



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE MOHAMED KHIDER BISKRA

FACULTE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE
DÉPARTEMENT DE CHIMIE INDUSTRIELLE

Mémoire de Fin d'Étude en Vue de l'Obtention du Diplôme de Master
En Génie des Procédés
Option : Génie chimique

THÈME

*Calcul de vérification et optimisation des
paramètres de fonctionnement du colonne
de Stabilisation PX0-CB-21-01
de l' UTBS*

Présenté par:

RAHIM Khaled et BEN RAHLA Sohaib

Président: M^{me} ADJEL Fatima

Examineur: M^{me} MENASRA Hayet

Encadreur: M^r BEN TEMAM Hachemi

Promotion Juin 2012

REMERCIEMENTS

*Mes remerciements les plus respectueux vont à mon promoteur Mr BEN TEMAM.H
qui nous a dirigé et qui a été à la hauteur de sa noble tâche.*

*Nous tenons aussi à remercier profondément tout le
Personnel de Hassi-Messaoud :*

Mr. GHORAB , chef de Division Exploitation ;

*Messieurs : LASMAR FOUAD, MEDFOUNI SAMIR et BEN AMARA HOSIN et
tous les travailleurs de la Division Exploitation(UTBS) ;*

*Et avec immense plaisir que nous présentons nos vives gratitudees à tous
ceux qui ont contribué de près ou de loin au déroulement de notre stage pratique.*

*Nous à remercier également ;
les membres du jury pour l'honneur qu'il nous fait en acceptant l'évaluation
de notre travail.*

*Finalement nous remercions toutes les enseignants de «DÉPARTEMENT DE
CHIMIE INDUSTRIELLE»*

**nombreuses sont les personnes que nous n'avons pas cité.*

RAHIM KHALED

BEN RAHLA SOHAIB.

Dédicace

Je dédie ce modeste travail à:

Ma très chère mère,

Mon très cher père,

Mes très chers frères et soeurs,

Toute ma famille,

*A tous les enseignants et toutes les enseignantes de
chimie industrielle,*

Et à tous mes amis.

RAHM K

Dédicace

J'ai le grand honneur de dédier ce modeste travail :

*A ceux qui m'ont encouragé et soutenue moralement et
matériellement pendant les moments les plus difficiles et durant
toute ma vie.*

Ma très chère mère

Mon très cher père

A mes très chers frères et mes sœurs

Sans oublier à rendre un grand hommage à

*Mes cousins dans nos mémoires et toute la famille
Khaled . R*

BEN RAHLA . S

SOMMAIRE

SOMMAIRE

Nomenclature

INTRODUCTION GENERALE.....	01
-----------------------------------	-----------

CHAPITRE I : Historique de champ de Hassi Messaoud

I.1. Historique.....	02
I.2. Situation du champ de Hassi Messaoud.....	02
I.2.1. Situation géographique.....	02
I.2.2. Situation géologique.....	03
I.3. Zones et numérotation des puits.....	04
I.4. Intérêt pétrolier.....	05

CHAPITRE II : Généralités sur le pétrole brut

II.1. Généralités sur le pétrole brut.....	07
II.2. Définition du pétrole brut.....	07
II.3. Origine du pétrole brut.....	07
II.4. Classification des pétroles brut.....	07
II.4.1. Classification industrielle.....	08
II.4.2. Classification chimique.....	08
II.4.3. Classification économique (technologique).....	08
II.4.3.a. D'après la teneur en soufre.....	08
II.4.3.b. Selon la teneur potentielle en fractions claires PF=350°C.....	08
II.5. Composition des pétroles brut.....	09

CHAPITRE III : Description de l'unité

III.1. Introduction.....	10
III.2. Vue générale de L'UTBS.....	10
III.3. Description de l'unité.....	13
III.3.1. Unités de Production.....	13

III.3.2. Réseau de Collecte Production de Satellite.....	13
III.3.3. Traitement et Stabilisation d’Huile.....	14
3-3.a) Séparation d’Huile	14
3-3.b) Dessalage.....	15
3-3.c) Stabilisation.....	16
III.3.4. Stockage, Comptage et Expédition de l’Huile Stabilisée.....	19
III.3.5. Traitement et du stockage de l’huile hors spec.....	19
III.3.6. Unité de Compression de Gaz.....	20
III.3.7. L’unité de traitement des eaux huileuses.....	21
III.3.8. Les systèmes utilités.....	21

CHAPITRE IV : Théorie de rectification

IV.1. Introduction.....	23
IV.2. Définition.....	23
IV.3. Description d’une colonne de rectification.....	24
IV.4. Principe de fonctionnement d’une colonne de rectification.....	25
IV.5. Types des colonnes de rectification.....	26
IV.5.1. Colonnes à plateaux.....	26
IV.5.2. Colonnes à garnissage.....	27
IV.6. Lois fondamentales de la rectification.....	27
IV.6.1. Lois de DALTON.....	27
IV.6.2. Lois de RAOULT et d’HENRY.....	27
IV.6.3. Bilan matière de la colonne et de ses zones.....	28
IV.6.4. Utilisation de la volatilité relative.....	32
IV.6.5. Choix de la pression dans la colonne.....	33
IV.6.6. Régime de la température dans la colonne.....	34
IV.6.7. Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge.....	34

IV.6.8. Choix du taux de reflux.....	35
IV.6.8.a. Fonctionnement à reflux minimal.....	36
IV.6.8.b. Taux de reflux optimal.....	36
IV.6.9. Bilan thermique de la colonne.....	36
IV.6.10. Nombre de plateau théorique à reflux opératoire.....	37
IV.6.11. Détermination des dimensions de la colonne.....	39
IV.6.11.a. Hauteur de la colonne.....	39
IV.6.11.b. Nombre de plateaux.....	39
IV.6.11.c. Espacement entre les plateaux.....	40
IV.6.11.d. Diamètre de la colonne.....	40

CHAPITRE V : Partie calcul

Présentation du projet.....	41
V.1. Données de départ.....	42
V.2. Les débits de distillat et du résidu de la colonne PX0-CB-21-01.....	44
V.3. Pression dans les différents zones de la colonne.....	48
V.3.1. Pression de la charge froide (reflux).....	48
V.3.2. la pression au sommet de la colonne.....	48
V.3.3. la pression au fond de la colonne.....	49
V.3.4. la pression de zone d'alimentation chaude.....	49
V.4. Détermination de la température.....	49
V.4.1. Pour l'alimentation chaude et froide.....	49
V.4.2. Dans le sommet de la colonne.....	50
V.4.3. Dans le fond de la colonne.....	51
V.5. Volatilités relatives.....	52
V.6. Taux de vaporisation e'_0 et composition des phases vapeur et liquide d'alimentation.....	54

V.7. Taux de rebouillage.....	57
V.8. Bilan thermique de la colonne.....	58
V.8.1. Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides.....	59
V.8.2. Calcul des charges thermiques.....	62
V.9. Calcul du diamètre de la colonne.....	62
V.10. Calcul de la hauteur de la colonne.....	66

CHAPITRE IV : Partie optimisation et simulation

VI.1. Définition.....	68
VI.2. Le choix du modèle thermodynamique.....	68
VI.3. Remarques concernant l'utilisation des logiciels de simulation.....	69
VI.4. Le choix des paramètres.....	71
VI.5. Présentation des résultats et interprétation.....	72
VI.5.1. Influence de taux reflux froid sur le fonctionnement de la colonne de stabilisation.....	72
VI.5.2. Présentation et interprétation des profils de la colonne de stabilisation.....	76
VI.8. Tableaux comparatifs.....	79

CONCLUSION GÉNÉRALE.....80

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

ANNEXES

Nomenclature

Symboles	Désignation	Unité
C	coefficient qui dépend du type de plateau	
D_i	Débit molaire du constituant « i » dans le distillat	[Kmol/h]
D_{im}	Débit massique partiel du constituant « i » dans le distillat	[Kg/h]
D'	Diamètre de la colonne	[m]
d_4^{20}	Densité mesurée à 20°C	
d_4^{15}	Densité mesurée à 15°C	
e'_0	Taux de vaporisation de la charge	
F	Débit molaire de la charge froide	[Kmol/h]
H_T	La hauteur totale	[m]
H_1	Hauteur de l'espace libre au dessus du plateau supérieur	[m]
H_2	Hauteur de LA zone de rectification	[m]
H_3	Hauteur de la zone d'expansion	[m]
H_4	Hauteur de la zone d'épuisement	[m]
H_5	Hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur	[m]
H_6	L'espace entre le plateau 13 et le plateau 14	[m]
H_p	Distance entre deux plateaux	[m]
h_L	Enthalpie molaire de la charge chaude	[Kcal/kmol]
h_F	Enthalpie molaire de la charge froide	[Kcal/kmol]
h_D	Enthalpie molaire de distillat	[Kcal/kmol]
h_R	Enthalpie molaire de résidu	[Kcal/kmol]
H_0	Enthalpie molaire à l'état vapeur	[Kcal/kmol]
h_0	Enthalpie molaire à l'état liquide	[Kcal/kmol]
k_{iL}	Coefficient d'équilibre du constituant «i» dans la charge chaude	
k_{iF}	Coefficient d'équilibre du constituant «i» dans la charge froide	
k_{iD}	Coefficient d'équilibre du constituant « i » dans le distillat	
k_{iR}	Coefficient d'équilibre du constituant « i » dans le résidu	
$Kuop$	Facteur de caractérisation	
L	Débit molaire de la charge chaude	[Kmol/h]
M_i	Masse molaire du constituant « i »	[Kg/kmol]
M_n	Masse molaire moyenne de la charge chaude et froide	[Kg/kmol]

M_{mR}	Masse molaire moyenne du résidu	[Kg/kmol]
M_{mD}	Masse molaire moyenne du distillat	[Kg/kmol]
N_R	Nombre de plateaux dans la zone de rectification	
N_E	Nombre de plateaux de la zone d'épuisement	
np_1	Nombre de plateau entre le sommet et l'alimentation chaude	
P	Taux de rebouillage	
P_r	La Pression de la charge froide	[bars]
P_S	Pression au sommet de la colonne	[bars]
P_f	Pression au fond de la colonne	[bars]
P_{ac}	La pression de zone d'alimentation chaude	[bars]
P_{Cm}	Pression critique moyenne	[bars]
$P_{r\ m}$	Pression réduits moyenne	[bars]
Q_F	Capacité thermique de l'alimentation froide	[Kcal/h]
Q_L	Charge thermique de l'alimentation chaude	[Kcal/h]
Q_D	Capacité thermique du distillat	[Kcal/h]
Q_R	Capacité thermique du résidu	[Kcal/h]
Q_{Rb}	Capacité thermique du rebouilleur	[Kcal/h]
R	Débit molaire du constituant « i » dans le résidu	[Kmol/h]
R_{im}	Débit massique partiel du constituant « i » dans le résidu	[Kg/h]
R'	Débit molaire de résidu totale	[Kmol/h]
T_{ac}	La température de l'alimentation chaude	[°C]
T_{af}	La température de l'alimentation froide	[°C]
T_s	Température au sommet de la colonne	[°C]
T_f	Température au fond de la colonne	[°C]
T_{Cm}	Température critique moyenne	[°C]
$T_{r\ m}$	Température réduits moyenne	[°C]
V_i	Débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne	[m ³ /h]
V_m	Débit molaire de la vapeur qui quitte la colonne	[Kmol/h]
W	La vitesse des vapeurs	[m/s]
X'_{Fi}	Fraction molaire du constituant « i » dans la charge froide	[mol]
X_{iF}	Fraction massique du constituant « i » dans la charge froide	[mol]
X'_{Li}	Fraction molaire du constituant « i » dans la charge chaude	[mol]
X_{iL}	Fraction massique du constituant « i » dans la charge chaude	[mol]

X'_{Ri}	Fraction molaire du constituant « i » dans le résidu	[mol]
$X'_{0,i}$	Concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide	[mol]
$Y'_{0,i}$	Concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur	[mol]
Y'_{Di}	Fraction molaire du constituant « i » dans le distillat	[mol]
Z	Facteur de compressibilité	

Lettres Grecques

Symboles	Désignation	Unité
ΔP_1	La perte de charge dues aux résistances des plateaux	[bars]
ΔP_2	La perte de charge au niveau de chaque plateau	[bars]
$\alpha_{Lc,i}$	Volatilité relative du constituant « i » dans la charge chaude	
$\alpha_{Lf,i}$	Volatilité relative du constituant « i » dans la charge froide	
α_{Li}	Volatilité relative du constituant « i » dans la zone d'alimentation	
α_{Di}	Volatilité relative du constituant « i » dans le distillat	
α_{Ri}	Volatilité relative du constituant « i » dans le résidu	
α_{iDm}	Volatilité relative moyenne dans la zone de rectification	
α_{iRm}	Volatilité relative moyenne dans la zone d'épuisement	
ρ_V	Le poids spécifique de la vapeur dans les conditions de fonctionnement	[Kg/m ³]
ρ_L	Le poids spécifique du liquide dans les conditions de fonctionnement	[Kg/m ³]
ρ_{Li}	La masse volumique du constituant (i) aux conditions opératoires	[Kg/m ³]
φ	Constante qui varie entre les volatilités relatives des constituants clés lourds et le plus volatiles.	

Abbreviations

API : American Petroleum Institute.

CFPA : The Center for Professional Advancement.

UTBS : unité de traitement de brut sud.

CIS : centre industriel sud.

GPL : Gaz de pétrole liquéfié

TVR : tension de vapeur Reid

HEH : Haoud El Hamra

Liste des Fuguer

<i>Fig. I. 1: Situation géographique du champ de Hassi Messaoud.....</i>	<i>3</i>
<i>Fig. I. 2: Répartition des zones pétrolifères et gazéifères.....</i>	<i>4</i>
<i>Fig. I. 3: Zones de production.....</i>	<i>5</i>
<i>Fig. III. 1: Plan général de l'UTBS.....</i>	<i>12</i>
<i>Fig. III. 2: Réseau de Collecte du Brut.....</i>	<i>14</i>
<i>Fig. III. 3: Séparation d'Huile.....</i>	<i>15</i>
<i>Fig. III. 4: Dessalage.....</i>	<i>16</i>
<i>Fig. III. 5: Stabilisation.....</i>	<i>18</i>
<i>Fig. III. 6: Système d'Huile Hors-Spec.....</i>	<i>22</i>
<i>Fig. III. 7: Compression de Gaz.....</i>	<i>21</i>
<i>Fig.IV. 1: Schéma simplifié Rectification.....</i>	<i>23</i>
<i>Fig.IV. 2: Schéma d'une colonne à plateaux.....</i>	<i>25</i>
<i>Fig.IV. 3: Représentation d'une tour à plateaux.....</i>	<i>26</i>
<i>Fig.IV. 4: Schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification.....</i>	<i>30</i>
<i>Fig.IV. 5: Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement.....</i>	<i>31</i>
<i>Fig.IV. 6: Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation.....</i>	<i>33</i>
<i>Fig. VI. 1: Schéma technologique de la simulation.....</i>	<i>70</i>
<i>Fig. VI. 2: Schéma synoptique du colonne de stabilisation.....</i>	<i>72</i>
<i>Fig. VI. 3: Influence du taux de reflux en fonction la TVR.....</i>	<i>73</i>
<i>Fig. VI. 4: Influence du taux de reflux en fonction du poids moléculaire.....</i>	<i>74</i>
<i>Fig. VI. 5: Influence du taux de reflux en fonction de duty four.....</i>	<i>74</i>
<i>Fig. VI. 6: Influence du taux de reflux en fonction de la température de sommet.....</i>	<i>75</i>
<i>Fig. VI. 7: Influence du taux de reflux en fonction de la température de fond de colonne.....</i>	<i>75</i>

<i>Fig. VI. 8: Influence du taux de reflux en fonction de U.A Préchauffeur du stabiliseur.....</i>	<i>76</i>
<i>Fig. VI. 9: Le profil de température au niveau de chaque plateau.....</i>	<i>77</i>
<i>Fig. VI. 10: Le profil de pression au niveau de chaque plateau.....</i>	<i>77</i>
<i>Fig. VI. 11: Le Profil des débits molaires du liquide et de la vapeur au niveau de chaque plateau</i>	<i>78</i>

Liste des tableaux

Tableau [V-1]: Composition de la charge chaude.....	42
Tableau [V-2]: Composition de la charge froide.....	43
Tableau [V-3]: Composition et débits molaire et massique du distilla.....	47
Tableau [V-4]: Composition et débits molaire et massique du résidu	48
Tableau [V-5]: Coefficients d'équilibre des constituants D'alimentation.....	50
Tableau [V-6]: Coefficients d'équilibre des constituants du distillat.....	51
Tableau [V-7]: Coefficients d'équilibre des constituants du residu.....	52
Tableau [V-8]: les volatilités relatives de la charge de la colonne.....	53
Tableau [V-9]: Volatilités moyennes.....	54
Tableau [V-10]: Fractions des phases liquide et vapeur de l'alimentation chaude.....	56
Tableau [V-11]: Verification du taux de vaporisation.....	57
Tableau [V-12]: Calcul M_{moy} de la charge Chaud à l'état liquide et vapeur.....	59
Tableau [V-13]: Calcul M_{moy} du distillat a l'état liquide et vapeur.....	61
Tableau [V-14]: Représentant la température et la pression critiques moyennes du Distillat.....	64
Tableau [V-15]: Calcul de la masse volumique du constituant au sommet de la Colonne.....	65
Tableau [V-16]: Tableau récapitulatif et de comparaison entre les dimensions réelles et calculées.....	67
Tableau [VI -1]: Influence de taux reflux froid sur le fonctionnement du colonne de Stabilisation	73
Tableau [VI -2]: Les paramètres de fonctionnement de la colonne P10-CB-21-01.....	79

Glossaire

1. TERMES GENERAUX

1.1. Point initial de distillation

Température relevée au moment où la première goutte de distillat tombe de l'extrémité du condenseur lors d'une distillation effectuée selon une méthode normalisée.

1.2. Point final de distillation

Température maximale relevée au cours de l'essai de distillation effectué suivant une méthode normalisée.

1.3. Intervalle de distillation

Intervalle de température qui définit une coupe par son point initial et son point final de distillation.

1.4 .Coupe

Distillat obtenu entre deux températures déterminées au cours d'une opération de distillation.

1.5. Point de bulle

Température à laquelle apparaît la première bulle de vapeur.

1.6 .Point de rosée

Température à laquelle apparaît la première goutte de liquide à une pression fixe en refroidissant progressivement.

1.7. Reflux

Quantité d'un produit issu de distillation servant à contrôler la température à différentes zones de la colonne de distillation.

2. PRODUITS ET MATIERES PREMIERES

2.1. Pétrole brut

Huile minérale existant à l'état naturel (avant raffinage et autre traitement), constituée essentiellement d'hydrocarbures.

Le pétrole brut peut être de nature paraffinique, asphaltique ou mixte selon la présence dans le résidu après distillation de paraffines, de bitumes ou d'un mélange des deux.

2.2 .Gaz naturel

Hydrocarbures gazeux (principalement du méthane) provenant de gisements souterrains et dont la production peut être associée à celle du pétrole brut.

Ce gaz est désigné comme « humide » ou « sec » suivant la proportion d'hydrocarbures facilement condensables qu'il contient. Ce terme s'applique également au gaz épuré.

2.3. Distillat de tête

Fraction la plus volatile du produit traité passant en tête de distillation.

3. PROPRIETES ET ESSAIS

3.1. Tension de vapeur

Pression exercée par les vapeurs émises par un produit pétrolier dans un appareil approprié et dans des conditions normalisées.

La tension de vapeur, à une température donnée, mesure la tendance des molécules à s'échapper d'une phase liquide pour engendrer une phase vapeur en équilibre thermodynamique.

L'essai de tension de vapeur est très important, car il indique d'une manière directe, la teneur en produits très légers qui conditionnent la sécurité au cours du transport.

4.2. Stabilisation

Procédé de séparation des fractions légères du pétrole brut en vue d'en abaisser la tension de vapeur.

4.3. Volatilité

A l'équilibre, la concentration de tout composant présent dans la phase liquide peut être reliée à sa concentration dans la phase vapeur par le coefficient de partage appelé « volatilité absolue ».

4.4. Engorgement par entraînement

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

4.5. Entraînement

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

L'efficacité du plateau est réduite car il y a une diminution des forces motrices d'absorption due au versement du liquide du plateau moins volatile sur le plateau de plus grande volatilité. Dans ce cas, la colonne s'approche du point d'engorgement, car la quantité du liquide sur le plateau supérieur augmente.

INTRODUCTION

GENERALE

INTRODUCTION GENERALE

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

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

L'Algérie est riche en pétrole brut. Dans certain cas, ce pétrole contient des quantités importantes de composé hydrocarbonique plus léger tel que le méthane. Il faut alors de séparer ces hydrocarbures légers et de les employer pour d'autres utilisations.

L'usine de l'UTBS (unité de traitement de brut sud) comprend trois unités de traitement d'huile.

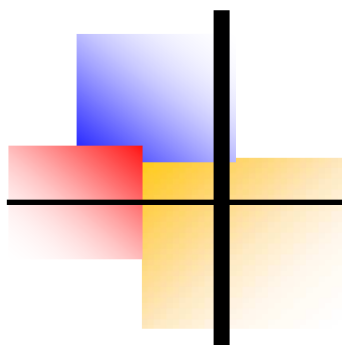
L'unité de traitement permet d'atteindre les spécifications requises pour l'expédition en termes de TVR (entre 7 et 10 psi selon la température de stockage de l'huile stabilisée), de salinité (40 mg/l) et de teneur en eau (0,1% volume).

Le but de ce travail est la vérification et l'optimisation des paramètres de fonctionnement d'une colonne de stabilisation du pétrole brut , la rectification permet d'atteindre une meilleure récupération en hydrocarbures intéressants (iC_5-nC_{12}) avec une bonne pureté et élimination des composants légers à haute tension de vapeur (C_1 , C_2 , C_3 et C_4).

Notre travail est composé de 6 chapitres :

- Historique de la région de Hassi Messaoud.
- Généralités sur le brut.
- Description générale de L'UTBS.
- Théorie de la rectification.
- Calculs des paramètres de la colonne.
- Simulation et optimisation des paramètres de la colonne.

Et finalement en termine par une conclusion générale.



CHAPITRE I

HISTORIQUE DU CHAMP DE HASSI MESSAOUD

I.1. Historique

Après la mise en évidence par la sismique réfraction de la structure de Hassi Messaoud comme étant un vaste dôme structural, la société « SN REPAL » implanté le 16 janvier 1956, le premier puit Md1, pas loin du puits chamelier de Hassi Messaoud. Le 15 juin de la même année, ce forage a recoupé des grès cambriens à 3338 m comme étant producteurs d'huile.

En mai 1957, la société « CFPA » réalise un puits Om1 à environ 7Km au Nord-Nord-Ouest du puits Md1, ce forage confirmait l'existence d'huile dans les grès du Cambrien.

Par la suite, le champ de Hassi Messaoud fut divisé en deux concessions distinctes : « C.F.P.A » pour le champ Nord. « SN.REPAL » pour le champ Sud.

La mise en production avait commencé en 1958 avec 20 puits d'exploitation.

Dès lors, les forages se sont développés et multipliés sans cesse, jusqu'à arriver à plus de 950 puits. Après plusieurs années de production, la pression du gisement a énormément chuté ce qui a incité à utiliser les méthodes de récupération secondaire (injection de gaz, d'eau, fracturation, acidification, etc...).

I.2. Situation du champ de Hassi Messaoud

I.2.1. Situation géographique

Le champ de Hassi Messaoud est considéré comme l'un des plus grands gisements dans le monde. Il fait partie d'un ensemble de structures formant la partie Nord de la province Triasique, et se situe à environ 850 km au Sud-Sud-Est d'Alger, à 280 km au Sud-Est du gisement de gaz-condensat de Hassi R'Mel et à 350 km à l'Ouest de la frontière tunisienne (Fig. I.1). Il s'étend sur 2500 km², il a pour coordonnées Lambert :

X = [790.000 - 840.000] Est.

Y = [110.000 - 150.000] Nord.

Et il est encadré par les latitudes 31°.30' et 32°.00' et les longitudes 5°.40' et 6°.20'.



Fig. I.1 : Situation géographique du champ de Hassi Messaoud.

1.2.2. Situation géologique

Par rapport aux gisements, le champ de Hassi Messaoud est limité (Fig. I.2) :

au Nord-Ouest par les gisements de Ouargla (Guellela, Ben Kahla et Haoud Berkaoui).

au Sud-Ouest par les gisements d'El Gassi, Zotti et El Agreb.

au Sud-Est par les gisements Rhourde El Baguel et Mesdar.

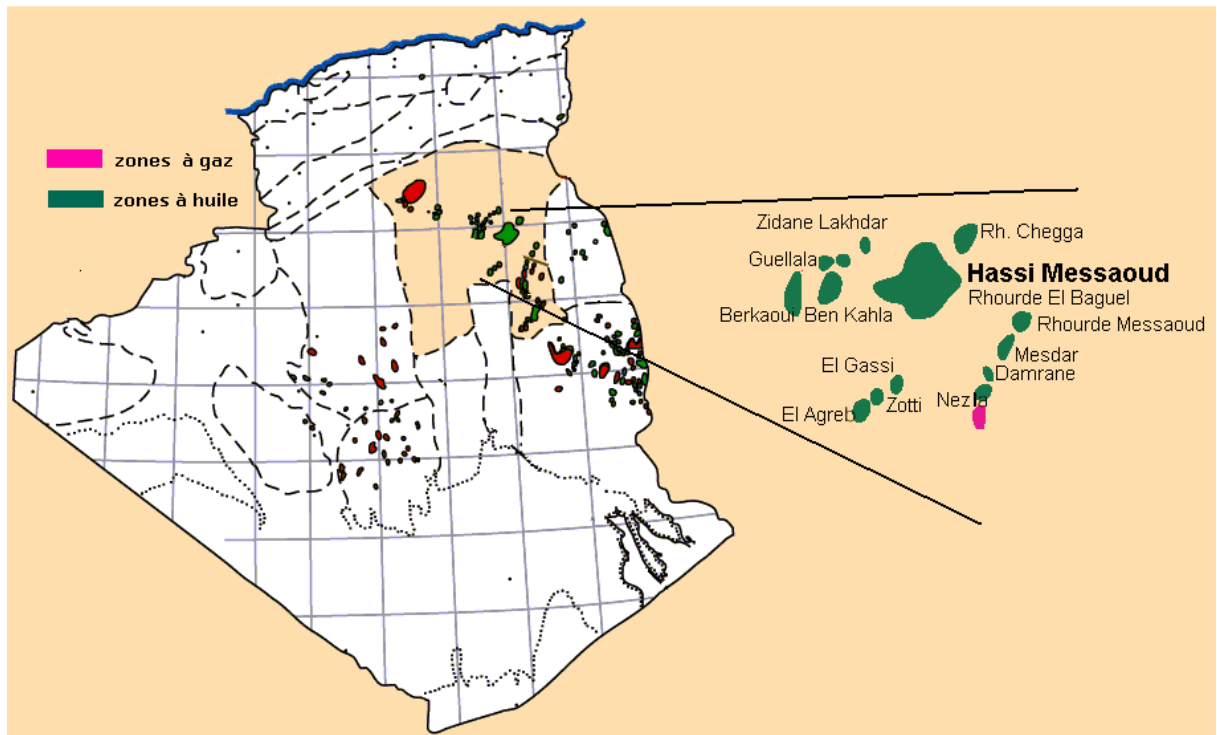


Fig. I.2 : Répartition des zones pétrolifères et gazifières.

Le môle de Hassi Messaoud est le résultat d'une histoire paléotectonique assez compliquée, c'est le prolongement de la dorsale d'Amguid El Biod de plus de 800 km de long. Sa structure fait partie d'un ensemble de structures formant la province triasique Nord orientale.

Géologiquement, il est limité :

à l'Ouest par la dépression d'Oued Mya.

au Sud par le môle d'Amguid El Biod.

au Nord par la structure Djammâa-Touggourt.

à l'Est par les hauts-fonds de Dahar, Rhourde El Baguel et la dépression de Ghadames.

I.3. Zones et numérotation des puits

L'évolution des pressions des puits en fonction de la production a permis de subdiviser le gisement de Hassi Messaoud en 25 zones dites de production, d'extension variable. Ces zones sont relativement indépendantes et correspondent à un ensemble de puits

communiquant entre eux et non pas avec ceux des zones avoisinantes, et se comportant de la même manière du point de vue pression de gisement. Les puits d'une même zone drainent conjointement une quantité d'huile en place bien établie. Toutefois, il est important de souligner que le facteur pression ne peut être le seul critère de caractérisation des zones (Fig. I.3).

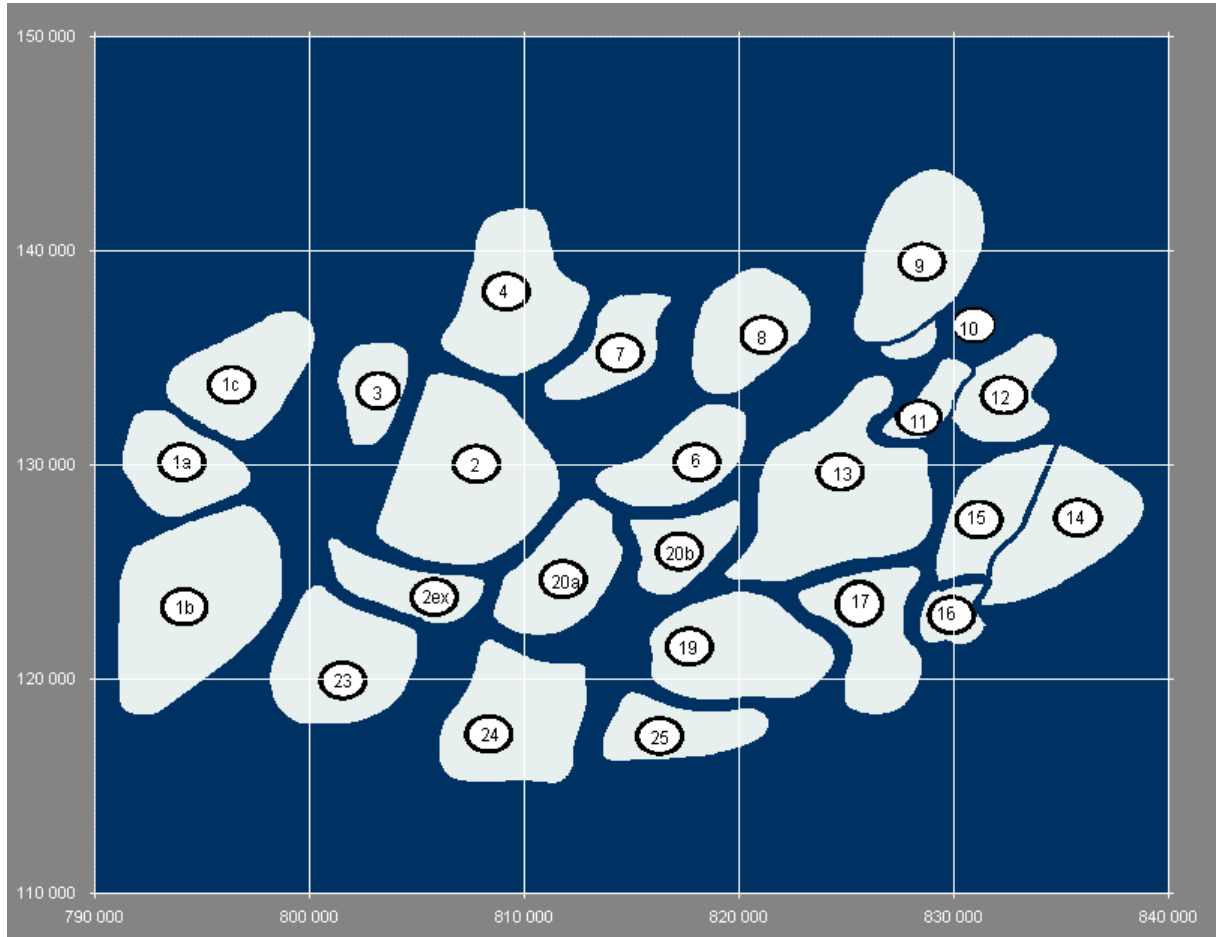


Fig. I.3 : Zones de production.

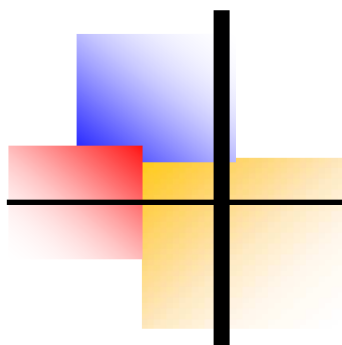
I.4. Intérêt pétrolier

Le champ de Hassi-Messaoud de par sa superficie et ses réserves est considéré parmi les plus grands gisements du monde avec une pression de gisement variant de 120 à 400 kgf/cm², une température de l'ordre de 118°C à 123°C et une perméabilité très faible de 0 à 1darcy.

Le réservoir est lié au grès-quartzétiques du Combrien, l'horizon le plus productif est lié aux lithozones Ra et RI dont les qualités pétrophysiques sont assez bonnes. La couverture est assurée par une épaisse et étanche assise argilo-salifère du Trias. Le champ

de Hassi-Messaoud est considéré comme une mosaïque de gisement, délimitée par les barrières de perméabilité.

Après plus de 40 années de production et plus d'une centaine de puits forés, la logique géologique de ce champ demeure énigmatique, c'est ainsi que certaines zones produisent en déplétion et d'autres sont en récupération secondaire par injection de gaz et d'eau.



CHAPITRE II

GENERALITES SUR LE PETROLE BRUT [12]

II.1. Généralités sur le pétrole brut

La découverte du pétrole date de la plus haute antiquité; considéré sous l'angle de son emploi comme produit énergétique, le pétrole est d'abord un carburant. Il a permis à l'industrie de se développer et à l'aviation de prendre son essor [1].

II.2. Définition du pétrole brut

Le pétrole, vient du mot latin « petra » pierre et « oleum » huile (soit « huile de pierre »). C'est un liquide brun plus ou moins visqueux d'origine naturelle, mélange complexe d'hydrocarbures. Son exploitation est l'un des piliers de l'économie industrielle contemporaine, car il fournit la quasi totalité des carburants liquides. Le pétrole est aussi souvent appelé or noir en référence à sa couleur et à son coût élevé[2].

II.3. Origine du pétrole brut

Le pétrole, est une roche liquide carbonée, ou huile minérale de couleur variant du vert au brun noir et dégage une odeur caractéristique. Énergie fossile, son exploitation est l'un des piliers de l'économie industrielle contemporaine, car il fournit le quasi totalité des carburants liquides.

Il s'est formé dans des lagunes peu profondes par décomposition de matières organiques accumulées en milieu anaérobique. Celles-ci se sont transformées en gaz et en liquide plus ou moins visqueux qui est le pétrole ; ces transformations sont très lentes. En raison de sa faible densité, il a tendance à migrer jusqu'à être piégé dans une couche poreuse qui donne alors la roche réservoir, coincée entre deux couches imperméables. C'est là où se trouvent les gisements [3].

Il existe une grande diversité de pétroles bruts aussi bien du point de vue physique que du point de vue de la composition chimique ce qui entraîne des conditions spécifiques de production, de transport, de stockage et de raffinage selon les pétroles et les produits qui en dérivent, d'où la nécessité d'une connaissance, la plus exacte possible, de leur composition [4].

II.4. Classification des pétroles bruts

Il est possible de distinguer les différents types de pétrole selon leur densité, leur fluidité, leur teneur en soufre et autres impuretés (vanadium, mercure et sels) et leur teneur

en différentes classes d'hydrocarbures. Le pétrole est alors paraffinique, naphténique ou aromatique[5].

Il est aussi possible de les classer parfois selon leur provenance (golfe Persique, mer du Nord, Venezuela, Nigeria), car le pétrole issu de gisements voisins a souvent des propriétés proches.

II.4.1. Classification industrielle

Les pétroles sont répartis dans la partie industrielle en : légers, moyens et lourds, déterminés par simple mesure de densité tels que[5] :

- § Pétrole léger avec : $d_4^{15} < 0.828$
- § Pétrole moyen avec : $0.828 < d_4^{15} < 0.884$
- § Pétrole lourd avec : $d_4^{15} > 0.884$

II.4.2. Classification chimique

Cette classification divise le pétrole selon la prédominance de l'une des familles d'hydrocarbure, ils peuvent être[5] :

- § Paraffiniques
- § Naphténiques
- § Aromatiques
- § Mixtes : Paraffino-aromatiques

II.4.3. Classification économique (technologique)

La méthode est basée sur la connaissance de la[5] :

- § Teneur potentielle en soufre dans le pétrole et les fractions pétrolières
- § Teneur en fractions claires avec PF=350°C.
- § Teneur potentielle en fraction d'huiles de base et leurs qualités.
- § Teneur en paraffines.

II.4.3.a. D'après la teneur en soufre

Le pétrole se divise en trois classes[5] :

- A faible teneur, lorsque le pétrole ne contient pas plus de 0.5%
- A moyen teneur, lorsque le pétrole contient entre 0.5-2%
- Sulfureux lorsque sa teneur >2%

II.4.3.b. Selon la teneur potentielle en fractions claires PF=350°C [5]

- Teneur élevée PF = 350°C >45% (pétrole léger)
- Teneur moyenne entre 30 et 45% (pétrole moyen)
- Teneur faible < 30% (pétrole lourd)

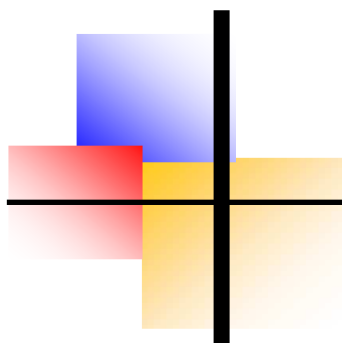
II.5. Composition des pétroles bruts

Le pétrole brut est un mélange complexe d'hydrocarbures de différentes familles (paraffinique, naphténique, aromatique) associés à des composés organiques (oxygénés, azotés, sulfurés) ainsi qu'à des traces de métaux particuliers (Vanadium, Molybdène, Nickel) [3].

Les hydrocarbures constituent les éléments essentiels des pétroles ; leurs molécules ne contiennent que du carbone et de l'hydrogène dont les teneurs sont respectivement (83%-87%) et (11%-14%) ; elles se divisent en plusieurs familles chimiques selon leurs structures [3].

Toutes ces structures sont basées sur la tétravalence du carbone.

La composition du pétrole dépend du lieu où il est extrait, il y a actuellement une centaine de bruts différents sur le marché pétrolier caractérisés par leurs densités (lourds, moyens ou légers) souvent exprimées en degrés API (American Petroleum Institute). On distingue trois catégories d'hydrocarbures présents dans les fractions des pétroles bruts : les alcanes ou paraffines (18 à 65%), les cycloalcanes ou naphtènes (25 à 90%) et des composés aromatiques (jusqu'à 15%). Il n'y a pas d'alcènes (oléfines) ni d'alcynes [3].



CHAPITRE III

DESCRIPTION DE L'UNITE [6]

III.1. Introduction

Un gisement produit un mélange d'hydrocarbures lourds et légers sous forme liquide et gazeuse auxquels peuvent s'ajouter d'autres constituants non hydrocarbonés (tels que de l'azote, du gaz carbonique, de l'hydrogène sulfuré, ...), de l'eau plus ou moins salée, éventuellement des solides. Cet effluent ne peut être vendu tel quel.

Les transporteurs ainsi que les clients (raffineurs, gaziers, ...) demandent des produits satisfaisant à certaines spécifications, en particulier vis ou nuisibles.

Les installations de production surface ont pour objectif de réaliser les différentes opérations de traitement des effluents de puits afin de respecter les spécifications demandées par le client. Ceci englobe :

- la collecte des effluents depuis les puits jusqu'au centre de traitement.
- les installations de traitement des effluents des puits proprement dites et leurs liaisons.
- éventuellement le stockage des produits après traitement.
- les ouvrages d'évacuation des produits finis jusqu'aux points de livraison.

Pour cela, SONATRACH a décidé de construire le complexe d'UTBS [6].

III.2. Vue générale de L'UTBS

L'UTBS est une nouvelle unité de traitement de brut destinée à recevoir et traiter l'huile non stabilisée provenant de six champs satellites existants de la région d'Hassi-Messaoud Sud et d'expédier l'huile stabilisée vers le centre de stockage situé à Haoud El Hamra via le pipeline 24'' CIS-HEH.

Le traitement consiste à dessaler et à stabiliser le brut provenant des satellites. Le gaz associé est utilisé comme gaz combustible, l'excédant étant envoyé vers l'unité de GPL située au CIS. L'eau nécessaire au lavage du brut provient de deux puits d'eau d'Albien. Les eaux huileuses traitées sont envoyées vers l'unité d'injection d'eau située à OMN77 ou, en secours, vers le bassin d'évaporation [6].

L'UTBS comprend les unités suivantes :

- Un réseau de collecte de brut (6 pipelines) pour acheminer l'huile non stabilisée des satellites existants vers la nouvelle installation.

- Trois unités de traitement de brut afin de dessaler et stabiliser le brut provenant de ces satellites.
- Une unité de compression comportant 4 trains.
- Une unité de traitement d'huile hors-spec et un bac de stockage d'huile hors-spec.
- Quatre bacs de stockage d'huile stabilisée.
- Une pomperiez d'expédition de l'huile stabilisée.
- Un système de comptage d'huile stabilisée.
- Une unité de traitement des eaux huileuses.
- Des pipelines d'expédition (huile stabilisée, gaz associé, eau traitée).
- Les systèmes utilités nécessaires aux unités de procédés.

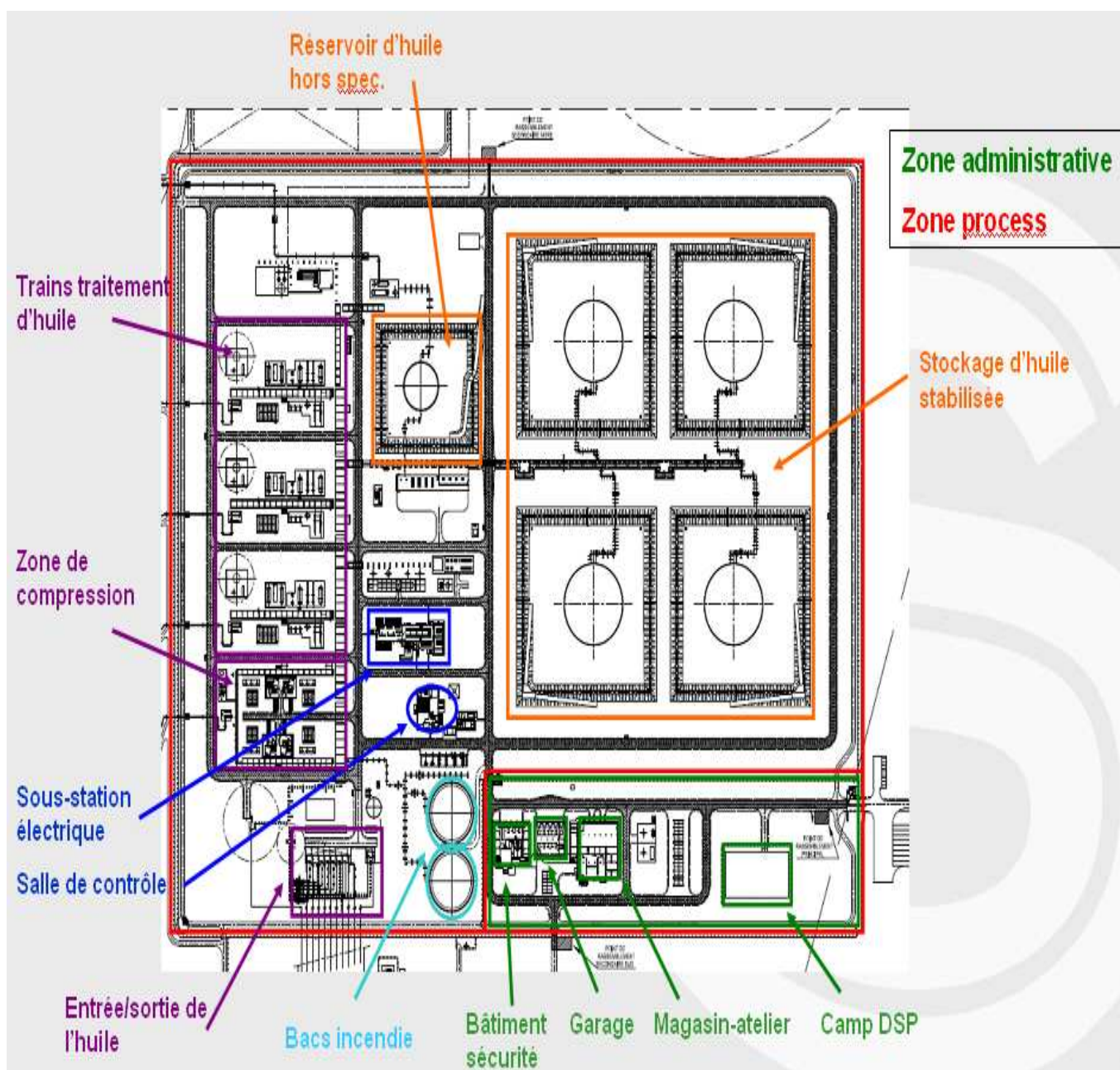


Fig. III.1 : Plan général de l'UTBS

III.3. Description de l'unité

III.3.1. Unités de Production

L'UTBS comprend trois unités de traitement d'huile identiques pouvant produire chacune 100 000 barils par jour d'huile stabilisée à partir du brut provenant des satellites existants. Les unités de traitement permettent d'atteindre les spécifications requises pour l'expédition en termes de TVR (entre 7 et 10psi selon la température de stockage de l'huile stabilisée), de salinité (40mg/l) et de teneur en eau (0.1% volume).

En fonctionnement normal, le brut non stabilisé provenant des satellites existants est réparti vers les unités de traitement de brut de l'UTBS. Si le débit d'huile provenant des satellites est supérieur à la capacité des unités de traitement en service, l'excédent est dirigé vers l'unité de traitement d'huile hors-spec [6].

III.3.2. Réseau de Collecte Production de Satellite

Des puits producteurs alimentent les plateformes satellites existantes où une première séparation huile/gaz/eau est réalisée. Au niveau de chaque plateforme satellite, le brut non stabilisé est pompé du séparateur triphasique vers la nouvelle unité UTBS via le nouveau réseau de collecte.

Un ensemble de connexions ("tie-ins") est réalisé afin de relier les plateformes satellites existantes au nouveau réseau de collecte [6].

Le nouveau réseau de collecte permet d'acheminer le brut non stabilisé des plateformes satellites existantes vers le manifold M01 situé à l'entrée de l'UTBS :

- le satellite W1C est connecté au manifold M01 par un pipeline enterré de 20''
- le satellite W1A est connecté au manifold M01 par un pipeline enterré de 12''
- le satellite W2A est connecté au manifold M01 par un pipeline enterré de 12''
- le satellite E1C est connecté au manifold M01 par un pipeline enterré de 14''
- le satellite E2A est connecté au manifold M01 par un pipeline enterré de 10''
- le satellite S1A est connecté au manifold M01 par un pipeline enterré de 10''

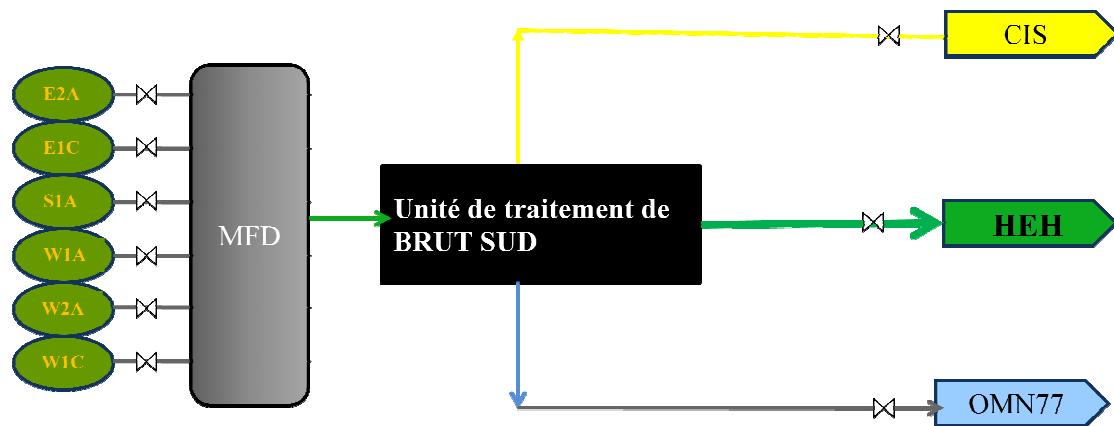


Fig. III.2 : Réseau de Collecte du Brut

III.3.3. Traitement et Stabilisation d'Huile

3.3.a. Séparation d'Huile

La séparation huile/eau/gaz se fait sur deux étages, le premier étage de séparation est constitué d'un ballon de séparation triphasique et le second étage d'un ballon biphasique.

Le brut non traité arrivant de M01 est envoyé dans le premier étage de séparation (séparateur tri-phasique). Les gaz sont séparés puis envoyés vers le système de compression. L'eau est envoyée vers le traitement des eaux huileuses.

L'huile est ensuite réchauffée jusqu'à 70°C dans un échangeur brut non traité/brut stabilisé constitué de deux calandres disposées en série. La température de sortie est contrôlée par l'intermédiaire d'un by-pass coté calandre. L'huile réchauffée alimente le deuxième étage de séparation (séparateur bi-phasique). Les gaz séparés sont également envoyés vers le système de compression [6].

Le brut est ensuite renvoyé par une pompe (2 x 100%) vers le système de dessalage.

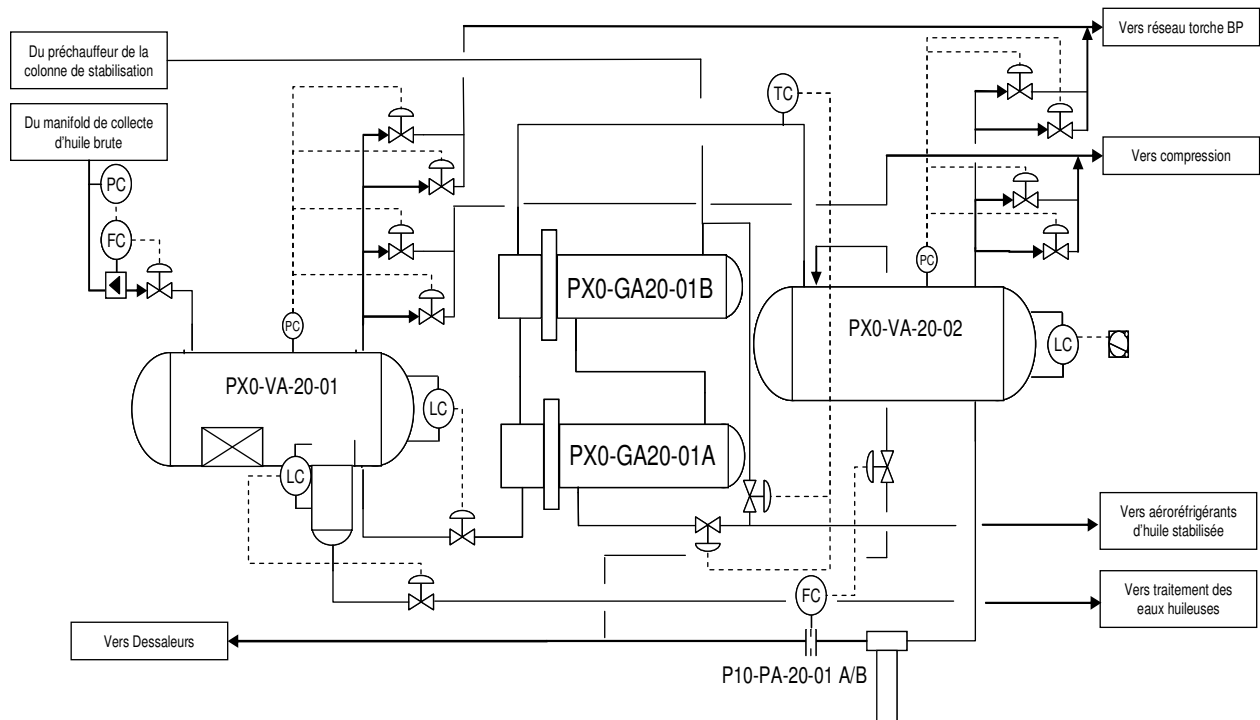


Fig. III.3 : Séparation d'Huile

3.3.b. Dessalage

Le système de dessalage est constitué de deux dessaleurs électrostatiques en série avec injection d'eau de lavage à l'entrée du deuxième dessaleur. L'eau extraite du deuxième étage sous contrôle de niveau d'interface est entièrement recyclée vers l'entrée du premier étage par l'intermédiaire d'une pompe (2 x100%). L'eau extraite du premier étage est envoyée sous contrôle de niveau d'interface vers l'unité de traitement des eaux huileuses.

Chaque dessaleur électrostatique est équipé d'une vanne de mélange à son entrée.

L'eau de lavage provient d'un puits d'eau (albien) foré par le Maître de l'Ouvrage [6].

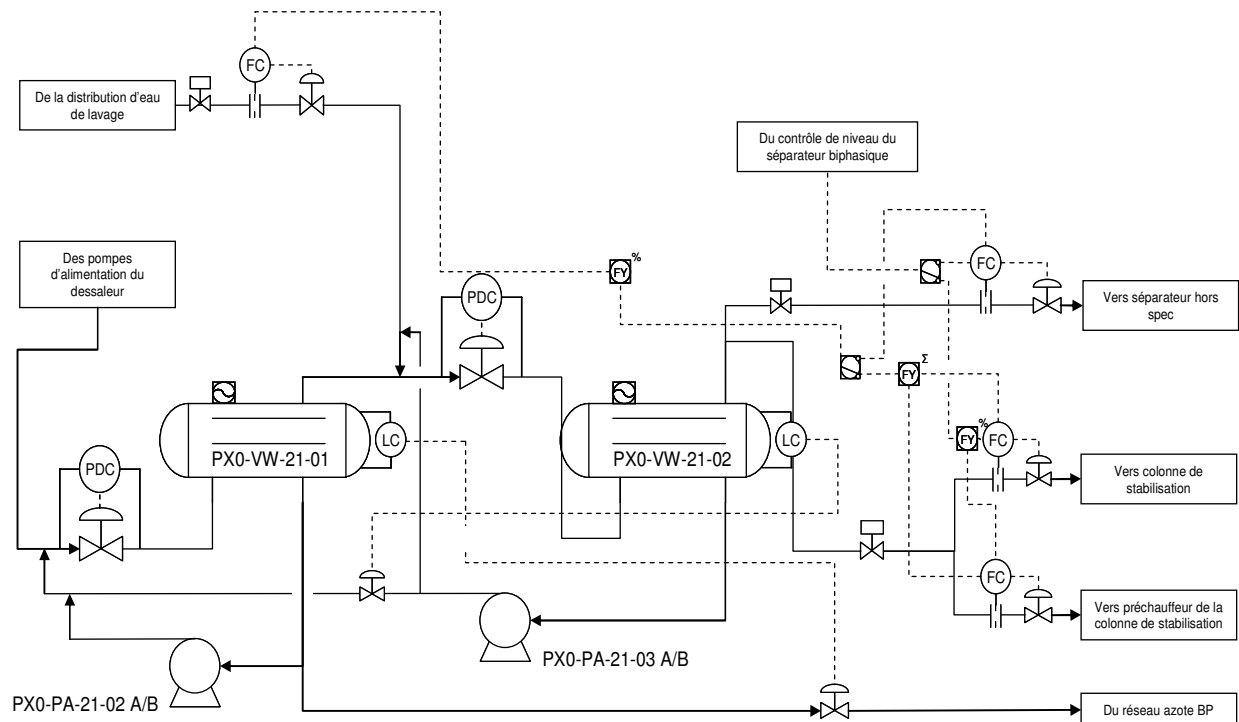


Fig. III.4 : Dessalage

3.3.c. Stabilisation

L'huile dessalée alimente la colonne de stabilisation P10-CB-21-01. 25% du débit alimente directement la tête de la colonne (alimentation froide) ; 75% du débit alimente le préchauffeur de la colonne de stabilisation P10-GA-21-01 A/B (alimentation chaude de la colonne). Le préchauffeur de la colonne de stabilisation est constitué de deux calandres en série. Chaque calandre peut être by-passée. La température de l'huile provenant du package de dessalage est de 70°C environ. Elle passe côté tubes et elle est chauffée par l'huile stabilisée qui passe côté calandre. Afin d'optimiser la récupération de chaleur, la température de l'huile stabilisée en sortie du préchauffeur, côté calandre, est réglée à 120°C.

La colonne de stabilisation opérant à 5 barg permet de retirer les composés les plus légers du brut et d'atteindre en fond de colonne la TVR (tension de vapeur Reid) requise pour le stockage dans les bacs à toit flottant. En d'autres termes, la colonne de stabilisation permet d'augmenter la température de vaporisation de l'huile stabilisée au-dessus de la température de sortie des aéro-réfrigérants d'huile. La chaleur en fond de colonne est fournie par le four de rebouillage P10-FA-21-01.

La colonne de stabilisation permet d'atteindre une TVR de 7 psi dans le cas été (c'est-à-dire pour obtenir un point de bulle de 61°C à pression atmosphérique) et de 10 psi dans le cas hiver (c'est-à-dire pour obtenir un point de bulle de 42°C à pression atmosphérique).

La colonne de stabilisation comporte 21 plateaux réels. 8 plateaux à 2 passes sont installés dans la partie supérieure de la colonne, 13 plateaux à quatre passes dans la partie inférieure. L'alimentation froide liquide est réalisée en tête de colonne, au-dessus du plateau 21 ; l'alimentation chaude mixte est réalisée au-dessus du plateau 13.

Afin de limiter la présence de sel dans la colonne, des soutirages d'eau sont installés sur les plateaux 11 et 19. Ils permettent de collecter l'eau qui s'écoule par différence de densité dans des pots de récupération. L'eau accumulée est drainée manuellement vers le package de traitement des eaux huileuses.

Le liquide descendant du plateau 1 est mélangé à l'huile stabilisée en fond de colonne qui ne comporte pas de cloison.

Une partie de l'huile en fond de colonne alimente le four de rebouillage P10-FA-21-01 par les pompes de recirculation du rebouilleur P10-PA-21-01 A/B/C (3 x 50%). Le four apporte la chaleur nécessaire à la stabilisation et permet la vaporisation d'une partie de l'huile stabilisée. Le retour vers la colonne du mélange biphasique en sortie du four de rebouillage est réalisé sous le plateau 1. La vapeur alimente le plateau 1 alors que le liquide est mélangé au liquide stabilisé en fond de colonne et en vaporise une partie.

Le four de rebouillage est un four à tirage naturel à quatre passes. Le débit vers les passes est équilibré manuellement. Le four dispose de six brûleurs et six pilotes. Le gaz provient du système de gaz combustible. Un pot de récupération est installé en amont du package de gaz combustible pour collecter le liquide éventuellement présent dans le gaz. Chaque four dispose de son propre ballon d'azote haute pression pour permettre l'étouffement du four en cas d'incendie.

L'huile stabilisée chaude (entre 135 °C dans le cas hiver et 160°C dans le cas été) sort de la colonne et passe côté calandre dans le préchauffeur de la colonne de stabilisation puis côté calandre dans le réchauffeur d'huile et cède ainsi de sa chaleur à l'huile non stabilisée. Le refroidissement final avant stockage est assuré par les réfrigérants d'huile stabilisée P10-GC-21 A/B/C/D, constitués de 4 baies en parallèle, chaque baie comportant deux ventilateurs, dont un à pales variables [6].

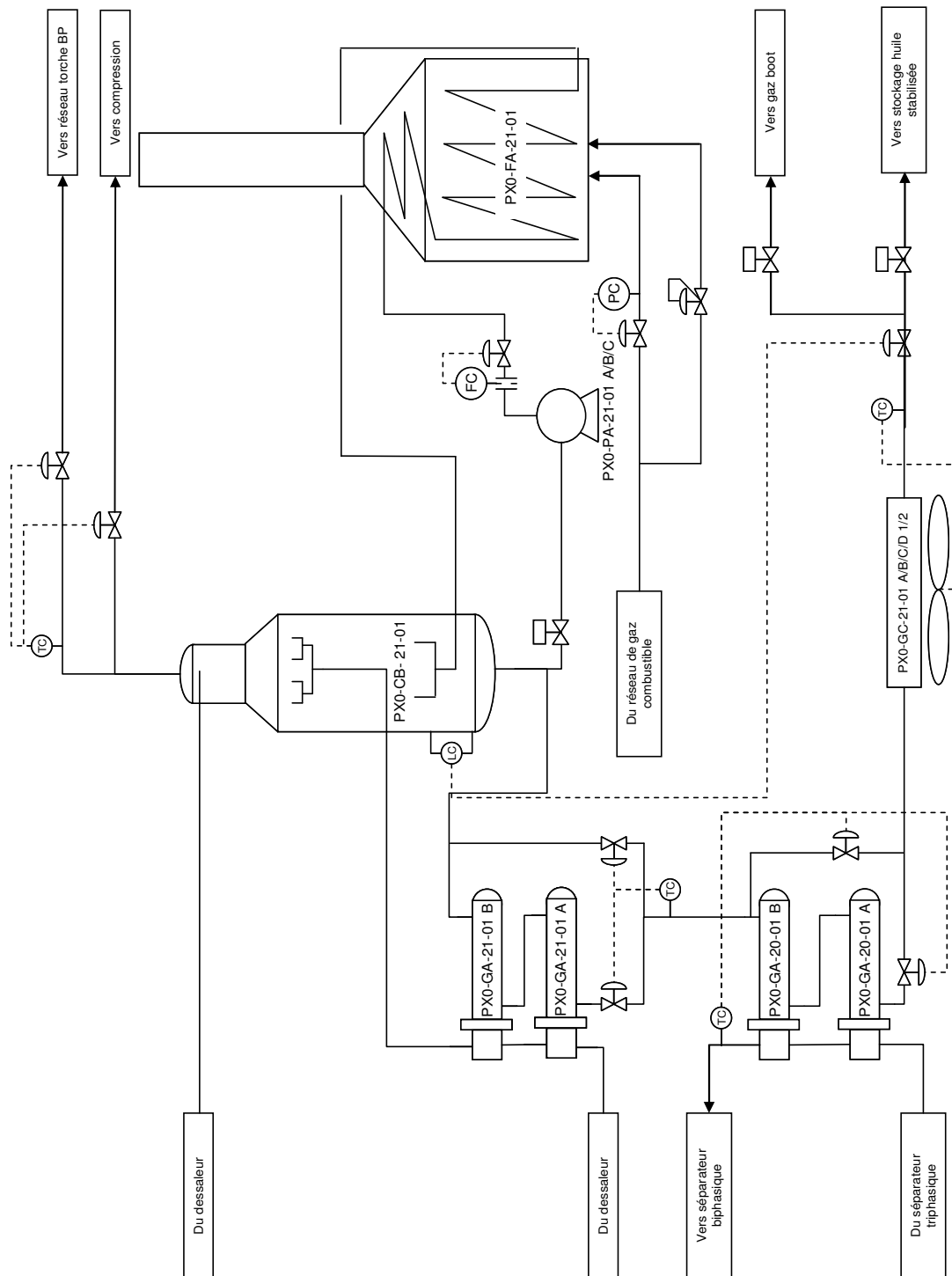


Fig. III.5 : Stabilisation

III.3.4. Stockage, Comptage et Expédition de l'Huile Stabilisée

Le brut stabilisé est ensuite stocké dans 4 bacs à toit flottant ayant chacun une capacité brute de 50 000 m³.

La pomperiez d'expédition est composée de pompes de gavage (4 x 33%) et de pompes d'expédition (4 x 33%).

Un comptage transactionnel (et non fiscal) est implanté avant la ligne d'expédition vers CIS.

La ligne d'expédition de brut stabilisé de 30" à partir de l'UTBS se raccorde sur la nouvelle ligne 24 pouces CIS-HEH réalisée par le Maître de l'Ouvrage. Le point de raccordement est situé à l'intérieur du CIS, à proximité des pompes d'expédition existantes et proche de la gare de racleurs départ vers HEH (30 m environ). Le raccordement se fait sur la partie aérienne de la canalisation, avant son enfouissement. A noter que le point de raccordement sur le pipe d'expédition vers HEH, est équipé d'une vanne Ø 24" série 300 existante.

La ligne est équipée de gares de racleur départ/arrivée et pourvu de vannes de sectionnement [6].

III.3.5. Traitement et du stockage de l'huile hors spec

Le système d'huile hors-spec est utilisé de façon exceptionnelle lors du démarrage de l'installation ou du déclenchement d'une ou plusieurs unités de traitement d'huile, du déclenchement du système de stabilisation (colonne), du déclenchement du bac de stockage en remplissage ou de TVR trop élevée. Celui-ci permet de continuer la production en stockant de manière sûre de l'huile mal stabilisée. La production d'huile au niveau des plateformes des satellites peut donc continuer tant que le bac de stockage d'huile hors spec n'est pas complètement rempli.

Le bac de stockage d'huile hors-spec est également utilisé en opération normale. Il reçoit en effet le liquide collecté dans le ballon de drains fermés et dans les ballons de torche, ainsi que les effluents huileux du package de traitement des eaux huileuses et du traitement API [6].

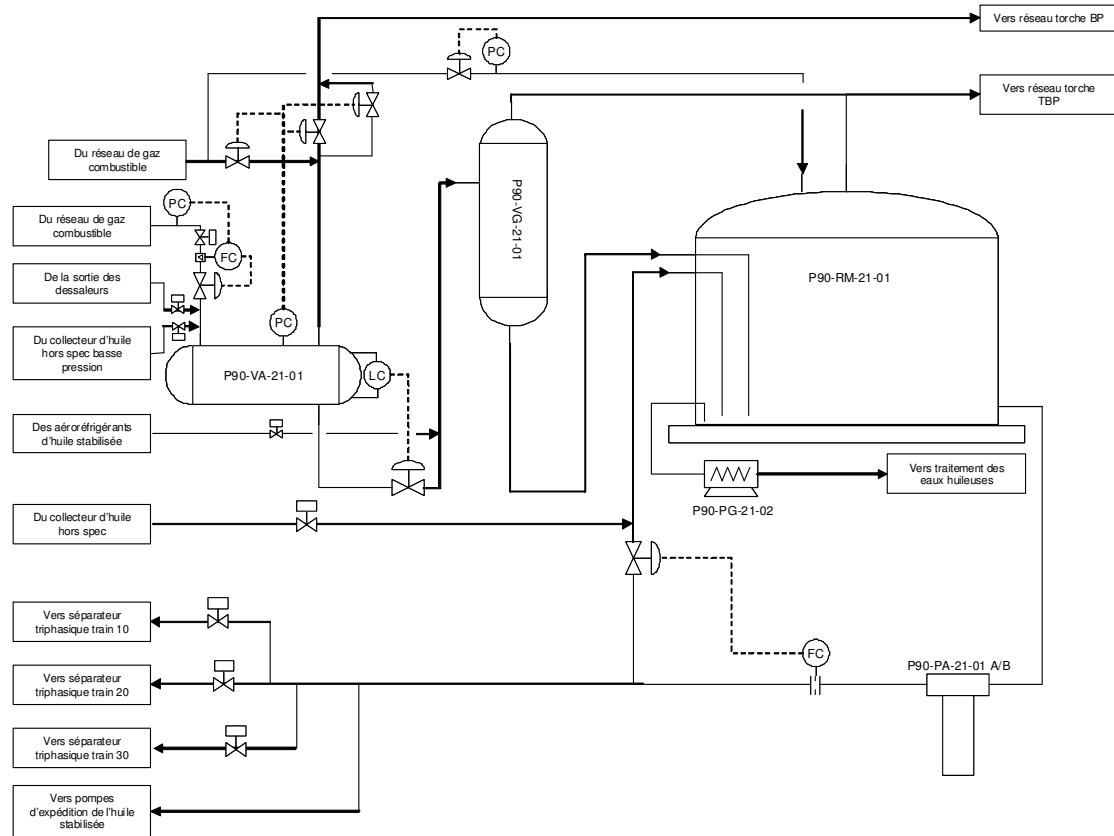


Fig. III.6 : Système d'Huile Hors-Spec

III.3.6. Unité de Compression de Gaz

Le gaz associé « gaz de flash » provenant des séparateurs triphasiques, des séparateurs biphasiques et des colonnes de stabilisation des unités de traitement d'huile est envoyé dans le collecteur commun de gaz de flash opérant à 4.4 barg. Une partie du gaz de flash est utilisé au sein de l'UTBS comme gaz combustible. L'excès de gaz est comprimé et expédié vers l'unité de GPL située au CIS.

Le système de compression de gaz de flash consiste en quatre trains de compression identiques (trois trains en opération, un train en attente). Chaque train comporte deux compresseurs centrifuges (compresseur de 1^{er} étage et compresseur de 2^{ème} étage) installés sur le même arbre avec un corps commun et entraînés par un moteur électrique commun. La pression dans le collecteur commun d'aspiration est régulée grâce aux vannes de laminage situées à l'entrée de chaque train et au répartiteur de charge (load sharing) des trains de compression [6].

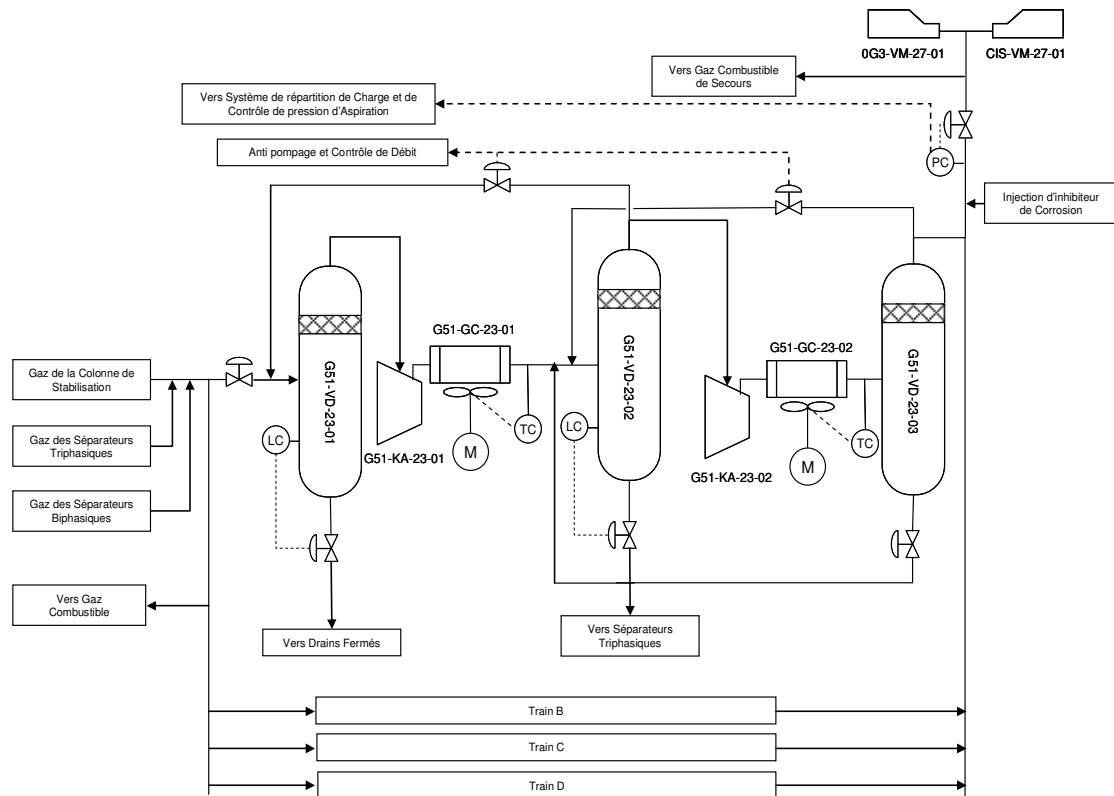


Fig. III.7 : Compression de Gaz

III.3.7. L'unité de traitement des eaux huileuses

L'Unité de Traitement des Eaux Huileuses permet de traiter les eaux huileuses de procédé ainsi que les effluents pré-déshuilés des drains ouverts avant stockage dans le bac tampon d'eau traitée puis expédition vers OMN77 pour injection dans un puits [6].

III.3.8. Les systèmes utilisés [6]

Gaz combustible.

Torches.

Drains fermés.

Eau brute.

Eau potable.

Drains ouverts.

Traitement des eaux huileuses.

Stockage et expédition de l'eau traitée.

Azote.

Traitement de l'huile de lubrification.

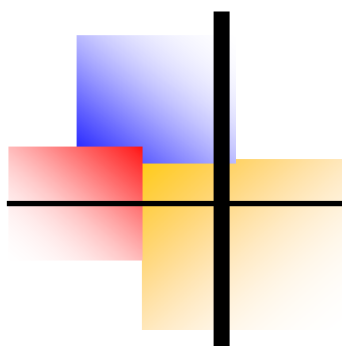
Stockage et distribution de diesel.

Injection de produits chimiques.

Station d'épuration des eaux usées.

Eau incendie.

Emulleur.



CHAPITRE IV

THEORIE DE RECTIFICATION

IV.1. Introduction

Il est bien connu que la rectification consiste simplement dans la formation d'une phase vapeur riche en élément le plus volatile et une phase liquide riche en élément le plus lourd que le mélange initial.

IV.2. Définition

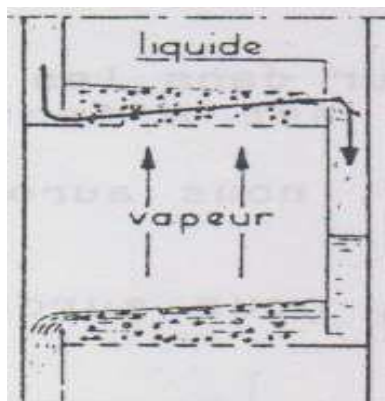
La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituant pratiquement pur par des échanges successifs de masses et de chaleur entre les deux phases circulant à contre courant dans un appareil appelée : Colonne de Rectification.

La colonne de rectification peut être munie des plateaux successifs ou de garnissage métallique qui dont le rôle consiste à assurer un contact intime entre les phases. Sur chaque plateau, il y a barbotage de la vapeur dans le liquide avec un transfert de masse et de chaleur. Les plateaux sont garnis d'élément, appelé : Cloches, Clapets, Calottes...etc.

Les phases liquides et vapeurs pénétrants sur un même plateau ne sont jamais en équilibre ($t_{liq} < t_{vap}$) [7].

A la suite de ce contact intime entre les deux phases, le système évolue plus ou moins rapide jusqu'à atteindre l'équilibre. Dans le but de simplifier la conception et le calcul du procédé de rectification, on introduit la notion ou l'hypothèse du plateau théorique.

Un plateau est dit théorique si les deux phases partantes de ce même plateau sont en équilibre. La rectification s'effectue toujours dans une colonne munie de plateaux, d'un condenseur partiel et d'un rebouilleur [7].



**Fig. IV.1 : Schéma simplifié
Rectification**

IV.3. Description d'une colonne de rectification

Chaque colonne de rectification compose toujours de trois zones :

Une zone d'alimentation dite (**zone de flash**) ou d'alimentation est introduite à l'état vapeur, liquide ou bi phasique (selon la température de la charge) [8].

Une zone située au dessus de la zone de flash est appelée (**zone de rectification**), caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur sortante de la tête de colonne, une partie de cette vapeur est envoyée en tant que (**reflux froid**) vers la partie supérieure de la colonne pour garder le gradient de température et corriger la composition des produits de tête. L'autre partie est extraite comme distillat à l'état vapeur [8].

Une zone située au dessous de la zone de flash est appelée (**zone d'épuisement**), caractérisée elle aussi par la présence d'un rebouilleur, qui sert à apporter une certaine quantité de chaleur au liquide soutiré du dernier plateau (**reflux chaud** ou **rebouillage**) afin de récupérer les constituants légers entraînés par les lourds [8].

La quantité de matière échangée dépend de la concentration initiale et finale, des pressions partielles, de la surface de contact et 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. Généralement la charge peut être envoyée dans la colonne sous différente forme états [8] :

Etat liquide ($e_0=0$) :

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

Etat vapeur ($e_0=1$) :

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

Etat bi phasique liquide vapeur ($0 < e_0 < 1$) :

L'alimentation doit être introduite dans la partie médiane de la colonne lieu exact de l'alimentation peut être déterminé en calculant le nombre de plateau de la zone de rectification et d'épuisement.

IV.4. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification

La colonne de rectification est un appareil qui sépare un mélange en deux ou plusieurs produits qui sont soit des corps purs, soit des mélanges comportant moins des constituants que le mélange initial [9].

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (la virole) qui renferme des dispositifs (plateaux ou garnissage) permettant d'assurer un contact intime entre les deux phases (reflux liquide et gazeux)

Afin de permettre un transfert de matière et d'énergie entre les deux phases et atteindre l'état d'équilibre. Sur le long de la colonne la phase vapeur s'enrichit, de bas en haut en élément le plus volatil et la phase liquide s'enrichit en élément le moins volatil de haut en bas. Pour avoir en tête de la colonne un distillat **D** et en bas un résidu **R**.

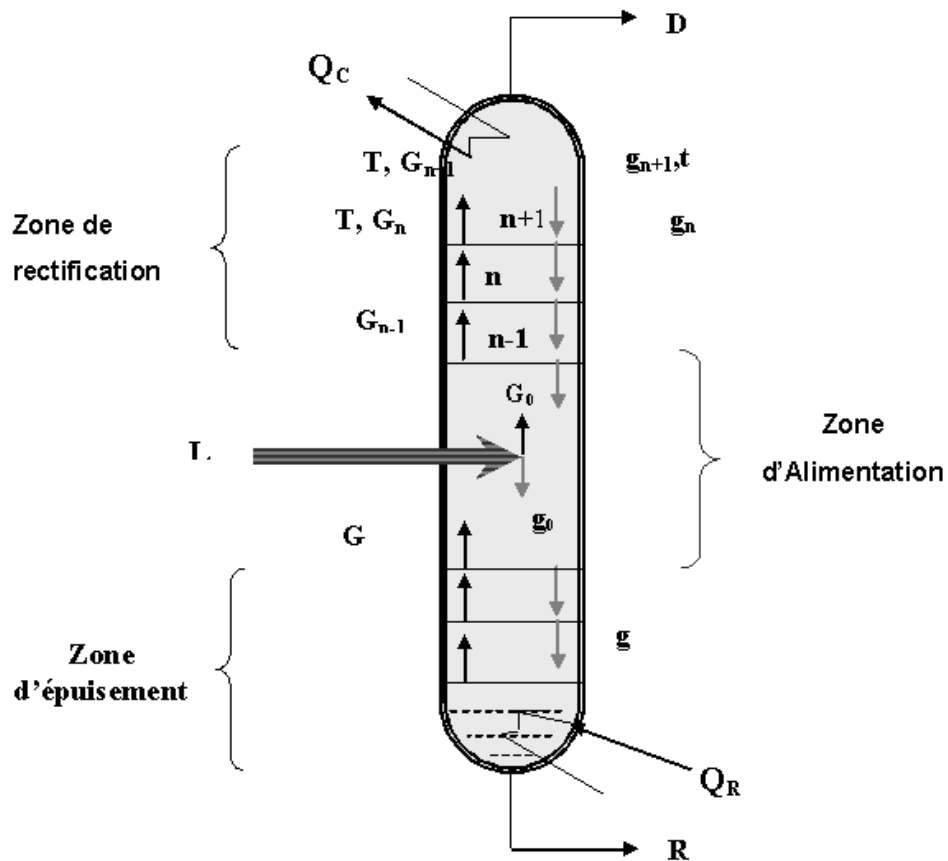


Fig. IV.2 : Schéma d'une colonne à plateau

IV.5. Types des colonnes de rectification

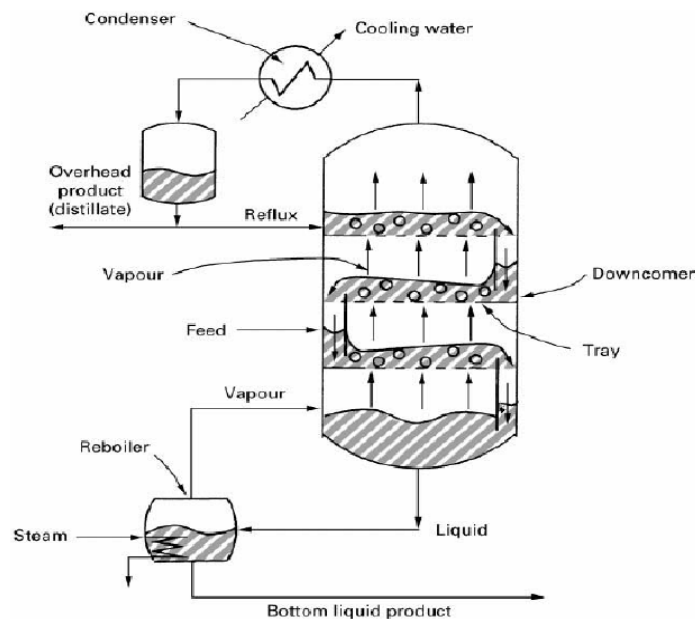
Les colonnes utilisées pour la rectification se divisent en deux types distincts :

les colonnes à éléments séparés (plateaux, grilles, cascades).

Les colonnes à garnissage.

IV.5.1. Colonnes à plateaux

Le premier moyen de favoriser le contact gaz liquide est de faire «buller» le gaz dans un liquide retenue dans une capacité : le plateau. Nous donnons dans la Fig.IV.3 la représentation d'une tour à plateaux [9].



Figui

Fig. IV.3 : Représentation d'une tour à plateaux

Les plateaux doivent être conçus comme des lieux de rencontre optimale du liquide et de la vapeur. Le liquide introduit est vaporisé partiellement dans le bouilleur. La vapeur remonte jusqu'au condenseur. Une partie de la vapeur est condensée et redescend dans la colonne à contre courant de la vapeur. En distingue plusieurs types plateaux [9] :

Types de plateaux :

- a) Plateau à calotte (bubble-cap tray)
- b) Plateau perforé (sieve trays)
- c) Plateau à clapets (valve trays)
- d) Plateaux sans déversoirs

IV.5.2. Colonnes à garnissage

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent à contre-courant continu. L'échange de matière croît en régime turbulent, c'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides. On emploie comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché [9].

Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible; distribution uniforme du liquide et du gaz et faibles pertes de charges.

Les garnissages les plus utilisés dans l'industrie sont de (**RASHING**) : des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur. Leur construction est en céramique ou en porcelaine (bon marché et grande résistance à la corrosion). Comme il existe aussi des anneaux en acier, en carbone et en matière plastique (polyéthylène) [9].

IV.6. Lois fondamentales de la rectification**IV.6.1. Lois de DALTON**

Considérons une phase vapeur composée de constituants aux quels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant (p_i^v) est proportionnelle à la pression du système (P_T) et à sa concentration molaire (Y_i) [8]:

$$p_i^v = P_T Y_i \quad (1)$$

Avec :

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

P_T : Pression du système.

Y_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur.

IV.6.2. Lois de RAOULT et d'HENRY

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

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

$$p_i^L = P_i \cdot X_i \quad (2)$$

Avec :

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

P_i : Tension de vapeur du constituant « i »

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

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

$$p_i^L = E_i \cdot X'_i \quad (3)$$

Avec :

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

$$p_i^L = p_i^V \quad (4)$$

Donc :

$$Y'_i = (P_i / P_T) \cdot X' \quad (5)$$

C'est l'équation d'équilibre

Avec :

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

$$y'_A / y'_B = (K_A / K_B) \cdot (x'_A / x'_B) \quad (6)$$

$$\alpha_i = (K_A / K_B) \quad (7)$$

Avec :

α_i : Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de **A** de passer en phase vapeur par rapport à **B** [8].

IV.6.3. Bilan matière de la colonne et de ses zones

Le bilan matière de la colonne :

$$L = D + R \quad (8)$$

Avec :

L : Débit massique de la charge.

D : Débit massique du Distillat.

R : Débit massique du Résidu.

Le bilan matière partiel peut s'écrire comme suit :

$$L \cdot X_L = D \cdot Y_D + R \cdot X_R \quad (9)$$

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

$$L / (Y_D - X_R) = D / (X_L - X_R) = R / (Y_D - X_L) \quad (10)$$

Bilan matière de la zone de rectification :

$$G_i = g_{i-1} + D \quad (11)$$

Avec :

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

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

D : Débit massique du distillat.

Donc :

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

Appliquant la loi de LEVIER, on trouve :

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

A partir de cette équation, on trouve :

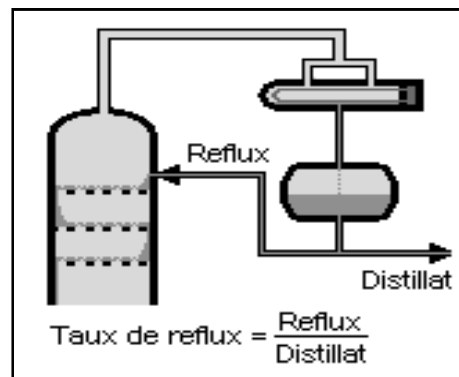
$$y_i = (r_f / (r_f + 1)) \cdot x_{i-1} + (1 / (r_f + 1)) \cdot y_D \quad (14)$$

On note que : $r_f = g/D$

Avec :

r_f : le taux de reflux : Le reflux froid a pour but la de réguler la température en tête de colonne, de corriger composition et de ne permettre qu'aux éléments légers de quitter l'appareillage, le reflux froid prend la chaleur des vapeurs et provoque une condensation des constituants lourds [8].

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



L'équation qui tient compte de la constante des débits massiques G , g dans la zone de rectification de la colonne donne une relation entre la concentration en constituant (i) dans le liquide se trouvant sur le plateau ($i-1$) et la concentration en même constituant dans la vapeur provenant du plateau (i) et permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone de rectification[8].

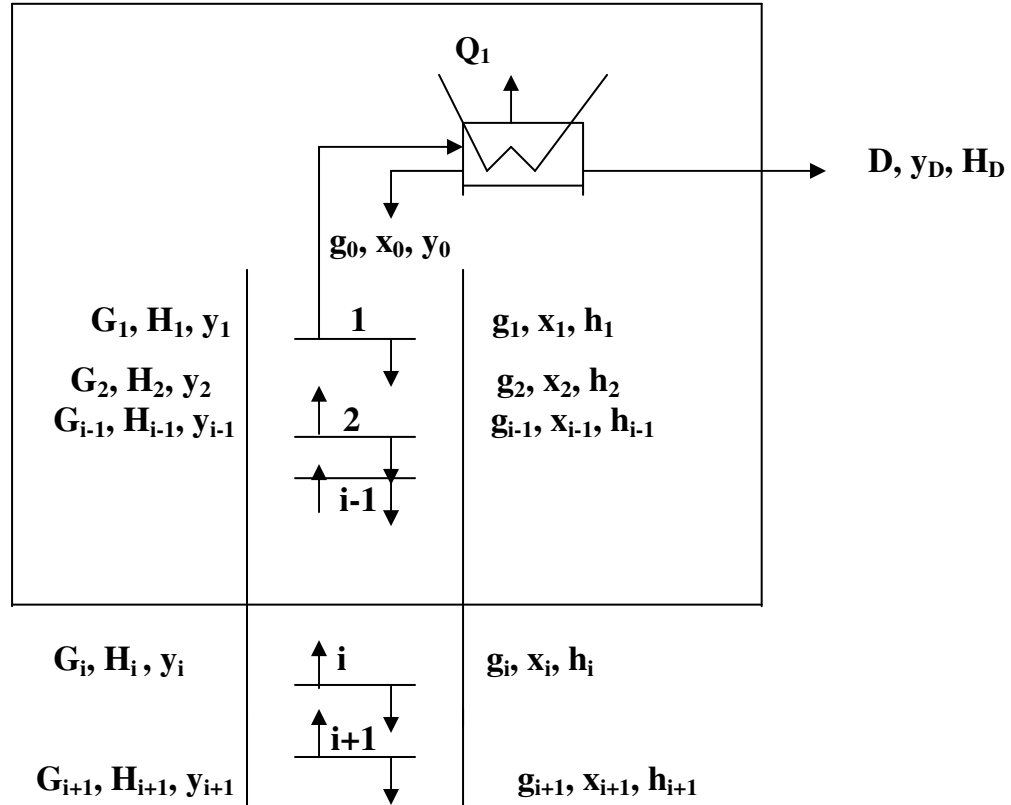


Fig. IV.4 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification

Bilan matière de la zone d'épuisement :

$$g_{i+1} = G_i + R \quad (15)$$

Avec :

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

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

R : Débit massique du résidu.

$$g_{i+1} \cdot X_{(i+1)} = G_i \cdot Y_i + R \cdot X_R \quad (16)$$

En appliquant la loi de Levier, on trouve :

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

A partir de cette équation, on trouve :

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

On note que : $r_b = G/R$

Avec :

r_b : le taux de rebouillage

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

Il est égal au rapport de la quantité de reflux chaud provenant du rebouilleur à la quantité de résidu [8].

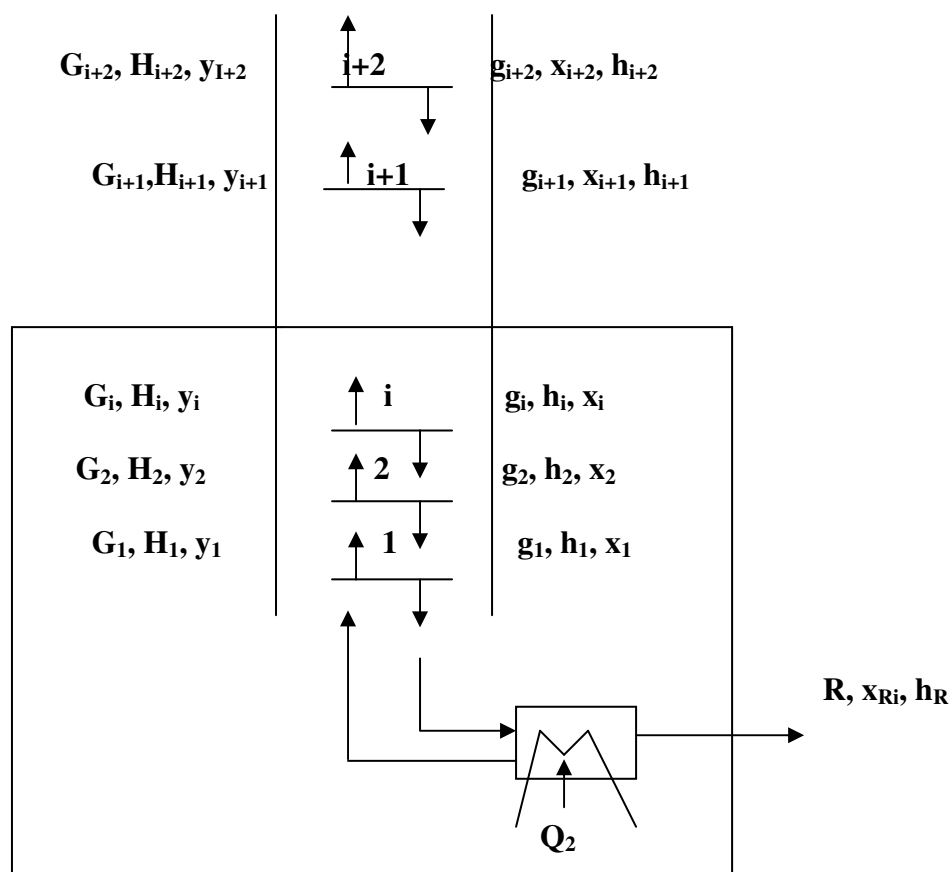
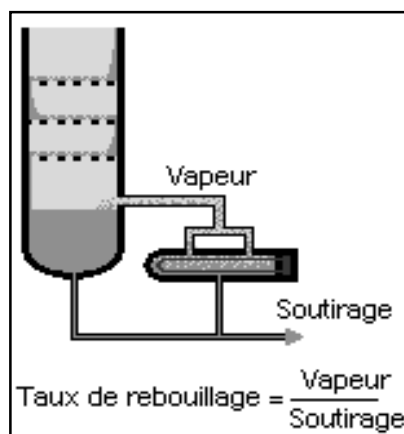


Fig. IV.5 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement

Bilan matière de la zone d'alimentation :

En se référant à la figure ci-dessous, on voit qu'il faut mélanger le liquide g_k avec la phase g_0 pour obtenir le liquide g_m alimentant la zone d'épuisement, le bilan matière sera effectuée juste au dessus du plateau supérieur de cette zone [8].

$$L = G_0 + g_0 \quad (19)$$

$$L X_L = g_0 \cdot x_0 + G_0 \cdot y_0 \quad (20)$$

Avec :

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

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

g_0, X'_0 : Débit et concentration molaire du liquide.

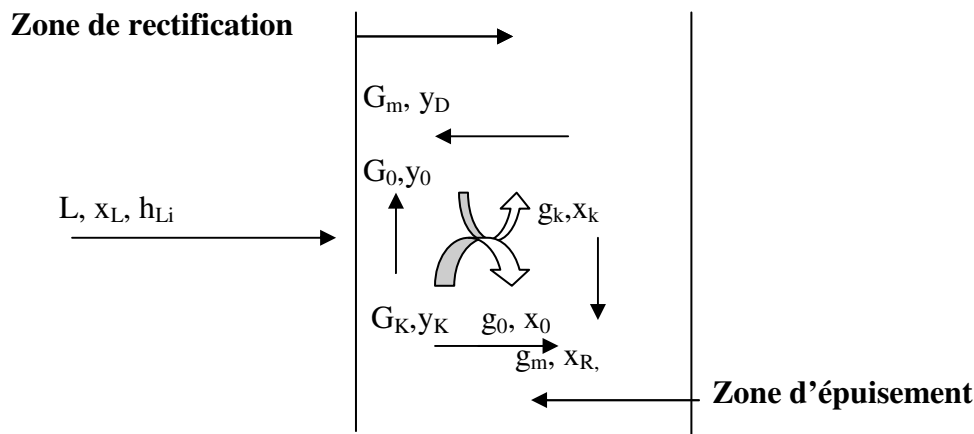


Fig. IV.6 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation

Le bilan matière de la phase vapeur alimentant la zone de rectification :

$$G_m = G_0 + G_K \quad (21)$$

$$G_m \cdot y_m = G_0 \cdot y_0 + G_K \cdot y_K \quad (22)$$

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

$$g_m = g_0 + g_K \quad (23)$$

$$g_m \cdot X_m = g_0 \cdot x_0 + g_K \cdot X_K \quad (24)$$

IV.6.4. Utilisation de la volatilité relative

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

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

intervenir la notion de la volatilité relative α_i étant le rapport des coefficients d'équilibre du constituant « i » à celui d'un constituant de référence « r » choisit généralement comme étant l'élément le plus lourd (le moins volatile du mélange) [9].

$$\alpha = k_i / k_r \quad (25)$$

IV.6.5. Choix de la pression dans la colonne

Quelque soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleur et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais on contrepartie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle, donc c'est le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne. En générale, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau douce, eau de mer ou l'air) qui permet d'obtenir un condensât de 30 à 45°C environ [9].

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

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

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

$$\sum K_i \cdot x_i = 1 \quad (26)$$

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

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \quad (27)$$

Avec :

ΔP_1 : (0,2 : 0,4) atm, perte de charge due aux résistances des conduites de condenseur

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

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \quad (28)$$

Avec:

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

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

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \quad (29)$$

IV.6.6. Régime de la température dans la colonne

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

$$\sum (Y_i / K_i) = 1 \quad (30)$$

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

$$\sum (K_i \cdot x_{L,i}) = 1 \quad (31)$$

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

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

$$\sum (K_i \cdot x_{L,i}) = 1 \quad (32)$$

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

$$\sum (y_{L,i} / K_i) = 1 \quad (33)$$

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

$$\sum x_i = \sum [x_{L,i} / 1 + e(K_i - 1)] = 1 \quad (34)$$

$$(y_i / x_i) = K_i \quad (35)$$

Avec:

e : Taux de vaporisation massique.

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

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

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

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

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

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

on a :

$$e = G_0 / L \quad (36)$$

$$r = g_0 / L \quad (37)$$

Avec :

e : Taux de vaporisation massique de la charge.

r : Taux de condensation massique de la charge.

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

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

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

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

Ou :

$$r + e = 1 \quad (39)$$

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

Remarque :

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

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

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

$$e = \ln(T / T_b) / \ln(T_r / T_b) \quad (40)$$

Où :

T : la température considérée (°K).

T_b : la température de bulle (°K).

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

IV.6.8. Choix du taux de reflux

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

IV.6.8.a. Fonctionnement à reflux minimal

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

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum (Y_D / \alpha_{i,L} - \varphi) \quad (41)$$

$$(r_b)_{\min} = \varphi \sum (\alpha_{i,L} \cdot X'_R / \alpha_{i,L} - \varphi) \quad (42)$$

$$e = \sum \alpha_{Li} \cdot X_{Li} / (\alpha_{Li} \cdot \varphi) \quad (43)$$

Avec :

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

φ : Paramètre conventionnel déterminer par approximations successives.

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

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

IV.6.8.b. Taux de reflux optimal

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

Pour ces calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par **GILLILAND** [9] :

$$[(r_f)_{\text{opt}} - (r_f)_{\min}] / [(r_f)_{\text{opt}} + 1] = 0,1 \div 0,33 \quad (44)$$

$$(r_b)_{\text{opt}} = [D (r_f)_{\min} / R] + (1 - e) - 1 \quad (45)$$

IV.6.9. Bilan thermique de la colonne

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

La quantité de chaleur à apporter au rebouilleur.

La quantité de chaleur à retirer au condenseur.

Ainsi que pour vérifier :

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

Le débit de reflux.

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

Les flux enthalpiques entrant sont généralement :

La chaleur apportée au rebouilleur.

Le flux enthalpique des produits alimentant la colonne.

Les flux enthalpiques sortant sont généralement :

La chaleur retirée au condenseur. Le flux enthalpique des produits extraits de la colonne.

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

$$L \cdot h_L + Q_{rb} = D \cdot H_D + R \cdot h_R + Q_{Con} \quad (46)$$

$$L \cdot h_L = D(H_D + Q_{con}/D) + R(h_R - Q_{rb}/R) \quad (47)$$

$$L \cdot h_L = D \cdot H_D^* + R \cdot h_R^* \quad (48)$$

Avec:

Q_{con}/D : la charge thermique de condenseur rapportée à l'unité de distillat.

Q_{rb}/R : la charge thermique de rebouilleur rapportée à l'unité de résidu.

Q_{rb} : Charge thermique du rebouilleur. (Kcal/h).

Q_{Con} : Charge thermique du condenseur. (Kcal/h).

h_L : Enthalpie de la charge (Kcal/Kmol).

H_D : Enthalpie du distillat (Kcal/Kmol).

h_R : Enthalpie du résidu (Kcal/Kmol.).

IV.6.10. Nombre de plateau théorique à reflux opératoire

Méthodes approximatives

GILLILAND (II) a proposé une corrélation empirique entre le taux de reflux et le nombre de plateaux théorique. Si N est le nombre de plateaux théoriques correspond à un taux de reflux opératoire (r_f) les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation[9].

$$(N - N_{min}) / (N + 1) = (r_f - (r_f)_{min}) / (r_f + 1) \quad (49)$$

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

Le nombre de plateaux minimal :

$$N_{\min} = \log \left(\frac{X_{DV}}{X_{DL}} \cdot \frac{X_{RL}}{X_{RV}} \right) / \log \left(\frac{\alpha_V}{\alpha_L} \right) \quad (50)$$

Avec :

V : Volatil

L : Lourd

Le nombre de plateaux théorique dans la zone de rectification et d'épuisement est fixe par l'application de l'équation de « Fenske- Under Wood » Aux constituants clés entre l'alimentation et le distillat ou le résidu [9].

Zone de rectification :

$$N_{R\min} = \log \left(\frac{X_{DV}}{X_{DL}} \cdot \frac{X_{LL}}{X_{LV}} \right) / \log \left(\frac{\alpha_V}{\alpha_L} \right) \quad (51)$$

Zone d'épuisement :

$$N_{E\min} = \log \left(\frac{X_{LV}}{X_{LL}} \cdot \frac{X_{RL}}{X_{RV}} \right) / \log \left(\frac{\alpha_V}{\alpha_L} \right) \quad (52)$$

Le nombre de plateaux théoriques dans la colonne entière où dans chacune de deux zones, peut calculer par l'application de la méthode « **GILLILAND** » [9].

$$\frac{N - N_{\min}}{N - 1} = f \left(\frac{(rf)_{op} - (rf)_{\min}}{(rf)_{op} + 1} \right) \quad (53)$$

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

On tire du diagramme de GILLILAND la valeur de : $\frac{N - N_{\min}}{N + 1}$ qui nous permet de calculer N .

IV.6.11. Détermination des dimensions de la colonne

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

Les dimensions d'une colonne sont :

IV.6.11.a. Hauteur de la colonne

Cette hauteur est liée au nombre de plateaux que l'on doit installer à l'espacement que l'on doit prévoir entre chacun d'eux [10].

La hauteur de la colonne est :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 \quad (\text{m}) \quad (54)$$

$h_1 = \frac{D}{2}$: la distance entre le 1^{er} plateau de la zone de rectification et le sommet de la colonne.

$h_2 = (N_R - 1) h_p$: la hauteur de la zone de rectification.

$h_3 = 2.h_p$: la hauteur de la zone d'alimentation.

$h_4 = (N_E - 1) h_p$: la hauteur de la zone d'épuisement.

h_5 : hauteur libre au fond de la colonne (1-1,5m).

h_6 : hauteur de la jupe de la colonne (1,5m).

$h_p = (0,3 - 0,8\text{m})$: la distance entre deux plateaux successives.

IV.6.11.b. Nombre de plateaux

Le nombre d'étages est fonction du taux de reflux, ces étages sont également appelés « plateaux théoriques ». En effet, un plateau parfois représente un équilibre entre les phases liquides et vapeurs qui peuvent s'établir parfaitement [10].

En pratique, il n'en est pas ainsi et on doit intervenir la notion d'efficacité de 100%, le plateau réel à une efficacité inférieure à 100%, le rapport entre le nombre de plateaux théoriques et le nombre de plateaux réels est l'efficacité moyenne des plateaux d'une colonne [10].

$$E : \text{efficacité moyenne (\%)} = \frac{N_{\text{br}} \text{ de plateaux théoriques}}{N_{\text{br}} \text{ de plateaux réel}}$$

On peut donc lier le nombre d'étages au nombre de plateaux. Il faut un taux de reflux tel que le nombre de plateaux ne soit pas grand pour que la balance économique soit bonne. En effet, les plateaux constituent un investissement et le taux de reflux une dépense d'exploitation [10].

IV.6.11.c. Espacement entre les plateaux

Les critères sont simples, il faut que la construction soit possible et que l'on puisse pénétrer entre les plateaux pour assurer l'entretien, la hauteur de la tour sera égal au produit du nombre de plateaux par l'espacement, plus l'espace libre en tête et au fond du tour [10].

IV.6.11.d. Diamètre de la colonne

Si la vitesse des vapeurs dans la tour est trop grande (diamètre trop petit) des gouttelettes de liquide peuvent être entraînées d'un plateaux à l'autre, en effet il y aura un by-pass partiel des plateaux, l'équilibre n'est pas atteint, ce qui amène à une baisse efficacité de plateaux.

Le calcul se fait en prenant le débit de vapeur de tête (distillat + reflux interne) car c'est la zone la plus chargée [10].

$$Q = V \cdot S = V \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (55)$$

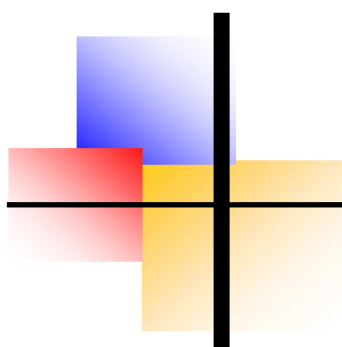
$$D^2 = \frac{4 \cdot Q}{V \cdot \pi} \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{V \cdot \pi}} \quad (56)$$

Où :

V : La vitesse du fluide (m/s).

S : Section du passage (m²).

Q : Débit (m³/s).



CHAPITRE V

PARTIE CALCUL

Présentation de l'étude

Notre travail a été réalisé dans la perspective d'optimisation des paramètres de la colonne de stabilisation du brut au niveau de l'usine du traitement du brut d'UTBS, qui se compose de 3 trains de production, pour récupérer le maximum de brut stabilisé.

Lors de la conception du 1^{er} train, les calculs ont été faits sur la base des concentrations des puits au moment de l'exploitation. Ces puits ont subi un appauvrissement en hydrocarbures liquides. Avec les débits d'exploitation proposés, la colonne PX0-CB-21-01 s'engorgent car par la suite on a constaté que les nouveau puits forés sont riches en hydrocarbures liquides.

-But et intérêt du travail

Lors des calculs, on doit tenir compte des limites des changements des valeurs des paramètres d'exploitation. Et ne pas proposer d'opérer des changements sur les installations déjà existantes. Les objectifs de ce calcul sont :

-Première Partie

- Détermination des débits de la colonne de stabilisation du brut avec les concentrations réelles.
- De vérifier que la colonne de stabilisation du brut déjà existante peut traiter (stabilisé) la charge, et d'avoir des produits finis répondants aux exigences commerciales.

-Deuxième Partie

- Optimiser les paramètres de fonctionnement (pression, température...etc) de la colonne de stabilisation du brut à partir du changement des débits d'alimentation (charge chaude et froide).

V.1. Données de départ

La composition et les caractéristiques de la charge de la colonne PX0-CB-21-01:

Tableau [V-1] : Composition de la charge chaude

Constituants	M_i	X'_{Li}	$M_i \cdot X'_{Li}$	$X_{iL} = M_i \cdot X'_{Li} / M_n$	débit molaire (Kmol/h)
H_2O	18	0,0128	0,2304	0,002048036	41,74208
N_2	28	0,0001	0,0028	0,000024889	0,32611
CO_2	44	0,0011	0,0484	0,00043023	3,58721
CH_4	16	0,0031	0,0496	0,000440897	10,10941
C_2H_6	30	0,0265	0,795	0,007066792	86,41915
C_3H_8	44	0,0713	3,1372	0,027886718	232,51643
$i-C_4H_{10}$	58	0,0202	1,1716	0,010414407	65,87422
$n-C_4H_{10}$	58	0,0587	3,4046	0,030263649	191,42657
$i-C_5H_{12}$	72	0,0341	2,4552	0,021824388	111,20351
$n-C_5H_{12}$	72	0,064	4,608	0,040960728	208,7104
$n-C_6H_{14}$	86	0,0883	7,5938	0,067501644	287,95513
$n-C_7H_{16}$	100	0,0976	9,76	0,086757098	318,28336
$n-C_8H_{18}$	114	0,0697	7,9458	0,070630589	227,29867
$n-C_9H_{20}$	128	0,0724	9,2672	0,082376576	236,10364
$n-C_{10}H_{22}$	142	0,0663	9,4146	0,083686821	216,21093
$n-C_{11}H_{24}$	156	0,0523	8,1588	0,072523956	170,55553
$n-C_{12}H_{26}$	170	0,1824	31,008	0,275631567	594,82464
$n-C_{12}H_{26}$	170	0,0791	13,447	0,119531014	257,95301
somme	1506	1,00000	112,498	1	3261,1

La température d'alimentation est de 114°C.

La masse moléculaire moyenne de la charge chaude est :

$$M_n = 112,498 \text{ Kg/Kmole}$$

Tableau [V-2] : Composition de la charge froide

Constituants	M_i	X'_{Fi}	$M_i \cdot X'_{Fi}$	$X_{iF} = M_i \cdot X'_{Fi} / M_n$	débit molaire (Kmol/h)
H ₂ O	18	0,0128	0,2304	0,002048036	10,43584
N ₂	28	0,0001	0,0028	0,000024889	0,08153
CO ₂	44	0,0011	0,0484	0,00043023	0,89683
CH ₄	16	0,0031	0,0496	0,000440897	2,52743
C ₂ H ₆	30	0,0265	0,795	0,007066792	21,60545
C ₃ H ₈	44	0,0713	3,1372	0,027886718	58,13089
i-C ₄ H ₁₀	58	0,0202	1,1716	0,010414407	16,46906
n-C ₄ H ₁₀	58	0,0587	3,4046	0,030263649	47,85811
i-C ₅ H ₁₂	72	0,0341	2,4552	0,021824388	27,80173
n-C ₅ H ₁₂	72	0,064	4,608	0,040960728	52,1792
n-C ₆ H ₁₄	86	0,0883	7,5938	0,067501644	71,99099
n-C ₇ H ₁₆	100	0,0976	9,76	0,086757098	79,57328
n-C ₈ H ₁₈	114	0,0697	7,9458	0,070630589	56,82641
n-C ₉ H ₂₀	128	0,0724	9,2672	0,082376576	59,02772
n-C ₁₀ H ₂₂	142	0,0663	9,4146	0,083686821	54,05439
n-C ₁₁ H ₂₄	156	0,0523	8,1588	0,072523956	42,64019
n-C ₁₂ H ₂₆	170	0,1824	31,008	0,275631567	148,71072
n-C ₁₂ H ₂₆	170	0,0791	13,447	0,119531014	64,49023
somme	1506	1,00000	112,498	1	815,3

La température d'alimentation est de 68.2°C

La masse moléculaire moyenne de la charge froide est :

$$M_n = 112,498 \text{ Kg/Kmole}$$

Les caractéristiques de la charge de la colonne PX0-CB-21-01

Paramètres	la charge froide	la charge chaude
Température (°C)	68,2	114
Pression (bar)	6	6,9
Débit molaire (kmole/h)	815,3	3261,1

V.2. Les débits de distillat et du résidu de la colonne PX0-CB-21-01

- Le constituant clé léger est $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$.
- Le constituant clé lourd est $i\text{-C}_5\text{H}_{12}$.

les concentrations admises de $i\text{-C}_5\text{H}_{12}$, dans le distillat et de $n\text{C}_4\text{H}_{10}$ dans le résidu sont:

-La teneur en clé léger dans le résidu R est $X'_{Rn\text{C}4}=0,0433$.

-La teneur en clé lourd dans le distillat D est $Y'_{Di\text{C}5}=0,0322$.

On peut estimer que les H_2O , N_2 , CO_2 , C_2 , C_3 et $i\text{-C}_4$ sont pratiquement absents dans le résidu ainsi que les $n\text{-C}_5$, $n\text{-C}_6$ et $n\text{-C}_7, \dots, n\text{-C}_{12}$ dans le distillat.

On suppose donc que :

$$X'_{R\text{H}_2\text{O}} = X'_{R\text{N}_2} = X'_{R\text{CO}_2} = X'_{R\text{C}_1} = X'_{R\text{C}_2} = X'_{R\text{C}_3} = X'_{Ri\text{C}_4} = 0$$

$$Y'_{Dn\text{C}5} = Y'_{Dn\text{C}6} = Y'_{Dn\text{C}7} = \dots = Y'_{Dn\text{C}12} = 0$$

- Le bilan matière global de la colonne est donné par:

$$F+L=R+D \dots \dots \dots (1)$$

F : Débit molaire de la charge froide (1ere charge).

L : Débit molaire de la charge chaude (2eme charge).

R : Débit molaire du résidu.

D : Débit molaire du distillat.

Le bilan de matière partiel (pour l'élément i) s'écrit :

$$F.X'_{Fi} + L.X'_{Li} = R.X'_{Ri} + D.Y'_{Di} \dots \dots \dots (2)$$

Où :

X'_{Li} : Concentration molaire du constituant i dans la charge chaude.

X'_{Fi} : Concentration molaire du constituant « i » dans la charge froide.

X'_{Ri} : Concentration molaire du constituant i dans le résidu.

Y'_{Di} : Concentration molaire du constituant i dans le distillat.

On applique l'équation précédente pour chaque constituant de la charge :

$$F.X'_{FH_2O} + L.X'_{LH_2O} = R.X'_{RH_2O} + D.Y'_{DH_2O} \dots \dots \dots (3)$$

$$F.X'_{FN_2} + L.X'_{LN_2} = R.X'_{RN_2} + D.Y'_{DN_2} \dots \dots \dots (4)$$

$$F.X'_{FCO_2} + L.X'_{LCO_2} = R.X'_{RCO_2} + D.Y'_{DCO_2} \dots \dots \dots (5)$$

$$F.X'_{FC_1} + L.X'_{LC_1} = R.X'_{RC_1} + D.Y'_{DC_1} \dots \dots \dots (6)$$

$$F.X'_{FC_2} + L.X'_{LC_2} = R.X'_{RC_2} + D.Y'_{DC_2} \dots \dots \dots (7)$$

$$F.X'_{C_3} + L.X'_{LC_3} = R.X'_{RC_3} + D.Y'_{DC_3} \dots \dots \dots (8)$$

$$F.X'_{i\text{-C}_4} + L.X'_{Li\text{-C}_4} = R.X'_{i\text{-C}_4} + D.Y'_{Di\text{-C}_4} \dots \dots \dots (9)$$

$$F.X'_{n\text{-C}_4} + L.X'_{Ln\text{-C}_4} = R.X'_{n\text{-C}_4} + D.Y'_{Dn\text{-C}_4} \dots \dots \dots (10)$$

$$F. X'_{i-C5} + L. X'_{L i-C5} = R. X'_{R i-C5} + D. Y'_{D i-C5} \dots \dots \dots (11)$$

$$F. X'_{n-C5} + L. X'_{L n-C5} = R. X'_{R n-C5} + D. Y'_{D n-C5} \dots \dots \dots (12)$$

$$F. X'_{F n-C6} + L. X'_{L n-C6} = R. X'_{R n-C6} + D. Y'_{D n-C6} \dots \dots \dots (13)$$

$$F. X'_{F n-C7} + L. X'_{L n-C7} = R. X'_{R n-C7} + D. Y'_{D n-C7} \dots \dots \dots (14)$$

$$F. X'_{F n-C8} + L. X'_{L n-C8} = R. X'_{R n-C8} + D. Y'_{D n-C8} \dots \dots \dots (15)$$

$$F. X'_{F n-C9} + L. X'_{L n-C9} = R. X'_{R n-C9} + D. Y'_{D n-C9} \dots \dots \dots (16)$$

$$F. X'_{F n-C10} + L. X'_{L n-C10} = R. X'_{R n-C10} + D. Y'_{D n-C10} \dots \dots \dots (17)$$

$$F. X'_{F n-C11} + L. X'_{L n-C11} = R. X'_{R n-C11} + D. Y'_{D n-C11} \dots \dots \dots (18)$$

$$F. X'_{F n-C12} + L. X'_{L n-C12} = R. X'_{R n-C12} + D. Y'_{D n-C12} \dots \dots \dots (19)$$

$$F. X'_{F n-C12} + L. X'_{L n-C12} = R. X'_{R n-C12} + D. Y'_{D n-C12} \dots \dots \dots (20)$$

En substituant les valeurs connues dans toutes les équations, obtient :

$$52.17792 = R. 0 + D. Y'_{D H_2O} \dots \dots \dots (1)'$$

$$0.40764 = R. 0 + D. Y'_{D N_2} \dots \dots \dots (2)'$$

$$4.48404 = R. 0 + D. Y'_{D CO_2} \dots \dots \dots (3)'$$

$$12.63684 = R. 0 + D. Y'_{D C_1} \dots \dots \dots (4)'$$

$$108.0246 = R. 0 + D. Y'_{D C_2} \dots \dots \dots (5)'$$

$$290.64732 = R. 0 + D. Y'_{D C_3} \dots \dots \dots (6)'$$

$$82.34328 = R. 0 + D. Y'_{D i-C_4} \dots \dots \dots (7)'$$

$$239.28468 = R. 0.0433 + D. Y'_{D n-C_4} \dots \dots \dots (8)'$$

$$139.00524 = R. X'_{R i-C_5} + D. 0.0322 \dots \dots \dots (9)'$$

$$260.8896 = R. X'_{R n-C_5} + D. 0 \dots \dots \dots (10)'$$

$$359.94612 = R. X'_{R n-C_6} + D. 0 \dots \dots \dots (11)'$$

$$397.85664 = R. X'_{R n-C_7} + D. 0 \dots \dots \dots (12)'$$

$$284.12508 = R. X'_{R n-C_8} + D. 0 \dots \dots \dots (13)'$$

$$295.13136 = R. X'_{R n-C_9} + D. 0 \dots \dots \dots (14)'$$

$$270.26532 = R. X'_{R n-C_{10}} + D. 0 \dots \dots \dots (15)'$$

$$213.19572 = R. X'_{R n-C_{11}} + D. 0 \dots \dots \dots (16)'$$

$$743.53536 = R. X'_{R n-C_{12}} + D. 0 \dots \dots \dots (17)'$$

$$322.44324 = R. X'_{R n-C_{12}} + D. 0 \dots \dots \dots (18)'$$

En additionnant les équations (1'), (2'), (3'), (4'), (5'), (6'), (7') et (8'), on obtient :

$$790.00632 = D. (Y'_{D H_2O} + \dots \dots \dots + Y'_{D n-C_4}) + R. 0,0433.$$

$$790.00632 = D. (Y'_{D H_2O} + \dots \dots \dots + Y'_{D n-C_4}) + (L+F-D). 0,0433.$$

$$790.00632 = D. (Y'_{D H_2O} + \dots \dots \dots + Y'_{D n-C_4} - 0,0433) + (815,3 + 3261,1). 0,0433.$$

Mais, on a :

$$Y'_{D H_2O} + Y'_{D N_2} + Y'_{D CO_2} + Y'_{D iC_4} + Y'_{D nC_4} = 1 - 0.0322 = 0.9678.$$

$$790.00632 = D \cdot (0.9678 - 0.0433) + 176.50812$$

$$D = 663.6 \text{ Kmol/h}$$

$$R = F + L - D = 3261.1 + 815.3 - 663.6 = 3412.8 \text{ Kmol/h}$$

$$R = 3412.8 \text{ Kmol/h}$$

On remplace les valeurs de D et R dans les équations (1',2',3',4',5',.....,18') on obtient :

$$52.17792 = 663.6 Y'_{D H_2O} \dots\dots\dots (1)'$$

$$0.40764 = 663.6 Y'_{D N_2} \dots\dots\dots (2)'$$

$$4.48404 = 663.6 Y'_{D CO_2} \dots\dots\dots (3)'$$

$$12.63684 = 663.6 Y'_{D C_1} \dots\dots\dots (4)'$$

$$108.0246 = 663.6 Y'_{D C_2} \dots\dots\dots (5)'$$

$$290.64732 = 663.6 Y'_{D C_3} \dots\dots\dots (6)'$$

$$82.34328 = 663.6 Y'_{D i-C_4} \dots\dots\dots (7)'$$

$$239.28468 = 3412.8 \cdot 0.0433 + 663.6 Y'_{D n-C_4} \dots\dots\dots (8)'$$

$$139.00524 = 3412.8 X'_{R i-C_5} + 663.6 \cdot 0.0322 \dots\dots\dots (9)'$$

$$260.8896 = 3412.8 X'_{R n-C_5} \dots\dots\dots (10)'$$

$$359.94612 = 3412.8 X'_{R n-C_6} \dots\dots\dots (11)'$$

$$397.85664 = 3412.8 X'_{R n-C_7} \dots\dots\dots (12)'$$

$$284.12508 = 3412.8 X'_{R n-C_8} \dots\dots\dots (13)'$$

$$295.13136 = 3412.8 X'_{R n-C_9} \dots\dots\dots (14)'$$

$$270.26532 = 3412.8 X'_{R n-C_{10}} \dots\dots\dots (15)'$$

$$213.19572 = 3412.8 X'_{R n-C_{11}} \dots\dots\dots (16)'$$

$$743.53536 = 3412.8 X'_{R n-C_{12}} \dots\dots\dots (17)'$$

$$322.44324 = 3412.8 X'_{R n-C_{12}} \dots\dots\dots (18)'$$

A l'aide des équations précédentes, on calcule la composition du distillat et du résidu, les résultats figurent sur le tableau qui suit :

Tableau [V-3] : Composition et débits molaire et massique du distillat

Constituants	Mi	Yi'	Y' _i .M _i	Yi=Mi*Yi'/M _{mD}	débit molaire (Kmol/h) D _i =D.Y' _i	débit massique (Kg/h) D _{im} =D _i .M _i
H ₂ O	18	0,07862857	1,41531426	0,03238481	52,1779191	939,202543
N ₂	28	0,000614	0,01720012	0,00039357	0,40764284	11,4139996
CO ₂	44	0,00675714	0,29731416	0,00680306	4,4840381	197,297677
CH ₄	16	0,01904286	0,30468576	0,00697173	12,6368419	202,18947
C ₂ H ₆	30	0,16278571	4,8835713	0,11174446	108,024597	3240,73791
C ₃ H ₈	44	0,43798571	19,2713712	0,44096192	290,647317	12788,482
i-C ₄ H ₁₀	58	0,12408571	7,19697118	0,16467901	82,3432772	4775,91008
n-C ₄ H ₁₀	58	0,1379	7,9982	0,18301249	91,51044	5307,60552
i-C ₅ H ₁₂	72	0,0322	2,3184	0,05304896	21,36792	1538,49024
n-C ₅ H ₁₂	72	0	0	0	0	0
n-C ₆ H ₁₄	86	0	0	0	0	0
n-C ₇ H ₁₆	100	0	0	0	0	0
n-C ₈ H ₁₈	114	0	0	0	0	0
n-C ₉ H ₂₀	128	0	0	0	0	0
n-C ₁₀ H ₂₂	142	0	0	0	0	0
n-C ₁₁ H ₂₄	156	0	0	0	0	0
n-C ₁₂ H ₂₆	170	0	0	0	0	0
n-C ₁₂ H ₂₆	170	0	0	0	0	0
somme	1506	0,99999999	43,703028	1	663,599993	29001,3294

La masse moléculaire moyenne du distillat est :

$$M_{mD} = 43,703028 \text{ Kg/Kmole}$$

Tableau [V-4] : Composition et débits molaire et massique du résidu

Constituants	Mi	X'i	X'i.Mi	$X_i = M_i \cdot X'_i / M_{mR}$	débit molaire (Kmol/h) $R_i = R \cdot X'_i$	débit massique (Kg/h) $R_{im} = R_i \cdot M_i$
H ₂ O	18	0	0	0	0	0
N ₂	28	0	0	0	0	0
CO ₂	44	0	0	0	0	0
CH ₄	16	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆	30	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	44	0	0	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	58	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	58	0,0433	2,5114	0,01995156	147,77424	8570,90592
i-C ₅ H ₁₂	72	0,03447	2,48184	0,01971673	117,639216	8470,02355
n-C ₅ H ₁₂	72	0,07644444	5,50399968	0,04372597	260,889585	18784,0501
n-C ₆ H ₁₄	86	0,10546944	9,07037184	0,07205866	359,946105	30955,365
n-C ₇ H ₁₆	100	0,11657778	11,657778	0,09261404	397,856648	39785,6648
n-C ₈ H ₁₈	114	0,08325278	9,49081692	0,07539884	284,125088	32390,26
n-C ₉ H ₂₀	128	0,08647778	11,0691558	0,08793779	295,131368	37776,8151
n-C ₁₀ H ₂₂	142	0,07919167	11,2452171	0,0893365	270,265331	38377,6771
n-C ₁₁ H ₂₄	156	0,06246944	9,74523264	0,07742002	213,195705	33258,53
n-C ₁₂ H ₂₆	170	0,21786667	37,0373339	0,29423937	743,535371	126401,013
n-C ₁₂ H ₂₆	184	0,09448056	16,0616952	0,12760052	322,443255	54815,3534
somme	1520	1	125,874841	1	3412,80191	429585,658

La masse moléculaire moyenne du distillat est :

$$M_{mR} = 125,874841 \text{ Kg/Kmole}$$

V.3. Pression dans les différentes zones de la colonne

V.3.1. Pression de la charge froide (reflux)

la Pression de la charge froide (reflux) est égale à :

$$P_r = 6 \text{ bars (donnée)}$$

V.3.2. la pression au sommet de la colonne

$$P_s = P_r$$

Où :

P_s : pression au sommet de la colonne

Donc la pression du sommet de la colonne égale à :

$$P_s = 6 \text{ bars}$$

V.3.3. la pression au fond de la colonne

La perte de charge entre le fond et le sommet est égale :

$$P_f = P_s + \Delta P_1$$

Où :

P_f : pression au fond de la colonne.

ΔP_1 : pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

$$\Delta P_1 = 0,2 \text{ bar}$$

$$P_f = 6 + 0,2 = 6,2$$

$$P_f = 6,2 \text{ bars}$$

V.3.4. la pression de zone d'alimentation chaude

$$P_{ac} = P_s + \Delta P_2 \cdot np_1$$

P_{ac} : La pression de zone d'alimentation chaude.

ΔP_2 : La perte de charge au niveau de chaque plateau.

np_1 : Nombre de plateau entre le sommet et l'alimentation chaude.

$$\Delta P_2 = (P_f - P_s) / np_1$$

$$\Delta P_2 = (6,2 - 6) / 21$$

$$\Delta P_2 = 0,00952 \text{ bar}$$

$$P_{ac} = P_s + \Delta P_2 \cdot np_1$$

$$P_{ac} = 6 + 0,00952 \cdot 9$$

$$P_{ac} = 6,0857 \text{ bars}$$

V.4. Détermination de la température

V.4.1. Pour l'alimentation chaude et froide

La température de l'alimentation chaude est égale : $T_{ac} = 114^\circ\text{C}$

La température de l'alimentation froide est égale : $T_{af} = 68,2^\circ\text{C}$

Ces températures sont déterminées par les approximations successives« Annexe 1 »:

Tableau [V-5] : Coefficients d'équilibre des constituants D'alimentation

Constituants	$P_c = 6.9 \text{ bar et } T_{ac} = 114^\circ\text{C}$		$P_r = 6 \text{ bar et } T_{af} = 68.2^\circ\text{C}$	
	Alimentation chaude		Alimentation froide	
	K_{iL}	X'_{Li}	K_{iF}	X'_{Fi}
H_2O	19	0,0128	4,2	0,0128
N_2	80	0,0001	96	0,0001
CO_2	21	0,0011	26	0,0011
CH_4	52	0,0031	46	0,0031
C_2H_6	14	0,0265	10	0,0265
C_3H_8	5,5	0,0713	3,5	0,0713
$\text{i-C}_4\text{H}_{10}$	2,8	0,0202	1,7	0,0202
$\text{n-C}_4\text{H}_{10}$	2,3	0,0587	1,4	0,0587
$\text{i-C}_5\text{H}_{12}$	1,3	0,0341	0,68	0,0341
$\text{n-C}_5\text{H}_{12}$	1,3	0,064	0,575	0,064
$\text{n-C}_6\text{H}_{14}$	0,6	0,0883	0,25	0,0883
$\text{n-C}_7\text{H}_{16}$	0,29	0,0976	0,1	0,0976
$\text{n-C}_8\text{H}_{18}$	0,15	0,0697	0,046	0,0697
$\text{n-C}_9\text{H}_{20}$	0,08	0,0724	0,018	0,0724
$\text{n-C}_{10}\text{H}_{22}$	0,043	0,0663	0,007	0,0663
$\text{n-C}_{11}\text{H}_{24}$	0,024	0,0523	0	0,0523
$\text{n-C}_{12}\text{H}_{26}$	0,015	0,1824	0	0,1824
$\text{n-C}_{12}\text{H}_{26}$	0,015	0,0791	0	0,0791
somme		1,00000		1,00000

V.4.2. Dans le sommet de la colonne

A une pression $P = 6 \text{ bar}$, pour la vérification de la température au sommet de la colonne on utilise l'équation d'isotherme de la phase vapeur par approximations successives :

$$\sum \frac{Y_i}{K_i} = 1$$

Si l'inconnue est la température (P connue), on fait le calcul suivant :

- Calcul du point de rosée d'une vapeur :

Le mélange est entièrement vapeur $y_i = Z$

On écrit que la première goutte de condensat liquide a une composition molaire X_i , telle que:

$$X_i = 1$$

$$\sum \frac{Y_i}{K_i} = 1$$

On obtient également une équation en K_i dont la résolution s'effectue par approximations successives sur la pression ou la température, comme dans le cas précédent, et fournit simultanément la composition de la phase liquide.

- Pour une température $T = 70^\circ\text{C}$ on a $\sum Y'_{Di} / K_i = 1,138 \neq 1$

Pour une température $T = 76.6^\circ\text{C}$ Les résultats de calcul sont illustrés dans le tableau suivant:

Tableau [V-6] : Coefficients d'équilibre des constituants du distillat

$P_D = 6 \text{ bar et } T_s = 76.6^\circ\text{C}$			
Constituants	Y'_{Di}	K_{iD}	$\sum Y'_{Di} / K_{iD}$
H_2O	0,07862857	0,127	0,6191226
N_2	0,000614	2210	$2,7796 \cdot 10^{-7}$
CO_2	0,00675714	924,505	$7,3089 \cdot 10^{-6}$
CH_4	0,01904286	44	0,00043279
C_2H_6	0,16278571	9.5	0,01713534
C_3H_8	0,43798571	3.3	0,13272294
$\text{i-C}_4\text{H}_{10}$	0,12408571	1.65	0,07520346
$\text{n-C}_4\text{H}_{10}$	0,1379	1.3	0,10607692
$\text{i-C}_5\text{H}_{12}$	0,0322	0.65	0,04953846
somme	0,99999999		1,0002401

V.4.3. Dans le fond de la colonne

En utilisant l'isotherme de la phase liquide $\sum X_{iR} \cdot K_i = 1$, pour une pression de fond de **6.2bar**.

L'inconnue est la température (P connue), on fait le calcul suivant :

- Calcul du point de bulle d'un liquide :

Le mélange est entièrement liquide $X_i = Z_i$

On écrit que la première bulle de vapeur émise a une composition molaire y_i , telle que:

$$Y_i = 1$$

$$\sum K_i \cdot x_i = 1$$

La composition du liquide X_i étant connue, cette équation en K_i ne dépend que des deux paramètres pression et température, de sorte que si l'on se fixe l'un, l'autre est déterminé.

Mais, comme les coefficients K_i ne sont pas des fonctions explicites de P et T , la résolution de cette équation nécessite un calcul par approximations successives qui fournit la pression ou la température de bulle, ainsi que la composition de la phase vapeur.

- Pour une température $T = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$ on a $\sum X_{iR} \cdot K_i = 1,35622$

- Pour une température $T = 160\text{ }^{\circ}\text{C}$ Les résultats de calcul sont illustrés dans le tableau suivant:

Tableau [V-7] : Coefficients d'équilibre des constituants du residu

$P_R = 6.2\text{ bar et } T_f = 160^{\circ}\text{C}$			
Constituants	X'_{Ri}	K_{iR}	$\sum X'_{Ri} \cdot K_{iR}$
n-C₄H₁₀	0,0433	5,81	0,25157467
i-C₅H₁₂	0,03447	3,15	0,10884349
n-C₅H₁₂	0,07644444	3,03	0,2317279
n-C₆H₁₄	0,10546944	1,64	0,17317738
n-C₇H₁₆	0,11657778	0,94	0,11043283
n-C₈H₁₈	0,08325278	0,54	0,04521561
n-C₉H₂₀	0,08647778	0,34	0,029491
n-C₁₀H₂₂	0,07919167	0,20	0,01600371
n-C₁₁H₂₄	0,06246944	0,13	0,00828472
n-C₁₂H₂₆	0,21786667	0,08	0,01761143
n-C₁₂H₂₆	0,09448056	0,08	0,00763741
somme	1,00000056		1,00000016

V.5. Volatilités relatives

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r} \dots\dots\dots (21)$$

K_i : Coefficient d'équilibre de l'élément (i).

K_r : Coefficient d'équilibre de l'élément le plus lourd.

On admet le constituant clé lourd **iC₅ H₁₂** comme élément de référence.

Tableau [V-8] : les volatilités relatives de la charge de la colonne

Constituants	Alimentation chaude		Alimentation froide	
	K_{iL}	$\alpha_{Lc,i} = K_{iL}/K_{iC5}$	K_{iF}	$\alpha_{Lf,i} = K_{iF}/K_{iC5}$
H ₂ O	19	14,6153846	4,2	6,17647059
N ₂	80	61,5384615	96	141,176471
CO ₂	21	16,1538462	26	38,2352941
CH ₄	52	40	46	67,6470588
C ₂ H ₆	14	10,7692308	10	14,7058824
C ₃ H ₈	5,5	4,23076923	3,5	5,14705882
i-C ₄ H ₁₀	2,8	2,15384615	1,7	2,5
n-C ₄ H ₁₀	2,3	1,76923077	1,4	2,05882353
i-C ₅ H ₁₂	1,3	1	0,68	1
n-C ₅ H ₁₂	1,3	1	0,575	0,84558824
n-C ₆ H ₁₄	0,6	0,46153846	0,25	0,36764706
n-C ₇ H ₁₆	0,29	0,22307692	0,1	0,14705882
n-C ₈ H ₁₈	0,15	0,11538462	0,046	0,06764706
n-C ₉ H ₂₀	0,08	0,06153846	0,018	0,02647059
n-C ₁₀ H ₂₂	0,043	0,03307692	0,007	0,01029412
n-C ₁₁ H ₂₄	0,024	0,01846154	0	0
n-C ₁₂ H ₂₆	0,015	0,01153846	0	0
n-C ₁₂ H ₂₆	0,015	0,01153846	0	0

-Détermination de la volatilité moyenne

Les valeurs moyennes des volatilités relatives sont déterminées par les formules suivantes :

$$\alpha_{Li} = 0.5(\alpha_{Lc,i} + \alpha_{Lf,i}) \dots\dots\dots (22)$$

Pour la zone de rectification :

$$\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{Li} + \alpha_{Di}) \dots\dots\dots (23)$$

Pour la zone d'épuisement :

$$\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{Li} + \alpha_{Ri}) \dots\dots\dots(24)$$

Les résultats sont présentés dans les tableaux suivants :

Tableau [V-9] : Volatilités moyennes

Constituants	Alimentation	Rectification			Epuisement		
	α_{Li}	K_{iD}	α_{Di}	α_{iDm}	K_{iR}	α_{Ri}	α_{iRm}
H ₂ O	10,3959276	0,127	0,19538462	5,29565611	-	0	5,1979638
N ₂	101,357466	2210	3400	1750,67873	-	0	50,678733
CO ₂	27,1945701	924,50	1422,31538	724,754977	-	0	13,5972851
CH ₄	53,8235294	44	67,6923077	60,7579186	-	0	26,9117647
C ₂ H ₆	12,7375566	9.5	14,6153846	13,6764706	-	0	6,36877828
C ₃ H ₈	4,68891403	3.3	5,07692308	4,88291855	-	0	2,34445701
i-C ₄ H ₁₀	2,32692308	1.65	2,53846154	2,43269231	-	0	1,16346154
n-C ₄ H ₁₀	1,91402715	1.3	2	1,95701357	5,81	1,84445666	1,8792419
i-C ₅ H ₁₂	1	0.65	1	1	3,15	1,0024221	1,00121105
n-C ₅ H ₁₂	0,92279412	-	0	0,46139706	3,03	0,96232521	0,94255967
n-C ₆ H ₁₄	0,41459276	-	0	0,20729638	1,64	0,52125949	0,46792612
n-C ₇ H ₁₆	0,18506787	-	0	0,09253394	0,94	0,30072663	0,24289725
n-C ₈ H ₁₈	0,09151584	-	0	0,04575792	0,54	0,1724166	0,13196622
n-C ₉ H ₂₀	0,04400452	-	0	0,02200226	0,34	0,10826159	0,07613306
n-C ₁₀ H ₂₂	0,02168552	-	0	0,01084276	0,20	0,06415501	0,04292027
n-C ₁₁ H ₂₄	0,00923077	-	0	0,00461538	0,13	0,04210173	0,02566625
n-C ₁₂ H ₂₆	0,00576923	-	0	0,00288462	0,08	0,02566217	0,0157157
n-C ₁₂ H ₂₆	0,00576923	-	0	0,00288462	0,08	0,02566217	0,0157157

V.6. Taux de vaporisation e'_0 et composition des phases vapeur et liquide d'alimentation

Pour le calcul, on procède par tâtonnement, c'est-à-dire qu'on prend des valeurs différentes du taux de vaporisation, et on calcule les concentrations molaires de la phase liquide $X'_{0,i}$ et la phase vapeur $Y'_{0,i}$ dans la zone de flash jusqu'à l'obtention de :

$$\sum_{i=1}^n X'_{0,i} = 1 \quad \text{..... (25)} \quad \text{et} \quad \sum_{i=1}^n Y'_{0,i} = 1 \quad \text{..... (26)}$$

Où : $X'_{0,i}$ et $Y'_{0,i}$ sont calculés de la façon suivante :

$$X'_{0,i} = \frac{X'_{Li}}{1 + e'_0 (K_i - 1)} \quad \text{.....(27)}$$

$$X'_{0,i} = \frac{Y'_{0,i}}{K_i} \Rightarrow Y'_{0,i} = X'_{0,i} \cdot K_i \dots\dots\dots (28)$$

Le taux de vaporisation de l'alimentation et la composition de ses deux phases à l'équilibre est déterminé à l'aide de l'équation de TREGOUBOV :

$$\sum_{i=1}^n X'_{0,i} = \sum_{i=1}^n \frac{X'_{L,i}}{1 + e'_0 (K_i - 1)} = 1 \dots\dots\dots (29)$$

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

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

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

Pour la charge chaude.

-Taux de vaporisation e'_0 et composition des phases vapeur et liquide de la charge

L'application de la formule pour l'alimentation chaude :

le taux de vaporisation est égale :

$$e'_0 = 0,09$$

Tableau [V-10] : Fractions des phases liquide et vapeur de l'alimentation chaude

	P = 6.9 bars T= 114°C		e' ₀ = 0.09	
Constituents	X' _{L,i}	K _{iL}	X _{0,i}	Y _{0,i}
H ₂ O	0,0128	19	0,0048855	0,09282443
N ₂	0,0001	80	1,233*10 ⁻⁵	0,00098644
CO ₂	0,0011	21	0,00039286	0,00825
CH ₄	0,0031	52	0,00055456	0,02883721
C ₂ H ₆	0,0265	14	0,01221198	0,17096774
C ₃ H ₈	0,0713	5,5	0,05074733	0,27911032
i-C ₄ H ₁₀	0,0202	2,8	0,01738382	0,0486747
n-C ₄ H ₁₀	0,0587	2,3	0,05255148	0,1208684
i-C ₅ H ₁₂	0,0341	1,3	0,03320351	0,04316456
n-C ₅ H ₁₂	0,064	1,3	0,06231743	0,08101266
n-C ₆ H ₁₄	0,0883	0,6	0,09159751	0,05495851
n-C ₇ H ₁₆	0,0976	0,29	0,10426237	0,03023609
n-C ₈ H ₁₈	0,0697	0,15	0,07547374	0,01132106
n-C ₉ H ₂₀	0,0724	0,08	0,07893589	0,00631487
n-C ₁₀ H ₂₂	0,0663	0,043	0,07254861	0,00311959
n-C ₁₁ H ₂₄	0,0523	0,024	0,05733643	0,00137607
n-C ₁₂ H ₂₆	0,1824	0,015	0,20014265	0,00300214
n-C ₁₂ H ₂₆	0,0791	0,015	0,08679432	0,00130191
somme	1		1,00135231	0,98632669

Pour la charge chaude, le taux de vaporisation est égal :

$$e'_0 = 0,09$$

$$e'_0 = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_{L,i} \cdot X'_{L,i}}{\alpha_{L,i} - \varphi} \dots\dots\dots (30)$$

φ : Constante qui varie entre les volatilités relatives des constituants clés lourds et le plus volatiles.

1 < φ < 1,91402715 Le calcul pour $\varphi = 1.345$ nous donne les résultats dans le tableau suivant, sachant que :

Tableau [V-11] : Verification du taux de vaporisation

Constituants	$\varphi = 1.345$				
	X'_{Li}	α_{Li}	$X'_{Li} \cdot \alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} \cdot \varphi$	e'_0
H ₂ O	0,0128	10,3959276	0,13306787	10,4267897	0,01470213
N ₂	0,0001	101,357466	0,01013575	116,018888	0,00010134
CO ₂	0,0011	27,1945701	0,02991403	23,3525081	0,00115723
CH ₄	0,0031	53,8235294	0,16685294	55,7338301	0,00317945
C ₂ H ₆	0,0265	12,7375566	0,33754525	12,1022207	0,02962858
C ₃ H ₈	0,0713	4,68891403	0,33431957	3,4062437	0,09997852
i-C ₄ H ₁₀	0,0202	2,32692308	0,04700385	1,11170346	0,04786917
n-C ₄ H ₁₀	0,0587	1,91402715	0,11235339	0,60308277	0,19744821
i-C ₅ H ₁₂	0,0341	1	0,0341	-0,3064	-0,09884058
n-C ₅ H ₁₂	0,064	0,92279412	0,05905882	-0,44289425	-0,13988157
n-C ₆ H ₁₄	0,0883	0,41459276	0,03660854	-0,92594023	-0,03934679
n-C ₇ H ₁₆	0,0976	0,18506787	0,01806262	-1,13326782	-0,01557214
n-C ₈ H ₁₈	0,0697	0,09151584	0,00637865	-1,22292299	-0,00508874
n-C ₉ H ₂₀	0,0724	0,04400452	0,00318593	-1,26688851	-0,00244884
n-C ₁₀ H ₂₂	0,0663	0,02168552	0,00143775	-1,28819598	-0,00108648
n-C ₁₁ H ₂₄	0,0523	0,00923077	0,00048277	-1,29848333	-0,00036142
n-C ₁₂ H ₂₆	0,1824	0,00576923	0,00105231	-1,3014	-0,00078576
n-C ₁₂ H ₂₆	0,0791	0,00576923	0,00045635	-1,3014	-0,00034075
somme	1				0,09031158

V.7. Taux de rebouillage

$$P = J / R' \dots\dots\dots(31)$$

$$R' = R + J \dots\dots\dots(32)$$

P : Taux de rebouillage.

R' : débit molaire de résidu total.

R : débit molaire de résidu.

J : Débit de l'aspiration de la pompe.

$$R' = 3412.8 + 3066.4 = 6479.2$$

$$R' = 6479.2 \text{ Kmol/h}$$

$$P = 3066.4 / 6479.2 = 0.4732$$

$$P = 0.4732$$

V.8. Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour déterminer les charges thermiques.

$$Q_F + Q_L + Q_{Rb} = Q_D + Q_R \dots\dots\dots (33)$$

$$Q_L = L.h_L \dots\dots\dots (34)$$

$$h_L = \epsilon_L . H_{0,L} + (1 - \epsilon_L). h_{0,L} \dots\dots\dots (35)$$

$$Q_F = L' . h_F \dots\dots\dots (36)$$

$$Q_R = R' . h_R \dots\dots\dots (37)$$

$$Q_D = D' . H_D \dots\dots\dots (38)$$

Donc:

$$L.h_L + F'.h_F + Q_{Rb} = R'.h_R + D'.H_D$$

Avec :

Q_L : charge thermique de l'alimentation chaude Kcal/h

Q_F : charge thermique de l'alimentation froide Kcal/h

Q_R : charge thermique de résidu Kcal/h

Q_D : charge thermique de distillat Kcal/h

Q_{Rb} charge thermique fournie par le rebouilleur Kcal/h

h_L : enthalpie de la charge chaude Kcal/Kmol

$H_{0,L}$: Enthalpie molaire de la phase vapeur de la charge chaude Kcal/Kmol

$h_{0,L}$: Enthalpie molaire de la phase liquide de la charge chaude Kcal/Kmol

h_F : enthalpie de la charge froide Kcal/Kmol

ϵ'_0 : taux de vaporisation de la charge

h_R : enthalpie de résidu en état liquide Kcal/Kmol

h_D : enthalpie de distillat Kcal/Kmol

h_{0D} : enthalpie de distillat en état liquide Kcal/Kmol

H_{0D} : enthalpie de distillat en état vapeur Kcal/Kmol

L' , R' , D' , F' : sont les débits molaires respectivement de la charge chaude et froide, du résidu et de distillat.

V.8.1. Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides

Les enthalpies sont déterminées par le monogramme de l'enthalpie en fonction de la pression, la température et la masse moléculaire (voire annexe 2 et 3).

-Enthalpie de la charge Chaude h_c

Données :

$$P_{Ac} = 6.9 \text{ bar}; (P_a = 100,076039 \text{ psi})$$

$$T_{Ac} = 114^\circ\text{C} \quad ; (T_a = 237,20^\circ\text{F})$$

$$M_n = 112.498 \text{ Kg/Kmol}$$

Tableau [V-12] : Calcul M_{moy} de la charge Chaude a l'état liquide et vapeur

$P = 6.9 \text{ bars} \quad T = 114^\circ\text{C}$ $e'_0 = 0,09$						
Constituants	$X_{0,i}$	Mi	$X_{0,i} \cdot Mi$	$Y_{0,i}$	Mi	$Y_{0,i} \cdot Mi$
H ₂ O	0,0048855	18	0,087939	0,09282443	18	1,67083974
N ₂	$1,233 \cdot 10^{-5}$	28	0,00034524	0,00098644	28	0,02762032
CO ₂	0,00039286	48	0,01728584	0,00825	48	0,363
CH ₄	0,00055456	16	0,00887296	0,02883721	16	0,46139536
C ₂ H ₆	0,01221198	30	0,3663594	0,17096774	30	5,1290322
C ₃ H ₈	0,05074733	44	2,23288252	0,27911032	44	12,2808541
i-C ₄ H ₁₀	0,01738382	58	1,00826156	0,0486747	58	2,8231326
n-C ₄ H ₁₀	0,05255148	58	3,04798584	0,1208684	58	7,0103672
i-C ₅ H ₁₂	0,03320351	72	2,39065272	0,04316456	72	3,10784832
n-C ₅ H ₁₂	0,06231743	72	4,48685496	0,08101266	72	5,83291152
n-C ₆ H ₁₄	0,09159751	86	7,87738586	0,05495851	86	4,72643186
n-C ₇ H ₁₆	0,10426237	100	10,426237	0,03023609	100	3,023609
n-C ₈ H ₁₈	0,07547374	114	8,60400636	0,01132106	114	1,29060084
n-C ₉ H ₂₀	0,07893589	128	10,1037939	0,00631487	128	0,80830336
n-C ₁₀ H ₂₂	0,07254861	142	10,3019026	0,00311959	142	0,44298178
n-C ₁₁ H ₂₄	0,05733643	156	8,94448308	0,00137607	156	0,21466692
n-C ₁₂ H ₂₆	0,20014265	170	34,0242505	0,00300214	170	0,5103638
n-C ₁₂ H ₂₆	0,08679432	170	14,7550344	0,00130191	170	0,2213247
somme	1,00135231	1506	118,684534	0,98632669	1506	49,9452836

-Enthalpie de la charge Chaude a l'état liquide**Données :**

$$P_{Ac} = 6,9 \text{ bar} ; (P_a = 100,076039 \text{ psi})$$

$$T_{Ac} = 114^{\circ}\text{C} ; (T_a = 237,20^{\circ}\text{F})$$

$$M_{\text{moy}} = 118,684534 \text{ Kg/Kmol.}$$

Résultats :

$$h_{0L} = 4615,33 \text{ Kcal/Kmole.}$$

-Enthalpie de la charge Chaude a l'état vapeur**Données :**

$$P_{Ac} = 6,9 \text{ bar} ; (P_a = 100,076039 \text{ psi})$$

$$T_{Ac} = 114^{\circ}\text{C} ; (T_a = 237,20^{\circ}\text{F})$$

$$M_{\text{moy}} = 49,9452836 \text{ Kg/Kmol.}$$

Résultats :

$$H_{0L} = 5868,783 \text{ kcal/Kmole.}$$

-Enthalpie de la charge Chaude

$$h_L = e'_o \cdot H_{0L} + (1 - e_o) \cdot h_{oL}$$

$$h_L = 4728,14077 \text{ Kcal/Kmole.}$$

-Enthalpie de la charge froide h_F **Données :**

$$P_a = 6 \text{ bars} ; (P_a = 87,0226 \text{ psi})$$

$$T_a = 68,2^{\circ}\text{C} ; (T_a = 154,76^{\circ}\text{F})$$

$$M_{\text{moy}} = 112,498 \text{ Kg/Kmol.}$$

$$(e'_o = 0) \text{ liquide totale}$$

$$h_F = 1374,975 \text{ Kcal/Kmole}$$

Résultats :

$$h_F = 1374,975 \text{ Kcal/Kmol}$$

-Enthalpie du distillat

Tableau [V-13] : Calcul M_{moy} du distillat a l'état liquide et vapeur

Constituants	E = 0,001					
	$X_{0,i}$	Mi	$X_{0,i} \cdot Mi$	$Y_{0,i}$	Mi	$Y_{0,i} \cdot Mi$
H ₂ O	0,07869727	18	1,41655091	0,61966356	18	11,1539442
N ₂	0,00019143	28	0,00535996	$8,6619 \cdot 10^{-8}$	28	$2,425 \cdot 10^{-6}$
CO ₂	0,00351293	48	0,15456896	$3,7998 \cdot 10^{-6}$	48	0,00016719
CH ₄	0,01825778	16	0,29212441	0,00041495	16	0,00663919
C ₂ H ₆	0,16141369	30	4,84241081	0,01699092	30	0,50972745
C ₃ H ₈	0,43698065	44	19,2271488	0,13241838	44	5,82640873
i-C ₄ H ₁₀	0,12400511	58	7,19229619	0,07515461	58	4,35896739
n-C ₄ H ₁₀	0,13785864	58	7,99580126	0,10604511	58	6,15061635
i-C ₅ H ₁₂	0,03221127	72	2,31921172	0,04955581	72	3,56801804
Somme	0,99312878		43,445473	1,00024722		31,5744909

Enthalpie du distillat à l'état liquide h_{0D} **Données :**

$$P_b = 6 \text{ bars} ; (P_b = 87,0226 \text{ psi})$$

$$T_b = 76,6^\circ\text{C} ; (T_b = 169,88^\circ\text{F})$$

$$M_D = 43,445473 \text{ Kg/Kmol}$$

Résultats :

$$h_{0D} = 1206,8 \text{ Kcal/ Kmole.}$$

-Enthalpie du distillat à l'état vapeur H_{0D} **Données :**

$$P_b = 6 \text{ bars} ; (P_b = 87,0226 \text{ psi})$$

$$T_b = 76,6^\circ\text{C} ; (T_b = 169,88^\circ\text{F})$$

$$M_D = 31,5744909 \text{ Kg/Kmol}$$

Résultats :

$$H_{0D} = 3507,79 \text{ Kcal/Kmole.}$$

-Enthalpie du distillat

$$h_D = e'_o \cdot H_{0D} + (1 - e_o) \cdot h_{0D}$$

$$h_D = 1101,696 \text{ Kcal/Kmole}$$

-Enthalpie de résidu h_R :**Données :**

$$P_f = 6,2 \text{ bars} ; (P_f = 89,923 \text{ psi})$$

$$T_f = 160^\circ\text{C} ; (T_f = 320^\circ\text{F})$$

$$M_R = 125,874841 \text{ Kg/Kmol}$$

Résultats

$$h_R = 8601,459 \text{ Kcal/Kmole.}$$

V.8.2. Calcul des charges thermiques

-Charge thermique de l'alimentation chaude Q_L

$$Q_L = L' \cdot h_L$$

$$Q_L = 1,5419 \cdot 10^7 \text{ Kcal/h}$$

-Charge thermique de l'alimentation froide Q_F

$$Q_F = F' \cdot h_F$$

$$Q_F = 1,121017 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

-Charge thermique de distillat Q_D

$$Q_D = D' \cdot h_D$$

$$Q_D = 7,31085 \cdot 10^5 \text{ Kcal/h}$$

-Charge thermique de résidu Q_R

$$Q_R = R' \cdot h_R$$

$$Q_R = 2,9355059 \cdot 10^7 \text{ Kcal/Kmole}$$

- Charge thermique fournie par le rebouilleur Q_{Rb}

$$Q_{Rb} = Q_R + Q_D - (Q_L + Q_F)$$

$$Q_{Rb} = 2,9355059 \cdot 10^7 + 7,31085 \cdot 10^5 - (1,5419 \cdot 10^7 + 1,121017 \cdot 10^6)$$

$$Q_{Rb} = 1,35461 \cdot 10^7 \text{ Kcal/h}$$

NB:

$$1 \text{ BTU/lb} = 0.5564 \text{ Kcal/Kg}$$

$$1(^{\circ}\text{F}) = T(^{\circ}\text{C}) \cdot 9/5 + 32$$

$$1 \text{ (psi)} = 14.5 \text{ bars}$$

V.9. Calcul du diamètre de la colonne

On calcule le diamètre de la colonne à l'aide de l'équation suivante :

$$D' = \sqrt{\frac{4 \cdot V_i}{\pi \cdot W}} \dots\dots\dots(39)$$

V_i : débit des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne en m^3/s .

W : la vitesse des vapeurs en m/s .

-Calcul de la vitesse admissible des vapeurs :

Pour la détermination de W on utilise la formule suivante :

$$W = 8,47.10^{-5}.C.\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \dots\dots\dots (40)$$

C : coefficient qui dépend du type de plateau, de l'espacement entre les plateaux et de la charge sur les plateaux.

ρ_L et ρ_V : ce sont respectivement les poids spécifiques de la vapeur et du liquide dans les conditions de fonctionnement.

-Calcul de ρ_V :

$$\rho_V = \frac{M_m.V_m}{V_i} \dots\dots\dots (41)$$

M_m : la masse moléculaire moyenne de la vapeur qui quitte la colonne en Kg/Kmol.

V_m : débit molaire de la vapeur qui quitte la colonne en Kmole/h.

V_i : débit volumique de la vapeur qui quitte la colonne en m³/h.

$V_m = D' = 663.6$ Kmole/h.

$M_m = 43.70302$ Kg/Kmol.

$$V_i = 22,4.V_m \frac{273 + T_s}{273} \cdot \frac{P_0}{P_s} \cdot Z \dots\dots\dots (42)$$

Avec :

T_s et P_s : respectivement la température et la pression au sommet de la colonne.

Z : facteur de compressibilité.

V_i : débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne.

- calcul du facteur de compressibilité (Z) :

Ces facteurs sont déterminés d'après les paramètres P et T critiques

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

$$\begin{aligned} T_{rm} &= T_s / T_{Cm} & \text{au : } T_{Cm} &= \sum Y_i' \cdot T_{Ci} \\ P_{rm} &= P_s / P_{Cm} & \text{au : } P_{Cm} &= \sum Y_i' \cdot P_{Ci} \end{aligned}$$

Le calcul détaillé est donné dans le tableau :

Tableau [V-14] : Représentant la température et la pression critiques moyennes du Distillat

Constituants	Y' _{Di}	T _{ci} (K)	P _{ci} (bar)	T _{ci} .Y' _{Di}	P _{ci} .Y' _{Di}
H ₂ O	0,07862857	647,299	221,187	50,8961947	17,3916175
N ₂	0,000614	126,194	33,9305	0,07751971	0,02084317
CO ₂	0,00675714	304,1	73,6868	2,05484627	0,49791202
CH ₄	0,01904286	190,699	46,3936	3,63145436	0,88346683
C ₂ H ₆	0,16278571	305,428	48,8253	49,7193138	7,94806113
C ₃ H ₈	0,43798571	369,898	42,5534	162,010038	18,6377811
i-C ₄ H ₁₀	0,12408571	408,096	36,463	50,6388819	4,52453724
n-C ₄ H ₁₀	0,1379	425,199	37,953	58,6349421	5,2337187
i-C ₅ H ₁₂	0,0322	460,398	33,3227	14,8248156	1,07299094
somme	1,00000			392,488007	56,2109287

$$T_{Cm} = 392,488007^{\circ}K$$

$$P_{Cm} = 56,2109287 \text{ bars}$$

Les paramètres réduits sont :

$$T_{rm} = (76.6 + 273.15) / 392,488007 = 0,99971 \text{ }^{\circ}K$$

$$P_{rm} = (6 / 56.2109287) = 0.10674 \text{ bars}$$

On calcul les pressions et les températures réduites afin de déterminer le facteur de compressibilité Z d'après le diagramme « Annexe 4 »

On trouve : $Z = 0.94$

On remplace Z dans l'équation (43)

$$V_i = 22,4 \times 663.6 \times \frac{273.15 + 76.6}{273.15} \times \frac{1}{6} \cdot 0,94 = 2981.86 \text{ m}^3 / h$$

$$\rho_V = \frac{43.70328 \times 663.6}{2981.86} = 9.726 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$\rho_V = 9.726 \text{ kg/m}^3$$

–Calcul de ρ_L

$$\rho_L = \frac{M_m}{\sum \frac{M_i \cdot X'_{Di}}{\rho_{Li}}} \dots\dots\dots (43)$$

ρ_{Li} : Masse volumique du constituant (i) aux conditions opératoires (au sommet de la colonne).

Le calcul ρ_{Li} se fait à partir du diagramme « annexe 5 » :

Pour les constituants C_3H_8 , i- C_4H_{10} et n- C_4H_{10} on applique la formule suivante :

$$d_t = \frac{\rho_t}{1000} \Rightarrow \rho_t = 1000 \cdot d_t \dots\dots\dots (44)$$

Pour les constituants CH_4 et C_2H_6 on applique le suivant :

$$\rho_t = 1000 \cdot (d_4^{20} - a \cdot (t - 20)) \dots\dots\dots (45)$$

$$a = 0,001828 - 0,00132 \cdot d_4^{20} \dots\dots\dots (46)$$

$$\text{avec } d_4^{20} \approx d_4^{15}$$

Les résultats sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau [V-15] : Calcul de la masse volumique du constituant au sommet de la colonne

Constituant	M_i	d_i	ρ_{Li}	Y'_{Di}	X'_{Di}	$M_i \cdot X'_{Di}$	$\frac{M_i \cdot X'_{Di}}{\rho_{Li}}$
H₂O	18	0.998	998	0,07862857	0,6191226	11,1442068	0,01116654
N₂	28	0.80637	806,37	0,000614	$2,779 \cdot 10^{-7}$	$7,782 \cdot 10^{-6}$	$9,651 \cdot 10^{-9}$
CO₂	46	0.825335	825,335	0,00675714	$7,308 \cdot 10^{-6}$	0,00032159	$3,896 \cdot 10^{-7}$
CH₄	16	0.24954	249,54	0,01904286	0,00043279	0,00692468	$2,775 \cdot 10^{-5}$
C₂H₆	30	0.29847	298,47	0,16278571	0,01713534	0,51406014	0,00172232
C₃H₆	44	0.39	390	0,43798571	0,13272294	5,83980947	0,01497387
i-C₄H₁₀	58	0.48	480	0,12408571	0,07520346	4,36180072	0,00908708
n-C₄H₁₀	58	0.502	502	0,1379	0,10607692	6,15246154	0,0122559
i-C₅H₁₂	72	0.55	550	0,0322	0,04953846	3,56676923	0,00648503
Somme				1,00000	1,0002401	31,5863619	0,0557189

$$\rho_L = \frac{31,58636}{0,055718} = 567,07 \text{ Kg / m}^3$$

On prend $C = 770$ pour $H_p = 600(\text{mm})$ pour les plateaux à clapets

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \times 770 \times \sqrt{\frac{567,07 - 9,726}{9,726}} = 0,493 \text{ m / s}$$

Donc :

$$D' = \sqrt{\frac{4 \cdot V_i}{\pi \cdot W}} = \sqrt{\frac{4 \times 2989,86}{3,14 \times 0,493 \times 3600}} = 1,465 \text{ m}$$

V.10. Calcul de la hauteur de la colonne

La hauteur totale de la colonne est calculée par la formule suivante :

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 + H_6 \dots \dots \dots (47)$$

H_1 : la distance entre le sommet est le premier plateau de la zone de rectification.

H_2 : la hauteur de la zone de rectification.

H_3 : la hauteur de la zone d'alimentation.

H_4 : la hauteur de la zone d'épuisement.

H_5 : la distance entre le premier plateau de la zone d'épuisement et le fond de la colonne.

Puisque la hauteur de la colonne dépend de la distance entre les plateaux mais la distance entre les plateaux dépend aussi du diamètre de la colonne.

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

$$H_1 = D' / 2 = 1,465 / 2 = 0,7325 \text{ m.}$$

Hauteur de la zone de rectification :

$$H_2 = H_p (N_R - 1) \dots \dots \dots (48)$$

N_R : Nombre de plateaux dans la zone de rectification, $N_R = 8$.

H_p : Distance entre deux plateaux, $H_p = 0.61 \text{ m}$.

$$H_2 = 0.61 (8 - 1) = 4.27 \text{ m}$$

Hauteur de la zone d'expansion :

$$H_3 = 6 \cdot H_p = 3.61 \text{ m}$$

Hauteur de la zone d'épuisement :

$$H_4 = H_p (N_E - 1) \dots \dots \dots (49)$$

N_E : Nombre de plateaux de la zone d'épuisement, $N_E = 13$.

$$H_4 = 0.61 (13 - 1) = 7.32 \text{ m}$$

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

$$H_5 = 9.335 \text{ m}$$

H_6 : l'espace entre le plateau 13 et le plateau 14 au niveau de rétrécissement ;

$$H_6 = 1.56 \text{ m}$$

- La hauteur totale sera :

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 + H_6 \dots\dots\dots (50)$$

$$H_T = 26.8275 \text{ m}$$

La hauteur réelle est de :

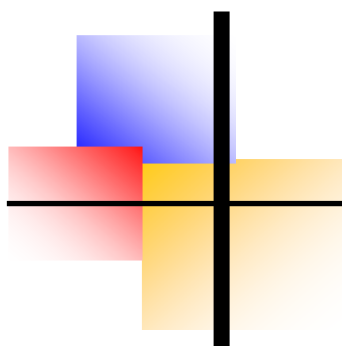
$$H_T = 24.435 \text{ m}$$

Tableau [V-16] : Tableau récapitulatif et de comparaison entre les dimensions réelles et calculées

	calculée	réelle
Nombre total des plateaux	21	21
Diamètre (m)	1 ,465	1,5
Hauteur (m)	24,435	26,8275

Conclusion

D'après les calculs que nous avons fait sur les paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation, on a constaté que les résultats des calculs simulés manuellement sont acceptables avec les valeurs des paramètres actuels.



CHAPITRE VI

PARTIE OPTIMISATION ET SIMULATION

VI.1. Définition

La simulation peut être définie comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer une description du comportement d'un système physique (procédé).

L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel. Cet aperçu peut être difficile de l'avoir à travers l'expérience et l'intuition seule, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives.

Le logiciel **HYSYS** est l'un des logiciels de simulation des procédés de génie des procédés. Il a été développé par la société canadienne **HYPROTECH**. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant des séparations bi et tri - phasiques simples, de la compression à la distillation et la transformation chimique.

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédés devrait effectuer sont :

- Le calcul des flashes
- La résolution des bilans de matière et d'énergie.
- L'optimisation du procédé.
- Le dimensionnement des équipements.

VI.2. Le choix du modèle thermodynamique

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que les propriétés de transports.

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine des conditions P et T recommandées.

L'équation de **Peng-Robinson** est recommandée pour le système étudié (traitement de gaz), car elle a été vérifiée pour le cas actuel et a donné des résultats avec des erreurs presque négligeables.

Cette équation est donnée par :

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V(V + b) + b(v - b)} \dots\dots [1]$$

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (4B - 2B^2 - 3B^3) = 0$$

$$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i \quad ; \quad b_i = 0.0778 \frac{R T_{ci}}{P_{ci}}$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - K_{ij})$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i$$

$$a_{ci} = 0.457235 \frac{(R T_{ci})^2}{P_{ci}}$$

$$\alpha_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$$

$$m_i = 0.37646 \omega_i + 1.54226 \omega_i^2 - 0.2699 \omega_i^3$$

$$A, B : \text{constantes liées à la température et à la pression avec } B = \frac{bP}{RT}$$

$$A = \frac{aP}{(RT)^2}$$

a, b : constantes liées à la température et à la pression critiques.

Z : coefficient de compressibilité.

n_i : nombre de moles du constituant i.

R : constante des gaz parfaits.

T_{ci} : température critique du constituant i.

P_{ci} : pression critique du constituant i.

K_{ij} : coefficient d'interaction binaire.

x_i, x_j : Fractions molaires des constituants i et j.

T_{ri} : température réduite.

VI.3. Remarques concernant l'utilisation des logiciels de simulation

L'emploi des logiciels de simulation offre de nombreuses possibilités pour définir les spécifications déterminant le fonctionnement des colonnes à distiller ; il est nécessaire de fixer autant de valeurs ou spécifications qu'il existe de produits ; leurs choix doit être raisonner de manière à faciliter les convergences.

Lorsque, pour un nouveau problème, l'utilisateur ne possède pas les ordres de grandeurs ; il lui est conseillé de réaliser un premier calcul en définissant des spécifications garantissant une solution. L'analyse de cette première solution oriente les évolutions et les décisions à prendre.

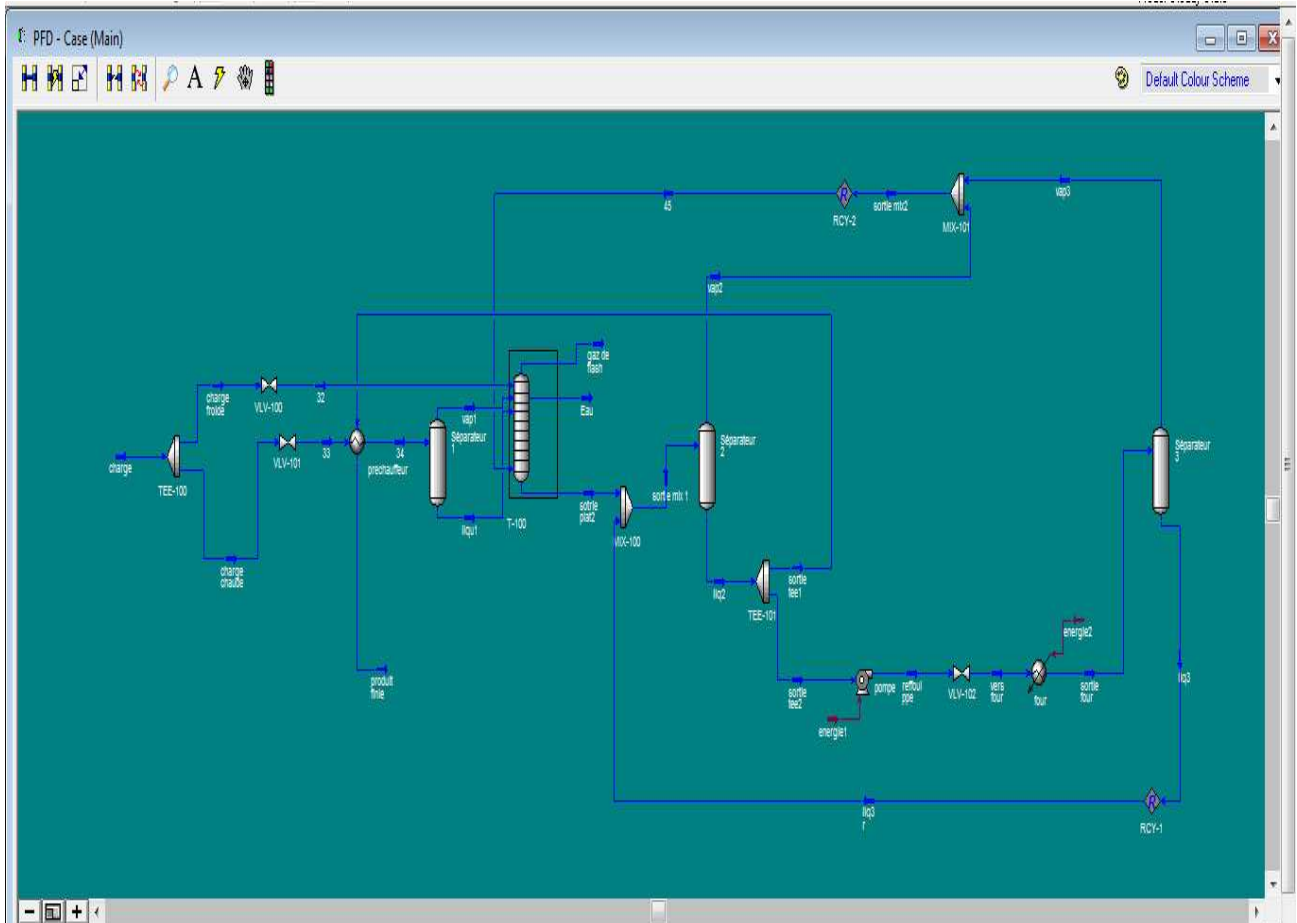


Fig. VI. 1: SCHEMA TECHNOLOGIQUE DE LA SIMULATION

VI.4. Le choix des paramètres

Lors de la simulation des colonnes de stabilisations, le choix des paramètres opératoires (pression, température, taux de reflux) vise à :

- Diminuer la quantité de chaleur à fournir au rebouilleur.
- Diminution du taux de reflux, or une augmentation de ce dernier va entraîner une augmentation des quantités de chaleur dans le rebouilleur ainsi que la puissance des pompes et par conséquent la consommation électrique.
- Avoir une colonne avec un faible taux d'engorgement et une perte de charge minimale.

Mais il est important de noter qu'il faut assurer une bonne séparation avant tout et obtenir des produits répondant aux spécifications.

Dans notre cas les paramètres suivants conditionnent le bon fonctionnement du colonne de stabilisation :

- Le taux de reflux.
- La température de sommet et du fond.
- Q de rebouilleur.

D'où une étude de l'influence de la variation de ces paramètres sur les performances de la colonne de stabilisation est menée.

Pendant la simulation de cette colonne deux considérations sont prises en compte :

- La quantité de nC_5 dans le produit de tête doit être minimale (poids moléculaire).
- La récupération du produit brut stabilisé doit être maximale.

Tout en assurant :

- Une quantité de chaleur minimale à fournir au rebouilleur.
- Une colonne avec un faible taux de l'engorgement et de perte de charge.

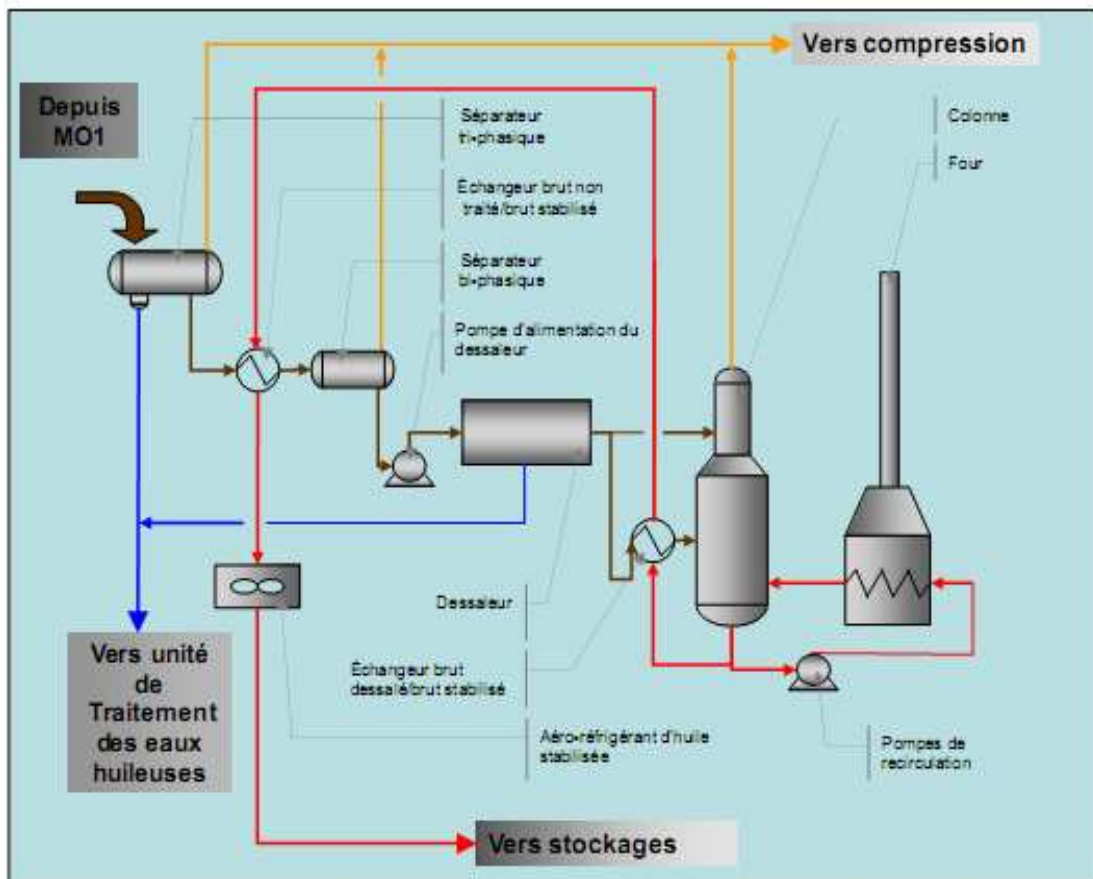


Fig. VI. 2 : Schéma synoptique du train 10

VI.5. Présentation des résultats et interprétation

VI.5.1. Influence de taux reflux froid sur le fonctionnement de la colonne de stabilisation

Dans cette partie, on étudie l'influence du taux de reflux de tête sur les paramètres de fonctionnement de la colonne (TVR, poids moléculaire, duty four, la température, l'efficacité de préchauffeur).

Tableau [VI -1]: Influence de taux reflux froide sur le fonctionnement du colonne de stabilisation

Taux de reflux (%)	TVR (psia)	Poid moléculaire	Duty four. 10^7 (Kj/h)	T ⁰ de sommet(C ⁰)	T ⁰ de fond(C ⁰)	U.A. 10^5 (Kj/C ⁰ .h)
10	6.0	44.90	5.12515	83.46	161.9	9.862
15	6.3	44.22	5.26365	79.11	161.5	9.005
18	6.8	43.57	5.35492	77.87	161.2	8.55
20	7.007	42.85	5.41881	77.21	161	8.258
22	7.2	42.25	5.4819	76.62	160.8	7.977
25	7.5	41.90	5.57667	75.91	160.3	7.579
27	7.7	41.50	5.63869	75.59	160	7.326
30	7.9	39.94	5.73373	75.25	159.6	6.963
40	8.0	37.74	6.0441	74.77	157.8	5.818

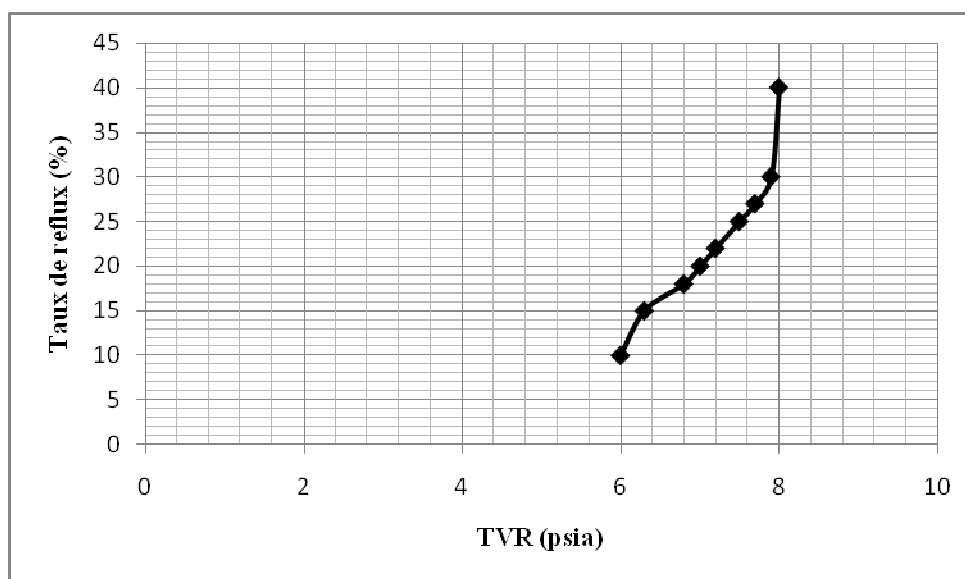


Fig. VI. 3: Influence du taux de reflux en fonction la TVR

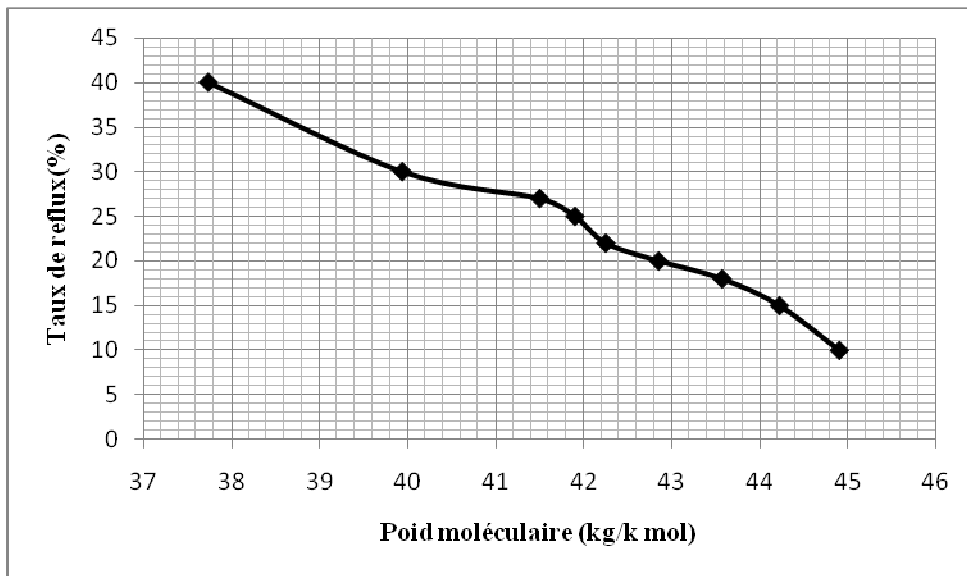


Fig. VI. 4 : Influence du taux de reflux en fonction du poids moléculaire

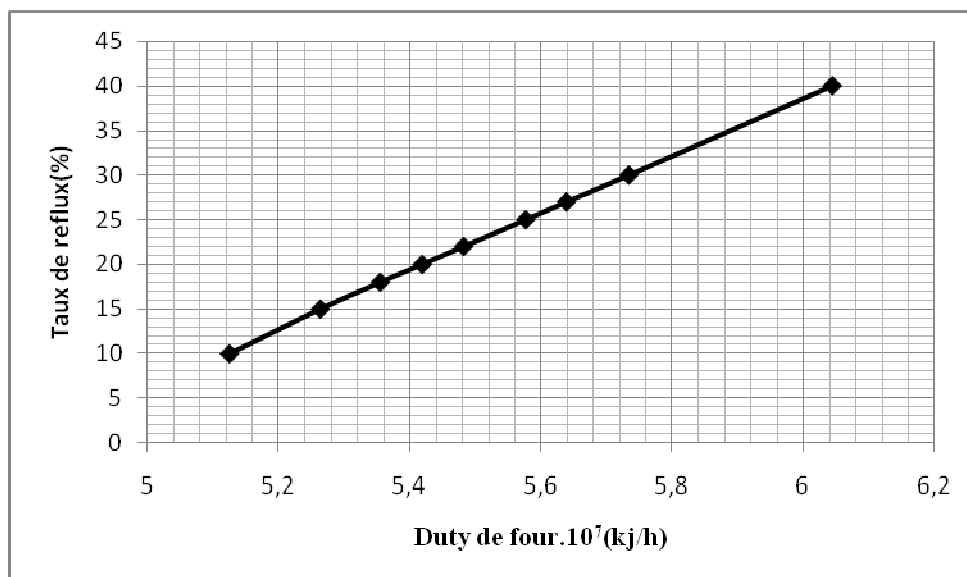


Fig. VI. 5 : Influence du taux de reflux en fonction de duty four

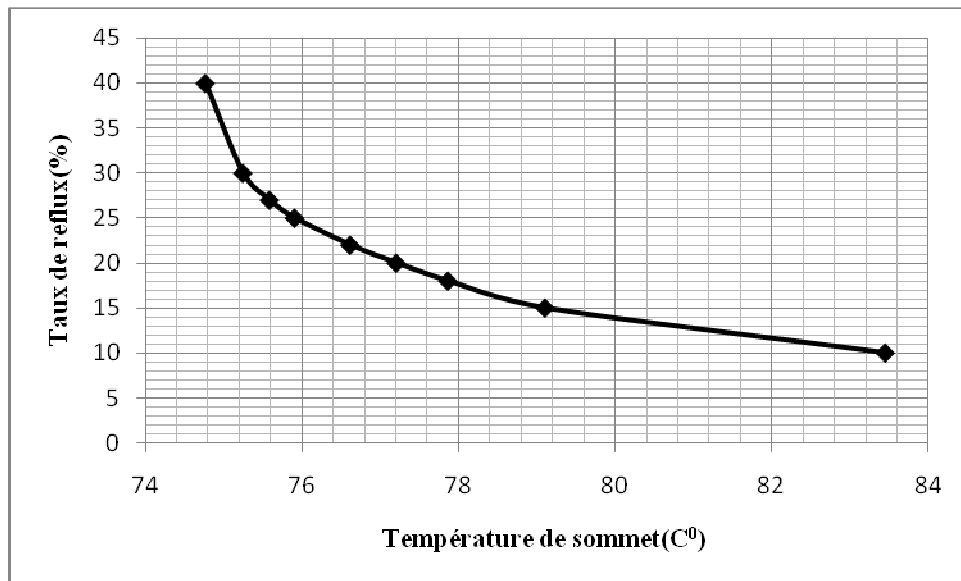


Fig. VI. 6 : Influence du taux de reflux en fonction de la température de sommet

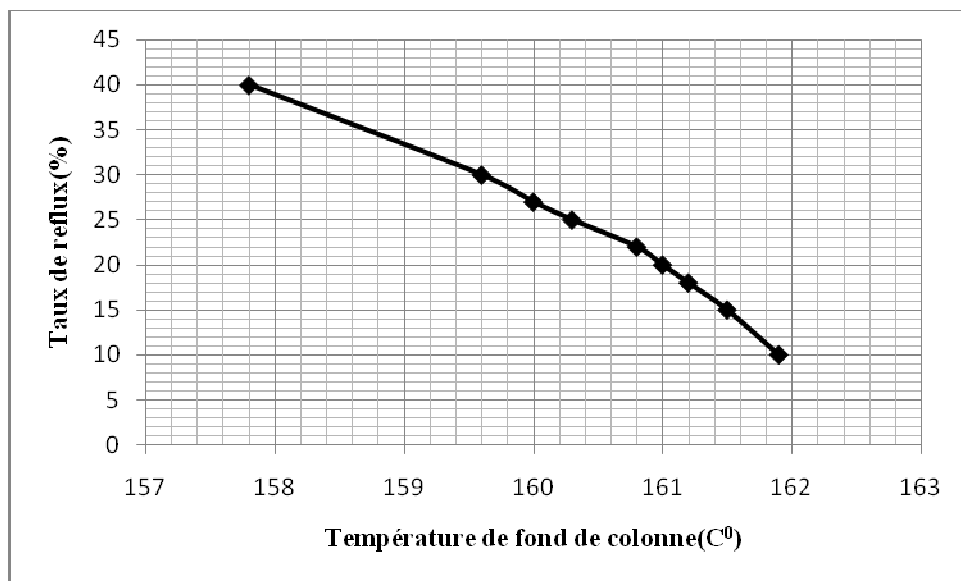


Fig. VI. 7 : Influence du taux de reflux en fonction de la température de fond de colonne

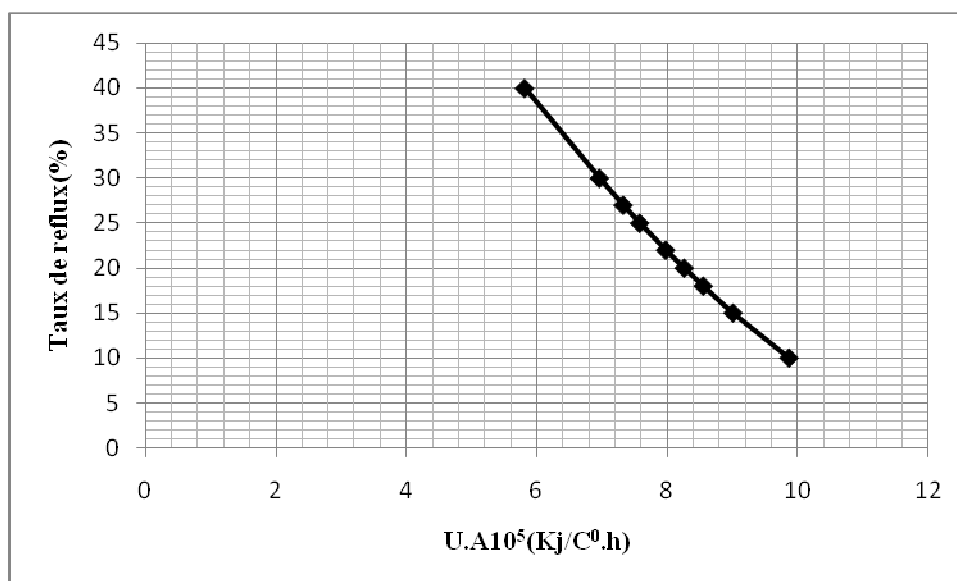


Fig. VI. 8 : Influence du taux de reflux en fonction de U.A Préchauffeur du stabiliseur

On note d'après ce tableau et ces profils que :

- A Chaque fois on augmente le taux de reflux nous remarquons la diminution de température de fond et température de tête.
 - La température en sortie du four de rebouillage est ajustée de telle sorte que la TVR en sortie de colonne soit de 7 psi.
 - La quantité de chaleur absorbée dans le rebouilleur qui correspond aux taux de reflux 20 %.
 - pour un ratio charge froide –charge chaude de 20%-80% on obtient un couple Duty four-UxA Préchauffeur du stabiliseur optimum qui permet d'avoir une taille du Four et du Préchauffeur raisonnable.
 - La masse moléculaire de vapeur de tête à l'intervalle (39- 44).
- On remarque que la bonne séparation sera faite aux taux de reflux de 20 %.

VI.5.2. Présentation et interprétation des profils de la colonne de stabilisation

Les profils les plus importants à présenter qui sont donnés par les figures ci-dessous sont :

- Le profil de température.
- Le profil de pression
- Le profil des débits molaire du liquide et de la vapeur.
- Le profil d'engorgement.

- Le profil de la perte de charge.

Profil de température

La figure montre le profil de température au niveau de chaque plateau le long de la colonne de stabilisation.

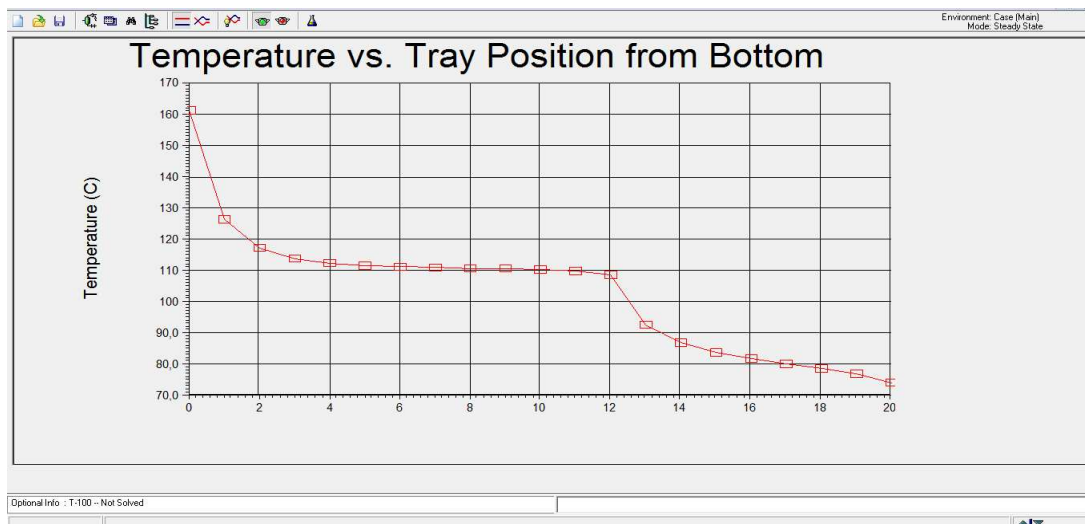


Fig. VI. 9 : Profil de température au niveaux de chaque plateaux

La figure ci-dessus montre que le profil de température dans la colonne de stabilisation présente une évolution normale le long de la colonne, sauf une présence d'un pic qui est remarqué au niveau du plateau d'alimentation (au niveau du 13^{ème}), ce pic s'explique par la différence entre la température d'alimentation et celle du plateau.

Profil de pression

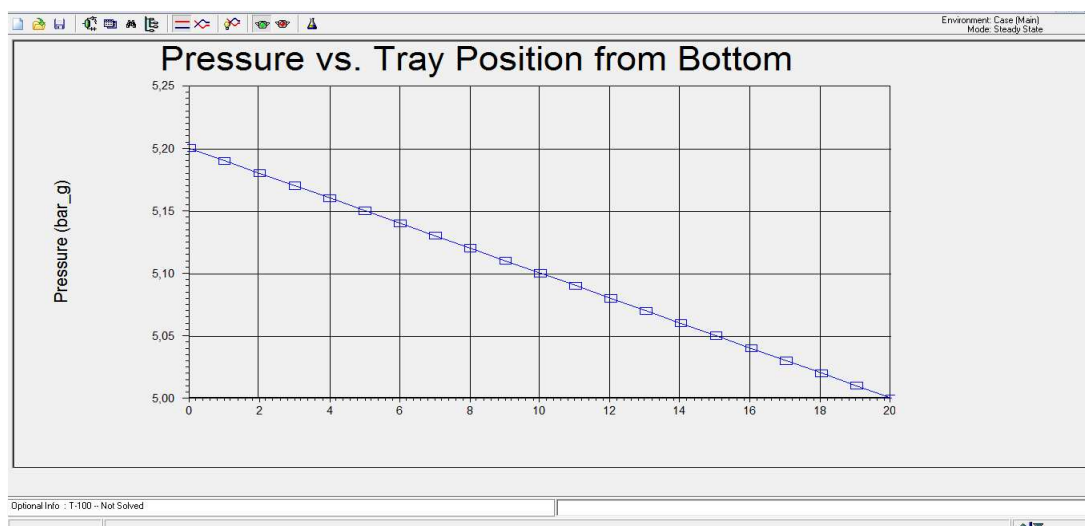


Fig. VI. 10: Profil de pression au niveaux de chaque plateaux

La figure ci-dessus montre que le profil de pression actuel présente une évolution normale le long de la colonne (diminution de la pression du 1^{er} plateau en tête, jusqu'au dernier plateau du fond).

Profils des débits molaires du liquide et de la vapeur

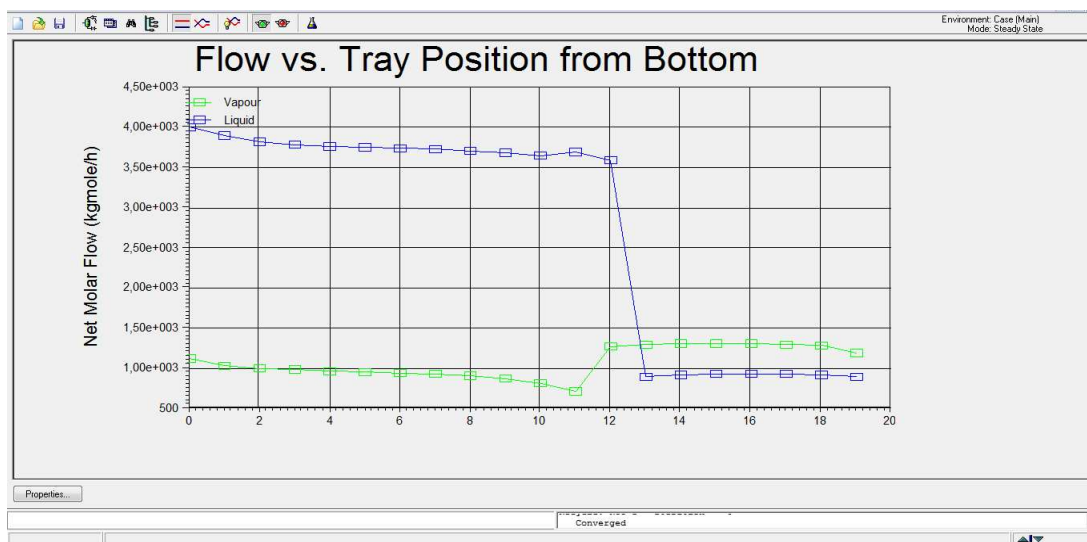


Fig. VI. 11: Profils des débits molaires du liquide et de la vapeur au niveaux de chaque plateaux

Les graphes des débits liquides et vapeur reflètent la présence de deux sections :

Une première section qui s'étend du 13^{ème} jusqu'au 21^{ème} plateau, présente une évolution des profils des débits liquides et vapeurs uniforme et parallèle qui est due à l'absence d'une source de perturbation.

Au niveau du 13^{ème} plateau (plateau d'alimentation) on constate une augmentation importante du débit liquide accompagnée d'une diminution du débit vapeur; ceci est dû à la condensation du gaz pendant son mouvement ascendant vers le haut de la colonne.

Une deuxième section qui s'étend du 1^{ère} jusqu'au 13^{ème} plateau, à ce stade on remarque que la stabilité est relativement rétablie.

VI.7. Tableaux comparatifs

Après l'optimisation, on a obtenu les résultats ci-dessous :

Tableau [VI -2]:les paramètres de fonctionnement de la colonne P10-CB-21-01 :

	Les valeurs réelles	Les résultats de hysys
Température au sommet(C°)	76.6	77.21
Température au fond(C°)	160	161
Duty four.10 ⁷ (Kj/h)	5.662	5.41881
TVR (psia)	7.1	7.007
Taux de reflux (%)	22	20
Poid moléculaire	43.25	42.85

Conclusion :

Pour les résultats simulés par HYSYS, la diminution du pourcentage de la charge froide (22% - 20%) on a trouvé que les valeurs des paramètres de fonctionnement de la colonne sont acceptables à condition qu'il n'y ait pas de perturbation dans le fonctionnement.

On a montré que l'énergie consommée par le four (duty de four) est optimisée, et avec une bonne configuration de transfert de chaleur au niveau de l'échangeur thermique.

CONCLUSION

GENERALE

CONCLUSION GENERALE

Au court de notre séjours à UTBS, nous avons mis le point sur plusieurs problèmes techniques, parmi lesquels le problème de séparassions des éléments $[C_1, C_2, C_3, \dots]$ au niveau de la section de fractionnement.

Dans notre étude, nous avons essayé d'optimiser les paramètres de fonctionnement de la section de stabilisation (taux de reflux), ceci dont le but d'obtenir une colonne avec un faible taux d'engorgement et une quantité de chaleur minimale à fournir au rebouilleur et avec une bonne production de brut en qualité et en quantité.

D'après le calcul et l'optimisation on peut dire que : pour un ratio charge froide –charge chaud de 20%-80% on obtient :

- Un couple Duty four-UxA Préchauffeur du stabiliseur optimum.
- Une colonne avec un faible taux d'engorgement et de perte de charge.
- Une bonne stabilisation de brut (TVR=7)
- La masse moléculaire de vapeur de tête à l'intervalle [39 – 44].

- on peut conclure que :

- la bonne séparation sera faite aux taux de reflux de 20 %.
- La nature de la charge actuelle et les spécifications requises des produits finis définissent le choix des paramètres de fonctionnement optimal des équipements.
- L'optimisation de reflux froid au sommet de la colonne de stabilisation (diminution du débit du reflux froid) permet d'augmenter la température au fond et la température du sommet, tout en conservant le gradient de température et la qualité des produits finis.

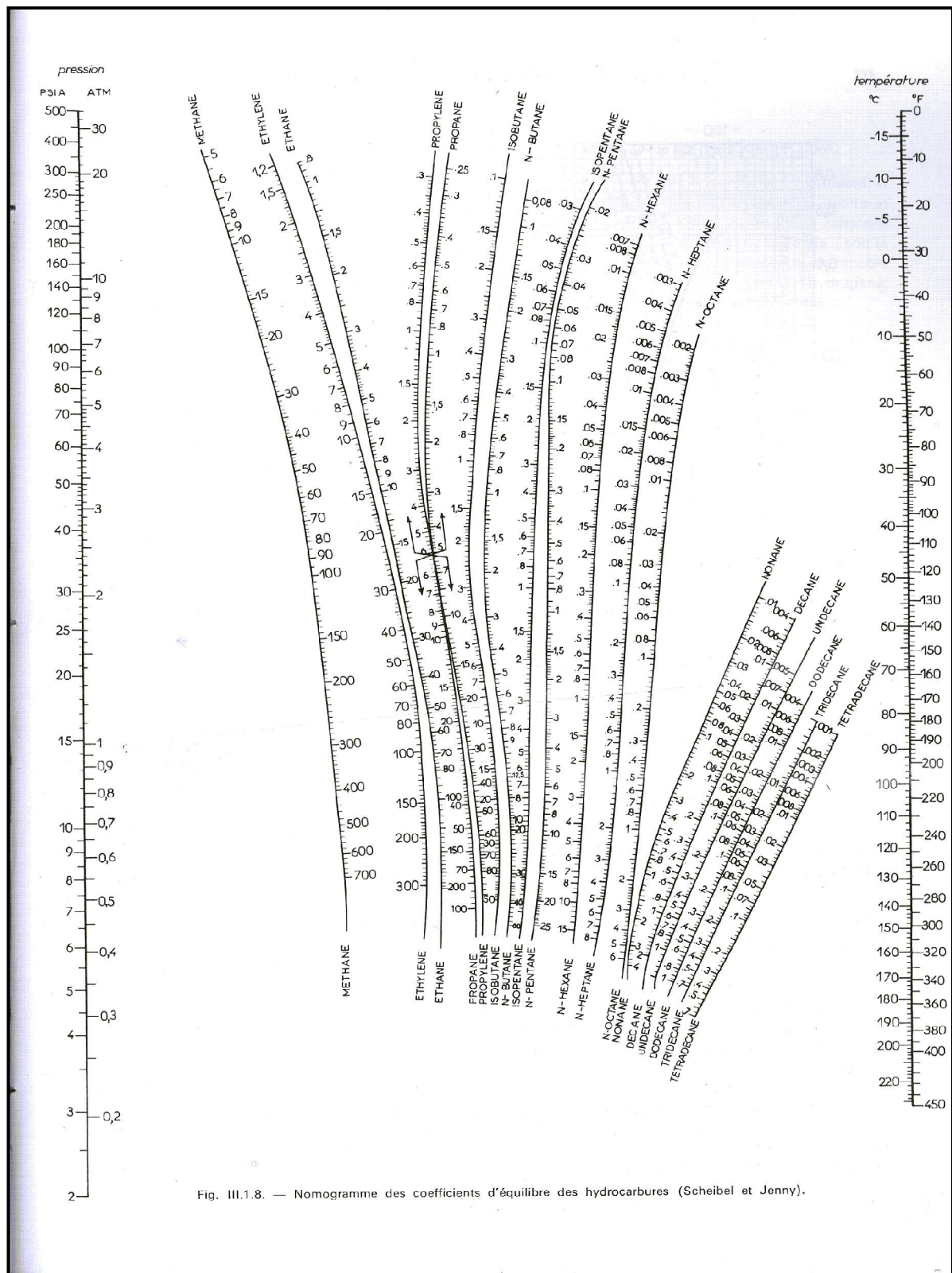
RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] **KHELLADI, M.**, « Qu'est-ce que le pétrole ». Elaboration et conception (SONATRACH), (1984).
- [2] **www.Wikipédia.com** , l'encyclopédie libre Documentation Internet
- [3] **Durousset, M.**, Le marché du pétrole. Paris : Collection HISTEGE, (1999).
- [4] **WAUQUIER, J, P.**, Le raffinage du pétrole, produits pétroliers, schémas de fabrication.
- [5] **HADJARAB, D.**, Cours de raffinage 4^{ème} année
- [6] **UTBS** Manuelle opératoire
- [7] **CILILE (J-C).**, Technique de l'ingénieur– Distillation Absorption .1. Généralités sur les colonnes de fractionnement [J2 621].Vol. J2 (1994).
- [8] **Alexandre, R., Bernard, D.**, Le gaz naturel production, traitement et transport1994.
- [9] **WUITHIER, J.P.**, Raffinage et génie chimique. Paris : Edition Technip, publication de l'institut français, (1972). Tome 1.
- [10] **WUITHIER, J.P.**, Raffinage et génie chimique. Paris : Edition Technip, publication de l'institut français, (1972). Tome 2.
- [11] HYSYS simulator 6.0 canada 2006
- [12] **HOCINE, M., SAADI, O.**, Etude de performances des PDM utilisés pour le forage des drains horizontaux de Hassi Massaoude. Mémoire d'ingénieur, Université M'hamed Bouguerra, Boumerdes, (2006).

ANNEXE

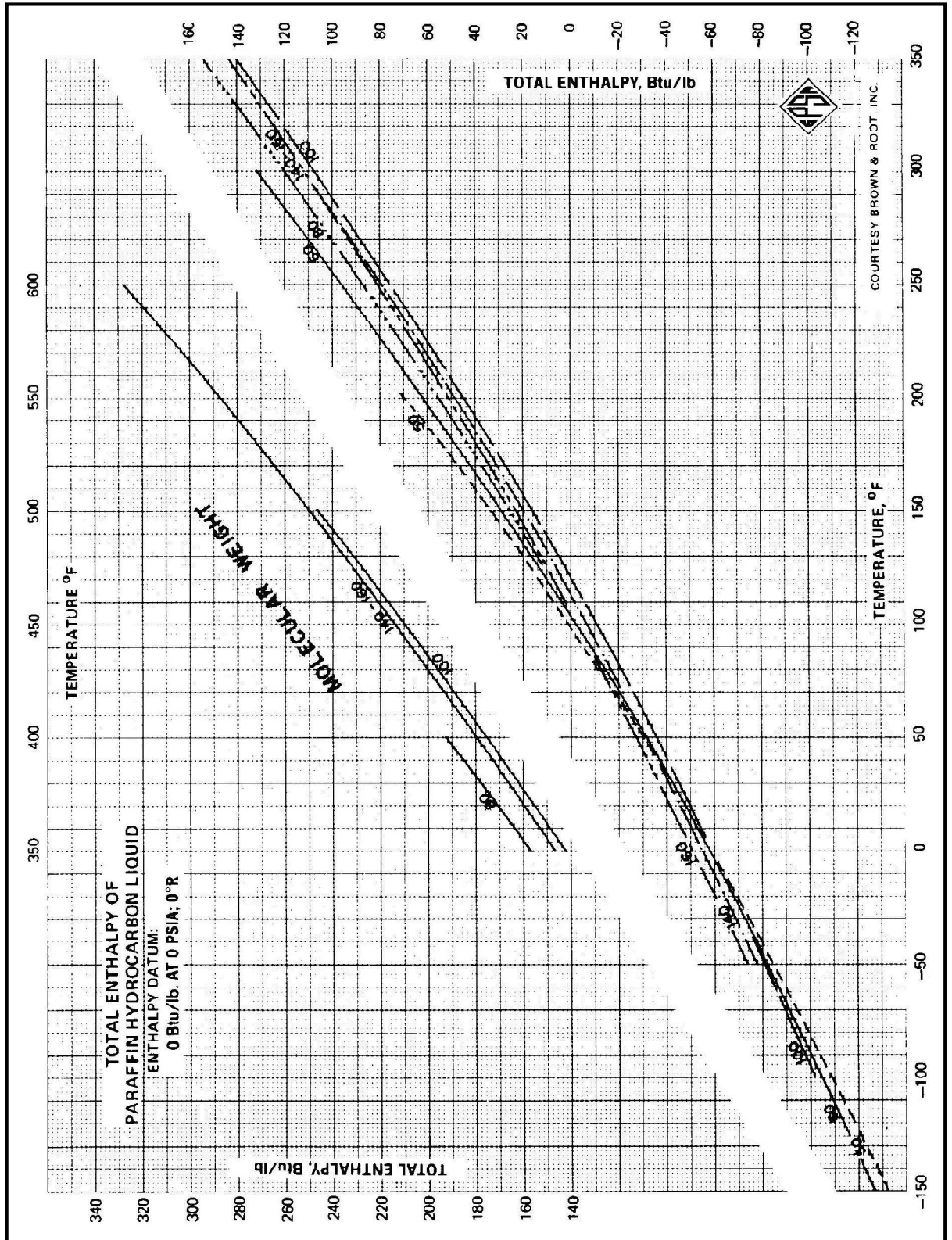
ANNEXE 1

Diagramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny) [9]



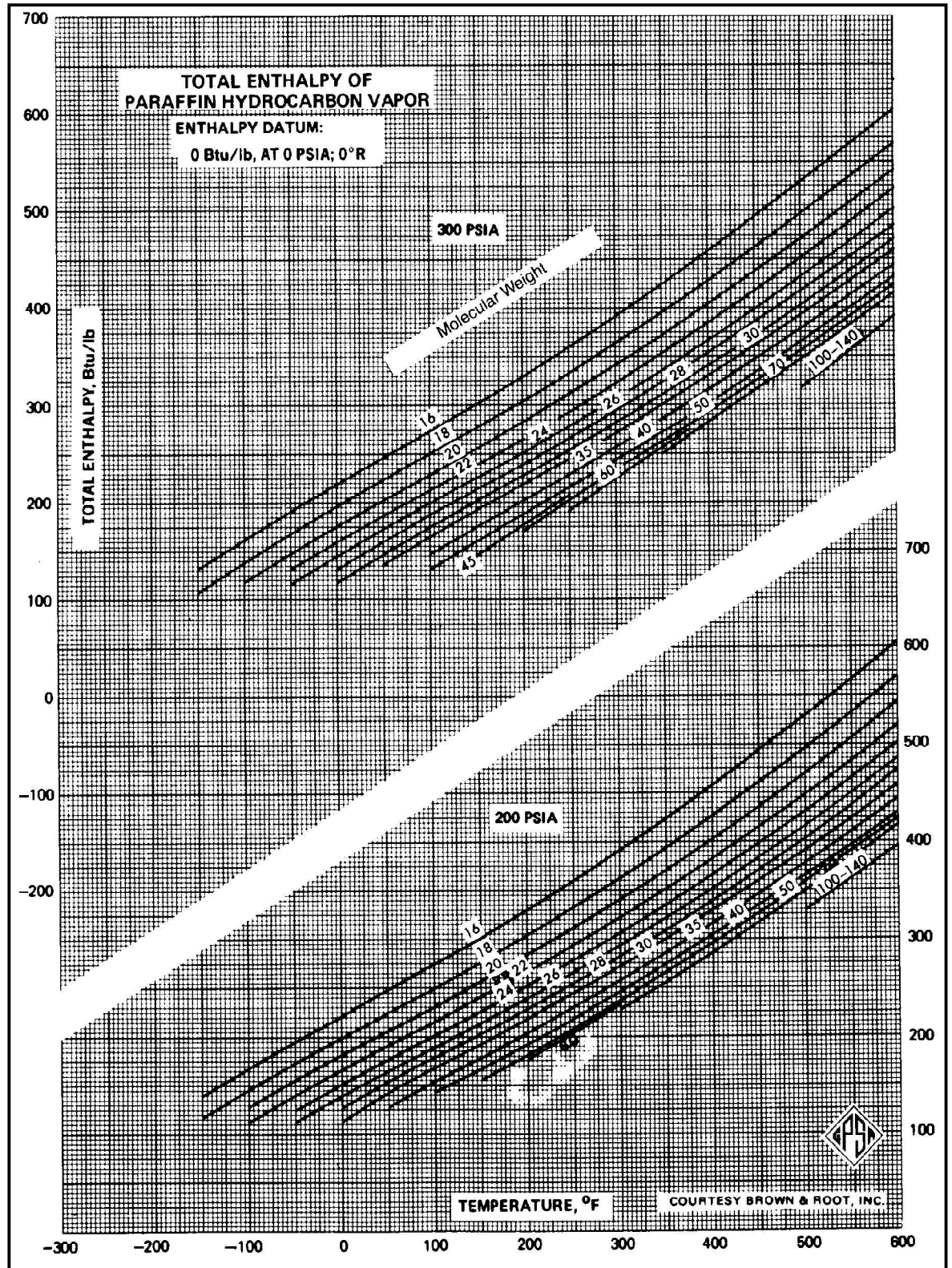
ANNEXE 2

Diagramme des enthalpies total des paraffines hydrocarbures liquides en fonction de la température et la masse molaire [10]



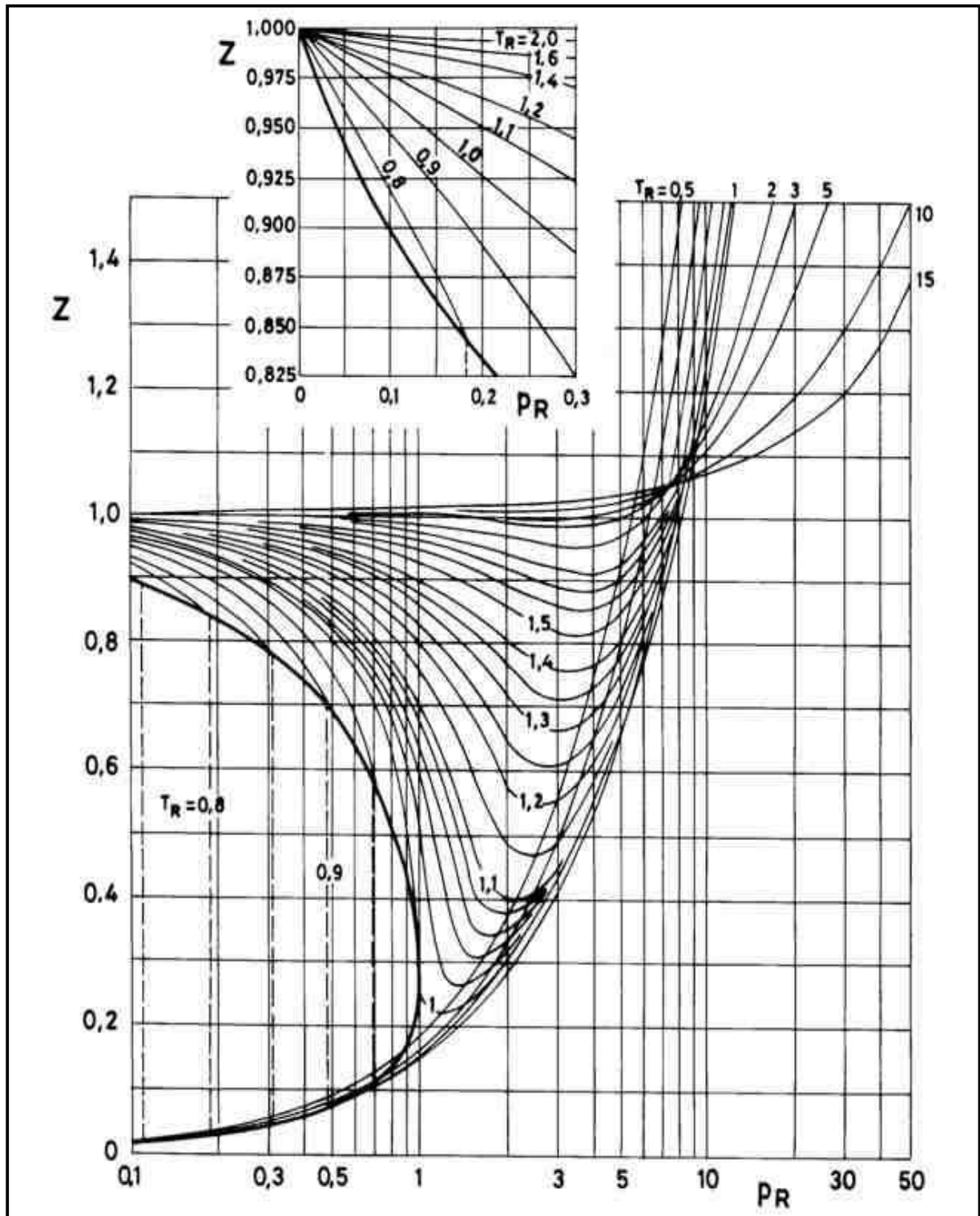
ANNEXE 3

Diagramme des enthalpies total des paraffines hydrocarbures vapeurs en fonction de la température et la masse molaire [10]



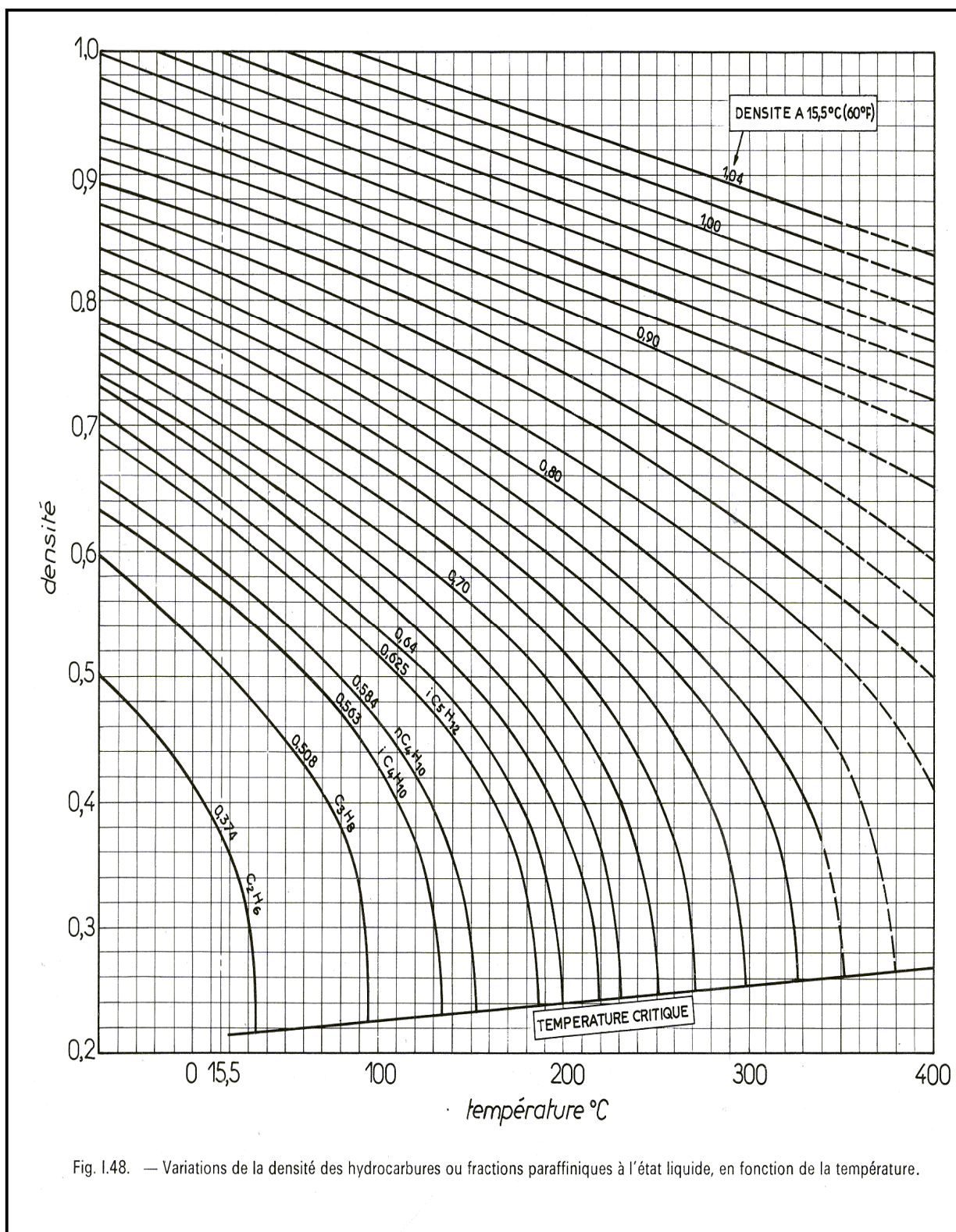
ANNEXE 4

Facteur de compressibilité (Z) en fonction T_R et P_R [8]



ANNEXE 5

Variation de la densité des hydrocarbures ou fraction paraffiniques en l'état liquide en fonction de la température [9]



Résumé

La composition de la charge change avec le temps et devient plus légère par rapport au départ; ce qui perturbe le fonctionnement de l'unité de traitement du pétrole brut de l'UTBS région de Hassi Messaoud qui a pour mission de produire le brut stabilisé et gaz lifts.

D'après les calculs que nous avons fait sur les paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation, on a constaté que les résultats des calculs simulés manuellement sont acceptables par rapport aux valeurs des paramètres actuels.

Notre étude consiste à optimiser de nouveaux paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation P10-GA-21-01 afin d'améliorer son rendement.

Abstract

The composition of the load changes in time and becomes lighter with regard to the departure; what perturbs the functioning of the unity of treatment of the crude oil of the UTBS region of Hassi messaoud which has for mission to produce the stabilized crude oil and the gas lifts.

According to the calculations that we made on the parameters of functioning of the column of stabilization, we noticed that the results of the calculations feigned manually are acceptable with regard to the values of the current parameters.

Our study consists in optimizing new parameters of functioning of the column of stabilization P10-GA-21-01 to improve its efficiency.

ملخص

مكونات الحمولة تتغير مع الزمن وتصبح أخف منها مقارنة بالبداية مما يؤدي إلى تذبذب في عمل وحدة معالجة البترول الخام بمنطقة حاسي مسعود المتخصصة في إنتاج البترول المستقر والغاز الخفيف.

استنادا إلى الحسابات التي أجريناها على وسائط التشغيل في عمود الفصل لإنتاج البترول لاحظنا أنه يوجد توافق بين نتائج الحسابات التي أجريناها وعناصر التشغيل الموجودة فعليا.

دراستنا عملت على تحديث عناصر التشغيل في عمود الفصل لإنتاج البترول من أجل تحسين مردوده.