

N° Ordre...../Faculté/UMBB/2021



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



UNIVERSITÉ M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

**Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie**

Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

## Mémoire de Master

Présenté par

BOUDOUMI Houria

Filière : Hydrocarbures  
Spécialité : Génie des Procédés  
Option : Pétrochimie

**Thème**

---

*Etude des performances de la colonne de fractionnement au  
niveau du complexe GP1/Z*

---

Devant le jury :

Prof UMBB      Président

Prof UMBB      Examineur

Prof UMBB      Examineur

Mr. KADDOUR      Omar      Prof      UMBB      Encadrant

Année Universitaire : 2022/2023



## ملخص:

يتكثف غاز البترول المسال بسهولة ويمكن تخزينه ونقله في خزانات أو أسطوانات. وهذا يجعله مصدرًا متعدد الاستخدام للطاقة يمكن استخدامه في مجموعة متنوعة من المجالات، مثل التدفئة السكنية والتجارية والطهي وإنتاج الماء الساخن المنزلي والزراعة والنقل وحتى توليد الطاقة.

لهذا، سيركز عملنا على إجراء حساب تحقق من عمود التصحيح لتجزئة غاز البترول المسال من أجل فصل البروبان والبيوتان وفقاً للمواصفات المطلوبة. للقيام بذلك، من الضروري التحقق من جميع معلمات التشغيل لعمود التجزئة هذا باستخدام الحمل وتكوين غاز البترول المسال الحالي تم تحقيق هذا التحسين باستخدام برنامج محاكاة HYSYS باستخدام نموذج Peng-Robinson الديناميكي الحراري والذي يعد نموذجاً مناسباً لدراسة سلوك الغازات.

تم التحقق من صحة إجراء المحاكاة لدينا من خلال مقارنة النتائج التي تم الحصول عليها من خلال المحاكاة لدينا مع بيانات التصميم والبيانات المخبرية لوحدة معالجة الغاز. تم تقدير المعلمات الجديدة من خلال دراسة تأثير درجات الحرارة السفلية والعليا للعمود كدالة لتكوين المنتجات.

## Résumé :

Le GPL est facilement condensé et peut être stocké et transporté sous forme de réservoirs ou de bonbonne. Cela en fait une source d'énergie polyvalente qui peut être utilisée dans divers domaines, tels que le chauffage résidentiel et commercial, la cuisine, la production d'eau chaude sanitaire, l'agriculture, le transport et même la production d'électricité.

Pour cela, notre travail sera concentré à faire un calcul de vérification de la colonne de rectification pour le fractionnement le GPL dans le but de séparer le propane et le butane suivant des spécifications exigée. Pour cela il est nécessaire de vérifier tous les paramètres opératoires de cette colonne de fractionnement on utilisant la charge et la composition du GPL actuel

La réalisation de cette optimisation a été menée à l'aide du logiciel de simulation HYSYS en utilisant le model thermodynamique Peng-Robinson qui est un modèle adéquat pour l'étude du comportement des gaz.

Notre procédure de simulation a été validée en comparant les résultats obtenus par notre simulation avec les données du design et les données du laboratoire de l'unité de traitement des gaz. Les nouveaux paramètres ont été estimés en étudiant l'influence des températures de fond et de tête de la colonne en fonction de la composition des produits.

## Abstract :

LPG is easily condensed into a liquid and can be stored and transported in tanks or cylinders. This makes it a versatile energy source that can be used in a variety of fields, including residential and commercial heating, cooking, domestic hot water production, agriculture, transport and even power generation.

For this purpose, our work will be concentrated to make a calculation of verification of the column of rectification with the aim of fractionating the LPG to obtain propane and butane according to required specifications, for that it is necessary to check all the operating parameters of this column of fractionation by using the load and the composition of the current LPG.

This optimization was carried out with the aid of HYSYS simulation software, using the Peng-Robinson thermodynamic model, which is a suitable model for studying gas behavior.

Our simulation procedure was validated by comparing the results obtained from our simulation with the design data and laboratory data from the gas treatment unit. The new parameters were estimated by studying the influence of bottom and top temperatures on product composition.

# Remerciement

*Premièrement louange à « Dieu » qui m'a fourni de la patience au moment de besoin, de la force au moment de la faiblesse et de la volonté contre le désespoir, et aussi je le remercie car il m'a mis dans des bonnes mains.*

*Je tien à exprimer mes sincères remerciements à mon encadreur «**Mr KADDOUR Omar**» professeur à l'université de M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES, qui m'a proposé ce sujet de projet si passionnant et intéressant à qui me témoigne mes profondes reconnaissances pour le suivi constant et conseils dont j'ai pu bénéficier au cours de ce travail.*

*Je tien à remercier les membres de jury pour leur présence parmi nous et d'avoir accepté de juger ce travail.*

*Je remercie mes chers «**parents** » pour leur soutien moral et financier, le courage qui m'a donné pour surmonter toutes les difficultés durant mes années d'études et de m'avoir aidé à élaborer ce modeste projet.*

*Je voudrais exprimer mes plus vifs remerciements à tous le personnel de l'unité **GPIZ**, pour leurs collaborations et leurs accompagnements avec leur savoir-faire et leurs grandes expériences professionnelles.*

*J'adresse aussi mes remerciements à ceux qui m'ont encouragé et participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail.*



## *Dédicace*

Au nom de Dieu le clément et le Miséricordieux et en termes d'amour et de Fidélité, je dédie ce modeste travail :

- ❖ A **ma mère** ma source de tendresse pour son soutien, sa patiente, sa présence à mes côtés et son inquiétude pour ma réussite « que Dieu te garde pour nous ».
- ❖ A **mon père**, pour avoir toujours été présent pour moi et pour ses encouragements « que Dieu le protège ».
- ❖ A mes très chères sœurs : **Sarah et Israa**
  - ❖ A mes très chers frères : **Hamza, Rachid, Abd el Basset et Khaled.**
  - ❖ A ma belle-sœur : **Maroua**
- ❖ A toute ma famille : **BOUDOUMI et BEKHTI**
- ❖ A celui qui a collaboré dans la réalisation de ce mémoire, à toi **DAOUDI Bachir**
- ❖ A tous la promotion de master 2 Technologie de Pétrochimie.
- ❖ Finalement, à tous ceux qui m'ont encouragé que ce soit de loin ou de près.

## Liste des figures

N°	Titre	Page
<b>Chapitre I : présentation du complexe GP1/Z « JUMBO »</b>		
Figure I.1	Localisation du complexe GP1/Z sur la zone industrielle d'Arzew	03
Figure I.2	Organigramme du complexe	05
<b>Chapitre II : Les sources des GPL</b>		
Figure II.1	Schéma la source de GPL donne unité de (CDU) de gaz plante	07
Figure II.2	La source de GPL dans l'unité de (RFCC)	10
Figure II.3	La source de GPL donne Unité de (RFCC).	10
<b>Chapitre III : domaine d'utilisation de GPL</b>		
Figure III.1	UOP PACOL Déshydrogénation procédés	17
<b>Chapitre IV : les méthodes de séparation du C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub></b>		
Figure IV.1	Section de stockage de GPL	25
Figure IV.2	Section de déshydratation	26
Figure IV.3	Séquences de la régénération de la section de déshydratation	27
Figure IV.4	Fractionnateur	29
Figure IV.5	Déethaniseur	29
Figure IV.6	Section de réfrigération	30
Figure IV.7	Section de réfrigération	31
Figure IV.8	Section d'huile chaude	32
<b>Chapitre V : théorie sur la rectification</b>		
Figure V.1	Schéma d'une colonne de rectification	38
Figure V.2	Garnissage structuré	39
Figure V.3	Colonne à garnissage	39
Figure V.4	L'écoulement dans une colonne à plateaux	40

Figure V.5	Le principe d'un plateau de colonne à distiller	41
Figure V.6	Clapets « Norton »	44
Figure V.7	Clapets « Glitsch »	45
Figure V.8	Clapets fixe utilisable avec ou sans déversoir	45
Figure V.9	Le principe d'une colonne de distillation	47
Figure V.10	Diagramme du point d'ébullition	48
Figure V.11	Diagramme d'équilibre liquide vapeur	48
Figure V.12	Colonne de distillation	49
Figure V.13	Contact liquide vapeur	50
Figure V.14	Type de plateaux d'après l'écoulement des phases	51
Figure V.15	Débit molaire dans la colonne	53
Figure V.16	Schéma de la colonne de rectification.	54
Figure V.17	Schéma générale de la section de dépropaniseur (l'unité 38)	61
<b>Chapitre VI : Simulation par Hysys</b>		
Figure VI.1	Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement	64
Figure VI.2	Profil de Température Fractionnateur Design à 100%	71
Figure VI.3	Profil des débits Fractionnateur Design à 100%	72
Figure VI.4	Profil d'engorgement design à 100%	72
Figure VI.5	Profil de Température actuel à 100%	74
Figure VI.6	Profils des débits actuels à 100%	75
Figure VI.7	Profil d'engorgement actuel à 100%	75
<b>Chapitre VII : calcul de bilan de matière et thermique</b>		
Figure VII.1	Schéma simplifié d'une colonne de distillation.	80
Figure VII.2	Section de rectification	84

Figure VII.3	Bilan thermique	96
Figure VII.4	bilan thermique au niveau d'aérocondenseur	100



## Liste des tables

N°	Titre	Page
<b>Chapitre V : Théorie sur la rectification.</b>		
Tableau V-1	Les calibres de l'épaisseur des clapets.	44
Tableau V.2	Différent valeurs des pressions dans la colonne de rectification	58
Tableau V-3	Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne	58
<b>Chapitre VI : simulation par Hysys</b>		
Tableau VI.1	compositions molaires des charges d'alimentation	66
Tableau VI.2	Normes NGPA	66
Tableau VI.3	caractéristiques des équipements d'échange thermique.	69
Tableau VI.4	caractéristiques des pompes	69
Tableau VI.5	Données opératoires design et actuelles	70
Tableau VI.6	caractéristiques du fractionnateur	70
Tableau VI.7	Paramètres de sortie dans le cas design et la simulation	71
Tableau VI.8	Compositions molaires des produits finis dans le cas design et simulation	73
Tableau VI.9	Paramètres de sortie dans le cas actuel et la simulation	74
Tableau VI.10	Compositions molaires des produits finis dans le cas design et simulation	76
<b>CHAPITRE VII : Calcul de bilan de matière et thermique</b>		
Tableau VII-1	Composition de l'alimentation	79
Tableau VII.2	Composition et débits de la charge.	79
Tableau VII-3	la compositions des deux produits de la colonne distillat, résidu.	82

Tableau VII-4	Composition et débits massique et molaire de distillat.	83
Tableau VII-5	Composition et débits du résidu.	83
Tableau VII-6	Bilan matière au niveau d'aérocondenseurs.	84
Tableau VII-7	Volatilité relative de l'alimentation	86
Tableau VII-8	Composions et les coefficients d'équilibre au fond de la colonne.	87
Tableau VII-9	Composions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne.	87
Tableau VII-10	Composions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne.	88
Tableau VII-11	Volatilité relative de l'alimentation.	88
Tableau VII-12	Volatilité relative de la zone de rectification.	89
Tableau VII-13	volatilité relative de la zone d'épuisement.	89
Tableau VII-14	Fraction Vaporisée de la charge.	90
Tableau VII-15	taux de reflux minimal.	91
Tableau VII-16	Taux de rebouillage minimal.	92
Tableau VII-17	L'enthalpie moyenne d'alimentation.	98
Tableau VII-18	L'enthalpie moyenne de distillat.	98
Tableau VII-19	L'enthalpie moyenne de résidu	99

## Nomenclature

$L$  : Débit de charge d'alimentation.

$T_a$  : Température d'alimentation.

$X_{Li}^{\circ}$  : La composition molaire de la charge d'alimentation.

$X_{Li}$  : La composition massique de la charge d'alimentation.

$X_{Ri}^{\circ}$  : La composition molaire de la charge du chaque constituant de résidu.

$Y_{Di}^{\circ}$  : La composition molaire de la charge du chaque constituant de distillat.

$X_{Ri}$  : La composition massique de la charge du chaque constituant de résidu.

$Y_{Di}$  : La composition massique de la charge du chaque constituant de distillat.

$Q(\text{Kgmole/h})$  : Débit molaire de la charge d'alimentation.

$Q(\text{Kg/h})$  : Débit massique de la charge d'alimentation.

$D^{\circ}$  : Débit molaire de distillat.

$R^{\circ}$  : Débit molaire de résidu.

$D$  : Débit massique de distillat.

$R$  : Débit massique de résidu.

$M_i$  : La masse molaire de chaque constituant.

$M_{\text{moy}}$  : La masse moléculaire moyenne.

$M_{\text{Dmoy}}$  : La masse moléculaire moyenne du distillat.

$M_{\text{Rmoy}}$  : La masse moléculaire moyenne du résidu.

$V$  : Débit de vapeur qui sorte à la tête de la colonne.

$L_r$  : Débit de reflux.

$P_{\text{service}}$  : La Pression de service.

$P_b$  : Pression dans le ballon de reflux.

$P_f$  : Pression au fond de la colonne.

$P_a$  : Pression dans la zone d'alimentation.

$K_i$  : Coefficient d'équilibre.

$\alpha_i$  : Volatilité relative de chaque constituant.

$\alpha_{Di}$  : Volatilité relative du chaque constituant de la zone de rectification.

$\alpha_{Ri}$  : Volatilité relative du chaque constituant de la zone d'épuisement.

$\phi$ : constante qui varie entre les volatilités relatives des constituant clés lourds et volatiles.

$\alpha_{cL}$ : Clé lourde dans les légers.

$\alpha_{cv}$ : Clé légère dans les lourds.

$(R)_{\min}$  : Taux de reflux minimal.

$(R)_{\text{opt}}$  : Taux de reflux optimal.

$(R_b)_{\min}$  : Taux de rebouillage minimal.

$(R_b)_{\text{opt}}$  : Taux de rebouillage optimal.

$N_{R\min}$  : Le nombre minimal de plateaux théorique.

$N_R$  : Nombre de plateaux théoriques.

$N_{\text{reel}}$  : Le nombre de plateaux théorique.

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

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

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

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

$Q_{\text{reb}}$ : charge thermique dans le rebouilleur.

$Q_C$  : charge thermique dans l'aérocondenseur.

# Sommaire

Introduction Général.....	1
<b>Chapitre I : Présentation du complexe GP1/Z "JUMBO"</b>	
I-1-Objet .....	3
I-2-Historique .....	3
I-3- Principales installations du complexe .....	4
I-4-Organisation du complexe .....	4
<b>Chapitre II : Les sources des GPL</b>	
II-1-Introduction .....	6
II-2-Les sources des GPL .....	6
II-2-1-Unité de craquage catalytique RFCC (Craquage Catalytique de Fluide Résidu) ...	7
II-2-1 -1-Le réacteur.....	7
II-2-1-2-Le régénérateur.....	8
II-2-1-3- Colonne de fractionnement .....	8
II-3-Conclusion.....	11
<b>Chapitre III : domaine d'utilisation du GPL</b>	
III-1-Introduction.....	12
III-2-Utilisation du GPL .....	12
III-2-1-Le GPL carburant (GPL-c) .....	13
III-2-1-1-Définition .....	13
III-2-1-2-Les avantages techniques du GPL carburant .....	13
III-2-2-Le GPL dans la pétrochimie .....	13
III-2-2-1-Le vapocraquage .....	14
III-2-2-2-Procédé de Pyrolyse .....	14

III-2-2-3-Déshydrogénation catalytique des paraffines .....	15
III-2-2-4-Oxydation des paraffines légères en phase gazeuse .....	17
III-2-2-5-Procédé d'alkylation .....	19
III-2-3-Le GPL dans la production d'électricité .....	21
III-2-4-Le GPL dans les ménages .....	21
III-2-5-Le GPL dans la climatisation.....	21
III-2-6-Le GPL dans L'agriculture .....	21
III-3-Conclusion .....	22

## **Chapitre IV : Les méthodes de séparation du C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub>**

IV-1-Introduction .....	23
IV-2-Les méthodes de séparation du C <sub>3</sub> et C <sub>4</sub> .....	23
IV-2-1-Description du procédé.....	23
IV-2-2-Section de stockage de GPL .....	23
IV-2-3-Section déshydratation.....	25
IV-2-4-Section de séparation .....	27
IV-2-4-1-Fractionnateur .....	28
IV-2-4-2-Dééthaniseur .....	29
IV-2-4-3-Dépentaniseur .....	30
IV-2-5-Section de Réfrigération .....	30
IV-2-6-Section d'huile chaude.....	31
IV-2-7-Section stockage et expédition.....	32
IV-2-7-1-Section BOG (Boil- Off- Gas).....	32
IV-2-7-2-Section jetée.....	33
IV-2-7-3-Section Chargement par Camion (CC).....	33
IV-3-Conclusion .....	34

## **Chapitre V : Théorie sur la rectification**

V-1-Introduction.....	35
V-2-Théorie de rectification .....	35
V-2-1-Définition de la rectification.....	36
V-2-2-Principe de la rectification .....	36
V-2-3-Description de la colonne de rectification.....	36
V-2-4-Types des colonnes .....	38
V-2-4-1-Classification des colonnes de Rectification.....	38
V-2-5-Classification des plateaux.....	40
V-2-5-1-Types des plateaux .....	40
V-2-6-La conception d'un colonne de distillation.....	46
V-2-6-1-Principe de fonctionnement d'une colonne à distillation.....	46
V-2-6-2-Eléments constitutif d'une colonne de distillation.....	49
V-2-6-3-Performances d'une colonne de distillation.....	52
V-2-6-4-Caractéristiques d'une colonne de distillation .....	52
V-3. Bilan matière de la colonne .....	54
V.3.1- Bilan matière de la zone de rectification .....	55
V.3.2- Bilan matière de la zone d'épuisement.....	55
V-4- Choix de la pression dans la colonne.....	57
V-5- Régime de température de la colonne de rectification .....	58
V-6- Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge.....	58
V-7- Fonctionnement d'une colonne à reflux minimal.....	59
V-8- Taux de reflux optimal .....	60
V-9--Conclusion .....	62

## **Chapitre VI : Simulation par Hysys**

VI-1-Généralités sur la simulation .....	63
VI-1-1-Logiciels de simulation des procédés .....	63
VI-1-2-Présentation du logiciel « HYSYS » .....	63
VI-1-3-Intérêt de la simulation .....	63
VI-2-Calcul de la section séparation par le simulateur HYSYS .....	64
VI-2-1-Méthode suivie .....	64
VI-2-2-Choix du modèle thermodynamique.....	65
VI-3-Critères de base de l'étude.....	65
VI-3-1-Charge d'alimentation .....	65
VI-3-2-Qualité des produits finis .....	66
VI-3-3-Températures des produits finis.....	67
VI-3-4-Teneur d'eau dans le produit fini propane.....	67
VI-4-Effet des variables d'exploitation.....	67
VI-4-1-Températures .....	67
VI-4-2-Pressions .....	68
VI-4-3-Débits.....	68
VI-4-4-Caractéristiques des équipements .....	68
VI-5-Calcul de la colonne avec un taux de charge de 100 % .....	69
VI-5-1-Vérification du cas design .....	70
VI-5-2-Vérification du cas actuel .....	73
VI-6- Conclusion .....	77

## **Chapitre VII : Calcule de bilan de matière et thermique**

VII-1-Introduction .....	78
VII-2-La problématique.....	78
VII-3-Calcul et vérification du fractionnateur.....	78



VII-3-1-Données de départ .....	78
VII-3-2-Composition, débit massique et molaire de la charge .....	79
VII-3-3-Composition, débit du distillat et du résidu.....	80
VII-3-4-La pression aux différentes zones de la colonne .....	85
VII-3-4-1-Pression de service de la colonne .....	85
VII-3-4-2-Pression dans le ballon de reflux .....	85
VII-3-4-3-Pression au fond de la colonne .....	85
VII-3-4-4-Pression dans la zone d'alimentation .....	85
VII-3-5-Les différentes zones de la colonne.....	85
VII-3-5-1-Coefficients d'équilibre dans la zone alimentation.....	86
VII-3-5-2-Fond de la colonne « température de bulle ».....	86
VII-3-5-3-Tête de la colonne « température de rosé » .....	87
VII-3-6-4-Composition de la vapeur sortante du 1 <sup>er</sup> plateau .....	87
VII-3-6-5-Les volatilités relatives .....	88
VII-3-6-6-Taux de vaporisation de la charge .....	89
VII-3-6-7-Calcul de taux de reflux minimal.....	90
VII-3-6-8-Taux de reflux optimal .....	91
VII-3-6-9-Taux de rebouillage .....	92
VII-4-Calcul le nombre des plateaux.....	93
VII-4-1-Calcul du nombre des plateaux dans la colonne.....	93
VII-4-1-1-Nombre des plateaux de zone de rectification.....	93
VII-4-1-2-Le nombre des plateaux dans la zone d'épuisement .....	94
VII-5-Bilan thermique global .....	95
VII-5-1-Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides .....	97
VII-5-1-1-Enthalpie de la charge d'alimentation .....	97

VII-5-1-2-Enthalpie de la vapeur sortante du 1er plateau $H_D$ .....	98
VII-5-2-Calcul des charges thermiques .....	99
VII-5-2-1-Charge thermique de l'alimentation $Q_L$ .....	99
VII-5-2-2-Charge thermique de vapeur de tête .....	99
VII-5-2-3-Charge thermique de reflux $Q_{LR}$ tête .....	100
VII-5-2-4-Charge thermique de distillat $Q_D$ .....	100
VII-5-2-4-Charge thermique de résidu.....	100
VII-5-2-6-Charge thermique fournie par le rebouilleur $Q_{reb}$ .....	101
Conclusion général .....	102
Bibliographie	
Annexes	



*Introduction Générale*

### Introduction Général

Le gaz de pétrole liquéfié (GPL) est un mélange d'hydrocarbures légers stocké à l'état liquide et issu du raffinage du pétrole (40 % des ressources mondiales) et plus généralement du traitement du gaz naturel (60 % des ressources mondiales). Les hydrocarbures constituant le GPL sont des molécules composées de 2 à 4 atomes de carbone. (1)

Le GPL en général récupérer soit par la distillation du pétrole brut ou lors cracking ou des produits en vue de la production des essences soit par fractionnement de gaz naturel soit par liquéfaction du gaz naturel.

Le gaz de pétrole liquéfié, ou GPL, se compose d'un mélange d'hydrocarbures légers stocké à l'état liquide.

Le GPL est utilisé comme carburant et occupe une place important comme matière première pour les procédés pétrochimiques.

La demande pétrochimique globale du GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 10%. Il est utilisé dans le domaine Pétrochimie comme charge de vapocraqueur à fin d'obtenir des oléfines. Le butane et le propane obtenus par la séparation du GPL sont utilisés pour la déshydrogénation dans la production de butadiène et de propylène qui vont servir comme matière première pour la synthèse des caoutchoucs. Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone... Le propylène est actuellement la matière première pour la fabrication de nombreuses substances tel que le polypropylène, l'alcool isopropylique, et l'isopropylbenzène servant de base à la production de glycérine et de l'épichlorhydrine, des tétramères de propylène pour les détergents. Le méthylstyrène, l'oxyde de propylène l'acroléine, l'alcool amylique ... Le n-butane est utilisé pour la production de plusieurs oléfines, tel que l'éthylène, propylène, divers butylènes ou bien acétylène et butadiène, le n butane s'oxyde en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique, le formaldéhyde, l'acétone etc. L'isobutane intervient dans de nombreuses alcoylations, qui se produisent lors de la préparation des supercarburants à indice d'octane élevé. Le butylène joue un rôle très important dans la synthèse des caoutchoucs. Le polyisobutylène à bas et à haut point moléculaire est utilisé comme épaississeurs des huiles de garnissage et pour d'autres buts (2).

Le gaz de pétrole liquéfié (GPL), en tant que combustible gazeux courant, a des applications importantes dans de nombreux domaines tels que l'industrie, les usines, l'énergie et les combustibles domestiques (3).

L'objectif de notre travail consiste à faire un calcul de vérification de la colonne de rectification dans le but de fractionnement le GPL pour obtenir le propane et le butane suivant des spécifications exigée, pour cela il est nécessaire de vérifier tous les paramètres opératoire de cette colonne de fractionnement on utilisant la charge et la composition du GPL actuel

Notre démarche de travail comprend :

- ✓ Le premier chapitre s'intéresse à la description générale du complexe GP1/Z.

## Introduction Générale

---

- ✓ Le deuxième chapitre présente brièvement Les Sources du C3 et C4.
- ✓ Le troisième chapitre présente l'utilisation du C3 et de C4 dans la pétrochimie.
- ✓ Le quatrième chapitre présente les méthodes de séparation du C3 et C4.
- ✓ Le cinquième chapitre présente les méthodes de séparation du C3 et C4.
- ✓ Le sixième chapitre présente une théorie sur la rectification et la conception de colonne de rectification.
- ✓ Le septième chapitre expose une simulation de la section de séparation.  
Enfin une conclusion générale.

*Chapitre I :*  
*Présentation du complexe GP1Z*  
*« JUMBO »*

## I-1-Objet

Important complexe, construit dans la zone industrielle d'ARZEW dans le but de traiter le mélange brut GPL, afin de produire du propane commercial et du butane commercial.

## I-2-Historique

Le complexe GP1/Z fait partie des six complexes de liquéfaction appartenant à l'activité (AVAL) de l'entreprise national SONATRACH. Il est situé entre la centrale thermoélectrique de Mers EL Hadjaj à l'Est et les complexes de GNL à l'Ouest et qui s'étend sur une superficie de 120 hectares. Il a été construit avec le concours d'un consortium Japonais IHI -ITOCHU dans le cadre d'un contrat clé en main, en trois phases de construction, la première a été réceptionnée le 02 septembre 1984, la deuxième phase le 20 novembre 1998 et la troisième phase le 24 Février 2010.

En 1983 le complexe disposait de quatre trains de traitement GPL qui lui permettait de produire 4.8 millions de tonnes par an et suite à une acquisition de deux trains supplémentaires (extension du complexe en 1998) cette production a augmenté pour atteindre 7,2 millions de tonnes par an.

Après le démarrage de la troisième phase, la production est estimée à 10,8 millions de tonnes par an. Le complexe a pour objectif, le traitement d'une charge GPL Brut en provenance des différents champs situés au Sud Algérien afin de produire du Propane et Butane destinés au marché national et international, il est dénommé JUMBO-GPL pour ses grandes capacités de production. (4)

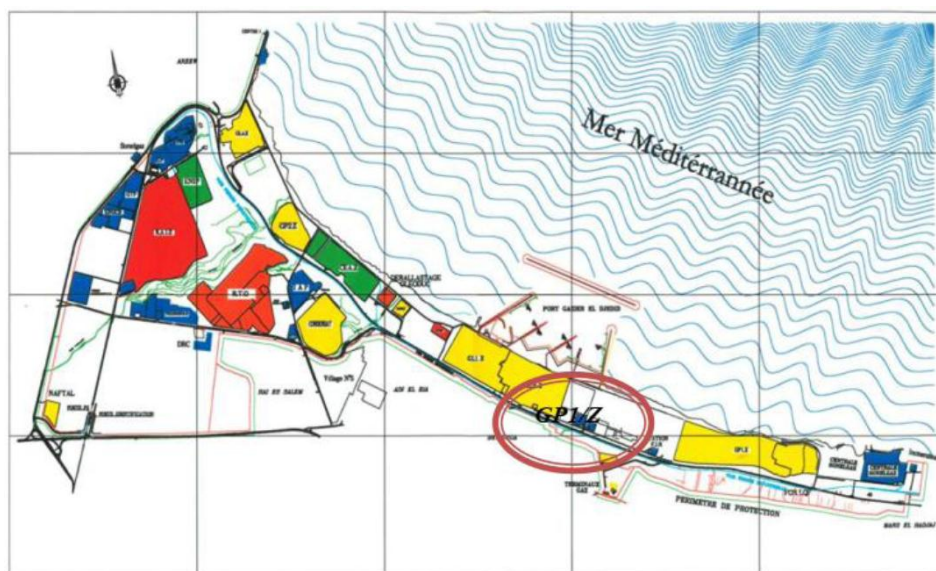


Figure I.1 Localisation du complexe GP1/Z sur la zone industrielle d'Arzew. (5)

**I-3- Principales installations du complexe**

Les principales installations du complexe GP1/Z sont :

- ❖ 09 Trains de traitement du GPL.
- ❖ 02 unités de liquéfaction des boil-off.
- ❖ 22 Sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1000 m<sup>3</sup> chacune.
- ❖ 04 Bacs de stockage de propane basse température de 70000 m<sup>3</sup> chacune.
- ❖ 03 Bacs de stockage de butane basse température de 70000 m<sup>3</sup> chacune.
- ❖ 01 Bacs de stockage de bupro basse température de 70000 m<sup>3</sup>.
- ❖ 04 Sphères de stockage de produits ambiants (propane et Butane) de 500m<sup>3</sup> chacune.
- ❖ 01 Sphères de stockage gazoline de 500 m<sup>3</sup>.
- ❖ Unité de démercurisation.
- ❖ 05 salles de contrôle.
- ❖ 01 Station électrique alimentée par SONELGAZ.
- ❖ 04 Générateurs assurant l'énergie de secours du complexe.
- ❖ 02 Quais de chargement pouvant recevoir des navires d'une capacité variante entre 4000 et 5000 tonnes.
- ❖ Une rampe de chargement de camions.
- ❖ Une station de pompage d'eau de mer.
- ❖ Un système de télésurveillance. (6)

**I-4-Organisation du complexe**

La description des structures nous permet de connaître la situation géographique, l'effectif, les objectifs et le rôle de chaque département. Cela nous amène à connaître tout le fonctionnement du complexe GP1/Z.

Le complexe GP1/Z est géré suivant un organigramme bien déterminé de façon à bien maîtriser les tâches, il est composé d'une direction générale, deux sous-directions, des départements de contrôle, comme le montre l'organigramme suivant qui nous renseigne sur le fonctionnement du complexe GP1/Z :

(1) Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe GP1Z. (6)



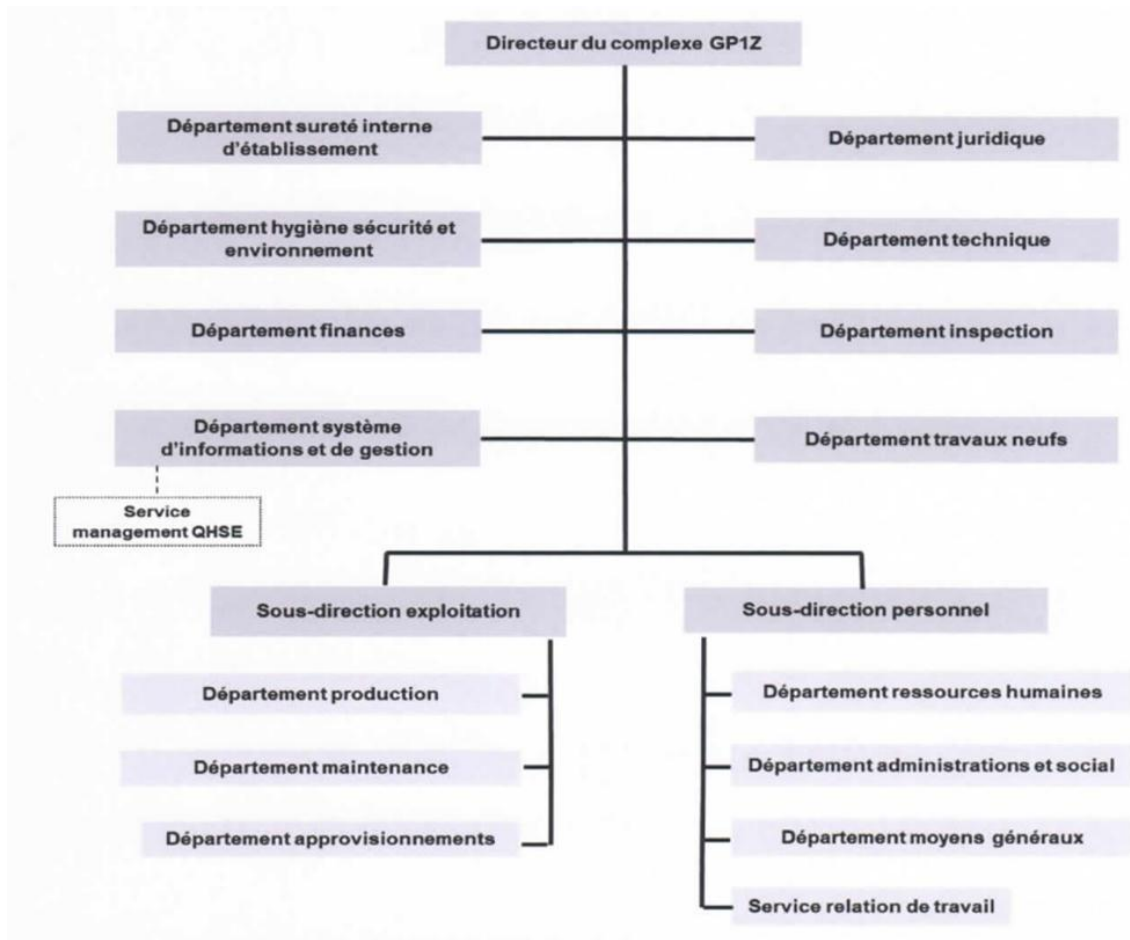


Figure I.2 : Organigramme du complexe.



***Chapitre II :***  
***Les sources de GPL***

**II-1-Introduction**

Le gaz de pétrole liquéfié (GPL) est une source d'énergie polyvalente et largement utilisée dans de nombreux secteurs, tant résidentiels que commerciaux. Il est dérivé du pétrole brut ou du gaz naturel et se compose principalement de propane et de butane. Le GPL présente de nombreux avantages, tels qu'une combustion propre, une haute densité énergétique et une facilité de stockage et de transport.

Les sources de GPL sont principalement deux : la production à partir du pétrole brut et la production à partir du gaz naturel. Dans le processus de raffinage du pétrole brut, le GPL est extrait et séparé des autres fractions pétrolières grâce à des processus de distillation et de séparation. Quant à la production à partir du gaz naturel, le GPL est obtenu par extraction et séparation du gaz naturel, suivi d'un processus de purification.

Les réserves mondiales de GPL sont abondantes, ce qui en fait une source d'énergie durable et fiable à long terme. De plus, le GPL est disponible dans de nombreux pays, ce qui en facilite l'approvisionnement et la distribution à l'échelle internationale.

Dans cette étude, nous examinerons de plus près les différentes sources de GPL, en mettant l'accent sur les processus de production, les avantages environnementaux, ainsi que les défis et les opportunités associés à cette source d'énergie. Nous explorerons également les applications diverses du GPL, allant des applications résidentielles aux utilisations industrielles et commerciales, en soulignant son rôle crucial dans la transition énergétique et le développement durable.

Cette étude vise à fournir une vue d'ensemble des sources de GPL, en mettant en évidence leur importance dans le paysage énergétique actuel et futur.

**II-2-Les sources des GPL**

Tout produit extrait des gisements de gaz naturel et/ou raffinage de pétrole produit des Dommages irréparables Gaz de Pétrole Liquéfié.

Ce sont les fractions lourdes de l'extraction de Gaz naturel. Gaz naturellement méthane (un seul atome de carbone : CH<sub>4</sub>), plus communément C'est ce qu'on appelle le gaz de ville. Puisque c'est l'atome de carbone qui détermine le poids Moléculaire, Il est facile de comprendre que le GPL est la fraction lourde du gaz naturel : en Fait, le butane Contenant 4 atomes de carbone, le propane contient des fractions légères et est Raffiné à partir de Pétrole, 1 tonne de pétrole brut raffiné produit 30 kg de GPL, dont 2/3) Butane et 1/3 de Propane. (7)

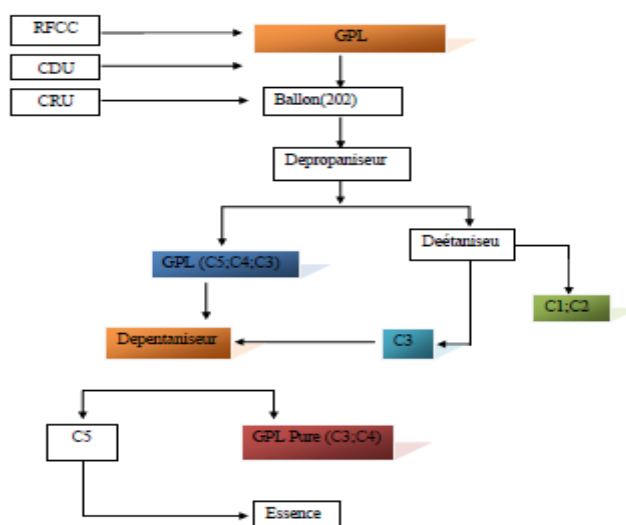


Figure II.1 schéma- La source de GPL donne Unité de (CDU) de Gaz plante.

### II-2-1-Unité de craquage catalytique RFCC (Craquage Catalytique de Fluide Résidu)

Les produits obtenus des deux unités Topping et Reforming ne représentent que 60% qui

Sont :

- Le Nafta, le kérosène, le GPL, le diesel... Les 40% restantes sont le BRA (Brut Résidu Atmosphérique) qui est de faible valeur commerciale, pour cette raison il est transformé en
- Produits à forte valeur ajoutée.
- Le rôle principal de cette unité RFCC est de produire des produits qui répondent aux besoins du marché et à forte valeur commerciale.
- L'RFCC se compose principalement de deux parties : partie réactionnelle (réacteur, régénérateur) et colonne de fractionnement. (7)

#### II-2-1 -1-Le réacteur

Là où se passe une réaction entre le BRA et un produit appelé Catalyseur : Une substance qui augmente la vitesse d'une réaction chimique coûtant chère, il est choisi selon des caractéristiques bien étudiées. (7)

- ❖ Le mélange résidu chauffé, la partie circulante du slurry et l'huile circulant H.C.O (Heavy cycle oil) constituent l'alimentation du réacteur (riser) R 203-101.

- ❖ Le laitier atmosphérique BRA est aspiré par la pompe puis refoulé à travers les Échangeurs ou il est respectivement chauffé à 152 °C avec du gasoil léger, puis chauffé à 200°C en bas de la tour de fractionnement.
- ❖ A l'entrée du réacteur, la charge est atomisée par injection de vapeur.
- ❖ Le catalyseur chaud (680 °C) du régénérateur R 203-103 est passé dans le tube incliné, avec des paramètres spécifiques de température, de pression et de débit, à travers le tiroir dans le riser puis en contact avec la charge.

En contact avec le catalyseur chaud, la charge est complètement vaporisée et les réactions de craquage catalytiques sont amorcées. Au sommet du riser les réactions sont complètes et la Charge est convertie en produits. Les produits gazeux après avoir été séparés du catalyseur dans le désengager alimentent la colonne de fractionnement C 203-201.

Le mélange réactionnel (charge finement pulvérisée par la vapeur en présence du Catalyseur) est introduit par la base du « riser », les réactions de craquage catalytique sont Réalisées à l'intérieur tan disque les produits des réactions sont recueillis au sommet de celui-ci. Les produits passent par un système de séparation cyclonique dans une enceinte de séparation appelée « Désengager » assurant la séparation des produits des fines particules du catalyseur.

Le séparateur final (stripper), équipement où s'écoule le catalyseur provenant du Désengager. De la vapeur envoyée à contre-courant du catalyseur est utilisée pour éliminer le Reste des hydrocarbures entraînés avec celui-ci. (7)

### **II-2-1-2-Le régénérateur**

Cette partie dans laquelle se fait la régénération du catalyseur carbonisé (désactivé) par combustion. (7)

Le catalyseur strippé à la vapeur s'écoule dans la tubulure inclinée et rejoint le Régénérateur : R 203-102 avec un certain débit et pression, une température de 680 °C fluidisé avec l'air passe par un cyclone pour lui enlever le coke. Une fois régénéré (combustion du coke), le catalyseur rejoint le riser pour un nouveau cycle réactionnel et est appelé fluide caloporteur chargé de transporter la température du régénérateur vers le réacteur. La circulation du catalyseur est contrôlée par deux vannes à glissières asservies par deux régulateurs principaux. La vanne contrôlant le débit du catalyseur régénéré qui est introduit dans le réacteur est réglée à la température de sortie du réacteur.

### **II-2-1-3- Colonne de fractionnement**

Les produits du réacteur constituent la charge alimentant la colonne de fractionnement. Celle-ci (la charge) étant vaporisée et surchauffée, des reflux sont réalisés à des niveaux différents de la colonne dans le but de faciliter la séparation entre les produits légers et lourds. Cette colonne fractionne le produit de vapeur de la section de réaction. Les produits de cette section sont l'huile à cycle lourd (HCO), l'huile à cycle léger (LCO) et le naphta lourd. Les flux de vapeur et de liquide en tête de la colonne de fractionnement sont ensuite

traités dans la section Récupération du gaz (Usine à gaz). Les produits de cette section sont l'essence légère, le gaz combustible et le GPL. Le fond de la colonne est constitué par une huile lourde appelé slurry. Celle-ci est utilisée comme combustible au niveau des chaudières de la centrale électrique. (7)

Vapeurs de tête de la colonne C 203-201 : Apres séparation des produits dans la colonne, Les vapeurs de tête sont refroidies dans les échangeurs E203-201 / 1.2 par de l'eau et dans

Les aéro-réfrigérant A203-201 / 1.2 puis dans les condenseurs E203-202 / 1.2, finalement le Mélange liquide-gaz-eau est recueilli dans le ballon de séparation D203-203 à 40 °C. La Phase liquide du ballon est aspirée par la pompe P203-202 / 1.2 et refoulée dans deux Directions différentes ; Vers la colonne d'absorption primaire C203-301 comme absorbant Des gaz craqués et vers la section terminale du rizer (si nécessaire). Les gaz du ballon D203-203 (gaz craqués) sont aspirés par le compresseur K-203 301 à deux étages pour Compression. L'eau acide du ballon est refoulée par la pompe P203-208 / 1.2 vers le Stripper se trouvant dans la section de traitement (refining).

Gasoil (L. C.O (light cycle oil)) ce gasoil est aspiré à partir du 12eme et 14eme plateau de la Colonne C 203-201 puis admis dans le stripper C203-202.

➤ **Refroidissement du gasoil**

Après stripping le gasoil est aspiré par la pompe P203-204 / 1.2, il transmet la chaleur pour le Résidu atmosphérique au niveau de l'échangeur E203-205, au fond de la colonne d'absorption Secondaire (Riche oil) au niveau de l'échangeur E203-206 puis est refroidi dans L'aéroréfrigérantA203-203.

En quittant l'aéro-réfrigérant A203-203, le gasoil est refoulé dans deux directions différentes :

- Vers le condenseur E203-207 puis vers la section refining de l'unité pour Traitement (déshydratation ...) et finalement vers le stock comme produit conforme.
- Vers le condenseur E-203 208, une fois refroidi il alimentera la colonne d'absorption Secondaire C203-303 au niveau du 1er plateau comme liquide d'absorption.
  - Reflux de tête.
  - Reflux moyen.
  - Huile lourde de recyclage.
  - Reflux de fond (7)

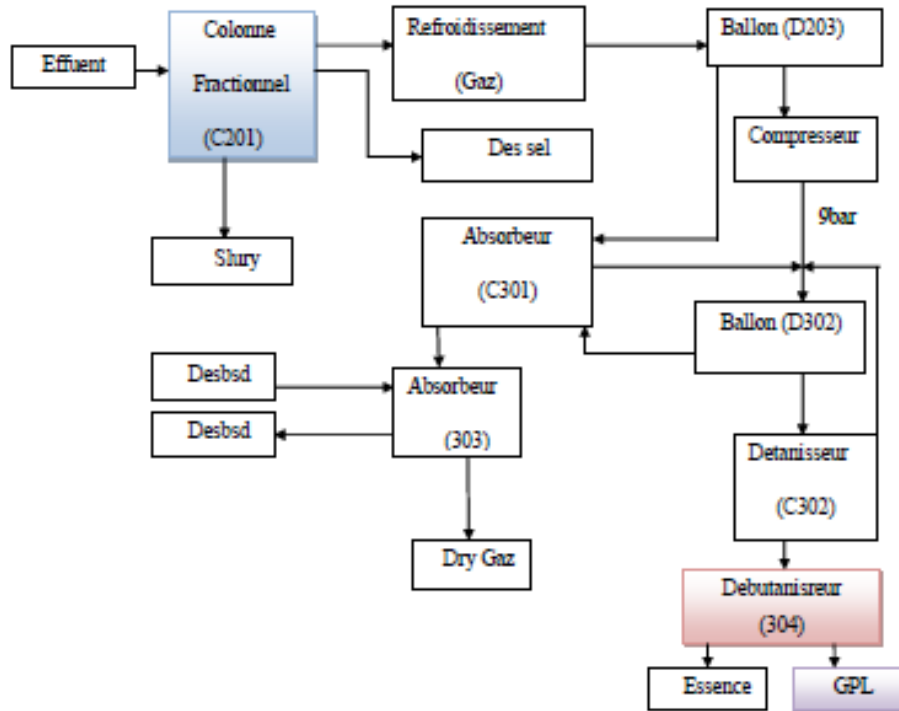


Figure II.2 La source de GPL dans l'unité de (RFCC).

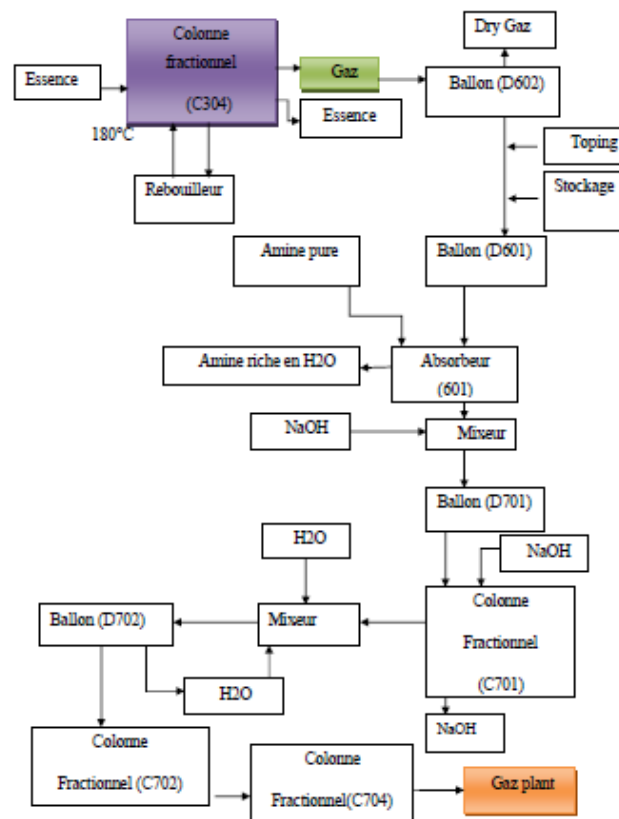


Figure II.3 La source de GPL donne Unité de (RFCC).

**II-3-Conclusion**

En conclusion, les sources de gaz de pétrole liquéfié (GPL) sont principalement issues du pétrole brut et du gaz naturel. Ces deux sources offrent des avantages significatifs en termes de disponibilité, de facilité de production et de stockage, ainsi que d'impact environnemental.

Le processus de production du GPL à partir du pétrole brut implique des étapes de raffinage et de séparation qui permettent d'extraire et d'isoler le propane et le butane. D'autre part, la production du GPL à partir du gaz naturel nécessite une extraction et une séparation du gaz, suivies d'une purification.

Les réserves mondiales de GPL sont abondantes, ce qui garantit une source d'énergie durable à long terme. De plus, le GPL présente de nombreux avantages, tels qu'une combustion propre, une haute densité énergétique et une facilité de transport.

Le GPL joue un rôle crucial dans de nombreux secteurs, allant des applications résidentielles aux utilisations industrielles et commerciales. Il est utilisé pour le chauffage, la cuisine, les applications industrielles, les carburants automobiles et bien plus encore. Sa polyvalence en fait une option attrayante pour répondre aux besoins énergétiques dans différents domaines.

Cependant, malgré ses avantages, il est essentiel de continuer à explorer des solutions énergétiques plus durables et à faible émission de carbone. Le développement et l'adoption de sources d'énergie renouvelables et non fossiles doivent être encouragés pour réduire la dépendance au GPL et atténuer les impacts environnementaux.

En conclusion, les sources de GPL offrent une solution énergétique polyvalente et largement disponible. Cependant, un équilibre doit être trouvé entre son utilisation actuelle et la promotion de sources d'énergie plus durables pour un avenir énergétique plus propre et plus durable.



***Chapitre III :***  
***Domaine d'utilisation de GPL***

**III-1-Introduction**

Le Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL) est un combustible polyvalent et économique largement utilisé dans le monde entier. Il est composé principalement de propane et de butane, qui sont des hydrocarbures issus du traitement du pétrole brut et du gaz naturel. Le GPL est un carburant propre, à faible teneur en soufre et en particules, et il présente de nombreux avantages par rapport à d'autres sources d'énergie.

Le GPL est utilisé dans de nombreux domaines, tant dans les secteurs résidentiel, commercial, industriel que dans l'agriculture et le transport. Il est apprécié pour sa polyvalence, sa facilité d'utilisation et sa grande efficacité énergétique. Il peut être utilisé pour la cuisson, le chauffage, la production d'eau chaude, la génération d'électricité, le séchage industriel, la désinfection des sols agricoles et comme carburant pour les véhicules.

En raison de sa facilité de stockage et de transport, le GPL est largement distribué à travers un réseau de stations-service, de points de remplissage de bouteilles et de citernes. Il est également disponible dans des bonbonnes de différentes tailles pour une utilisation domestique.

En raison de ses caractéristiques environnementales favorables, le GPL est considéré comme une alternative plus propre aux combustibles traditionnels tels que le charbon, le bois et le fioul. Il émet moins de gaz à effet de serre, de particules fines et de substances nocives, contribuant ainsi à réduire l'impact sur l'environnement et à améliorer la qualité de l'air.

L'utilisation du GPL présente également des avantages économiques, notamment en termes de coûts de combustible plus bas par rapport à d'autres sources d'énergie et de possibilité d'économies d'énergie grâce à son efficacité énergétique.

En résumé, le GPL est un combustible polyvalent, économique et respectueux de l'environnement, largement utilisé dans différents secteurs. Son utilisation continue de croître en raison de ses nombreux avantages, et il joue un rôle important dans la transition vers des sources d'énergie plus propres et durables.

**III-2-Utilisation du GPL**

Le GPL, est une source d'énergie exceptionnelle en raison de ses origines, de ses caractéristiques et de ses applications. En tant qu'énergie moins polluante, faiblement émettrice de CO<sub>2</sub>, performante et novatrice, le GPL offre de nombreux avantages pour les consommateurs et les secteurs professionnels comme pour l'environnement. Avec une disponibilité immédiate et en tous points du globe, des atouts environnementaux du fait qu'il produit moins de gaz à effet de serre que l'essence. Le GPL permet d'assurer et de contribuer, sans délai, à un modèle énergétique durable, compétitif et plus sûr. (8)

### III-2-1-Le GPL carburant (GPL-c)

#### III-2-1-1-Définition

Le GPL / C est adopté sous le nom commercial « SIRGHAZ ». Dès 1912, aux USA le GPL / C alimentait les voitures, mais cette innovation est restée sans lendemain. Actuellement de nombreux pays possédant une flotte de véhicules roulant au GPL/C, ce sont principalement : Pays-Bas, Japon, Italie, Allemagne, Grande Bretagne, France, USA, Espagne et Canada.

L'indice d'octane élevé du GPL/C permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur. Le niveau alarmant de pollution devrait au contraire favoriser l'utilisation des véhicules GPL/C, car il produit moins de CO<sub>2</sub> et de CO, il ne contient pas de Plomb. L'introduction massive du GPL/C en Algérie est aujourd'hui une option stratégique, d'une part en raison de l'accroissement de la demande nationale en carburant et d'autre part pour des raisons environnementales cruciales. (9)

#### III-2-1-2-Les avantages techniques du GPL carburant

- ❖ Homogénéité du mélange air- GPL donnant une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ 5% de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples. Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibrations diminuent.
- ❖ Contrairement aux carburants classiques, la combustion du GPL ne laisse aucun dépôt et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les révisions peuvent être espacées tous les 30 000 km.
- ❖ Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes.

Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL avec réservoir intégré. (9)

#### III-2-2-Le GPL dans la pétrochimie

La demande pétrochimique globale du GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 10%. Il est utilisé dans ce domaine comme charge de vapocraqueur afin d'obtenir des oléfines. Le butane et le propane obtenus par la séparation du GPL sont utilisés pour la déshydrogénation dans la production de butadiène et de propylène qui vont servir comme matière première pour la synthèse des caoutchoucs. Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone ...etc. Le propylène est actuellement la matière première pour la fabrication de nombreuses substances tel que le polypropylène, l'alcool isopropylique, et l'isopropylbenzène servant de base à la production de glycérine et de l'épichlorhydrine, des tétramères de propylène pour les détergents, le méthylstyrène, l'oxyde de propylène l'acroléine, l'alcool amylique... etc. Le n-butane est utilisé pour la production de plusieurs oléfines, tel que l'éthylène, propylène, divers butylènes ou bien acétylène et butadiène, le n butane s'oxyde en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique, le formaldéhyde,

l'acétone etc. L'isobutane intervient dans de nombreuses alkylations, qui se produisent lors de la préparation des supercarburants à indice d'octane élevé. Le butylène joue un rôle très important dans la synthèse des caoutchoucs. Le polyisobutylène à bas et à haut point moléculaire est utilisé comme épaisseurs des huiles de garnissage et pour d'autres buts

**Procédé de vapocraquage :** (10)

### **III-2-2-1-Le vapocraquage**

Est un procédé pétrochimique par lequel des hydrocarbures saturés sont cassés en molécules plus petites, et souvent insaturées. C'est donc la source principale de production d'alcènes (éthylène, propylène, etc.), monomères à l'origine de nombreuses matières plastiques.

Les produits de départ sont généralement du naphta, mais peuvent également être de l'éthane ou du GPL. Mélangés avec de la vapeur d'eau, ils sont amenés à environ 800 °C par passage dans des tuyaux chauffés par des fours, pendant un temps très bref, inférieur à la seconde. Les produits de la réaction sont refroidis brutalement afin d'interrompre celle-ci, et d'obtenir le mélange d'alcènes recherché.

La composition exacte de celui-ci dépend des produits de départ, de la température des fours et du temps de passage dans ceux-ci. Des produits de départ légers (éthane, GPL) fourniront une plus grande quantité d'alcènes légers, alors que du naphta fournira également des composés aromatiques. Une température de craquage plus élevée ("sévérité") favorise la formation d'éthylène et de benzène, alors qu'une température plus basse fournit plus de propylène, d'hydrocarbures en C4, et de produits liquides.

Le procédé conduit généralement à un dépôt de coke progressif à l'intérieur des tuyaux de craquage, ce qui dégrade peu à peu la performance du procédé. Ils sont donc périodiquement décokés par passage d'un mélange air-vapeur à une température proche de 1 000 °C. (11)

### **III-2-2-2-Procédé de Pyrolyse**

La pyrolyse est une décomposition thermochimique de matières organiques à des températures comprises entre 400 °C et 900 °C sans présence d'oxygène ou d'autres réactifs.

-The La décomposition pyrolytique du bois produit un grand nombre de substances chimiques.

-Certaines de ces substances chimiques peuvent être utilisées comme substituts aux combustibles conventionnels.

-La distribution des produits varie en fonction de la composition chimique de la biomasse et des conditions d'exploitation. (12)

➤ **Pyrolyse lente :** principalement pour produire du charbon par carbonisation.

Utilise des températures basses d'environ 400 °C sur une longue période pour maximiser la formation de charbon.

**Le rendement de la pyrolyse lente est d'environ**

35 % de biochar,

30 % de biohuile et

35 % de produits gazeux. (12)

**➤ Pyrolyse rapide**

Principalement pour produire du bio-huile et du gaz :

- La biomasse est chauffée très rapidement ( $\sim 1000-10\ 000\ ^\circ\text{C/s}$ ) à une température d'environ  $650\ ^\circ\text{C}-1\ 000\ ^\circ\text{C}$ , selon que l'on souhaite obtenir de la bio-huile ou des produits gazeux.
- Les gaz produits sont rapidement éliminés et refroidis ( $t < 2\text{s}$ ).
- Le rendement des produits de pyrolyse rapide est généralement de 50 à 70 % de bio-huile, de 10 à 30 % de bio-char et de 15 à 20 % de gaz de synthèse en masse.
- La biomasse doit d'abord être séchée et broyée à une taille de particule  $< 2\ \text{mm}$  avant d'être introduite dans un pyrolyseur rapide. (12)

**➤ Paramètres de pyrolyse**

- Type de biomasse et préparation de l'alimentation
- Température de pyrolyse
- Catalyseur
- Vitesse du gaz de balayage
- Taille des particules
- Géométrie du réacteur
- Taux de chauffage (12)

**III-2-2-3-Déshydrogénation catalytique des paraffines****III-2-2-3-1-Généralité**

C'est une réaction chimique qui s'effectue avec élimination d'une molécule d'hydrogène, elle est endothermique favorisée à haute température et à une basse pression. La déshydratation des n-paraffines nous donne des normales oléfines mais avec augmentation de la température et augmentation de nombre d'atomes. Et carbone, il y a apparitions de réactions secondaires telles que l'aromatization et le craquage.

Donc pour un bon rendement en oléfines, il faut utiliser un catalyseur avec une optimisation des conditions opératoires afin de minimiser en maximiser les réactions secondaires. (13)

**III-2-2-3-2-Procédé PACOL-OLEX d'U.O.P**

Ce procédé a développé la déshydrogénation catalytique des paraffines ou procédé Pacol-Olex par lequel les n-paraffines (C6-C19) sont déshydrogénées en oléfines en présence de

H<sub>2</sub>, la conversion incomplète des paraffines (environ 10 %) est réalisée en phase gazeuse sur un catalyseur à lit fixe (Pt/ Al<sub>2</sub> O<sub>3</sub>+ promoteur) à 400-600°C et 3 bar. Le produit se compose d'environ 96 % en poids de mono oléfines linéaires avec une double liaison interne statistiquement distribuée. La séparation des paraffines n'ayant pas réagi s'effectue par adsorption réversible des oléfines sur des adsorbants solides, des tamis moléculaires. En 1994, 25 usines utilisaient cette technologie et d'autres usines étaient en construction. Ces oléfines ne peuvent concurrencer les n-oléfines issues de la synthèse Ziegler ou l'Oligo-éthylène.

1. la déshydrogénation thermique dans des conditions de craquage conduit à des a-oléfines de longueur de chaîne variable, donc une séparation par distillation en C<sub>6</sub>-C<sub>9</sub>. Fractions C<sub>10</sub>-C<sub>13</sub>, C<sub>14</sub>-C<sub>18</sub> applications industrielles du craquage de cire : anciennement Shell en Europe de l'Ouest Chevron aux USA
2. la déshydrogénation catalytique conduit à des oléfines internes avec le procédé UOP PACOL OLEX, combinant la fabrication d'oléfines catalytiques de paraffine et l'extraction d'oléfines utilisation analogue de C<sub>3</sub>-C<sub>5</sub>, paraffines dans le procédé Olex.
3. déshydrogénation par chloration pour former des oléfines internes selon un procédé en deux étapes : chloration radicalaire en phase liquide avec conversion des paraffines jusqu'à 40% : déshydrochloration en phase gazeuse sur Al<sub>2</sub> O<sub>3</sub>, SiO<sub>2</sub> avec des promoteurs de sels métalliques ou sur tour métallique emballage UOP. (14)

La figure illustre le schéma de flux d'un complexe intégré comprenant Pacol, Delfine et Olex. Le flux de fond de stripper, constitué d'un mélange à l'équilibre de n-paraffines et de n-mono oléfines, est alors envoyé vers une unité de séparation Olex. Le procédé Olex utilise une technologie de séparation par adsorption à contre-courant simulée en phase liquide continue pour récupérer les n-oléfines de haute pureté à partir du mélange. L'extrait oléfinique et les courants de raffinat paraffinique qui sortent de la chambre d'adsorption contiennent tous deux un désorbant. Ces deux flux sont fractionnés pour l'élimination et la récupération du désorbant, qui est ensuite recyclé vers la chambre d'adsorption. Le raffinat de paraffine est recyclé vers l'unité de déshydrogénation Pacol pour une conversion complète des n-paraffines non converties en produit final de n-oléfine. (15)

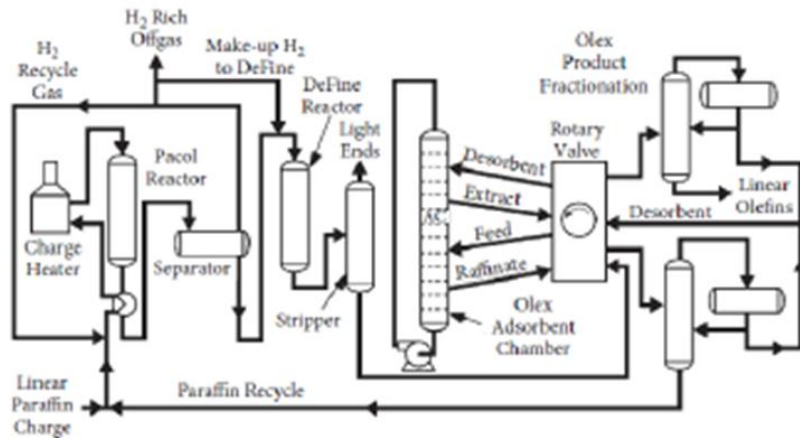


Figure III-1 UOP PACOL Déshydrogénation procès.

**III-2-2-4-Oxydation des paraffines légères en phase gazeuse**

La capacité des paraffines à l'oxydation dépend de la longueur de la chaîne. Ainsi en l'absence du catalyseur, le CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> s'oxydent à différentes températures à la pression normale.

CH<sub>4</sub> s'oxyde à 420°C

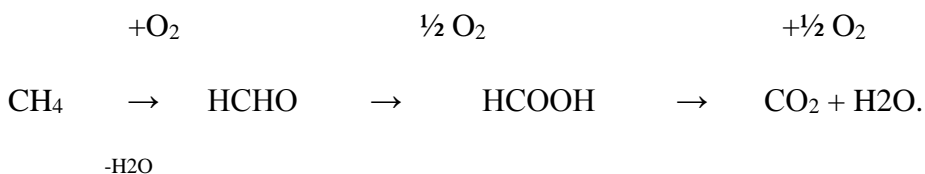
C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> s'oxyde à 285°C

C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> s'oxyde à 270°C

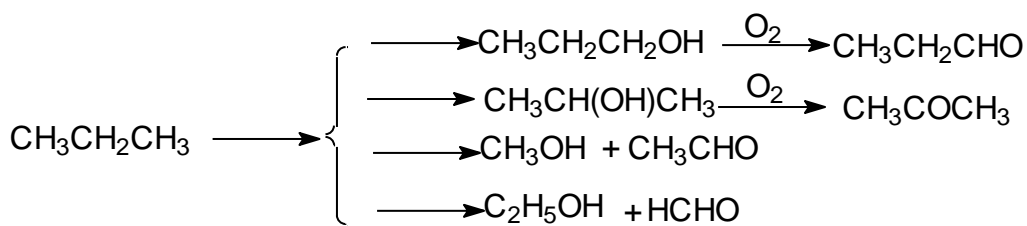
L'augmentation de la pression favorise l'oxydation, par exemple :

CH<sub>4</sub> à 10 MPa s'oxyde à 330°C.

Les initiateurs homogènes (NO<sub>2</sub>, HBr) ainsi que le contact hétérogène permettent d'accélérer la vitesse de la réaction et de diminuer la température.



L'oxydation en phase gazeuse des paraffines C<sub>3</sub>, C<sub>4</sub> donne un mélange d'alcools et de composés carboxylés (avec conservation ou destruction de la chaîne).

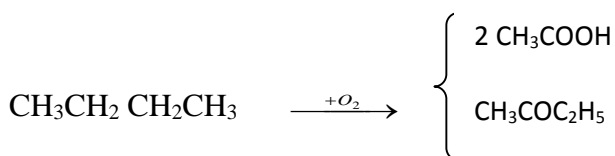


La température du procédé est de 400°C en présence d'un déficit d'oxygène est sous une pression de 0,7 ÷ 2 MPa.

Ce procédé réalisé aux états unis et présente un intérêt pratique pour l'obtention d'une gamme de produits, à savoir HCHO, CH<sub>3</sub>CHO, CH<sub>3</sub>OH, CH<sub>3</sub>COCH<sub>3</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>COCH<sub>3</sub>.

L'obtention d'un tel mélange entraîne de grandes dépenses pour la séparation des produits individuellement.

L'ors de l'oxydation de C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>, la destruction de la chaîne à lieu entre les atomes de carbone secondaires.



Cette oxydation à lieu en présence de l'air, en utilisant comme solvant CH<sub>3</sub>COOH à

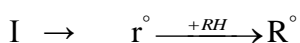
Température de 160 ÷ 190°C et sous pression de 6 MPa. Elle peut avoir lieu avec ou sans catalyseur.

### III-2-2-4-1-Mécanisme d'oxydation en phase liquide

Le mécanisme d'oxydation en phase liquide est un mécanisme radicalaire et qui se compose des stades suivants :

#### – Initiation

La formation des radicaux à lieu sous l'effet de la température, radiation, initiateur ou catalyseur.



En l'absence d'initiateur les radicaux se forment suite à l'interaction de l'oxygène avec la liaison C - H la plus faible de l'hydrocarbure à oxyder. Selon la réaction bimoléculaire :





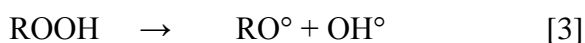
Ou tri moléculaire :



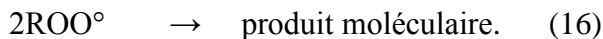
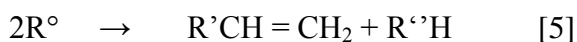
Ainsi que :



– **Propagation :**



– **Rupture**



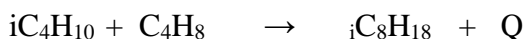
### III-2-2-5-Procédé d'alkylation

#### III-2-2-5-1-Généralité

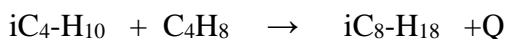
Utilisée depuis la seconde guerre mondiale, L'alkylation aliphatique est et sera probablement de plus en plus un procédé clé du raffinage pour la production de bases carburant à haut indice d'octane, satisfaisant aux critères exigeants de reformulation des essences. Ce procédé est encore, à l'heure actuelle, très majoritairement implanté aux état- Unis, mais il se développe progressivement dans les autres pays et notamment en Europe. L'analyse de l'évolution des capacités mondiales de production d'alkylation (64,4.10<sup>6</sup> tonnes en 1992 ) laisse entrevoir un taux de croissance de la capacité compris entre 10 et 40% d'ici 2003 malgré des handicaps certains liés à la nature des catalyseurs utilisés actuellement

#### III-2-2-5-2-La réaction d'alkylation

Elle consiste à greffer une molécule d'oléfine ayant de 3 à 5 atomes de carbone sur une molécule d'isobutane :



Soit en écriture simplifiée :

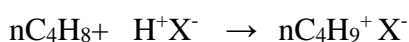


La réaction est exothermique avec une chaleur Q dégagée comprise entre 18 et 21,4 Kcal .mole-1 selon l'oléfine considérée.

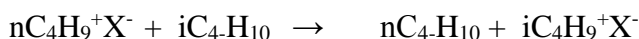
Elle est catalysée par les acides forts, les mécanismes faisant intervenir des ions carbénium, et comporte deux étapes :

- **Initiation :**

Protonation de l'oléfine :



Transfert d'hydrure :

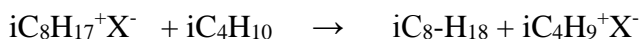


- **Propagation :**

Alkylation :



Transfert d'hydrure :



La réaction d'alkylation est inévitablement accompagnée des réactions secondaires suivantes :

- **Transfert d'hydrogène (TH)**

Le transfert d'une molécule d'hydrogène de l'isoparaffine (réactif, alkylat ou polyalkylat) vers l'oléfine (en  $C_3^=$ ,  $C_4^=$  ou  $C_5^=$ ) fait intervenir deux transferts successifs d'un proton puis d'un ion hydrure et peut globalement s'écrire en incluant la réaction d'alkylation :



Cette réaction indésirable est responsable d'une surconsommation d'isobutane et participe probablement à la formation d'huiles lourdes insaturées qui désactivent le catalyseur

- **Polymérisation**

Directement responsable de la formation d'huile lourde, cette réaction peut être minimisée en diluant l'oléfine dans un large excès d'isobutane.

**- Craquage**

Cette réaction est à l'origine de la fraction légère C5\_C4 des alkylats (17)

**III-2-3-Le GPL dans la production d'électricité**

Il est utilisé pour la génération d'électricité, il pourrait être important si les conditions de nature économique venaient à être favorables, les marchés cibles à cet effet sont attractifs pour le GPL. La production de l'électricité en Algérie est effectuée uniquement par le gaz naturel, les GPL ne sont pas introduits jusqu'ici dans la génération d'électricité (18).

**III-2-4-Le GPL dans les ménages**

Le butane et le propane qui sont obtenus par la séparation du GPL ont une grande importance dans les ménages ; Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage, la consommation nationale représente l'équivalent de 11 millions de bouteilles de 13 kg par ans. Le propane représente 4,8% de la consommation nationale du GPL, il est utilisé comme combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans les régions non reliées au gaz naturel.

**III-2-5-Le GPL dans la climatisation**

Le GPL est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs (moyenne capacité) comme fluide caloporteur du fait de ces caractéristiques thermiques importantes. (18)

**III-2-6-Le GPL dans L'agriculture**

L'utilisation du GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture, et certaines cultures sous-verre, le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000 tonnes/an) pour le court terme et il est attendu une évolution plus significative à moyen et long terme particulièrement par son introduction dans le domaine de l'élevage (Eclairage, climatisation, chauffage... etc.). La distribution des GPL est assurée par voie routière et ferroviaire depuis les centres de stockage vers les citernes, les revendeurs de bouteilles et les stations de GPL carburant (18).

**III-3-Conclusion**

En conclusion, le GPL (Gaz de Pétrole Liquéfié) est largement utilisé dans divers domaines en raison de sa polyvalence, de sa facilité d'utilisation et de ses avantages économiques et environnementaux. Il est utilisé dans les secteurs résidentiels, commercial, industriel, agricole et des transports.

Dans les foyers, le GPL est utilisé pour la cuisson, le chauffage et la production d'eau chaude. Il est également utilisé dans les installations commerciales telles que les restaurants, les hôtels et les centres commerciaux. Dans l'industrie, le GPL est utilisé comme combustible dans les processus de production et de séchage. Il est également utilisé dans l'agriculture pour la désinfection des sols et dans les serres pour le chauffage.

Le secteur des transports bénéficie également du GPL, car il peut être utilisé comme carburant pour les véhicules. Il offre une alternative plus propre aux carburants traditionnels, réduisant les émissions de gaz à effet de serre et améliorant la qualité de l'air.

En termes de distribution, le GPL est facilement disponible via un réseau de stations-service, de points de remplissage de bouteilles et de réservoirs. Il peut être stocké et transporté en toute sécurité.

En somme, le GPL offre une solution énergétique polyvalente, économique et respectueuse de l'environnement, ce qui en fait un choix attrayant dans de nombreux domaines d'utilisation. Son utilisation continue de croître en raison de ses nombreux avantages et de sa contribution à un mode de vie durable.

***Chapitre IV :***  
***Les méthodes de séparation du***  
***C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub>***

**IV-1-Introduction**

Les méthodes de séparation du C<sub>3</sub> (propane) et C<sub>4</sub> (butane) sont utilisées dans l'industrie pétrolière et gazière pour isoler ces composés spécifiques à partir d'un mélange de gaz ou de liquides. La séparation du propane et du butane est essentielle car ces deux hydrocarbures ont des utilisations et des propriétés différentes.

Plusieurs méthodes sont couramment utilisées pour effectuer cette séparation. L'une des méthodes les plus répandues est la distillation fractionnée, qui est basée sur la différence de température d'ébullition entre les composés à séparer. Dans une colonne de distillation, le mélange de propane et de butane est chauffé, créant des vapeurs qui montent dans la colonne. Au fur et à mesure que les vapeurs montent, elles se refroidissent et se condensent à différents niveaux de la colonne en fonction de leur température d'ébullition. Le propane, ayant une température d'ébullition plus basse, se condense et se collecte dans une partie supérieure de la colonne, tandis que le butane se condense à une température plus élevée et est récupéré dans une partie inférieure de la colonne. Cela permet une séparation efficace des deux composés.

Une autre méthode de séparation utilisée est l'adsorption, qui repose sur la différence d'affinité des composés à séparer avec un matériau adsorbant spécifique. Dans ce processus, le mélange de propane et de butane est passé à travers un lit d'adsorbant qui retient sélectivement l'un des composés tandis que l'autre passe à travers. Par exemple, un adsorbant spécifique peut retenir le butane tandis que le propane est laissé libre de circuler. Après un certain temps, l'adsorbant est régénéré et le butane est récupéré.

En plus de ces méthodes, d'autres techniques telles que la séparation membranaire et la liquéfaction fractionnée peuvent également être utilisées pour isoler le propane et le butane.

Il convient de noter que le choix de la méthode de séparation dépend des exigences spécifiques de l'application, des propriétés des composés à séparer, des coûts et des conditions opérationnelles.

**IV-2-Les méthodes de séparation du C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub>****IV-2-1-Description du procédé**

Le complexe GP1Z comprend neuf (09) trains dans la zone de procédé, et des moyens communs pour la charge, le stockage, le chargement et la reliquéfaction des vapeurs en off-site. Chaque train dans la zone de procédé a été conçu pour une production nominale annuelle d'un million de tonnes de produits propane et butane commercial (19).

**IV-2-2-Section de stockage de GPL**

Cette section est conçue pour maintenir un fonctionnement stable et d'assurer une autonomie de plus de 10 heures pour alimenter les trains en GPL brut en cas d'arrêt de pompage. Elle

est destinée aussi pour recevoir soit le flux de recyclage, soit le produit hors spécification revenant des sections en aval.

La charge d'alimentation est livrée par RTO (Région Transport Ouest) au complexe GP1Z en GPL brut en provenance des différents champs du sud (Hassi Messaoud, Hassi R'mel, Adrar, In Amenas, Tin-Fouye Tabankort et Rhourde Nous).

Elle est acheminée vers le stockage à l'aide d'une pipe de 24". Avant le stockage le GPL brut passe d'abord par un collecteur équipé par un contrôleur de pression permettant le maintien d'une pression de service stable puis traverse des filtres chacun muni PDI ( $\Delta P=0,5$ ) afin de signaler l'encrassement.

Ensuite le GPL traverse les dégazeurs de la charge afin de séparer et purger les vapeurs du mélange vers les sphères d'alimentation.

Une fois que la charge est filtrée et dégazée, elle passe alors à travers six (06) démercuriseurs pour réduire sa teneur en Mercure jusqu'à l'ordre de 5 nano-g/Nm<sup>3</sup>.

A l'issue des démercuriseurs la charge passe par des redresseurs pour rendre l'écoulement laminaire afin d'avoir une lecture correcte du débit et de la densité du GPL. Le GPL brut est acheminé ensuite vers les sphères de charge sous une pression de 18 ~ 22 Kg/cm<sup>2</sup> et une température de 5 ~ 41.8° C.

La charge est stockée dans 22 réservoirs sphériques de capacité de 1000 m<sup>3</sup> chacune à des pressions variables entre 7 et 9 bars. Le schéma de la section stockage de la charge GPL est représenté dans la figure suivante :

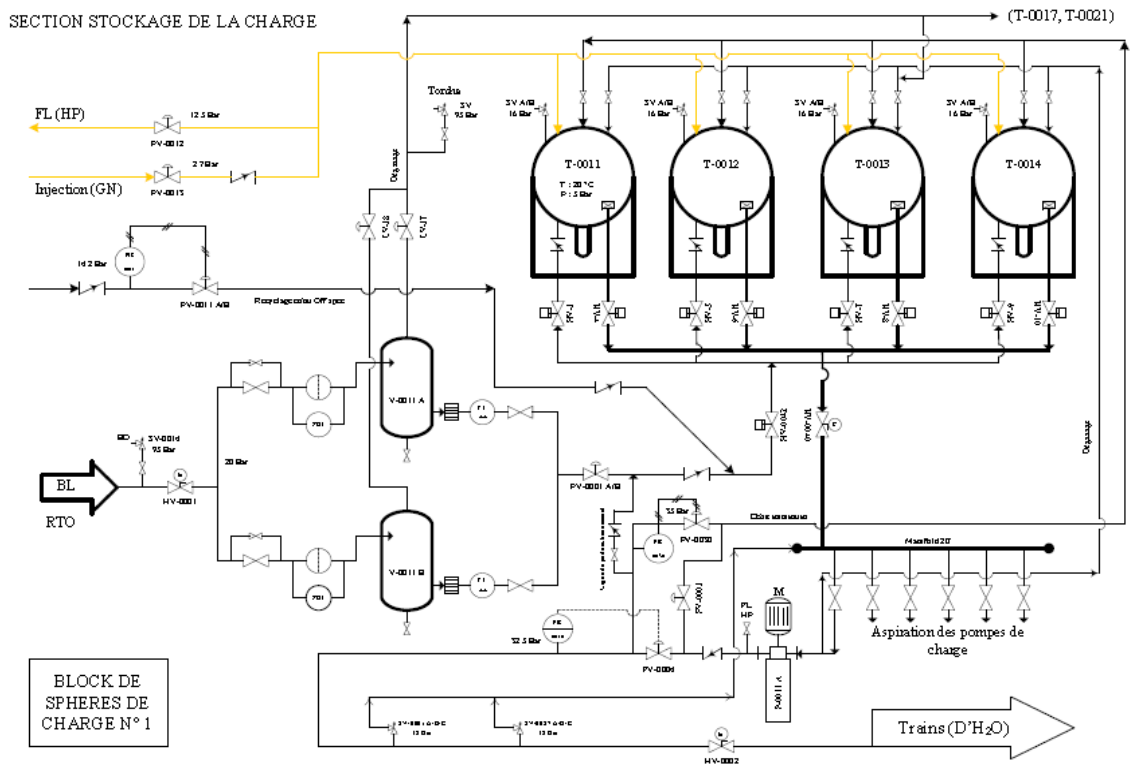


Figure IV.1 Section de stockage GPL

Le GPL brut est acheminé par la suite vers les neuf trains du procédé qui fonctionnent en parallèle. Cette opération est assurée par 14 pompes centrifuges multi étages à puisard qui aspirent à partir de ce dernier et refoulent dans le collecteur commun pour approvisionner les trains du procédé à une pression de 30 Kg/cm<sup>2</sup> (20).

### IV-2-3-Section déshydratation

Le but de la section de déshydratation est de réduire la teneur d'eau dissoute dans le GPL de 100 ppm à 5 ppm en poids pour éviter ainsi la formation de glace et de bouchons de givre dans les parties froides de l'installation (réfrigération).

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



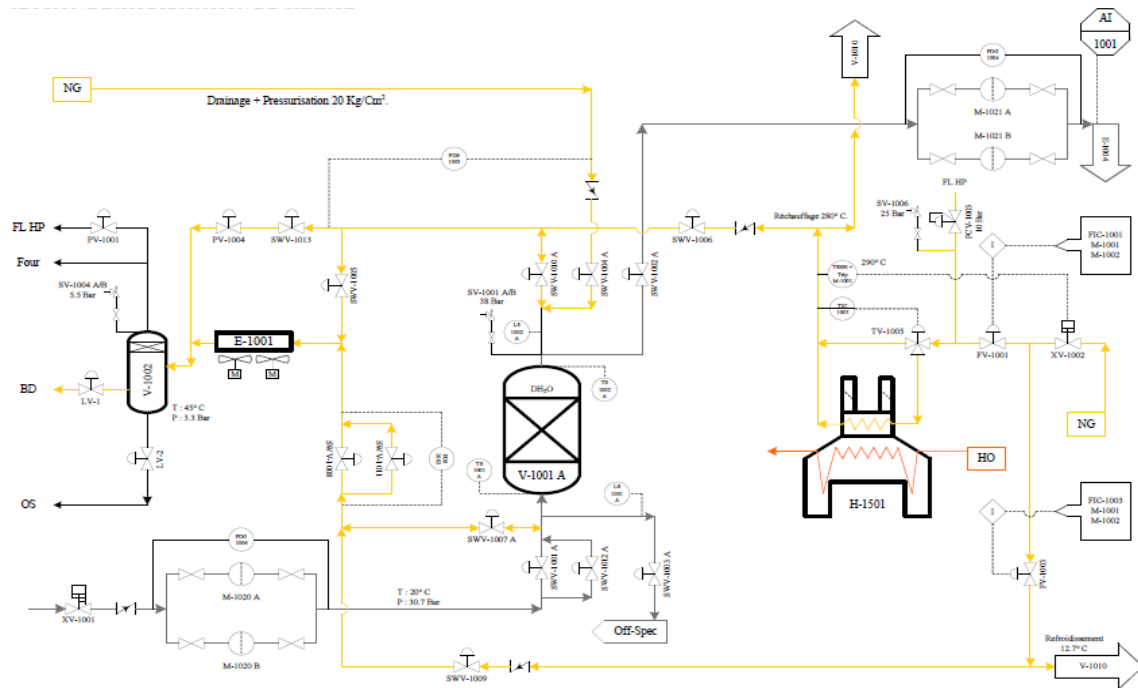


Figure IV.2 Section de déshydratation

La régénération passe par les séquences suivantes :

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

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

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

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

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

**Remplissage :** Cette opération consiste à mettre le sécheur en attente (21).

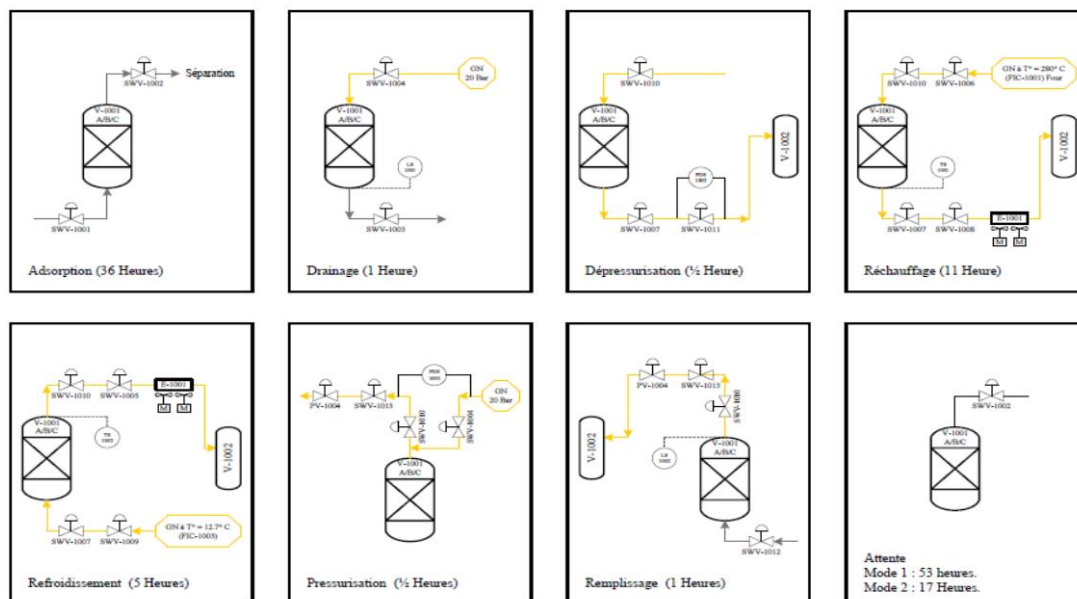


Figure IV.3 Séquences de la régénération de la section de déshydratation

#### IV-2-4-Section de séparation

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

La capacité minimale de chaque train correspond à 50 % de sa capacité normale.

A ce débit, chaque colonne doit être exploitée avec un reflux et un rebouillage suffisants pour assurer un fonctionnement stable.

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

Lorsque le rapport  $C_2 / (C_2 + C_3)$  est égal ou supérieur à 4,8% mole, le déethaniseur doit être en service.

De même, lorsque le rapport de  $C_5 / (C_4 + C_5)$  est égal ou supérieur à 1,75 % mole, il faut que le de-pentaniseur soit en service (21).

### IV-2-4-1-Fractionnateur

Après la section de déshydratation, le GPL brut entre dans la section de séparation, comme alimentation du fractionnateur V-N101 qui est une colonne de distillation à 55 plateaux à clapets.

Le GPL récupère d'abord la chaleur du propane produit sortant du fond du déethaniseur dérive dans le préchauffeur N° 1, E-N004, puis une autre récupération de chaleur dans le préchauffeur N° 2, EN005 A~D, cette fois ci sur le produit du fond du fractionnateur.

Le GPL est finalement amené à son point de bulle (71°C) dans le préchauffeur N° 3, E-N013, qui fait appel au fluide caloporteur (huile chaude) avec contrôle de la température de sortie du E N013. A la sortie de l'E-N013, le débit de charge est réglé selon le point de consigne du contrôleur de débit.

Le GPL ainsi préchauffé à 71°C passe directement dans le fractionnateur ou il est séparé en propane et éthane en tête de colonne et en butane et pentane en fond des colonnes.

Les produits de tête de colonne sortent à une température de 57°C puis ils sont condensés et récupérés dans le ballon de reflux.

Les produits du fond de la colonne sortent à une température de 110 °C. Ils servent à réchauffer la charge GPL avant de passer dans le dépentaniseur.

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

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

La pression dans le ballon de reflux est maintenue par un contrôleur de la différence de pression et un by-pass de gaz chaud E-N002. La température des condensats sortant d'E-N002 est maintenue constante par le réglage du pas des pales du ventilateur. Les vapeurs de tête du V-N101 sont complètement condensées dans E-N002.

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

Le liquide au fond du fractionnateur représente essentiellement un butane à teneur variable en pentane. En fonction de la teneur en pentane de la charge, le butane peut subir une dépentanisations ou non. En fonctionnement normal, le dépentaniseur n'est pas nécessaire. Ce qui explique le nombre faible des colonnes prévues (02) pour les neuf trains (21).

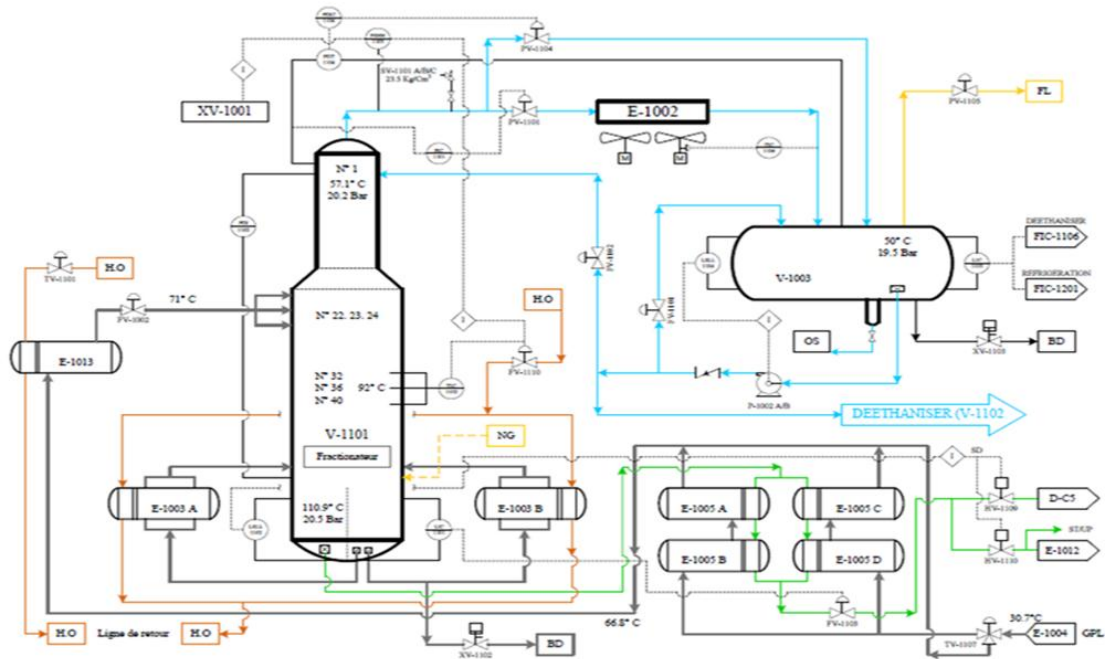


Figure IV.4 Fractionnateur

### IV-2-4-2-Dééthaniseur

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

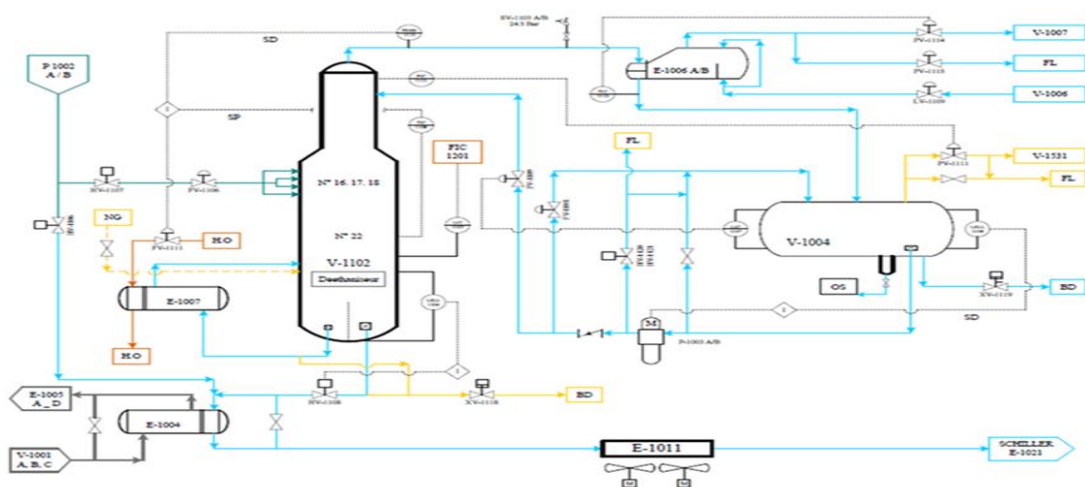


Figure IV.5 Dééthaniseur

### IV-2-4-3-Dépentaniseur

Il existe deux Dépentaniseurs communs pour les 09 trains.

Le rôle d'un dépentaniseur est d'éliminer les traces de pentane contenues dans le butane. La colonne est constituée de 50 plateaux à clapets. Le butane sortant de la tête du Dépentaniseur, mélangé au reste du butane non dépentanisé est envoyé à la section de réfrigération. Le pentane recueilli du fond du Dépentaniseur sera refroidi par aéroréfrigérant, et envoyé vers le stockage ambiant, cette opération est souvent bypassée, car la charge de GPL arrive avec une très faible teneur en pentane (21).

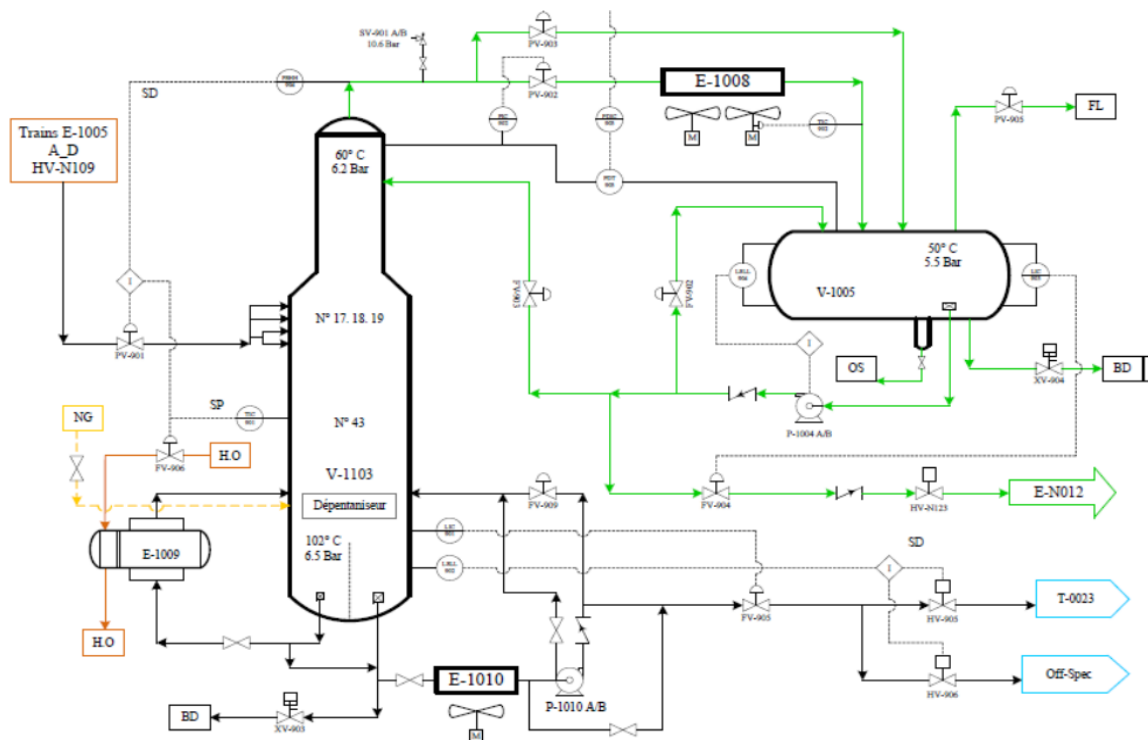


Figure IV.6 Dépentaniseur

### IV-2-5-Section de Réfrigération

Le but de cette section est de refroidir les produits finis à leur température de stockage (-38 ~ -42°C pour le propane et -8 ~ -10°C pour le butane). Les produits passent par un deuxième déshydrateur appelé déshydrateur de garde, qui réduit la teneur en eau de 5 ppm à 1 ppm, ensuite réfrigérés par trois (03) échangeurs suivant un cycle fermé formant une boucle de réfrigération, le fluide utilisé comme réfrigérant est le propane pur. Ce dernier est évaporé dans les échangeurs de chaleur. Cette évaporation provoque l'abaissement de température du produit à réfrigérer. Une partie du propane réfrigéré sera comprimée et envoyée au dééthániseur comme réfrigérant de tête de colonne. Les vapeurs de propane générées sont

comprimées par un compresseur centrifuge à trois (03) étages entraîné par une turbine à gaz, ensuite condensées dans les condenseurs de type aéroréfrigérant.

Les produits finis sont ensuite canalisés vers les bacs de stockage (21)

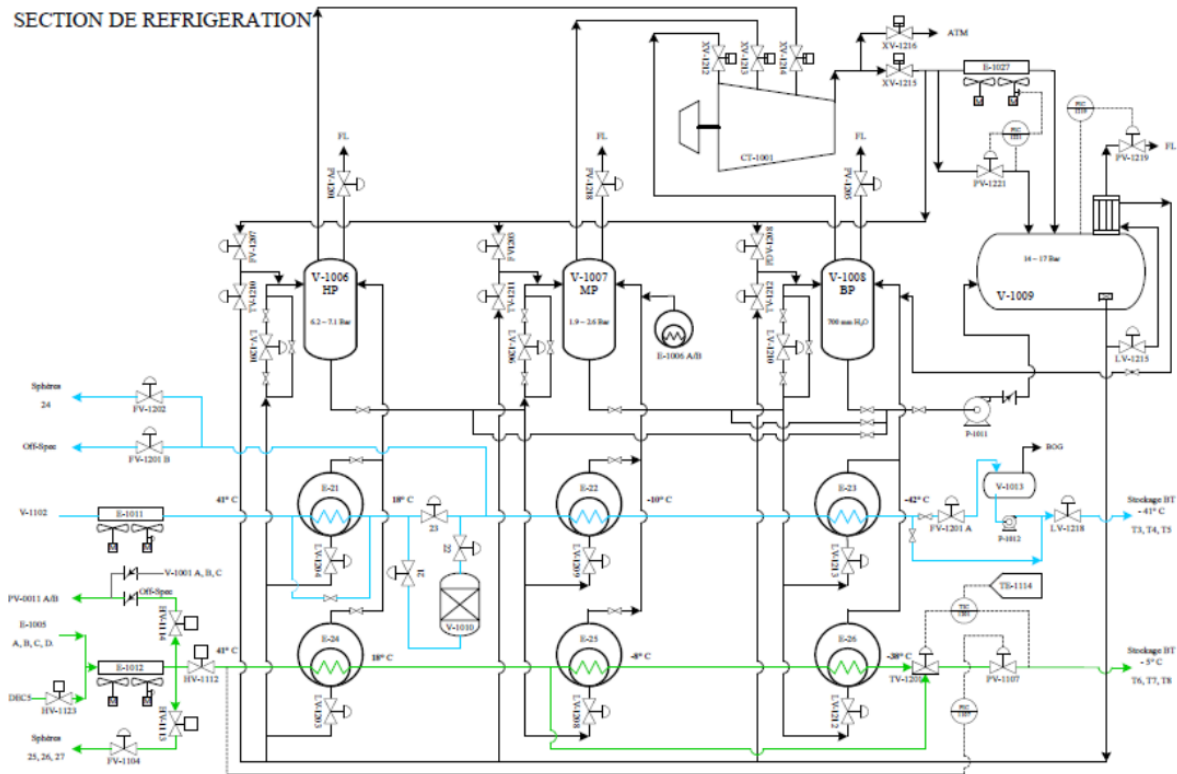


Figure IV.7 Section de réfrigération

#### IV-2-6-Section d'huile chaude

Cette section d'huile caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour les équipements suivants :

- Le troisième préchauffeur (E-1013)
- Les rebouilleurs de la section séparation :( E-1013A/B, E-1007, E-1009).
- Le gaz naturel de régénération de la section déshydratation.

Le circuit de l'huile est aussi une boucle fermée, les pompes en circulation aspirent l'huile du ballon d'expansion et le refoulent vers le four. Au niveau du four l'huile est chauffée premièrement par convection puis radiation jusqu'à 180°C ensuite elle est dirigée vers les différents utilisateurs, à son retour l'huile est refroidie à 130°C (21).

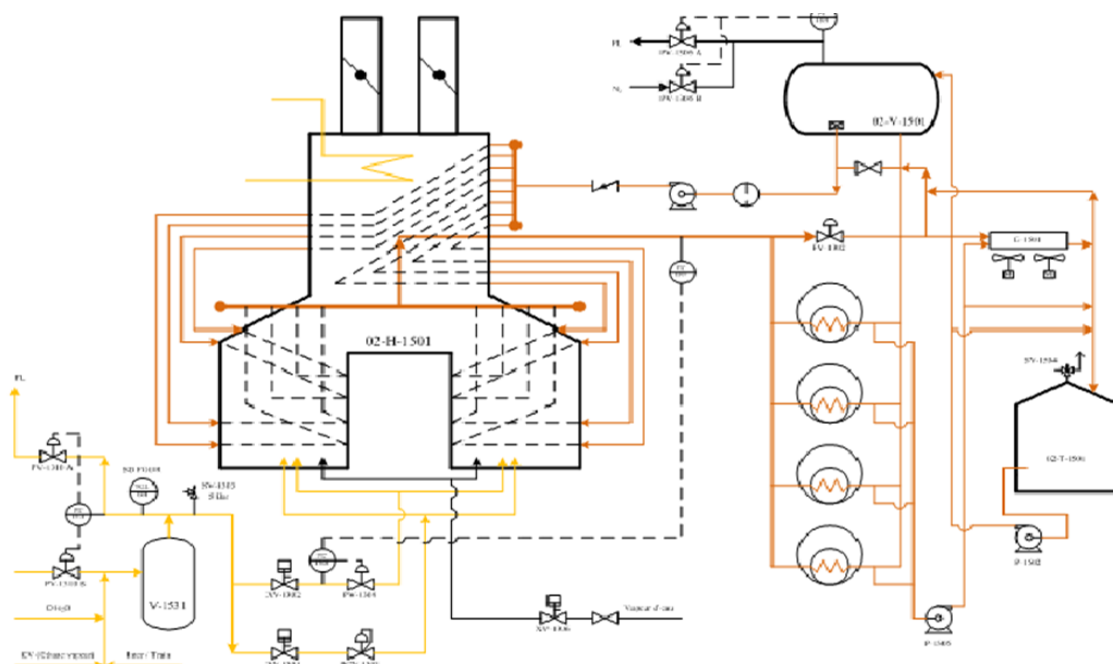


Figure IV.8 Section d'huile chaude

#### IV-2-7-Section stockage et expédition

Elle s'occupe de stockage des produits finis et l'expédition par navires et camions. On distingue deux types de stockage :

➤ **Section de stockage à basse température (marché international) :**

Trois (4) bacs pour le Propane de **70000** m<sup>3</sup> chacun.

Trois (3) bacs pour le Butane de **70000** m<sup>3</sup> chacun.

Un (1) bac BuPro de 70000 m<sup>3</sup>.

➤ **Section de stockage à température ambiante (marché national) :**

- Une sphère (1) pour le Propane de **500** m<sup>3</sup>.
- Trois sphères (3) pour le Butane de **500** m<sup>3</sup> chacune.
- Une sphère (1) pour le pentane de **500** m<sup>3</sup> chacune.
- Le service Stockage et Expédition gère les trois zones suivantes :

##### IV-2-7-1-Section BOG (Boil- Off- Gas)

La section de reliquéfaction des vapeurs (BOG), a pour but le contrôle de la pression dans les réservoirs de stockage à basse température, aussi bien pendant le stockage que pendant les opérations de chargement, les vapeurs excédentaires récupérées sont comprimées pour

qu'elle puissent être reliquifiées sous forme de condensats réfrigérés aux réservoirs à basse température, le contrôle est assuré par deux salles :

**LCR (Local Control Room)**

S'occupe de la gestion des opérations de stockage des produits finis, section récupération BOG (gaz évaporé).

**JCR (Jetty Control Room)**

S'occupe de la supervision des opérations de chargement par navire (22).

**IV-2-7-2-Section jetée**

S'occupe des enlèvements par navire, il y'a deux jetées :

D1 : concernant les petits navires.

M6 : concernant les grands navires. (22)

**IV-2-7-3-Section Chargement par Camion (CC)**

S'occupe de la gestion des enlèvements par camion au niveau de la rampe de chargement par camion (NAFTAL et les opérateurs privés). La section est dotée de 5 réservoirs sphériques, des pompes et des bras de chargement. Ces installations sont conçues de manière à permettre le chargement simultané du propane, pentane et butane. (22)



**IV-3-Conclusion**

En conclusion, il existe plusieurs méthodes efficaces pour séparer le propane (C<sub>3</sub>) et le butane (C<sub>4</sub>) dans l'industrie pétrolière et gazière. Parmi ces méthodes, le fractionnement et l'adsorption sont les plus couramment utilisées.

Le fractionnement repose sur les différences de points d'ébullition entre les composés à séparer. En utilisant une colonne de distillation, le mélange de propane et de butane est chauffé, permettant la vaporisation des composés. En refroidissant le mélange, le propane a une température de condensation inférieure, ce qui lui permet d'être récupéré en tête de colonne, tandis que le butane est récupéré dans la partie inférieure.

L'adsorption, quant à elle, exploite les différences d'affinité des composés avec des matériaux d'adsorption spécifiques. Le mélange de propane et de butane est passé à travers une couche d'adsorbant qui retient sélectivement l'un des composés tandis que l'autre passe à travers. Par exemple, un adsorbant peut retenir le butane tandis que le propane est autorisé à s'écouler. Après un certain temps, l'adsorbant est régénéré, permettant la récupération du composé adsorbé.

Ces méthodes de séparation sont essentielles pour répondre aux besoins spécifiques du propane et du butane dans différentes applications industrielles et commerciales. Elles permettent d'obtenir des produits plus purs et de garantir la qualité et la conformité des produits finaux.

*Chapitre V :*  
*Théorie sur la rectification*

## V-1-Introduction

La théorie de la rectification, également connue sous le nom de théorie de la distillation, est un domaine d'étude essentiel dans le domaine du génie chimique et de la séparation des mélanges liquides. Elle vise à comprendre les principes fondamentaux et les mécanismes impliqués dans le processus de distillation, qui est largement utilisé dans l'industrie pour séparer les composants d'un mélange liquide en fonction de leurs propriétés physiques et de leurs températures d'ébullition.

La rectification est une opération unitaire qui repose sur le principe de la vaporisation et de la condensation sélective des composants d'un mélange liquide. Elle est réalisée dans une colonne de distillation, également appelée tour de distillation, qui est composée de plateaux ou de garnissages. La colonne permet d'établir un contact intime entre la phase liquide et la phase gazeuse, favorisant ainsi les transferts de matière et de chaleur entre les deux phases.

La théorie de la rectification repose sur plusieurs concepts clés, tels que l'équilibre liquide-vapeur, les coefficients de partage des composants, les débits de reflux et de distillat, ainsi que les profils de température et de concentration le long de la colonne. Ces concepts sont utilisés pour prédire et optimiser les performances de la colonne de distillation, notamment son efficacité de séparation, le nombre de plateaux théoriques nécessaires et les conditions de fonctionnement optimales.

En comprenant les principes de la théorie de la rectification, les ingénieurs et les chercheurs peuvent concevoir et améliorer les procédés de distillation, en maximisant la séparation des composants, en minimisant la consommation d'énergie et en optimisant les coûts de production. La théorie de la rectification trouve des applications dans divers domaines industriels, tels que le raffinage du pétrole, la production de produits chimiques, la purification de solvants et bien d'autres.

En résumé, la théorie de la rectification est un ensemble de principes et de concepts qui permettent de comprendre et de prédire le processus de distillation dans une colonne de distillation. Elle constitue une base essentielle pour l'optimisation des opérations de séparation des mélanges liquides et contribue au développement de procédés plus efficaces et plus économiques.

## V-2-Théorie de rectification

La distillation est une opération unitaire permettant de séparer les constituants d'un mélange d'hydrocarbures via des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé colonne de distillation. Elle se base sur la différence de volatilité entre ces constituants. C'est une des opérations de séparation les plus employées dans le domaine de la chimie et de la pétrochimie (23).

### V-2-1-Définition de la rectification

La Rectification est un procédé physique de séparation de mélanges binaires et multi composants, ainsi que des mélanges de vapeurs en composants pratiquement purs ou en mélanges de composants propriétés spécifiées.

Ce processus est généralement réalisé pendant l'interaction à contre-courant des phases vapeur et liquide dans un appareil à colonne. Une caractéristique distinctive du processus de rectification est la formation de flux de vapeur et de liquide non équilibrés à partir du mélange initial, en raison des différences entre les phases de vapeur et de liquide.

De vapeur et de liquide à partir du mélange initial en raison des points d'ébullition différents de ses composants (24).

### V-2-2-Principe de la rectification

La mise en œuvre se fait généralement dans une colonne à distiller constitué d'un long cylindre dans lequel sont disposées des obstacles ayant pour but de faciliter le contact entre les phases vapeur et liquide, les transferts de matière sont ainsi plus

Importants (plus rapide) et conduisent donc à une meilleur séparation des constituants. Ces obstacles peuvent être soit :

- Des corps de remplissage (garnissage de colonne)
- Des plateaux (ou étages) physique (réels) ayant les efficacités variables (24).

### V-2-3-Description de la colonne de rectification

La colonne de rectification est une capacité cylindrique de hauteur et de diamètre variable, formé d'une virole et de deux fonds. L'intérieur est divisé en compartiments horizontaux appelés plateaux. Généralement la colonne peut atteindre près de **50m** de hauteur et **6m** de diamètre .Elle est montée verticalement et repose sur des pieds ou une jupe (25)

Une colonne, aussi appelé tour, est un équipement circulaire disposé verticalement d'une hauteur bien supérieure à son diamètre. Utilisé principalement dans les raffineries pour séparer les fractions d'hydrocarbures contenues dans le pétrole. La colonne de rectification peut être constituée 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 et 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 tant que distillat (produit de tête). La colonne est divisée en trois zones (figure V.1) :

- 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.

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

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

La vapeur obtenue retourne dans la colonne en qualité de « **reflux chaud** » et le résidu quitte l'appareil.

La quantité de matière échangée dépend de :

- Concentration initial et finale.
- Pressions partielles.
- Surface de l'élément (plateau).
- Nature de l'écoulement (vitesse).

Le fonctionnement normal de la colonne de rectification pour l'obtention d'un **distillat**, et d'un **résidu** avec des compositions voulues dépend principalement de l'état de la charge et par conséquent, du lieu d'alimentation.

La charge peut être envoyée dans la colonne à :

Etat **liquide** :  $\bar{e} = 0$ .

Etat **vapeur** :  $\bar{e} = 1$ .

Etat liquide-vapeur :  $0 < \bar{e} < 1$ . (25)

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

Cependant, la colonne est un équipement employé dans d'autres procédés de traitement des hydrocarbures et tout particulièrement du gaz. Il existe 2 types de matériels internes aux colonnes : les plateaux et les garnissages. (26)

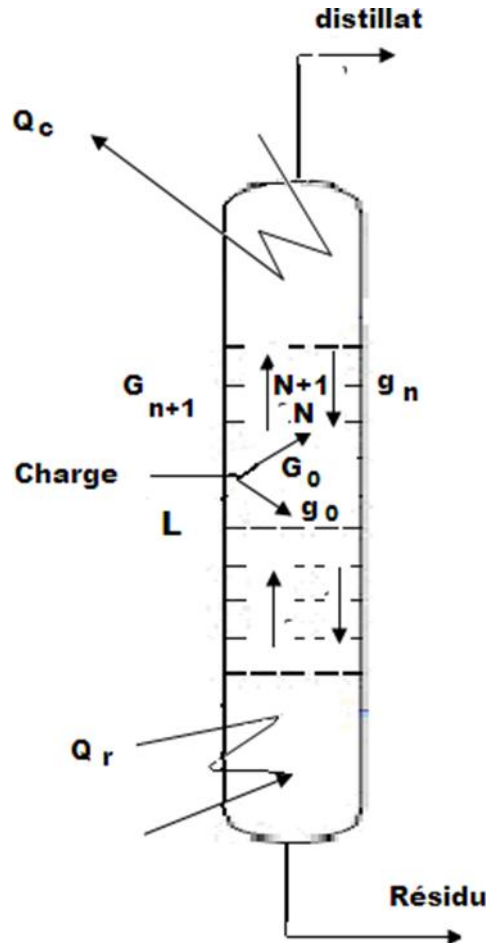


Figure V.1 : Schéma d'une colonne de Rectification.

## V-2-4-Types des colonnes

### V-2-4-1-Classification des colonnes de Rectification

On distingue deux types de colonnes selon leurs éléments de contact (27; 28)

#### V-2-4-1-1-Les colonnes à garnissages

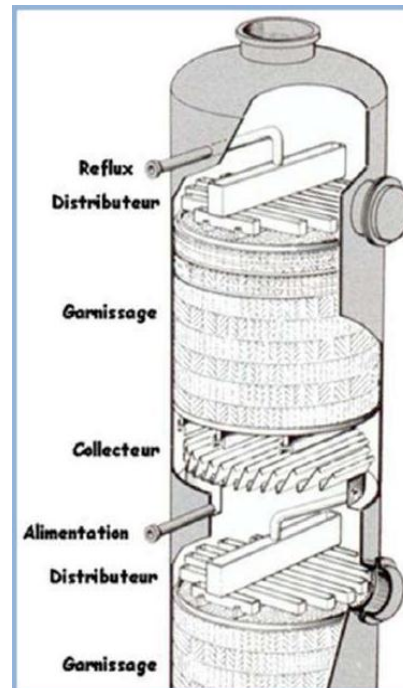
Dans une colonne à plateaux, le transfert de matière est assuré par le barbotage de la vapeur au sein du liquide de chaque plateau pour former une véritable émulsion. Dans les colonnes garnies, le transfert s'effectue à la surface du liquide sans occlusion appréciable de bulles

gazeuses. L'efficacité d'un tel dispositif est donc directement liée à la surface offerte par le film liquide. Avec des garnissages, le contact entre les phases devient continu tout le long de la colonne.

Les performances de cette technologie dépendent de sa capacité à disperser les flux liquide et vapeur afin de maximiser la surface de contact et à éviter la formation de court-circuit préjudiciable.



**Figure V.2** Garnissage structuré



**Figure V.3** Colonne à garnissage

#### V-2-4-1-2-Les colonnes à plateaux

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celle-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 les surfaces de contacts et la turbulence des phases sont plus grandes.

Les colonnes à plateaux ont été mises au point pour la distillation, opérations 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. (27,28)



Figure V.4 L'écoulement dans une colonne à plateaux

### V-2-5-Classification des plateaux

On peut classer plusieurs types de plateaux :

1-Plateau perforé à déversoirs (seive **tray**).

2-Plateau sans déversoir.

3-Plateau à calottes (bubble **cap tray**).

4-Plateau (**Uniflux**).

5-Plateau à clapets (valve **tray**).

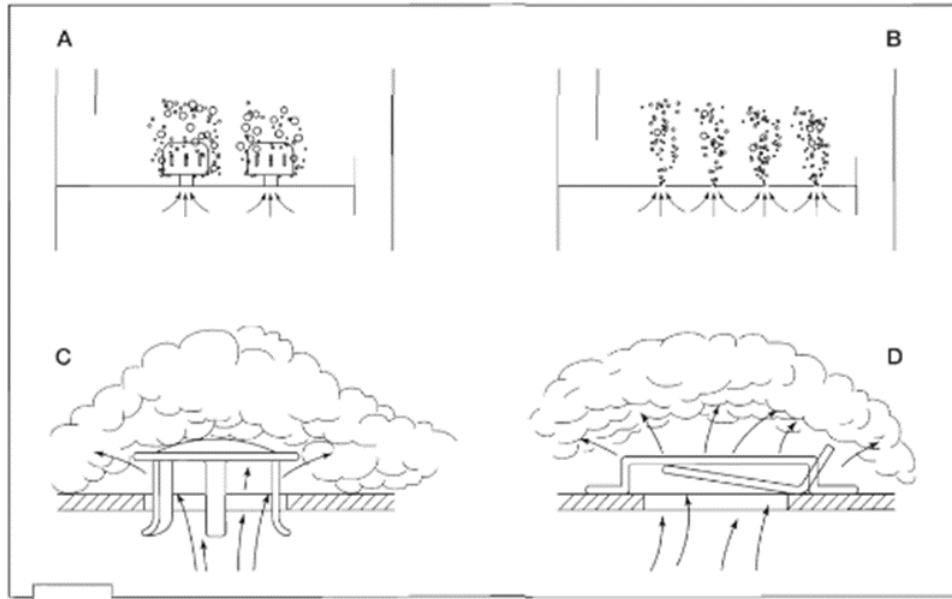
6-Plateau à jet directionnel (jet **tray**).

#### V-2-5-1-Types des plateaux

Historiquement, les plateaux à calottes (bubble-cap trays) (fig V.5) furent les premiers utilisés. Ils trouvent encore quelques applications spécifiques Néanmoins nous nous intéresserons pour l'essentiel aux deux types de plateaux qui sont aujourd'hui les plus souvent rencontrés en pratique :



- Les plateaux perforés (sieve trays) ( fig V.5)
- Les plateaux à clapets, encore appelés plateaux à soupapes ( valve trays)



**Figure V.5** Le principe d'un plateau de colonne à distiller

- Plateau à calottes
- Plateau perforé avec déversoir
- Plateau à clapets circulaires
- Plateau à clapets en forme de linguets

Ces deux types de plateaux sont de même nature et comportent une zone de contact sur le plateau, où le liquide est retenu par un barrage déversoir alors que la vapeur arrive de dessous le plateau à travers des orifices et traverse la couche de liquide, le liquide circule de haut en bas de la colonne et d'un plateau à l'autre par le biais de goulottes verticales. Ils ne diffèrent que par la présence ou non de clapets pouvant obturer les orifices des zones de contact. Ces clapets sont en position ouverte lorsque la colonne est à sa Capacité nominale. Ils retombent partiellement totalement et viennent obturer les orifices lorsque le trafic vapeur diminue, limitant ainsi la fuite liquide.

Les plateaux perforés et les plateaux à clapets ont donc un certain nombre de caractéristiques communes ; de ce fait, on applique les mêmes critères de dimensionnement.

Il existe également des plateaux perforés sans déversoirs, mais très peu utilisés (29).

#### **V-2-5-1-1-Plateau à calottes (bubble –cap tray)**

C'est le modèle le plus ancien. Il se rencontre- encore dans les industries pétrolières ou chimiques. Celle –ci sert à guider une calotte dont la fixation est assurée par une tige et un

contre-écrou. Une centaine de formes différentes de calottes ont été imaginées et conduisent à des efficacités de contact plus ou moins bonnes. Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur.

La qualité prédominante d'un plateau à calotte est sa faculté d'adaptation à une très Large gamme de débits liquide et vapeur. Son utilisation est toutefois restreinte en raison de son cout élevé et des fortes pertes de charge qu'il crée dans la colonne. On doit aussi noter la difficulté à vidanger. Lors d'un arrêt, le liquide retenu. Et ce malgré la présence de trous spécifiques.

Dans la colonne. On doit aussi noter la difficulté à vidanger, lors d'un arrêt, le liquide retenu, et ce malgré la présence de trous spécifiques. (29)

#### **V-2-5-1-2-Plateau perforé à déversoir (sieve tray )**

Ces plateaux gèrent le flux liquide de Manière tout à fait classique à l'aide de déversoirs ; Le passage de la vapeur est assuré par de simples perforations dans les plaques formant l'air actif.

Bien que connu depuis fort longtemps, les plateaux perforés sont peu utilisés dans l'industrie pétrolière. S'ils ont l'avantage d'être moins chers que les autres technologies, dans la mesure où la mise en forme de l'aire active ne requiert qu'un simple emboutissage des plaques, leur défaut majeur est leur manque de flexibilité. En effet, l'absence des clapets, qui permettent de réguler la section de passage pour la phase vapeur, restreint leur domaine de fonctionnement : un débit vapeur trop faible laisse se développer un phénomène de pleurage important, alors qu'une élévation de débit provoque rapidement des phénomènes d'entraînement favorisés par le fait que les jets de vapeur ne sont pas brisés comme dans les autres technologies. Un autre Intérêt des plateaux perforés est leur faible perte de charge.

Ce simple bilan des avantages et des inconvénients laisse comprendre que l'utilisation de ce type de plateau se cantonne à des applications très spécifiques. Malgré ce faible taux d'utilisation. Ceux-ci ont fait l'objet de nombreuses études et leur dimensionnement est bien maitrisé. Entre autres, il est extrêmement important de déterminer les limites de fonctionnement entre lesquelles le plateau donne entière satisfaction. Elles dépendent principalement du diamètre des perforations.

Celui-ci a été longtemps limité à 4,76 mm, mais actuellement on considère que des perforations de 1/2" (1,25cm) sont acceptables et permettent de repousser les limites de l'engorgement. Le rapport entre l'épaisseur du plateau ( $e_p$ ) et le diamètre des trous ( $dt$ ) est le plus souvent compris entre 0,1 et 0,7

Les orifices sont disposés selon un pas triangulaire équilatéral ayant un espacement correspondant à 2 ou 3 fois le diamètre. Dans ces conditions, la surface des orifices  $A_0$  représente entre 5 et 20% de la surface totale du plateau.

Une variante est le plateau à jets directionnels (jet tray) provoquant un échappement orienté de la vapeur sous des liguets. Cette solution permet de pousser le liquide et ainsi de mieux gérer son écoulement. Elle conduit à minimiser les zones mortes et donc à réduire la dispersion caractéristique (29)

#### V-2-5-1-3-Plateau à clapets (valve tray)

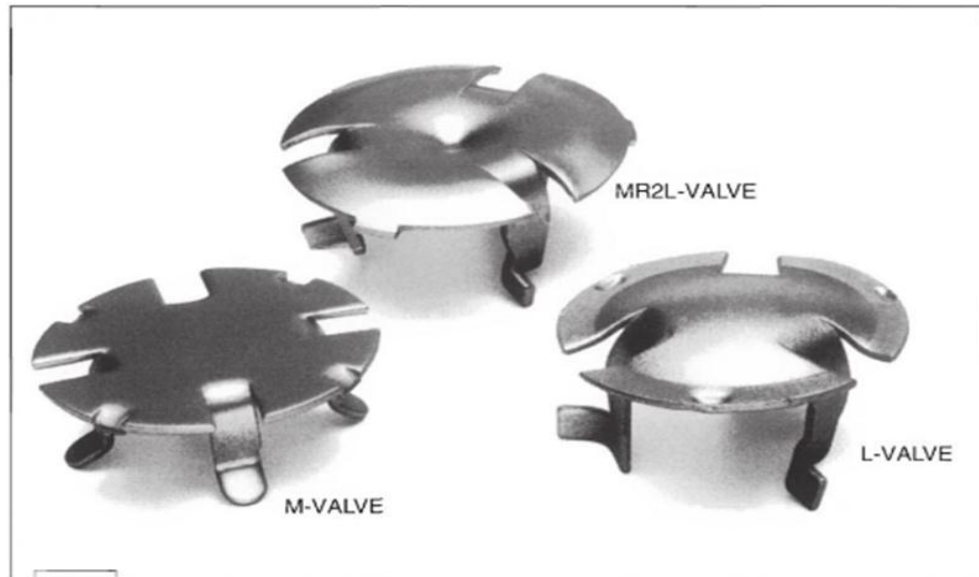
Il constitue un compromis entre les deux types précédents, c'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets, la hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes de calottes, dans les marques « Flexitray » et « Ballast tray », le clapet peut être taré à convenance en fonction du débit de vapeur. Qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes des calottes. Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux fentes des calottes. Car leurs performances sont légèrement supérieures, pour un prix de revient plus faible. Il existe une grande variété de formes des clapets : ronds, triangulaires ou allongés. Certains modèles (Flexitray ou Ballast tray) offrent la possibilité de tarer le clapet en fonction de débit vapeur. Chaque constructeur propose sa propre gamme (fig V.6). Ainsi, par exemple Glitsch propose les séries V et A, alors que Norton présente les types L et M, et Koch les séries A et T

Seuls les types V et A de Glitsch, très représentatifs de l'ensemble des produits offerts sur le marché, seront décrits ici :

V-1 : clapet standard pour usage général, de construction très simple et peu onéreux, Les trois pattes, solidaires du clapet, coulissent librement dans l'orifice du plateau, Des ergots rabattus empêchent le clapet de coller au plateau et assurent une ouverture minimale favorable à la stabilité (fig V.6)

V-1 : l'orifice est équipé d'une collerette emboutie ou sertie sur le plateau et jouant le rôle de venturi, Cette disposition permet une réduction notable de la perte de charge à l'entrée sous le clapet. Ce dernier peut être du modèle V-1

A-1 : L'orifice, muni ou non de collerette, est couvert par un clapet léger au-dessus duquel un autre clapet de poids variable, équipé de trois pattes de longueur variable, joue le rôle de tare, Enfin l'ensemble est mobile dans une cage qui sert de guide et de levée, L'ouverture (29)



**Figure V.6** Clapets « Norton »

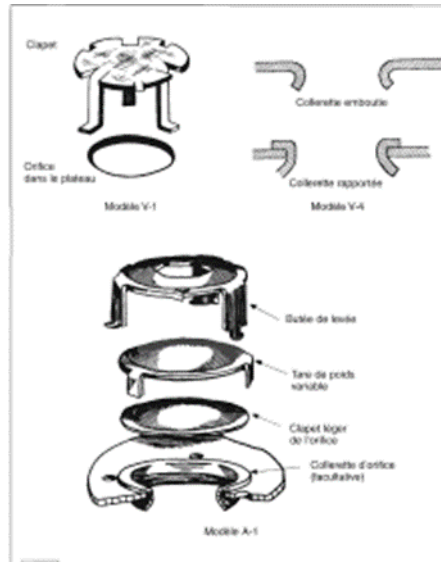
Se fait donc en deux étapes. Pour de faibles débits vapeur, seul le clapet inférieur travaille ; si le débit augmente, Le clapet supérieur se soulève, Ce type de clapet est recommandé lorsque le débit liquide est très faible alors que les clapets V assurent des performances au moins égales dans la plupart des autres situations

Le diamètre des orifices percés dans la plaque constituant le plateau est souvent de 38,9mm, l'épaisseur des clapets est repérée selon les calibres suivants (29) :

**Tableau V.1** Les calibres de l'épaisseur des clapets.

Calibre	Epaisseur (mm)
20	0.94
18	1.27
16	1.525
14	1.875
12	2.64
10	3.40

L'épaisseur courante est comprise entre 1,5 à 3,5 mm. Les calibres 14 et 16 sont les plus couramment utilisés.



**Figure V.7** Clapets « Glitsch »

Les clapets correspondant aux orifices de 38,9 mm ont un diamètre de 4,76cm et leur hauteur de soulèvement est de 1cm environ. L'implantation sur le plateau se fait suivant le pas triangulaire équilatéral de 76mm (3''), exceptionnellement 114 ou 152mm (29)

**V-2-5-1-4 Plateaux sans déversoir**

Ces plateaux ne sont constitués que de simple plaques perforées et donc de construction peu onéreuse. Liquide et vapeur s'écoulent à contre-courant par les mêmes orifices, qui peuvent être de simples trous ou des clapets fixes (dual flow tray) (fig V. 8). Parmi ces modèles de plateaux, on trouve les marques : sieve tray , Turbogrid et Ripple tray



**Figure V.8** Clapet fixe utilisable avec ou sans déversoir

La rétention liquide sur le plateau est due à la balance dynamique des écoulements liquide et vapeur à travers les trous : elle reste le plus souvent faible

Tant que les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul, Ces plateaux ont une efficacité acceptable, mais néanmoins faible car le temps de contact gaz liquide est limité. Ils sont réservés aux systèmes pouvant donner lieu à des encrassements ou dépôts solides

Tous ces plateaux, qui sont construits soit en acier au carbone, soit en acier allié selon l'agressivité des produits, doivent être démontables. Pour ce faire, les plaques sont décomposées en éléments pouvant être introduits par un trou d'homme. C'est-à-dire d'une largeur de 40 à 45cm (29)

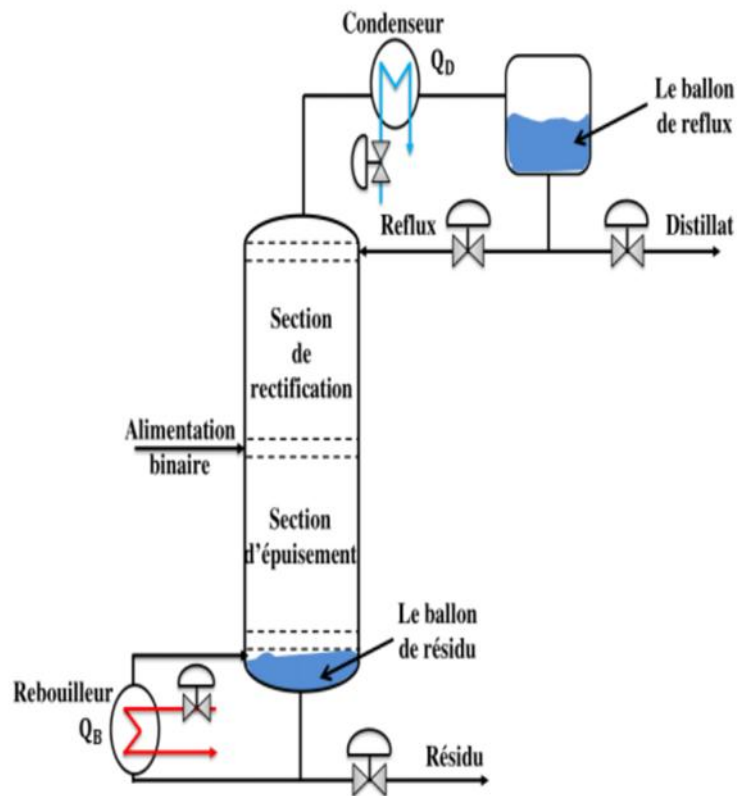
## **V-2-6-La conception d'une colonne de distillation**

### **V-2-6-1-Principe de fonctionnement d'une colonne à distillation**

Le principe de fonctionnement d'une colonne de rectification consiste à déplacer à Pression constante, les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par une source froide (le condenseur ( $QD$ )) qui génère un flux de liquide froid descendant dans la colonne et une source chaude (bouilleur ( $QB$ )), générant un flux montant de vapeur chaude ( figure V.9). (30)

Pour assurer le transfert de chaleur et de matière, des éléments de contact sont placés à l'intérieur d'une virole. Ils sont constitués soit par des plateaux dont le principe de base est de mettre en contact le flux de vapeur montant vers la tête de la colonne et la phase liquide se trouvant à la surface de l'aire active du plateau, soit par des garnissages dispersant les deux phases et assurant une bonne surface d'échange. A chaque contact la vapeur s'enrichit en constituants légers et le liquide se concentre en produits lourds.

Le bouilleur fonctionne à l'aide d'un fluide extérieur (vapeur, huile chaude).Le condenseur travaille dans des conditions différentes, selon que l'on cherche à obtenir une coupe légère, distillat sous forme liquide ou sous forme vapeur.



**Figure V.9** Le principe d'une colonne de distillation.

La (figure V.9) représente un diagramme de point d'ébullition (disponible pour une pression constante) d'un mélange binaire (composé de deux produits A et B).

Le point d'ébullition du produit A est de  $80^{\circ}\text{C}$  et  $110^{\circ}\text{C}$  pour le produit B :

A est plus volatil que B. Si le mélange est composé de 50% de A et de 50% de B et chauffé à partir du point a, sa concentration reste constante jusqu'à ce qu'il atteigne le point de bulle à  $90^{\circ}\text{C}$  (point b) quand il commence à bouillir. Les vapeurs qui se dégagent lors de l'ébullition à la composition d'équilibre donnée par le point c. A ce stade, la concentration de A est d'environ 83%, donc la vapeur contient plus de produits A et le produit liquide plus B. (31)

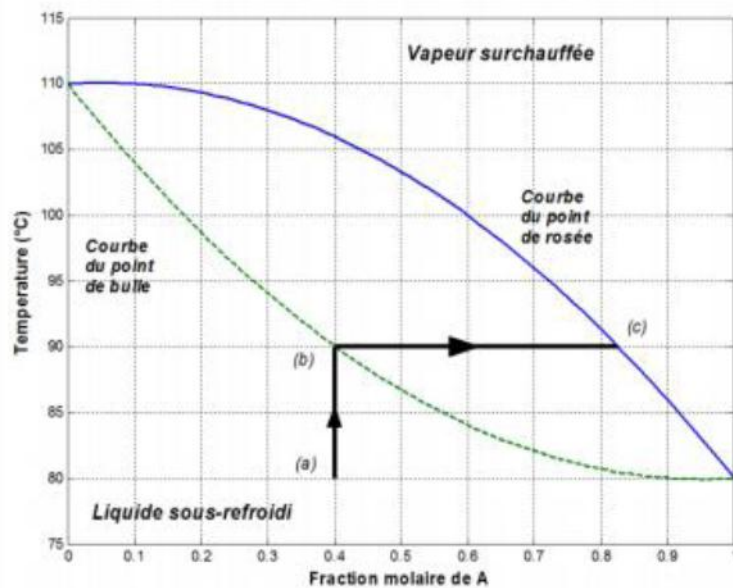


Figure V.10 Diagramme du point d'ébullition

A partir du diagramme du point d'ébullition (des diagrammes si le mélange comporte plus de 2 composants), on peut construire une nouvelle courbe appelée courbe de l'équilibre vapeur liquide.

Dans le cas d'un mélange binaire, ce diagramme ressemble à celui de la (figure V.10) est tracé en assumant une pression maintenue constante quelle que soit la température de mélange. Ce diagramme représente la relation entre les concentrations de la composante légère dans le liquide et la vapeur.

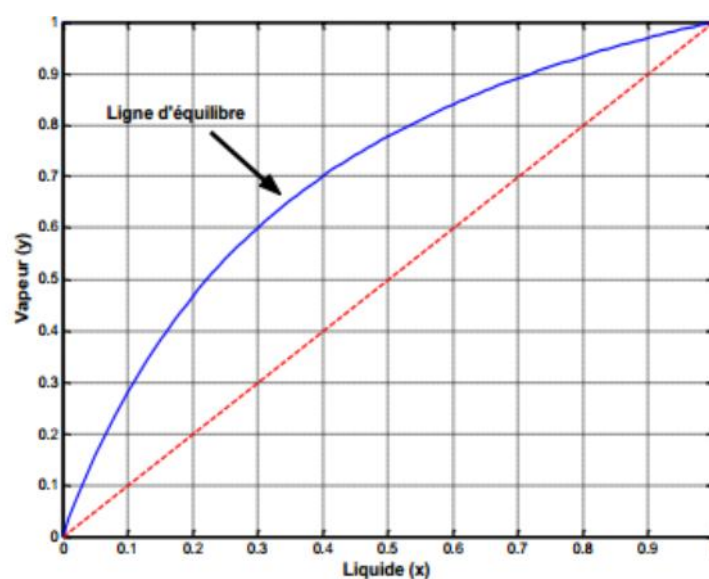




Figure V.11 diagramme d'équilibre liquide vapeur

Dans le cas d'un mélange idéal, on peut modéliser cette relation, en utilisant la volatilité relative ( $\alpha$ ) du produit le plus volatil.

$$Y_A = \alpha(1 + (\alpha - 1)X_A) \quad (I.1)$$

- $x_A$  : représente la fraction molaire de la composante légère dans la phase liquide
- $y_A$  : la fraction molaire de cette composante dans la phase vapeur.

## V-2-6-2-Eléments constitutif d'une colonne de distillation

### V-2-6-2-1-Description d'une colonne de distillation

L'ensemble de l'installation d'une colonne qui est représenté par la figure 12 se compose de : (32; 33)

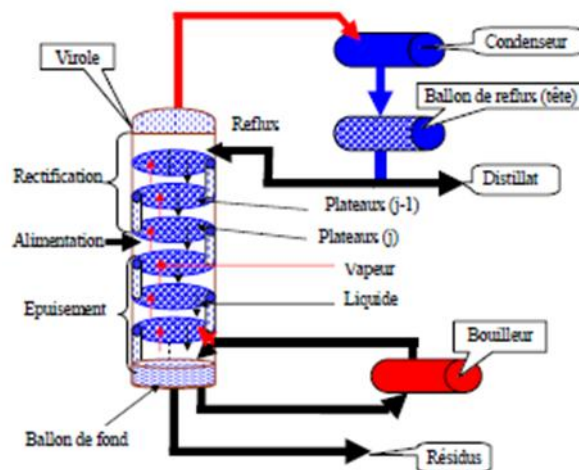


Figure V.12 Colonne de distillation.

#### ➤ La virole

La virole est l'enveloppe de la colonne. C'est un corps cylindrique en tôles d'acier soudées. Elle doit résister aux efforts de pression, de dilatation et éventuellement aux efforts du vent et aux séismes. Elle peut être constituée de sections de différents diamètres. Si le débit et les propriétés physiques du flux de vapeur varient fortement entre le pied et la tête de la colonne, il sera plus économique d'ajuster la colonne aux conditions opératoires et de prévoir une colonne à deux ou même trois diamètres. On distingue deux types de viroles : Les viroles monobloc et les viroles tronçon.

➤ **Les fonds**

La colonne de distillation a deux fonds (fond supérieur, fond inférieur) qui ont diverses formes. Les fonds les plus utilisés sont les fonds elliptiques et les fonds hémisphériques. A égalité de résistances et de diamètres, les fonds sphériques sont moins épais que les fonds elliptiques. Les fonds elliptiques sont livrés emboutis jusqu'à 3m de diamètre. Les fonds sont soudés à la virole ; toutefois dans certains cas particuliers et pour des diamètres ne dépassant pas 1.5m, le fond supérieur pourra être rapporté avec des brides boulonnées. Le métal des fonds est le même que celui de la virole. (34)

➤ **Ballon de tête et Ballon de fond**

On dispose en haut et en bas de deux ballons contenant des qualités du liquide nettement plus importantes que sur les plateaux :

- Grâce au ballon de tête, on peut augmenter le débit de reflux. Donc les débits internes de liquide augmentent.
- Par représentation du contenu du ballon de fond, on peut augmenter les débits internes de lavapeur.
- Pour disposer à tout instant de ces retenues, on règle les niveaux du liquide dans les deux ballons.

➤ **Les contacteurs liquidevapeur**

Les unités de distillation peuvent comporter divers appareils. L'appareil spécifique est constitué d'un contacteur liquide-vapeur dont la diffusion à contre-courant instaure les phases liquide et gazeuse et le phénomène qui régit la distillation. Le transfert de matière et de chaleur s'établit au moyen du dispositif de contact qui engendre la surface d'échange entre les deux phases (*liquide-vapeur*). Le contact est effectué par une série d'éléments actifs qui sont les plateaux et les garnissages dans un but d'effectuer un transfert de masse entre ces deux phases. Cet élément reçoit en effet deux alimentations : un liquide descendant et une vapeur ascendante.

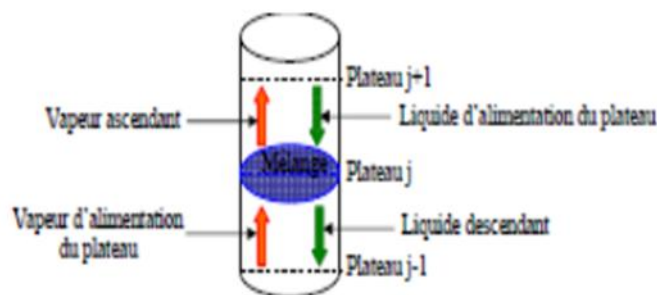


Figure V.13 Contact liquide vapeur

### ➤ Les plateaux

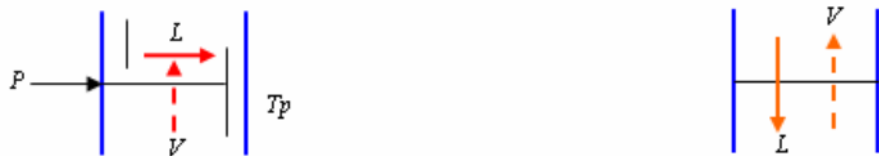
Le plateau est l'élément actif de la colonne, il a pour fonction la mise en contact de la phase liquide et de la phase gazeuse de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre. (35)

Chaque plateau est alimenté à la fois par la phase vapeur sortant du plateau inférieur et par la phase liquide sortant du plateau supérieur. Le long de la colonne de distillation, les constituants d'un mélange initial vont se déplacer en masse d'une phase à une autre tel que le liquide descend de plateau en plateau et sous l'effet de chaleur, les produits les plus volatils se vaporisent. Pour se faire, on utilise directement l'énergie de pression de la vapeur pour disperser les phases l'une de l'autre. Il existe donc deux types de dispositifs utilisés :

- Une dispersion du gaz dans une phase liquide continue qui correspond aux colonnes à plateaux.
- Une dispersion du liquide dans une phase gazeuse continue qui correspond aux colonnes à Garnissage. (36)

À part ces quelques dispositifs particuliers, ils peuvent se ranger en deux grandes catégories :

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



(a) : Plateau à courants croisés.

(b) : Plateau à contre-courant.

**Figure V.14** Type de plateaux d'après l'écoulement des phases

Dans les plateaux à courants croisés, la phase gazeuse ascendante traverse le liquide qui se déplace horizontalement sur le plateau. Le liquide s'écoule par gravité d'un plateau à l'autre par une conduite (*trop-plein*). Les plateaux à contre-courant, ne comportent pas un barrage de sortie ni un trop-plein. Le liquide et la vapeur s'écoulent par les mêmes orifices.

### ➤ Les garnissages

Le garnissage est déposé sur toute la section de la colonne soit en vrac soit donné en fraction. Il existe plusieurs garnissages qui diffèrent par la forme et les matériaux de construction. Les

deux phases liquide et vapeur circulent en contre-courant, le liquide ruisselle sur les éléments du garnissage formant un film qui est léché par la phase gazeuse. (37)

Le garnissage présente des pertes de charge moins élevées que les plateaux, par contre sa souplesse de fonctionnement est fiable. Ce type de garnissage convient dans les cas suivants :

- Produit très corrosif.
- Petites dimensions.

### **V-2-6-3-Performances d'une colonne de distillation**

Les absorbeurs ont tous pour but de réaliser le meilleur échange de matière entre une phase liquide et une phase gaz en contact. Ils doivent donc être équipés de dispositifs internes qui favorisent la dispersion de la phase gaz dans la phase liquide et plus particulièrement provoquent la plus grande surface d'aire interfaciale.

Les performances globales de l'absorbeur, rendement et sélectivité, dépendent des phénomènes mis en jeu, à savoir :

- les équilibres thermodynamiques à l'interface (solubilités) ;
- les lois de transport dans les phases (diffusivités) ;
- les lois de transfert au voisinage des interfaces (coefficients de transfert, aires interfaciales);
- les cinétiques des réactions chimiques (schémas réactionnels, constantes cinétiques, ordres de réactions. (38; 39)

### **V-2-6-4-Caractéristiques d'une colonne de distillation**

#### **V-2-6-4-1-Puissance de la colonne**

C'est le nombre théorique de plateaux de la colonne ou c'est la hauteur équivalente à un plateau théorique (H.E.P.T). Pour une colonne donnée, il varie largement en fonction des conditions d'utilisation. On détermine la H.E.P.T expérimentalement

#### **V-2-6-4-2-Débit**

C'est le volume de vapeur passant dans la colonne pendant une unité de temps. Le débit sera fonction du diamètre de la colonne. On ne peut pas augmenter le débit au-delà d'une certaine valeur sous peine de provoquer l'engorgement de la colonne. Un bouchon liquide se forme lorsque la vapeur empêche le liquide de refluer vers le rebouilleur. Les débits m molaires de liquide et de vapeur sont identiques dans la colonne comme le montre la (figure V.6.7)

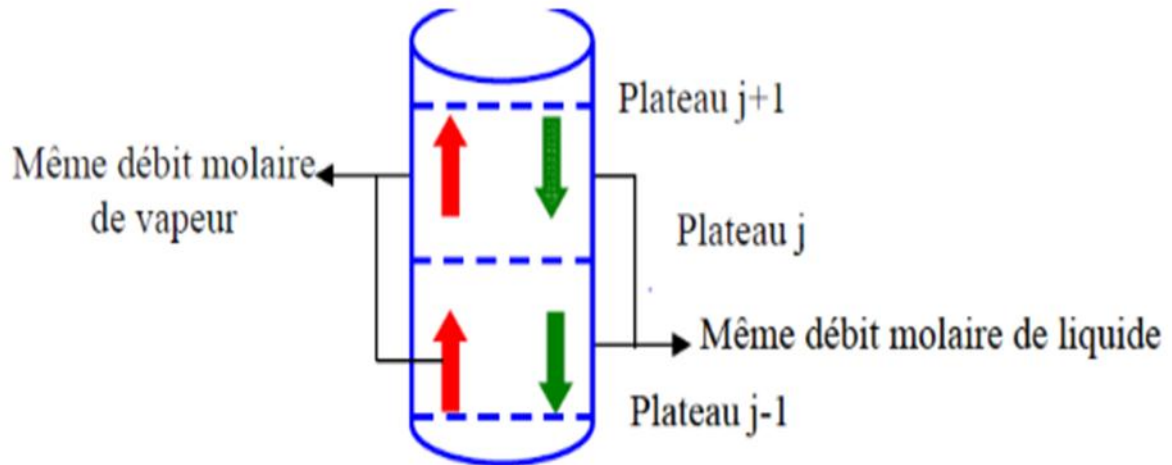


Figure V.15 Débit molaire dans la colonne

#### V-2-6-4-3-Retenu de la colonne (Volume de rétention)

La retenue de la colonne est la quantité de liquide présente dans la colonne à chaque instant (40). On distingue généralement :

- **La retenue statique** : c'est la quantité de liquide dans l'appareillage à l'arrêt.
- **La retenue dynamique** : c'est la quantité de liquide dans l'appareillage en cours de fonctionnement.

#### V-2-6-4-4-Efficacité

C'est le rapport du nombre théorique de plateaux par rapport au nombre réel de plateaux. L'efficacité dépend du reflux et de la verticalité de la colonne.

#### V-2-6-4-5-Finesse

La finesse permet de comparer des colonnes ayant la même efficacité et le même pouvoir séparateur pour un mélange.

La colonne présentant la plus grande finesse est celle qui a le plus faible volume de rétention.

#### V-2-6-4-6-Pertes de charge

C'est la force que doit vaincre la vapeur pour monter dans la colonne. Pour des obstacles rencontrés par la vapeur dans son mouvement ascendant, le liquide reflux et les changements de direction sont liés à la conception de la colonne. (40)

V-3. Bilan matière de la colonne

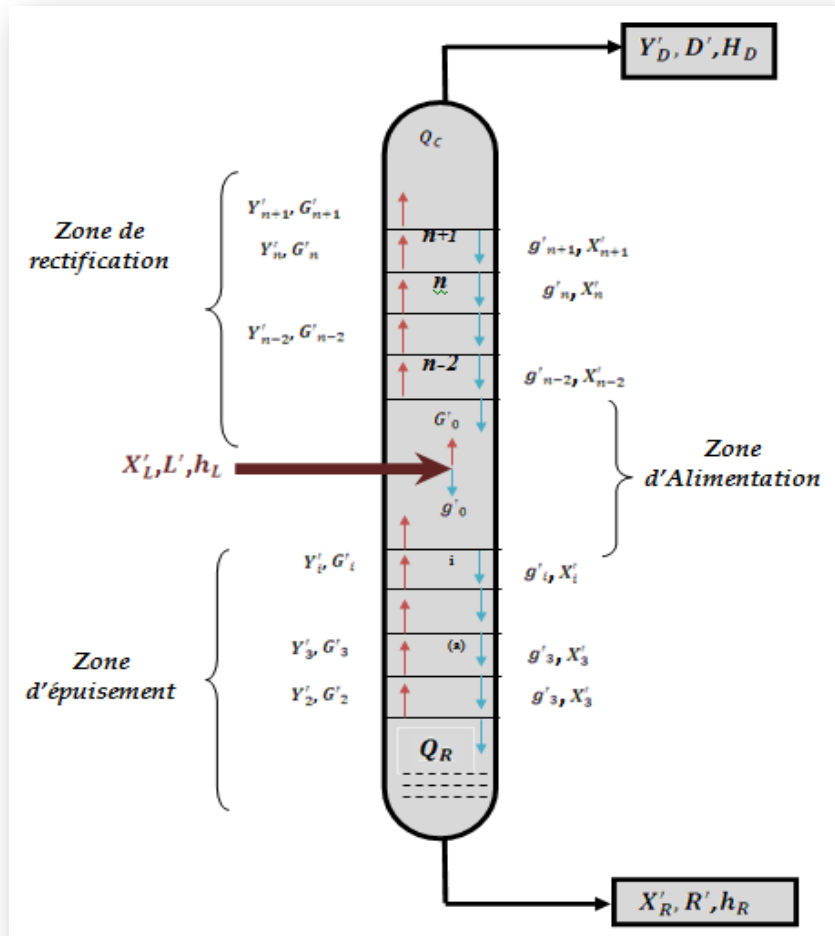


Figure V.16 : Schéma de la colonne de rectification.

- Bilan matière global :

$$L = D + R \quad \dots\dots\dots (V.1)$$

- Bilan matière partielle :

$$L X'_{L,i} = D Y'_{D,i} + R X'_{R,i} \quad \dots\dots\dots (V.2)$$

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

**X'L, Y'D, X'R** : Concentrations molaires du constituant le plus volatil respectivement dans la charge, dans le distillat et dans le résidu. (Figure V.16)

**V.3.1- Bilan matière de la zone de rectification**

$$\boxed{G = g + D} \dots\dots\dots (V.3)$$

$$\boxed{L Y'_{n,i} = g X'_{n-1,i} + D Y'_{D,i}} \dots\dots\dots (V.4)$$

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

$$\boxed{Y'_{n,i} = m X'_{n-1} + (1-m) Y'_{D,i}} \dots\dots\dots (V.5)$$

Avec :  $\boxed{m = g / G = r_f / ( r_f + 1 )} \dots\dots\dots (V.6)$

Où :  $r_f$  : est le taux de reflux.

**V.3.2- Bilan matière de la zone d'épuisement**

$$\boxed{g' = G' + R} \dots\dots\dots (V.7)$$

$$\boxed{g' X'_{n+1,i} = G' Y'_{n,i} + R X'_{R,i}} \dots\dots\dots (V.8)$$

La résolution de l'équation (IV.5.8) par rapport à  $X'_{n+1, i}$  permet d'obtenir l'équation deconcentration de la zone d'épuisement :

Avec :  $\boxed{m' = g' / G' = ( r_b + 1 ) / r_b} \dots\dots\dots (V.9)$

$$\boxed{X'_{n+1,i} = Y'_{n,i} / m' + [( m' - 1 ) / m'] X'_{R,i}} \dots\dots\dots (V.10)$$

Où :  $r_b$  : est le taux de rebouillage.

Il y a lieu de procéder au bilan matière de la zone d'alimentation. On a donc le bilan

matière effectué juste au-dessous du plateau supérieur de cette zone.

$$\mathbf{g}_m = \mathbf{g}_k + \mathbf{g}_D = \mathbf{G}_K + \mathbf{R} \quad \dots\dots\dots (V.11)$$

$$\mathbf{g}_m \mathbf{X}'_{m,i} = \mathbf{G}_K \mathbf{Y}'_{K,i} + \mathbf{R} \mathbf{X}'_{R,i} \quad \dots\dots\dots (V.12)$$

De même, la vapeur  $\mathbf{G}_m$  alimentant la zone de rectification est la somme de vapeur  $\mathbf{G}_K$  et de la phase  $\mathbf{G}_D$ . Ainsi, le bilan matière effectué juste au- dessous du plateau inférieur de la zone de rectification donne :

$$\mathbf{G}_m = \mathbf{G}_K + \mathbf{G}_D = \mathbf{g}_k + \mathbf{D} \quad \dots\dots\dots (V.13)$$

$$\mathbf{G}_m \mathbf{Y}'_{m,i} = \mathbf{G}_K \mathbf{Y}'_{K,i} + \mathbf{G}_D \mathbf{X}'_{D,i} \quad \dots\dots\dots (V.14)$$

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

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad \dots\dots\dots (V.15)$$

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

En tenant compte de (IV.5.15), l'équation d'équilibre peut être écrite sous la forme :

$$\mathbf{Y}'_i = K_i \mathbf{X}'_i = \alpha_i K_r \mathbf{X}'_i \quad \dots\dots\dots (V.16)$$

$$\mathbf{X}'_i = \mathbf{Y}'_i / \alpha_i K_r \quad \dots\dots\dots (V.17)$$



La somme des équations (V.16) et (V.17) nous donne :

$$K_r = 1 / \sum \alpha_i X'_i \dots\dots\dots (V.18)$$

$$K_r = \sum Y'_i / \alpha_i \dots\dots\dots (V.19)$$

$$Y'_i = \alpha_i X'_i / \sum \alpha_i X'_i \dots\dots\dots (V.20)$$

**V.4- Choix de la pression dans la colonne**

Le choix de la pression dans la colonne dépend essentiellement de la composition et de la nature physique et chimique des mélanges à séparer. Quelle que soient leurs complexités, le choix de la pression est avant tout un problème économique.

A faible pression, la sélectivité de la séparation est meilleure, on peut éviter l'altération thermique des produits, mais en contre partie, à faible pression, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression de la colonne.

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

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

La pression dans le ballon de reflux **P<sub>b</sub>** est déterminée par approximation successive d'après l'équation d'**isotherme** de la phase **liquide** :

$$\sum ( K_i \cdot X'_{D,i} ) = 1 \dots\dots\dots (V.21)$$

Les valeurs de la pression sont résumées dans le tableau (V.2)

**Tableau V.2** Différent valeurs des pressions dans la colonne de rectification.

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

Où :  $\Delta P_1$  : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du conducteur.

$\Delta P_2$  : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

### V.5- Régime de température de la colonne de rectification

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

**Tableau V.3** : Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne.

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

Où  $X'_{o,i}$  : Concentration molaire du constituant  $i$  dans la phase liquide .  $Y'_{o,i}$  : Concentration molaire du constituant  $i$  dans la phase vapeur .  $X'_{L,i}$  : Concentration molaire du constituant  $i$  dans la charge .

### V.6- Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge

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

- **Taux de vaporisation :**

$$\bar{e} = G'_o / L \quad \dots\dots\dots (V.22)$$

- **Taux de condensation :**

$$r'_o = g'_o / L \quad \dots\dots\dots (V.23)$$

D'ou :

$$G'_o = \bar{e} \cdot L \quad \dots\dots\dots (V.24)$$

Où :

$$g'_o = r'_o \cdot L \quad \dots\dots\dots (V.25)$$

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

$r'_o$  : Taux de condensation molaire.

$g'_o$  : Débit molaire de la phase liquide de la charge.

$G'_o$  : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.

- **Remarque :**

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

$$\sum X'_{o,i} = \sum X'_{L,i} / 1 + \bar{e} (K_i - 1) = 1 \quad \dots\dots\dots (V.26)$$

Avec :

$$\bar{e} + r'_o = 1 \quad \dots\dots\dots (V.27)$$

**V.7- Fonctionnement d'une colonne à reflux minimal**

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la

séparation spécifiée, donc d'après la formule d'UNDERWOOD :

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum Y'_{D,i} / \alpha_{i,L}^{-\varphi} \dots\dots\dots (V.28)$$

Où :

$$(r_b)_{\min} = \sum \alpha_{i,L} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{i,L}^{-\varphi} \dots\dots\dots (V.29)$$

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

$\varphi$  : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives

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

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

$$(r_b)_{\min} = \frac{-D(r_f)_{\min} / L + (1 - \bar{e}) - R / L}{R / L} \dots\dots\dots (V.30)$$

### V.8- Taux de reflux optimal

A partir du taux de reflux opératoire choisi, l'étude du procédé de rectification montre qu'à chaque valeur du taux de reflux, correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît. Pour cela on utilise la formule proposée par GILLILAND. [6]

$$(r_f)_{op} - (r_f)_{\min} / (r_f)_{op} + 1 = 0.1 \text{ à } 0.3 \dots\dots\dots (V.31)$$

Pour le rapport, on aura :

$$(r_b)_{op} = 1.3(r_f)_{\min} + 0.30 \dots\dots\dots (V.32)$$

- DESCRIPTION DE LA SECTION DU DEPROPANISATION :

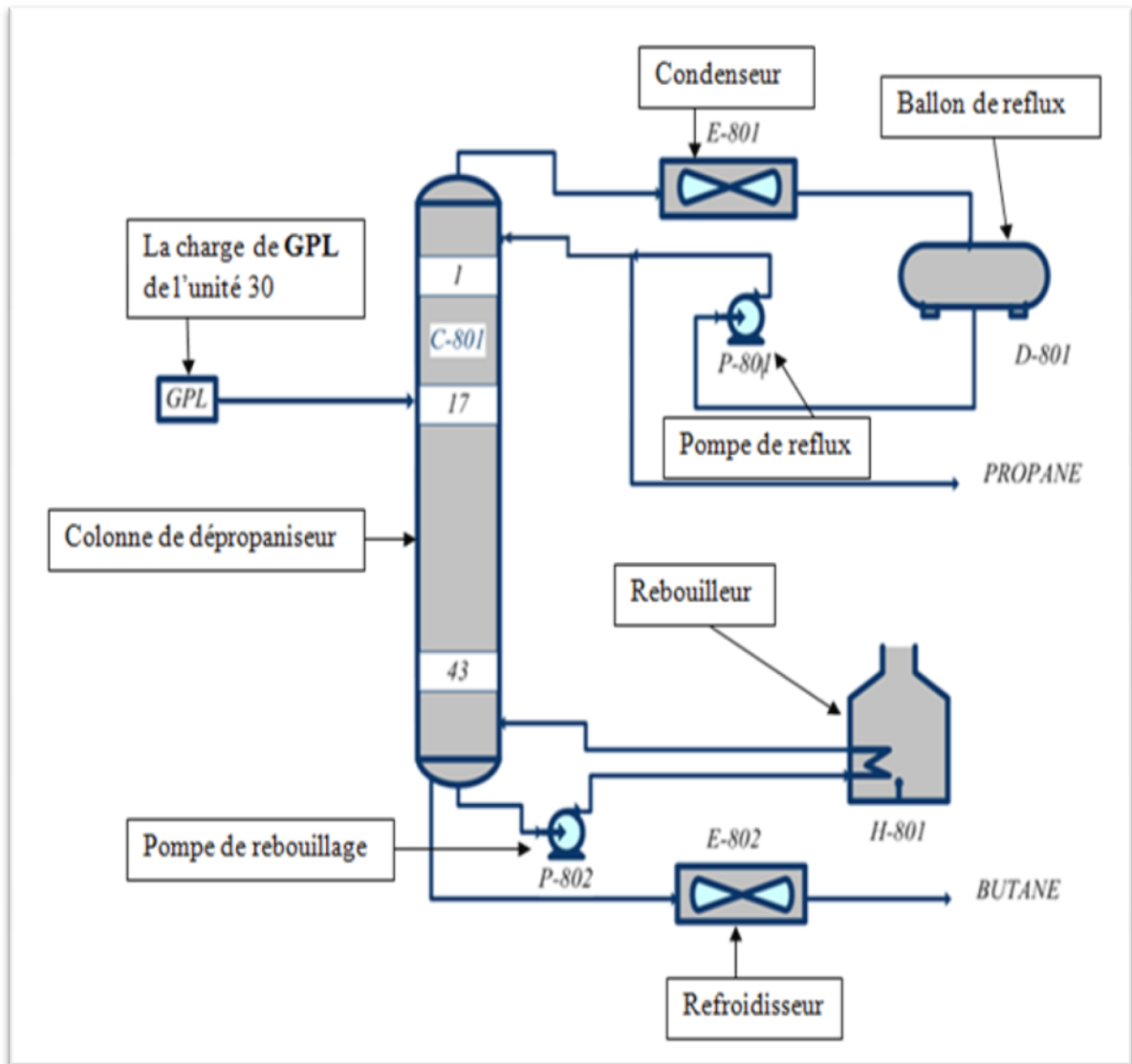


Figure V.17 : Schéma générale de la section de dépropaniseur (l'unité 38).

L'unité de Dépropanisation est conçue dans le but d'avoir des produits propane et butane commerciaux, mais actuellement il n'y a que le butane qui est commercialisé. (Figure V.17).

**V.9--Conclusion**

En conclusion, la théorie de la rectification joue un rôle essentiel dans la compréhension et la conception des processus de distillation. Cette théorie repose sur les principes de séparation partielle des différents composants d'un mélange en fonction de leurs différences de points d'ébullition et de volatilité. Elle permet de déterminer les conditions optimales de fonctionnement d'une colonne de distillation afin d'obtenir une séparation efficace des composants souhaités. Grâce à la théorie de la rectification, il est possible d'optimiser les performances de la distillation et d'obtenir des produits de haute qualité dans divers domaines industriels.

***Chapitre VI :***  
***Simulation par Hysys***

## VI-1-Généralités sur la simulation

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement. La simulation permet de représenter par des modèles mathématiques les différents phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires. (41) 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. Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation, nous permet de résoudre le problème de calcul manuel, en utilisant comme outil des logiciels de simulation. Les simulateurs existants tels que **Aspen plus**, **CHEMCAD**, **HYSIM**, **HYSYS**, **pro-II** sont les plus vendus et qui deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels. Le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation. (42)

### VI-1-1-Logiciels de simulation des procédés

Il existe un très grand nombre de logiciels de simulation des procédés chimiques sur le marché. Les simulateurs industriels les plus connus et utilisés mondialement sont :

- **Statiques** : Aspen Plus (Aspen Technologies), Design II (de WinSim), HYSYS (Hyprotech), PRO/II (Simulation Sciences), Prosim, Chemcad.
- **Dynamiques** : HYSYS, Aspen Dynamics (Aspen Technologies), Design II (de WinSim), Dymysm (Simulation Sciences Inc). (43)

### VI-1-2-Présentation du logiciel « HYSYS »

Aspen HYSYS est un environnement de procédé de simulation conçu pour servir les techniciens et les ingénieurs de pétrole, du gaz et du raffinage. A l'aide de l'environnement d'Aspen HYSYS, on peut créer l'état d'équilibre rigoureux et les modèles dynamiques pour la conception des installations, la gestion et planification économique, analyse, amélioration et planification des projets. Par l'interface interactive d'Aspen HYSYS, on peut facilement manœuvrer des variables et la topologie de procédé d'opération unitaire. (44)

### VI-1-3-Intérêt de la simulation

HYSYS a été conçu afin de permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant de la séparation simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique. Ce qui nous simplifie de plus en plus la tâche et réduit les coûts de l'engineering par :

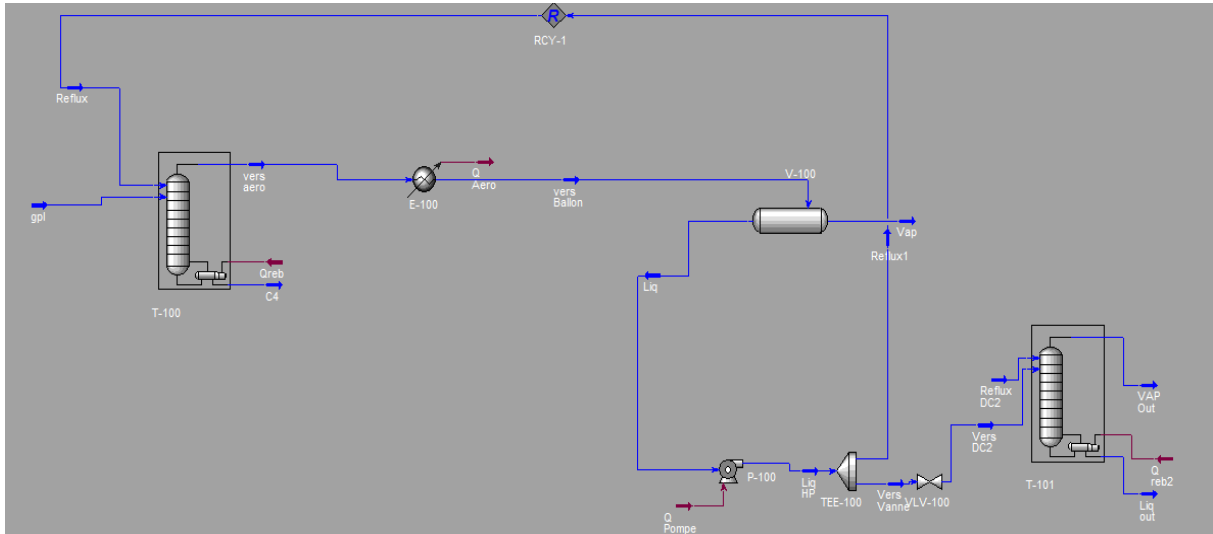
- Des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.
- Création de modèles qui peuvent être appliqués durant le fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails : Estimation, formation et optimisation. (43)



## VI-2-Calcul de la section séparation par le simulateur HYSYS

Lors de l'élaboration de notre travail, nous nous sommes référés à des paramètres de design prescrits par le constructeur, ainsi que ceux utilisés actuellement par l'exploitant afin d'arriver à des résultats de simulations plus convaincants par l'étude de plusieurs cas de charge d'alimentation de la section de séparation à différents débits.

La figure 11 représente la simulation de la section de séparation. L'installation est identique pour les neuf trains au niveau du complexe. (43)



**Figure VI.1** Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement.

### VI-2-1-Méthode suivie

Le Calcul consiste à fixer les données suivantes :

➤ **Données de l'alimentation de la section séparation :**

- Le débit de l'alimentation ( $m^3/h$ ).
- La composition de la charge (% molaire).
- La température. ( $^{\circ}C$ ).
- La pression de service ( $Kg/cm^2$ ).

➤ **Données des Colonnes de séparation :**

- Nombre de plateaux Réels.
- Plateau d'alimentation
- Pression de service.
- Perte de charge (Condenseur)
- Paramètres des deux sections de la colonne.
- Estimation de la Température de tête et de fond.
- Spécification : température du plateau sensible.

➤ **Pour obtenir :**

- Différents paramètres (débit, pression et température), dans chaque section des colonnes : Tête, Distillat, Reflux, Fond et Résidu.

- Les Puissances des Condenseurs de tête.
- Les Puissances des rebouilleurs.
- La composition des produits de tête et fond des colonnes.
- Les profils de température le long des colonnes.
- Les débits, vapeur et liquide, le long des colonnes.
- Les profils de l'engorgement le long des colonnes. (43)

### VI-2-2-Choix du modèle thermodynamique

Les logiciels de simulation donnent accès à un panel de modèles thermo-dynamiques pour les unités de traitement de gaz, permettant le calcul des coefficients d'équilibre liquide – vapeur, les valeurs d'enthalpies et d'entropie, ainsi que les propriétés thermodynamiques adéquates.

Pour cette étude nous avons utilisé le modèle thermodynamique les plus utilisés pour les mélanges d'hydrocarbures ; Peng Robinson (PR). (43)

### VI-3-Critères de base de l'étude

#### VI-3-1-Charge d'alimentation

L'usine est conçue pour traiter douze charges individuelles présentant des caractéristiques différentes. Le dimensionnement de chaque équipement est basé sur le choix des charges les plus difficiles à traiter. Il s'agit des alimentations qui contiennent respectivement un maximum d'éthane et de pentane, un maximum de butane et un maximum de propane.

La capacité nominale de production est estimée à un million de tonnes par année et par train, soit 240 m<sup>3</sup>/h de charge d'alimentation.

La charge théorique, qui présente la composition moyenne pondérée des douze sources d'alimentation a été utilisée pour définir l'exploitation normale, elle est désignée comme la charge n°13, sur la base de laquelle nous comparons les résultats du simulateur HYSYS. La composition molaire de cette dernière ainsi que la charge actuelle sont représentées dans le tableau suivant : (43)

**Tableau VI.1** compositions molaires des charges d'alimentation.

Constituant	Composition molaire charge N°13	Composition molaire charge actuelle
CH <sub>4</sub>	0.002	0.23
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2.009	1.31
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	52.512	61.11

iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	16.751	12.46
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	28.258	24.4
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.308	0.44
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.160	0.05
<b>Total</b>	<b>100.000</b>	<b>100.000</b>

### VI-3-2-Qualité des produits finis

Le propane et le butane comme produits finis doivent correspondre aux normes du marché représenté par la publication internationale **NGPA** (Natural Gas Processing Association) qui prescrit les fractions maximales de chaque élément dans les produits finaux (propane, butane), ces normes sont représentées dans le tableau ci-dessous : (43)

**Tableau VI.2** Normes NGPA.

<b>Les normes</b>	<b>La teneur (% molaire)</b>
La teneur maximale de l'éthane dans le propane	<b>4.8</b>
La teneur maximale de butane dans le propane	<b>2.2</b>
La teneur maximale de propane dans le butane	<b>25</b>
La teneur maximale de pentane dans le butane	<b>1.75</b>
La teneur maximale de butane dans le pentane	<b>10</b>
La teneur maximale de propane dans le éthane	<b>12</b>

A noter que SONATRACH exige des normes plus rigoureuses que celles de NGPA telles que :

**Propane commercial :**

Ethane  $\leq 2.00$  % molaire

Butane  $\leq 1.00$  % molaire

**Butane commercial :**

Propane  $\leq 1.00$  % molaire

Pentane  $\leq 1.75$  % molaire

**Ethane vers four :**

Propane  $\leq 12.00$  % molaire

**VI-3-3-Températures des produits finis**

Propane commercial sortie train :  $-38$  °C

Butane commercial sortie train :  $-06$  °C

**VI-3-4-Teneur d'eau dans le produit fini propane**

La teneur en eau à la sortie du déshydrateur de garde dans le produit fini propane est inférieure à 1 ppm poids. (43)

**VI-4-Effet des variables d'exploitation**

La séparation des produits finis butane, propane et éthane dans la section séparation est une opération essentielle pour réaliser les taux de récupération voulus de chaque produit. Cependant, afin de réaliser la plage demandée des qualités des produits, il faut maîtriser un nombre de variable d'exploitation (45)

**VI-4-1-Températures**

- **Alimentation** : Le point de consigne de l'alimentation doit être maintenu constant à  $74,5$  °C, si bien que l'alimentation vers la colonne se fait à proximité de son point de bulle.
- **Plateau sensible** : le rôle de ce plateau est de contrôler le taux de rebouillage dans la colonne et en particulier la teneur du produit léger dans le fond, ainsi que le taux de reflux. Lors de l'étude des deux colonnes de séparation, il ressort que le 36<sup>ème</sup> plateau est le plateau le plus sensible pour le fractionnateur et le 22<sup>ème</sup> plateau pour le dééthaniseur. Pour assurer le taux de récupération avec toutes les charges possibles la température de ces plateaux devrait être réglé à  $96$  °C pour le fractionnateur  $61$  °C pour le dééthaniseur.

- **Sorties des colonnes** : La température consigne normale pour la tête du fractionnateur est de 57,1°C, et celle du fond de colonne est 110,9°C (45).

#### VI-4-2-Pressions

- **Pressions dans les colonnes** : Le fractionnateur est conçu pour fonctionner à une pression fixe de 20,2 Kg/cm<sup>2</sup>, avec une différence de pression entre le fond et la tête de la colonne de 0,3 à 0,4 Kg/cm<sup>2</sup>.
- **Ballons de reflux**: la pression dans de ballon de reflux du fractionnateur devrait être réglée sur 19,5 Kg/cm<sup>2</sup> et maintenue constante pour éliminer toute surpression du système de tête qui pourrait se produire. La pression différentielle de tête est maintenue à 0,7 Kg/cm<sup>2</sup> afin d'obtenir le fonctionnement stable du condenseur. (45)

#### VI-4-3-Débits

- **Alimentation**: en régime normal de production, l'alimentation du fractionnateur est égale à 240 m<sup>3</sup>/h (100%), et correspond à une production nominale d'un million de tonne par an. Chaque train à aussi une souplesse qui lui permet de dépasser sa capacité nominale, et fonctionner à un minimum de 50 % de celle-ci.
- **Reflux de tête** : pendant le fonctionnement normal, le débit de reflux du fractionnateur devrait être maintenu constant à 518 m<sup>3</sup>/h. (45)

#### VI-4-4-Caractéristiques des équipements

En plus de la colonne de fractionnement, cette section doit comprendre aussi certains équipements auxiliaires qui doivent assurer à leur tour la bonne séparation. Les tableaux ci-dessous représentent les caractéristiques de ces équipements. (46)

**Tableau VI.3** caractéristiques des équipements d'échange thermique.

Repère	Service	Type	Fluide	Pression Kg/cm <sup>2</sup>	Température (° C)	Capacité maximale d'échange (Kcal/h)
02-E-N002	Condenseur de tête fractionnateur	Aéro-condenseur	Propane	20	57.4 ~ 50	25,23 . 10 <sup>6</sup>
02-E-N006	Condenseur de tête deéthaniseur	Calandre	Propane /	3.1	-5	6.00 . 10 <sup>6</sup>
		Tube	éthane	22.8	16.5 ~ 5	
02-E-N003 A/B	Rebouilleur fractionnateur	Calandre	Butane	20.5	110 ~ 111	25,23 . 10 <sup>6</sup>
		Tube	Hot oil	5 ~ 3	180 ~ 130	

02-E-N007	Rebouilleur deéthaniseur	Calandre	Propane	23	62	6,00 . 10 <sup>6</sup>
		Tube	Hot oil	5 ~ 3	180 ~ 130	
02-E-N013	Préchauffeur N° 3	Calandre	Charge GPL	25.6	66 ~ 71,1	3,075 . 10 <sup>6</sup>
		Tube	Hot oil	3,4	180 ~ 130	

**Tableau VI.4** caractéristiques des pompes.

Repère	Service	Type	Fluide	Pression Kg/cm <sup>2</sup>	Température (° C)	Débit max (m <sup>3</sup> /h)
07-P-0011	Pompe d'alimentation	Centrifuge	Charge GPL	2.75 ~ 34,1	5 – 45	260
02-P-N002 A/B	Pompe de reflux du fractionnateur	Centrifuge	Propane	19.5 ~ 25	50	865
02-P-N003 A/B	Pompe de reflux du deéthaniseur	Centrifuge	Propane / éthane	22.5 ~ 25	5	132

### VI-5-Calcul de la colonne avec un taux de charge de 100 %

Le tableau ci-dessous représente les paramètres opératoires de fonctionnement de la colonne de fractionnement fixés par le designer pour la charge N°13 et les paramètres de fonctionnement actuels. (47)

**Tableau VI.5** Données opératoires design et actuelles.

Paramètres	Fractinnateur	
	Design	Actuel
/		
Débit Alimentation (Kgmole/h)	2541.8	2607..4
Débit de reflux (Kgmole/h)	5291.23	4733.40245
Température Alimentation (°C)	74.5	71

Pression au sommet (Kg/cm <sup>2</sup> )	21.2	20.2
Pression dans le rebouilleur (Kg/cm <sup>2</sup> )	21.6	20.4
Température du plateau sensible (°C)	96	110
Température de reflux (°C)	50	50

Les caractéristiques des deux colonnes sont données dans le tableau suivant :

**Tableau VI.6** caractéristiques du fractionnateur.

Caractéristiques	Fractionnateur	
	Section I	Section II
/		
Nombre de plateaux	20	35
Type de plateaux	Clapet	Clapet
Nombre de passes	4	4
Diamètre intérieur (m)	4.100	5.500
Espacement entre plateau (m)	0.600	0.600
Limite d'engorgement(%)	80	80

### VI-5-1-Vérification du cas design

Le tableau ci-dessous représente les paramètres de sorties de la section séparation calculés par le constructeur et ceux obtenus par HYSYS. (48)

Tableau VI.7 Paramètres de sortie dans le cas design et la simulation.

Paramètres		Design	Simulation
Fractionnateur	Débit Distillat (Kgmole/h)	1376.73	1527.1
	Débit Résidu (Kgmole/h)	1164.87	1041.7
	Température de tête (°C)	57.1	60.04
	Température de fond (°C)	110.9	110.9
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10 <sup>6</sup> )	19.95	21.512
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10 <sup>6</sup> )	21.08	21.861

Le simulateur nous permet de représenter le profil des différents paramètres le long de la colonne, à savoir : (49)

➤ **La température :**

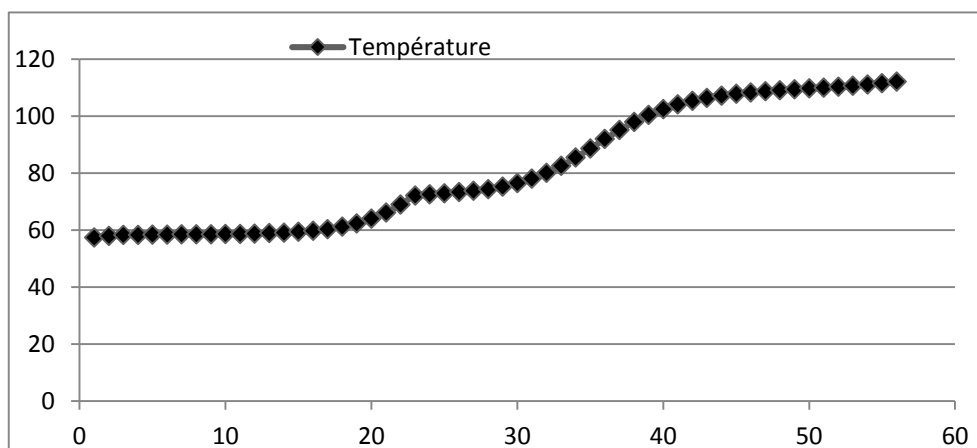


Figure VI.2 Profil de Température Fractionnateur Design à 100%



Nous remarquons que la variation de la température est régulière le long de la colonne, ce qui signifie le bon fonctionnement et la stabilité de cette dernière. (50)

➤ Les débits :

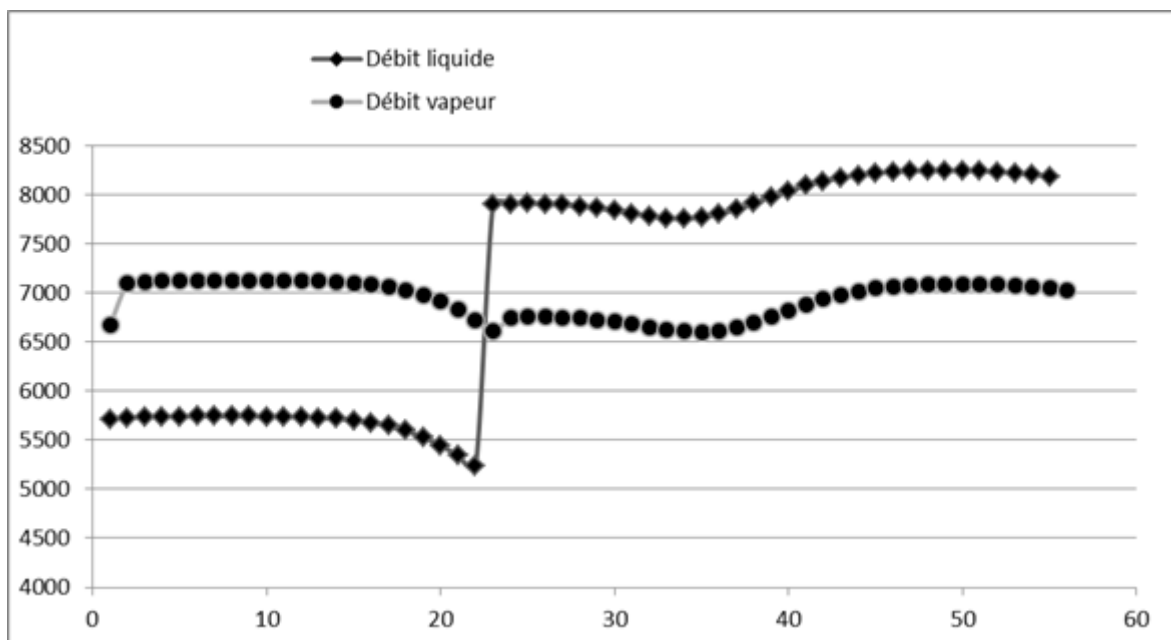


Figure VI.3 Profil des débits Fractionnateur Design à 100%

D'après la figure on constate que le débit de vapeur dans la section d'enrichissement est supérieur à celui de liquide mais quand on arrive au 23<sup>ème</sup> plateau le débit de liquide augmente d'une façon considérable par rapport au débit de vapeur, du fait que l'alimentation est un liquide bouillant. (51)

➤ L'engorgement :

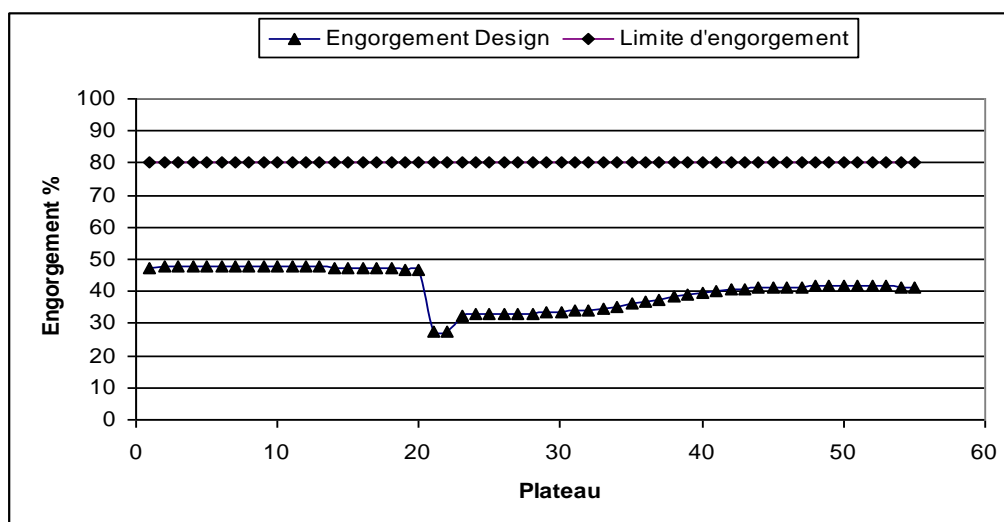


Figure VI.4 Profil d'engorgement design à 100%

Concernant l'engorgement, le fractionnateur fonctionne à environ 50 % dans la première section et diminue jusqu'à 40 % dans la deuxième section dû à l'augmentation du diamètre dans cette dernière section, ces valeurs sont loin de la limite de l'engorgement qui est fixée par le constructeur à 80% (52)

➤ **Produits finis :**

**Tableau VI.8** Compositions molaires des produits finis dans le cas design et simulation.

Constituants	Butane C4		Propane C3	
	Design	Simulation	Design	Simulation
CH <sub>4</sub>	0.0000	0.0000	0.0000	0.0034
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0000	0.0000	0.4900	3.3794
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.9900	0.002	99.0100	88.331
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	36.3500	29.629	0.1000	7.9683
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	61.6400	69.2164	0.2000	0.3178
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.6700	0.7595	0.0000	0.0000
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.3500	0.3946	0.0000	0.0000
<b>Total</b>	100	100	100	100

**Conclusion :**

Les données de sortie de la colonne obtenues par le simulateur sont très proches de celles prescrites par le constructeur, ce qui confirme la validité de la simulation utilisée.

**VI-5-2-Vérification du cas actuel**

Pour ce cas d'étude nous avons pris les données réelles de fonctionnement d'un train à 100 %, nous avons simulé ce cas avec les mêmes conditions opératoires. (52)

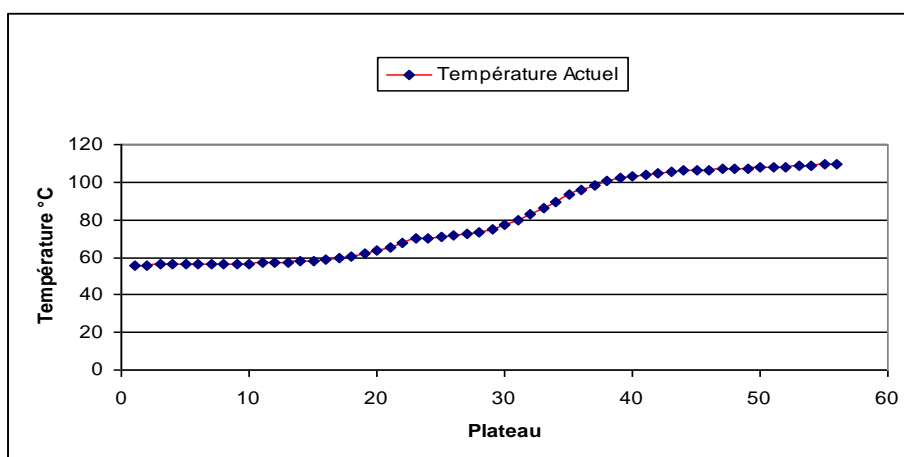
Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau suivant :

**Tableau VI.9** Paramètres de sortie dans le cas actuel et la simulation.

Paramètres		actuel	Simulation
Fractionnateur	Débit Distillat (Kgmole/h)	1376.73	1726.1
	Débit Résidu (Kgmole/h)	1164.87	877.36
	Température de tête (°C)	57.1	58.8
	Température de fond (°C)	110.9	110.9
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10 <sup>6</sup> )	19.95	21.9
	Débit Distillat (Kgmole/h)	21.08	20.73

Nous remarquons que les résultats du simulateur se rapprochent du cas réel pour les débits et les températures, mais un peu étroit pour les énergies de condensation et de rebouillage, cela est dû aux pertes d'énergie au niveau des équipements. (52)

➤ **La température**



**Figure VI.5** Profil de Température actuel à 100%

Le profil de température le long de la colonne est régulier, le fonctionnement de la colonne dans ces conditions est stable. (53)

➤ Les débits :

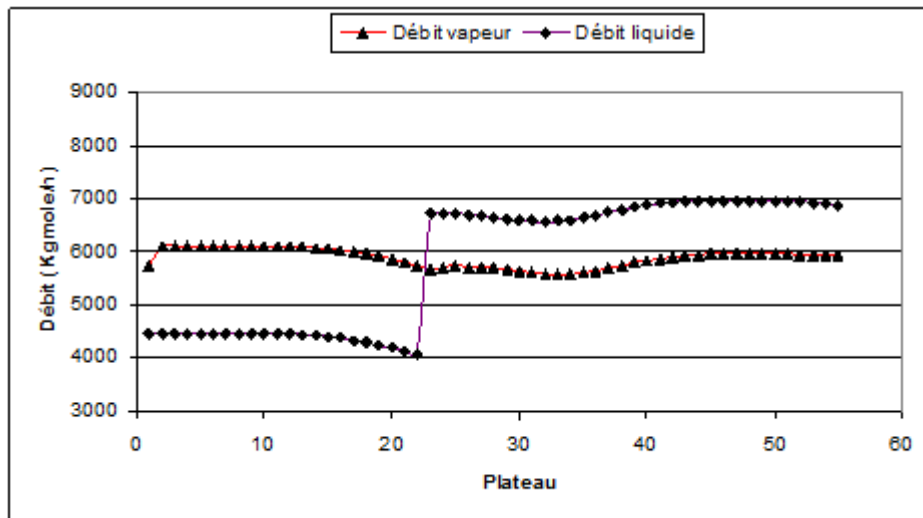


Figure VI.6 Profils des débits actuels à 100%

Les profils des débits de vapeur et liquide gardent les mêmes allures, dans le cas actuel le débit est légèrement élevé par rapport au design (selon la composition de la charge traitée). (54)

➤ L'engorgement :

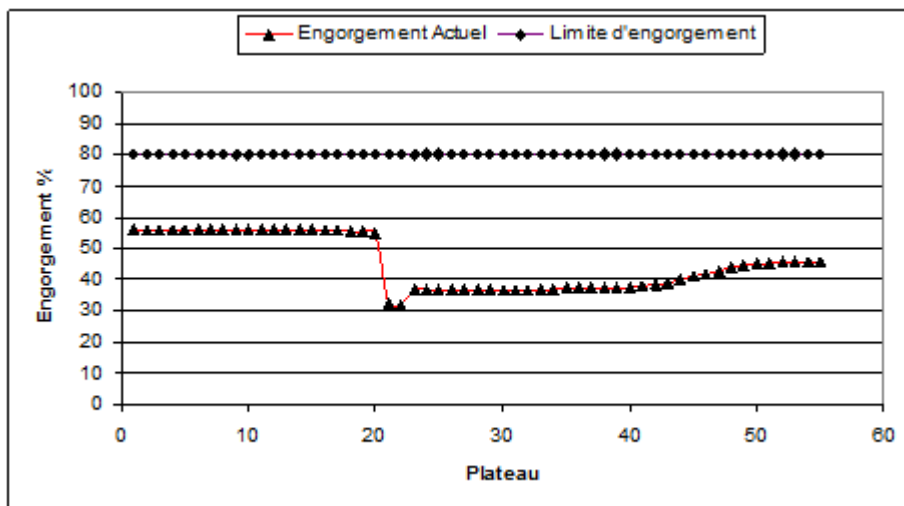


Figure VI.7 Profil d'engorgement actuel à 100%

La colonne fonctionne à 55% de l'engorgement dans la première section, et entre 37% et 45% dans la deuxième section, donc elle est loin de la limite d'engorgement. (55)

➤ **Produits finis :****Tableau VI.10** Compositions molaires des produits finis dans le cas design et simulation.

➤ <b>Constituants</b>	<b>Butane C4</b>		<b>Propane C3</b>	
	<b>Actuel</b>	<b>Simulation</b>	<b>Actuel</b>	<b>Simulation</b>
CH <sub>4</sub>	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0000	0.0000	0.87	1.0000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.04	0.0001	98.09	97.8700
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	32.3500	26.5068	1.0000	1.08
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	66.32	72.0391	0.04	0.05
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1.15	1.3056	0.0000	0.0000
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.14	0.1484	0.0000	0.0000

**VI-6- Conclusion**

Les données de sortie de la colonne obtenues par le simulateur sont très proches de celles prescrites par le constructeur, ce qui confirme la validité de la simulation utilisée.

La composition du distillat de la charge actuelle calculée par le simulateur est proche de celle obtenue au niveau de la colonne de fractionnement, le taux du propane est élevé par rapport au design, cela dû à la nature de la charge.

La composition du résidu est également proche du cas actuel, sauf pour le C<sub>5</sub> dont l'erreur dépasse les 5%, mais reste inférieure à la limite d'erreur tolérable de 10%.

Les résultats obtenus par le simulateur dans ce cas réel renforcent la validité de cette simulation. On peut conclure que la simulation peut être utilisée pour le reste de ce travail.

***Chapitre VII :***  
***Calcul de bilan de matière***  
***et thermique***

## VII-1-Introduction

La plupart des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie du pétrole et dans les industries chimiques et pétrochimiques fonctionnent en continu. Le débit et la température sont constants ; elles produisent en tête un distillât et au fond un résidu dont la composition, le débit et la température sont également constants. Cette propriété est valable en tout point de l'appareillage. Seule la pression varie légèrement entre le sommet et le fond, par suite des pertes de charge dans les étages de contact ; mais, en première approximation, on pourra toujours admettre sa constance tout le long de la colonne. (54)

## VII-2-La problématique

Au niveau de l'unité de complexe GP1Z concernant fractionnement de GPL pour l'obtention de C3 et C4 par rectification Il a été constaté que dans le distillat il y'a la présence de C4 et dans résidu il y'a la présence de C3

La composition de distillat et de résidu ne répond pas au norme il été demandé d'augmenter la teneur en C3 dans le distillat et augmenter le rendement C4 dans le résidu pour cela il été convenu de faire une étude de calcul de vérification de l'unité en tenant compte des donnes désigne et des donnes réel.

Cette problématique vous permettra d'explorer les défis et les opportunités liés à l'optimisation de l'unité de fractionnement GPL, en mettant l'accent sur la production des composés C3 et C4. Elle vous permettra d'analyser les limitations existantes, les problèmes d'efficacité et les éventuels goulots d'étranglement dans le processus de fractionnement. Votre recherche pourra se concentrer sur l'analyse des différents paramètres, des conditions opérationnelles et des configurations d'équipement afin de proposer des solutions efficaces pour maximiser le rendement de production, réduire la consommation d'énergie et améliorer les performances globales de l'unité. (55)

## VII-3-Calcul et vérification du fractionnateur

### VII-3-1-Données de départ

Pour un taux de charge à 100 %

- Débit de la charge :  $L = 240 \text{ m}^3/\text{h}$ .
- Teneurs admises de  $i\text{C}_4\text{H}_{10}$  dans le distillat :  $Y'_{D,i\text{C}_4} = 0.01$  molaire
- Teneurs admises de  $\text{C}_3\text{H}_8$  dans le résidu :  $X'_{R,\text{C}_3} = 0.0004$  molaire
- La pression de service :  $P = 19.8 \text{ bar} = 287.3 \text{ psi}$
- La température d'alimentation :  $T_a = 71 \text{ }^\circ\text{C} = 159.8\text{F}$
- La composition de la charge :



Tableau VII.1 Composition de l'alimentation.

N°	Constituants	Alimentation
		% molaire
01	C H <sub>4</sub>	0.0023
02	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0131
03	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.6111
04	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.1246
05	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.2440
0.6	iC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0.0044
07	nC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0.0005
/	SOMME	1.0000

### VII-3-2-Composition, débit massique et molaire de la charge

La composition molaire et massique, la masse moléculaire moyenne de la charge ainsi que les débits molaires et massiques des constituants sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau VII.2 Composition et débits de la charge.

Constituants	Mi(g/mol)	X'Li	Mi ,X'Li	X'Li	Q(Kg/h)	Q(Kmoles/h)
C H <sub>4</sub>	16	0.0023	0.037	0.00075	31.29	1.96
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0.0131	0.39	0.0080	626.73	20.89
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0.6111	26.89	0.55	62890.94	1429.3
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0.1246	7.23	0.15	22281.50	384.16
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0.244	14.15	0.29	43633.12	752.29
iC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	72	0.0044	0.32	0.0065	1212.52	16.84
nC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	72	0.0005	0.036	0.00073	137.79	1.91
SOMME	/	1.0000	49.09	1.0000	130813.89	2607.4

Avec :

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

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

Où :

D'après l'équation (VII.1) :

$M_{moy} = 49,0498 \text{ Kg/Kmol}$

### VII-3-3-Composition, débit du distillat et du résidu

Le fractionnateur est alimenté par le résidu de la colonne déethaniseur.

L'équation de bilant matière globale s'écrit :

$$L' = D' + R' \quad (VII.3)$$

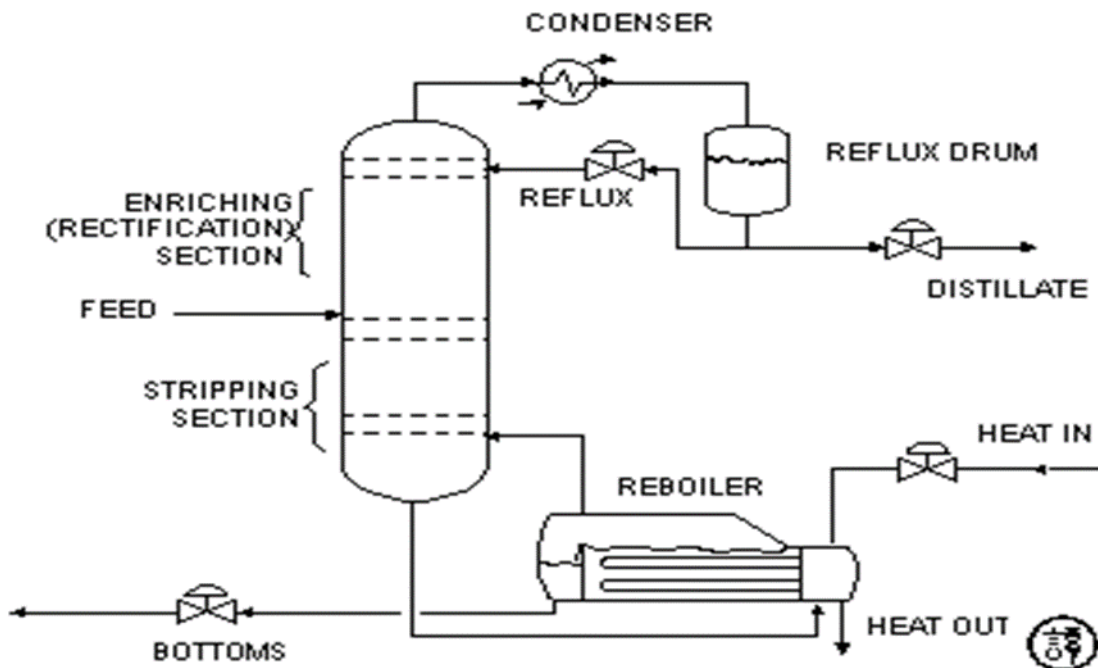


Figure.VII.1 Schéma simplifié d'une colonne de distillation.

$R'$ ,  $D'$  : Débit molaire du résidu et du distillat respectivement. Pour le calcul de la composition du distillat et du résidu on prend deux éléments clés :  $C_3H_8$ ,  $iC_4H_{10}$ .

Le bilan de matière partiel de la colonne s'écrit :

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

On substitut les valeurs connues des différents constituants dans l'équation (VII.4) ;

Pratiquement :

$$L' \cdot X'_{L,C1} = D' \cdot Y'_{D,c1} + R' \cdot X'_{R,c1}$$

$$L' \cdot X'_{L,C2} = D' \cdot Y'_{D,c2} + R' \cdot X'_{R,c2}$$

$$L' \cdot X'_{L,C3} = D' \cdot Y'_{D,c3} + R' \cdot X'_{R,c3}$$

$$L' \cdot X'_{L,iC4} = D' \cdot Y'_{D,ic4} + R' \cdot X'_{R,ic4}$$

$$L' \cdot X'_{L,nC4} = D' \cdot Y'_{D,nc4} + R' \cdot X'_{R,nc4}$$

$$L' \cdot X'_{L,ic5} = D' \cdot Y'_{D,ic5} + R' \cdot X'_{R,ic5}$$

$$L' \cdot X'_{L,nC5} = D' \cdot Y'_{D,nc5} + R' \cdot X'_{R,nc5}$$

On suppose que :

$$X'_{R,C1} = X'_{R,C2} = 0$$

$$Y'_{DnC1} = Y'_{DiC5} = Y'_{DnC5} = 0$$

On Obtient:

$$D' \cdot Y'_{Dc2} = 34,1594$$

$$D' \cdot Y'_{DC3} = 1593,38214$$

$$D' \cdot Y'_{DiC4} + R' \cdot X'_{R,ic4} = 324,88204$$

$$D' \cdot Y'_{Dnc4} + R' \cdot X'_{Rnc4} = 636,2056$$

$$R' \cdot X'_{Ric5} = 11,47256$$

$$R' \cdot X'_{Rnc5} = 1,3037$$

On Trouve:

$$D' = 1624.40834 \text{Kgmole/h}$$

$$R' = 999.25 \text{Kgmole/h}$$

Le bilan de matière nous promet de déterminer le débit et la compositions des deux produit de la colonne : distillat, résidu Les résultats obtenus sont donnees dans le tableau suivant :

**Tableau VII.3** la compositions des deux produit de la colonne distillat, résidu.

Constituants	Distillat	Résidu
	$Y'_D$	$X'_R$
C H <sub>4</sub>	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0087	0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.9809	0.0004
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.001	0.3235
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0004	0.6632
iC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0	0.015
nC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0	0.0014
SOMME	1.0000	1.0000

Composition et débits massique et molaire de distillat :

La masse moléculaire moyenne du distillat :

$$M_{Dmoy}=43.5018\text{Kg/Kmol}$$

$$D=70664.685\text{Kg/h}$$

**Tableau VII.4** Composition et débits massique et molaire de distillat.

Constituants	$X'_{Li}$	Débit	Distillat	Distillat	Débit	Débit
		Q(Kmol /h)	$Y'_D$	$Y_D$	Kg /h	Kgmole/h
C H <sub>4</sub>	0.0023	1.96	0	0	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0131	20.89	0.0087	0.0059	423.98	14.13
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.6111	1429.34	0.9809	0.99	70110.10	1593.38
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.1246	384.16	0.001	0.0013	94.22	1.62
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.2440	752.29	0.0004	0.00053	37.69	0.65
iC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0.0044	16.84	0	0	0	0

nC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0.0005	1.91	0	0	0	0
Total	1.0000	2607.4	1.0000	1.0000	70664.69	1609.79

M<sub>rmoy</sub>=58.427Kg/Kmol

R=58383.179Kg/h

Tableau VII.5 Composition et débits du résidu.

Constituants(i)	X' <sub>Li</sub>	Q	Résidu	Résidu	Débit	Débit
		Kgmole/h	X' <sub>R</sub>	X <sub>R</sub>	Kg/h	Kgmole/h
C H <sub>4</sub>	0.0023	1.96	0	0	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0131	20.89	0	0	0	0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.6111	1429.34	0.0004	0.0003	17.59	0.39
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.1246	384.16	0.32	0.318	18748.92	319.76
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.2440	752.29	0.6632	0.66	38436.75	662.70
iC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0.0044	16.84	0.015	0.018	1079.19	14.99
nC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0.0005	1.914	0.0014	0.0017	100.72	1.39
SOMME	1.0000	2607.4	1.0000	1.0000	58180.33	999,25

Tableau VII.6 Bilan matière au niveau d'aérocondenseurs.

Constituants(i)	X'Li	Q(Kgmole/h)	Distillat	Distillat	Résidu	Débit
			Y'D	Débit(Kgmole/h)	X'R	Kgmole/h
C H <sub>4</sub>	0.0023	1.96	0	0	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0131	20.89	0.0087	14.13	0	0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.6111	1429.34	0.9809	1593.38	0	0,39
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.1246	384.16	0.001	1.62	0.32	319.76
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.2440	752.29	0.0004	0.65	0.6632	662.70
iC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0.0044	16.84	0	0	0.015	14.99
nC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0.0005	1.91	0	0	0.0014	1.39
SOMME	1.0000	2607.4	1.0000	1609.79	1.0000	999.25

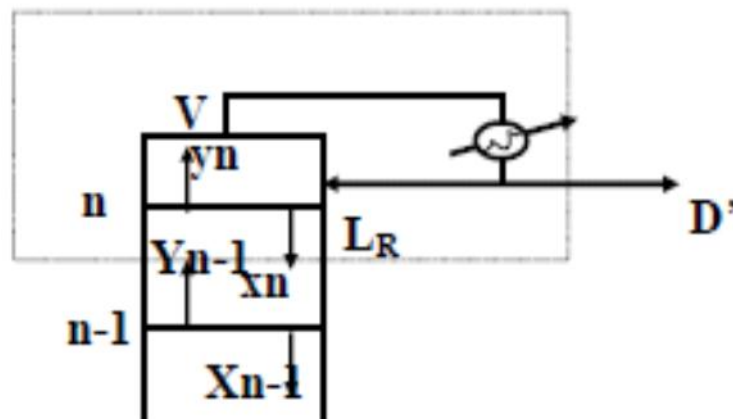


Figure VII.2 Section de rectification.

$$V = L_r + D' \quad (VII.5)$$

V: débit de vapeur qui sorte a la tête de la colonne

L<sub>r</sub>: débit de reflux

$$D' = 70664.685 \text{ kg/h}$$

$$L_r = 205911.522 \text{ kg/h}$$

$$V = 205911.522 + 70664.685$$

$$V = 276576.207 \text{ Kg/h}$$

### VII-3-4-La pression aux différentes zones de la colonne

#### VII-3-4-1-Pression de service de la colonne

$$P_{\text{service}} = 19.8 \text{ bars}$$

#### VII-3-4-2-Pression dans le ballon de reflux

$$P_b = P_s - \Delta P_1 \quad (\text{VII.6})$$

La prêle de charge de la colonne jusqu'au ballon du reflux

$$\Delta P_1 : [0.2 \text{ à } 0.4].$$

$$P_b = 19.81 - 0.3 = 19.51 \quad P_b = 19.51 \text{ bars}$$

#### VII-3-4-3-Pression au fond de la colonne

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \quad (\text{VII.7})$$

Avec :

$$\Delta P_2 = 2 \Delta P_1$$

La prêle de charge au fond de la colonne (fiche technique de fractionnateur) est

$$P_f = 19.8 + 0.6$$

$$P_f = 20.4 \text{ bars}$$

#### VII-3-4-4-Pression dans la zone d'alimentation

$$P_a = (P_s + P_f) \cdot 0.5 \quad (\text{VII.8})$$

$$P_a = 0.5 * (19.8 + 20.4).$$

$$P_a = 20,1 \text{ bars.}$$

### VII-3-5-Les différentes zones de la colonne

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

## VII-3-5-1-Coefficients d'équilibre dans la zone alimentation

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

**Tableau VII.7** Volatilité relative de l'alimentation.

N°	Constituants	$K_i$
01	$\text{C H}_4$	11.8
02	$\text{C}_2 \text{H}_6$	3
03	$\text{C}_3\text{H}_8$	1.25
04	$i\text{C}_4 \text{H}_{10}$	0.65
05	$n\text{C}_4 \text{H}_{10}$	0.52
09	$i\text{C}_5 \text{H}_{12}$	0.26
07	$n\text{C}_5 \text{H}_{12}$	0.21

Les coefficients d'équilibre sont déterminés à partir des abaques spécifiques, portés dans l'annexe (A), en fonction de la température et de la pression ( $T=159.8^{\circ}\text{F}=71\text{C}$ ,  $P=287.3\text{psi}=19.8\text{kg/cm}^3$ ).

## VII-3-5-2-Fond de la colonne « température de bulle »

La température au fond de la colonne à la pression  $P_f =20,4\text{bars}=295.88\text{ psi}$  est déterminée par la méthode d'approximations successives en utilisant l'équation d'isotherme de la phase liquide :

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

Les coefficients d'équilibre utilisés pour la vérification de l'équation (VII.10) sont déterminés à la température  $110^{\circ}\text{C}=230\text{F}$  et la pression  $20.4\text{ (bar)} =295.88\text{ Psi}$  en utilisant les abaques indiqués dans l'annexe (A).

Les résultats obtenus sont portés dans le tableau suivant :

**Tableau VII.8** Compositions et les coefficients d'équilibre au fond de la colonne.

N°	Constituants	$X'_{Ri}$	$K_i$	$X'_{Ri} \cdot K_i$
1	$\text{C}_3 \text{H}_8$	0,0004	2.15	0.00086
2	$i\text{C}_4 \text{H}_{10}$	0,3235	1.12	0.36232
3	$n\text{C}_4 \text{H}_{10}$	0,6632	0.9200	0.610144



4	iC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0,015	0.52	0.0078
5	nC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0,0014	0.45	0.00063

### VII-3-5-3-Tête de la colonne « température de rosé »

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

$$\sum Y'_{Di} / K_i = 1 \quad (\text{VII.10})$$

Le calcul itératif de la composition du distillat à la température 122 °F=56C° et la pression 20.2atm =295.88 psi est représenté dans le tableau suivant :

**Tableau VII.9** Compositions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne.

N°	Constituants	Y' <sub>Di</sub>	K <sub>i</sub>	Y' <sub>Di</sub> / K <sub>i</sub>
1	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0087	3,3	0,02871
2	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,9809	0,99	0.971091
3	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,001	0,5	0.0005
4	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0004	0.39	0.000156
Total	-	1.0000	-	1.0000

### VII-3-6-4-Composition de la vapeur sortante du 1<sup>er</sup> plateau

En utilisant la relation (VII.9) pour déterminer la composition de la phase vapeur qui sort du 1<sup>er</sup> plateau dans les conditions de température et de pression suivantes :  
P=19.5bar=282.82Psi et

$$T = 149.2^\circ\text{F} = 65.11\text{C}^\circ.$$

Les résultats obtenus sont portés sur le tableau suivant :

**Tableau VII.10** Compositions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne.

			P=287.3=20.2bar psi et T = 134 ,78°F=65.11C	
N°	Constituants	Y' Di	Ki	X' Di . Ki
1	CH <sub>4</sub>	0.00062	11.12	0.0069
2	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0089	2.8	0.025
3	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.9015	1.12	1.0097
4	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0086	0.6	0.0052
5	n C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0027	0.48	0.0013
Total	-	1.0000	-	1.048

### VII-3-6-5-Les volatilités relatives

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

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

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r \text{ (référence)}} \quad (\text{VII.11})$$

On admit le constituant clé lourd iC<sub>4</sub> H<sub>8</sub> comme constituant de référence.

➤ **Zone d'alimentation :**

**Tableau VII.11** Volatilité relative de l'alimentation.

N°	Constituants	T <sub>a</sub> = 71 °C, P <sub>a</sub> =19.8 bars
		α <sub>Li</sub>
01	C H <sub>4</sub>	18.15
02	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4.62
03	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1.92
04	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1
05	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.8
06	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.4
07	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.32

➤ **Zone de rectification**

**Tableau VII.12** Volatilité relative de la zone de rectification.

N°	Constituants	Ki	P=20.2 bar et T =122°F
			$\alpha_{Di}$
1	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,3	6.6
2	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,99	1.98
3	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,5	1
4	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.39	0.78

➤ **Zone d'épuisement :**

**Tableau VII.13** volatilité relative de la zone d'épuisement.

N°	Constituants	Ki	T= 223°F, P =295 ,88Psi
			$\alpha_{Ri}$
1	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2.15	1.92
2	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1.12	1
3	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.92	0.82
4	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.52	0.46
5	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.45	0.40

**VII-3-6-6-Taux de vaporisation de la charge**

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

$$\sum X'_{oi} = \frac{X'_{Li}}{(1 + e'_o (K_i - 1))} = 1 \quad \text{(VII.12)}$$

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

**VII-3-6-7-Calcul de taux de reflux minimal**

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

$$(R_b)_{\min} = \sum \frac{y_{D_i}}{(\alpha_{L_i} - \phi)} \tag{VII.13}$$

$\phi$ : constante qui varie entre les volatilités relatives des constituant clés lourds et volatiles.

Le calcul de  $\phi$  se fait par le calcul approximatif suivant :

$$(e'_0) = \sum \frac{(\alpha_{L_i} \times X_{L_i})}{(\alpha_{L_i} - \phi)} \tag{VII.14}$$

**Tableau VII.14** Fraction Vaporisée de la charge.

N°	Constituants	X'Li	$\alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}$	$\alpha_{Li} - \phi$	$\frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}}{\alpha_{Li} - \phi}$
1	C H <sub>4</sub>	0.0023	18.15	0.041	17.02	0.0025
2	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0131	4.61	0.060	0.017	0.017
3	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.6111	1.92	1.18	1.49	1.49
4	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.1246	1	0.12	-0.13	-0.92
5	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.2440	0.8	0.19	-0.33	-0.58
6	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0044	0.4	0.0018	-0.73	-0.0024
7	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0005	0.32	0.00016	-0.81	-0.00019
Total	-	1.0000	-	-	-	0.00054

Pour :

$$(e'_0) = \sum e'_{0_i} = 0,000542782$$

On trouve :

$\phi = 1.13478428$

$\alpha_{CL}$ : Clé lourde dans les légers.

$\alpha_{CV}$ : Clé légère dans les lourds.

$$\alpha_{CL} < \varphi < \alpha_{CV}$$

$$1 < \varphi < 1.923$$

Par l'application de la formule d' **UNDER WOOD** (relation VII.14) et avec un taux de vaporisation  $\varphi = 1,13478428$ , le calcul de taux de reflux minimal est représenté dans le tableau suivant.

**Tableau VII.15** taux de reflux minimal.

$\alpha_{Di}$	$X'_{Di}$	$\alpha_{Di} * X'_{Di}$	$\alpha_{Di} - \varphi$	$\frac{\alpha_{Di} * X'_{Di}}{\alpha_{Di} - \varphi}$
6,6	0,0087	0,057	5,46	0,011
1,98	0,9809	1,94	0,85	2,29
1	0,001	0,001	-0,13	-0,0074
0,78	0,0004	0,00031	-0,35	-0,00088
/	/	/	/	2,3

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

$$(R)_{min+1} = 2.3$$

$$(R)_{min} = 1.3$$

### VII-3-6-8-Taux de reflux optimal

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

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

Pour un rapport de 0.3 on aura :

$$\frac{(R)_{opt} - (R)_{min}}{(R)_{opt} + 1} = 0.3$$

$$(R)_{opt} - (R)_{min} = 0.3 \times (R)_{opt} + 0.3$$

$$(R)_{opt} = 2.29$$

### VII-3-6-9-Taux de rebouillage

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

$$-(R_b)_{min} = \frac{\sum \alpha_{L_i} \cdot X_{R_i}}{(\alpha_{L_i} - \varphi)} \tag{VII.16}$$

**Tableau VII.16** Taux de rebouillage minimal.

$X'_{Ri}$	$\alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}$	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
0,0004	1,92	0,00077	0,79	0,00097
0,3235	1	0,32	-0,13	-2,4
0,6632	0,8	0,53	-0,33	-1,58
0,015	0,4	0,006	-0,73	-0,0082
0,0014	0,32	0,00045	-0,81	-0,00056
1	/	/	/	-3,99

$$(R_b)_{min} = 3.9926$$

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

$$(R_b)_{optm} = \left[ \left( \frac{D}{L} \right) (R_f)_{optm} + (1 - e'_o) \times \left( \frac{L}{R} \right) - 1 \right] \tag{VII.17}$$

$$(R_b)_{opt} = \left[ \left( \frac{70664,685}{130813,892} \right) (2.2858) + (1 - 0.00054782) \right] \times \left( \frac{130813,892}{57426,3728} \right) - 1$$

$$(R_b)_{opt} = 2,51$$

## VII-4-Calcul le nombre des plateaux

D'après la définition des clés légères et clés lourdes, on obtient :

- Constituant-clé légère est le propane.
- Constituant-clé lourde est le ibutane.

### VII-4-1-Calcul du nombre des plateaux dans la colonne

#### VII-4-1-1-Nombre des plateaux de zone de rectification

➤ le nombre minimal des plateaux théoriques  $N_{Rmin}$

Le nombre minimal de plateaux théorique dans la zone de rectification est donné par l'équation suivante en l'appliquant aux constituants –clés :

$$NRmin = \frac{\text{Log} \left[ \left( \frac{Y'_{Dc3}}{Y'_{Dic4}} \right) \left( \frac{X'_{Lic4}}{X'_{LC3}} \right) \right]}{\text{Log} \left[ \frac{\alpha_{Dc3}}{\alpha_{Dic4}} \right]} \quad (\text{VII.18})$$

$$NRmin = \frac{\text{Log} \left[ \left( \frac{0,9809}{0,0004} \right) \left( \frac{0,1246}{0,611} \right) \right]}{\text{Log} \left[ \frac{1,98}{1} \right]}$$

On trouve :

$$NRmin = 9$$

➤ Le nombre des plateaux théoriques NR :

On utilise le diagramme de **GILLILAND** (annexe C) qui donne la relation entre le nombre de plateaux théoriques NR et le nombre minimal de plateaux théoriques  $N_{Rmin}$  en fonction du taux de reflux  $R_f$ .

$$\frac{N - Nmin}{N + 1} = f \left( \frac{[Rf]_{opt} - [Rf]_{min}}{[Rf]_{opt} + 1} \right) \quad (\text{VII.19})$$

On a :

$$\frac{(R)_{opt} - (R)_{min}}{(R)_{opt} + 1} = 0.3$$

D'après le diagramme de GILLIAND on trouve :

$$\frac{NR - NR_{min}}{NR + 1} = 0.39$$

$$N_R = 15 \text{ plateaux}$$

➤ **Le nombre des plateaux réel dans cette zone :**

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapet  $E=0.75$  ;Le nombre de plateaux réel dans cette zone :

$$N_{réel} = \frac{NR}{E} \quad (\text{VII.20})$$

$$N_{réel} = 20 \text{ plateaux}$$

#### VII-4-1-2-Le nombre des plateaux dans la zone d'épuisement

$$N_{Emin} = \frac{\text{Log}\left[\left(\frac{X'_{Ric4}}{X'_{Rc3}}\right)\left(\frac{X'_{Lc3}}{X'_{Lic4}}\right)\right]}{\text{Log}\left[\frac{\alpha_{mc3}}{\alpha_{mic4}}\right]} \quad (\text{VII.21})$$

Donc on trouve :

On a

$$\alpha_m = \left(\frac{\alpha_{Ri} + \alpha_{Li}}{2}\right) \quad (\text{VII.22})$$

$$\alpha_{mc3} = \left(\frac{\alpha_{Rc3} + \alpha_{Lc3}}{2}\right) = \frac{1,9196 + 1,92307}{2} = 1,921335$$

$$\alpha_{mic4} = \left(\frac{\alpha_{Ric4} + \alpha_{Lic4}}{2}\right) = \frac{1 + 1}{2} = 1$$

$$N_{Emin} = 12,688$$



$$NE_{min} = \frac{\text{Log}\left[\left(\frac{0,3235}{0,0004}\right)\left(\frac{0,6111}{0,1246}\right)\right]}{\text{Log}\left[\frac{1,921335}{1}\right]}$$

➤ **Le nombre des plateaux théorique d'après le diagramme de GILILAND :**

$$\frac{NE - NE_{min}}{NE + 1} = 0,39$$

$$NE = 21 \text{ plateaux}$$

➤ **Le nombre des plateaux réel dans la zone d'épuisement :**

En tenant compte l'efficacité des plateaux dans la zone d'épuisement 0,75 on trouve :

$$N_{réel} = 21 / 0,75 = 28 \text{ plateaux}$$

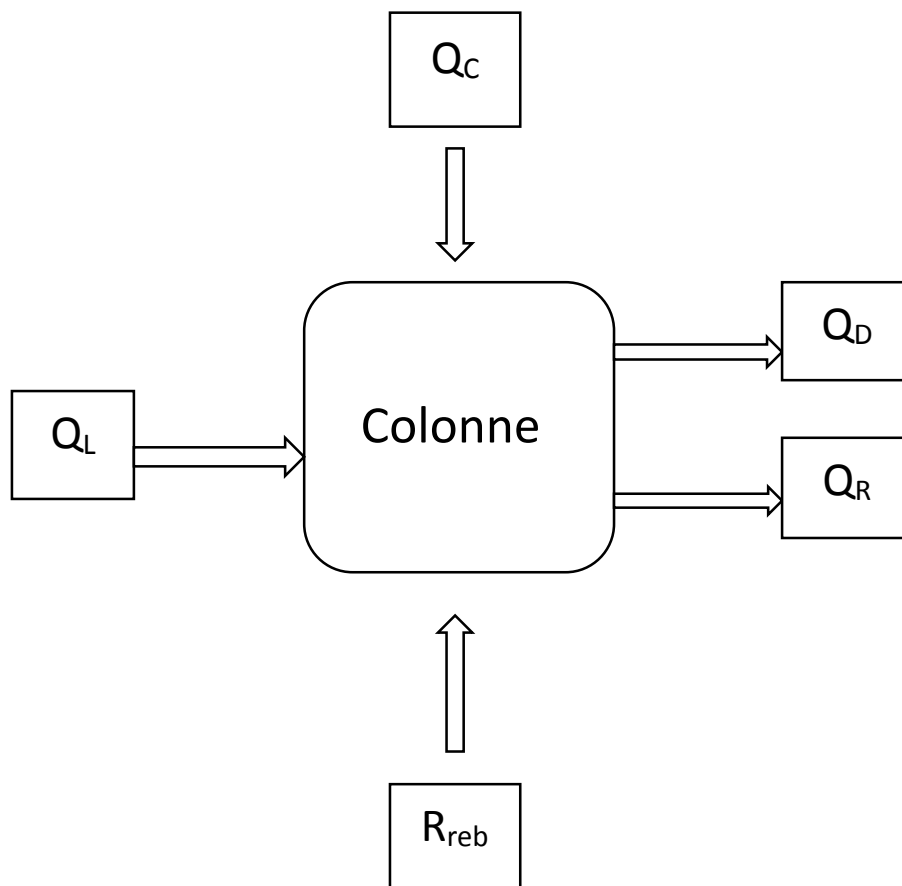
Nombre total de plateaux dans la colonne est :

$$NT = NR + NE \quad (\text{VII.23})$$

$$NT = 48 \text{ plateaux}$$

### VII-5-Bilan thermique global

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



**Figure VII.3** Bilan thermique

$$Q_L + Q_{reb} = Q_D + Q_R + Q_C \quad (\text{VII.24})$$

$$Q_L = L' \cdot h_L \quad (\text{VII.25})$$

$$Q_R = R' \cdot h_R \quad (\text{VII.26})$$

$$Q_D = D' \cdot h_D \quad (\text{VII.27})$$

$$Q_V = V.H_V \quad (\text{VII.28})$$

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

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

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

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

$Q_{reb}$  : charge thermique dans le rebouilleur

$Q_C$  : charge thermique dans l'aérocondenseur

➤ **Débit du reflux liquide alimentant le Sommet de la colonne :**

On le calcule par l'équation suivante :

$$g'_x = [Rf]_{opt} * D'$$

$$g'_x = 2.2858$$

### VII-5-1-Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides

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

$$H_{mélange} = \sum X_i \times H_i \quad (\text{VII.29})$$

#### VII-5-1-1-Enthalpie de la charge d'alimentation

**Données :**

$$P_L = 19.8 \text{ bars} \quad (P_L = 287.3 \text{ psi})$$

$$T_L = 71^\circ\text{C} \quad (T_L = 159.8^\circ\text{F})$$

**Tableau VII.17** L'enthalpie moyenne d'alimentation.

Constituants	$X'_{Li}$	$h_i$ (BTU/lb)	$X'_{Li} * h_i$	Masse	Masse moyenne (Kg/Kmol)
C1	0.0023	540	1.242	16	0.0368
C2	0.0131	510	6.681	30	0.393
C3	0.6111	380	232.218	44	26.8884

iC4	0.1246	350	48.61	58	7.2268
nC4	0.2440	350	85.4	58	14.152
iC5	0.0044	310	1.116	72	0.3168
nC5	0.0005	290	1.364	72	0.036
Somme	/	/	376.631	/	49.0496

**Résultats :**

$$M_{\text{moy}} = 49.0496 \text{ Kg/Kmol.}$$

$$h_L = 376.36 \text{ BTU/lb ;}$$

$$h_L = 209,557488 \text{ Kcal/Kg .}$$

**VII-5-1-2-Enthalpie de la vapeur sortante du 1er plateau  $H_D$**

$$P = 19,51 \text{ bars (} P = 282.82 \text{ psi) .}$$

$$T = 149.2^\circ\text{F (} T = 65.11^\circ\text{C) .}$$

**Tableau VII.18** L'enthalpie moyenne de distillat.

Constituants	$X'_{Di}$	$H_{Di}$ ( BTU/lb)	$X'_{Di} * h_{Di}$	Masse(g/mol)	Masse moyenne(Kg/Kmol)
C2	0.0087	480	4.176	30	0.261
C3	0.9809	500	490.45	44	43.1596
iC4	0.001	290	0.29	58	0.058
nC4	0.0004	235	0.094	58	0.0232
Total	1	/	495.01	/	43.85

**Résultats :**

$$M_D = 43.85 \text{ Kg/Kmol}$$

$$h_D = 495.01 \text{ BTU/ lb}$$

$$h_D = 275,423564 \text{ Kcal/ Kg}$$

**VII-5-1-3-Enthalpie de résidu  $h_R$**

$$P_f = 20.4 \text{ bars} \quad (P_f = 295.88 \text{ psi})$$

$$T_f = 112.3^\circ\text{C} \quad (T_f = 234.14^\circ\text{F})$$

**Tableau VII.19** L'enthalpie moyenne de résidu.

Constituants	$X'_{Ri}$	$H_{Ri}$ ( BTU/lb)	$X'_{Ri} \cdot h_i$	Masse(g/mol)	Masse moyenne(Kg/Kmol)
C3	0.0004	490	0.196	44	0.0176
iC4	0.3235	560	181.16	58	18.763
nC4	0.6632	580	384.656	58	38.4656
iC5	0.015	390	5.85	72	1.08
nC5	0.0014	315	0.441	72	0.1008
SOMME	1.0000	/	572.303	/	58.427

**Résultats :**

$$M_R = 58.427 \text{ Kg/Kmol}$$

$$h_R = 572.303 \text{ BTU/lb.}$$

$$h_R = 318,429389 \text{ Kcal/ Kg.}$$

**VII-5-2-Calcul des charges thermiques**

**VII-5-2-1-Charge thermique de l'alimentation  $Q_L$**

$$Q_L = L' \cdot h_L$$

$$Q_L = 130813,892 \cdot 209,557488 \text{ Kcal}$$

$$Q_L = 27413030,6 \text{ Kcal / h}$$

**VII-5-2-2-Charge thermique de vapeur de tête**

$$Q_V = L_r' \cdot H_D$$

$$Q_V = 205911,522 * 215,295642$$

$$Q_V = 44331853,3 \text{ Kcal / h}$$

### VII-5-2-3-Charge thermique de reflux $Q_{LR}$ tête

$$Q_{LR} = Lr' . H_{LR}$$

$$Q_{LR} = 205911,522 * 275,423564 \text{ Kcal}$$

$$Q_{LR} = 56712885,3 \text{ Kcal / h}$$

### VII-5-2-4-Charge thermique de distillat $Q_D$

$$Q_D = D' . h_D$$

$$Q_D = 70664,685 * 275,423564 \text{ Kcal}$$

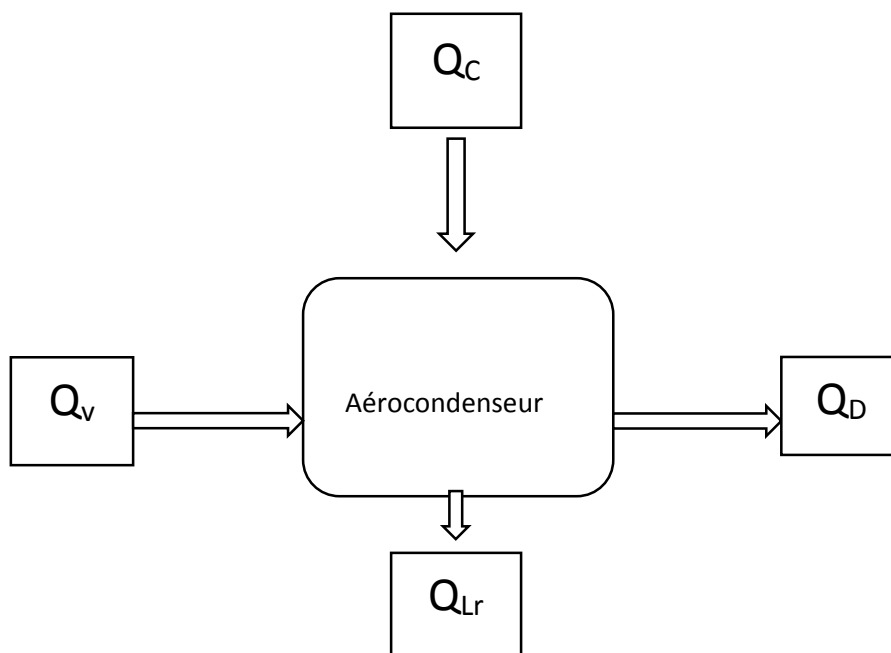
$$Q_D = 19462719,4 \text{ Kcal / h}$$

### VII-5-2-4-Charge thermique de résidu

$$Q_R = R' . h_R$$

$$Q_R = 58383,1798 * 318,429389$$

$$Q_R = 18590920,3 \text{ Kcal/h}$$



**Figure VII.4** bilan thermique au niveau d'aérocondenseur

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

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

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

$$Q_C = 19462719,4 + 56712885,3 - 44331853,3$$

$$Q_C = 31843751,4 \text{ Kcal/h}$$

#### VII-5-2-6-Charge thermique fournie par le rebouilleur $Q_{reb}$

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

$$Q_{reb} = 18590920,3 + 19462719,4 + 31843751,4 - 27413030,6$$

$$Q_{reb} = 42484360,5 \text{ Kcal/h}$$

On a donné un soin particulier à l'établissement des bilans de matière et d'énergie pour montrer la relation entre le débit de reflux (taux de reflux) et la consommation d'énergie dans le condenseur de tête de colonne et le rebouilleur.

L'application de ces bilans, nous a permis de déterminer l'efficacité des plateaux à savoir 75%, valeur souvent rencontrée dans les fiches techniques des colonnes de distillation de l'industrie gazière.

#### VII-6-Argumentations

Selon le complexe GP1Z La section de fractionnement de GPL en C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub> en comparaison les paramètres des design et actuel, on constate que il y'a des variations des données. Cela est expliqué par l'augmentation de la charge et de pureté de C<sub>3</sub> et de C<sub>4</sub>. La vérification des paramètres opératoires de la colonne de fractionnement en tenant compte de la charge de design et actuelle, on a procédé à une simulation de la colonne de rectification pour déterminer les variations des paramètres opératoires et de la composition de Distillat et de Résidu.

On compare les données simulées on remarque que la teneur de C<sub>3</sub> dans distillat à augmenter de 88.331 à 97.87 et pour le butane dans le résidu de 69.2164 à 72.03.

Cette augmentation de pureté a été obtenue en fonction des paramètres opératoires des données réelles en comparaison avec celles du design.

Au niveau de distillat la température au sommet de la colonne il a été augmenté de 56 °C jusqu'à 58,8 °C, La température au fond de la colonne est maintenue. L'augmentation de température au sommet nous permet de transférer beaucoup plus le C<sub>3</sub> dans le distillat en même temps nous permet de démenter débit de reflux. Pour le cas actuel qui est égale à 4733.40245 Kgmole/h est inférieur au débit de reflux dans le cas désigné 5291.23 Kg mole/h. Ce qui favorise l'augmentation de température au sommet de la colonne de fractionnement.

Par contre le fond au fond de la colonne la température resté la même que se soit le cas réel on a comparons la valeur design avec la valeur réel

La différence réside à la pression. la pression à simulé a une fonction des données réel est inférieur à celle de design

Cette diminution de pression ne favorise l'évaporation des produits légers ce qui entraîne une augmentation de débit de la phase vapeur

Par contre pour le C<sub>3</sub> est présenté sous forme de trace dans le résidu. Ce que veut dire toute quantité C<sub>3</sub> a été transférée vers le distillat.





***Conclusion Général***

### Conclusion général

Le complexe GP1/Z est conçu pour la séparation du gaz de pétrole liquéfié GPL, une partie sert à alimenter le marché national en butane et propane ambiant, l'autre partie appelée butane et propane commercial à basse température spécialement dédié pour le marché international.

La théorie de procédé de rectification joue un rôle très important dans l'industrie de traitement des hydrocarbures, ce procédé est basé sur le transfert de matière et de chaleur.

Suite aux résultats obtenus concernant l'étude de la colonne de rectification du GPL dans le but d'obtenir le propane et le butane qui doivent répondre aux normes suite au calcul en utilisant le logiciel HYSYS, on détermine la teneur en  $C_3$  et  $C_4$ .

Ces résultats du logiciel ne correspondent pas aux résultats actuels, cette différence est due à l'augmentation de la charge et à la température de la charge d'alimentation

Il a été constaté que la température au sommet a été augmentée avec une diminution de pression cette variation nous permet d'augmenter la quantité de propane dans le distillat

Par contre au fond de la colonne au niveau rebouilleur de la même façon la température au fond augmente avec la diminution de pression ce qui entraîne l'élimination de  $C_3$  dans le résidu autrement dit augmentation de  $C_4$  dans le résidu.



***Bibliographie***

## Bibliographie

---

### Bibliographie

1. », « Techno-Science.net. [En ligne]
2. Belov, procédés de pétrochimie.
3. Y. Fu, Y.X. Nie, Y.Y. Zhao, P.L. Wang, L.L. Xing, Y. Zhang, X.Y. Xue, Detecting liquefied petroleum gas (LPG) at room temperature using ZnSnO<sub>3</sub>/ZnO nanowire piezoelectric nanogenerator as self-powered gas sensor, ACS Appl. Mater. Interfaces, vol. 7, pp. 10482–1049.
4. (1) Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe GP1Z.
5. (2) BOUIDIA Mustapha Ibrahim et BESSELMA Latifa, Master, étude d'installation d'une nouvelle ligne pour la récupération des gaz torches des ballons X-V-0012 de la section bog du complexe GP1/Z, Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem, 2019.
6. (1) Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe GP1Z.
7. Residue fluid catalytic cracking: A review on the mitigation strategies of metal poisoning of RFCC catalyst using metal passivation/traps. Adananche, Daniel, et al.
8. <http://fr.exceptionalenergy.com>, GPL une énergie exceptionnelle. [En ligne]
9. Wauquier, J. P et «1 pétrole brut, produit pétrolier schéma de fabrication», Edition TECHNIP, (1994).
10. W. M. Haynes, «Handbook of chemistry Physics», Edit chief, (2012).
11. J. B. PIERCE, New approaches in Coal Chemistry, b. d. Bi-AUSTEIN, B' C' BOCKRATH' S. FRIEDMAN Ed. A. C. S. Symposium, Serie 169, Amer. Chem. Soc. Washington, 331, (1981).
12. Pyrolysis: A sustainable way from Waste to Energy. partner, Assoc. Prof. Basak Burcu UZUN FOREBIOM Turkish.
13. LARBI YASMINA \_ déshydrogénation des n paraffines pour l'obtention des oléfines. Etude technique, 1989\_1990.
14. sons, Hans-Jürgen Arpe Klaus Weissermel Industriel organic chemistry : sous-titre de l'ouvrage. (1<sup>è</sup> éd). John Wiley et al 2003.
15. Accessengineeringlibrary.com, UOP PACOL DEHYDROGENATION PROCESS | McGraw-Hill Education -. [En ligne]
16. Boumerdes, Cour Pétrochimie- Pro BENHATHAT - Université M'hammed Bougara.
17. L'Act. Chim. (F). *L'alkylation aliphatique*. 1997.
18. Thèse: *Augmentation de la charge dans une colonne de distillation*.
19. Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe GP1Z.
20. Manuel Opérateur GP1/Z, Stockage de la charge, Section 1, Volume 2.
21. Manuel Opérateur GP1/Z, Process, Section 2, Volume 4.

## Bibliographie

---

22. Manuel Opérateur GP1/Z, Stockage et expédition, Section 4, Volume 3.
23. », Extraction liquide-liquide\_Définition du procédé - Réactifs industriels «Gérard COTE.
24. C5+, Thèse: Dimensionnement du débutaniseur afin de maximiser la récupération de.
25. A.SKOBLO, I.TREGOUBOV, N.EGOROV, et al.
26. Montréal.2005, Jean-Martin Brault. Conception et synthèse de procédés. Ecole polytechnique.
27. G.ARDIT, « Technologie chimique industrielle », Edition Eyrolles, paris. 1972.
28. CICILE, « Distillation-Absorption », technique de l'ingénieur,J-2610, J-2611, J-2621 J-2622 J-2623, Edition Technip. 1997.
29. TRAMBOUZE, Pierre.Matériels et équipements.1999.
30. D'une, A. M. MEKKI Ibrahim El Khalil thèse Modélisation et Commande Robuste.
31. Ecosimpro, 2. Multivariable predictive control and process optimization with HITO an.
32. Moustier-sur-sambre, Basse Sambre-E.R.I.S.A. Conduite de colonne de distillation Application sur simulateur.s.I. : ENSPM Formation industriel. 2002.
33. Bouamama, J.Thoma B.Ould. Modélisation et simulation des processus thermiques et chimiques .s.I. : Application des bond-Graphs en génie des procédés. *Juillet 1972.*
34. H.Fauduet. Principes fondamentaux du génie des procédés et de la technologie chimique . s.l. : Aspects théorique et pratiques, Paris, 1997.
35. J.C.Cicile. Distillation-Absorption. s.l. : Colonne à plateau, Technique de l'ingénieur, traité Génie des procédés,J 2 622, J 2 623, 1999, 1999.
36. P.Wuithier. Raffinage et génie chimique. s.l. : tome 2.Edition Technique, 1972.
37. P.Copigneaux. Distillation, Absorption:Colonne garnies . s.l. : Technique de l'ingénieur,traité Génie des procédés,J 2 626, 1999.
38. J.C, Cicile. Distillation, Absorption.Colonne à plateaux. s.l. : Dimensionnement.
39. Etat de l'art sur les colonnes d'abattage – rapport intermédiaire d'opération –Programme DRA39 – Evaluation des dispositifs de prévention et de protection utilisés pour réduire les risques d'accidents majeurs - N. Ayrault, INERIS – MEDD – 2004.
40. Wuithier, P. Raffinage et génie chimique. s.l. : tome 1.Edition Technique, 1972.
41. N.REBAI. «Simulation des procédés, Initiation au simulateur HYSYS », IAP école de Boumerdès, 2008.
42. blida, ETUDE DES PERFORMANCES D'UN TURBO-EXPANDER Encadré par : PR.BOUMEDDANE Réalisé par :Bouali abderauf et Bourabia youcef (2015/2016) génie mécanique université de.
43. HYSYS, Support technique.

## Bibliographie

---

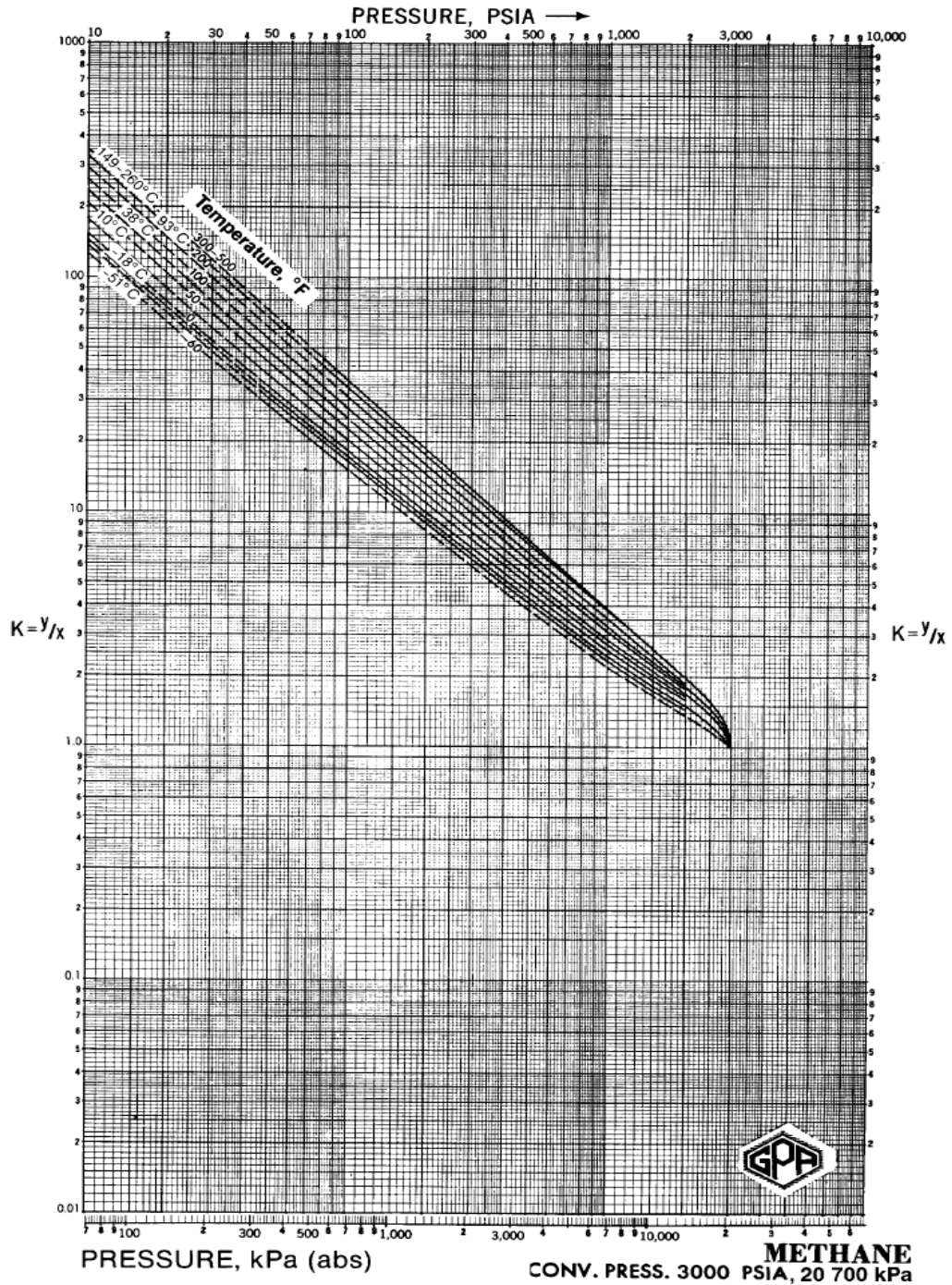
44. wizard, Aspen tech basiss. 2009.
45. Manuel Opérateur GP1/Z, Process, Section 2, Volume 4.
46. Catalogue mécanique, Section 4 Volume 1 et 2.
47. Bouamama, J.Thoma B.Ould. Modélisation et simulation des processus thermiques et chimiques . s.l. : Application des bond-Ggraphs en génie es procédés, Juillet 1998.
48. BENHATHAT, Cours Mdm.
49. CICILE, « Distillation –Absorption », technique de l'ingénieur, J-2610, J-2611, J-2621 J-2622 J-2623, Edition Technip, (1997).
50. Etat de l'art sur les colonnes d'abattage – rapport intermédiaire d'opération –Programme DRA39 – Evaluation des dispositifs de prévention et de protection utilisés pour réduire les risques d'accidents majeurs - N. Ayrault, INERIS – MEDD – 2004.
51. G.ARDIT, « Technologie chimique industrielle », Edition Eyrolles, paris, (1972).
52. Etat de l'art sur les colonnes d'abattage – rapport intermédiaire d'opération –Programme DRA39 – Evaluation des dispositifs de prévention et de protection utilisés pour réduire les risques d'accidents majeurs - N. Ayrault, INERIS – MEDD – 2004.
53. TRAMBOUZE, Pierre. *Matériels et équipements*. 1999.
54. Moustier-sur-sambre, Basse Sambre -E.R.I.SA. Conduite de colonne de distillation Application sur simulateur. s.l. : ENSPM Formation industrie, 2002.
55. J.C, Cicile. Distillation, Absorption.Colonne à plateaux. s.l. : Dimensionnement.



***Annexes***

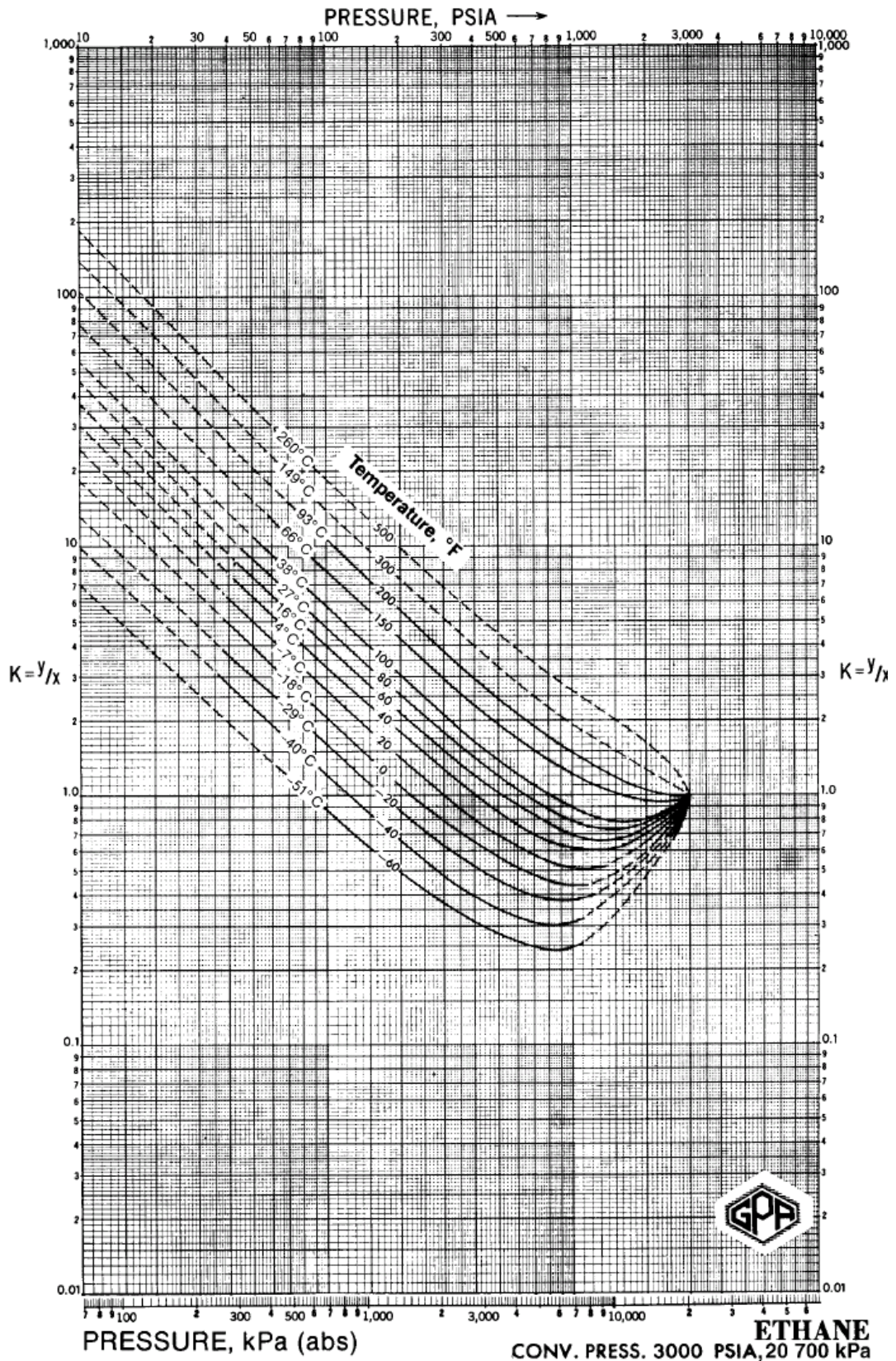
Annexes

Annexe A



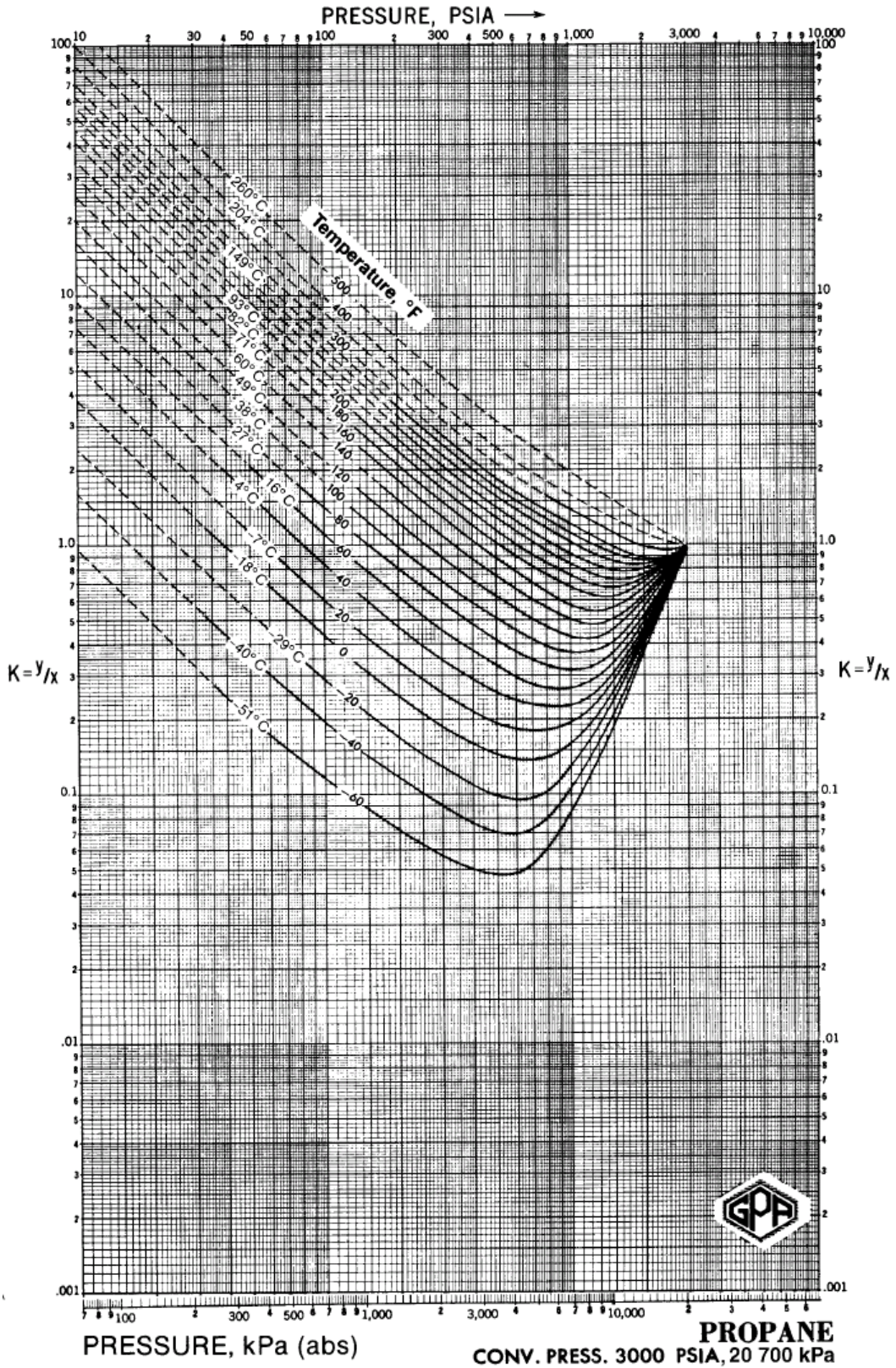


# Annexes

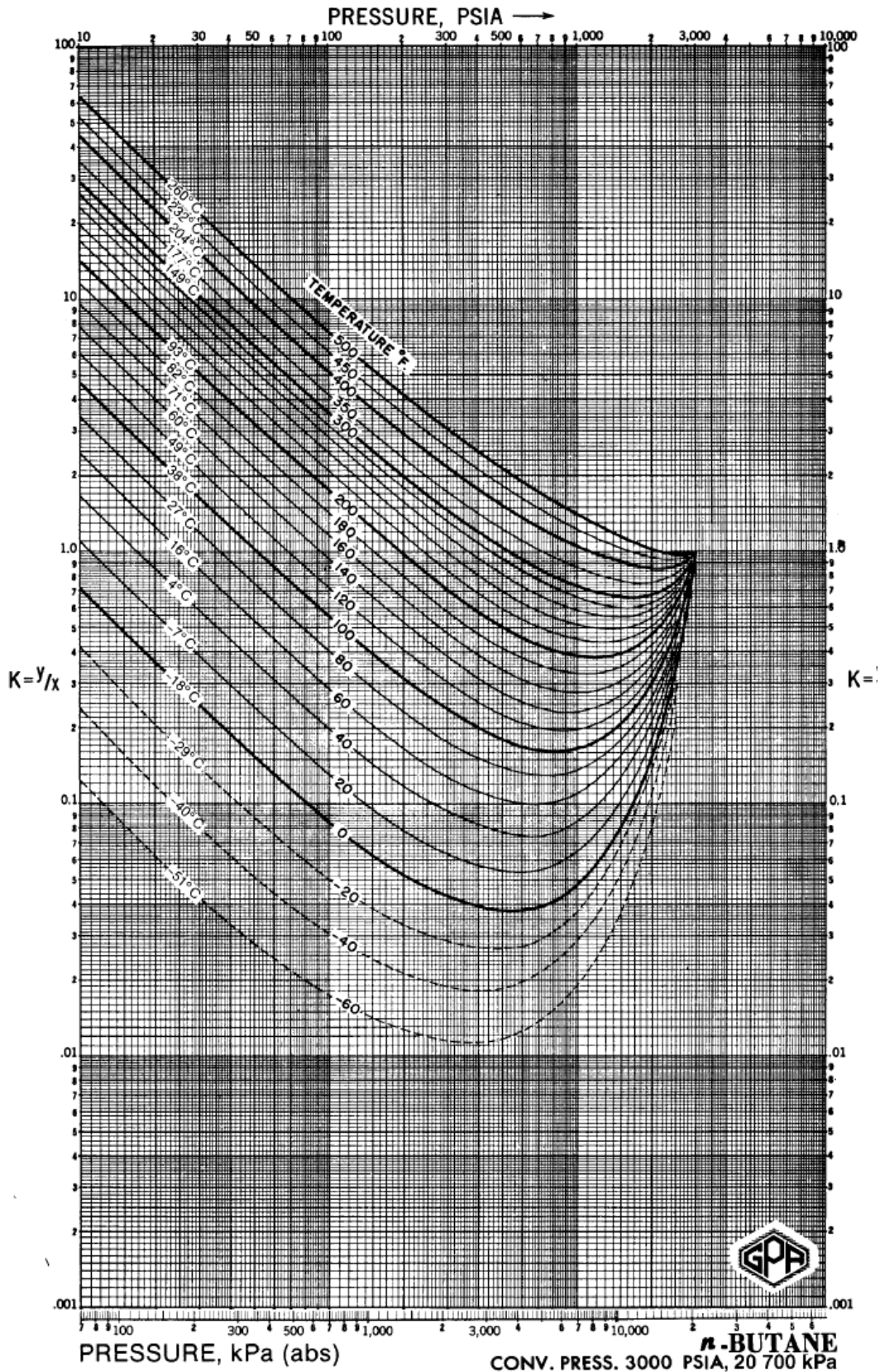




# Annexes

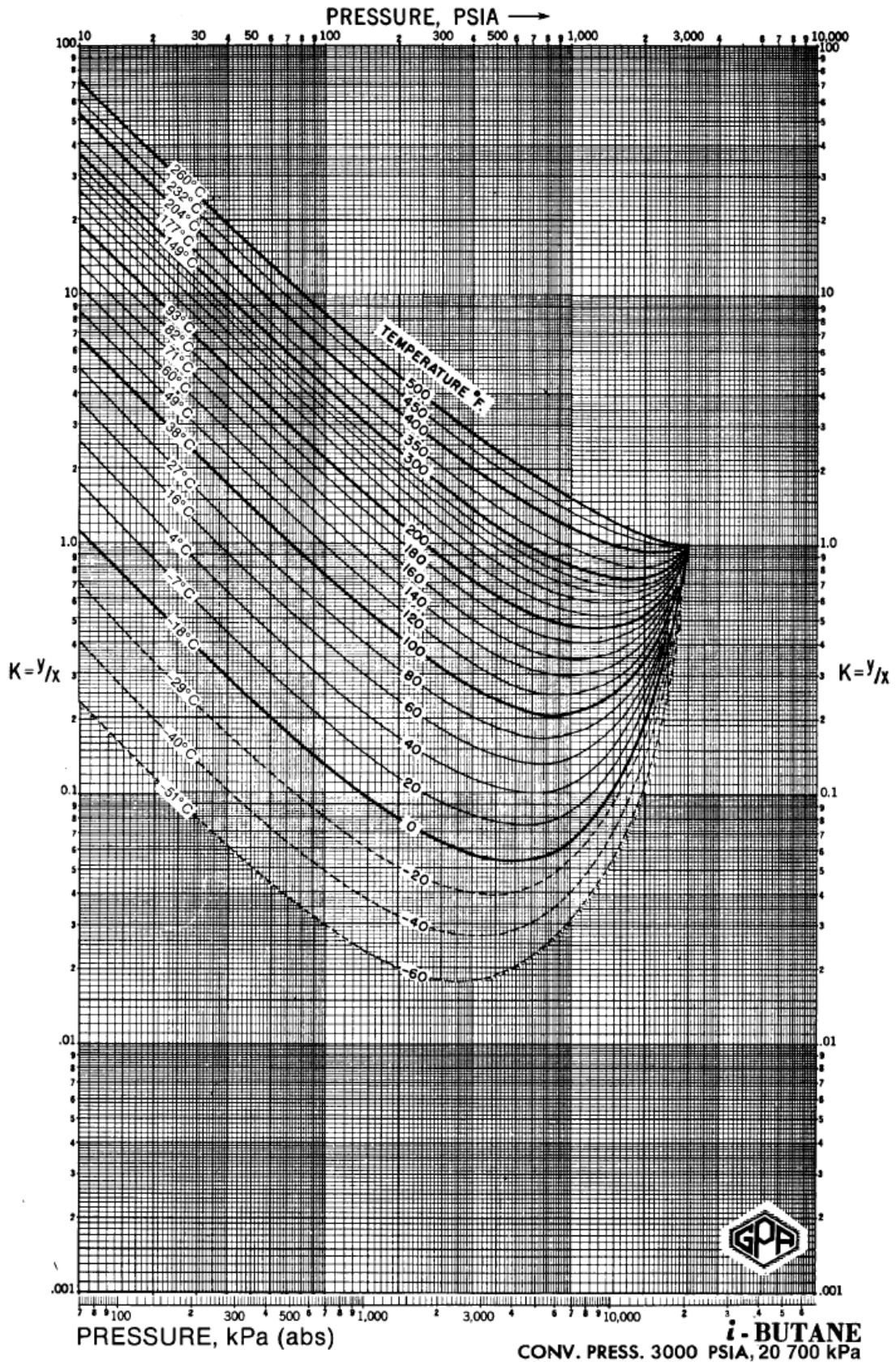




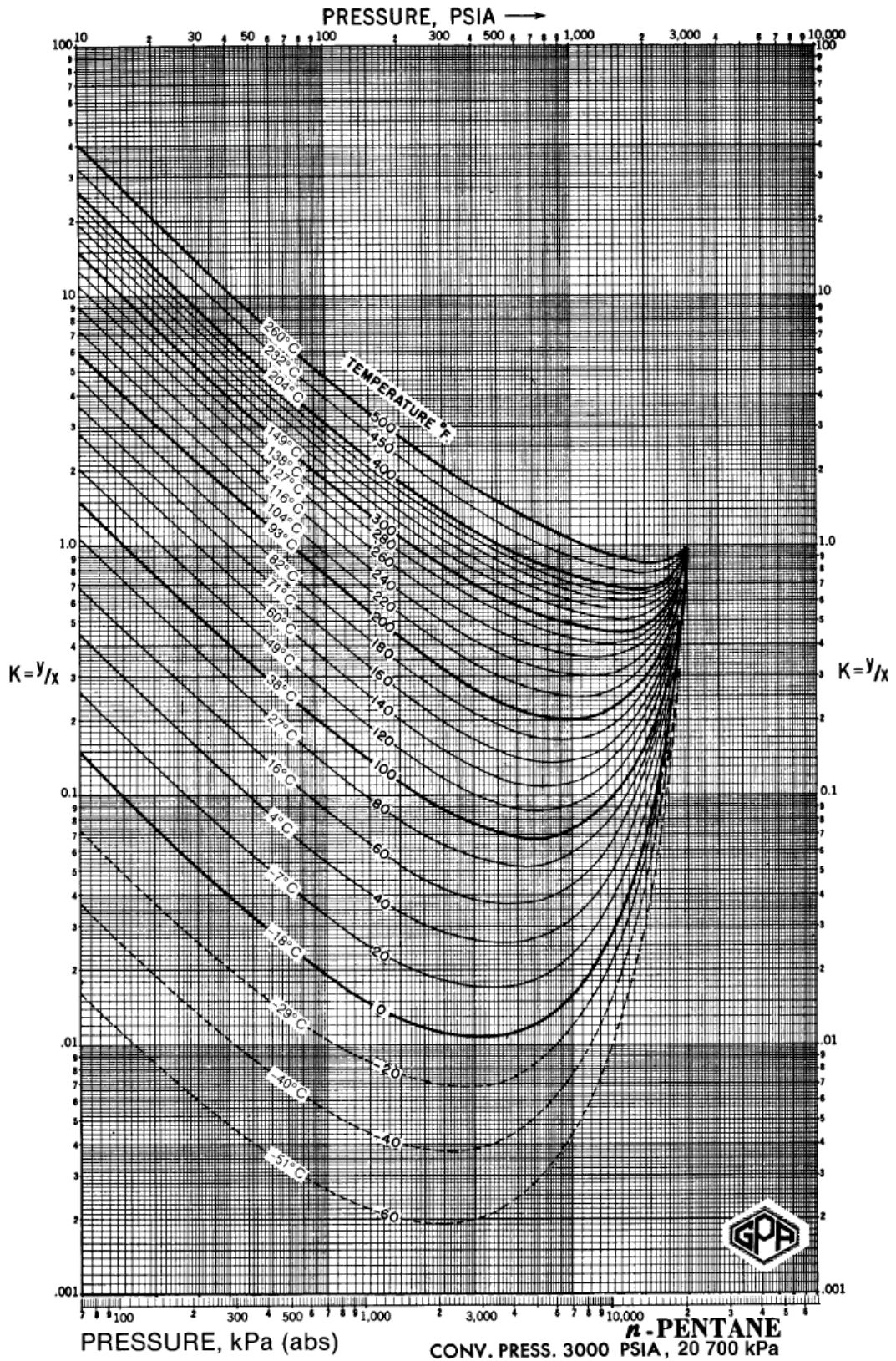




# Annexes



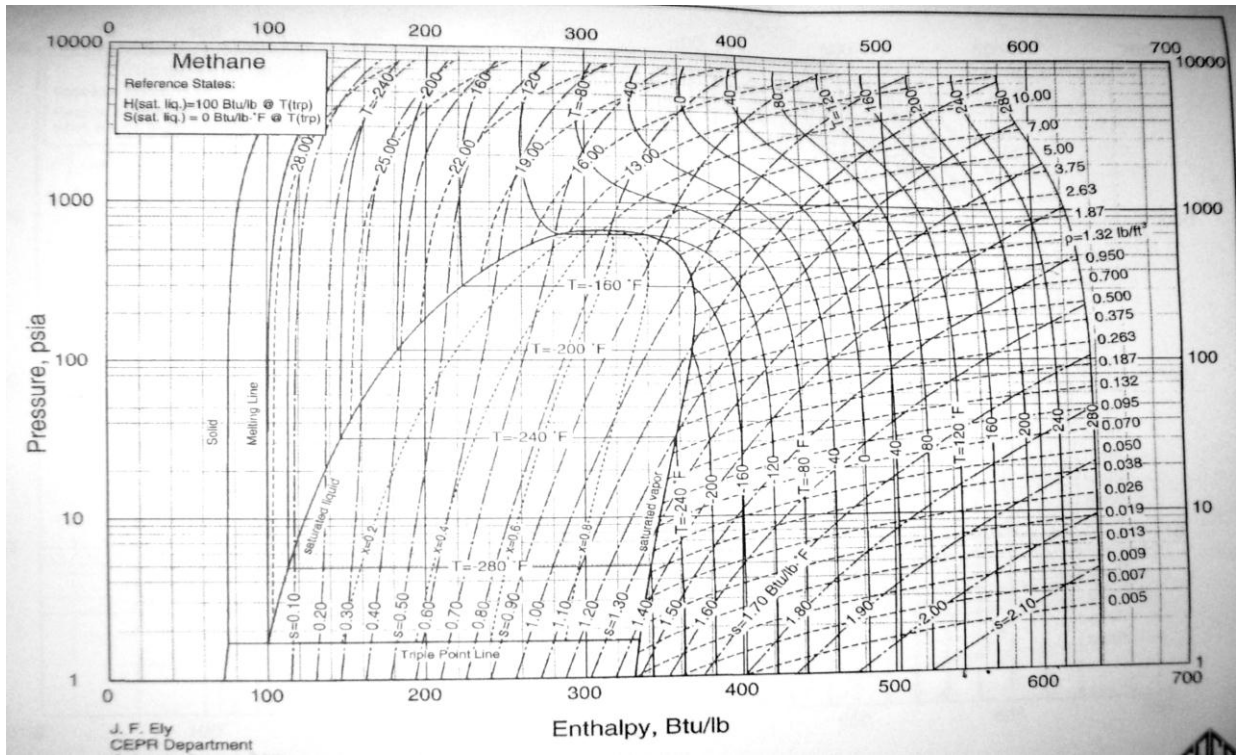




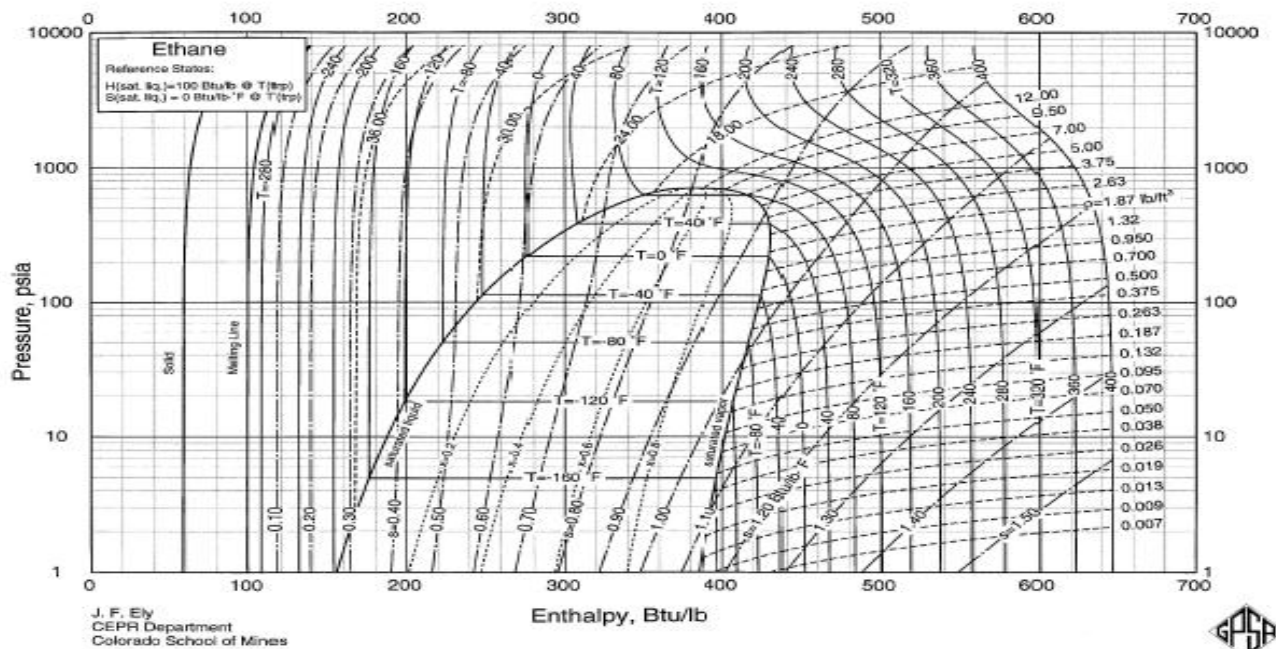




Annexe B



Annexe [B.1] Méthane P-H Diagramme

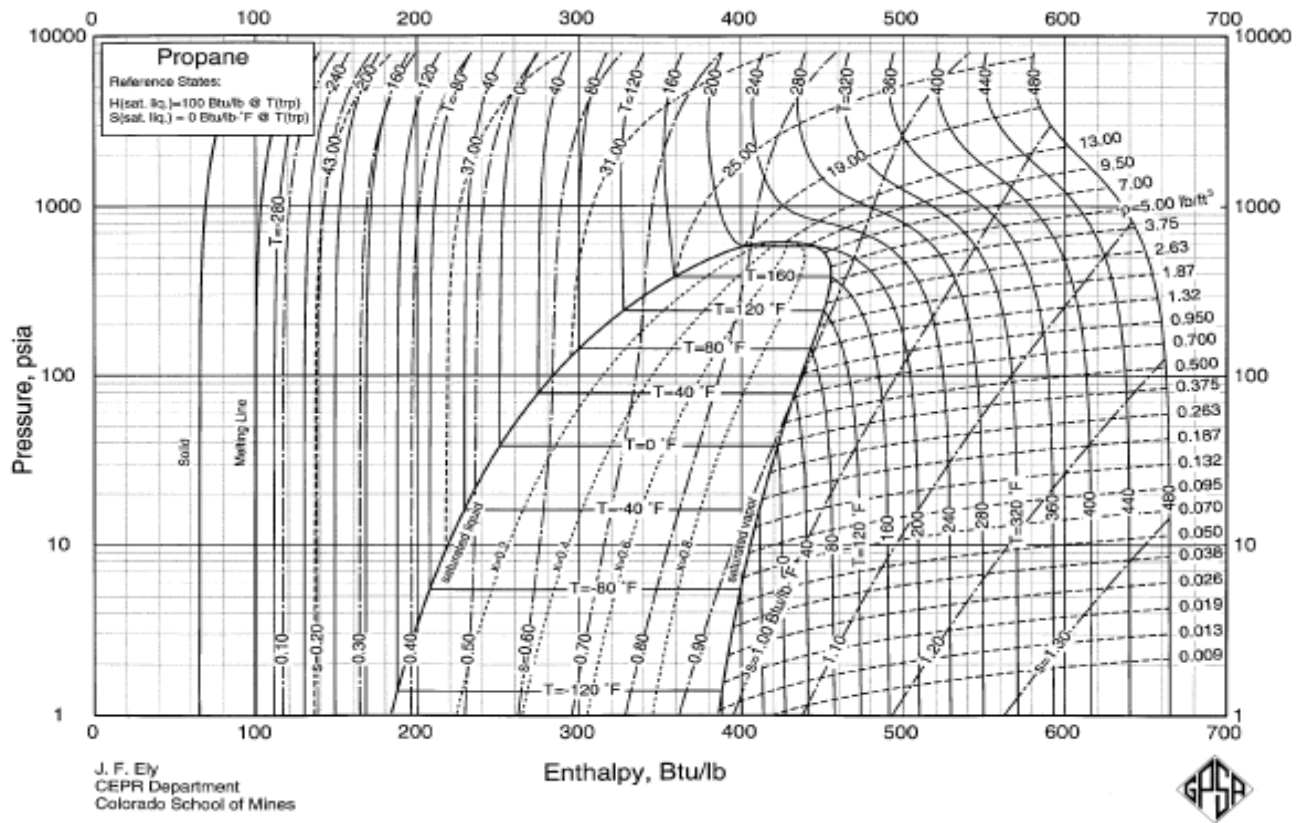


Annexe [B.2] Ethane P-H Diagramme

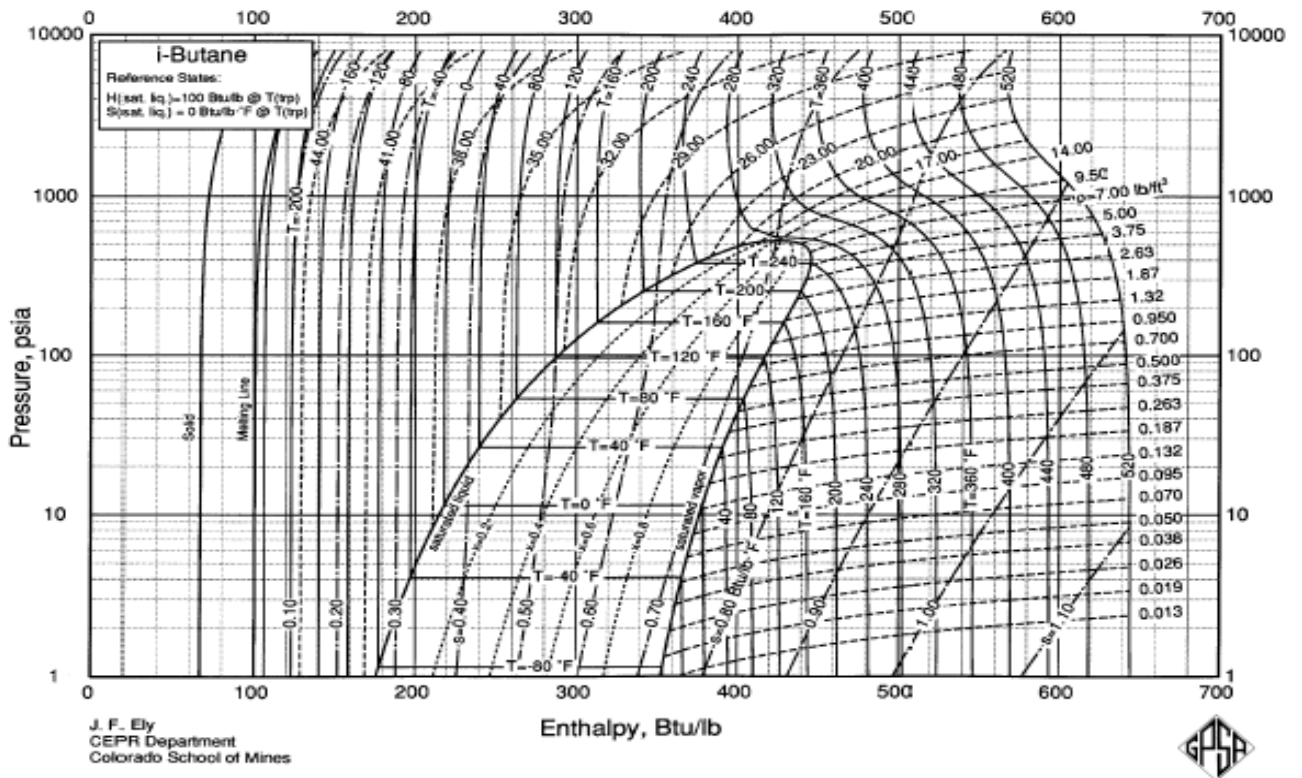




# Annexes



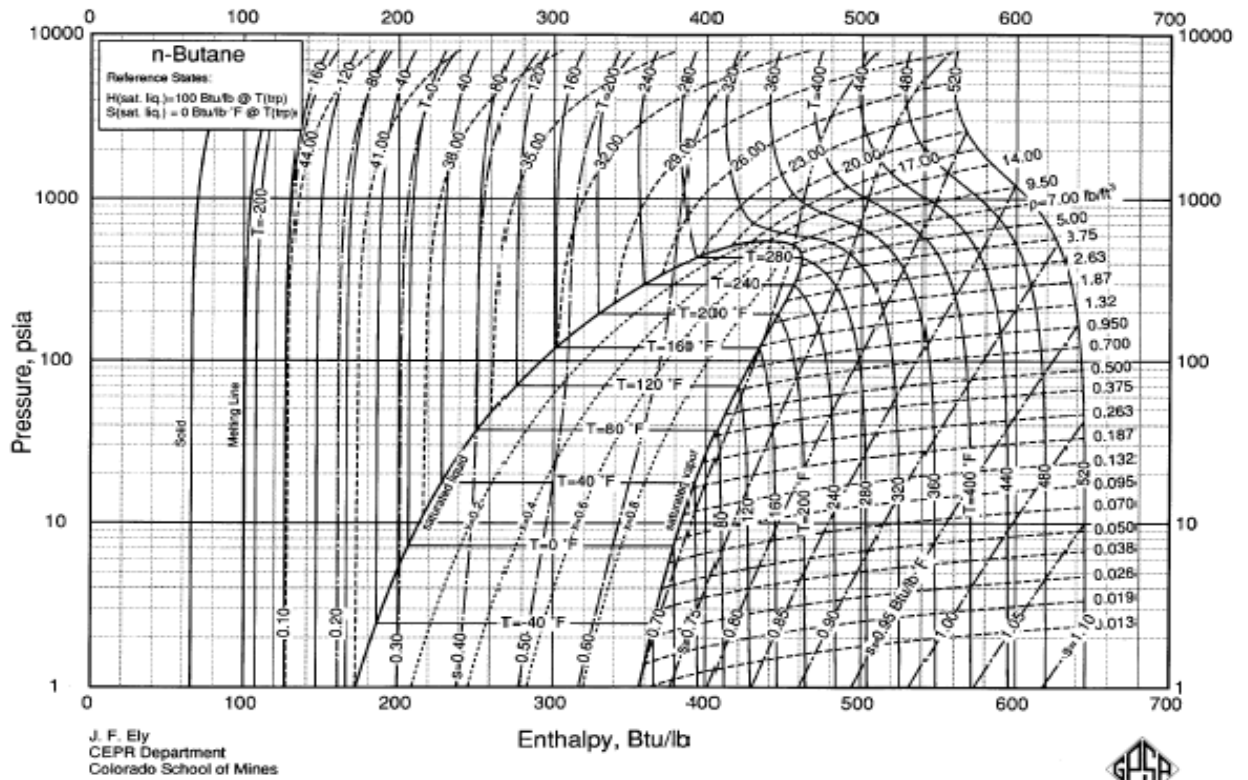
Annexe [B.3] Propane P-H Diagramme



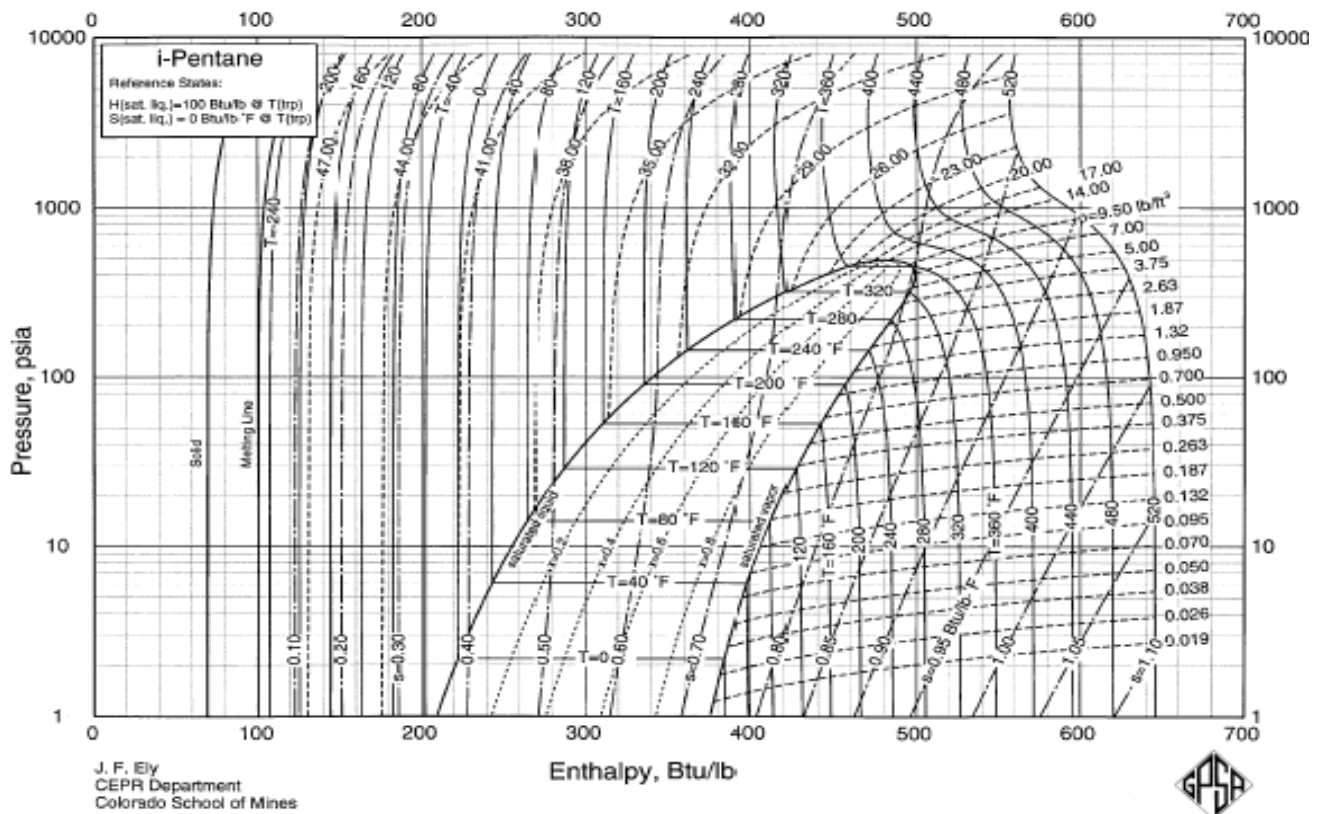
Annexe [B.4] i-Butane P-H Diagramme



# Annexes

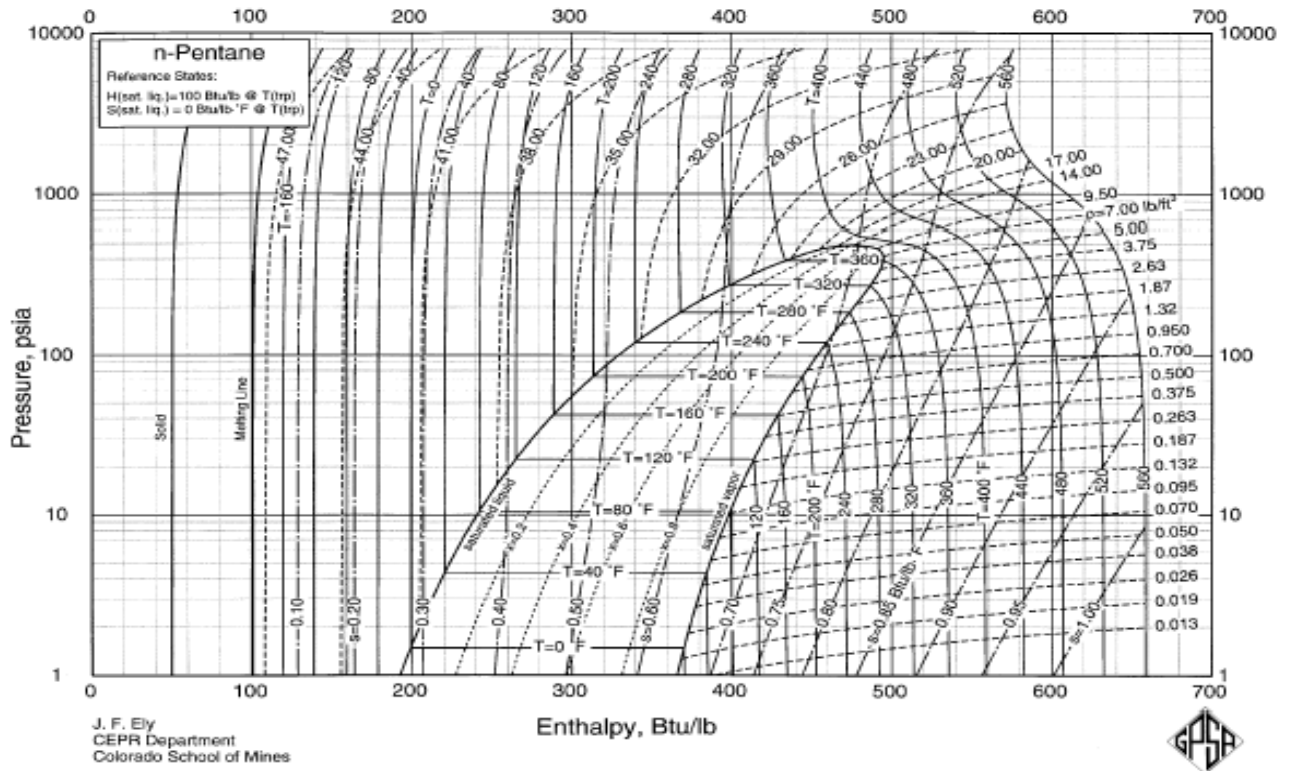


Annexe [B.5] n-Butane P-H Diagramme



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

# Annexes



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

## Annexe C

## III.1 . DISTILLATION

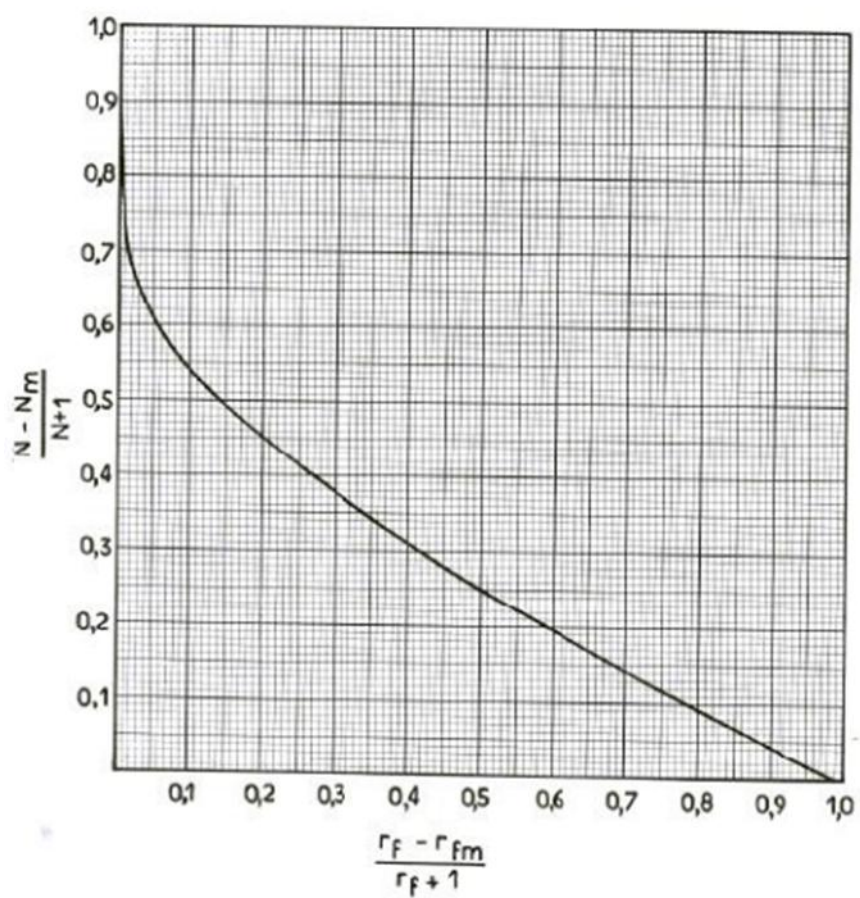


Fig. III.1.95. — Nombre d'étages théoriques  $N$  en fonction du taux de reflux  $r_f$  dans la distillation des mélanges complexes.