

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE



MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE



Université M'hamed Bougara -Boumerdes-

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie
Département de Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de fin d'études

En Vue de l'Obtention du Diplôme Master

Filière : Hydrocarbures

Spécialité: Génie des procédés

Option : Raffinage

Thème :

Etude de l'impact de l'arrêt de rebouilleur sur les
produits de l'unité de traitement des gaz associés
à TFT

Réalisé par :

DJAOUT KAMEL

RAZEM OUSSAMA

Promoteur :

Dr. MIMOUN HADJ

Soutenu devant les jurés :

Mr. ATEK

Mm. BEDDA

Président de juré : Mr. MIMOIN HADJ

PROMOTION 2016

Remerciements

En premier lieu, nous nous devons de remercier Monsieur HADJ MIMOUN pour ses précieux conseils et ses explications pédagogiques qui nous ont permis d'aboutir à ce résultat.

Nous remercions également et vivement les ingénieurs, les opérateurs, les tableautistes et tout le personnel de L'UTGA pour leur collaboration active à la réalisation de ce mémoire, on particuliers : Mr.Benslaiem, Mr. Moustapha et Mr. Djilali.

Nous remercions les membres du jury d'avoir accepté de juger notre modeste travail.

Nous voudrions exprimer nos plus vifs remerciements à tous nos professeurs qui ont contribué à nous transmettre l'inestimable trésor qu'est le savoir.

Que tous ceux que nous n'avons pas cités, et qui nous ont aidé de près ou de loin reçoivent nos sincères remerciements.

Je dédie ce modeste travail à :

Mes chères parents pour leurs amour et encouragements car ils n'ont pas hésités à tout sacrifier pour moi, et les mots sont insuffisants.

A mon cher frère AHMED et sa femme YASMINE et leur petit adorable DJAOUAD.

A ma sœur : ME'SSAOUDA, son époux KAMEL ainsi leurs enfants NIZAR et BELKIS.

A ma chère sœur CHAHRAZED.

A ma future femme LYDIA.

Toutes ces personnes m'ont donné le courage et le soutien tout au long de mes années d'études, et ils m'entouré de leurs précieux conseils.

Mon binôme OUSSAMA avec lequel j'ai vécu des moments inoubliable, ainsi qu'à toute sa famille.

Tous mes chers amis :

MOHAMED, AMIR, OUSSAMA ARAB, OUSSAMA CHALOUCHE, ABDESSAMED, AIMEN, DIFALLAH, YACINE...

Enfin à tous ceux qui connaissent KAMEL de près ou de loin.

Kamel

*Je dédie ce modeste
travail*

*À ma très chère maman, à mon cher père qui
n'ont jamais cessé de me soutenir et de
m'encourager, À ma grande mère et grand père
que dieu me les garde,
Ainsi qu'à mes frères :
Lakaria, Mokhtar
À mes tantes : Sakina , Khadidja
et Samira,
À toute ma
famille.*

*À tous mes amis, en particulier, Issam ,
Kamel, Mohammed (Hamiiii),
Oussama , Amir, samidou, Oussama, Aïmen,
Narimene, Mohammed.
À toute la promos 2011 en*

Oussama

ملخص

يواجه قسم استقرار المتكثفة التابعة لوحدة علاج الغاز المرتبط ب: ت ف ت (تين فوي تبكورت) مشكلة توقف مسخن برج التصحيح. من خلال هذا العمل قمنا بالتحقق من التصميم وكذا من الوضعية الحالية حسابيا و باستعمال برنامج .HYSYS

وتطرقنا الى دراسة مدى تأثير هذا التوقف على منتوجات وحدة علاج الغاز المرتبط, و قد استنتجنا أن هذا التوقف يؤثر نوعا ما على خصائص المتكثفة ولكنها لا تتعدى شروط التخزين و النقل.

Abstract

Tin Fouyé Tabenkourt treatment unit of associated gas having problems with the bottom column boiler in the condensate stabilization section, through this study we verified the design as well as the calculation of current case by the software HYSYS, and we treated the stop of this boilers impact to the products specifications of the UGTA.

Sommaire

Liste des tableaux	I
Liste des figures.....	II
Nomenclature.....	III
Introduction générale.....	1
Problématique.....	2
Chapitre I : Présentation de la région TFT	
I.1. Historique du champ de TFT.....	3
I.1.1. Situation géographique.....	3
I.1.2. Développement.....	3
I.2.1. Deux unités de production d'eau et une station d'injection.....	4
I.2.2. Stations FG L composées	4
I.1.3. Différent gisements.....	4
I.3.1. Gisement de TFT.....	4
I.3.2. Gisement de TIN FOUYE.....	4
I.3.3. Gisement d'AMASSAK.....	5
I.3.4. Gisement de DJOUA.....	5
I.3.5. Gisement de TAMENDJLET.....	5
I.3.6. Gisement de HASSI MAZOULA NORD.....	5
I.3.7. Gisement de HASSI MAZOULA SUD.....	5
I.3.8. Gisement de HASSI MAZOULA.....	5
I.2. Direction régionale de TFT.....	5
I.2.1. Division exploitation.....	7
I.2.1.1. Service exploitation de l'UTGA.....	7
I.2.1.2. Composantes de l'UTGA	8
I.2.1.3. Equipements de l'UTGA et leurs rôles	8
I.2.1.4. Capacité de l' UTGA.....	8
Chapitre II : Généralités sur le gaz naturel	
II.1. Introduction.....	9
II.2. Caractéristiques du gaz brut.....	9
II.2.1. Le pouvoir calorifique.....	9
II.2.1.1. Le pouvoir calorifique supérieur (P.C.S).....	9
II.2.1.2. Le pouvoir calorifique inférieur (P.C.I).....	9
II.2.2. La composition chimique.....	10
II.2.3. La densité.....	10
II.2.4. La masse molaire moyenne.....	10
II.3. Origine des constituants.....	10
II.3.1. Le gaz bactérien ou biochimique.....	11
II.3.2. Le gaz thermique.....	11
II.4. Les différents types de gaz naturel.....	11
II.4.1. Le gaz sec.....	11
II.4.2. Le gaz humide.....	11
II.4.3. Le gaz à condensats.....	11
II.4.4. Le gaz associé.....	11
II .5. Procédés de traitement du gaz brut.....	12
II .5.1. Généralités.....	12
II .5.2. Le procédé PRITCHARD.....	12
II .5.3. Le procédé HUDSON.....	12
II .5.4. Procédés mixtes.....	13
II .5.5. Absorption des gaz acides par une solution d'amine.....	13
Chapitre III : Généralités sur le condensat	
III.1. Définition du Condensât.....	14
III.2. Caractéristiques du Condensât.....	14
III.3. Utilisation du Condensât.....	14
III.3.1. Utilisation du Condensât dans la pétrochimie.....	14
III.3.2. Utilisation du Condensât dans le raffinage.....	15

Sommaire

Chapitre IV : Généralités sur la déshydratation

IV.1.	Introduction.....	16
IV.2.	Les hydrates.....	16
IV.3.	Prévention contre la formation d'hydrates.....	18
IV.4.	Déshydrations du gaz associé.....	18
IV.5.	Les différents procédés de déshydratation.....	18
IV.5.1.	Les tamis moléculaires	19

Chapitre V : Théorie de la rectification

V.1.	Introduction.....	20
V.2.	Définition.....	20
V.3.	Lois Fondamentales de transfert de matière.....	21
V.3.1.	Lois de DALTON.....	21
V.3.2.	Lois de RAOULT et d'HENRY.....	21
V.4.	Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification.....	22
V.5.	Description d'une colonne de rectification.....	22
V.6.	Bilan matière de la colonne et de ses zones.....	23
V.6.1.	Bilan matière de la zone de rectification.....	24
V.6.2.	Bilan matière de la zone d'épuisement.....	25
V.6.3.	Bilan matière de la zone d'alimentation.....	26
V.6.4.	Utilisation de la volatilité relative.....	26
V.7.	Choix de la pression dans la colonne.....	26
V.8.	Régime de la température dans la colonne.....	27
V.9.	Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge.....	28
V.10.	Choix du taux de reflux.....	29
V.10.1.	Fonctionnement à reflux minimal.....	29
V.10.2.	Taux de reflux optimal.....	30
V.11.	Bilan thermique de la colonne.....	30

Chapitre VI: Description de l'unité de l'UTGA

VI.1.	Introduction.....	32
VI.2.	Approche sur le centre de séparation.....	32
VI.2.1.	Régulation au niveau des centres.....	33
VI.3.	Données général et paramètres du gaz traité.....	34
VI.3.1.	La composition du gaz associé.....	34
VI.3.2.	Température et pression de gaz.....	34
VI.3.3.	Gaz d'alimentation de la station.....	35
VI.3.4.	Quantité du gaz produit.....	36
VI.3.4.1.	Debit de gaz traité pour l'évacuation.....	36
VI.3.4.2.	Point de rosé de gaz traité.....	36
VI.3.4.3.	Pression de vapeur de condensat.....	36
VI.3.4.4.	Spécification des produits	36
VI.4.	Désignations des équipements.....	37
VI.5.	Sections de l'UTG.....	37
VI.6.	Description du schéma de procédé.....	39

Chapitre VII : calculs de vérification de désigne

VII.1.	Calcul classique de la colonne de rectification (stripper C401).....	41
VII.2.	Composition, débit massique et molaire de la charge.....	42
VII.3.	Débit et composition des produits	43
VII.3.1.	Compositions, débits massique et molaire du distillat.....	45
VII.3.2.	Composition, débit massique et molaire du résidu.....	45
VII.4.	Pression et température dans la colonne.....	46
VII.4.1.	Pression aux différentes zones de la colonne.....	46
VII.4.2.	Température aux différentes zones de la colonne.....	47
VII.5.	Volatilités relatives.....	48
VII.6.	Calcul de régime de reflux total.....	50
VII.6.1.	Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation.....	50

Sommaire

VII.6.2. Calcul du régime de reflux minimal.....	51
VII.6.2.1.Taux de reflux minimale	52
VII.6.2.2.Taux de rebouillage minimale.....	53
VII.6.3. Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la colonne.....	54
VII.7. Bilan thermique de la colonne.....	56
VII.7.1. Détermination de g_x et G_R	57
VII.7.2. Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides.....	57
VII.7.3. Calcul des charges thermiques.....	59
VII.7.4. Dimensionnement de la colonne	60
VII.7.4.1.Diamètre de la colonne.....	60
VII.7.4.2.Hauteur de la colonne.....	64
Chapitre VIII : Résultats et discussion	
VIII.1. Dimensionnement de la colonne.....	66
VIII.2. Pression et température dans la colonne.....	66
VIII.3. la composition du condensat de design et design calculé.....	66
VIII.4. Comparaison entre cas actuel sans rebouilleur et le cas de fonctionnement normal.....	67
VIII.4.1. Schéma de la simulation par logiciel HYSYS.....	67
VIII.4.2. Condensat.....	68
VIII.4.2.1.Condition.....	68
VIII.4.2.2.Propriétés.....	68
VIII.4.2.3.Composition.....	69
VIII.4.3. Gaz sec.....	69
VIII.4.3.1.Condition.....	69
VIII.4.3.2.Propriétés.....	70
VIII.4.3.3.Composition.....	70
VIII.5. Interprétation des résultats.....	71
Conclusion.....	72
Références bibliographiques.....	73
Liste des annexes.....	74

Liste des figures

Liste des figures

Chapitre I : Présentation de la région TFT	
FigI.1 : location MAP Tin Foyer Tabenkourt field Alegria.....	3
FigI.2 : l'organigramme de différentes divisions de la direction régional.....	6
Chapitre II : Généralités sur le gaz naturel	
FigII.1 : les étapes du procédé PRITCHARD.....	12
FigII.2 : Les étapes du procédé HUDSON.....	12
Chapitre IV : Généralités sur la déshydratation	
FigIV.1 : Hydrate sorti d'une gare raclleur.....	17
Chapitre V : Théorie de la rectification	
FigV.1 : Partie d'une colonne de rectification	20
FigV.6.1 : colonne de rectification.....	23
FigV.6.2 : zone de rectification.....	24
FigV.6.3 : zone d'épuisement	25
Chapitre VI : description de l'unité de l'UTGA	
FigVI.1 : Schéma de principe réseau centre de séparation -UTGA-.....	32
FigVI.2 : Centre de séparation.....	33
FigVI.3 : Schéma du procédé UTGA.....	39
Chapitre VII : Calculs de vérification du désigne	
FigVII.1 : Schéma de stripper.....	41
FigVII.2 : Schéma de dimensionnement de la colonne	65
Chapitre VIII : Résultats et discussion	
FigVIII.1 : Schéma de simulation HYSYS cas de fonctionnement normal.....	67
FigVIII.2 : Schéma de simulation HYSYS cas de l'arrêt de rebouilleur.....	67

Liste des tableaux

Liste des tableaux

Chapitre VI : description d l'unité de l'UTGA

Tableau (VI.1) : Composition du gaz associes.....	34
Tableau (VI.2) : Température et pression de gaz.....	35
Tableau (VI.3) : Gaz d'alimentation de la station de l'UTGA.....	35
Tableau(VI.4) : Quantité du gaz produit.....	36
Tableau(VI.5) : Désignation des équipements.....	37

Chapitre VII : Calcul de vérification de désigne

Tableau (VII.1) : Donnée désigne.....	41
tableau (VII.2) : La composition de l'alimentation de la charge.....	42
Tableau(VII.3.1) : Compositions, débits massique et molaire du distillat.....	45
Tableau(VII.3.2) : Composition, débit massique et molaire du résidu.....	45
Tableau(VII.4.2) : Les coefficients d'équilibres (K_i) La température au sommet de la colonne.....	47
Tableau(VII.4.3) : Les coefficients d'équilibres (K_i)	48
Tableau(VII.5.1) : Volatilités relatives Zone de d'alimentation	49
Tableau(VII.5.2) :Volatilités relatives Zone de rectification	49
Tableau(VII.5.3) :Volatilités relatives Zone d'épuisement	50
Tableau(VII.5.1) :Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation.....	51
Tableau(VII.6.2) : Taux de vaporisation molaire de la charge.....	52
Tableau(VII.6.3) : Le taux de reflux.....	52
Tableau(VII.6.4) : Le taux de rebouillage minimal.....	53
Tableau(VII.7.4.1) : Les paramètres critiques de pression et de température.....	60
Tableau (VII.7.4.2) : Les concentrations massiques.....	62
Tableau (VII.7.4.3) :Le calcul de ρ_{4i}^{20}	62

Chapitre VIII : Résultats et discussion

Tableau(VIII.1) : Dimensionnement de la colonne.....	65
Tableau(VIII.2) : Pression et température dans la colonne.....	65
Tableau(VIII.3) : La composition du condensat calculé et de design.....	65
Tableau(VIII.4) : Conditions de condensat Cas actuel sans rebouilleur et avec rebouilleur	67
Tableau(VIII.5) : Propriétés de condensat Cas actuel sans rebouilleur et avec rebouilleur.....	67
Tableau(VIII.6) : La composition de Gaz sec Cas actuel sans rebouilleur et avec rebouilleur	68
Tableau(VIII.7) : Conditions de Gaz sec Cas actuel sans rebouilleur et avec rebouilleur	68
Tableau(VIII.8) : Propriétés de Gaz sec Cas actuel sans rebouilleur et avec rebouilleur	68
Tableau(VIII.9) : Composition de Gaz sec Cas actuel sans rebouilleur et avec rebouilleur.....	68

Chapitre I :

**Présentation de la
région TFT**

Chapitre II :

Généralités sur le gaz naturel

Nomenclatures

Nomenclatures

X'_{Li}	Composition molaire du constituant « i » dans la charge	
Y'_{Di}	Composition molaire du constituant « i » dans le distilla	
X'_{Ri}	Composition molaire du constituant « i » dans le résidu	
X_{Li}	Composition massique du constituant « i » dans la charge	
Y_{Di}	Composition massique du constituant « i » dans le distillat	
X_{Ri}	Composition massique du constituant « i » dans le résidu	
M_m	Masse moléculaire moyenne de la charge	(Kg/Kmol)
M_D	Masse moléculaire moyenne de distillat	(Kg/Kmol)
M_R	Masse moléculaire moyenne de résidu	(Kg/Kmol)
L'	Débit molaire de la charge d'alimentation par unité de temps	(mol/h)
D'	Débit molaire de distillat sortant par unité de temps	(mol/h)
R'	Débit molaire de résidu sortant par unité de temps	(mol/h)
L	Débit massique de la charge d'alimentation par unité de temps	(Kg/h)
D	Débit massique de distillat sortant par unité de temps	(Kg/h)
R	Débit massique de résidu sortant par unité de temps	(Kg/h)
$L'i$	Débit molaire du constituant « i » dans la charge	(mol/h)
$D'i$	Débit molaire du constituant « i » dans le distilla	(mol/h)
$R'i$	Débit molaire du constituant « i » dans le résidu	(mol/h)
Li	Débit massique du constituant « i » dans la charge	(Kg/h)
Di	Débit massique du constituant « i » dans le distilla	(Kg/h)
Ri	Débit massique du constituant « i » dans le résidu	(Kg/h)
P_S	Pression au sommet de la colonne	(Bar)
P_f	Pression au fond de la colonne	(Bar)
P_a	la pression de la zone d'alimentation	(Bar)
P_r	la pression de reflux	(Bar)
Δp	les pertes de charge due aux résistances des plateaux	(Bar)
T_S	la température au sommet de la colonne	(°c)
T_F	la température au fond de la colonne	(°c)
T_C	La température critique	(°c)
K_i	Constante d'équilibre de l'élément « i »	
K_r	Coefficient d'équilibre de l'élément de référence	
α_i	Coefficient de volatilité relative de constituant « i »	
α_{Li}	Coefficient de volatilité relative de constituant « i » dans la charge	

Nomenclatures

α_{Di}	Coefficient de volatilité relative de constituant « i » dans le distilla
α_{Ri}	Coefficient de volatilité relative de constituant « i » dans résidu
$\alpha_{i,m}$	La valeur moyenne de volatilité relative de constituant « i »
N_{min}	Le nombre minimal de plateaux théorique
e'_0	Taux de vaporisation de la charge
Φ	Paramètre conventionnel déterminé a partir d'une autre équation d'Under Wood
rf_{min}	Le taux de reflux minimal
rf_{op}	le taux de reflux opératoire
rb_{min}	taux de rebouillage minimal
rb_{op}	taux de rebouillage opératoire
N_{Rmin}	nombre de plateaux minimal théoriques dans la zone de rectification
N_R	nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification
$N_{R,r}$	nombre de plateaux réel dans la zone de rectification
$N_{e,min}$	nombre de plateaux minimal théoriques dans la zone d'épuisement
N_e	nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement
$N_{e,r}$	nombre de plateaux réel dans la zone d'épuisement
N_t	nombre de plateaux théoriques dans la colonne entière
N_r	nombre de plateaux réel de la colonne
D	Diamètre de la colonne (m)
S	Section de la colonne (m ²)
V	Débit volumique des vapeurs (m ³ /h)
W	Vitesse admissible des vapeurs (m/h)
V_m	débit molaire des vapeurs (Kmole/h)
Z	Facteur de compressibilité
T_C	température critique (°c)
P_c	pression critique (bar)
T_r	Température réduite
P_r	Pression réduite
ρ^V	masse volumique des vapeurs (kg/m)
ρ^L	masse volumique de liquide (kg/m ³)
C	coefficient qui dépend de la distance entre les plateaux et de la tension superficielle du liquide
H_T	hauteur de la colonne (m)
h_1	hauteur du fond supérieure (m)

Nomenclatures

h_2	hauteur de la zone de rectification	(m)
h_3	hauteur de la zone d'alimentation	(m)
h_4	hauteur de la zone d'épuisement	(m)
h_5	hauteur de fond inférieur	(m)
h_6	hauteur de la jupe	(m)
h_p	distance entre deux plateaux successives	(m)
Q_L	charge thermique de l'alimentation	(Kcal/h)
Q_R	charge thermique de résidu	(Kcal/h)
Q_D	charge thermique de distillat	(Kcal/h)
Q_f	charge thermique du gaz froid	(Kcal/h)
Q_{Rb}	charge thermique fournie par le rebouilleur	(Kcal/h)
h_L	enthalpie de la charge biphasique	(Kcal/Kmol)
h_R	enthalpie de résidu en état liquide	(Kcal/Kmol)
H_D	enthalpie de distillat en état vapeur	(Kcal/Kmol)
H_o	enthalpie de la phase vapeur de la charge	(Kcal/Kmol)
h_o	enthalpie de la phase liquide de la charge	(Kcal/Kmol)
h_f	enthalpie du gaz froid	(Kcal/kmol)
H_R	enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur	(Kcal/Kmol)
g_x	débit molaire du reflux	(Kmol/h)
G_R	débit molaire du reflux chaud (vapeur provenant de rebouilleur)	(Kmol/h)

Introduction générale

Les pétroles bruts constitués essentiellement des hydrocarbures liquides contiennent en général des parties volatiles qui se trouvent dissoutes dans le gisement, ces parties volatiles (gaz associés) s'échappent à l'état gazeux dès que le pétrole brut est amené à la pression atmosphérique.

Il y a encore quelques années, les gaz associés étaient évacués vers les torches, car la structure de récupération de ces gaz n'était pas économiquement rentable. L'installation de station de récupération des gaz torchés, comme c'est le cas à TFT (TIN FOUYE TABANKORT) traite des quantités énormes des gaz associés afin de produire de gaz sec et récupérer du condensat.

Le gaz torché qui représente les gaz associés au brut est un mélange souvent très riche en méthane et qui contient généralement en proportion décroissante tous les hydrocarbures; en outre il renferme en quantité variable l'azote, gaz carbonique et l'eau. Il se trouve sous pression dans les roches poreuses du sous-sol, souvent, en solution avec du pétrole brut.

Ce stage pratique au niveau de la région TFT va nous donner une occasion de découvrir l'industrie pétrolière de près et enrichir nos connaissances en matière d'exploitation des installations pour le traitement des hydrocarbures.

A travers ce projet, nous donnerons un aperçu générale concernant l'organisation de la direction régionale de TFT, la description détaillée du processus de l'unité de traitement des gaz associés UTGA, l'étude de la section de récupération et la stabilisation du condensat avec une simulation du procédé par logiciel HYSYS et la comparaison des résultats obtenues.

Problématique

L'unité de traitement de gaz associés (UTGA) de CS₂, regroupe la production de gaz HP et BP des centres CS1-2-3-4-5 et Amassak, initialement torchés au niveau de ces centres.

L'objectif de l'unité est de comprimer le gaz d'une pression de 6 kg/cm² à 80 kg/cm², et le traiter par séchage dans des tours à tamis moléculaire pour éliminer les particules d'eau, récupérer et stabiliser le condensat dans le stripper qui est munie d'un rebouilleur pour assurer le chauffage du fond.

Actuellement le stripper de la section fonctionne sans le réchauffeur, la présente étude consiste à stabiliser le condensat, et vérifier les paramètres de fonctionnement de l'unité.

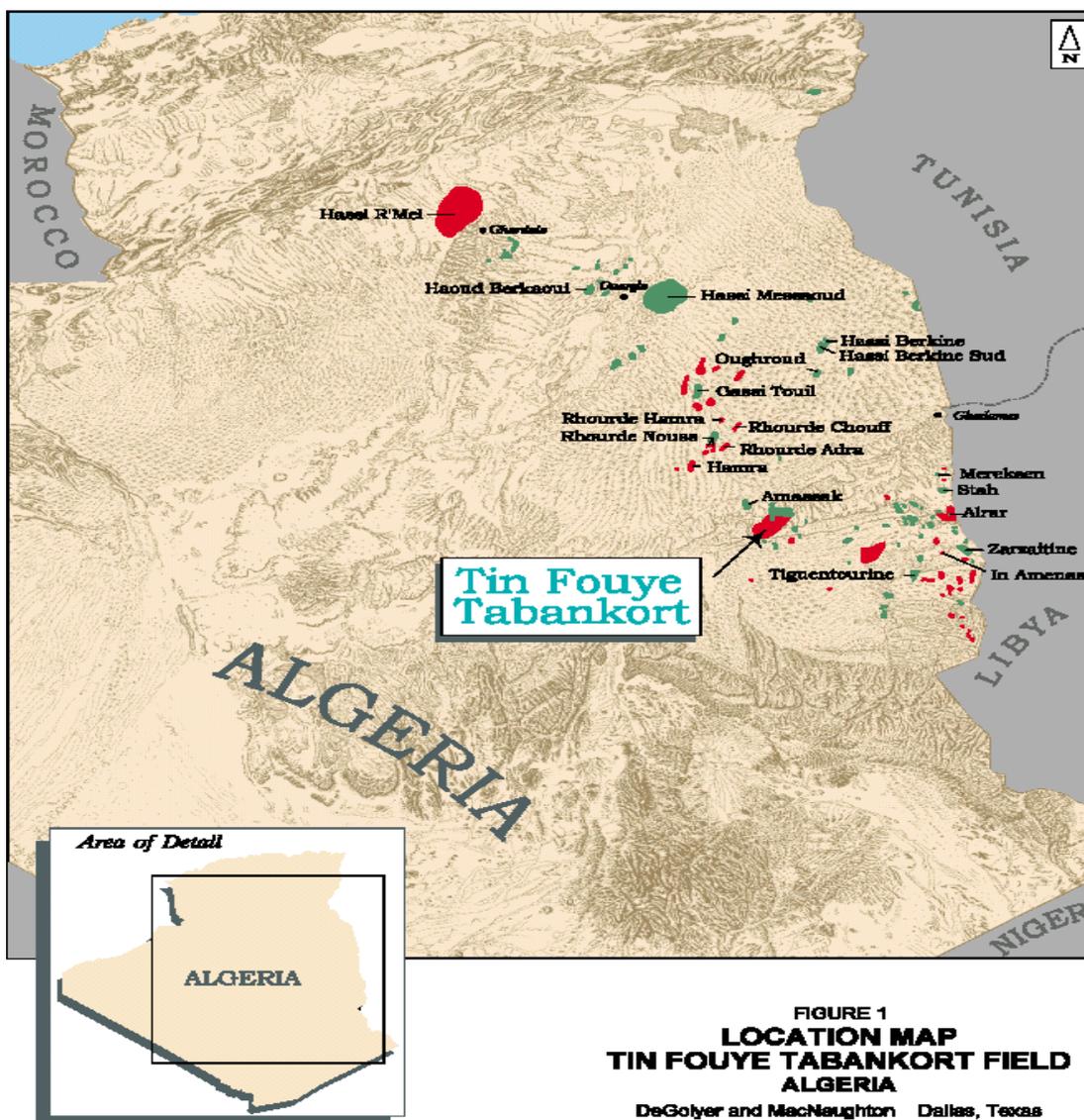
I. Historique du champ de TFT

I.1- Situation géographique

La direction TFT située dans la partie Nord-Ouest du bassin d'ILLIZI, plus précisément à 260 km au Nord-Ouest de In Amenas et à 450 km de Hassi Messaoud sur la Route Nationale N°3.

Ayant le statut de Sous – District relevant du District de In-Aménas avant le découpage intervenu en 1976 qui a vu naître la Direction Régionale de TFT.

Cependant, la Région de TFT composé de 2 secteurs (nord et sud) occupe le 2ème rang en production d'huile après celui de Hassi-Messaoud, de même le développement du gaz en partenariat entre (Sonatrach, TOTA L, et Repsol) fait de TFT une région gazière importante.



I.2- Développement

Jusqu'en 1979, la Région de TFT ne comptait comme installation que des centres de séparation d'huile, des bacs de stockage et des pompieres d'expédition sur les deux secteurs (Nord et Sud) ainsi que des infrastructures sociales de taille moyenne.

Elle a connu un développement rapide entre 1980 et 1987 avec la réalisation et la mise en service des installations de maintien de pression à savoir :

I.2.1- Deux unités de production d'eau et une station d'injection

En 1995 le maintien de pression fut étendu aux champs d'Amassak par la réalisation d'une station d'injection implantée au centre de production d'eau TAM/Eau.

I.2.2- Stations FGL composées

- Deux 2 réseaux (Nord et Sud) constitués chacun d'une station principale et d'un Booster ;
- D'une unité de traitement et de compression des gaz associés constitués de 2 trains, Chacun d'eux se constitue en 2 parties (B P et H P), d'une section de traitement et d'une Section de déshydratation.
- D'une centrale électrique composée de 2 turbo générateurs de 18 MW chacun (conditions site) la quelle a connu une extension par l'ajout d'un 3^{me} turbo générateur de 18 MW dans le cadre du projet Gaz TFT, alors que les infrastructures sociales n'ont commencé à se développer qu'à partir de 1996, avec la réalisation d'une nouvelle base de vie camp posée de : 600 chambres toutes catégories confondues ;
- D'un complexe V IP (2 villas, 16 studios, un restaurant et une cuisine).D'une complexe restauration, Sport et Loisirs ;
- D'un réseau routier d'une longueur de 186,1 km ;
- D'un aérodrome d'une piste Bitumée, balisée, clôturée et gardée d'une longueur de 1700 mètres ;
- D'un réseau de télécommunication composé d'une centrale numérique de 500 lignes interconnecte à un réseau de fibre optique .

Toutes ces réalisations (industrielles, sociales et routières) se sont traduites par une nette amélioration des conditions de vie, de sécurité et de travail pour l'ensemble du collectif.

I.3- Différents gisements de TFT

La Région de Tin Fouyé Tabankort recouvre une superficie de 4000 km², et comporte plusieurs gisements dont :

I.3.1- Gisement de TFT

Le gisement de TFT découvert en 1967 et mis en service en 1968, se présente comme un anneau d'huile, coiffé d'un important gaz cap, il représente en effet 55% des réserves en place de la région de TFT.

Le maintien de pression est assuré par l'injection d'eau depuis 1981. Ayant 117 puits actuellement exploités en éruptifs et partiellement en GL.

I.3.2- Gisement de TIN FOUYE

Découvert en 1961, mis en service en 1963, il recouvre une aire de 306 km² et représente 22 % des réserves en place de la région.

Le réservoir dévonien est exploité par Gaz-Lift, possède 37 puits en exploitation.

I.3.3- Gisement d'AMASSAK

Situé à 25 km à l'nord- ouest du gisement de TFT, il est découvert en 1970, et fut mis en service en 1974. Constituant le gisement le plus récent, il représente 10% des réserves en place de la Région de TFT et produit en éruptif.

Son Maintien de Pression est assuré par l'injection d'eau depuis 1995. Nombre puits en exploitation : 37.

I.3.4- Gisement de DJOUA

Situé à 30 km au Sud Est de TFT ; Découvert en 1966 ; Mis en production 1968 Produit par pompage électrique (En totalité) à Nombre puits en exploitation : 05.

I.3.5- Gisement de TAMENDJLET

Découvert en 1970 et mis en service en 1974, l'exploitation de son réservoir se fait par GL. À Nombre puits en exploitation : 03.

I.3.6- Gisement de HASSI MAZOULA NORD

Découvert en 1958 ; Mis en service en 1965 ; Exploité par un pompage électrique à Nombre puits en exploitation : 02.

I.3.7- Gisement de HASSI MAZOULA SUD

Découvert en 1963 ; Mis en production en 1966 ; Exploité par pompage électrique, à Nombre puits en exploitation : 04.

I.3.8- Gisement de HASSI MAZOULA

Découvert en 1966 et mis en service en 1967, il recouvre une superficie de 4,4 km². Ce gisement a connu récemment un développement par forage de 2 puits et produit par pompage électrique, à Nombre puits en exploitation: 04.

II- Direction régionale

La direction régionale de **Tin Fouyé Tabankort (TFT)**, fait partie de la division production de l'entreprise **SONATRACH**. Elle est chargée de la production du pétrole du champs de **TFT** et de la gestion de toutes les divisions qui lui sont rattachées.

Parmi ces divisions on cite :

- Division Engineering production ;
- Division Exploitation ;
- Division Maintenance ;
- Division Réalisation ;
- Division Sécurité ;
- Division Personnel ;
- Division Approvisionnement et Transport ;
- Division Intendance ;
- Division Finances .

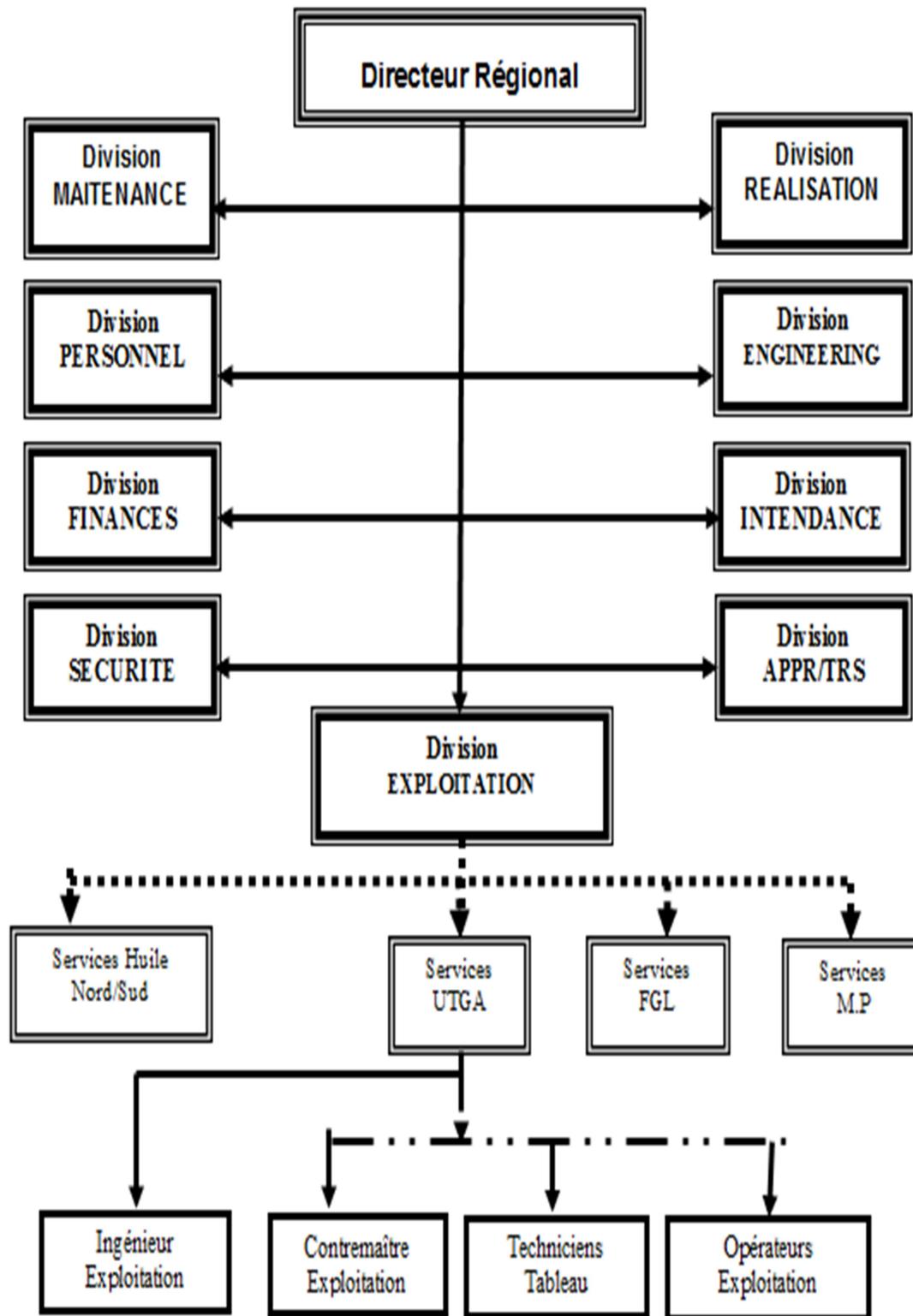


Fig.I.2 : l'organigramme de différentes divisions de la direction régionale TFT

➤ Notre stage a été effectué dans la station de traitement de gaz associé UTGA, **Division Exploitation.**

II.1- Division exploitation

La division exploitation est chargée de l'exploitation de l'huile, du gaz et de l'eau à partir des têtes de puits jusqu'à leur expédition, elle chargée entre autre de la gestion des installations de surfaces suivantes:

- Pipelines liant les puits producteurs aux centres de séparations ;
- centres de séparations ;
- centres de stockages (huile) ;
- usine de traitement et de compression des gaz associés ;
- stations de compression (fermeture gaz lift) ;
- Stations de production et d'injection d'eau.

L'activité huile se répartit sur 300 puits et 20 centres de séparation appartenant aux deux secteurs Nord et Sud. Pour le secteur Nord il s'agit de TFT et TAM. Le secteur Sud comprend TFY, Mazoula et Djoua. Parmi les tâches accomplies par cette division, on peut citer ce qui suit :

- L'ouverture et fermeture des puits ;
- Signale les problèmes et les anomalies de collecte de stockage ou d'expédition ;
- Test certains paramètres des puits dans le cadre d'un programme périodique , tels que : les débits (huile, gaz, eau) et pressions en tête de puits.

La division assure également des activités dans le cadre de maintien de pression des gisements, par la production et l'injection d'eau ainsi que l'injection de gaz et gère également quatre stations de compression.

La division procède à la vérification de certains paramètres et tests indispensables pour le suivi des réservoirs tels que les tests des puits producteurs d'huile et de gaz tels que le GOR, le pourcentage d'eau, la pression en tête de puits.

La division exploitation est composée de cinq (05) services ci-après :

- Service huile Nord ;
- Service huile Sud ;
- Service fermeture gaz lift ;
- Service unité de traitement des gaz associés (UTGA) ;
- Service maintien pression.

II.1.1- Service exploitation de l'UTGA

Assure le traitement des gaz associés par la déshydratation et la séparation des condensats qui seront injectés dans l'huile, alors qu'une partie du gaz sec est utilisée comme gaz lift, le reste est envoyé pour la commercialisation par pipe vers Hassi- R'mel. **[8]**

L'unité de traitement de gaz est conçue pour la récupération des gaz initialement torchés au niveau des centres de séparations, les traiter par déshydratation et distillation et les comprimer à 80 kg/cm² et par voie de conséquence la récupération des condensats. **[8]**

L'unité en question regroupe la production HP et BP des centres CS 1-2-3-4-5 et

Amassak, dans un réseau de collecte, dont les pressions d'arrivées sont respectivement comme suit :

$$HP = 6 \text{ kg/cm}^2 \quad BP = 0,6 \text{ kg/cm}^2$$

Chaque centre de séparation est muni de vannes automatiques HP et BP vers l'usine. Leurs points de consignes sont inférieurs à ceux des séparateurs pour permettre la récupération totale du gaz. En cas de saturation au niveau de l'usine les vannes torches de gaz s'ouvrent pour éviter la remonté de pression dans le séparateur, et la torche ne doit s'allumer que légèrement pour des raisons de sécurité. [8]

II.1.2- Composantes de l'UTGA

L'unité peut se décomposer en 05 parties dont la plus importante étant l'unité de gaz, elle contient tous les équipements de production de gaz.

II.1.3- Equipements de l'UTGA et leur rôles

En gardant le même schéma les différents équipements peuvent être classés en deux catégories :

- Equipements de gaz (liés directement à l'objectif) ;
- Equipements de services (assurent des fonctions pour la réalisation de l'objectif).

II.1.4- Capacité de l' UTGA

- Débit de gaz à traiter : **4,4** millions $\text{S m}^3/\text{j}$ Soit **2,2** millions $\text{S m}^3/\text{j}$ / train ;
- Débit du gaz de vente : **3** millions $\text{S m}^3/\text{j}$;
- Débit du gaz lift : **1,4** millions $\text{S m}^3/\text{j}$;
- Débit de condensat : Hiver : **170** tonnes/j Eté : **500** tonnes/j ;
- Taux d'humidité : < 50 ppm ;
- Pression de sortie : **80** kg/cm^2 ;
- Pression d'entrée HP: **6** kg/cm^2 ;
- Pression d'entrée BP : **0,6** kg/cm^2 .

II.1- Introduction

Le gaz brut ou le gaz naturel est un mélange d’hydrocarbures à tendance paraffinique (Hydrocarbures saturés) contenant du méthane (CH₄) et de l’éthane (C₂H₆) en grande proportion ce qui lui donne un pouvoir calorifique et une combustibilité remarquable.

En plus d’un combustible, le gaz naturel est utilisé dans les industries de fabrication du ciment, du verre, de la céramique...etc. Il est considéré comme une matière première dans l’industrie pétrochimique, citons comme exemple le méthanol, l’ammoniac, les engrais...etc.[1]

II.2- Caractéristiques du gaz brut

Au stade final de sa production, le gaz brut est caractérisé par les propriétés suivantes [2]:

II.2.1- Le pouvoir calorifique

C’est la quantité e chaleur en Joules ou en calories dégagée lors de la combustion totale d’un mètre cube, d’un kilogramme ou d’une mole de gaz généralement à 15°C et sous la pression atmosphérique. L’unité du pouvoir calorifique est donc : (J/m³), (J/kg) ou (J/mol).

En d’autre terme, le pouvoir calorifique représente l’enthalpie de combustion par unité de volume, de masse ou de mole du gaz à la température de 15°C.

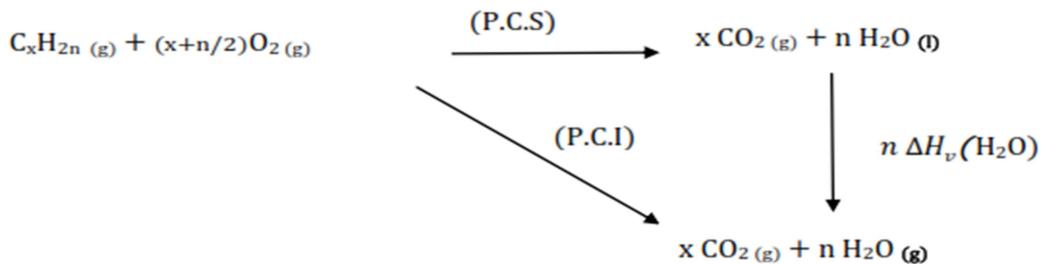
II.2.1.1- Le pouvoir calorifique supérieur (P.C.S)

C’est le pouvoir calorifique du gaz mesuré ou calculé si l’eau dégagée de la combustion est sous forme d’un liquide.

II.2.1.2- Le pouvoir calorifique inférieur (P.C.I)

C’est le pouvoir calorifique du gaz mesuré ou calculé si l’eau dégagée de la combustion est sous forme d’une vapeur.

Pour trouver la relation liant le (P.C.S) au (P.C.I), on analyse le schéma réactionnel de combustion d’un hydrocarbure, en supposant que la combustion dégage (n) moles d’eau :



Puisque le (P.C.S) et le (P.C.I) sont des chaleurs dégagées, alors il est évident que :

(P.C.S)<0 et (P.C.I) <0. D’un autre coté on a : (ΔH_v)>0 , alors d’après le schéma réactionnel ci-dessus il vient :

$$(P.C.I) = (P.C.S) + n(\Delta H_v)_{H_2O} \dots\dots\dots(II.1)$$

On peut écrire l'équation précédente d'une autre façon en utilisant l'enthalpie de condensation de l'eau au lieu de son enthalpie de vaporisation, or : $(\Delta H_{\text{vap}}) = -(\Delta H_{\text{cond}})$, alors il vient :

$$(P.C.S) = (P.C.I) + n(\Delta H_{\text{Cond}})_{\text{H}_2\text{O}} \dots \dots \dots (II.2)$$

II.2.2- La composition chimique

Elle représente le pourcentage des éléments et des composés dans le gaz, elle est utilisée pour l'étude de la vaporisation, le calcul du poids moléculaire et pour la détermination de certaines autres propriétés en fonction de la pression et /ou de la température telles que la compressibilité, la densité...etc. La composition du gaz peut aussi être donnée en fractions massiques des constituants. [1]

II.2.3- La densité

La densité d'un gaz quelconque est définie comme étant le rapport d'une masse d'un volume du gaz sur la masse du même volume de l'air pris dans les mêmes conditions de pression et de température.

On peut aussi exprimer la densité du gaz comme étant le rapport de la masse volumique du gaz sur celle de l'air dans les mêmes conditions de pression et de température.

La densité du gaz est donc :

$$D_{(\text{gaz})} = \rho_{(\text{gaz})} / \rho_{(\text{air})} \dots \dots \dots (II.3)$$

Dans les conditions normales (0°C et 1 atm), on a :

La masse volumique du gaz peut aussi être exprimée par la relation suivante, en introduisant le facteur de compressibilité (Z) dans l'équation d'état des gaz parfaits :

$$\rho_{(\text{gaz})} = P.M_{(\text{gaz})} / Z.R.T \dots \dots \dots (II.4)$$

Pour 1mole d'un gaz quelconque y compris l'air prise aux conditions normales, le volume molaire est de 22,4 L ; alors le rapport des masses volumiques se réduit à un rapport de masses molaires puisque les volumes sont égaux, alors la densité devient :

$$D_{(\text{gaz})} = M_{(\text{gaz})} / M_{(\text{air})} = M_{(\text{gaz})} / 29 \dots \dots \dots (II.5)$$

II.2.4- La masse molaire moyenne

Soit (n) le nombre total de constituants du gaz, (M_i) et (x_i) sont respectivement la masse molaire et la fraction molaire de chaque constituant, la masse molaire moyenne du gaz est calculée par la relation suivante :

$$M_{(\text{gaz})} = \sum_{i=1}^n x_i M_i \dots \dots \dots (II.6)$$

II.3- Origine des constituants

Les différentes compositions du gaz sont dues à la diversité de ses origines ou d'autres termes de son gisement, on distingue alors [1]:

II.3.1- Le gaz bactérien ou biochimique

Le mode ou la manière de formation du gaz bactérien dit aussi biochimique, est dû à l'action des bactéries sur les débris organiques (animaux et végétaux) qui s'accumulent dans les sédiments.

L'action de ces bactéries conduit généralement à la formation du sulfure d'hydrogène (H_2S) qu'on trouve comme un constituant dans le gaz brut. Ce type de gaz où l'on trouve le soufre est dit gaz impropre ou bien gaz sale.

II.3.2- Le gaz thermique

Au cours de l'évolution des bassins sédimentaires, les sédiments animaux et végétaux portés à des températures et des pressions élevées, subissent une dégradation thermique qui donne à côté des hydrocarbures une légère gamme de composés non hydrocarbonés tels que : N_2 , CO_2 , H_2O ...etc. La présence du sulfure d'hydrogène (H_2S) dans ce gaz est rare ou négligeable.

II.4- Les différents types de gaz naturel

L'apparition d'une phase liquide associée au gaz dépend des conditions de pression et de température dans le réservoir et en surface, ceci nous conduit à distinguer les types de gaz suivants[1] :

II.4.1- Le gaz sec

Ce type de gaz contient un grand pourcentage de méthane (CH_4) et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane (C_2H_6), il ne forme aucune phase liquide dans les conditions de production.

II.4.2- Le gaz humide

Ce type de gaz forme une phase liquide (eau et/ou condensats) au cours de la production dans les conditions de surface quand il y'aura des chutes de pression et/ou de température, il est moins concentré en hydrocarbures légers.

II.4.3- Le gaz à condensats

Ce type de gaz forme une phase liquide (eau et/ou condensats) dans le réservoir et au cours de la production, la phase condensée est plus riche en constituants lourds.

II.4.4- Le gaz associé

Ce dernier type de gaz se trouve généralement dans les gisements pétroliers il coexiste dans le réservoir avec la phase huile soit sous forme libre (gaz de couverture) ou sous forme dissoute dans la phase huile.

Le gaz dissous sera récupéré après la distillation atmosphérique du pétrole brut.

II .5- Procédés de traitement du gaz brut

II .5.1- Généralités

Le traitement du gaz naturel consiste à le purifier et le débarrasser de certains des constituants présents à la sortie du puits tels que : l'eau les gaz acides (CO_2 , H_2S ...) et les hydrocarbures lourds (condensats) pour l'amener à des spécifications commerciales.

Plusieurs procédés ont été mis en œuvre citons [3]:

II .5.2- Le procédé PRITCHARD

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par des détentes simples avec en plus l'utilisation d'une boucle de propane (C_3H_8) comme fluide réfrigérant pour atteindre en fin de cycle des températures voisines de -23°C .

Le principe de fonctionnement du procédé s'articule sur les quatre étapes présentées par le schéma suivant:

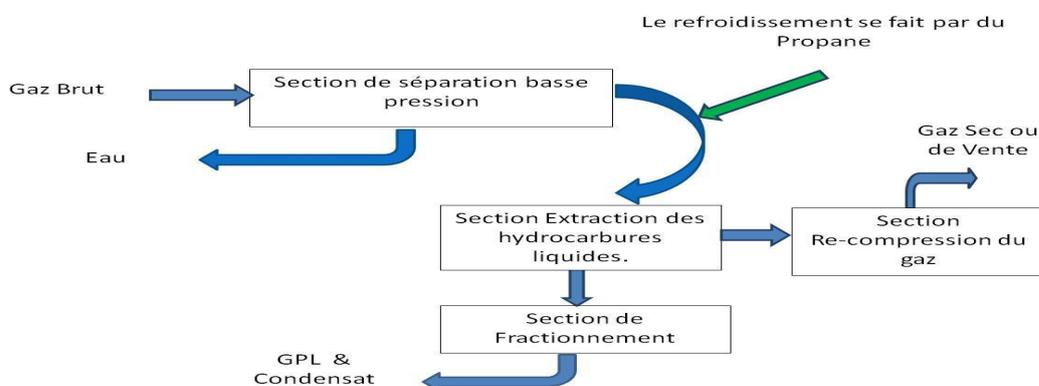


Fig.II.1 : les étapes du procédés PRITCHARD

II .5.3- Le procédé HUDSON

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et complété par une détente à travers une machine dynamique appelée TURBO-EXPANDER, qui permet d'atteindre un niveau de température proche de -50°C . le principe de fonctionnement du procédé s'articule sur quatre étapes présentées par le schéma suivant:

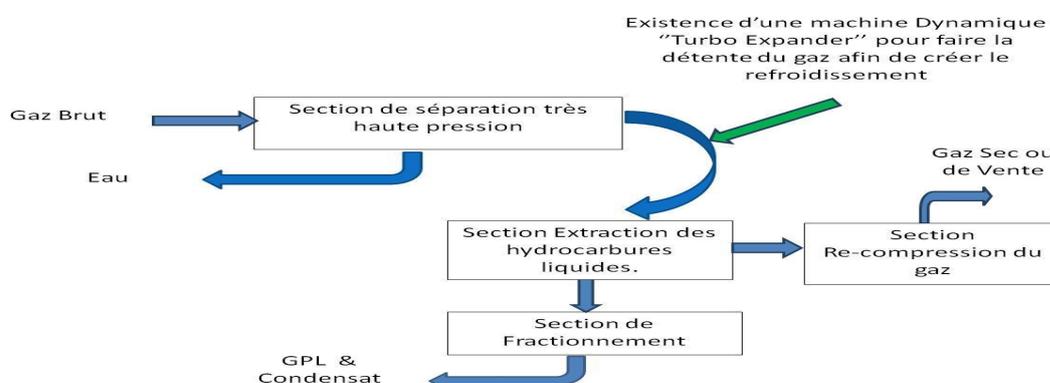


Fig.II.2 : Les étapes du procédé HUDSON

II .5.4- Procédés mixtes

Ce sont les procédés les plus utilisés car ils utilisent une mixture entre le procédé PRITCHARD et le procédé HUDSON.

Une vanne de détente Joule-Thomson ainsi qu'une machine dynamique (TURBO-EXPANDER) sont utilisées en plus d'une boucle de propane pour le refroidissement ce qui leur permet d'atteindre des températures plus basses allant jusqu'à -66°C . Dans ces procédés la séparation du gaz de ses impuretés est plus efficace.

II .5.5- Absorption des gaz acides par une solution d'amine

Les gaz acides accompagnant le gaz naturel sont généralement nuisibles le sulfure d'hydrogène (H_2S) est très corrosif et il représente un des poisons les plus dangereux pour les catalyseurs notamment les adsorbants ; le dioxyde de carbone (CO_2) est un gaz corrosif et il peut former des hydrates carboniques en présence de l'eau ($\text{CO}_2 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$), et entraîne par conséquent des bouchages de conduite et/ou des équipements. L'élimination du gaz carbonique est généralement appelée une décarbonatation. [1]

L'élimination des gaz acides s'effectue par le lavage du gaz naturel avec une solution d'amine dans un absorbeur à contre-courant.

Deux types de solution sont utilisés :

- La mono-éthanol-amine (M.E.A) : ($\text{OH}-\text{C}_2\text{H}_4-\text{NH}_2$) est utilisée sous forme d'une solution diluée de 15 à 20% massique par l'eau distillée.
- La di-éthanol-amine (D.E.A) : ($(\text{OH}-\text{C}_2\text{H}_4)_2-\text{NH}$) est utilisée sous forme d'une solution diluée de 20 à 30% massique par l'eau distillée.

III.1- Définition du Condensât

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de (iC_5H_{12}) jusqu'au ($C_{12}H_{26}$) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression. [3]

III.2- Caractéristiques du Condensât

Les principales caractéristiques du condensât sont [3]:

- **Aspect** : C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence ;
- **Poids spécifique** : Poids spécifique du condensât est compris entre **0,7 à 0,8** ;
- **Point d'éclair** : Son point d'éclair est inférieure à **-40°C** ;
- **Limites d'inflammabilités** : Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : **1,4 et 7,6%** (dans l'air) ;
- **Densité de vapeur** : Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de ces vapeurs est de **3 à 4** plus grande que celle de l'air ;
- **Explosivité et d'inflammabilités** : Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électroconducteur, présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage , filtration, chute, pulvérisation,...etc.

On devra faire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répondant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air.

- **Toxicité physiologique** : Les vapeurs du condensât sont toxique. Lorsqu'un Homme s'y expose le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivie de symptômes névropathies (étourdissement).

La victime peut éventuellement se mettre à crier, rire stupidement et finir à avoir du mal à marcher.

Lorsque la concentration des vapeurs du condensât est de l'ordre de **0,025% à 0,05% volumique** dans l'air, elle ne peuvent pas causer des symptômes heures d'inhalation.

- **Précautions hygiéniques** : Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de **300 ppm**.

III.3- Utilisation du Condensât

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

Elle confère à ce produit une valeur différente par secteur d'utilisation, qui représente en fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique dans une raffinerie ou un craqueur.

III.3.1- Utilisation du Condensât dans la pétrochimie

La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie où la demande est très importante. il est principalement utilisé pour la production des oléfines par le vapocraquage.

II.3.2- Utilisation du Condensât dans le raffinage

Le condensât est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât sont moins coûteuses, et sa composition chimique riche en éléments légers.

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisée », en transformant les normales paraffines en iso-paraffines qui ont un haut indice octane utilisé également dans le reforming catalytique.

IV.1- Introduction

La déshydratation est un procédé d'élimination des molécules d'eau liquide ou vapeur contenues dans le gaz, par utilisation des moyens physiques ou chimiques afin d'éviter les problèmes suivants [4] :

- Risque de corrosion des pipes (surtout en présence des gaz acides tels que CO₂ et H₂S) ;
- Risque de formation des hydrates causant le bouchage des conduites et des installations de production et de transport ;
- Ecoulement diphasique et augmentation de la perte de charge ;
- Risque de solidification dans les procédés cryogéniques ;
- Diminution du pouvoir calorifique du gaz.

IV.2- Les hydrates

Le phénomène de formation d'hydrates constitue le problème majeur dans la production et le transport du gaz naturel. [4]

Il y a formation d'hydrates lorsque les conditions suivantes sont simultanément réalisées :

- **Présence d'eau liquide** : Un gaz naturel saturé ou non en eau ne donne pas lieu à la formation d'hydrates. Celle-ci ne peut intervenir qu'en présence d'eau liquide par exemple libérée par le gaz au cours d'un changement des conditions de pression ou de température.
- **Présence d'hydrocarbures légers** : Seuls les quatre premiers hydrocarbures (méthane, éthane, propane, butane) sont susceptibles de former des hydrates en présence d'eau liquide.

D'autres corps tels que le gaz carbonique ou l'hydrogène sulfuré peuvent également former des hydrates avec l'eau.

- **Réalisation de certaines conditions de température et de pression** : En plus des conditions précédentes, pour que des hydrates puissent se former, il faut pour un gaz donné que la pression soit suffisamment élevée et la température suffisamment basse.

La formation des hydrates est favorisée par un certain nombre de facteurs [4] :

- Tourbillons ;
- Vitesse du gaz ;
- Coude, orifice, changement de φ ;
- Phénomène auto amplifié ;
- Haute pression ;
- Basse température.

Remarque

Le début de formation d'un bouchon d'hydrates augmente la perte de charge dans la conduite, donc crée une détente supplémentaire du gaz, ce qui a pour effet de le refroidir et donc d'entretenir et d'accélérer la formation des hydrates.



FigIV.1: Hydrate sorti d'une gare racleur

Il conduit à l'obstruction des conduites et des équipements donc à des arrêts de production et des risques de surpression pour les installations.

Les dépôts d'eau par condensation dans les conduites ou les entraînements d'eau libre de gisement peuvent engendrer de fortes pertes de charge avec des risques d'érosion et de "coup de bélier" des bouchons liquides.

Les problèmes de transport liés à la présence d'eau dans le gaz sont les suivants [4] :

- L'eau libre (sous forme liquide) est responsable de la plupart des formes de corrosion lorsqu'elle est associée à des gaz acides (CO_2) ou à des sels (carbonates de calcium) ;
- Risques de formation d'hydrates ;

Chaque gaz naturel a son propre domaine de formation d'hydrate qui est fonction :

- De la densité du gaz par rapport à l'air (méthode de KATZ) ;
- De sa composition et des facteurs d'équilibres solides vapeur à P et T pour les méthodes les plus précises (méthode de CARSON et KATZ).

Dans le cas du bouchage d'une tuyauterie par des hydrates, l'adhérence aux parois et la dureté du bloc d'hydrates est telle qu'aucun moyen mécanique normal de débouchage ne peut être mis en œuvre.

IV.3- Prévention contre la formation d'hydrate

- Réduction de la pression de service, ceci n'est pas possible car au cours de sa détente, sa température chute en favorisant la formation des hydrates ceci nécessite l'injection d'inhibiteurs.
- Augmentation des températures au-dessus de celle du début de formation d'hydrate Ceci est évité car le procédé est basé sur le refroidissement du gaz.
- Injection d'inhibiteur de formation des hydrates : ce sont des produits chimiques abaissant le point de formation d'hydrate tel que le méthanol et les glycols.
- Déshydratation du gaz à un point de rosée plus faible, ceci est possible par des Adsorbants qui éliminent le maximum d'eau. [4]

IV.4- Déshydrations du gaz associé

La présence d'eau dans le gaz associé entraîne différents problèmes pour les exploitants, suivant les conditions de températures et de pression qui règnent dans les installations. La vapeur d'eau peut se condenser, se solidifier provoquant la formation des hydrates et favoriser la corrosion si le gaz contient des composés acides. [4]

Pour éviter ces phénomènes, il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz au moyen des techniques de traitement appropriées appelées déshydratation.

Les principaux procédés de déshydratation utilisés sur la chaîne gazière :

- Lavage par solvants hygroscopiques (procédé d'absorption)
- Adsorption/désorption sur lit fixe.

IV.5- Les différents procédés de déshydratation

Les procédés de déshydratation les plus utilisés sont [4] :

- Les unités d'absorption aux différents glycols (D.E.G.) et (T.E.G.) ;
- Les unités d'absorption au méthanol ;
- Les unités d'adsorption ;
- Les tamis moléculaires.

IV.5.1. Les tamis moléculaires

Pour ces procédés, la vapeur d'eau est adsorbée sur la surface solide de matériaux adsorbants qui ont une très grande surface spécifique. Ce procédé fonctionne en deux étapes [6] :

- Adsorption de l'eau du gaz sur une charge fixe d'adsorbant ;
- Régénération du lit "saturé" par passage d'un flux de gaz chaud, ce qui nécessite de disposer d'au moins deux adsorbeurs.

Le gaz utilisé pour régénérer le lit saturé est condensé pour séparer les impuretés. Puis il est recyclé en tête de l'adsorbant pour y être traité avec le gaz "brut". Ce principe est surtout utilisé lorsqu'une déshydratation poussée s'impose. [4]

V.1- Introduction

Les procédés de traitement basés sur le transfert de matière sont très importants pour la séparation des produits composés tels que le pétrole et le gaz naturel ; ainsi par rectification on obtient à partir d'une charge (par exemple le pétrole brut) une gamme très large de fractions pétrolières (l'essence, kérosène, fuel-oil...etc.).

Par ce procédé également on fractionne les produits issus des diverses opérations pour obtenir d'autres produits (gaz liquéfié, butane, propaneetc). [6]

V.2- Définition

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituants pratiquement purs par, des échanges successifs de masse et de chaleur entre les deux phases circulantes à contre-courant dans un appareil cylindrique vertical appelé colonne de rectification.

Le transfert de matière d'une phase à une autre s'effectue par diffusion moléculaire. La force motrice de transfert d'une substance est la différence de concentration de l'élément dans les deux phases. [6]

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

- Les concentrations de l'élément dans la phase vapeur et la phase liquide.
- La température et la pression.

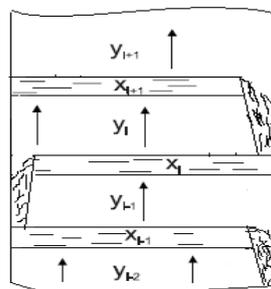
A la suite de telle mise en contact la phase vapeur s'enrichit en constituant le plus léger, et la phase liquide s'enrichit en constituant le plus lourd.

L'opération de rectification est basée sur le phénomène de séparation par diffusion des constituants d'une phase à une autre par leur mise en contacts.

Une telle séparation est réalisée à contre-courant en continu dans un appareil appelé : (colonne de rectification), soit par étage dans une colonne à plateaux, soit dans une colonne à garnissage.

La colonne de rectification est un appareillage cylindrique, vertical, de hauteur et de diamètre variable constitué à l'intérieur des compartiments horizontaux appelés : plateaux ou garnissages.

La rectification est une distillation fractionnée, autrement dit qualitative et cette augmentation de qualité par rapport à la distillation est due au placement soit des plateaux, soit de garnissage à l'intérieur de la colonne, par conséquent il y'a augmentation de la surface de contact qui implique l'augmentation du degré de pureté.[5]



FigV.1 : Partie d'une colonne de rectification

V.3- Lois Fondamentales de transfert de matière

V.3.1- Lois de DALTON

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant (p_i^v) est proportionnelle à la pression du système (P_T) et à sa concentration molaire (Y'_i) [7]:

$$p_i^v = P_T Y'_i \dots \dots \dots (V-3-1-1)$$

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

P_T : Pression du système.

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

V.3.2- Lois de RAOULT et d'HENRY

Les lois de RAOULT et d'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 dans 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 [7]:

$$p_i^L = P_i \cdot X'_i \dots \dots \dots (V-3-2-1)$$

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

P_i : Tension de vapeur du constituant « i »

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

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

$$p_i^L = E_i \cdot X'_i \dots \dots \dots (V-3-2-2)$$

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

$$p_i^L = p_i^v \dots \dots \dots (V-3-2-3)$$

Donc :

$$Y'_i = (P_i / P_T) \cdot X'_i \dots \dots \dots (V-3-2-4)$$

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 :

$$Y'_A / Y'_B = (K_A / K_B) \cdot (X'_A / X'_B) \dots \dots \dots (V-3-2-5)$$

$$\alpha_i = (K_A / K_B) \dots \dots \dots (V-3-2-6)$$

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

V.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 mélange comportant moins de constituants que le mélange initial.

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (la virole) qui renferme des dispositifs (plateaux ou de garnissage) permettant d'assurer un contact intime entre les deux phases (liquide et gaz) afin de permettre un transfert de matière et d'énergie entre elles jusqu'à l'état d'équilibre.

Sur le long de la colonne la phase vapeur s'enrichisse, de bas en haut en élément le plus volatil et la phase liquide s'enrichie 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. [5]

V.5- Description d'une colonne de rectification

Chaque colonne de rectification est composée toujours de trois zones [5]:

- Une zone d'alimentation dite zone de flash où l'alimentation est introduite à l'état vapeur, liquide ou biphasique selon la température de la charge.
- 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 ce mélange est envoyée comme 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 liquide (lorsqu'il s'agit d'une condensation totale).
- 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.

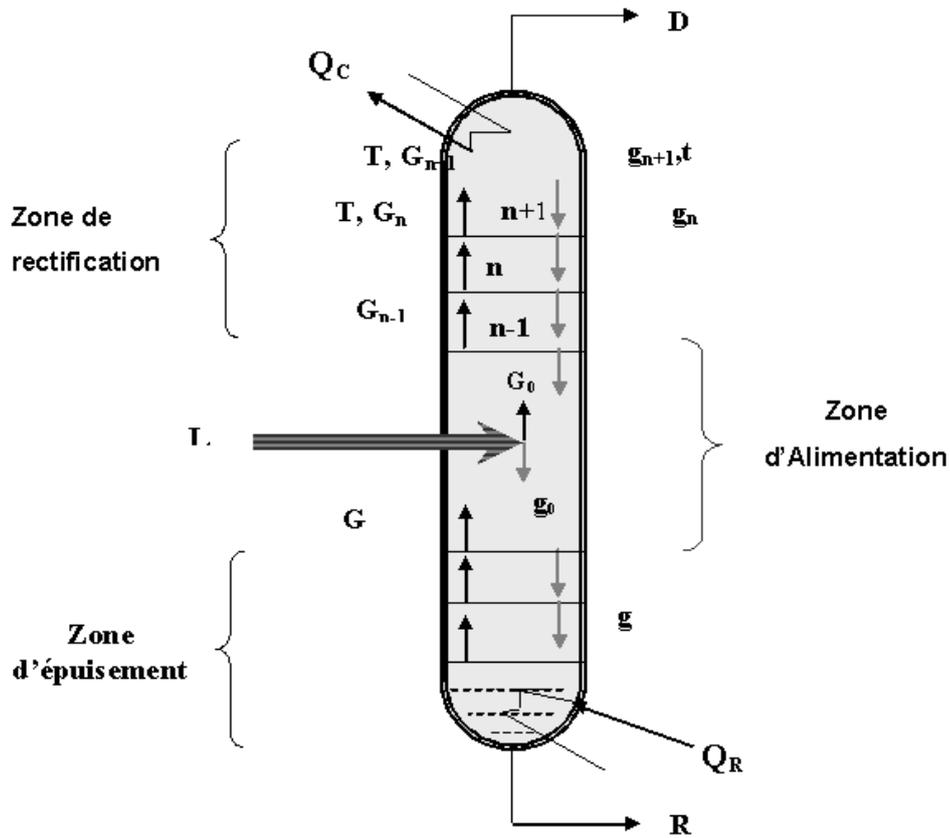
La quantité de matière échangée dépend de la concentration initiale et finale, des pressions partielles, de la surface de l'élément de contact et de l'écoulement (vitesse).

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 à :

- **état liquide ($e_0=0$)** : L'alimentation doit être introduite dans la partie supérieure de la colonne.
- **état vapeur ($e_0=1$)** : L'alimentation doit être introduite dans la partie inférieure de la colonne.
- **état bi phasique liquide-vapeur ($0 < e_0 < 1$)** : L'alimentation doit être introduite dans la partie médiane de la colonne.

Le lieu exact de l'alimentation peut être déterminé en calculant le nombre de plateau de la zone de rectification et de l'épuisement.



FigV.6.1: colonne de rectification

V.6- Bilan matière de la colonne et de ses zones

Le bilan matière pour la colonne entière et pour le constituant « i » Quelconque s'écrit [7]:

$$L' = D' + R' \dots \dots \dots (V-6-1)$$

- Avec : L' : Débit molaire de la charge
- D' : Débit molaire du Distillat.
- R' : Débit molaire du Résidu.

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

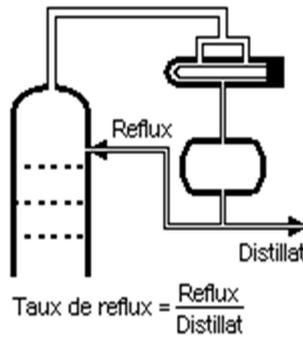
$$L' X'_{Li} = D' Y'_{Di} + R' X'_{Ri} \dots \dots \dots (V-6-2)$$

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

$$L' / (Y'_{Di} - X'_{Ri}) = D' / (X'_{Li} - X'_{Ri}) = R' / (Y'_{Di} - X'_{Li}) \dots \dots \dots (V-6-3)$$

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

V.6.1- Bilan matière de la zone de rectification



FigV.6.2: zone de rectification

$$G' = g' + D' \dots \dots \dots (V-6-1-1)$$

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

g' : Débit molaire du liquide traversant un sectionnement.

D' : Débit molaire du distillat.

Donc :

$$G' Y'_{ni} = g' \cdot X'_{(n-1)i} + D' \cdot Y'_{Di} \dots \dots \dots (V-6-1-2)$$

Appliquant la loi de LEVIER, on trouve :

$$G' / (Y'_{Di} - X'_{(n-1)i}) = g' / (Y'_{Di} - Y'_{ni}) = D' / (Y'_{ni} - X'_{(n-1)i}) \dots (V-6-1-3)$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$Y'_{ni} = m \cdot X'_{(n-1)i} + (1-m) \cdot Y'_{Di} \dots \dots \dots (V-6-1-4)$$

$$Y' = r_f / (r_f + 1) \cdot X' + (1 / (r_f + 1)) \cdot Y'_{Di} \dots \dots \dots (V-6-1-5)$$

On note que :

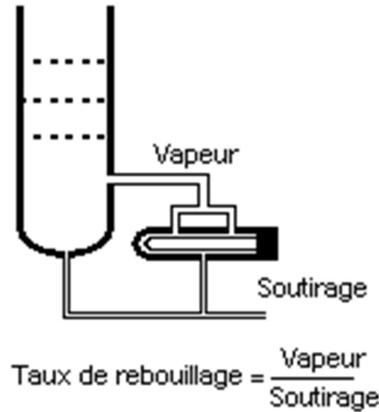
$$r_f = g' / D' \quad \text{et} \quad m = r_f / (r_f + 1)$$

Avec : r_f : le taux de reflux.

L'équation qui tient compte de la constante des débits molaires G' , g' dans la zone de rectification de la colonne donne une relation entre la concentration en constituant i dans le liquide se trouvant sur le plateau $(n-1)$ et la concentration du même constituant dans la vapeur

provenant du plateau n et permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone de rectification.

V.6.2- Bilan matière de la zone d'épuisement



FigV.6.3: zone d'épuisement

$$g' = G' + R' \dots\dots\dots (V-6-2-1)$$

Avec :

g' : débit molaire du liquide traversant un sectionnement.

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

R' : Débit molaire du résidu.

Donc :

$$g' \cdot X'_{(n+1)i} = G' Y'_{ni} + R' \cdot X'_{Ri} \dots\dots\dots (V-6-2-2)$$

En appliquant la loi de Levier, on trouve :

$$g' / (Y'_{ni} - X'_{Ri}) = G' / (X'_{(n+1)i} - X'_{Ri}) = R' / (Y'_{ni} - X'_{(n+1)i}) \dots\dots\dots (V-6-2-3)$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$X'_{(n+1)i} = (1/m') \cdot Y'_{ni} + [(m'-1)/m'] \cdot X'_{Ri} \dots\dots\dots (V-6-2-4)$$

$$Y' = [(r_b+1)/r_b] \cdot X' - (1/r_b) X'_{Ri} \dots\dots\dots (V-6-2-5)$$

On note que :

$$r_b = G'/R' \quad \text{et} \quad m' = g'/G'$$

L'équation (V-6-2-2) qui tient compte de la constante des débits molaires G' et g' dans la zone d'épuisement de la colonne. Cette expression permet de calculer les plateaux de rang $(n+1)$ à partir des plateaux de rangé (n) . [7]

V.6.3- Bilan matière de la zone d'alimentation

On se référant à la figure ci-dessous, on voit qu'il faut mélanger le liquide g'_k avec la phase g'_o pour obtenir le liquide g'_m alimentant la zone d'épuisement, le bilan matière sera effectué juste au dessus du plateau supérieur de cette zone. [7]

$$g'_m = g'_k + g'_o = G'_k + R' \dots\dots\dots (V-6-3-1)$$

$$g'_m X'_{mi} = g'_o \cdot X'_{oi} + g'_k \cdot X'_{ki} \dots\dots\dots (V-6-3-2)$$

$$g'_m X'_{mi} = G'_k \cdot Y'_{ki} + R' \cdot X'_{Ri} \dots\dots\dots (V-6-3-3)$$

De même la valeur G'_m alimentant la zone de rectification est la somme de la valeur G'_k et de la phase G'_o , ainsi le bilan matière sera effectuer juste au dessous du plateau inférieur de la zone de rectification :

$$G'_m = G'_k + G'_o = g'_k + D' \dots\dots\dots (V-6-3-4)$$

$$G'_o \cdot Y'_{oi} + G'_k \cdot Y'_{ki} \dots\dots\dots (V-6-3-5)$$

$$G'_m Y'_{mi} = g'_k \cdot X'_{ki} + D' \cdot Y'_{Di} \dots\dots\dots (VI-6-3-6)$$

V.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 choisit généralement comme étant l'élément le plus lourd (le moins volatile du mélange).

V.7- Choix de la pression dans la colonne

Quel que 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 meilleure 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 général, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau douce, eau de mer ou l'air) qui permet d'obtenir un condensat de 30 à 45°C environ.

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

Lorsque le distillat est constitué de constituants très légers, il est nécessaire (car à la température ordinaire on se trouve au-dessus de la température critique du distillat) de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à basse température quelque soit la pression de service.

La température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise au 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.

$$\sum K_i \cdot x'_i = 1 \dots \dots \dots (V-7-1)$$

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

$$P_s = P_L - \Delta P_1 \dots \dots \dots (V-7-2)$$

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

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

$$P_f = P_L + \Delta P_2 \dots \dots \dots (V-7-3)$$

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

ΔP_2 : perte de charge due aux résistances des plateaux.

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

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \dots \dots \dots (V-7-4)$$

V.8- Régime de la température dans la colonne

A la pression de service P_s (pression du sommet de la colonne), la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur [8]:

$$\sum (Y'_{Di} / K_i) = 1 \dots \dots \dots (V-8-1)$$

La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur doit être calculer comme la température de bulle du Résidu à la pression P_f) est déterminée par approximations successives à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide. [7]

$$\sum(K_i \cdot X'_{R,i}) = 1 \dots\dots\dots(V-8-2)$$

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

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

$$\sum(K_i \cdot X'_{L,i}) = 1 \dots\dots\dots(V-8-3)$$

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

$$\sum(Y'_{L,i}/K_i) = 1 \dots\dots\dots(V-8-4)$$

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

$$\sum X'_{0,i} = \sum [X'_i / 1 + e'(K_i-1)] = 1 \dots\dots\dots(V-8-5)$$

$$(Y'_{0,i} / X'_{0,i}) = K_i \dots\dots\dots(V-8-6)$$

Ou :

e' : Taux de vaporisation molaire.

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

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

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

V.9- 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, liquide et vapeur de la charge.

D'après la définition de taux de vaporisation et de condensation de la charge, on a[7] :

$$e'_o = G'_o / L' \quad \text{d'où : } G'_o = e'_o \cdot L' \dots\dots\dots(V-9-1)$$

$$r'_o = g'_o / L' \quad \text{d'où : } g'_o = r'_o \cdot L' \dots\dots\dots(V-9-2)$$

e'_o : Taux de vaporisation molaire de la charge

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

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

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

A la pression et à la température données, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminées par approximations successives d'après l'équation connue de TREGOUBOV [7] :

$$\sum X'_{oi} = \sum [X'_{Li} / 1 + e'(K_i - 1)] = 1 \dots\dots\dots (V-9-3)$$

Ou : $r'_o + e'_o = 1 \dots\dots\dots (V-9-4)$

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

Remarque :

- 1- Si $e'_o = 0$: la charge se trouve à sa température de bulle et ($g'_o = L'$), on utilise l'équation d'isotherme de la phase liquide pour déterminer cette température.
- 2- Si $e'_o = 1$: la charge se trouve à sa température de rosée et ($G'_o = L'$), on utilise l'équation d'isotherme de la phase vapeur pour déterminer cette température.

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

$$e'_o = \ln (T / T_b) / \ln (T_r / T_b) \dots\dots\dots (V-9-5)$$

Où : T : la température considérée (°k).

T_b : la température de bulle (°k).

T_r : et de rosée de la charge (°k).

V.10- 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. [9]

V.10.1- Fonctionnement à reflux minimal

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d'UNDERWOOD : généralement, on détermine le taux de reflux minimal suivant l'équation [7]:

$$(r_f)_{min} = \phi \sum (Y'_{Di} / \alpha_{Li} - \phi) \dots\dots\dots (V-10-1-1)$$

$$- (r_b)_{min} = \phi \sum (\alpha_{Li} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{Li} - \phi) \dots\dots\dots (V-10-1-2)$$

Où : α_{Li} : Le coefficient de volatilité du constituant «i» quelconque par rapport au constituant clé lourd déterminé à la température d'entrée de la charge.

ϕ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives.

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

$$(r_b)_{min} = [(D(r_f)_{min}/L) + (1 - e'_o) - (R/L)] / (R/L) \dots\dots\dots (V-10-1-3)$$

V.10.2- Taux de reflux optimal

Le taux de reflux opératoire ou optimal correspond à un nombre de plateaux théoriques (chaque taux de reflux correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît). [7]

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

$$[(r_f)_{opt} - (r_f)_{min}] / [(r_f)_{opt} + 1] = 0,1 \div 0,33 \dots\dots\dots(V-10-2-1)$$

Donc on aura :

$$(r_f)_{opt} = 1,3. (r_f)_{min} + 0,30 \dots\dots\dots(V-10-2-2)$$

V.11- Bilan thermique de la colonne

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

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

Ainsi que pour vérifier :

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

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

Les flux enthalpiques entrant sont généralement :

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

Les flux enthalpiques sortant sont généralement :

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

L'équation de bilan thermique de la colonne entière s'écrit [7] :

$$L' \cdot h_L + Q_{Rb} = D' \cdot h_D + R' \cdot h_R + Q_{Con} \dots\dots\dots(V-11-1)$$

Avec : $h_L = \epsilon_0 \cdot H_0 + (1 - \epsilon_F) \cdot h_0 \dots\dots\dots(V-11-2)$

$$Q_R = G' \cdot R \cdot (H_R - h_R) \dots\dots\dots(V-11-3)$$

$$Q_{Con} = (D' + g'_x) \cdot (H_D - h_D) \dots\dots\dots(V-11-4)$$

On a :

- Q_{Rb} : Charge thermique du rebouilleur.(Kcal/h) ;
- Q_{Con} : Charge thermique du condenseur.(Kcal/h) ;
- ϵ_0 : Taux de vaporisation de la charge (%molaire) ;

- **H₀** : Enthalpie de la phase vapeur de la charge (Kcal/Kmole) ;
- **h₀** : Enthalpie de la phase liquide de la charge (Kcal/Kmole) ;
- **h_D** : Enthalpie du distillat à l'état liquide. (Kcal/Kmol) ;
- **H_D** : Enthalpie du distillat à l'état vapeur. (Kcal/Kmol) ;
- **h_R** : Enthalpie du résidu à l'état liquide (Kcal/Kmol.) ;
- **H_R** : Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur (Kmol/h) ;
- **h_R** : Enthalpie de la phase liquide qui sort du four.(Kmol/Kmol) ;
- **G'_R** : Débit de l'effluent provenant du rebouilleur (Kmol/h) ;
- **g'_x** : Débit du reflux liquide froid (Kmol/h).

A partir du bilan thermique de la colonne :

$$g'_x = (r_f)_{opt} \cdot D' \dots\dots\dots (V-11-5)$$

$$G'_x = (r_b)_{opt} \cdot R' \dots\dots\dots (V-11-6)$$

Avec :

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

$$(r_b)_{opt} = [(D' \cdot (r_f)_{opt} / L') + (1 - e'_o) - (R' / L')] / (R' / L') \dots\dots (V-11-7)$$

VI.1- Introduction

L'unité de traitement de gaz associés (UTGA) de CS2 regroupe la production de gaz HP et BP des centres CS1-2-3-4-5 et Amassak (figVI.1) initialement torchés au niveau des centres.

Son objectif est de comprimer le gaz d'une pression de 6 kg/cm² à 80 kg/cm² et le traiter par séchage dans des tours à tamis moléculaire pour éliminer les particules d'eau et récupérer le condensat dans un stripper. [8]

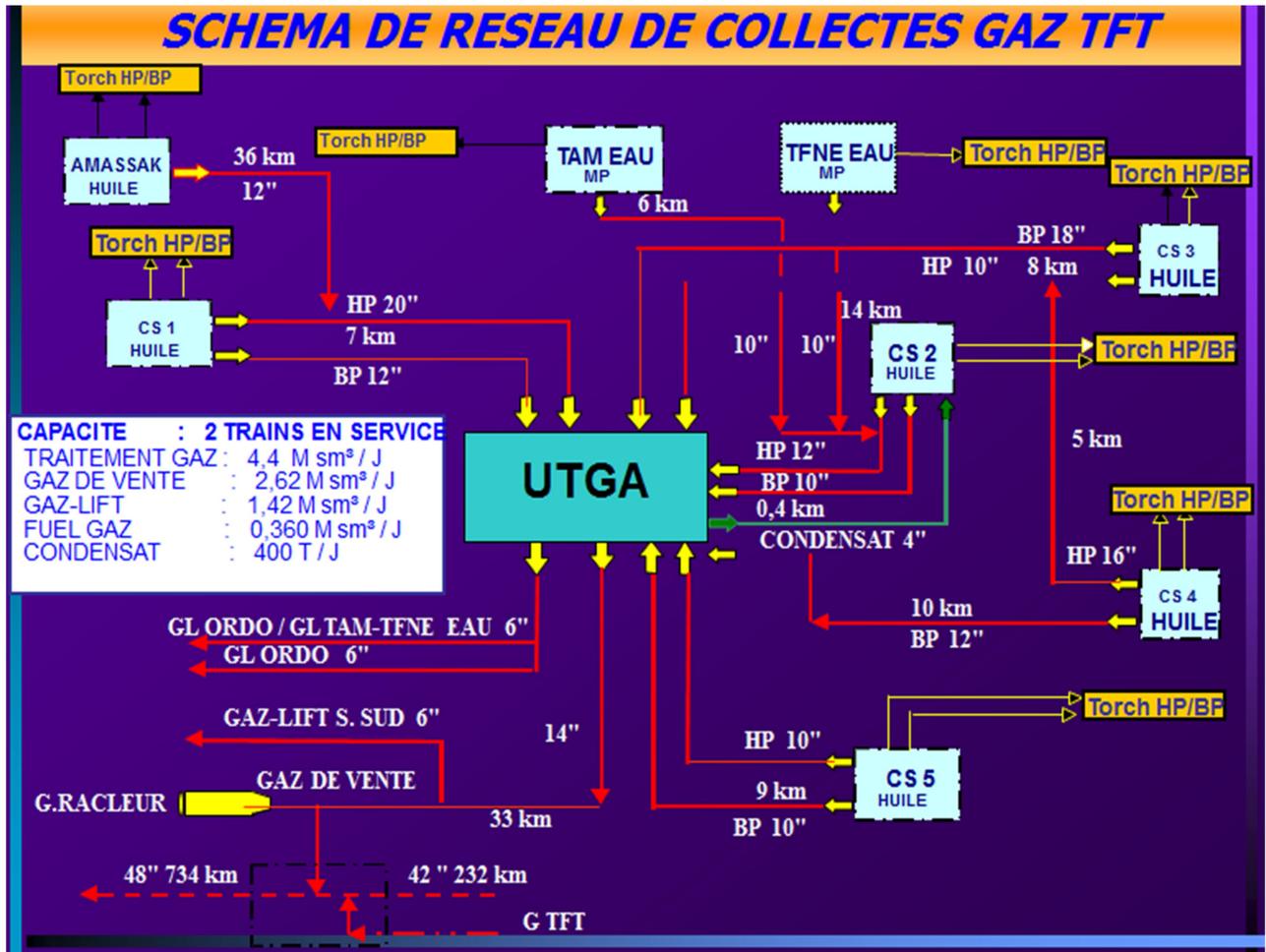


Fig-VI-1 : Schéma de principe réseau centre de séparation -UTGA

VI.2- Approche sur le centre de séparation

Un centre de séparation est composé principalement d'un réseau de collecte, qui relie tous les puits de pétrole au centre de séparation composé de deux batteries de séparation HP et BP, qui séparent l'effluent en deux phases (liquide et gaz) et d'un bac de stockage avec une pomperie d'évacuation d'huile.[8]

Le pétrole rentre dans le séparateur HP, pour la première phase de séparation liquide et gaz. le gaz HP est conduit vers torche, l'eau sera purgée et l'huile contenant du gaz dissout rentre vers le séparateur BP, pour la deuxième phase de séparation.

Le gaz BP est conduit vers la torche et l'huile vers le bac de stockage ou elle sera dégazée et évacuée vers le centre principale de collecte (CPC) avec des pompes, ou elle sera expédiée vers la commercialisation. [8]

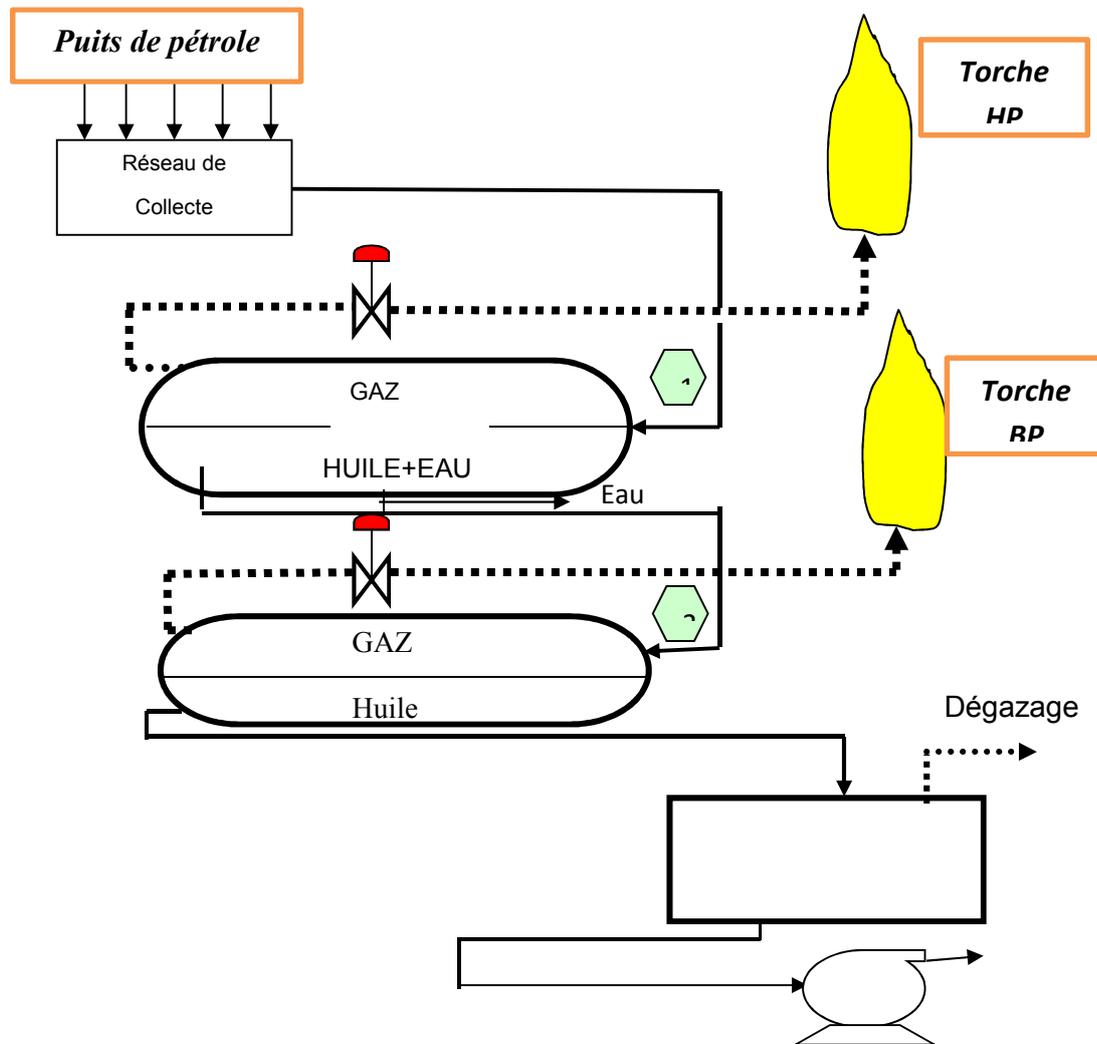


Fig-VI-2 : Centre de séparation

VI.2.1- Régulation au niveau des centres

Chaque centre de séparation est muni de vannes automatiques HP et BP vers l'usine. Leurs points de consignes sont inférieurs à ceux Des Séparateurs pour permettre la récupération totale du gaz.

- Torche: $10,5 \text{ kg/cm}^2$;
- Usine : 10 kg/cm^2 .

En cas de saturation au niveau de l'usine, les vannes de départ complètement ouvertes les vannes torches de gaz s'ouvrent au niveau des centres pour éviter la remontée de pression dans les séparateurs.

VI.3- Données générales et paramètres du gaz traité

VI.3.1- La composition du gaz associé

La composition du gaz associé est conforme au tableau suivant [8]:

Tableau (VI.1) : Composition du gaz associés

	Gaz-associés H.P		Gaz- associés B.P	
	Eté	Hiver	Eté	Hiver
Composants	Mol %	Mol %	Mol %	Mol %
N2	1,78	2,46	0,91	2,41
CO2	0,97	1,06	1,28	0,98
C1	75,32	77,59	52,83	63,88
C2	10,53	10,33	18,67	14,47
C3	5,98	5,62	14,39	11,30
i-C4	0,67	0,57	1,84	1,26
n-C4	2,00	1,50	5,42	3,44
i-C5	0,70	0,26	1,17	0,66
n-C5	1,01	0,32	1,53	0,89
C6	0,72	0,19	1,23	0,50
C7	0,32	0,10	0,59	0,21
C8	-	-	0,14	-
Total	100,00	100,00	100,00	100,00

VI.3.2- Température et pression de gaz

La température et la pression sont conformes au tableau ci-dessous [8]:

Tableau (VI.2)

	Température (°C)		Pression (bars)	
	Eté	Hiver	GAZ HP	GAZ BP
CS1	34,5	19	10	2
CS2	49	16	10	2
CS3	29	12	10	2
CS4	29	12	10	2
CS5	49	16	10	2
AMA	33	21	10	1

VI.3.3- Gaz d'alimentation de la station

Tableau (VI.3)

(Unité 10³ Sm³/J à 1 bars absolue et à 15°C)

Gaz associé	CS1	CS2	CS3	CS4	CS5 Amassak	Total
HP	807,3	1458,6	588,4	950,5	275,000+281000	4 085,800
BP	100,800	132,900	57,600	85,300	25.000	376,600
Quantité totale	908,100	1591,500	646,000	1035,800	300,000+281000	4 462,000

VI.3.4- Quantité du gaz produit

Tableau(VI.4)

Gaz traité	Eté	Hiver
<i>Production nette (Sm³/j)</i>	4.285.000	4.401.800
Gaz combustible (Sm ³ /j)	349.700	359.200
Condensât	Eté	Hiver
Production en Kg/h	21.600	7.200
gaz traité à évacuer (Sm ³ /j)	3.935.300	4.042.600

VI.3.4.1- Débit de gaz traité pour l'évacuation

- Pour le gaz commercial.....3.000.000 Sm³/jour ;
- pour le gaz lift.....1.420.000 Sm³/jour ;

VI.3.4.2- Point de rosée du gaz traité

Pour le gaz traité le point de rosée est déterminé en fonction de la composition moléculaire du gaz et dépend de la teneur en C4+. L'analyse de composition du gaz est effectuée à l'aide d'un chromatographie de gaz.

VI.3.4.3- Pression de vapeur des condensât

La pression de vapeur des condensats varie selon les conditions de température et pression de la section du fond du stripper. Lorsque la pression de service au stripper reste constante, la pression de vapeur des condensats peut être améliorée par changement de la température de service de la section du fond du stripper.

VI.3.4.4- Spécification des produits

- Point de rosée du gaz inférieur à10°C à 80,5 bars ;
- Pression de vapeur du condensât.....2,5 bars à 42°C ;
- Teneur en eau du gaz inférieure à.....1 ppm. En aval des sécheurs ;
- Débit maximum du gaz traité.....4,870 10⁶ Sm³/j ;
- Pouvoir calorifique supérieur à.....1085 kcal/m³ ;
- Densité du gaz0,754 ;
- Poids moléculaire.....21,88 g/mole.

VI.4- Désignation des équipements

Tableau(VI.5)

Abréviation	Désignation
A/B	Trains de compression
D	Ballon de séparation
E	Refroidisseur (aéroréfrigérant)
K	Compresseurs
KT	Turbine à gaz
H	Réchauffeur (fours)
C	Stripper
G	Pompes de drainage
E402	Echangeur de chaleur gaz/gaz (4,7 10 ⁶ kcal/h)
E403	Echangeur de chaleur gaz/liquide..... (1,07 10 ⁶ kcal/h)
D 301A/B/C	Sécheurs de gaz
100	Section haute pression
200	Section basse pression
300	Section déshydratation
400	Section Traitement
500	Section utilités

VI.5- Sections de l'UTG

SECTION 100 : Contient les équipements suivants pour les deux trains

- Les turbines KT 101 A/B : Entraînent les compresseurs ;
- Les compresseurs K101-102-103 A/B : Compriment le gaz de 6 à 80 kg/cm² ;
- Le séparateur d'entrée commun D101 : Sépare les liquides du gaz et les envoie vers le ballon torche D511 ;
- Les scrubbers d'aspiration premier étage D 102A/B : Séparation des liquides ;
- Les scrubbers d'aspiration deuxième étage D 103A/B : Séparation des liquides ;
- Les scrubbers de refoulement deuxième étage D 104A/B : Séparation des liquides ;
- Les scrubbers d'aspiration troisième étage D 105A/B : Séparation des liquides ;
- Les aéros de gaz premier étage E101 A/B : Refroidissement du gaz de 162° à 55°C ;
- Les aéros de gaz deuxième étage E102 A/B : Refroidissement du gaz de 153° à 55°C ;
- Les aéros de gaz troisième étage E103 A/B : Refroidissement du gaz de 170° à 55°C .

SECTION 200 : Contient les équipements de compression BP

- Les compresseurs K201 A/B : Compriment le gaz de 0.6 kg/cm² à 6 kg/cm² ;
- Les aéros de gaz E201 A/B : Refroidissement du gaz de 150 °à 55°C ;
- Un séparateur horizontal commun D201 : Séparation des liquides ;
- Les scrubbers d'aspiration D202 A/B : Séparation des liquides ;
- Les scrubbers de refoulement D203 A/B : Séparation des liquides.

SECTION 300 : Contient les équipements assurant le séchage

- Les tours D301 A/B/C : assure le séchage du gaz en trois cycle (adsorption, chauffage et refroidissement) ;
- Les réchauffeurs H301A/B : Chauffe le gaz de régénération de la tour à 290°C ;
- Les filtres V301A/B : Filtre les particules solides du gaz contaminé par le tamis Moléculaire ;

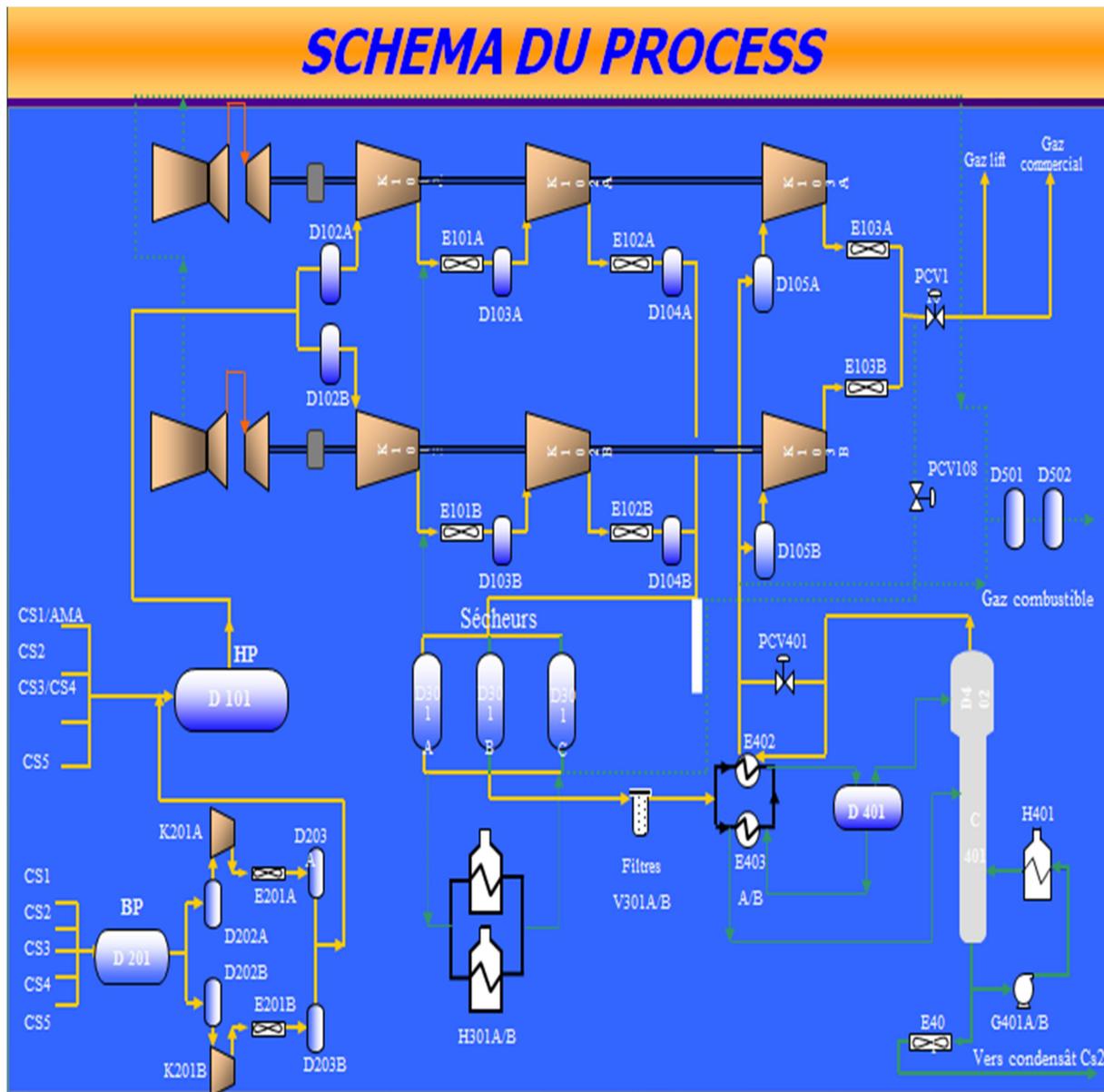
SECTION 400 : Contient les équipements permettant d'assurer la production de condensât

- Les échangeurs E402 et E403A/B : Refroidissement du gaz de 55° à 20°C ;
- Le séparateur horizontal D401 : Séparation et récupération du condensât ;
- Le séparateur D402 : Séparation du gaz et du condensât ;
- Le stripper C401 : Récupération du condensât ;
- Le réchauffeur H401 : Chauffage du fond de stripper ;
- Les pompes G401A/B : Circulation fermée du condensât pour chauffer le fond du stripper.

SECTION 500 : Contient

- Les scrubbers D 501-502 : pour séparation des liquides contenus dans le gaz combustible ;
- Le ballon torche D511 : reçoit les liquides ainsi que toutes les purges de gaz ou de liquides, les liquides sont expédiés vers le centre CS2 ;
- La torche F511 : Pour brûler les gaz.

VI.6- Description du schéma de procédé



FigVI.3 : Schéma du procédé UTGA

Le gaz venant des centres de séparation en HP et BP est reparti comme suite [8] :

Le gaz BP entre dans le séparateur horizontal D-201 pour la séparation des liquides, qui seront évacués vers le séparateur torche D-511 pour être expédié vers CS2 huile.

Le gaz partagé en deux partie, rentre dans les scrubbers verticaux D202 A/B pour éliminer l'eau et être comprimé dans les deux compresseurs K201 A/B de 0,6 kg/cm² à 6,2 kg/cm². Le gaz chaud à 150°C est refroidi dans les aéros E 201A/B, Il passe dans les scrubbers D203 A/B. A la sortie il se mélange et rejoint les arrivées HP.

Le gaz HP entre dans le séparateur horizontal D-101 pour la séparation des liquides qui seront évacués vers le séparateur torche D-511 afin d'être expédié de la même manière vers CS2 huile. Le gaz HP partagé en deux parties, rentre dans les scrubbers verticaux D - 102 A/B pour séparation liquide et être comprimé dans les deux compresseurs K101 A/B de 6 à 28 kg/cm² (premier étage de pression) .Le gaz chaud à 150°C est refroidi dans les aéros E-101A/B.

Ensuite il entre dans les scrubbers verticaux D-103 A/B pour être comprimé dans les deux compresseurs K-102 A/B de 28 à 80kg/cm² (deuxième étage de compression) .Le gaz chaud à 150°C est refroidi dans les aéros E-102A/B. Après refroidissement il passe dans les scrubbers D-104 A/B pour éliminer toute particule de liquide. A la sortie deuxième étage le mélange du gaz est conduit vers le séchage dans les tours D-301 A/B/C à tamis moléculaire fonctionnant à 03 phases :

- Adsorption (Production)
- Chauffage (Régénération)
- Refroidissement

Le gaz en passant par la tour de production, les molécules d'eau sont adsorbées et ressort sec et filtré dans les filtres V-301 A/B. Les tours sont régénérées par le gaz pris du troisième étage à une pression de 32 kg/cm² réglée par la PCV 108, il passe par la tour de refroidissement et à la sortie le même gaz est chauffé par les fours H-301A/B pour la tour de chauffage. A la sortie chauffage, le gaz est conduit vers le refoulement premier étage.

Après les filtres, le gaz est refroidi de 55° à 20°C dans deux échangeurs :

- E-402 (gaz-gaz)
- E-403 A/B (gaz-liquide)

A la sortie des échangeurs il passe dans le séparateur D-401 pour la récupération d'une grande partie de condensât qui sert de fluide de refroidissement pour l'échangeur gaz/liquide et ensuite récupéré à la sortie dans le stripper C-401. Après le ballon D-401 le gaz subit une détente de 80 à 20 kg/cm² à travers les PCV-401A/B, le liquide restant est séparé au niveau du séparateur D-402 et récupéré au niveau du stripper C-401.

Le fond du stripper est chauffé à 150°C pour stabiliser le condensât, c'est à dire éliminer les particules légères. Le chauffage est assuré par le rebouilleur H-401, et la circulation fermée par les pompes G-401 A/B (actuellement à l'arrêt suite d'une panne mécanique).Le condensat stabilisé est envoyé au centre CS2 après son refroidissement dans l'aéro E-401.

A la sortie du stripper le gaz à une température de -3 °C est utilisé pour refroidissement dans l'échangeur gaz-gaz ,la régulation de température au niveau du ballon D-401 est assurée par la TCV-401 qui règle le débit de gaz frais à utiliser par l'échangeur gaz-gaz.

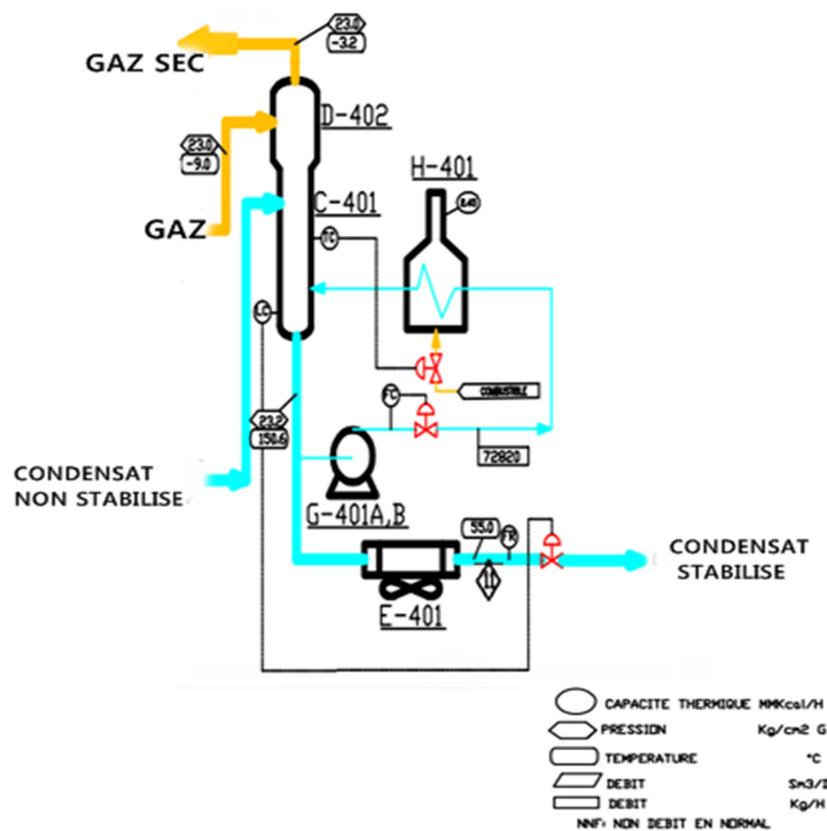
Le gaz de sortie stripper et échangeur, se partage en deux, et passent par les scrubbers D-105 A/B pour être comprimé de 20 à 80 kg/cm².Après refroidissement dans les aéros E-103 A/B, le gaz à 55°C est prêt pour l'expédition. La pression de sortie est réglée par la PCV-110 à 78 kg/cm².Une partie du gaz est utilisée pour le gaz lift et le reste est expédié vers Hassi-R'mel.

VII.1- Calcul classique de la colonne de rectification (stripper C401)

➤ Donnée de départ

Tableau (VII.1)

Composant (%Mol)	GAZ	CONDENSAT NON STABILISE	CONDENSAT STABILISE	GAZ SEC
N ₂	0,0184	0,0040	0,0000	0,0178
CO ₂	0,0102	0,0080	0,0000	0,0104
C ₁	0,7736	0,3492	0,0000	0,7646
C ₂	0,1090	0,1499	0,0021	0,1167
C ₃	0,0570	0,1701	0,0979	0,0656
IC ₄	0,0056	0,0278	0,0563	0,0057
Nc ₄	0,0150	0,0970	0,2448	0,0137
IC ₅	0,0036	0,0419	0,1332	0,0022
Nc ₅	0,0050	0,0612	0,1961	0,0029
C ₆	0,0021	0,0590	0,1812	0,0040
C ₇	0,0005	0,0307	0,0853	0,0000
C ₈	0,0000	0,0012	0,0031	0,0000
TOTAL	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000



FigVII.1 : Schéma de stripper

1). Débit d'alimentation de la colonne C401 :

$$L' = 734.4 \text{ K mol / h}$$

2). Teneurs admises dans le gaz sec :

$$Y'_{D,C3} = 0.0656$$

3). Teneur admise dans le condensat :

$$X'_{R,C2} = 0.0021$$

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

La composition de l'alimentation de la charge est représentée dans le tableau (VII.2)

Tableau(VII.2)

N° :	Consts	X'Li	Mi	Mi.X'Li	XLi	Li	L'i
1	C1	0,3535	16,04	5,6701	0,1380	4164.1508	259.6104
2	C2	0,1517	30,07	4,5616	0,1110	3350.0505	111.4084
3	C3	0,1722	44,1	7,5940	0,1848	5577.0447	126.4636
4	iC4	0,0281	58,12	1,6332	0,0397	1199.3991	20.6366
5	nC4	0,0982	58,12	5,7074	0,1389	4191.4981	72.1180
6	iC5	0,0424	72,15	3,0592	0,0745	2246.6427	31.1385
7	nC5	0,0619	72,15	4,4661	0,1087	3279.8884	45.4593
8	C6	0,0597	86,18	5,1449	0,1252	3778.4414	43.8436
9	C7	0,0311	100,21	3,1165	0,0758	2287.7943	22.83
10	C8	0,0012	114,23	0,1371	0,0033	100.6594	0.8812
Total	-	1.0000	-	41,0901	1,0000	30175.5694	734.3896

La composition massique des constituants est donnée par la formule (VII.2) :

$$X_{Li} = \frac{M_i \cdot X'_{Li}}{M_m} \dots\dots\dots(VII.2)$$

Avec :

$$M_m = \Sigma M_i \cdot X'_{Li} = 41.0901 \text{ K g / Kmol} \dots\dots\dots(VII.3)$$

$$L' = 734.3896 \text{ K mol / h}$$

$$L = 30175.5694 \text{ Kg / h}$$

L : débit massique de la charge.

L' : débit molaire de la charge.

X'_{Li} : Concentration molaire de l'élément (i) dans la charge.

M_m : masse moléculaire moyenne de la charge.

VII.3- Débit et composition des produits

Vu que la concentration admise de C_3 dans le gaz sec est faible on peut estimer que les concentrations des éléments C_4 sont nulle dans le gaz sec.

De même étant donné que la concentration admise du C_2 n'est pas importante on peut négliger la concentration de l'élément C_1 dans le condensat.

$$Y'_{D, ic4} = Y'_{D, nc4} = \dots = Y'_{D, c8} = 0$$

$$Y'_{R, c1} = 0$$

➤ Teneur admise dans le gaz sec :

$$Y'_{D, c3} = 0.0656$$

➤ Teneur admise dans le condensat:

$$X'_{R, c2} = 0.0021$$

$$X'_{R, c3} = 0.0979$$

Les équations du bilan matière total s'écrivent de la manière suivante:

$$L' = D' + R'$$

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

En substituant les valeurs connues des différents constituants dans ces équations on aura :

1. $734.3896 \cdot 0.3535 = D' \cdot Y'_{D, c1} + 0$
2. $734.3896 \cdot 0.1517 = D' \cdot Y'_{D, c2} + (L' - D') \cdot 0.0021$
3. $734.3896 \cdot 0.1722 = D' \cdot 0.0655 + (L' - D') \cdot 0.0979$
4. $734.3896 \cdot 0.0281 = 0 + (L' - D') \cdot X'_{R, ic4}$
5. $734.3896 \cdot 0.0982 = 0 + (L' - D') \cdot X'_{R, nc4}$
6. $734.3896 \cdot 0.0424 = 0 + (L' - D') \cdot X'_{R, ic5}$
7. $734.3896 \cdot 0.0619 = 0 + (L' - D') \cdot X'_{R, nc5}$
8. $734.3896 \cdot 0.0597 = 0 + (L' - D') \cdot X'_{R, c6}$
9. $734.3896 \cdot 0.0311 = 0 + (L' - D') \cdot X'_{R, c7}$
10. $734.3896 \cdot 0.0012 = 0 + (L' - D') \cdot X'_{R, c8}$

En additionnant les équations de 1 à 2 on obtient :

$$371.0136 = D' (1 - 0.0656) + (L' - D') \cdot 0.0021$$

$$371.0136 = D' (0.9344 - 0.0021) + 0.0021 \cdot L'$$

On trouve :

$$D' = 396.3009 \text{ K mol / h}$$

$$R' = L' - D' = 338.0887 \text{ K mol / h}$$

On remplace les valeurs du distillat D' et du résidu R' dans les équations précédente, pour la détermination des concentrations molaire des différents constituants.

➤ **Composition du distillat**

D'après l'équation (1) :

$$Y'_{D,c_1} = \frac{2596104}{3963009} = 0.6550$$

D'après l'équation (2) :

$$Y'_{D,c_2} = \frac{110.6984}{396.3009} = 0.2793$$

$$Y'_{D,c_3} = 0.0656$$

➤ **Composition du condensat:**

D'après l'équation (4) :

$$X'_{R,ic_4} = \frac{20.6366}{338.0887} = 0.061$$

D'après l'équation (5) :

$$X'_{R,nc_4} = \frac{72.1180}{338.0887} = 0.2133$$

D'après l'équation (6) :

$$X'_{R,ic_5} = \frac{31.1385}{338.0887} = 0.0921$$

D'après l'équation (7) :

$$X'_{R,nc_5} = \frac{45.4593}{338.0887} = 0.1343$$

D'après l'équation (8) :

$$X'_{R,c_6} = \frac{43.8436}{338.0887} = 0.1296$$

D'après l'équation (9) :

$$X'_{R,c_7} = \frac{22.83}{338.0887} = 0.0675$$

D'après l'équation (10) :

$$X'_{R,c_8} = \frac{0.8812}{338.0887} = 0.0026$$

VII.3.1- compositions, débits massique et molaire du distillat

Tableau(VII.3.1)

N°:	Consts	M _i	Y' _{i,D,i}	M _i .Y' _{D,i}	Y _{D,i}	D	D'
1	C1	16,04	0.6550	10,5062	0,4819	4164,1508	259.6104
2	C2	30,07	0.2793	8,3985	0,3852	3328,7008	110.6984
3	C3	44,1	0,0656	2,8929	0,1327	1146,4809	25,9973
Total	-	-	0,9999	21,7976	0,9998	8639,3325	396.3061

La composition massique des constituants est donnée par la formule (VII.3.1) :

$$Y_{Di} = \frac{M_i \cdot Y'_{Di}}{M_D} \dots\dots\dots(\text{VII.3.1})$$

Avec :

$$M_D = \sum M_i \cdot Y'_{Di} = 21,7976 \text{ kg /kmol} \dots\dots\dots(\text{VII.3.2})$$

$$D = 8639,3325 \text{ Kg / h}$$

$$D' = 396.3061 \text{ K mol / h}$$

D : débit massique du distillat.

D' : débit molaire du distillat.

Y'_{Di} : concentration molaire de l'élément (i) dans le distillat.

Y_{Di} : concentration massique de l'élément (i) dans le distillat.

M_D : masse moléculaire moyenne du gaz.

VII.3.2- Composition, débit massique et molaire du résidu

Tableau(VII.3.2)

N° :	Consts	M _i	X' _{iR,i}	M _i .X' _{R,i}	X _{R,i}	R	R'
1	C2	30,07	0,0021	0,0631	0,0011	21,2254	0,7099
2	C3	44,1	0,0979	4,3173	0,0786	1451,1879	33,0988
3	iC4	58,12	0,061	3,5453	0,0645	1568,7131	20,6234
4	nC4	58,12	0,2133	12,3969	0,2258	5350,8158	72,1143
5	iC5	72,15	0,0921	6,6450	0,1210	2866,5279	31,1379
6	nC5	72,15	0,1343	9,6897	0,1765	4149,4326	45,4053
7	C6	86,18	0,1296	11,1689	0,2034	4823,0648	43,8162
8	C7	100,21	0,0675	6,7641	0,1232	2920,3340	22,8209
9	C8	114,23	0,0026	0,2969	0,0054	126,7058	0,8790
Total	-	-	0,8004	54,8872	0,9995	23278,0072	336,1262

La composition massique des constituants est donnée par formule (VII.3.2):

$$X_{Ri} = \frac{M_i \cdot X'_{Ri}}{M_R} \dots\dots\dots (VII.3.2)$$

Avec :

$$M_R = \sum M_i \cdot Y'_{Ri} = 54,8872 \dots\dots\dots (VII.3.3)$$

$$R = 23278.0072 \text{ Kg / h}$$

$$R' = 336.1262 \text{ K mol / h}$$

R : débit massique du résidu.

R' : débit molaire du résidu.

X'_{Ri} : concentration molaire de l'élément (i) dans le résidu.

X_{Ri} : concentration massique de l'élément (i) dans le résidu.

M_R : masse moléculaire moyenne du résidu.

VII.4- Pression et température dans la colonne

VII.4.1- Pression aux différentes zones de la colonne

➤ Pression au sommet de la colonne :

La pression au sommet de la colonne est fixée à :

$$P_s = 23 \text{ bars}$$

➤ Pression de reflux :

$$P_r = P_s - \Delta P_1 \dots\dots\dots (VII.4.1)$$

Avec :

$$\Delta P_1 = [0.2 - 0.4]$$

$$P_r = 23 - 0.3 = 22.7 \text{ bars}$$

➤ Pression au fond de la colonne :

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots\dots\dots (VII.4.2)$$

Avec:

$$\Delta P_2 = [0.3 - 0.5] \text{ bars .}$$

$$P_f = 23 + 0.3 = 23.3 \text{ bars .}$$

➤ **Pression de la zone d'alimentation :**

$$P_a = 1/2 (P_s + P_f) \dots\dots\dots(VII.4.3)$$

$$P_a = 0.5(23.3 + 23) = 23.15 \text{ bars .}$$

Avec :

- P_a** : la pression de la zone d'alimentation.
- P_f** : la pression au fond de la colonne .
- P_s** : la pression au sommet de la colonne .
- P_r** : la pression de reflux .
- Δ p** : les pertes de charge due aux résistances des plateaux.

VII.4.2- Température aux différentes zones de la colonne

➤ **La température au sommet de la colonne**

A la pression du sommet (**P_s = 23 bars**), la température au sommet de la colonne est déterminée par approximations successives, en utilisant l'équation d'isotherme de la phase vapeur .

Les coefficients d'équilibres (**K_i**), sont déterminés d'après le monogramme de « **JINNY et SCHEIBEL** ».

La température correspondante est **T_s = -15 °C**

Tableau(VII.4.2)

N° :	Consts	Y' _{Di}	K _i	Y' _{Di} / K _i
1	C1	0,6550	4,9	0.1336
2	C2	0,2793	0,5	0,5586
3	C3	0,0656	0,2	0,328
Total	-	0,9999	-	1,0202

➤ **La température au fond de la colonne**

A la pression du sommet (**P_s = 23 bars**), la température au fond de la colonne est déterminée par approximations successives, en utilisant l'équation d'isotherme de la phase liquide . La température qui satisfait l'équation : **T_f = 150°C**

Les résultats sont portés sur le tableau suivant :

Tableau(VII.4.3)

N° :	Consts	X' _R	K _i	X' _R .K _i
1	C2	0,0021	6,4	0,0134
2	C3	0,0979	2,7	0,2643
3	iC4	0,061	1,52	0,0927
4	nC4	0,2133	1,4	0,2986
5	iC5	0,0921	0,9	0,0829
6	nC5	0,1343	0,9	0,1209
7	C6	0,1296	0,49	0,0635
8	C7	0,0675	0,27	0,01823
9	C8	0,0026	1,16	0,0004
Total	-	0,8004	-	0,955

VII.5- Volatilités relatives

Calculons les volatilités relatives des constituants aux différentes zones de la colonne en utilisant l'équation suivant :

$$\alpha_i = K_i / K_r \dots\dots\dots(VII.5.1)$$

avec :

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

K_r : coefficient d'équilibre de l'élément de référence.

Ce dernier sera représenté par l'élément clé lourd (C₃H₆). Les valeurs moyennes des volatilités relatives sont déterminées par les formules suivantes :

➤ **Pour la zone de rectification :**

$$\alpha_{i,m} = 0.5 (\alpha_{L,i} + \alpha_{D,i})$$

➤ **Pour la zone d'épuisement**

$$\alpha_{i,m} = 0.5 (\alpha_{L,i} + \alpha_{R,i})$$

Les calculs des volatilités relatives est présente dans les tableaux suivants :

a/ Zone de d'alimentation :

Tableau(VII.5.1)

N°	Constituants	K _i	T _a = 56°C, P _a =23,15Bar
			α _{Li}
1	C1	10	10,5263
2	C2	2,4	2,5263
3	C3	0,95	1,0000
4	iC4	0,9	0,9473
5	nC4	0,38	0,4
6	iC5	0,18	0,1894
7	nC5	0,14	0,1473
8	C6	0,06	0,0631
9	C7	0,023	0,0242
10	C8	0,01	0,0105

b/ Zone de rectification :

Tableau(VII.5.2)

N°	Constituants	K _i	T _s = -15°C, P _s =23 bars	
			α _{Di}	α _{mi}
1	C1	4,9	24,5	17,5131
2	C2	0,5	2,5	2,5131
3	C3	0,2	1,0000	1,0000

c/ Zone d'épuisement :

Tableau(VII.5.3)

N°	Constituants	K _i	T= 150°C, P =23,3 bars	
			α _{Ri}	α _{mi}
1	C2	6,4	2,3703	2,4483
2	C3	2,7	1,0000	1,0000
3	iC4	1,52	0,5629	0,7551
4	nC4	1,4	0,5185	0,4592
5	iC5	0,9	0,3333	0,2613
6	nC5	0,9	0,3333	0,2403
7	C6	0,49	0,1814	0,1222
8	C7	0,27	0,1	0,0621
9	C8	1,16	0,4296	0,22

VII.6- Calcul de régime de reflux total

L'application de la formule de Fenske aux deux constituants clés (C₂ et C₃) permet de calculer le nombre de plateaux théoriques (N_{min}) :

$$N_{min} = \log \left(\frac{Y'_{DC\ 2}}{Y'_{DC\ 3}} * \frac{X'_{RC\ 3}}{X'_{RC\ 2}} \right) / \log \left(\frac{\alpha_{LC\ 2}}{\alpha_{LC\ 3}} \right) \dots\dots\dots(\text{VII.6})$$

$$N_{min} = \log \left(\frac{0,2793}{0,0656} * \frac{0,0979}{0,0021} \right) / \log \left(\frac{2,5266}{1,000} \right)$$

N_{min} = 5.7 plateaux. (nombre minimal de plateaux théorique).

VII.6.1- Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation

A la pression et température données, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminés par approximations successives d'après l'équation connue de TREGOUBOV :

$$X'_i = \frac{X'_{L,i}}{1 + e'_o(K_i - 1)} \dots\dots\dots(\text{VII.6.1.1})$$

et $Y_i = K_i \cdot X_i \dots\dots\dots(\text{VII.6.1.2})$

On prend des valeurs différentes de taux de vaporisation jusqu'à ce que l'on obtienne :

$$\sum_{i=1}^n X'_i = 1 \dots\dots\dots(\text{VII.6.1.3})$$

Et $\sum_{i=1}^n Y'_i = 1 \dots\dots\dots(\text{VII.6.1.4})$

X'_{oi} : Concentration du constituant «i» dans la phase liquide ;

Y'_{oi} : Concentration du constituant «i» dans la phase vapeur ;

e'_o : Taux de vaporisation de la charge.

Tableau(VII.5.1)

constituants	X'_{Li}	K_i à $T_a=56^\circ\text{C}$, $P_a=23,15\text{Bar}$	X'_{oi}	Y'_{oi}
C1	0,3535	10	0,0502	0,502
C2	0,1517	2,4	0,0782	0,16768
C3	0,1722	0,95	0,1781	0,16919
iC4	0,0281	0,9	0,0301	0,02709
nC4	0,0982	0,38	0,1679	0,0638
iC5	0,0424	0,18	0,0943	0,01697
nC5	0,0619	0,14	0,1460	0,02044
C6	0,0597	0,06	0,1612	0,00967
C7	0,0311	0,023	0,09900	0,00227
C8	0,0012	0,01	0,0035	0,00035
totale	1,0000	-	1,0085	0,978

Donc le taux de vaporisation de la charge est $e'_o=0,67$

VII.6.2- Calcul du régime de reflux minimal

Le calcul se fait par l'application de la formule (VII.6.2.1), par approximations successives. La valeur de ϕ dans cette équation varie généralement entre les volatilités relatives des constituants clés.

Pour $\phi = 1,81$, les résultats de calcul sont présentés dans le tableau suivant :

$$e'_o = \Sigma (\alpha_{Li} \cdot X_{Li}) / (\alpha_{Li} - \phi) \qquad \qquad \qquad (\text{VII.6.2.1})$$

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

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

Tableau(VII.6.2)

N°-	Consts	X' _{Li}	α _{Li}	α _{Li} · X' _{Li}	α _{Li} - φ	e' ₀
1	C1	0,3535	10,5263	3,7210	8,7163	0,42690
2	C2	0,1517	2,5263	0,3832	0,7163	0,53497
3	C3	0,1722	1,0000	0,1722	-0,81	-0,21259
4	iC4	0,0281	0,9473	0,0266	-0,8627	-0,03083
5	nC4	0,0982	0,4	0,0392	-1,41	-0,02780
6	iC5	0,0424	0,1894	0,0080	-1,6206	-0,00494
7	nC5	0,0619	0,1473	0,0091	-1,6627	-0,00547
8	C6	0,0597	0,0631	0,0037	-1,7469	-0,00212
9	C7	0,0311	0,0242	0,0007	-1,7858	-0,00039
10	C8	0,0012	0,0105	0,000012	-1,7995	-0,00001
Total	-	1,0000	-	-	-	0,67

$e'_0 = 0.67$

VII.6.2.1- Taux de reflux minimal :

Le taux de reflux minimal dans la colonne est donné par la formule suivante :

$$rf_{\min} = \varphi \sum Y'_{D,i} / (\alpha_{Li} - \varphi) \tag{VII.6.2.2}$$

Pour φ = 1,81

La formule (VII.6.2) nous donne le résultat suivant :

Tableau(VII.6.3)

constituants	Y' _{Di}	α _{Li} - φ	$\frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
C1	0,6550	10,5263	0,0751
C2	0,2793	2,5263	0,3811
C3	0,0656	1,0000	-0,0809
totale	0,9999	-	0,4562

$rf_{\min} = 0,8257$

le taux de reflux opératoire est calculé en fonction du taux de reflux minimal par des méthodes approximations « GILLILAND » a proposé la formule suivante :

$$\frac{rf_{op} - rf_{\min}}{rf_{op} + 1} = 0.1 \div 0.3 \dots\dots\dots \tag{VII.6.2.3}$$

Pour un rapport 0.3 on aura :

$$rf_{op} = \frac{rf_{min} + 0.3}{1 - 0.3} = \frac{0,8257 + 0.3}{0.7} = 1,0814$$

rf_{op} = 1,0814

avec :

- rf** : taux de reflux minimal.
- rf_{op}** : taux de reflux opératoire.
- α_{Li}** : volatilité relative.

VII.6.2.2- Taux de rebouillage minimal :

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

$$rb_{op} = \sum \alpha_{Li} \cdot X'_{Ri} / (\alpha_{Li} - \varphi) \tag{VII.6.2.4}$$

Avec : **φ = 1,81**

Tableau(VII.6.4)

constituants	X'_{Ri}	α_{Li}	X'_{Ri}α_{Li}	α_{Li}-φ	X'_{Ri}α_{Li}/α_{Li}-φ
C2	0,0021	2,5263	0,0053	0,7163	0,0074
C3	0,0979	1,0000	0,0979	-0,81	-0,1208
iC4	0,061	0,9473	0,0577	-0,8627	-0,0669
nC4	0,2133	0,4	0,0853	-1,41	-0,0605
iC5	0,0921	0,1894	0,0174	-1,6206	-0,0107
nC5	0,1343	0,1473	0,0197	-1,6627	-0,0118
C6	0,1296	0,0631	0,0081	-1,7469	-0,0046
C7	0,0675	0,0242	0,0016	-1,7858	-0,0009
C8	0,0026	0,0105	0,00002	-1,7995	-0,00001
	0,8004				-0,2692

Donc :

rb_{min} = 0,2692

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

$$rb_{op} = \frac{D'}{R'} * rf_{op} + (1 - e_0') * \frac{L'}{R'} - 1 \tag{VII.6.2.5}$$

$$rb_{op} = \frac{396,3061}{336,1262} * 1,0814 + (1 - 0,67) * \frac{734,3896}{336,1262} - 1$$

$rb_{op} = 0,99$

- rb_{min} :taux de rebouillage minimal.
- rb_{op} : taux de rebouillage opératoire.
- α_{Li}, α_{Ri} :volatilité relative
- e_0 : taux de vaporisation molaire de la charge.

X.6.3- Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la colonne

GILLILAND propose dans sa méthode approximative une corrélation empirique entre le taux de reflux et le nombre de plateaux théoriques .si N est le nombre de plateaux théoriques correspondant à un taux de reflux opératoire $(rf)_{opt}$, les deux fonctions (VII.6.3.1) et (VII.6.3.2) sont reliées entre elles par une courbe de corrélation (diagramme de Gilliland).

$$\frac{(rf)_{opt} - (rf)_{min}}{(rf)_{opt} + 1} \dots\dots\dots(VII.6.3.1).$$

$$\frac{N_R - N_{Rmin}}{N_R + 1} \dots\dots\dots(VII.6.3.2).$$

Appliquons la méthode approximative de « GILLILAND » :

➤ **Zone de rectification :**

Le nombre de plateaux minimal théoriques dans la zone de rectification est donné par l'équation :

$$N_{R \min} = \log\left(\frac{X'_{L,C_3} * Y'_{D,C_2}}{X'_{L,C_2} * Y'_{D,C_3}}\right) / \log\left(\frac{\alpha_{C_2}}{\alpha_{C_3}}\right) \dots\dots\dots (VII.6.3.1)$$

$$N_{R \min} = \log\left(\frac{0,1722}{0,1517} * \frac{0,2793}{0,0656}\right) / \log\left(\frac{2,5131}{1,000}\right)$$

$N_{R \min} = 1,7$

Pour le rapport moyen :

$$\frac{rf_{op} - rf_{min}}{rf_{op} + 1} = 0,1 \div 0,3 \dots\dots\dots(VII.6.3.2)$$

$$\frac{1,0814-0,8257}{1.0814+1} = 0,122$$

d'après le diagramme de (GILLILAND) :

$$\frac{N_R - N_{R \min}}{N_R + 1} = 0,35$$

$$N_R = \frac{N_{R \min} + 0,35}{1 - 0,35} = \frac{1,7 + 0,35}{0,65}$$

$N_R=3,15$ Plateaux

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapet (**$E=0.6$**), le nombre réel dans cette zone est :

$$N_{R,r} = \frac{N_R}{0.6} = \frac{3,15}{0.6} = 5,25$$

$N_R= 5,25$ Plateaux

on admit la valeur :

$N_R= 6$ Plateaux

➤ **Zone d'épuisement :**

Le nombre de plateaux minimal théoriques dans la zone d'épuisement est donné par l'équation :

$$N_{e, \min} = \log\left(\frac{X'_{L,C_2}}{X'_{L,C_3}} * \frac{X'_{R,C_3}}{X'_{R,C_2}}\right) / \log\left(\frac{\alpha_{C_2}}{\alpha_{C_3}}\right) \dots\dots(VII.6.3.3)$$

$$N_{e, \min} = \log\left(\frac{0,1517}{0,1722} * \frac{0,0979}{0,0021}\right) / \log\left(\frac{2,4483}{1,00}\right)$$

$N_{e, \min} = 4,15$ Plateaux

Pour le rapport moyen :

$$\frac{rf_{op} - rf_{\min}}{rf_{op+1}} = 0,122$$

D'après le diagramme de « GILLILAND ».

$$\frac{N_e - N_{e, \min}}{N_e} = 0,35$$

$$N_e = \frac{N_{e,\min} + 0.35}{1 - 0.35} = \frac{4,15 + 0.35}{0.65} = 6,92 \text{ Plateaux}$$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapet ($E=0.6$), le nombre réel dans cette zone est :

$$N_{e,r} = \frac{N_e}{0.6} = \frac{6,92}{0.6}$$

$$N_{e,r} = 11,53 \text{ Plateaux}$$

On admet la valeur de :

$$N_{e,r} = 12 \text{ Plateaux}$$

Le nombre de plateaux théoriques dans la colonne entière sera :

$$N = 6,92 + 3,15 = 10,07$$

Le nombre de plateaux réel sera :

$$N_r = \frac{N_t}{0.6} = \frac{9.54}{0.6} = 16,78 \text{ Plateaux}$$

$$NR = 17 \text{ Plateaux}$$

VII.7- Bilan thermique de la colonne

$$Q_L + Q_{Rb} = Q_D + Q_R + Q_f \dots\dots\dots(\text{VII.7.1})$$

$$Q_L = L' \cdot h_L \dots\dots\dots(\text{VII.7.2})$$

$$Q_f = f' \cdot h_f \dots\dots\dots(\text{VII.7.3})$$

$$h_L = e'_o \cdot H_o + (1 - e_o)h_o \dots\dots\dots(\text{VII.7.4})$$

$$Q_R = R' \cdot h_R \dots\dots\dots(\text{VII.7.5})$$

$$Q_D = D' \cdot H_D \dots\dots\dots(\text{VII.7.6})$$

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

Q_R : charge thermique de résidu Kcal/h ;

Q_D : charge thermique de distillat Kcal/h ;

Q_f : charge thermique du gaz froid Kcal/h ;

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

h_L : enthalpie de la charge biphasique Kcal/Kmol ;

e'_0 : taux de vaporisation de la charge ;

h_R : enthalpie de résidu en état liquide Kcal/Kmol ;

h_f : enthalpie du gaz froid en Kcal/kmol ;

H_D : enthalpie de distillat en état vapeur Kcal/Kmol ;

H_o : enthalpie de la phase vapeur de la charge Kcal/Kmole.

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

H_R : enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur Kcal/Kmol ;

g_x : débit du reflux Kmol/h ;

G_R : débit du reflux chaud (vapeur provenant de rebouilleur) Kmol/h.

(r_f) : taux de reflux ;

(r_b) : taux de rebouillage;

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

VII.7.1- Détermination de g_x et G_R

➤ $g_x = (r_f)_{opt} \cdot D' \dots\dots\dots(VII.7.1.1)$

$$g_x = 1,0814 \cdot 396,3061$$

$$g_x = 428,5654 \text{ Kmol/h}$$

➤ $G_R = (r_b)_{opt} \cdot R' \dots\dots\dots(VII.7.1.2)$

$$G_R = 0,99 \cdot 336,1262$$

$G_R = 332,7649 \text{ Kmol/h}$

VII.7.2- Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides

➤ Enthalpie du distillat à l'état vapeur H_D

Données :

$$P_s = 23 \text{ bars}$$

$$T_s = -15^\circ\text{C}$$

$$M_D = 21,7976 \text{ Kg/Kmol}$$

Résultats :

$$H_D = 180 \text{ BTU/lb ;}$$

$$H_D = 45,3629 \text{ Kcal/ Kmol.}$$

➤ **Enthalpie de la charge d'alimentation h_L** **Données : PHASE VAPEUR**

$$P_a = 23,15 \text{ bars}$$

$$T_a = 56^\circ\text{C} \quad ; \quad (T_a = 132,8 \text{ }^\circ\text{F}) ;$$

$$M_{\text{moy}} = 21,7976 \text{ Kg/Kmol.}$$

Résultats :

$$H_0 = 240 \text{ BTU/lb} ;$$

$$H_0 = 60,48 \text{ Kcal/Kmol.}$$

Données : PHASE LIQUIDE

$$P_a = 23,15 \text{ bars}$$

$$T_a = 56^\circ\text{C} \quad ; \quad (T_a = 132,8 \text{ }^\circ\text{F}) ;$$

$$M_{\text{moy}} = 54,8872 \text{ Kg/Kmol.}$$

Résultats :

$$h_0 = 140 \text{ BTU/lb} ;$$

$$h_0 = 35,28 \text{ Kcal/Kmol.}$$

➤ **Enthalpie du gaz froid h_f** **Données :**

$$P_f = 23 \text{ bar}$$

$$T_f = -9^\circ\text{C} \quad ; \quad (T_f = 5 \text{ }^\circ\text{F}) ;$$

$$M_{\text{moy}} = 19,6567 \text{ Kg/Kmol.}$$

Résultats :

$$h_f = 175 \text{ BTU/lb} ;$$

$$h_f = 44,10 \text{ Kcal/Kmol.}$$

➤ **Enthalpie de résidu h_R** **Données :**

$$P_f = 23,3 \text{ bars}$$

$$T_f = 150^\circ\text{C} \quad ; \quad (T_f = 302 \text{ }^\circ\text{F}) ;$$

$$M_R = 54,8872 \text{ Kg/Kmol}$$

Résultats :

$$h_R = 275 \text{ BTU/lb} ;$$

$$h_R = 69,3044 \text{ Kcal/ Kmol.}$$

VII.7.3- Calcul des charges thermiques

➤ **Charge thermique de l'alimentation Q_L**

$$h_L = e'_{o'} \cdot H_o + (1 - e_o)h_o$$

$$h_L = 0,67 \cdot 60,48 + (1 - 0,67) 35,28$$

$$h_L = 52,164 \text{ Kcal/ Kmol.}$$

$$Q_L = L' \cdot h_L$$

$$Q_L = 734.3896 \cdot 52,164$$

$$Q_L = 38308,699 \text{ Kcal / h}$$

➤ **Charge thermique de distillat Q_D**

$$Q_D = D' \cdot H_D Q_D = 396.3061 \cdot 45,3629$$

$$Q_D = 17977,59939 \text{ Kcal / h}$$

➤ **Charge thermique de résidu Q_R**

$$Q_R = R' \cdot h_R$$

$$Q_R = 336,1262 \cdot 69,3044$$

$$Q_R = 23295,0246 \text{ Kcal / h}$$

➤ **Charge thermique fournie par le gaz froid**

$$Q_f = f' \cdot h_f$$

$$Q_f = 7513,7 \cdot 44,10$$

$$Q_f = 331354,17 \text{ kcal / h}$$

➤ **Charge thermique fournie par le rebouilleur Q_{Rb}**

$$Q_{Rb} = Q_R + Q_D + Q_f - Q_L$$

$$Q_{Rb} = 23295,0246 + 17977,59939 + 331354,17 - 38308,699$$

$$Q_{Rb} = 313417,925 \text{ Kcal/h}$$

VII.8- Dimensionnement de la colonne**VII.8.1- Diamètre de la colonne**

Le diamètre de la colonne est calculé d'après le premier plateau de la zone de rectification, car la tête de la colonne est l'endroit le plus chargé par les vapeurs que les autres sections. D'après l'équation suivante :

$$D=2(S/\pi)^{1/2} \dots\dots\dots(\text{VII.8.1.1})$$

Où :

D : Diamètre de la colonne.

S : Section de la colonne.

Avec :

$$S=V/W \dots\dots\dots(\text{VII.8.1.2})$$

Où :

V : Débit volumique des vapeurs.

W : Vitesse admissible des vapeurs.

➤ **Débit volumique des vapeurs**

Le débit volumique est calculé d'après la formule suivante :

$$V = 22,4 \cdot Z \cdot V_m \cdot (T_S + 273) / (273 \cdot P_S) \dots\dots(\text{VII.8.1.3})$$

Où :

V : débit volumique des vapeurs.

V_m : débit molaire des vapeurs.

Z : Facteur de compressibilité.

T_S : Température au sommet de la colonne (-15°C).

P_S : Pression au sommet de la colonne (23 bar).

Avec :

$$V_m = (g_x + D) = D (rf_{op} + 1) \dots\dots\dots(\text{VII.8.1.4})$$

$$V_m = 396,3061 \cdot (1,0814 + 1)$$

$$\Rightarrow V_m = 824,8715 \text{ Kmole/h.}$$

Le facteur de compressibilité déterminé d'après les paramètres critiques (température et pression).

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

$$T_r = T_S / T_C \dots\dots\dots(\text{VII.8.1.5})$$

$$\text{Où } T_C = \sum Y'_i \cdot T_{ic} \dots\dots\dots \text{(VII.8.1.6)}$$

$$P_r = P_s / P_C \dots\dots\dots \text{(VII.8.1.7)}$$

Où : $PC = \sum Y'_i P_{iC} \dots\dots\dots \text{(VII.8.1.8)}$

Les paramètres critiques sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau(VII.8.1)

constituants	Y' _{Di}	T _{ic} (°C)	P _{iC} (bar)	Y' _{Di} T _{ic}	Y' _{Di} P _{iC}
C1	0.6550	191,1	45,8	125,1705	29,999
C2	0.2793	305,5	48,2	85,3262	13,4622
C3	0,0656	307	42	19,995	2,7552
totale	0,9999			230,4917	46,2164

D'après le tableau(VII.6.3.1) on a : T_C =230,4917°C

$$PC=46,2164\text{Bar.}$$

$$T_r = -15 / 230,4917.$$

$$\Rightarrow T_r = -0,065.$$

$$P_r = 23 / 46,2164$$

$$\Rightarrow P_r = 0,5.$$

D'après le diagramme on trouve que : Z=0,65

Donc le débit volumique est :

$$V = 22,4 \cdot 0,65 \cdot 824,8715 \cdot (-15 + 273) / (273 \cdot 23).$$

$$\Rightarrow V = 493,49 \text{ m}^3/\text{h}.$$

$$\Rightarrow V = 0,1370 \text{ m}^3/\text{sec}.$$

➤ **Vitesse admissible des vapeurs**

La vitesse admissible des vapeurs est donnée par la formule de SOUDERS BROWN :

$$W=8,47 \cdot 10^{-5} C[(\rho^L - \rho^V) / \rho^V]^{1/2} \dots\dots\dots \text{(VII.8.1.9)}$$

C : coefficient qui dépend de la distance entre les plateaux et de la tension superficielle du liquide : C=f(h_p et δ).

ρ^V : la masse volumique des vapeurs.

ρ^L : la masse volumique de liquide.

Pour l'inter plateau de 610 mm, on a C = 650.

La masse volumique des vapeurs :

$$\rho^V = V_m \cdot M / V \dots\dots\dots(\text{VII.8.1.10})$$

Où :

V_m : débit molaire des vapeurs en Kmole/h.

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

M : la masse moléculaire Kg/kmole.

$$\rho^V = 824,8715 \cdot 21,7976 / 493,49$$

$$\Rightarrow \rho^V = 36,435 / m^3$$

La masse volumique de liquide (à $-15^\circ C$) :

$$\rho^L = \rho_{-15}^L \dots\dots\dots(\text{VII.8.1.11})$$

La masse volumique de liquide à température t est donnée par l'équation suivante :

$$\rho^L = \rho_{20}^L - \alpha (t - 20) \dots\dots\dots(\text{VII.8.1.12})$$

Où :

ρ_{20}^L : la masse volumique à $20^\circ C$.

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \rho_{20}^L$$

Avec :

$$1/\rho_{20}^L = \sum (X_{Di} / \rho_{20}^L) \dots\dots\dots(\text{VII.8.1.13})$$

X_{Di} : Concentration massique de l'élément «i».

$$X_{Di} = X'_{Di} M_i / \sum (X'_{Di} M_i) \dots\dots\dots(\text{VII.8.1.14})$$

Les concentrations massiques sont données dans le tableau suivant :

Tableau (VII.8.2)

constituants	M_i	X'_{Di}	$X'_{Di} M_i$	X_{Di}
C1	16,04	0.6550	10,5062	0,4819
C2	30,07	0.2793	8,3985	0,3852
C3	44,1	0,0656	2,8929	0,1327
Totale	—	0,9999	21,7976	0,9998

Le calcul de $\rho_{4,i}^{20}$ est représenté dans le tableau suivant :

Tableau (VII.8.3)

Constituants	X_{Di}	$\rho_{4,i}^{20}$	$X_{Di}/\rho_{4,i}^{20}$
C1	0,4819	192,79	0,0025
C2	0,3852	370,4	0,001
C3	0,1327	501,8	0,0003
Totale	0,9998	-	0,0038

Donc : $\rho_{4,i}^{20} = 1/0,0038 \Rightarrow \rho_{4,i}^{20} = 263,1579 \text{ Kg/m}^3$.

Alors :

$$\alpha = 1,001828 - 0,00132 \rho_{4,i}^{20}$$

$$\Rightarrow \alpha = 1,001828 - 0,00132(263,1579)$$

$$\Rightarrow \alpha = 0,6544$$

$$\rho_{4,i}^{-15} = \rho_{4,i}^{20} - \alpha (t-20)$$

$$\Rightarrow \rho_{4,i}^{-15} = 263,1579 - 0,6544 (-15-20)$$

$$\Rightarrow \rho_{4,i}^{-15} = 286,0619$$

La masse volumique de liquide sera : $\rho_l = \rho_{4,i}^{-15} = 286,0619 \text{ Kg/m}^3$.

Alors la vitesse admissible des vapeurs sera :

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 650 [(286,0619 - 36,435) / 36,435]^{1/2}$$

$$W = 0,1041 \text{ m/sec}$$

➤ La section de la colonne

$$S = V/W$$

Connaissant les valeurs de V et W on calcul la section :

$$S = 0,1370 / 0,1041$$

$$S = 1,3160 \text{ m}^2$$

pour cette valeur on calcule le diamètre de la colonne :

$$D=2(S/\pi)^{1/2}$$

$$D=2(1,3160/\pi)^{1/2}$$

$$D=1,2947m.$$

VII.8.2- Hauteur de la colonne

La hauteur de la colonne est la somme des distances suivantes :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 \dots\dots\dots(VII.8.2.1)$$

Avec :

$$h_1 : \text{hauteur du fond supérieure} \quad h_1 = 3366 \text{ mm.}$$

h_2 : hauteur de la zone de rectification

h_3 : hauteur de la zone d'alimentation.

h_4 : hauteur de la zone d'épuisement.

$$h_5 : \text{hauteur de fond inférieur} \quad h_5 = 7470 \text{ mm.}$$

$$h_6 : \text{hauteur de la jupe} \quad h_6 = 5000 \text{ mm.}$$

$$h_2 = h_p \cdot (Nr - 1) \dots\dots\dots(VII.8.2.2)$$

$$h_3 = 2 h_p$$

$$h_4 = h_p \cdot Ne$$

Où :

Nr : nombre de plateaux dans la zone de rectification.

Ne : nombre de plateaux dans la zone d'épuisement.

h_p : distance entre deux plateaux successives.

$$h_p = 600 \text{ mm}$$

donc:

$$h_2 = 600 \cdot (5 - 1) = 2400 \text{ mm.}$$

$$h_3 = 2 \cdot 600 \text{ mm.}$$

$$h_4 = 600 \cdot 12 = 7200 \text{ mm.}$$

La hauteur de la colonne sera :

$$H_T = 3660 + 3000 + 1200 + 7200 + 7470 + 5000$$

$H_T = 26636\text{mm}$

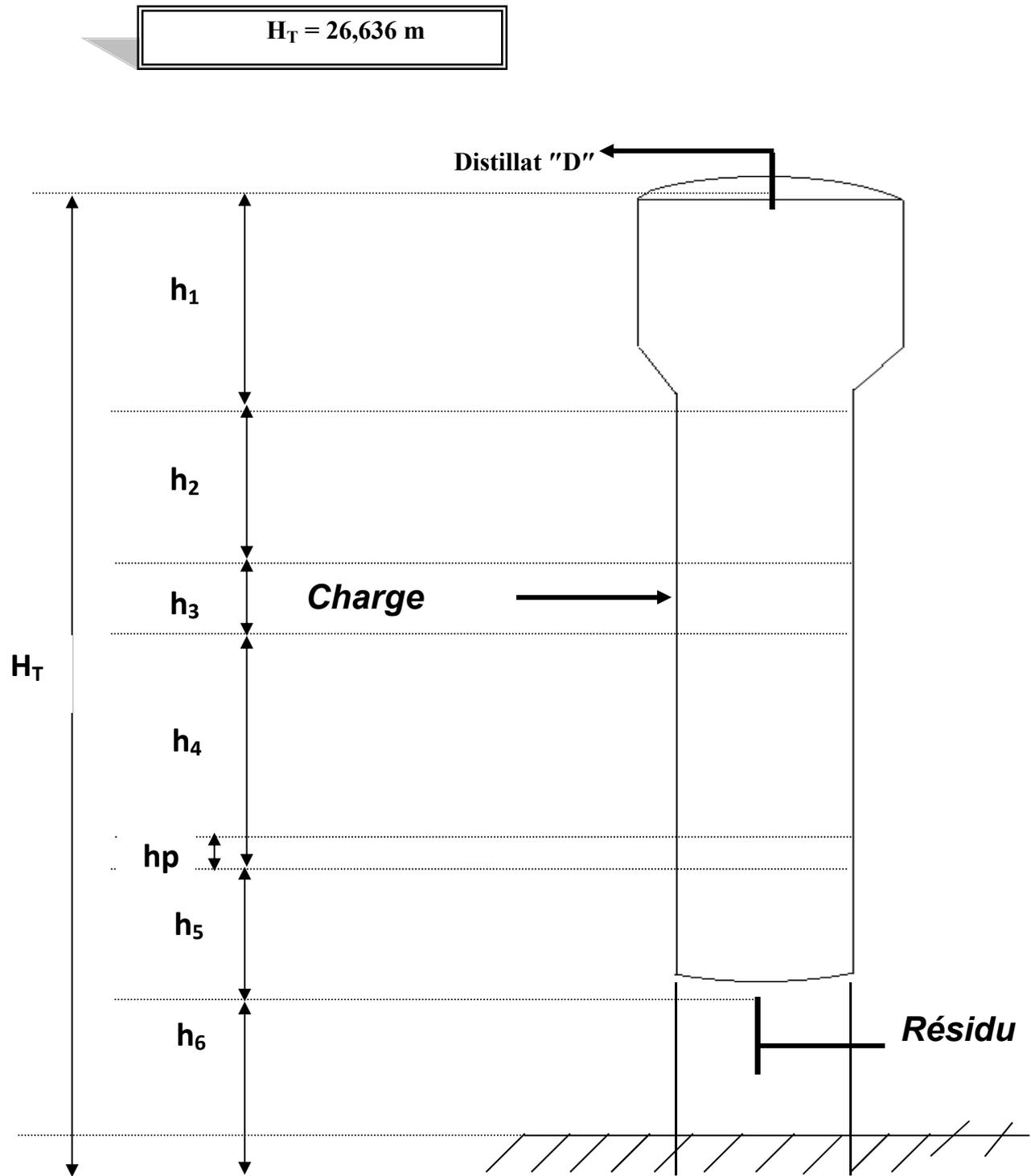


Fig VII.2: schéma de dimensionnement de la colonne

VIII. Résultats et discussion**VIII.1. Dimensionnement de la colonne****Tableau(VIII.1)**

	Hauteur (m)	Diamètre (m)	Nombre de plateau
Design	27,68	1,5	18
Design calculé	26,636	1,2947	17
La différence	1,044	0,2053	1

VIII.2. Pression et température dans la colonne**Tableau(VIII.2)**

	Température au sommet (°C)	Pression au sommet (bar)	Température au fond (°C)	Pression au fond (°C)
Design	-9	23,00	150,7	23,3
Design calculé	-15	23,00	150	23,3
La différence	+6	0,0000	0,7	0,0000

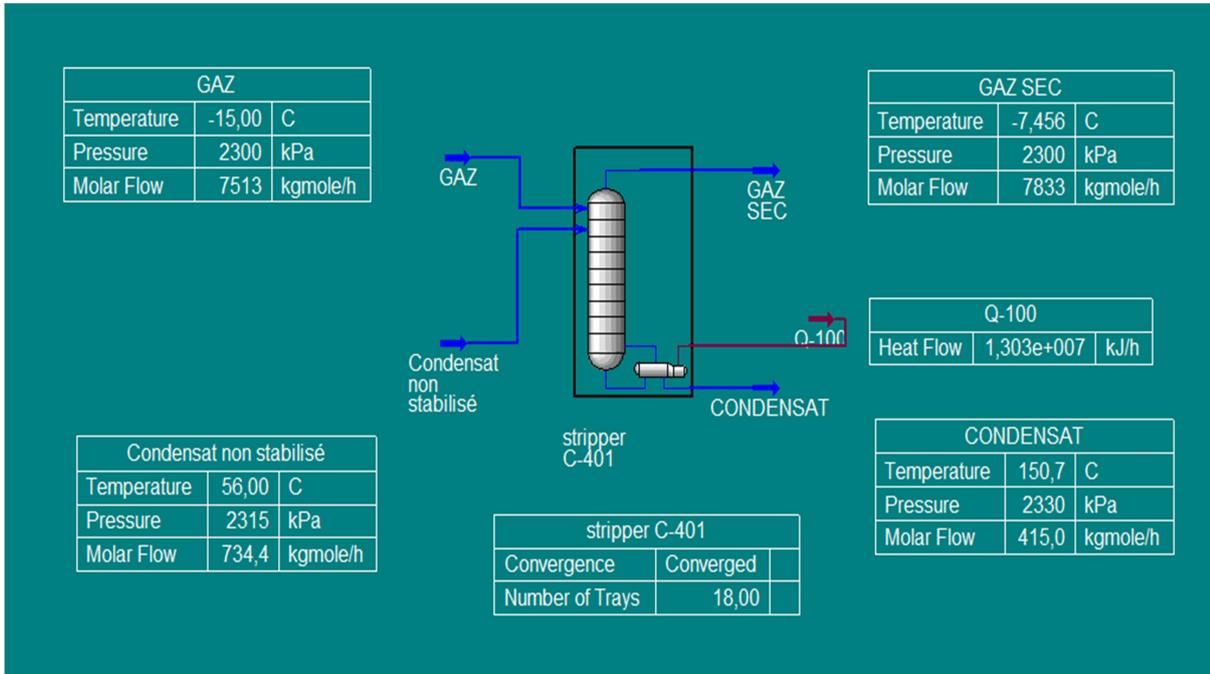
VIII.3. la composition du condensat calculé et design**Tableau(VIII.3)**

Condensat		
Constituants	Fraction molaire $X'_{iR,i}$ (calculé)	Fraction molaire $X'_{iR,i}$ (Design)
C1	0,0000	0,0000
C2	0,0021	0,0021
C3	0,0979	0,0979
iC4	0,061	0,0563
nC4	0,2133	0,2448
iC5	0,0921	0,1332
nC5	0,1343	0,1961
C6	0,1296	0,1812
C7	0,0675	0,0853
C8	0,0026	0,0031
totale	0,8004	1,0000

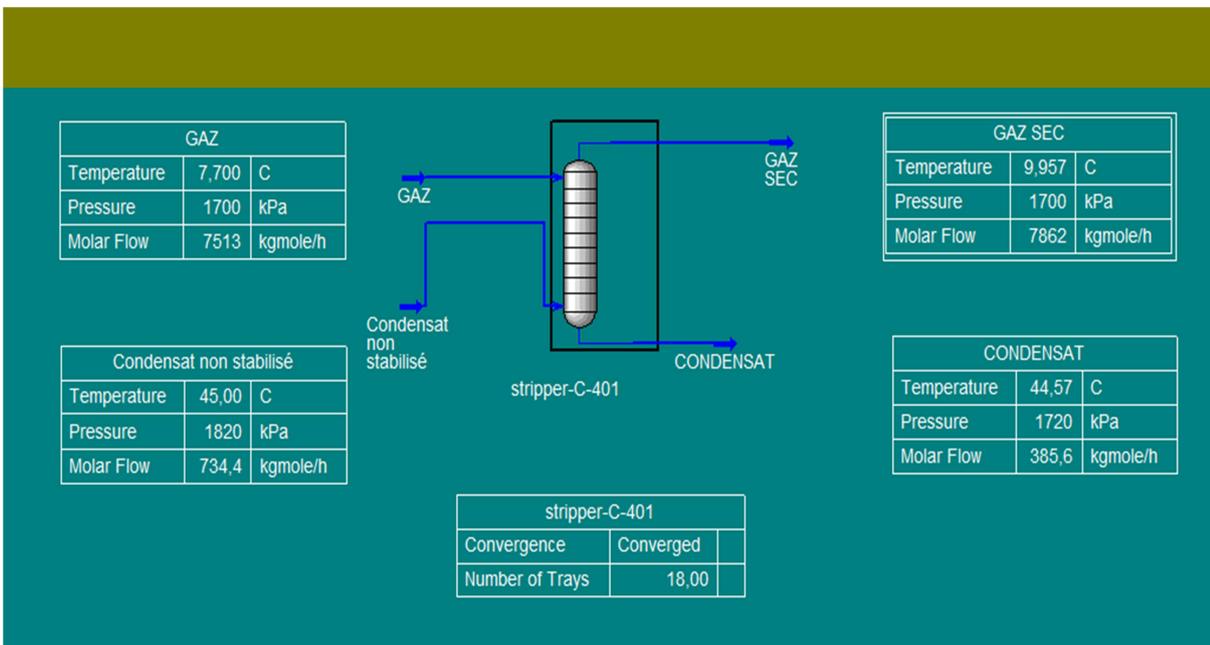
Les résultats obtenues d'après la vérification du design sont identiques

VIII.4- Comparaison entre cas actuel sans rebouilleur et le cas de fonctionnement normal (cas design):

VIII.4.1- Schéma de la simulation par logiciel HYSYS



FigVIII.1 : schéma de simulation HYSYS cas de fonctionnement normal



FigVIII.2 : schéma de simulation HYSYS cas de l'arrêt de rebouilleur

VIII.4.2- Condensat

VIII.4.2.1- Conditions

Tableau(VIII.4)

	Cas actuel sans rebouilleur	Cas avec rebouilleur
Température: (C)	44,57	150.7
Pression: (kPa)	1720	2330
Débit molaire (kgmole/h)	385.6	415.0
Débit massique (kg/h)	2.450e+004	2.932e+004

VIII.4.2.2- Propriétés

Tableau(VIII.5)

	Cas actuel sans rebouilleur	Cas avec rebouilleur
Masse moléculaire	63.55	70.66
Densité molaire (kgmole/m ³)	8.967	6.243
Cp/(Cp - R)	1.056	1.034
Cp/Cv	1.056	1.034
Molar Volume (m ³ /kgmole)	0.1115	0.1602
Conductibilité thermique (W/m-K)	9.141e-002	7.529e-002
viscosité (cP)	0.1563	248.1
Cv (kJ/kgmole-C)	148.8	3.511
Reid VP a 37.8 C (kPa)	760.7	255.6
True VP a 37.8 C (kPa)	1599	272.4

VIII.4.2.3- La composition

Tableau(VIII.6)

Constituants	Cas actuel sans rebouilleur		Cas avec rebouilleur	
	Débit molaire (kmole/h)	Fraction molaire	Débit molaire (kmole/h)	Fraction molaire
Méthane	18.6986	0.0485	0.0000	0.0000
Ethane	28.6139	0.0742	0.0318	0.0001
Propane	69.6692	0.1807	37.6301	0.0907
i-Butane	16.8319	0.0437	28.4920	0.0687
n-Butane	65.5721	0.1701	110.0193	0.2651
i-Pentane	34.2068	0.0887	51.1852	0.1233
n-Pentane	49.9537	0.1296	65.6244	0.1581
n-Hexane	62.5066	0.1621	78.8573	0.1900
n-Heptane	35.1692	0.0912	38.4837	0.0927
n-Octane	4.3575	0.0113	4.6550	0.0112
Total	385.5795	1.0000	414.9787	1.0000

VIII.4.3- Gaz sec

VIII.4.3.1- Conditions

Tableau(VIII.7)

	Cas actuel sans rebouilleur	Cas avec rebouilleur
Température:(C)	9.957	-7.456
Pression: (kPa)	1700	2300
Débit molaire (kmole/h)	7862	7833
Débit massique (kg/h)	1.647e+005	1.598e+005

VIII.4.3.2- propriétés

Tableau(VIII.8)

Propriétés		
	sans rebouilleur	avec rebouilleur
Masse moléculaire	20.94	20.41
Densité molaire (kmole/m ³)	0.7814	1.183
Densité massique (kg/m ³)	16.37	24.15
Volume molaire (m ³ /kmole)	1.280	0.8450
Conductibilité thermique (W/m-K)	2.941e-002	2.819e-002
Cv (kJ/mole°C)	33.67	32.05
Cv massique (kJ/kg°C)	1.608	1.570

VIII.4.3.3- composition

Tableau(VIII.9)

La composition				
Constituants	sans rebouilleur		avec rebouilleur	
	Debit molaire (kmole/h)	Fraction molaire	Debit molaire (kmole/h)	Fraction molaire
Methane	6201.3179	0.7887	6220.0165	0.7941
Ethane	922.0415	0.1173	950.6237	0.1214
Propane	495.4547	0.0630	527.4939	0.0673
i-Butane	46.9488	0.0060	35.2887	0.0045
n-Butane	121.5648	0.0155	77.1177	0.0098
i-Pentane	27.8677	0.0035	10.8893	0.0014
n-Pentane	23.1891	0.0029	7.5184	0.0010
n-Hexane	19.8087	0.0025	3.4580	0.0004
n-Heptane	3.7731	0.0005	0.4586	0.0001
n-Octane	0.3313	0.0000	0.0339	0.0000
Total	7862.2977	1.0000	7832.8985	1.0000

VIII.5- Interprétation des résultats

D'après les résultats obtenus ci-dessus, on remarque que le désign a été vérifié et l'absence du rebouilleur provoque un changement au niveau de la composition et aussi au niveau des propriétés du condensat mais le gaz reste tel qu'il est.

La teneur de l'éthane existant dans le condensat dans le cas de l'arrêt du rebouilleur est de 0.0742, par contre dans le cas où le rebouilleur est en marche la teneur est de 0.0002, notant que la valeur admise au désign est de 0.0021, ce qui empêche un entrainement des légers.

Il y aura aussi comme changement, la valeur de la TVR du condensat qui a augmenté de 2.5 bar dans le cas design jusqu'à 7.6 bar dans le cas actuel.

Conclusion

Conclusion

L'analyse des résultats de calcul de l'unité a montré qu'il y a un entrainement des légers dans le condensat avec changement des propriétés des produits. On constate que :

la teneur de l'éthane et de propane dans le condensat est $X'_{R,c2} = 0,0742$; $X'_{R,c3} = 0,1807$. La teneur admise de l'éthane et de propane dans le condensat est $X'_{R,c2} = 0.0021$; $X'_{R,c3} = 0.0979$ e; ainsi que la TVR de condensat et de 7,6 bar a 37,8 °C dans le cas actuel ; et celle de design et de 2,5 bar a 37,8 °C .

L'arrêt de rebouilleur provoque une augmentation de la teneur de l'éthane (élément clé léger) et la tension de vapeur (7,6 bar) dans le condensat produit. Cette augmentation de la TVR reste néanmoins inférieure à la valeur normalisée de transport et de stockage de condensat (inférieure à 10 psi).

Références bibliographiques

[1] Cours Mr. Michel charron. ingénieur au département transport centre d'expertise et service direction production transport gaz de France . revision :2 en 1998.

[2] Manuel pour le Transport et la Distribution du gaz, tome IV « traitement du gaz naturel en vue du Transport et de la Distribution », Association Technique de l'industrie du Gaz en France (ATG, Paris), septembre 1987.

[3] Le GAZ NATUREL - Production Traitement Transport, Alexandre ROJEY, Editions Technip, Paris, 1994.

[4] Document total. deshydratation des gaz. Support de formation : exp-pr-pr 130- fr. edition 2007.

[5] Document total. Les équipements, les colonnes. Support de formation : exp-pr-pr 130- fr. edition 2007.

[6] WAUQUIER. Jp. Procédés de séparation : ed technip : 1998.

[7] WUITHIER, P. Raffinage et génie chimique, tome I . Édition technip. 1972.

[8] Manuel opératoire de l'unité U.T.G.A .

[9] Cours Opérations Unitaires 2ème Année Ingénieurs Chimie Ecole Militaire Polytechnique 2005 – 2006.

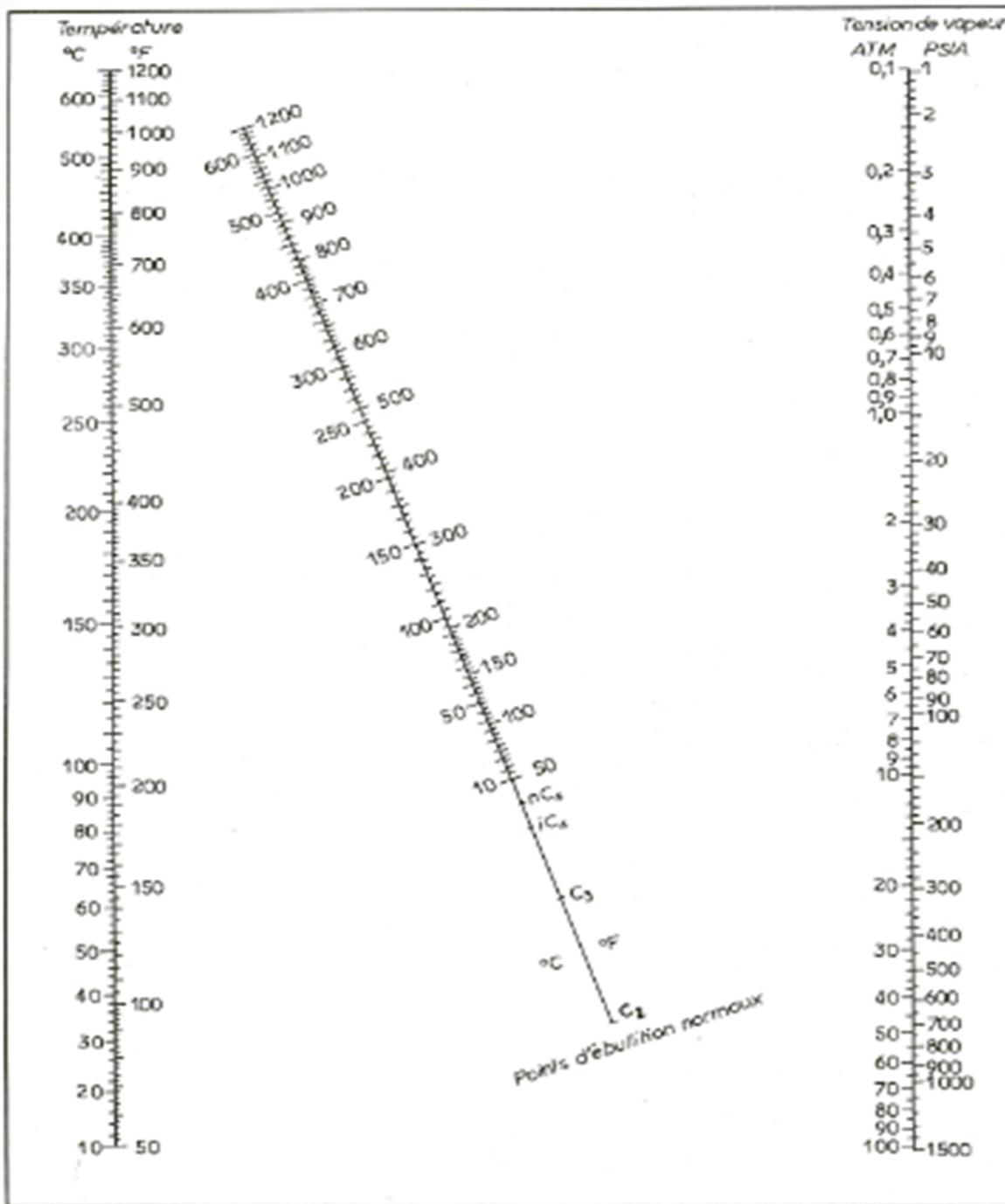


Fig. 1.40. — Tension de vapeur des hydrocarbures (0,1 à 100 atex).

Tension de vapeur des hydrocarbures

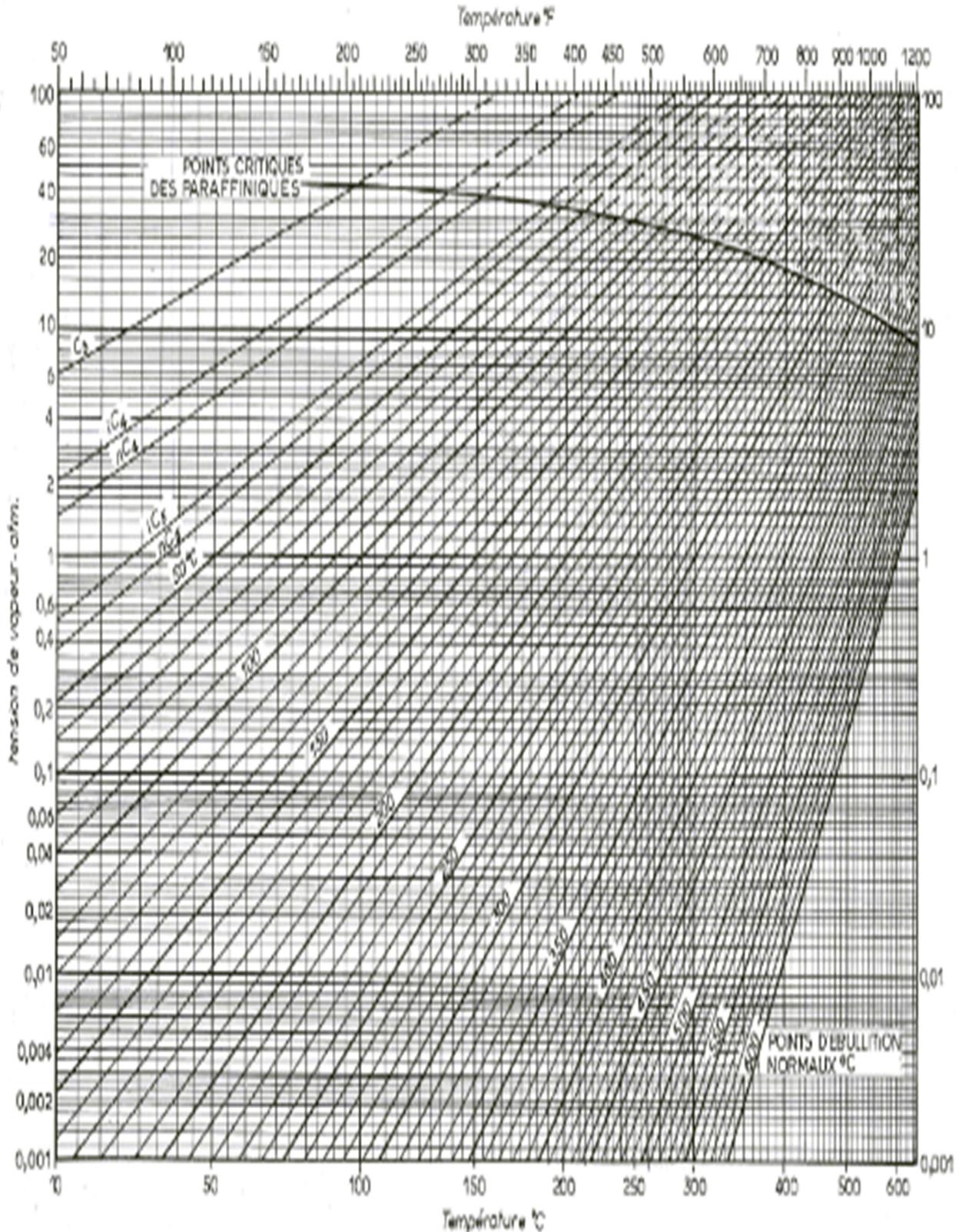
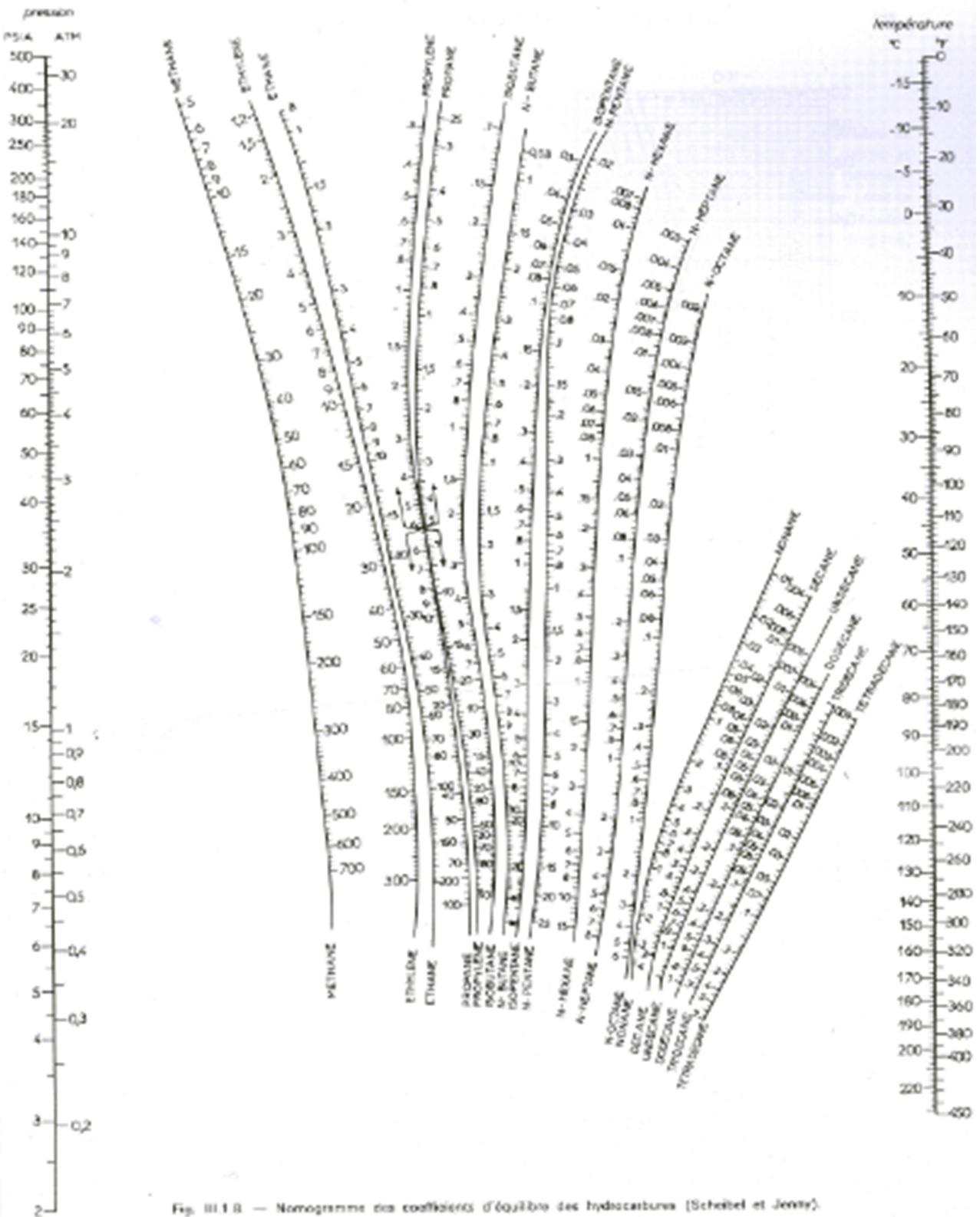


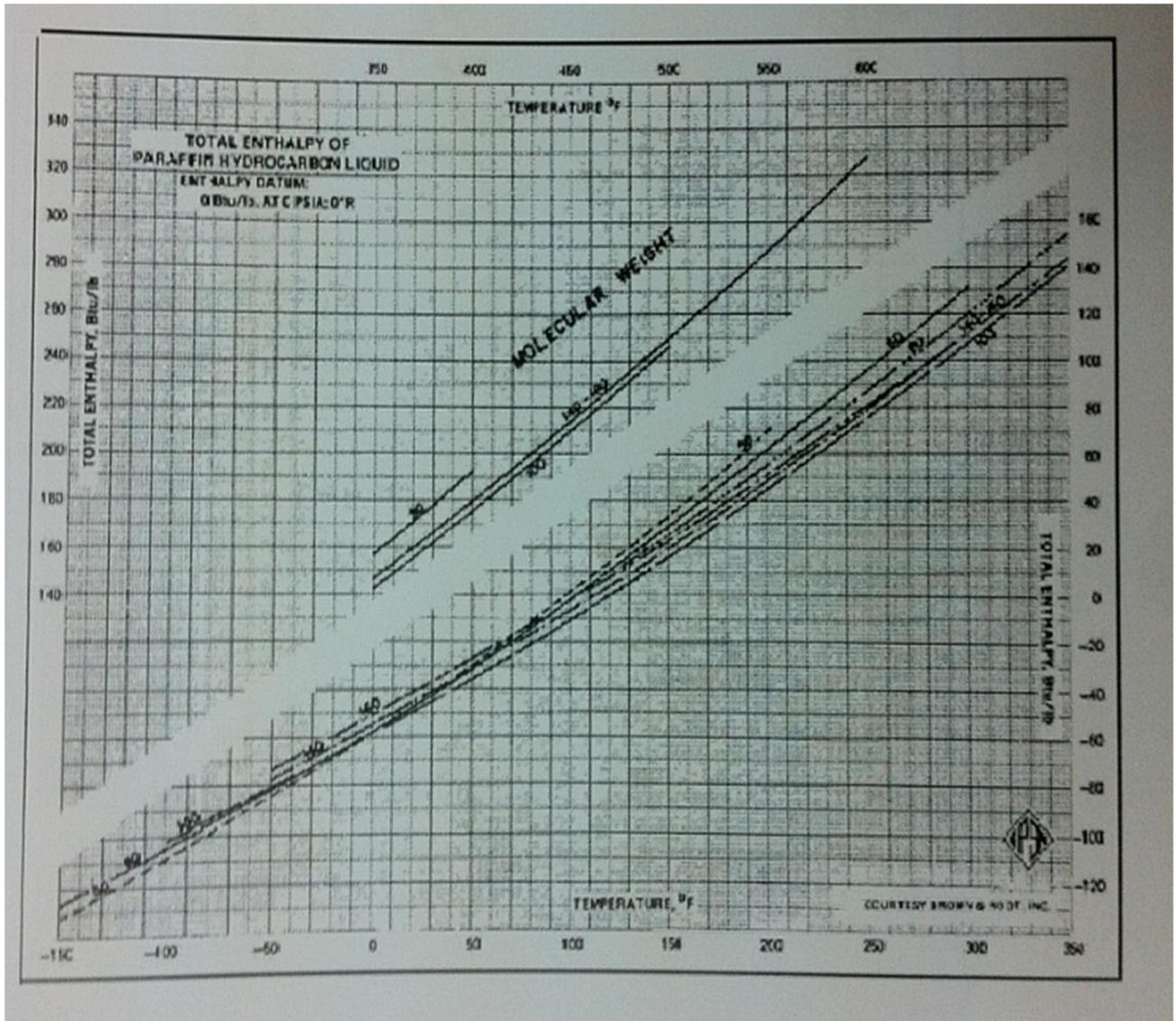
Fig. 1.38. — Courbes de tension de vapeur des hydrocarbures paraffiniques (Cox chart).

**Courbes de tension de vapeur des hydrocarbures paraffiniques
(Cox chart)**

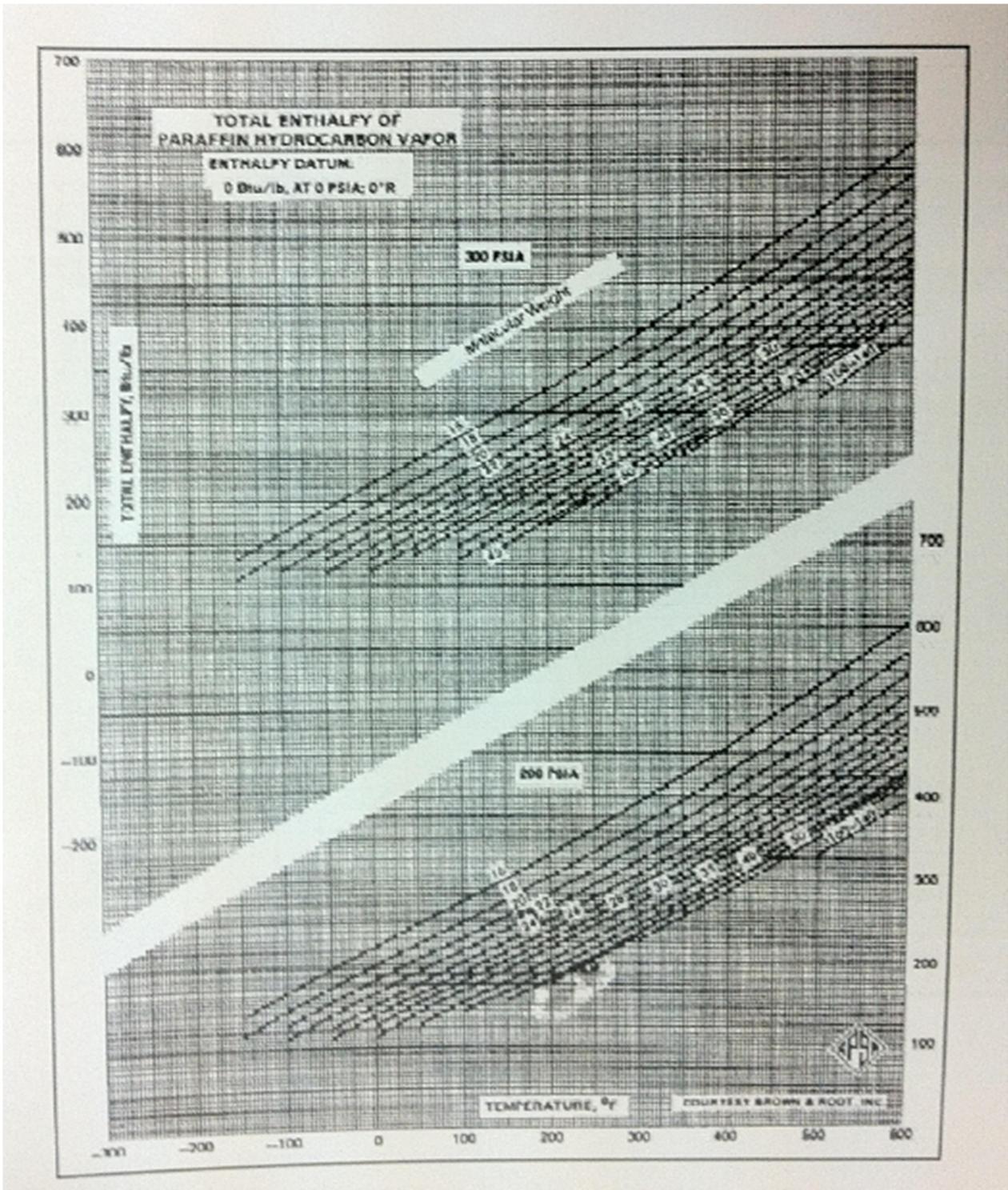
Liste des annexes



Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et jenny)



Détermination d'enthalpie à l'état liquide



Détermination d'enthalpie à l'état vapeur

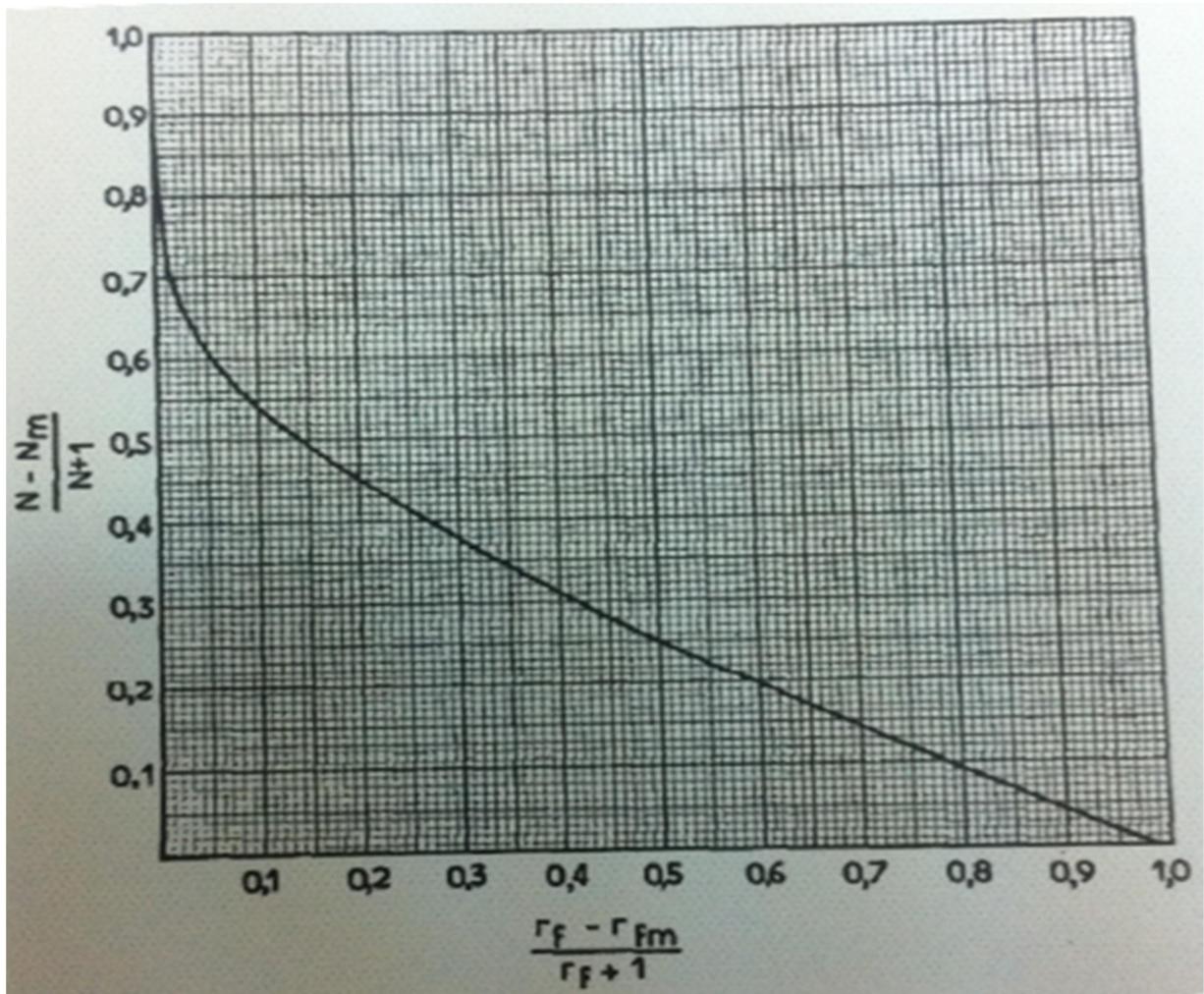


Diagramme de Gilliland