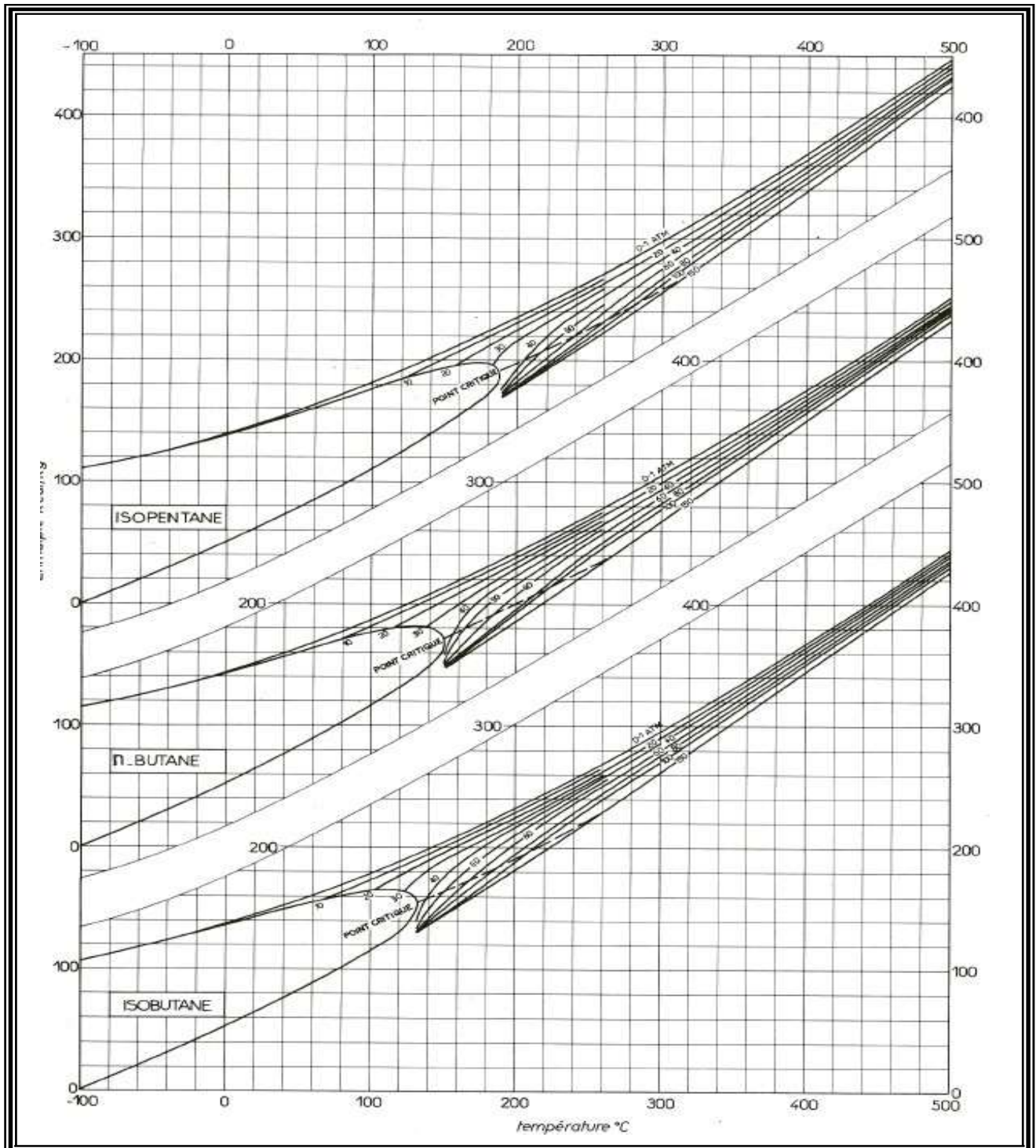
Monogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures
(Scheibel et Jenny)[11]

ANNEXE-II



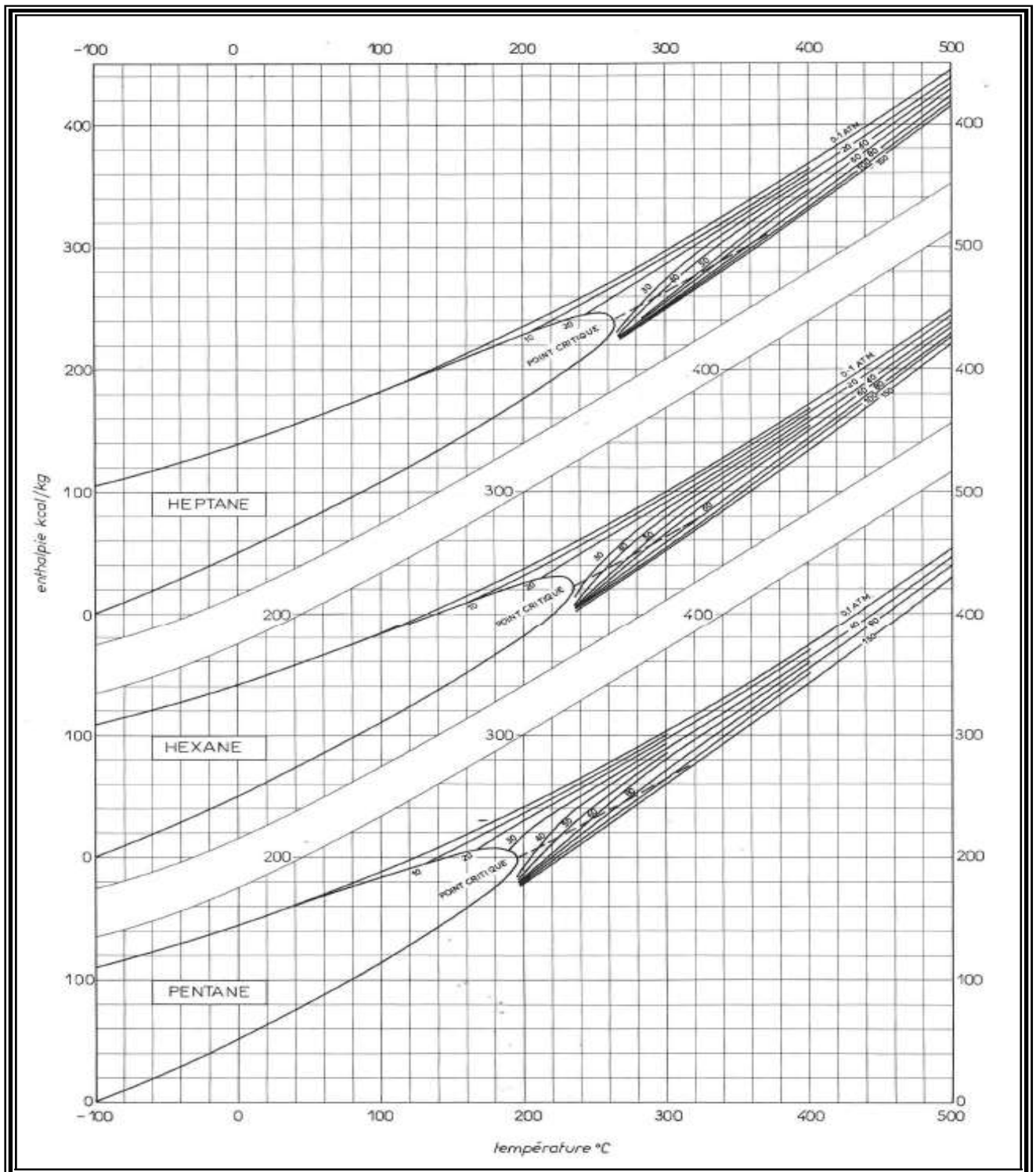
Enthalpie du méthane ,de l'éthane et du propane (Pour les gaz en solution au- dessous de leur point critique , lire l'enthalpie sur la courbe en tirets)[14].

ANNEXE-III



Enthalpie du pentane , de l'hexane et de l'heptane (Pour les gaz en solution au- dessous de leur point critique ,lire l'enthalpie sur la courbe en tirets)[11]

ANNEXE-IV



Enthalpie du pentane , de l'hexane et de l'heptane (Pour les gaz en solution au-dessous de leur point critique ,lire l'enthalpie sur la courbe en tirets)[11].

ANNEXE-V

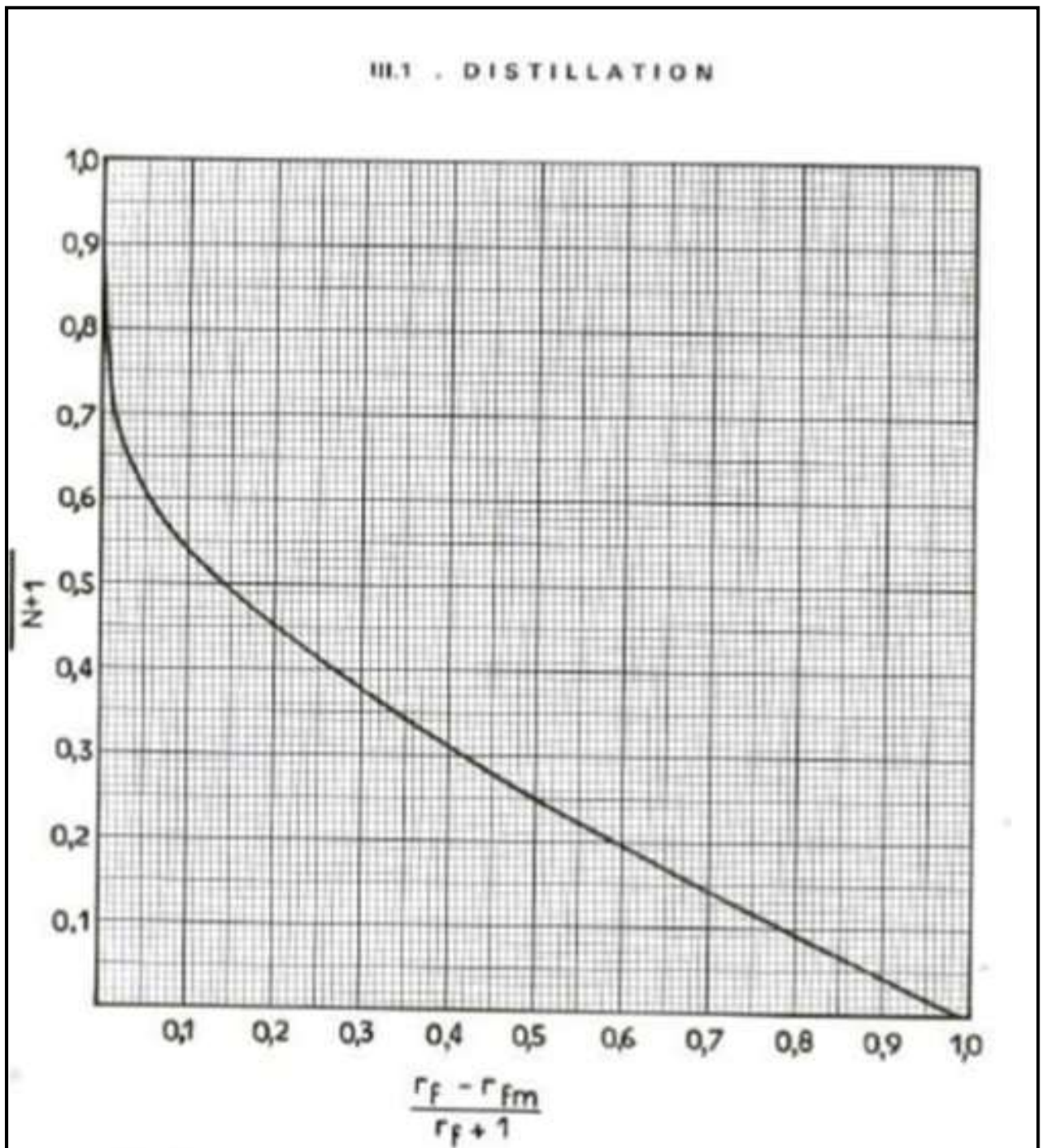
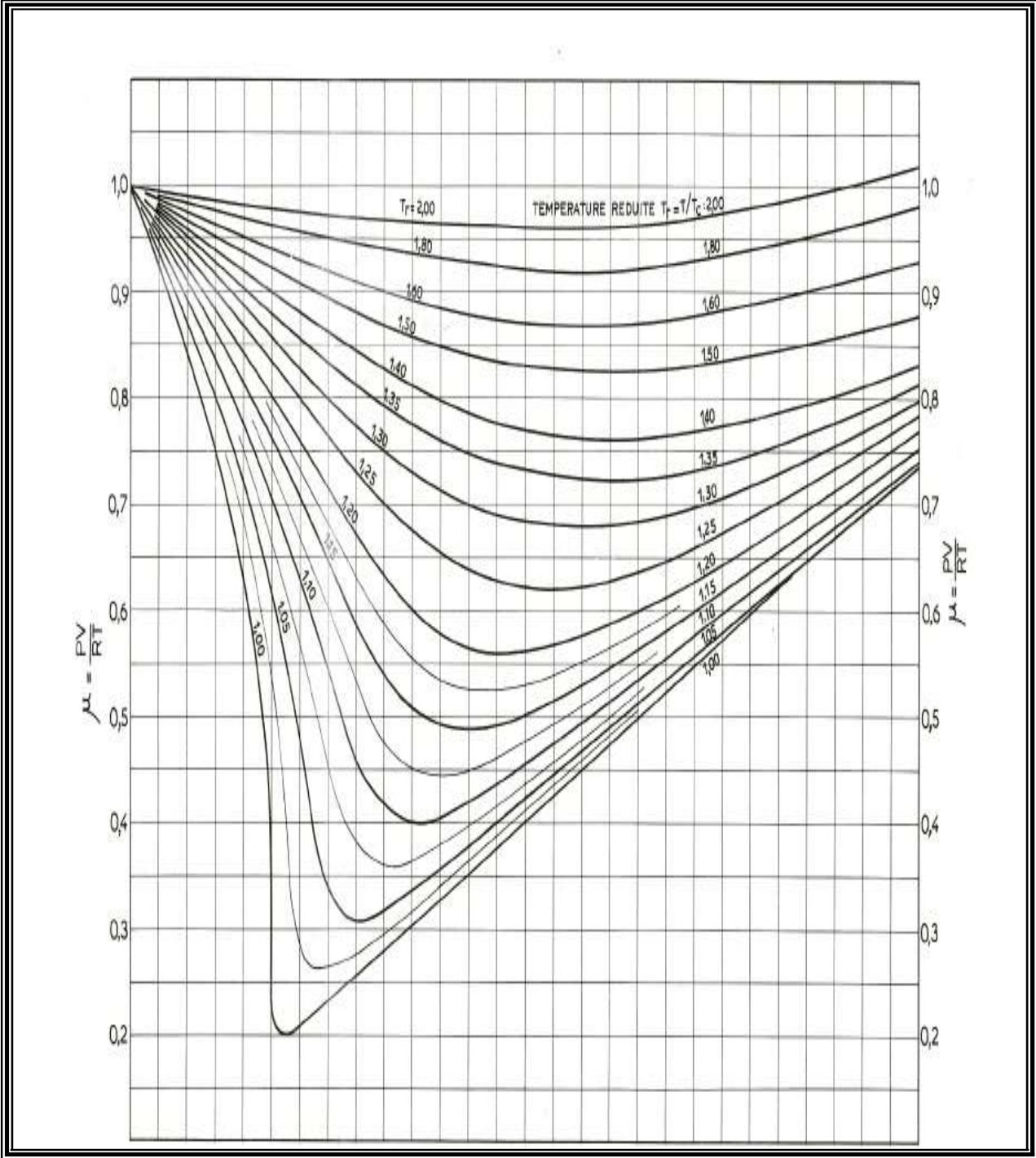


Diagramme de Gilliland[11]

ANNEXE-VI



Facteur de compressibilité z [14].

ANNEXE-VII

BILAN DE GAZ EN 10 ³ Stdm ³		BILAN DES MOUVEMENTS GPL			
Gaz alimentation venant des RS	16 341		Vol @15°C	Poids (tonnes)	
GAZ LDHP	12 663	Stock initial GPL	378,399	203,759	
GAZ BRS	384	Stock final GPL	366,673	197,498	
Total gaz	29 588	Expédition GPL vers HEH	7 035,420	3756,914	
Gaz entrée GPL	25 142	Production GPL	7 023,694	3750,653	
Gaz alimentation trains GPL	24 840				
Transformé en GPL	1 632				
Transformé en Condensat	294				
Gaz transformé	2 126				
Fuel gaz	598	Stock initial C5+	992,296	648,162	
Gaz torche GPL	7	Stock final C5+	1 173,384	767,877	
Gaz torche LDHP	0	Expédition C5+ vers H.E.H	1 040,980	688,192	
Total gaz torche	7	Production C5+	1 222,065	807,907	
Gaz résiduel GPL	22 411	Transfert C5+ CINA vers ZCINA	0,000	0,000	
Gaz LDHP vers résiduel	4 446	Production C5+ remis dans le brut	288,806	183,565	
Total Gaz non traité	4 446				
Total gaz résiduel vers CIS	26 857	Production Total C5+ / IC5+	1 510,871	991,472	
	0				
		Production			
		GPL		C5+ non stabilisés (IC5)	
		Vol @15°C	Poids (tonnes)	Vol @15°C	Poids (tonnes)
Train 1		2356,115	1 258,166	412,337	272,596
Train 2		2314,690	1 236,045	366,698	263,579
Train 3		2362,889	1 256,443	411,030	271,732
Total		7023,694	3750,653	1222,065	807,907
				288,806	183,565

Gaz x 10 ³ Stdm ³		
	Gaz de charge	Gaz résiduel
Train 1	8280	
Train 2	8280	
Train 3	8280	
Total	24840	

CONSOMMATION FUEL GAZ EN 10 ³ Stdm ³	
FUEL GAZ TOTAL	598
Fuel gaz haute pression	302
Fuel gaz basse pression	296

Analyses chromatographiques GPL												
C ₁	C ₂	C ₃	IC ₄	NC ₄	IC ₅	NC ₅	Total	TVR	PM	d Prod	d Exp	
0,00	0,65	68,26	7,37	23,61	0,11	0,00	100,00	10,66	48,38	0,5340	0,5340	

Analyses chromatographiques Condensats stabilisés												
C ₂	IC ₄	NC ₄	IC ₅	NC ₅	C ₆	C ₇	C ₈	Total	TVR	PM	d Prod	d Exp
0,04	0,03	0,22	21,94	36,45	24,26	12,80	4,26	100,00	0,83	81,14	0,6611	0,6611

Bilan LDHP	
Production d'huile LDHP (m3)	6 124,830
Production d'huile LDHP (Tonnes)	3 996,342
Production d'eau LDHP (m3)	271
Gaz LDHP vers GPL ZCINA 10 ³ Stdm ³	8801
Gaz LDHP vers CIS 10 ³ Stdm ³	4446
Gaz torchés LDHP 10 ³ Stdm ³	0
LDHP	12883
LDHP+ BRS	13247
% eau	< 0,05
TVR (Psi)	12,30
Densité	0,7798

Densité IC ₅	0,6356
Poids Moléculaire IC ₅	73,58

Bilan journalier unité GPL LDHP ZCINA

ANNEXE-VIII


EXTRACTION DES LIQUIDES DES GAZ ASSOCIES HASSI MESSAOUD ET SEPARATION D'HUILE LDHP ZCINA

Date: 16-août-2018 Heure : 00:02:04

DETAILS GPL

		Volume (Sm ³)	Masse (Tonnes)
TRAIN 1	Gaz entrée section froide	8 025 789	-
	Production GPL	2 204.67	1 184.130
	Production Isopentane	353.46	223.034
	Production condensats	312.44	211.992
	Gaz résiduel	8 363 691	-
TRAIN 2	Gaz entrée section froide	8 014 675	-
	Production GPL	2 220.86	1 192.822
	Production Isopentane	337.13	212.728
	Production condensats	310.40	210.606
	Gaz résiduel	6 949 884	-
TRAIN 3	Gaz entrée section froide	8 014 792	-
	Production GPL	2 242.26	1 204.321
	Production Isopentane	352.78	222.602
	Production condensats	299.83	203.432
	Gaz résiduel	6 587 044	-
TORCHAGE	Torche chaude	10 299	10.738
	Torche basse pression	21 494	76.240
	Torche froide Train 1	31 327	64.404
	Torche froide Train 2	1 829	3.759
	Torche froide Train 3	309 977	636.977

DETAILS LDHP

		Volume (m ³ liq. / Sm ³ gaz)	Masse (Tonnes)
SEP. A	Huile	0.00	0.000
	Gaz	321	-
	Eau	0.12	-
SEP. B	Huile	2 593.18	2 056.389
	Gaz	7 529 959	-
	Eau	12.54	-
SEP. C	Huile	1 772.70	1 405.751
	Gaz	5 176 249	-
	Eau	2.23	-
TOTAL	Huile	4 365.88	3 462.140
	Gaz	12 706 529	-
	Eau	14.89	-
TORCHAGE	Torche LDHP	0	0.000

Extracion Des Lquides Des Saz Associes Hassi Messaoud Et Separation d'huile Ldhp

BIBLIOGRAPHIE

- [1]:(<https://www.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/gaz-de-petrole-liquefies-gpl2019/04/10> - 14 :50 :34pm).
- [2] : Conférence sur Le GPL. HASSI MESSAOUD. Janvier2000.
- [3] : Livre « le raffinage du pétrole, exploitation et gestion de la raffinerie »Vol 5 (J.-P-Favennec).
- [4] :(Résumé des journées scientifiques et techniques. Alger .Avril 1998)
- [5] :(commission de la santé et de la sécurité du travail <http://www.csst.qc.ca>)
- [6] : Amata .A « Caractérisation de la fracturation du gisement de Hassi Messaoud, impact sur la qualité de réservoir » IAP Boumerdes ,2002
- [7] : Y.Kouzmine, « L'espace saharien Algérien : Dynamique démographiques et migratoires » Maitrise de géographie, Université de Franche-Comté, 2003
- [8] : Manuel opératoire d'exploitation ZCINA
- [9] : Procédés de séparation, J.P. Wauquier. EDITION TECHNIP, Paris : 1998)
- [10] : www.techniques-ingenieurs.fr,20-04-2019.
- [11] : Livre « Raffinage et génie chimique » (P.Wuithier).
- [12] : A.Skoblo, I.Tregoubov, N.Egorov : « Méthodes et appareils de l'industrie de pétrole » EDITION école supérieure MOSCOU.
- [13] : théorie et calcul de rectification des mélange complexe (BOUMERDES 1977)par:R . ABDOULLAVE, V. KOSSIAKOV.
- [14]: HYSYS Simulation Basis <http://www.aspentech.com>, 2004.
- [15] :I.OTHMANI ; « Optimisation des paramètres de fonctionnement du turbo-expander» ; Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES ; 2007.
- [16] : Cours Simulation des procédés de raffinage,structure générale d'un simulateur des procédés technique , Dr.M.Lati,univ ouargla,2019.

Résumé:

Ce travail est résumé dans l'étude de dimensionnement, d'une colonne de **stabilisation** de **condensat** de le gaz naturel au niveau d'usine z-Cina pour d'obtenir la plus grande quantité de condensats stable.

L'étude est divisée en deux parties dans la première partie: nous calculons les dimensions de colonne de **rectification** de deux manières, une méthode d'approximation utilisant des équations et des calculs répétitifs et une deuxième méthode précise par simulation utilisant le programme **Aspentech HYSYS**. Pour diminuer la **TVR** et pour avoir les produits finaux en respectant les normes et les spécifications exigées.

Les mots clés : stabilisation, rectification,, Aspentech HYSYS,TVR ,condensat , TVR.

ملخص :

تم تلخيص هذا العمل في دراسة التصميم عمود استقرار مكثفات للغاز الطبيعي على مستوى مصنع ز-سينا تنقسم الدراسة إلى جزأين في الجزء الأول نحسب أبعاد عمود معالجة للحصول على أكبر كمية من المكثفات المستقر . بطريقتين، طريقة تقريبية باستخدام المعادلات والحسابات المتكررة. ثانياً باستخدام برنامج اسبن تك هايبيس . لخفض ضغط بخار ريد والحصول على المنتجات النهائية التي تحترم المعايير والمواصفات المطلوبة.

الكلمات الدالة : استقرار, مكثفات, معالجة, اسبن تك هايبيس ,ضغط بخار ريد

Abstract:

This work is summarized in the sizing study, from a condensate **stabilization** climate of natural gas to the factory level z-cina to obtain the largest amount of stable **condensate**.

The study is divided into two parts in the first part: we compute the **rectification** column dimensions in two ways, an approximation method using equations and repetitive calculations and a second precise method by simulation using the **Aspentech HYSYS** program. To reduce the **TVR** and to have the final products meeting the standards and specifications required. .

Key words: stabilization, rectification, Aspentech HYSYS, condensate, TVR.
