



République Algérienne Démocratique et Populaire



Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique

Université d'El Oued

Faculté des sciences et de la Technologie

Département des sciences et de la Technologie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master Académique

Filière: Génie des procédés et Hydrocarbures

Option: Raffinage et Pétrochimie

*Dimensionnement du débutaniseur afin
de maximiser la récupération de C_5^+*

Soutenu le 24 /06/2014

Présenté par :

- ✓ SEROUTI Younes
- ✓ LAGGOUN Ahmed

DEVANT LE JURY

.....	Université d'ELOUED	Président
.....	Université d'ELOUED	Examineur
.....	Université d'ELOUED	Examineur
.....	Université d'ELOUED	Examineur
Mr. Abdelmalek ATIA MA-B-	Université d'ELOUED	Rapporteur

Promotion: 2014

Résumé

Résume :

Les unités de traitement de gaz naturel sont conçues pour plusieurs objectifs , parmi ces objectifs est de maximiser la récupération de GPL , mais la longue durée de fonctionnement et le changement de la composition de la charge ultérieurement ont causé l'entraînement de C5+ au sommet du débutaniseur .

Durant ce travail , nous proposer de faire une étude sur la possibilité de limiter la teneur en C5+ dans le produit de tête < 0,4 % .

Cela demande la dimensionnement et l'optimisation des paramètres de marche du débutaniseur .

MOT-CLE : Gaz naturel, débutaniseur;C₅⁺,GPL,optimisation des paramètres de marche,

Abstract:

The processing units are designed for natural gas for several objectives, among these goals is to maximize the recovery of LPG, but the long operating time and the change in composition of the load caused the subsequent drive of the top of C5 + debutanizer.

In this work, we propose a study on the possibility of limiting the amount of C5 + product in the head < 0.4%.

This requires the dimensionnement and optimization of operating parameters debutanizer.

KAY WORDS: Gas naturel ,debutanizer; C₅⁺,LPG,optimization of operating parameters,

ملخص :

تم تصميم وحدات معالجة الغاز الطبيعي لعدة أهداف، من بين هذه الأهداف هو تحقيق أقصى قدر من إنتاج غاز البترول المسال، ولكن لطول وقت تشغيل الديبوتانيزير والتغير في تركيبة البترول الخام مما يتسبب في إلتحاق C₅⁺ بكمية ديبوتانيزير .

في هذا العمل، نقترح دراسة حول إمكانية الحد من كمية C₅⁺ في قمة ديبوتانيزير اقل من 0.4%. وهذا يتطلب تحديد الأبعاد و كذلك شروط التشغيل لديبوتانيزير .

الكلمة المفتاح:الغاز الطبيعي، ديبوتانيزير ، C₅⁺، غاز البترول المميع ، وتحسين شروط التشغيل،

Remerciement

*En premier lieu, nous tenons à remercier Dieu, notre créateur pour nous
.avoir donné la force pour accomplir ce travail*

*Nous tenons à remercier **MR ABDELMALEK ASSA**
.notre promoteur pour son grand soutien et ses conseils considérables*

*Nous remercions également tous les professeurs du département de génie
.des procédés et raffinage*

*Que toute personne ayant participé de près ou de loin à la réalisation de
.ce travail accepte nos grands et sincères remerciements*

*pour avoir bien accepté de présider ce jury , Nous remercions vivement
pour avoir bien voulu examiner ce mémoire et faire Nous remercions,
partie du jury de soutenance. Qu'ils trouvent ici l'expression de nos
.gratitudes*

*Nous tenons également à remercier tous nos collègues d'études en 2ème
année Master Raffinage & Pétrochimie pour leurs soutiens et leur
.motivation*

*Que tous nos amis sans exception, ils sont nombreux, nous ne pouvons
.tous les citer mais nous ne les oublie*

*Enfin, que toutes les personnes ayant contribué, de près ou de loin, à la
.réalisation de ce travail, soient chaleureusement remerciées*

Dédicace

Je tiens à dédier ce mémoire :

A ma très chère Mère et à mon cher Père, en témoignage et en gratitude de Leurs dévouement, de leurs soutiens permanents durant toutes mes années d'études, leurs sacrifices illimités, leurs réconfort moral, eux qui ont consenti tant d'effort pour mon éducation, mon instruction et pour me voir atteindre ce but, pour tout cela et pour ce qui ne peut être dit, mes affectations sans limite.

A ceux qui sont la source de mon inspiration et mon courage, à qui je dois de l'amour et de la reconnaissance.

Et dédier ce mémoire Toute ma famille (mon frère ishak et mon Sistes et mon Cousins Oussama , Elias,..... Etc.) ;

Et à tous mes amis :

(Amin , Nabil , Omar, Achref , Hossam , laid, Zobire , Abo Baker , farés.....etc.).

Mes collègues de l'université.

Serouti Pounes

Dédicace

Je tiens à dédier ce mémoire :

A ma très chère Mère et à mon cher Père, en témoignage et en gratitude de Leurs dévouement, de leurs soutiens permanents durant toutes mes années d'études, leurs sacrifices illimités, leurs réconfort moral, eux qui ont consenti tant d'effort pour mon éducation, mon instruction et pour me voir atteindre ce but, pour tout cela et pour ce qui ne peut être dit, mes affectations sans limite.

A ceux qui sont la source de mon inspiration et mon courage, à qui je dois de l'amour et de la reconnaissance.

Et dédier ce mémoire Toute ma famille (khaled, soufiène, bilal ...)

Et à tous mes amis :

(Belgacem, Hassan, Massoud.....).

Raggoun Ahmed

LISTES DES TABLEAUX

Chapitre III Calcule de la colonne du débutaniseur

Tableau -III-1- La composition molaire de la charge.....	25
Tableau -III-2- Composition massique et molaire de l'alimentation C01-2702.....	26
Tableau -III-3- Composition molaire des constituants dans le distillat et dans le résidu.....	28
Tableau -III-4- Calcul de la température dans le ballon de reflux.....	29
Tableau -III-5- Calcul de la température au sommet de la colonne.....	29
Tableau -III-6- Calcul de la température au fond de la colonne.....	30
Tableau -III-7- Calcul du taux de vaporisation de la charge	30
Tableau -III-8- Calcul des volatilités relatives des constituants.....	31
Tableau-III-9- Calcul des volatilités des constituants aux différentes zones débutaniseur.....	32
Tableau -III-10- Vérifier le taux de vaporisation molaire de la charge.....	33
Tableau -III-11- calcul du taux de rebouillage minimal	34
Tableau -III-12- calcul des masses moléculaires pour la zone de flash.....	37
Tableau -III-13- calcul des masses moléculaires pour le distillat et le résidu.....	38
Tableau -III-14- calcul la composition de liquide et de vapeur.....	39
Tableau -III-15- calcul Les enthalpies des différents effluents.....	40
Tableau -III-16- calcul Les paramètres critiques.....	41
Tableau-III-17- calcul de ρ_{4moy}^{20}	43
Tableau III.18: récapitulatif.....	44
Tableau III.19: comparaison entre le valeur design et le valeur calculée	49

LISTE DE FIGURE

Figure I.1 : Répartition des différentes formes d'énergies dans le monde.....	02
Figure II.1: schéma générale du fonctionnement d'une colonne.....	09
Figure II.2: Types de calottes.....	11
Figure II. 3: Plateau à jet directionnel.....	12
Figure II.4: colonne a garnissage.....	13
Figure.II.5 Clapets.....	14
Figure.II.6 Clapet fixe utilisé avec ou sans déversoir.....	14
Figure .II.7 Garnissage en vrac de première génération.....	14
Figure.II.8 Garnissage en vrac de deuxième génération.....	14
Figure .II.9 Schéma synoptique de la colonne de rectification.....	14
Figure II.10: schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification.....	18
Figure.II.11 schéma descriptif du fonctionnement de la zone de d'épuisement.....	19
Figure.II.12 schéma descriptif du fonctionnement de la zone de d'alimentation.....	19
Figure II.13 : bilan thermique de la colonne.....	24
Figure III.1 : dimensionnement du ballon de reflux (V01-2702).....	45

NOMENCLATUR

Symboles	Désignation	Unité
Q_R	Charge thermique du rebouilleur	kcal/h
Q_C	Charge thermique du condenseur	kcal/h
H_F	Enthalpie de la charge liquide	Kcal/Kmol
H_0	Enthalpie de phase vapeur de la charge	Kcal/Kmol
h_0	Enthalpie de phase liquide de la charge	Kcal/Kmol
h_D	Enthalpie du distillat en état liquide	Kcal/Kmol
H_D	Enthalpie du distillat en état vapeur	Kcal/Kmol
H_R	Enthalpie du résidu en état liquide	Kcal/Kmol
h_{gr}	Enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur	Kcal/Kmol
g_x	Débit du reflux	Kmol/h
G_R	Débit du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur)	Kmol/h
X'_F	concentration molaire de l'alimentation	-
G_0, y'_0	Débit et concentration molaire de la vapeur	-
g_0, X'_0	Débit et concentration molaire du liquide	-
Q_1	Quantité de chaleur soustraite du distillat	Kcal
G, y'	Le débit et la concentration molaire de la vapeur	-
g, X'	Le débit et la concentration molaire du liquide	-
y'_D	la concentration molaire du distillat.	
H_i, h_i	Enthalpie respectives de la vapeur et du liquide	Kcal/kg
N_L	Nombre de Kmole de l'alimentation d'une colonne.	-
N_D	Nombre de Kmole de la phase vapeur (distillat)	-
N_R	Nombre de Kmole de la phase liquide (résidu).	-
$X'_{F,i}$	Concentration molaire du constituant « i » dans la charge.	-
E_i	coefficient d'HENRY	-
G_n	Vapeur montante	-
F	Débit molaire d'Alimentation	Kmol/h
n	Rang du plateau	-
D	Débit molaire de Distillat	Kmol/h

R	Débit molaire de Résidu	Kmol/h
g_n	Liquide descendant	-
X'_R	concentration molaire de résidu	-
X'_D	concentration molaire de distillat	-
Q_2	Quantité de chaleur fournie par le rebouillage	Kcal
N_{th}	Nombre de plateaux finis correspond à un taux de reflux r fini	-
r_{min}	Taux de reflux minimal pour un nombre infini d'étages	-
N_{min}	Nombre de plateaux minimal correspond à un taux de reflux total	-
η	Efficacité moyenne des plateaux réels	-
e'_0	Taux de vaporisation molaire de la charge	-
C	coefficient de correction	-
V_1	retenue correspondante à 5 min de soutirage du distillat	m^3
V_2	retenue correspondante à 3 min de reflux de tête (g_x)	m^3
X_{Di}	Concentration massique de l'élément (i)	-
ρ_{4i}^{20}	Masse volumique	kg/m^3
Z	coefficient de compressibilité	-
g_0	débit de la phase liquide dans l'alimentation	-
g_l	débit de la phase liquide alimentant le rebouilleur	-
H_t^v	l'enthalpie de la phase vapeur considérée	-
H_i^v	l'enthalpie de constituant « i »	-
$H_{i,0}^v$	l'enthalpie de constituant « i » d'après le graphe à la température t, et pression P	-
X_i	fraction massique de constituant « i »	-
m	Le coefficient de figurant	-
X'_{FV}	concentration molaire de constituant léger en alimentation	-
$X'_{R,L}$	concentration molaire de constituant lourd du résidu	-
$X'_{R,V}$	concentration molaire de constituant léger du distillat	-
$\alpha_{v,m}$	volatilité moyenne de l'élément nC_4 .	-
X'_{FL}	concentration molaire de constituant lourd en	-

	alimentation	
Y'_{DV}	concentration molaire de constituant léger du distillat	-
Y'_{DL}	concentration molaire de constituant lourd du distillat	-
X'_{FL}	concentration molaire de constituant lourd en alimentation	-
ε	l'efficacité de la colonne	-
T_g	température de gaz	C°
CF	Courbe de flash	-
M_i	La masse moléculaire de constituant i	Kg/mole
P_s	La pression au sommet de la colonne	bar
P_F	La pression au fond de la colonne	bar
P_f	La pression dans le balan de reflux	bar

ABREVIATION

API	American petroleum minstitute
AGC	Compresseur des gaz associes
BOD	Bases de concetion
BRC	Brown & Root Condor
BGC	Compresseur Booster
BS&W	Sediment de base et eau
CCR	Salle de controle central
CPF	Installation de traitement centrale
EKT	EL Kheit el Tessekha
EME	EL Merk Est
EMK	EL Merk
EMN	EL Merk Nord
FGS	Station de collecte
HBNS	Hassi Berkine Nord et Sud
HBN	Hassi Berkine Nord
IGC	Compresseur de gaz de re injection
IGF	Flottation de gaz induit
JTV	Vanne joule-Tomson
GPL	Gaz de pétrole liquéfies
MLN	Menzel Ladjmat Nord
MLSE	Menzel Ladjmat Sud-Est
NGL	Gaz naturel liquéfié
OWS	Réseau d'eaux huileuses
RGC	Compresseur de gaz residuels
PKO	kilometre 0 du pipeline
RVP	Pression de vapeur reid
SAA	Association sonatrach -anadarko
SH	Sonatrach

Sommaire

Introduction générale.....	01
Chapitre I :Le gaz naturel	
I-1 Généralité.....	02
I-2- Les différents types de gaz.....	03
I-2-1- Gaz sec.....	03
I-2-2-Gaz humide	03
I-2-3-Gaz a condensât	03
I-2-4- Gaz associé.....	04
I-3- Caractéristiques du gaz naturel :.....	04
I-3-1- la masse volumique.....	04
I-3-2-Volume massique	04
I-3-3-La densité	05
I-3-4- Pouvoir calorifique	05
I-3-5- Composition chimique :.....	05
Chapitre II théorie de distillation	
II -1- Définition de la distillation :.....	06
II-2- Principe de la distillation :.....	06
II-3- Types de distillations:.....	06
II-3-1-Distillation à l'échelle du laboratoire :.....	06
II-3-2- Distillation à l'échelle industrielle:.....	07
II-4- Description de la colonne de distillation :.....	09
II-4-1- Zone de flash ou d'expansion :.....	09
II-4-2- Zone de rectification	10
II-4-3- Zone d'épuisement	10
II-4-3-1- Le stripping	10
II-4-3-2- Soutirages	10
II-4-3-3-Reflux	10
II-5- Classification des colonnes de distillation.....	11
II-5-1- Colonnes à plateaux	11
II-5-1-1-Types de plateaux	11
II-5-2- Les colonnes à garnissages	12
II-6- La rectification.....	14
II-6-1- Définition	14
II-6-2- Le principe de rectification.....	15

II-7- Lois fondamentales de distillation	15
II-7-1- Volatilité	15
II-7-2- Lois de DALTON et de RAOUL	15
II-7-3- Détermination de la température de bulle et de rosée.....	16
II-7-4- Bilan matière de la colonne	17
II-7-5- Bilan matière de la zone de rectification	17
II-7-6- Bilan matière de la zone d'épuisement	18
II-7-7- Bilan matière de la zone d'alimentation	19
II-8- Choix de la pression dans la colonne.....	20
II-9- Fonctionnement à taux de reflux total.	21
II-10- Fonctionnement à taux de reflux minimal.....	22
II-11- Le taux de reflux opératoire optimal.....	22
II-12- Nombre de plateaux théoriques.....	23
II-13- Nombre de plateau réels.....	23
II-14- Bilan thermique de la colonne.....	23

Chapitre III :Calcul de la colonne du débutaniseur

III- Calcul de la colonne de débutaniseur C01-2702	26
III-1- Bilan matière de la colonne C01-2702.....	27
III-1-1- Débit et composition du distillat et du résidu	27
III-2- pression et température dans la colonne	29
III-2- Température au fond de la colonne.....	30
III-3- Calcul du taux de vaporisation de la charge	31
III-4- volatilités relatives des constituants.....	32
III-5- Fonctionnement a reflux total et minimal	33
III-5-1- Calcul du taux de reflux minimal.....	35
III-6- Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la colonne.....	36
III-6-1- Calcul de l'efficacité de la colonne $\ll \varepsilon \gg$	36
III-6-2- Calcul du nombre de plateaux dans la zone de rectification	36
III-6-3- Calcul du nombre de plateaux dans la zone d'épuisement	36
III-7- bilan thermique de la colonne	38
III-7-1- Détermination des masses moléculaires	39
III-8- dimensionnement de la colonne	42
III-8-1 Diamètrede la colonne	42
III-8-1-A Débit volumique des vapeurs aux conditions de service	42
III-8-1-B Vitesse admissible des vapeurs.....	43

III-8-2- Hauteur de la colonne V01-2702	45
III-9-dimensionnement du ballon de reflux (V01-2702)	46
III-9-1-Calcul du diamètre du ballon V01-2702.....	47
III-9-2-Calcul de la longueur du ballon V01-2702.....	47
III-9-3-Calcul la vitesse limite et le débit du gaz dans le ballon de reflux.....	48
Conclusion générale.....	49
Bibliographie	
Annexe	

Introduction général

Introduction générale:

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

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

Face au pétrole, son concurrent sur les marchés des combustibles, mais souvent son associé dans les gisements d'hydrocarbures et au cours de leur exploitation, le gaz est apparu comme une forme d'énergie difficile à mettre en œuvre, tout particulièrement en raison du poids des investissements et des coûts de transport jusqu'au consommateur.

L'intérêt croissant pour le gaz naturel vient du fait que celui-ci est choisi pour sa souplesse d'utilisation, sa propreté et en fin l'abondance relative des ressources.

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

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

Les progrès technologiques, les nouvelles approches économiques et commerciales, les stratégies les intervenants, la globalisation, les fusions et les alliances, se sont combinés pour donner au gaz le dynamisme nécessaire à la matérialisation de l'espoir qu'il nourrit pour devenir « l'énergie du 21ème siècle. ».

Notre travail consiste à étudier les l'unité GPL d'el merk au niveau d'un tronçon de la colonne de débutaniseur C01-2702.

pour l'expose de notre mémoire et de nos principaux calcules nous procédons comme suit.

Après une introduction général , on présente dans le premier chapitre une généralité sur le gaz naturel .cette dernière met en considération les principales caractéristique du gaz naturel .

Après une bref description sur la théorie de distillation qui présent la base de notre travail (chapitre II),dans le troisième chapitre nous exposons la méthodologie de calcul et une série de calcul afin d'optimiser les paramètres de marche de débutaniseur pour maximiser La récupération de C5⁺ .en finirons notre travail par une conclusion .

Chapitre -I- Généralités sur le Gaz naturel

Chapitre I: Généralité sur le gaz naturel

I-1 Généralités :

Pendant longtemps, le gaz naturel a été considéré comme un sous-produit du pétrole, il était brûlé à la torche sur de nombreux gisements. Il a commencé à être utilisé aux Etats-Unis, dans l'industrie d'abord, puis pour des usages domestiques en se substituant peu à peu au gaz manufacturé.

Son développement a ensuite été très rapide, grâce à l'abondance de ses réserves, à leur répartition sensiblement plus équilibrée que celle des réserves pétrolières et à son excellente qualité pour le consommateur finale.

Mais le coût de son transport pèse de plus en plus lourd, jusqu'à ces dernières années.

Le transport du gaz sur des distances de plus en plus longues et dans des conditions de plus en plus sévères devient une nécessité impérative pour assurer son développement.

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années 70. En effet, elle représente le cinquième de la consommation énergétique mondiale.

En raison de ses avantages économiques et écologiques, le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays. Les propriétés de ce produit, comme par exemple le faible intervalle de combustion le caractérisant, en font l'une des sources d'énergie les plus fiables connues à ce jour. Actuellement, il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée après le pétrole.

D'après le département américain de l'énergie, la part du gaz naturel dans la production énergétique mondiale était de 23% en 1999 et les perspectives de développement de la demande sont excellentes. Il est considéré comme le combustible fossile du siècle, comme le pétrole l'était lors du siècle précédent et le charbon il y a deux siècles [1].

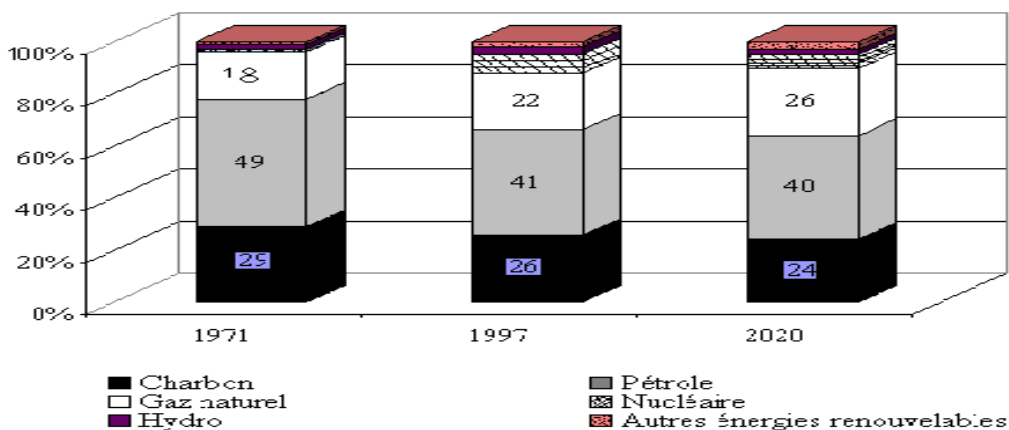


Figure I.1 : Répartition des différentes formes d'énergies dans le monde[1].

1-2- Les différents types de gaz:

On distingue quatre types:

- Gaz sec .
- Gaz humide.
- Gaz a condensât.
- Gaz associé.

I-2-1- Gaz sec:

Un gaz sec ne forme pas une phase liquide dans les conditions de production c'est-à-dire que les points représentant les conditions dans les réservoirs et en surface se trouvent tous les deux en dehors du domaine biphasique.

Au cours de la production d'un tel gaz, il ne se forme jamais de phase liquide, ceci reste vrai lorsque la pression dans le réservoir décroît avec le temps. Pendant l'exploitation du gisement, cette situation implique un domaine biphasique relativement étroit.

Le gaz doit être concentré en méthane et contenir peu d'hydrocarbures plus lourds que lui.

1-2-2-Gaz humide :

Un gaz est dit humide s'il y a production de phase liquide en surface sans qu'il y ait condensation rétrograde dans le gisement.

Dans le cas gaz humide la température du réservoir est supérieure à la température de crissement (désigne le point de l'enveloppe du domaine courbe de bulle - courbe de rosé qui correspond à la température maximale d'un équilibre biphasique) et l'isotherme qui correspond à la température du réservoir ne traverse pas la zone biphasique et il n'apparaît pas de phase liquide dans le réservoir lorsque la pression baisse en cours de production. Par contre il se forme une phase liquide en surface, le point de coordonnées (T_s , P_s) qui représente les conditions de surface étant situé dans le domaine liquide – vapeur.

Si les conditions en surface restent fixées au cours de l'exploitation du gisement , la fraction liquide produite en surface reste constante et la composition de l'effluent n'évolue pas au cours du temps, un tel gaz est normalement moins concentré en méthane qu'un gaz sec [2].

I-2 -3 - Gaz a condensât :

Dans le cas d'un gaz à condensât, une phase liquide peut se former dans le réservoir par condensation rétrograde, la température T_g du réservoir est comprise entre la température critique (point de croisement entre la courbe de bulle et la courbe de rosée) et

la température cricondentherme. Tandis que le point représentant les conditions dans le réservoir se trouve à l'intérieur ou au-dessus de la zone de condensation rétrograde. Lors de la production, La décompression du gaz à la température conduit à la formation, par condensation rétrograde, d'une phase liquide qui se dépose dans la roche réservoir.

Dans la majorité des cas la pression de rosée rétrograde et la mise en production mène très vite à une condensation d'hydrocarbures. La phase condensée s'enrichit en constituants lourds [2].

I-2 -4- Gaz associé:

Le gaz associé coexiste dans la roche réservoir avec un gisement de pétrole. Il peut être sous forme de gaz dissous dans l'huile ou forme de gaz de couverture (gaz cap) situé au-dessus de réserve de pétrole (huile).

En examinant le diagramme de phase du système formé par l'huile et le gaz associé présent le dans le réservoir, le point qui représente les conditions du réservoir se trouve alors dans le domaine biphasique. Le mélange se compose en effet d'une phase liquide (huile) et d'une phase gazeuse.

Lorsque l'huile est produite. La pression diminue et une partie du gaz dissous est libérée. Cette traction gazeuse est habituellement séparée en surface, le gaz qui reste dissous dans les conditions de séparation est ensuite libéré par détentes successives, la dernière détente étant réalisée à une pression voisine de la pression atmosphérique.

La quantité de gaz dissoute ainsi libérée, soit aux condition du séparateur de tête, soit aux conditions standards est caractérisée par le GOR (gas-oil Ratio) défini comme le rapport des volumes respectifs de gaz libéré et d'huile résiduelle [2].

I-3- Caractéristiques du gaz naturel :

Au stade final de son exploitation le gaz naturel à les caractéristiques suivantes :

I-3-1- la masse volumique :

C'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimé en **Kg / m³**, elle est fonction de la température et de la pression, en d'hors des conditions spécifiées on se réfère à des conditions dites normales ou standards :

- Condition normale : $T = 0\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P = 1\text{ atm}$.
- Condition standard : $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P = 1\text{ atm}$ [3].

I-3-2-Volume massique :

Représente le volume occupé par unité de masse de gaz, il est donc l'inverse de la masse volumique et s'exprime en **m³ / Kg** [2].

I-3-3 -La densité :

Elle est définie pour un gaz comme étant le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans des conditions bien déterminées de température et de pression, comme elle peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir à partir de sa composition chimique en utilisant la relation :

$$\text{Densité du gaz} = \text{masse moléculaire} / 28.966$$

I-3-4- Pouvoir calorifique :

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence, le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en **Joules / m³** [3].

I-3-4-1- types des pouvoirs calorifiques

On distingue deux pouvoirs calorifiques :

A-Pouvoir calorifique supérieur PCS :

Il correspond à la chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau formée étant à l'état liquide.

B- Pouvoir calorifique inférieur PCI :

Il correspond à la combustion dans laquelle l'eau reste à l'état vapeur ; le **PCI** diffère du PCS d'une quantité de chaleur latente de vaporisation de l'eau [3].

I-3-5- Composition chimique :

Indique la nature des composés d'hydrocarbures et d'autres constituants du gaz, et leur importance relative dans le mélange par l'intermédiaire de leurs fraction volumique ou moléculaire.

La composition chimique d'un gaz est utilisée pour l'étude de vaporisation, et elle sert aussi à calculer certaines de ses propriétés en fonction de la pression et de la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de son exploitation. Elle est déterminée par méthode chromatographique en phase gazeuse.

Tous les hydrocarbures présents dans le gaz naturel appartiennent à la série des paraffines de formule général : **C_nH_{2n+2}**.à cela s'ajoute :**N₂,H₂S,CO₂**.

En faible quantités (traces) on trouve l'Argon (l'**Argon** est un élément chimique , de symbole **Ar** et de numéro atomique 18,Masse atomique :39.948), l'Hélium,(condensat l'Argon ,GPL) et de l'eau salé [3].

Partie théorique

Chapitre -II- Théorie de distillation

Chapitre II : Théorie de distillation

II -1- Définition de la distillation :

Exploitant les différences de volatilités des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation ou comme on dit généralement le fractionnement des constituants en fonction de leurs températures d'ébullition.

Travaillant comme une machine thermique entre une source chaude (four), et une source froide (condenseur de tête) la distillation met en œuvre un contre-courant de liquide et vapeur, discontinu dans le cas des colonnes à plateaux ou continu pour les colonnes à garnissage, comme la thermodynamique l'a montré, le contact des deux phases conduit à un échange des constituants, les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au sommet de la colonne alors que les éléments lourds passent en phase liquide et ils sont soutirés au fond de la colonne, cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit entre la tête et le fond de la colonne par un gradient de température qui dérive directement du gradient de concentration.

L'échange réciproque de constituants d'une phase vers l'autre par diffusion conduit à un équilibre théorique.

Un tel système en équilibre constitue un étage théorique, il est caractérisé par des relations entre les concentrations des constituants dans chaque phase traduisant ainsi une sélectivité élémentaire de fractionnement.

La distillation ordonne ces contact élémentaire en série, sous forme de cascade afin d'amplifier la sélectivité de l'étage théorique [4].

II-2- Principe de la distillation :

La distillation est une méthode de séparation basée sur la différence de température d'ébullition des différents liquides qui composent un mélange.

Si on chauffe un mélange de liquides, c'est le liquide le plus volatile (celui qui a la température d'ébullition la plus basse) qui s'échappera le premier.

Pour recueillir les vapeurs de ce produit, il faut les condenser. Cela est fait par un réfrigérant à eau [5].

II-3- Types de distillations:

II-3-1 Distillation à l'échelle du laboratoire :

A-Distillation ASTM (American Society for Testing Materials):

C'est la distillation la plus utilisée dans laboratoire de l'industrie, en distillant le produit à analyser dans un appareillage simple, les conditions (vitesse de chauffage, vitesse d'évaporation, etc...) sont normalisées.

Ces distillations ASTM sont utilisées pour fournir les spécifications distillatoires des produits pétroliers. Cela présente l'avantage d'être assez rapide alors que la distillation TBP (plus précise et plus représentative de la composition des produits) est très longue (24 heures).

B- Distillation Parfaite TBP(True Boiling Point) :

C'est la distillation ASTM avec la rectification, elle s'effectue dans une colonne à garnissage qui équivaut à environ ' 10 plateaux théoriques' et fonctionne avec un taux de reflux bien déterminé .Au sommet de la colonne, passe tout d'abord la totalité du constituant le plus volatil et ensuite les constituants Plus lourds par ordre de volatilité.

Cette distillation est dite parfaite à cause du phénomène de reflux qui revient dans la colonne, ce dernier assure la condensation des hydrocarbures lourds entraînés par les légers, et dans ces conditions il y'a correction de la composition.

La TBP sert à analyser des nouveaux gisements et évaluer la composition des produits extraits du pétrole brut et de fixer le rendement de certaines fractions. Ces renseignements seront directement exploités par le raffineur et ainsi ils permettent le dimensionnement des unités de raffinage [5].

C- Distillation Progressive Simple :

Dans ce type de distillation, on opère dans un ballon, placé dans un bain chauffant de telle sorte que la température soit toujours la même en phase liquide et en phase vapeur.

A chaque instant, nous avons un équilibre entre le liquide qui bout dans le ballon et la vapeur émise. On note les températures (température de vapeur, température du liquide) en fonction de la quantité recueillie dans l'éprouvette de recette.

La courbe de distillation obtenue est composée entre la température de bulle du mélange et la température d'ébullition du constituant le moins volatil.

Evidemment, ce procédé ne représente aucun intérêt théorique puisqu'il ne permet pas d'isoler les deux constituants (A, B) dans le cas d'un mélange binaire [4].

D- Distillation par la méthode de flash :

Cette distillation est caractéristique de celle à l'échelle laboratoire dans l'industrie. La charge chauffée à une température donnée dans un four sous une pression entre dans la colonne, dans la zone d'expansion où elle subit une détente et se divise en deux phases liquide et vapeur.

Cette distillation nous permet de tracer une courbe montrant la variation de la température en fonction du rendement des fractions.

Cette courbe portant le nom de courbe de flash détermine le régime thermique de la tour de distillation.

Mais, étant donné que cette distillation prend une longue durée pour la faire, alors le tracé de la courbe se fait à partir de la **TBP**, en utilisant les méthodes de :

- **S. N. OBRYATCHICOV , E. V. SMIDOVITCH**
- **W. L .NELSON R. J. KHARVI**
- **W. C. EDMISTER , K. K. OKAMOTO**

Remarque : les méthodes de construction de **CF** sont basées sur la dépendance entre la TBP et **CF**, les angles d'inclinaison et on admet que la **CF** est une ligne droite [6].

II-3-2- Distillation à l'échelle industrielle:

A- La distillation atmosphérique:

C'est la première opération subie par le pétrole dans la raffinerie. L'unité de distillation est l'unité maîtresse de la raffinerie, car elle fournit toutes les fractions pétrolières qui deviendront des matières premières pour des procédés de conversion et de prétraitement.

La séparation est généralement réalisée dans une colonne unique, fonctionnant sous une pression à peine supérieure à 1 atm, et possédant des soutirages latéraux [7].

B- La distillation sous vide:

C'est réservée au fonctionnement de produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient au seuil du craquage. Elle est utilisée surtout pour les produits nobles pour lesquels il faut éviter toute trace d'altération par décomposition thermique [8].

II-4- Description de la colonne de distillation :

La colonne de distillation est un appareil cylindrique vertical de hauteur qui varie entre 40 et 50m.

Elle est munie des cloisons horizontales appelées plateaux qui ont pour rôle d'assurer un contact intime entre le liquide et le vapeur de façon à permettre l'équilibre des phases à la suite des transferts de chaleur et de matière. Elle se divise en trois zones :

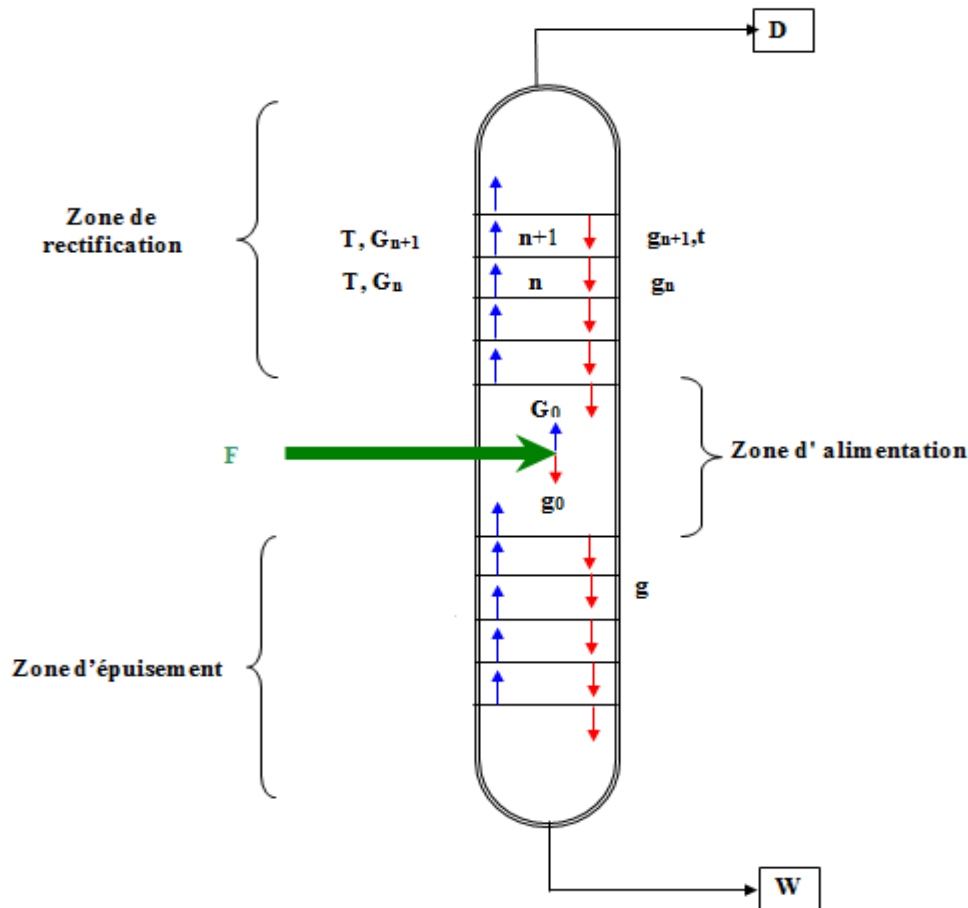


Figure II.1: schéma générale du fonctionnement d'une colonne.

II-4-1- Zone de flash ou d'expansion :

Dans cette zone s'effectue la séparation de la charge en phase vapeur et en phase liquide. La construction de cette zone doit assurer une bonne séparation des phases et protéger les parois de la colonne contre l'érosion. Pour cela, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placée verticalement [4].

II-4-2- Zone de rectification :

Elle contient des plateaux pour permettre la rectification. Le nombre de plateaux dépend de la nature de la charge à traiter et des fractions qu'on veut obtenir (entre 22÷45).

II-4-3- Zone d'épuisement :

Dans cette zone s'accumule la partie la plus lourde du pétrole. C'est le résidu atmosphérique qui servira de charge pour la distillation sous vide, dans lequel on injecte la vapeur d'eau pour éliminer les constituants légers volatils. Cette zone comprend aussi des plateaux dont le nombre varie de 6÷8 [4].

Pour un bon fractionnement de cette colonne, on peut utiliser :

II-4-3-1- Le stripping :

En général les produits soutirés soit au fond de la colonne, soit latéralement, ne sont pas correct en leur point initial, ce qui incite à effectuer une opération de correction pour ces soutirages et cela afin de limiter la teneur en hydrocarbures légers. Cette correction est faite par injection de la vapeur d'eau avec une basse pression et surchauffée jusqu'à 400°C ; mais le stripping du kérosène ainsi que la matière première pour le reforming (solvant lourd) qui nécessitent une absence totale d'eau se fait par remouillages [4].

II-4-3-2- Soutirages :

Le soutirage consiste à enlever une partie liquide d'une section quelconque de la colonne pour absorber une quantité de chaleur.

II-4-3-3- Reflux :

afin de contrôler la température dans différentes parties de la colonne, on utilise 04 reflux qui sont : [4].

A- Reflux de tête :

Il règle la température au sommet de la colonne, ce reflux sont les vapeurs de tête à l'état liquide après leurs condensation, démunies de l'eau qu'elles contiennent. Ce dernier à la température de 25÷45°C est injecté sur le plateau supérieur, puis passe dans le deuxième plateau là où il se vaporise, en absorbant de la chaleur latente qu'il perd aussitôt dans le condenseur. La quantité de reflux injecté est à son tour contrôlé par un dispositif de régulation de température.

B- Reflux chaud :

Une température du produit de fond de tour est dirigé vers un rebouilleur pour évaporer les légers entraînés et les faire revenir dans la colonne dans une partie mixte.

C- Reflux circulant intermédiaire et Reflux circulant intérieur :

Ces reflux sont utilisés pour contrôler la température au niveau des plateaux de soutirages latéraux. Pour le premier reflux, c'est la fraction entre le gas-oil léger et le kérosène, quant au deuxième c'est la fraction entre le gas-oil léger et le distillat [4].

Ces deux reflux présentent les avantages suivants :

- ❖ Ils diminuent la quantité de vapeur au sommet de la colonne, ce qui implique la diminution du diamètre de la colonne.
- ❖ L'utilisation de la chaleur de ce reflux pour chauffer le pétrole brut
- ❖ Ils permettent d'augmenter la capacité de la colonne, parce que le débit maximal de vapeur diminue.

Et leurs inconvénients sont :

- ❖ Des plateaux fonctionnent comme un échangeur de chaleur, alors on prévoit des plateaux supplémentaires
- ❖ Diminution de la qualité de fractionnement entre les soutirages latéraux qui encadrent ces reflux [4].

II-5- Classification des colonnes de distillation:

La séparation est effectuée dans une colonne à garnissage ou à plateaux assurant le meilleur contact possible entre la vapeur ascendante et le liquide descendant .

II-5-1- Colonnes à plateaux :

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact intime de ces deux phases circulant à contre-courant ; ce contact s'effectue en discontinu sur les plateaux.

Les paramètres opératoires (**T**, **P**) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre sont fonction des bilans massiques (**matière**) et thermiques et des équations d'équilibre.

II-5-1-1- Types de plateaux :

✓ Plateau à calottes :

Les plateaux à calottes sont de moins en moins utilisés dans l'industrie. La plupart des colonnes construites actuellement sont équipées de plateaux perforés et à soupapes moins onéreux. Cependant, un grand nombre de colonnes à plateaux à calottes est encore en service ; Il est donc nécessaire que les ingénieurs soient familiarisés avec leur fonctionnement. Les plateaux à calottes sont encore spécifiés dans un certain nombre de cas :

- ❖ fonctionnement à très faibles débits ;
- ❖ distillation sous vide moyen ;
- ❖ temps de séjour important sur les plateaux, nécessité par une réaction chimique [9] .

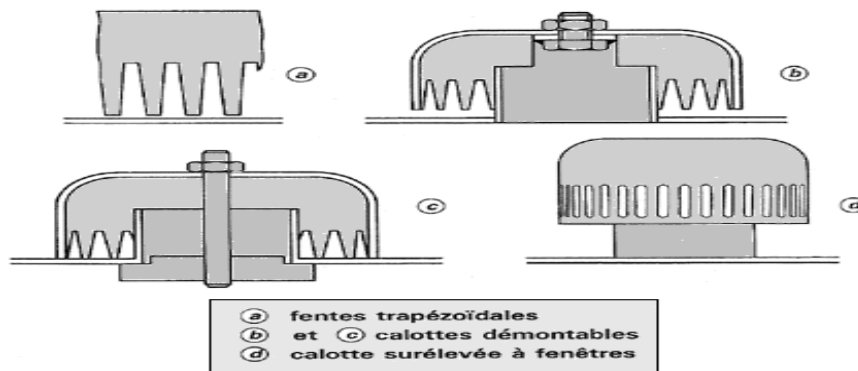


Figure II.2: Types de calottes [9]

✓ **Plateau perforé à déversoir :**

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

Les plateaux perforés sont peu utilisés dans l'industrie pétrolière. S'ils ont l'avantage d'être moins chers que les autres technologies, leur défaut majeur est leur manque de flexibilité. En effet, l'absence de clapets, qui permettent de réguler la section de passage pour la phase vapeur, restreint leur domaine de fonctionnement : un débit de vapeur trop faible laisse se développer un phénomène de pleurage important, alors qu'une élévation de débits provoque rapidement des phénomènes d'entraînement favorisés par le fait que les jets de vapeur ne sont pas brisés comme dans les autres technologies [10].

✓ **Plateau à clapets :**

Il constitue un compromis entre les deux types précédents. C'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés de clapets (voir Fig.II-5). La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur, qui s'échappe horizontalement dans le liquide,

exactement comme aux fentes des calottes. Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes, car leurs performances sont largement supérieures, pour un prix de revient plus faible.

✓ **Plateau sans déversoirs :**

Ces plateaux ne sont constitués que de simples plaques perforées et donc de construction peu onéreuse. Liquide et vapeur s'écoule à contre-courant par les mêmes orifices, qui peuvent être de simples trous ou des clapets fixes (Voir Fig.II-6). La rétention liquide sur le plateau et due à la balance des écoulement liquide et vapeur à travers les trous. Ces plateaux ont une efficacité acceptable [10].

✓ **Plateau à jet directionnel :**

La construction de ce plateau est inspirée du souci de simplicité, efficacité, et surtout faible coût de revient par rapport aux autres technologies [10].

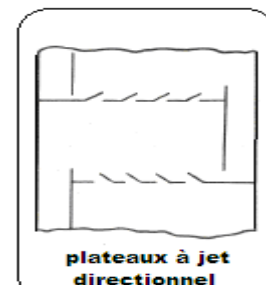


Figure II. 3: Plateau à jet directionnel [7]

II-5-2- Les colonnes à garnissages :

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

de bulles gazeuses. L'efficacité d'un tel dispositif est donc directement liée à la surface offerte par le film liquide.

Avec des garnissages, le contact entre les phases devient continu tout le long de la colonne. Les performances de cette technologie dépendent de sa capacité à disperser les flux liquide et vapeur afin de maximiser la surface de contact et à éviter la formation de courts-circuits préjudiciables [11].

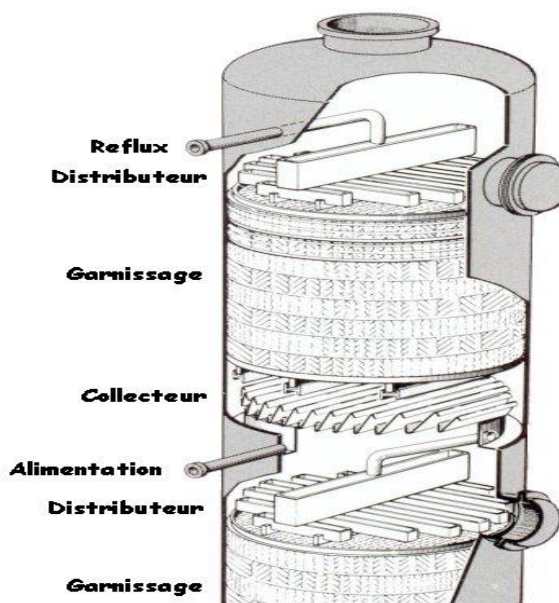


Figure II.4: colonne a garnissage [16]

Ces colonnes ont l'inconvénient d'une faible flexibilité mais présentent les avantages suivants ;

- ❖ Prix de revient moins onéreux ;
- ❖ Faibles pertes de charges ;
- ❖ Rétention peu importante.

Au fil des années, les types de garnissage proposés par les fabricants ont fortement évolué et actuellement on trouve une grande variété. On distingue trois grandes classes :

Les garnissages disposés en vrac (Voir Fig.II-7.8) ;

- ❖ Les garnissages ordonnés ou structurés ;
- ❖ Les grilles superposées, qui se rapprochent des précédents.

En ce qui concerne les matériaux utilisés, on a le choix entre la céramique ou porcelaine (bon marché et résistants à la corrosion, mais fragile), l'acier (moins épais, donc offrant une plus grande fraction du vide, mais plus cher) ou (le plastique peu coûteux, léger, mais limité en température comme le polypropylène) [11].

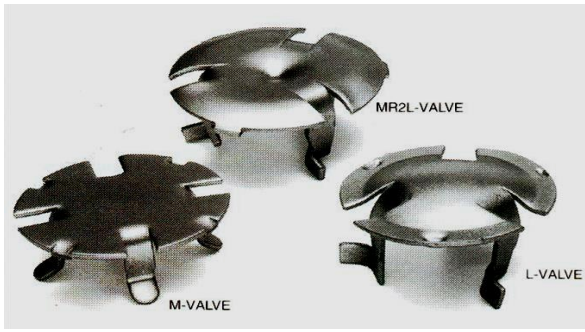


Figure.II.5 Clapets [10].

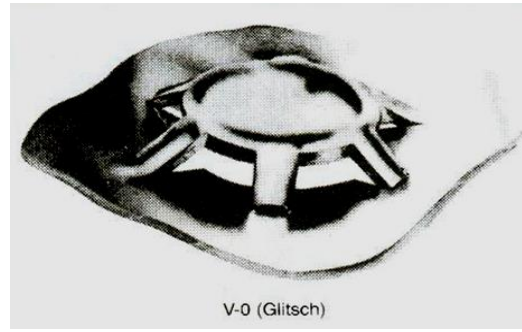


Figure.II.6 Clapet fixe utilisé avec ou sans déversoir [10].

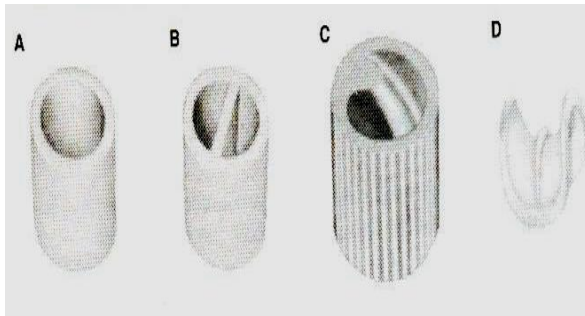


Figure .II.7 Garnissage en vrac de première génération [10].

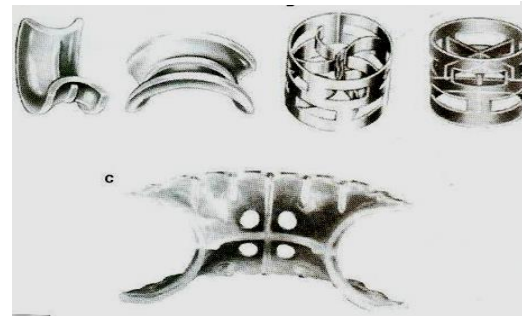


Figure.II.8 Garnissage en vrac de deuxième génération [10].

II-6- La rectification:

II-6-1- Définition :

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange d'hydrocarbures et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé colonne de rectification.

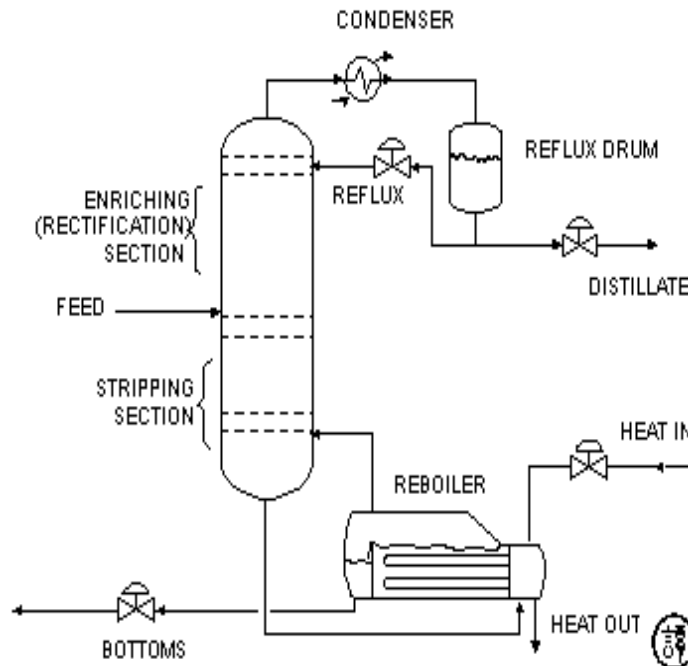


Figure .II.9 Schéma synoptique de la colonne de rectification [16].

II-6-2 Le principe de rectification:

La mise en œuvre se fait généralement dans une colonne à distiller constituée d'un long cylindre dans lequel sont disposés des obstacles ayant pour but de faciliter le contact entre les phases vapeur et liquide, les transferts de matière sont ainsi plus importants (plus rapides) et conduisent donc à une meilleure séparation des constituants. Ces obstacles peuvent être soit:

- ✓ des corps de remplissage (garnissage de colonne).
- ✓ des plateaux (ou étages) physiques (réels) ayant des efficacités variables [12].

II-7- Lois fondamentales de distillation :

II-7-1- Volatilité :

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

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (\text{II - 1})$$

Où K_i est le coefficient de partage, y_i est la fraction molaire du constituant i dans la phase vapeur et x_i est la fraction molaire du constituant i dans la phase liquide.

Les composants les plus volatiles dans le mélange ont une valeur de K plus élevée, tandis que les composants les moins volatiles ont une valeur plus faible pour K .

Pour la distillation, le facteur clef de la séparation est la volatilité relative. Plus la volatilité relative augmente, plus la séparation par distillation sera facile. Elle est définie comme :

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \quad (\text{II - 2})$$

Où:

α_{ij} est la volatilité relative du composant i par rapport au composant j [14].

II-7-2- Lois de DALTON et de RAOUL :

A – La pression d'équilibre d'un mélange gazeux supposé parfait est la somme des pressions partielles de ces constituants.

$$\pi = \sum P_i \quad (\text{II - 3})$$

* En appliquant les lois des gaz parfaits à chacun des constituants « i » dans la phase gazeuse on peut écrire :

$$y_i' = P_i / \pi \quad (\text{II - 4})$$

* D'après la loi de RAOUL la pression partielle d'un constituant « i » dans une solution idéale est égale au produit de la tension de vapeur de ce constituant par sa concentration molaire en phase liquide [13] [14].

$$P_i = P'_i \cdot X'_i \quad (\text{II - 5})$$

Dans le cas de mélange réel la relation (II-5) devient comme suit :

$$P_i = E_i \cdot X_i \quad (\text{II - 6})$$

B – Equilibre liquide-vapeur:

On dit que les deux phases sont en équilibre lorsque la pression partielle de chacun des constituants est la même dans les deux phases (liquide et vapeur), Des relations (II-4) et (II-5) on peut faire apparaître le coefficient d'équilibre :

$$K_i = P'_i/\pi = y'_i / X'_i \quad (\text{II - 7})$$

Le coefficient d'équilibre ainsi défini ne peut être que d'un usage restreint étant donc que :

- ❖ La définition des pressions partielles dans la phase vapeur implique que chacune de celle-ci se comporte comme un gaz parfait ce qui ne peut être vérifié qu'à basse pression.
- ❖ Lorsque la pression augmente, la valeur de K_i calculée comme égale au rapport (P'_i/π) , ne caractérise pas la distribution réelle des constituants entre les deux phases en équilibre. Dans ce cas, on utilise les valeurs expérimentales de K_i ou celle calculées par la méthode thermodynamique (diagramme JENNY SHEIBEL) [13].

II-7-3- Détermination de la température de bulle « t_b » et de rosée « t_r » :

A - Taux de vaporisation molaire « ϵ » :

Considérant un mélange de n constituants sous une pression P, sachant que :

$$N_F \cdot X'_{Li} = N_D \cdot y'_i + N_R \cdot X'_i \quad (\text{II - 8})$$

Sachant que $\epsilon = N_D / N_L$.

Par substitution on aura :

$$\sum_{i=1}^n X'_i = \sum_{i=1}^n \frac{X'_{F,i}}{1 + \epsilon (K_i - 1)} = 1 \quad (\text{II - 9})$$

$$\sum_{i=1}^n y'_i = \sum_{i=1}^n \frac{K_i \cdot X_{F,i}}{1 + \epsilon (K_i - 1)} = 1 \quad (\text{II - 10})$$

Et cela en combinaison avec la formule (II-7).

B - Détermination de la température de bulle « t_b » :

A la température de bulle, le mélange se trouve complètement à l'état liquide ($\epsilon=0$), et substituant la valeur de ϵ dans l'équation (II-9) nous aurons :

$$\sum_{i=1}^n K_i \cdot X'_i = 1 \quad (\text{II - 11})$$

La température de bulle est déterminée par approximations successives.

C- Détermination de la température de rosée « t_r » :

A cette température le mélange se trouve complètement à l'état vapeur ($\epsilon=1$), en substituant la valeur de (ϵ) dans l'équation (II-10) nous aurons :

$$\sum_{i=1}^n y'_i / K_i = 1 \quad (\text{II - 12})$$

La température t_r est déterminée par approximations successives.

II-7-4- Bilan matière de la colonne :

Le bilan matière pour la colonne entière et pour l'élément i s'écrit comme suit :

$$F = D + R \quad (\text{II - 13})$$

$$F \cdot X'_{F_i} = D \cdot y'_i + R \cdot X'_{R_i} \quad (\text{II - 14})$$

A partir de l'équation (II-13) on pourra calculer R et D , si la concentration du constituant i dans le distillat et dans le résidu est connue [7].

II-7-5 Bilan matière de la zone de rectification :

A- Le taux de reflux r_f :

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

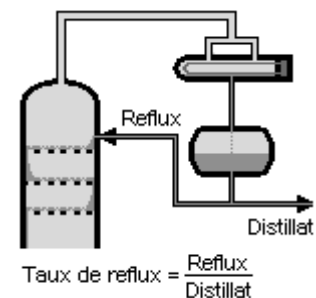
Il est égal au rapport de la quantité de reflux renvoyé dans la colonne sur la quantité du distillat :

$$r_f = g_0 / D \quad (\text{II - 15})$$

B- Bilan matière de zone de rectification :

On donne les significations suivantes :

Le bilan matière pour la zone de rectification pour le constituant le plus volatil « i » s'écrit : [7] .



$$G_i = g_{i-1} + D \quad (\text{II - 16})$$

$$G_i \cdot y'_i = g_{i-1} \cdot X'_{i-1} + D y'_D \quad (\text{II - 17})$$

A partir des équations (15), (16) et (17), on trouve l'équation de concentration de la zone de rectification :

$$y'_i = \frac{rf}{1+rf} X'_{i-1} + \frac{1}{1+rf} D y'_D = 1 \quad (\text{II - 18})$$

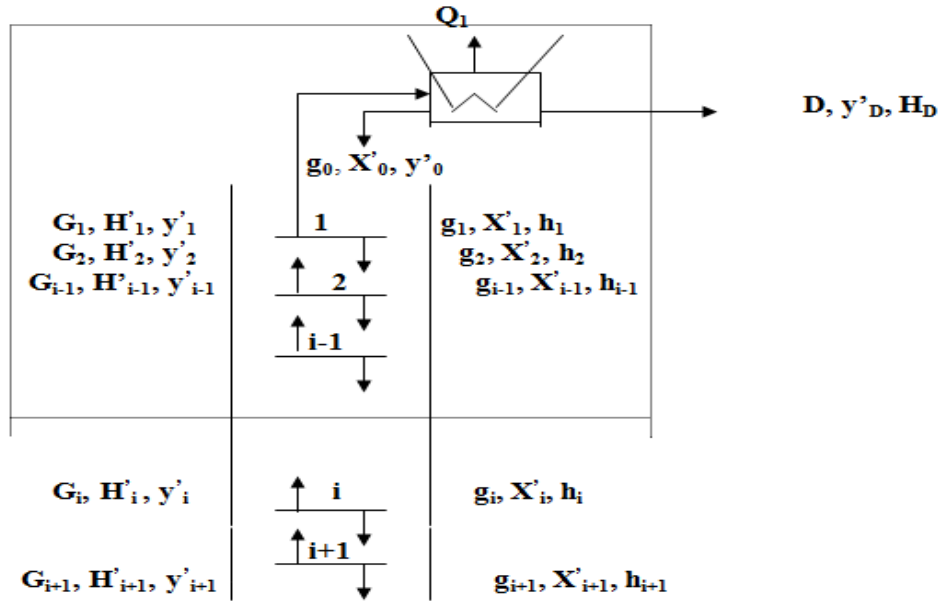
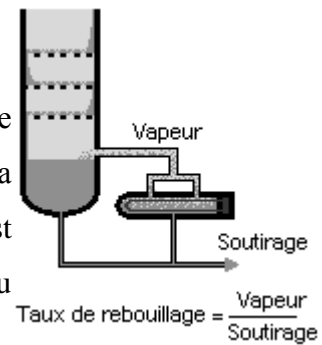


Figure II.10: schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification

II-7-6 - Bilan matière de la zone d'épuisement :

✓ Le taux de rebouillage « r_b » (reflux chaud) :

Le reflux chaud a pour but d'apporter la chaleur, de maintenir la température au fond de la colonne et d'assurer la vaporisation des légers entraînés par les produits de fond. Il est égal au rapport de la quantité de reflux chaud provenant du rebouilleur à la quantité de résidu :



$$r_b = G_R / R \quad (\text{II - 19})$$

A- Bilan matière de zone d'épuisement :

Le bilan matière pour la zone d'épuisement et pour le constituant « i » le plus volatil s'écrit :[7]

$$g_{i+1} = G_i + R \quad (\text{II - 20})$$

$$g_{i+1} \cdot X'_{i+1} = G_i \cdot y'_i + R \cdot X'_R \quad (\text{II - 21})$$

Des équations (II-19), (II-20), et (II-21) on peut écrire l'équation de concentration de la zone d'épuisement :

$$y'_i + 1 = \frac{rb}{1+rb} y'_i + \frac{1}{1+rb} X'_R = 1 \quad (II - 22)$$

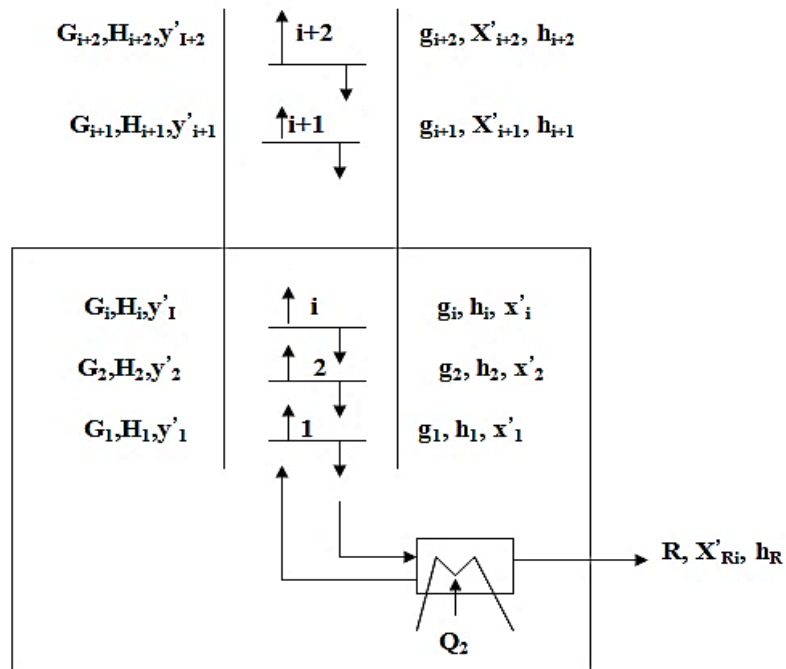


Figure.II.11 schéma descriptif du fonctionnement de la zone de d'épuisement

II-7-7- Bilan matière de la zone d'alimentation :

Le bilan matière de la zone d'alimentation est donné comme suit :[7]

$$F = G_0 + g_0 \quad (II - 23)$$

$$F \cdot X'_F = G_0 \cdot y'_0 + g_0 \cdot X'_0 \quad (II - 24)$$

Où :

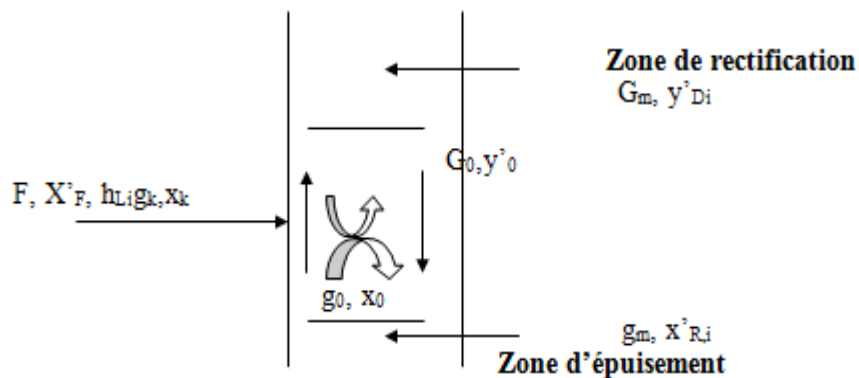


Figure.II.12 schéma descriptif du fonctionnement de la zone de d'alimentation

La vapeur qui monte du plateau supérieur de la zone d'épuisement (G_K), se mélange avec la vapeur G_0 de l'alimentation pour alimenter la zone de rectification :

$$G_m = G_0 + G_K \quad (\text{II} - 25)$$

$$G_m y'_{m_i} = G_0 \cdot y'_{oi} + G_K \cdot y'_{k_i} \quad (\text{II} - 26)$$

Il en est de même pour l'alimentation de la zone d'épuisement, le liquide vient du plateau inférieur de la zone de rectification g_K , se mélange avec le liquide de l'alimentation g_0 pour alimenter la zone d'épuisement : [7].

$$g_m = g_0 + g_K \quad (\text{II} - 27)$$

$$g_m \cdot X'_m = g_0 \cdot X'_0 + g_K \cdot X'_K \quad (\text{II} - 28)$$

II-8- Choix de la pression dans la colonne:

Quel que soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression dans la colonne 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 en contrepartie il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle. C'est donc le choix de fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne, on doit utiliser une source froide abondante et bon marché, on utilise généralement l'air et l'eau qui permet d'obtenir un condensât de 30 à 45 °C, la pression dans la colonne sera au moins égale à la pression de bulles à ces températures.

Si la température de condensation des vapeurs du distillat à la pression atmosphérique est supérieure à celle de l'eau ou l'air, la rectification s'effectue généralement à une faible pression effective, un excès de pression est nécessaire pour vaincre les résistances des plateaux, des conduites et du condenseur.

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

Lorsque le distillat est constitué de composants très légers, il est nécessaire de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à des basses températures [4].

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

$$\sum K_i \cdot X'_{D_i} = 1 \quad (\text{II} - 29)$$

Les pressions au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation dans la colonne seront donc respectivement [7].

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \quad (\text{II - 30})$$

$$P_f = P_a + \Delta P_2 \quad (\text{II - 31})$$

$$P_a = P_s + \Delta P_2 \quad (\text{II - 32})$$

Ou :

$\Delta P_1 = (0.2 \div 0.4) \text{ Atm}$, perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

$\Delta P_2 = (0.3 \div 0.5) \text{ Atm}$, perte de charge due aux résistances des plateaux.

II-9- Fonctionnement a taux de reflux total:

Dans la rectification on utilise deux méthode d'idéalisations du procédé permettant d'établir les cas limites du fonctionnement de la colonne, l'un des cas est le fonctionnement à reflux total qui correspondant à un nombre minimal de plateaux théoriques et l'autre est le fonctionnement à reflux minimal demandant la séparation spécifiée un nombre infini de plateaux.

A reflux total lorsque les concentrations de deux constituants (i et j) dans les produits obtenus (distillat et résidu), les volatilités relatives de ces constituants et le nombre minimal de plateaux est donné par la formule connue de **Fenske-Underwood**

$$\frac{X'_{D,i}}{X'_{D,j}} = \left(\frac{\alpha_1}{\alpha_2}\right)^{N_{min}} \cdot \left(\frac{X'_{R,i}}{X'_{R,j}}\right) \quad (\text{II - 33})$$

A partir de cette équation, le nombre minimal de plateaux théoriques y compris le rebouilleur sera [7].

$$N_{min} = \log \left(\frac{X'_{D,i} \cdot X'_{R,i}}{X'_{D,j} \cdot X'_{R,i}} \right) / \frac{1}{\log(\alpha_i/\alpha_j)} \quad (\text{II - 34})$$

L'application de cette équation aux constituants clés donne :

$$N_{min} = \log \left(\frac{X'_{D,i} \cdot X'_{R,L}}{X'_{D,j} \cdot X'_{R,i}} \right) / \log \left(\alpha_i / \alpha_j \right) \quad (\text{II - 35})$$

Le nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement et de rectification est fixé par l'application de l'équation de FENSKE-UNDERWOOD aux constituants clés entre l'alimentation et le distillat ou résidu comme suit [7].

$$N_{min} = \log \left(\frac{X'_{D,V} \cdot X'_{F,L}}{X'_{D,L} \cdot X'_{F,V}} \right) / \log \alpha_{V,L} \quad (\text{II - 36})$$

$$N_{min} = \log \left(\frac{X'_{F,V} \cdot X'_{R,L}}{X'_{F,L} \cdot X'_{F,V}} \right) / \log \alpha_{V,L} \quad (\text{II-37})$$

$\alpha_{V,L}$: c'est le rapport entre la volatilité relative du constituants clé volatil (V) par celle du constituant clé lourd (L), elle est déterminée comme la moyenne géométrique entre le sommet et le fond de la colonne et le niveau de l'alimentation.

II-10- Fonctionnement a taux de reflux minimal:

C'est une autre limite de fonctionnement de la colonne correspondant à un nombre infini de plateaux théoriques. Pour calculer le reflux minimal la méthode de **Underwood** est couramment employée [7].

$$(rf)_{min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{i,F} \cdot Y'_{D,i}}{\alpha_{i,F} - \varphi} \quad (\text{II - 38})$$

$$(rf)_{min} = \varphi \sum \frac{\varphi - Y'_{D,i}}{\alpha_{i,F} - \varphi} \quad (\text{II - 39})$$

$\alpha_{i,F}$: Volatilité du constituant « i » dans la zone d'alimentation.

φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximation successive à partir des équations suivantes [7].

$$e'_0 = \sum \frac{\alpha_{i,F} \cdot Y'_{D,i}}{\alpha_{i,F} - \varphi} \quad (\text{II - 40})$$

$$(rb) = \sum \frac{\alpha_{i,F} \cdot X'_{R,i}}{\alpha_{i,F} - \varphi} \quad (\text{II - 41})$$

La valeur de φ se trouve dans l'intervalle $\alpha_1 < \varphi < \alpha_n$, étant respectivement les volatilités relatives des constituants clés lourds et volatils.

La relation entre le $(rb)_{min}$ et $(rf)_{min}$ est donnée par la formule suivante :

$$(rb)_{min} = \left[(D / R) \cdot (rf)_{min} \right] + \left[(F / R) (1 - e'_0) \right] - 1 \quad (\text{II - 42})$$

II-11- Le taux de reflux opératoire optimal:

A partir de l'alimentation il est possible de réaliser une séparation spécifique en choisissant un taux opératoire en tête de colonne.

D'une manière générale, le taux de reflux optimal $(rf)_{opt}$ est conditionné par le prix de reviens des produits obtenus. Pour calculer la valeur optimale de $(rf)_{opt}$ surtout pour la rectification des mélanges complexes actuellement on ne dispose pas de méthode théorique simple, l'observation du fonctionnement des colonnes industrielles sont largement utilisée

pour avoir des formules empiriques avec une corrélation très satisfaisante avec la réalité. Ainsi, on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND [7].

$$\frac{(rb)_{opt} - (rf)_{min}}{(rf)_{opt} + 1} = 0.1 \div 0.33 \quad (\text{II - 43})$$

❖ Pour le rapport moyen 0.23 on aura :

$$(rf)_{opt} = 1.3 (rf)_{min} + 0.3 \quad (\text{II - 44})$$

❖ On peut également calculer la valeur optimale de $(rf)_{opt}$ par la relation suivante :

$$\frac{(rb)_{opt}}{(rf)_{min}} = 1.04 \div 1.5 \quad (\text{II - 45})$$

Donc le nombre optimal de plateaux théoriques dépasse de 2 à 3 fois le nombre minimal de plateaux.

II-12- Nombre de plateaux théoriques:

On applique l'équation d'EDULJEE pour la détermination du nombre de plateaux théoriques, cette équation s'écrit :

$$\frac{N_{th} - N_{min}}{N_{th} + 1} = 0.75 \times \left[1 - \left(\frac{r_{opt} - r_{min}}{r_{opt} + 1} \right)^{0.5668} \right] \quad (\text{II - 46})$$

II-13- Nombre de plateau réels:

Le nombre de plateaux réels dans la colonne est donné par [7].

$$N_{réel} = N_R - N_E / \eta \quad (\text{II - 47})$$

❖ La zone de rectification :

$$N_{R \text{ réel}} = N_R / \eta \quad (\text{II - 48})$$

❖ La zone d'épuisement [7]:

$$N_{E \text{ réel}} = N_E / \eta \quad (\text{II - 49})$$

II-14- Bilan thermique de la colonne :

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur [7].

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

$$F \cdot h_F + Q_R = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q \quad (\text{II - 50})$$

$$H_F = e'_0 \cdot H_0 + (1 - e'_0) \cdot h_0 \quad (\text{II - 51})$$

$$Q_R = G_R (H_R - h_{gr}) + r (H_R - H_{gr}) \quad (\text{II - 52})$$

A partir du bilan thermique de la colonne on a [7].

$$g_x = \frac{(H_R - h_{gr})}{(H_D - h_D)} - \frac{(R \cdot h_{gr} + D \cdot H_D - F \cdot h_F)}{(H_D - h_D)} \quad (\text{II - 53})$$

$$g_x = (r_f)_{\text{opt}} \cdot D \quad (\text{II - 54})$$

$$G_R : (r_b)_{\text{opt}} \cdot R \quad (\text{II - 55})$$

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

$$(r_b)_{\text{opt}} = (D / R) \cdot (r_f)_{\text{opt}} + (F / R) (1 - e'_0) - 1 \quad (\text{II - 56})$$

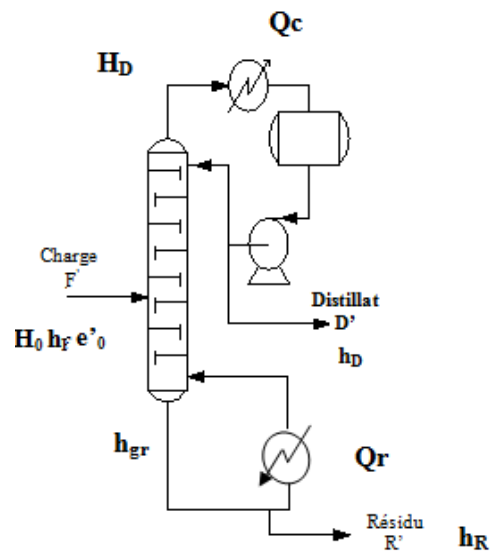


Figure II.13 : schéma descriptif du bilan thermique de la colonne

Partie calcul

Chapitre -III-

Calcul de la colonne du débutaniseur

Chapitre III: Calcul de la colonne du débutaniseur

L'unité GPL d'EL MERK a été réalisé pour récupérer le maximum de GPL, mais le longue duré de fonctionnement et le changement de la composition de la charge ultérieurement causent l'entraînement de C_5^+ au sommet du débutaniseur C01-2702.

Durant notre stage, les responsables de l'unité ont proposé de faire une étude sur la possibilité de limiter la teneur en C_5^+ dans le produit de tête $< 0,4\%$.

Cela demande l'optimisation des paramètres de fonctionnement du débutaniseur C01-2702.

Pour ce faire, le calcul s'est basé sur la vérification des dimensions des principaux appareils, à savoir :

- ✓ Le débutaniseur C01-2702.
- ✓ Le ballon de reflux du débutaniseur V01-2702

III. Calcul de la colonne du débutaniseur C01-2702:

Ce calcul consistera à :

- ❖ Calculer les débits des différents constituants entrant et sortant de la colonne.
- ❖ Déterminer le taux de vaporisation.
- ❖ Vérifier les températures au sommet et au fond de la colonne.
- ❖ Calculer le bilan thermique de la colonne.
- ❖ Calculer le nombre de plateaux théoriques.
- ❖ Calculer la vitesse réelle des vapeurs dans la colonne.
- ❖ Calculer les principales dimensions de la colonne.

Données de départ : les données d'alimentation sont [voir annex9].

1. Composition de la charge :

Tableau III.1: La composition molaire de la charge.

Constituant	% Molaire
C_2H_6	1.52
C_3H_8	46.11
i- C_4H_{10}	7.97
n- C_4H_{10}	21.85
i- C_5H_{12}	4.80
n- C_5H_{12}	5.92
C_6H_{14}	4.49
C_7H_{16}	3.46
C_8H_{18}	1.83
C_9H_{20}	0.62
$C_{10}H_{22}$	0.32
$C_{11}H_{24}$	0.08
Total	100

2. Débit d'alimentation de la colonne égal à 2143.01 Kmol/h
3. Température d'entrée de la charge : 96.42 °C

III.1-Bilan matière de la colonne C01-2702 :

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

$$X_{Fi} = X'_{Fi} \frac{M_i}{M_F} \quad \text{et} \quad M_F = \sum X'_{Fi} M_i \quad (\text{III} - 1)$$

Tableau III.2: Composition massique et molaire de l'alimentation C01-2702.

N°	Constituant	M _i	Composition	M _i X'_{Fi}	Composition	Quantité	
						Molaire X'_{Fi}	Massique X_{Fi}
1	C ₂ H ₆	30,07	0,0152	0,4570	0,0080	991,9502	32,9880
2	C ₃ H ₈	44,1	0,4611	20,3345	0,3597	44600,5626	1011,3506
3	i-C ₄ H ₁₀	58,12	0,0797	4,6321	0,0819	10155,0905	174,7262
4	n-C ₄ H ₁₀	58,12	0,2185	12,6992	0,2246	2784,9002	47,9163
5	i-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0480	3,4632	0,0612	7588,4193	105,1755
6	n-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0592	4,2712	0,0755	9361,5303	129,7509
7	C ₆ H ₁₄	86,18	0,0449	3,8694	0,0684	8481,1745	98,4123
8	C ₇ H ₁₆	100,21	0,0346	3,4672	0,0613	7600,8187	75,8489
9	C ₈ H ₁₈	114,23	0,0183	2,0904	0,0369	4575,3704	40,0540
10	C ₉ H ₂₀	128	0,0062	0,7936	0,0140	1735,9129	13,5618
11	C ₁₀ H ₂₂	142	0,0023	0,3266	0,0057	706,7645	4,9772
12	C ₁₁ H ₂₄	156	0,0008	0,1248	0,0020	247,9875	1,5896
	Total		1,0000	56,5292	0,9992	98830,4816	1736,3513

- Débit molaire de la charge :

$$F = 2143.01 \text{ Kmole/h.}$$

- Débit massique de la charge.

$$F_m = 123993,78 \text{ Kg/h}$$

III.1-1-Débit et composition du distillat et du résidu :

Pour la séparation du GPL et du condensât, on fixe les teneurs suivantes :

- La teneur en constituant clé lourd (iC₅H₁₂) dans le distillat D du débuteur :

$$Y'_{DiC5} = 0.0006.$$

- La teneur en constituant clé volatil (nC₅H₁₀) dans le résidu R du débuteur :

$$X'_{RnC4} = 0.0069.$$

Donc ces conditions on peut admettre que, vu la concentration en iC₅ dans le distillat est faible on peut estimer que les concentrations des nC₅⁺ et plus sont nulles dans le distillat.

Donc : $Y'_{DnC5} = \dots\dots\dots = Y'_{DC11} = 0$.

De même, étant donné que la concentration admise du nC₄ dans le résidu n'est pas importante, on peut négliger les concentrations des constituants : C₂H₆, C₃H₈, iC₄H₁₀ dans le résidu.

Donc : $X'_{RC2} = X'_{RC3} = X'_{RiC4} = 0$.

L'équation du bilan matière pour toute la colonne :

$$F = D + R \tag{III - 2}$$

L'application du bilan matière pour chaque constituant « i » de la charge donne :

$$F \cdot X'_{Fi} = D \cdot Y'_{D,i} + R \cdot X'_{R,i} \quad i = 1 \text{ à } 12 \tag{III - 3}$$

En substituant les valeurs connues dans toutes les équations, nous avons :

$$C_2H_6 : 2143,01 \cdot 0,0152 = D \cdot Y'_{DC2} + (F - D) \cdot 0 \dots\dots\dots(1)$$

$$C_3H_8 : 2143,01 \cdot 0,4611 = D \cdot Y'_{DC3} + (F - D) \cdot 0 \dots\dots\dots(2)$$

$$iC_4H_{10} : 2143,01 \cdot 0,0797 = D \cdot Y'_{DiC4} + (F - D) \cdot 0 \dots\dots\dots(3)$$

$$nC_4H_{10} : 2143,01 \cdot 0,2185 = D \cdot Y'_{DnC4} + (F - D) \cdot 0,054 \dots\dots\dots(4)$$

$$iC_5H_{12} : 2143,01 \cdot 0,0480 = D \cdot 0,0006 + (F - D) \cdot X'_{R,iC5} \dots\dots\dots(5)$$

$$nC_5H_{12} : 2143,01 \cdot 0,0592 = D \cdot 0 + (F - D) \cdot X'_{R,nC5} \dots\dots\dots(6)$$

$$C_6H_{14} : 2143,01 \cdot 0,0449 = D \cdot 0 + (F - D) \cdot X'_{R,C6} \dots\dots\dots(7)$$

$$C_7H_{16} : 2143,01 \cdot 0,0346 = D \cdot 0 + (F - D) \cdot X'_{R,C7} \dots\dots\dots(8)$$

$$C_8H_{18} : 2143,01 \cdot 0,0183 = D \cdot 0 + (F - D) \cdot X'_{R,C8} \dots\dots\dots(9)$$

$$C_9H_{20} : 2143,01 \cdot 0,0062 = D \cdot 0 + (F - D) \cdot X'_{R,C9} \dots\dots\dots(10)$$

$$C_{10}H_{22} : 2143,01 \cdot 0,0032 = D \cdot 0 + (F - D) \cdot X'_{R,C10} \dots\dots\dots(11)$$

$$C_{11}H_{24} : 2143,01 \cdot 0,0008 = D \cdot 0 + (F - D) \cdot X'_{R,C11} \dots\dots\dots(12)$$

En additionnant (1), (2), (3), (4),

On obtient :

$$2143,01 \cdot (0,0152 + 0,4611 + 0,0797 + 0,2185) = D \cdot (Y'_{DC2} + Y'_{DC3} + Y'_{DiC4} + Y'_{DnC4}) + (F - D) \cdot 0,0069$$

$$2143,01 \cdot (0,7745) = D \cdot (Y'_{DC2} + Y'_{DC3} + Y'_{DiC4} + Y'_{DnC4} - 0,0069) + F \cdot 0,0069$$

$$1659,7612 - (2143,01 \cdot 0,0069) = D \cdot (1 - 0,0006 - 0,0069)$$

$$D = \frac{(1659,7612 - 2143,01 \cdot (0,0069))}{(1 - 0,0006 - 0,0069)} \quad \boxed{D = 1658,7687 \text{ Kmole /h}}$$

Donc le résidu est :

$$\boxed{R = F - D = 2143,01 - 1658,7687 = 484,2413 \text{ Kmole /h}}$$

❖ Composition et débit du distillat et du résidu :

Tableau III.3 : Composition molaire des constituants dans le distillat et dans le résidu.

Constituant	Mi	Distillat « D »		Résidu « R »	
		Kg/Kmole	Y' _{Di}	Mi.Y' _{Di}	X' _{Ri}
C ₂ H ₆	30,07	0,0196	0,5893	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	44,10	0,5946	26,2218	0,0000	0,0000
i-C ₄ H ₁₀	58,12	0,1027	5,9689	0,0003	0,0174
n-C ₄ H ₁₀	58,12	0,2797	16,2561	0,0069	0,4010
i-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0029	0,2092	0,2040	14,7186
n-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0006	0,0432	0,2616	18,8744
C ₆ H ₁₄	86,18	0,0000	0,0000	0,2133	18,3821
C ₇ H ₁₆	100,21	0,0000	0,0000	0,1544	15,4724
C ₈ H ₁₈	114,23	0,0000	0,0000	0,0817	9,3325
C ₉ H ₂₀	128	0,0000	0,0000	0,0275	3,5200
C ₁₀ H ₂₂	142	0,0000	0,0000	0,0100	1,4200
C ₁₁ H ₂₄	156	0,0000	0,0000	0,0034	0,5304
Total	–	1.0000	49.2885	0.9631	82,6688

III.2-Pression et température dans la colonne :

III.2-A- pression dans le ballon de reflux V01-2702 :

On a la pression de l'alimentation $P_F = 19$ bars.

III.2-B- La pression au sommet de la colonne :

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \quad (\text{III} - 4)$$

P_b : la pression dans le ballon de reflux

$$\Delta P_1 = (0,3 - 0,6) \text{ bars} \quad (\text{III} - 5)$$

III.2-C- La pression au fond de la colonne :

$$P_f = P_S + (N_f \cdot \Delta P_2 / 760) \quad (\text{III} - 6)$$

$\Delta P_2 = (0,3 - 0,5) \text{ bars}$.

$$P_F = (P_S + P_f) / 2 \Rightarrow P_F = (P_S + P_S + \Delta P_2) / 2 = P_S + \Delta P_2 / 2 \quad (\text{III} - 7)$$

$$\Rightarrow P_S = P_F - \Delta P_2 / 2 = 19 - 0,4 / 2 = 18,8 \text{ bars.}$$

$P_S = 18,8 \text{ bars}$

$$P_f = 2P_F - P_S = 2 \cdot 19 - 18,8 = 19,2 \text{ bars.}$$

$P_f = 19,2 \text{ bars}$

La pression dans le ballon :

$$P_b = P_S - \Delta P_1 = 18,8 - 0,3 = 18,5 \text{ bars.}$$

$P_b = 18,5 \text{ bars}$

A cette pression on détermine la température dans le ballon V01-2702 par approximations successives en utilisant l'équation d'isotherme de la phase liquide

$$\sum K_i \cdot X'_{Di} = 1 \quad (\text{III - 8})$$

K_i : constante d'équilibre du constituant « i » à la température et à la pression fixée.

K_i : est déterminée par le diagramme de « Scheibel et Jenny »

Tableau III.4 : Calcul de la température dans le ballon de reflux. [voir annex1]

Constituant	X' _{Di}	P = 18,5 bars, T= 65,57 °C	
		K _i	K _i .X' _{Di}
C ₂ H ₆	0,0196	3,00	0,0588
C ₃ H ₈	0,5946	1,25	0,7432
i-C ₄ H ₁₀	0,1027	0,61	0,0626
n-C ₄ H ₁₀	0,2797	0,50	0,1398
i-C ₅ H ₁₂	0,0029	0,24	0,0006
Total	0,9995	-	1,000

III.2-D- Température au sommet de la colonne:

Elle est déterminée par approximations successives à partir de l'équation d'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum \frac{Y'_{D,i}}{K_i} = 1 \quad (\text{III - 9})$$

On trouve que $t_s = 78,26$ °C

Tableau III.5 : Calcul de la température au sommet de la colonne [voir annex1].

Constituant	Y' _{Di}	T = 78,26 °C, P = 18,8 bars	
		K _i	Y' _{Di} /K _i
C ₂ H ₆	0,0196	3,50	0,0056
C ₃ H ₈	0,5946	1,47	0,4044
i-C ₄ H ₁₀	0,1027	0,79	0,1300
n-C ₄ H ₁₀	0,2797	0,62	0,4511
i-C ₅ H ₁₂	0,0029	0,31	0,0093
Total	0,9995	-	1,0004

III.2-E- Température au fond de la colonne:

Elle est déterminée d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide.

$$\sum K_i \cdot X'_{R,i} = 1 \quad (\text{III - 6})$$

Tableau III.6 : Calcul de la température au fond de la colonne. [voir annex1]

Constituant	X' Ri	T= 190,65 °C, P = 19,2 bars	
		Ki	Ki.X' Ri
n-C ₄ H ₁₀	0,0069	2,30	0,0158
i-C ₅ H ₁₂	0,2040	1,55	0,3162
n-C ₅ H ₁₂	0,2616	1,50	0,3924
C ₆ H ₁₄	0,2133	0,85	0,1813
C ₇ H ₁₆	0,1544	0,56	0,0864
C ₈ H ₁₈	0,0817	0,35	0,0285
C ₉ H ₂₀	0,0275	0,25	0,0068
C ₁₀ H ₂₂	0,0100	0,17	0,0017
C ₁₁ H ₂₄	0,0034	0,12	0,0004
Total	0,9628	-	1.0295

Donc d'après le tableau N°6, l'équation d'isotherme est vérifiée à la température de fond de 190,65 °C

III.3- Calcul du taux de vaporisation de la charge :

Pour le calcul on procède par tâtonnement, c.-à-d. prend des valeurs différentes de taux de vaporisation et on fait les calculs des concentrations molaires de la phase liquide X' o,i et la phase vapeur Y' o,i dans la zone de flash jusqu'à ce que l'on obtient :

$$\sum_{i=1}^n X'_{o,i} = 1 \quad \text{et} \quad \sum_{i=1}^n Y'_{o,i} = 1 \quad \text{(III - 10)}$$

X' o,i et Y' o,i sont calculées de la façon suivante

$$X'_{o,i} = \frac{X'_{F,i}}{1 + e'_o (K_i - 1)} \quad \text{et} \quad Y'_{o,i} = K_i \cdot X'_{o,i} \quad \text{(III - 11)}$$

Tableau III.7 : calcul du taux de vaporisation de la charge [voir annex1].

Constituant	X' Fi	Ki	e' o = 0,47	
			X' o,i	Y' o,i
		96,42°C et 19 Bars		
C ₂ H ₆	0.0152	4,250	0,0060	0,0255
C ₃ H ₈	0,4611	1,750	0,3409	0,6000
i-C ₄ H ₁₀	0,0797	1,000	0,0797	0,0797
n-C ₄ H ₁₀	0,2185	0,800	0,2411	0,1930
i-C ₅ H ₁₂	0,0480	0,450	0,0647	0,0300
n-C ₅ H ₁₂	0,0592	0,370	0,0841	0,0311
C ₆ H ₁₄	0,0449	0,180	0,0730	0,0131
C ₇ H ₁₆	0,0346	0,085	0,0607	0,0052
C ₈ H ₁₈	0,0183	0,040	0,0333	0,0013
C ₉ H ₂₀	0.0062	0,025	0.0114	0,0003
C ₁₀ H ₂₂	0.0023	0,011	0.0042	0,0001
C ₁₁ H ₂₄	0.0008	0,006	0.0015	0,0000
Total	1,0000	-	1,0006	0,9800

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

K_i : constante d'équilibre du constituant « i » à 96,42 °C et 19 bars.

$X'_{F,i}$: concentration molaire des constituants « i » dans l'alimentation

On constate que pour $e'_0 = 0,47$, les résultats sont satisfaisants.

III.4- Volatilités relatives des constituants:

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

$$\alpha_{iB} = \frac{K_i}{K_B} \quad (\text{III - 12})$$

Où :

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

K_B : constante d'équilibre du composant clé lourd.

En qualité de composant clé lourd on admet le iC_5H_{12} .

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

❖ Pour la zone de rectification : $\alpha_{im} = 0,5 (\alpha_{Di} + \alpha_{Fi})$

❖ Pour la zone d'épuisement : $\alpha_{im} = 0,5 (\alpha_{Ri} + \alpha_{Fi})$

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

Tableau III.8 : calcul des volatilités relatives des constituants.

Constituant	Alimentation 96,42°C 19 Bars		Rectification 78,26°C 18,8 Bars		Epuisement 190,65°C 19,2 Bars	
	K_i	α_{Fi}	K_i	α_{Di}	K_i	α_{Ri}
C ₂ H ₆	4,250	9,4444	3,50	11,2903	9,50	6,1290
C ₃ H ₈	1,750	3,8888	1,47	4,7419	4,40	2,8387
i-C ₄ H ₁₀	1,000	2,2222	0,79	2,5483	2,60	1,6774
n-C ₄ H ₁₀	0,800	1,7777	0,62	2,0000	2,30	1,4838
i-C ₅ H ₁₂	0,450	1,0000	0,31	1,0000	1,55	1,0000
n-C ₅ H ₁₂	0,370	0,8222	0,27	0,8709	1,50	0,9677
C ₆ H ₁₄	0,180	0,4000	0,12	0,3870	0,85	0,5483
C ₇ H ₁₆	0,085	0,1888	0,055	0,1774	0,56	0,3612
C ₈ H ₁₈	0,040	0,0888	0,025	0,0806	0,35	0,2258
C ₉ H ₂₀	0,025	0,0555	0,012	0,0387	0,25	0,1612
C ₁₀ H ₂₂	0,011	0,0244	0,005	0,0161	0,17	0,1096
C ₁₁ H ₂₄	0,006	0,0133	0,000	0,0000	0,12	0,0774

Tableau III.9 : calcul des volatilités des constituants aux différentes zones du débutaniseur.

Constituant	Rectification			Épuisement	
	Alimentation	α _{Di}	α _{im}	α _{Ri}	α _{im}
C ₂ H ₆	9,4444	11,2903	10,3673	6,1290	7,7867
C ₃ H ₈	3,8888	4,7419	4,3153	2,8387	3,3637
i-C ₄ H ₁₀	2,2222	2,5483	2,3852	1,6774	1,9498
n-C ₄ H ₁₀	1,7777	2,0000	1,8888	1,4838	1,6307
i-C ₅ H ₁₂	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
n-C ₅ H ₁₂	0,8222	0,8709	0,8465	0,9677	0,8949
C ₆ H ₁₄	0,4000	0,3870	0,3935	0,5483	0,4741
C ₇ H ₁₆	0,1888	0,1774	0,1831	0,3612	0,2750
C ₈ H ₁₈	0,0888	0,0806	0,0847	0,2258	0,1573
C ₉ H ₂₀	0,0555	0,0387	0,0471	0,1612	0,1083
C ₁₀ H ₂₂	0,0244	0,0161	0,0202	0,1096	0,0670
C ₁₁ H ₂₄	0,0133	0,0000	0,0066	0,0774	0,0453

III.5- Fonctionnement a reflux total et minimal :

L'application de la formule de FENSKE aux deux constituants clés (nC₄), et (iC₅) permet de calculer le nombre de plateaux théoriques (N_{min}) :

$$N_{min} = \log \left(\frac{Y'_{DnC4} \cdot X'_{RiC5}}{Y'_{DiC5} \cdot X'_{RnC4}} \right) / \log \left(\alpha_{F,nC4} / \alpha_{F,iC5} \right) \quad \text{(III - 13)}$$

$$N_{min} = \log \left(\frac{0,2797 \cdot 0,2040}{0,0029 \cdot 0,0069} \right) / \log \left(1,7777 / 1 \right) \quad \text{(III - 14)}$$

N_{min} = 14 plateaux théoriques

N_{min} = 13,83 on admis.

Le calcul se fait par l'application de la formule (III-15) par approximations successives. La valeur de (φ) dans cette équation varie généralement entre les volatilités des constituants clés.

$$1,00 < \varphi < 1,777$$

Admettons que la valeur de φ est de 1,155 le calcul est donné dans le tableau n° 10.

$$e'_0 = \sum \frac{\alpha_{i,F} \cdot X'_{F,i}}{\alpha_{i,F} - \varphi} \quad \text{(III - 15)}$$

Avec :

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

e'_o : Taux de vaporisation molaire de la charge : $e'_o = 0,47$.

Tableau III.10 : Vérifier le taux de vaporisation molaire de la charge.

Constituant	$X'_{F,i}$	$\alpha_{F,i}$	$\alpha_{F,i} X'_{F,i}$	$\alpha_{F,i} - \varphi$	$\frac{(\alpha_{F,i} \cdot X'_{F,i})}{(\alpha_{F,i} - \varphi)}$
C ₂ H ₆	0,0152	9,4444	0,1435	8,3715	0,0171
C ₃ H ₈	0,4611	3,8888	1,7931	2,8159	0,6367
i-C ₄ H ₁₀	0,0797	2,2222	0,1771	1,1493	0,1540
n-C ₄ H ₁₀	0,2185	1,7777	0,3884	0,7048	0,5510
i-C ₅ H ₁₂	0,0480	1,0000	0,0480	-0,0729	-0,6584
n-C ₅ H ₁₂	0,0592	0,8222	0,0486	-0,2507	-0,1938
C ₆ H ₁₄	0,0449	0,4000	0,0179	-0,6729	-0,0266
C ₇ H ₁₆	0,0346	0,1888	0,0065	-0,8841	-0,0073
C ₈ H ₁₈	0,0183	0,0888	0,0016	-0,9841	-0,0016
C ₉ H ₂₀	0,0062	0,0555	0,0003	-1,0174	-0,0003
C ₁₀ H ₂₂	0,0023	0,0244	0,0001	-1,0485	-0,0001
C ₁₁ H ₂₄	0,0008	0,0133	0,0000	-1,0596	0,0000
Total	1,0000	-	-	-	0,4707

Les résultats des calculs montrent que $e'_o = 0,4707$. Donc la valeur supposée de $\varphi = 1,0729$ est correcte.

$\varphi = 1,0729.$

III.5-1-Calcul du taux de reflux minimal :

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

$$(rf)_{min} = \varphi \sum \frac{\varphi - Y'_{D,i}}{\alpha_{i,F} - \varphi} \quad \text{(III - 16)}$$

Avec : $\varphi = 1,0729$.

$$(rf)_{min} = 1,0729 \cdot [0,0196 / (8,3854) + 0,5946 / (3,8888 - 1,0729) + 0,1027 / (2,2222 - 1,0729) + 0,2797 / (1,7777 - 1,0729) + 0,0029 / (1 - 1,0729)]$$

$(rf)_{min} = 0,7080$

Le taux de rebouillage minimal est calculé d'après l'équation ci-dessous :

$$-(rb)_{min} = \sum \frac{\alpha_{i,F} \cdot X'_{R,i}}{\alpha_{i,F} - \varphi} \quad \text{(III - 17)}$$

Tableau III.11: Calcul du taux de rebouillage minimal .

Constituant	$X'_{R,i}$	$\alpha_{F,i}$	$\alpha_{F,i} - \phi$	$\alpha_{F,i} \cdot X'_{R,i}$	$(\alpha_{F,i} \cdot X'_{R,i}) / (\alpha_{F,i} - \phi)$
n-C ₄ H ₁₀	0,0069	1,7777	0,7048	0,0122	0,0173
i-C ₅ H ₁₂	0,2040	1,0000	-0,0729	0, 2040	-2,7983
n-C ₅ H ₁₂	0,2616	0,8222	-0,2507	0,2150	-0,8575
C ₆ H ₁₄	0,2133	0,4000	-0, 6729	0,1046	-0,1554
C ₇ H ₁₆	0,1544	0,1888	-0,8841	0,0291	-0,0330
C ₈ H ₁₈	0,0817	0,0888	-0,9841	0,0072	-0,0071
C ₉ H ₂₀	0,0275	0,0555	-1,0174	0,0015	-0,0014
C ₁₀ H ₂₂	0,0100	0,0244	-1,0485	0,0002	-0,0002
C ₁₁ H ₂₄	0,0034	0,0133	-1,0596	0,0000	0,0000
Total	1,0000	-	-		-3,8356

La formule nous donne le résultat suivant :

$$(rb)_{\min} = 3,8356.$$

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

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

$$(rf)_{\text{opt}} = 1,3.(0,7080) + 0,3$$

$$(rf)_{\text{opt}} = 1,2204$$

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

$$(rb)_{\text{opt}} = (rf)_{\text{opt}} \cdot D/R + (1 - e'_{\text{o}}) \cdot F/R - 1.$$

$$(rb)_{\text{opt}} = (1,2204 \cdot 1658,7687) / (484,2413) + (1 - 0,47) \cdot (2143,01 / 484,2413) - 1$$

$$(rb)_{\text{opt}} = 5,525.$$

III.6- Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la colonne :

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

III.6-1- Calcul de l'efficacité de la colonne << ϵ >>:

On définit l'efficacité de la colonne comme étant le rapport entre le nombre de plateaux théoriques << N_{th} >> et le nombre de plateaux réels << N_{r} >> :

$$\epsilon = N_{\text{th}} / N_{\text{r}}$$

$$\text{A.N : } \epsilon = 27 / 30$$

$$\epsilon = 0,9 \text{ donc } \epsilon = 90 \% .$$

$$\epsilon = 90 \%$$

III.6-2- Calcul du nombre de plateaux dans la zone de rectification :

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

$$N_{min} = \log \left(\frac{X'_{D,V} \cdot X'_{F,L}}{X'_{D,L} \cdot X'_{F,V}} \right) / \log \alpha_{V,L} \quad (\text{III - 18})$$

X'_{DV} : concentration molaire de constituant léger du distillat.

Y'_{DL} : concentration molaire de constituant lourd du distillat.

X'_{FV} : concentration molaire de constituant léger en alimentation.

X'_{FL} : concentration molaire de constituant lourd en alimentation.

$\alpha_{v,m}$: volatilité moyenne de l'élément nC4

$$N_R^{\min} = \log [(0,2797 \cdot 0,0480) / (0,0029 \cdot 0,2185)] / \log 1,8888$$

$$N_R^{\min} = 4,80$$

On calcule le rapport suivant[voir annex6] :

$$[(rf)_{opt} - (rf)_{min}] / [(rf)_{opt} + 1] = (1,2204 - 0,7080) / (1,2204 + 1) = 0,23$$

D'après le diagramme de Gilliland, on a :

$$(N_R - N_R^{\min}) / (N_R + 1) = 0,41 \Rightarrow (N_R - 4,80) / (N_R + 1) = 0,41$$

Donc : $N_R = 8,83$ plateaux théoriques.

$$N_R = 8,83$$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets : $E = 0,9$ le nombre réel de plateaux à cette zone sera :

$$N_R^r = 8,83 / 0,9 = 9,81$$

On admet la valeur de.

$$N_R^r = 10 \text{ plateaux}$$

III.6-3- Calcul du nombre de plateaux dans la zone d'épuisement :

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

$$N_{min} = \log \left(\frac{X'_{F,V} \cdot X'_{R,L}}{X'_{F,L} \cdot X'_{D,V}} \right) / \log \alpha_{V,m} \quad (\text{III - 19})$$

Où : X'_{FL} : concentration molaire de constituant lourd en alimentation

X'_{FV} : concentration molaire de constituant léger en alimentation

$X'_{R,L}$: concentration molaire de constituant lourd du résidu.

$X'_{D,V}$: concentration molaire de constituant léger du distillat.

$\alpha_{v,m}$: volatilité moyenne de l'élément nC4.

$$N_E^{\min} = \log [(0,2185 \cdot 0,2040) / (0,0480 \cdot 0,0069)] / \log 1,6307.$$

$$N_E^{\min} = 10,02.$$

On calcule le rapport suivant [voir annex1]:

$$[(rb)_{opt} - (rb)_{min}] / [(rb)_{opt} + 1] = (5,525 - 3,8356) / (5,525 + 1) = 0,25$$

D'après le diagramme de Gilliland, on a :

$$(N_E - N_E^{min}) / (N_E + 1) = 0,45 \quad \Rightarrow (N_E - 10,02) / (N_E + 1) = 0,45$$

$$N_E = 19,03$$

Donc :

$$N_E = 19.03 \text{ plateaux}$$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets : $E = 0,9$, le nombre réel de plateaux à cette zone sera :

$$N_E^r = (19,03 / 0,9) - 1 = 20,14 \text{ plateaux théoriques.}$$

On admet la valeur de

$$N_E^r = 21 \text{ plateaux.}$$

Le nombre de plateaux théorique dans la colonne entière sera :

$$N_t^{th} = N_R + N_E = 8,83 + 19,03 = 27,86 \text{ plateaux.}$$

$$N_t^{th} = 27,86 \text{ plateaux.}$$

Le nombre de plateaux réel dans la colonne entière sera :

$$N_t^r = N_R^r + N_E^r = 10 + 21 =$$

$$N_t^r = 31 \text{ plateaux.}$$

III.7- Bilan thermique de la colonne :

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

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

$$Fh_F + Q_R = DH_D + Rh_R + Q_C \quad \text{(III - 20)}$$

$$h_F = e'_o \cdot H_o + (1 - e_o)h_o \quad \text{(III - 21)}$$

$$Q_R = G_R (H_R - h_F) + R (h_R - h'_F) \quad \text{(III - 22)}$$

$$Q_C = (D + g_x) (H_D - h_D) \quad \text{(III - 23)}$$

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

Q_R : charge thermique du rebouilleur en Kcal/h.

Q_C : charge thermique du condenseur en Kcal/h.

h_F : enthalpie de la charge biphasique en Kcal/h.

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

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

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

h_D : enthalpie du distillat en état liquide en Kcal/Kmole.

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

h_R : enthalpie du résidu en Kcal/Kmole.

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

H_R : enthalpie de la vapeur provenant du rebouilleur.

g_x : débit de reflux froid en Kmole/h.

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

A partir du bilan thermique de débutaniseur, on a :

$$g_x = G_R [(H_R - h'_F) / (H_D - h_D)] - [(R h'_F + D H_D - F h_F) / (H_D - h_D)] \quad (\text{III - 24})$$

$$g_x = (rf)_{\text{opt}} \cdot D = 1,2204 \cdot 1658,7687 =$$

$$g_x = 2024,3613 \text{ kmole/h.}$$

$$G_R = (rb)_{\text{opt}} \cdot R = 5,525 \cdot 484,2413 =$$

$$G_R = 2675,4331 \text{ kmole/h}$$

III-7-1) Détermination des masses moléculaires :

III-7-1-A) Pour la zone de flash :

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

$$M_m = \sum X'_i \cdot M_i \quad (\text{III - 25})$$

Tableau III.12: Calcul des masses moléculaires pour la zone de flash .

Composant	M_i	Phase liquide		Phase vapeur	
		X'_{oi}	$M_i X'_{oi}$	Y'_{oi}	$M_i Y'_{oi}$
C_2H_6	30,07	0,0060	0,1804	0,0255	0,7667
C_3H_8	44,10	0,3409	15,0337	0,6000	26,46
i- C_4H_{10}	58,12	0,0797	4,6321	0,0797	4,6321
n- C_4H_{10}	58,12	0,2411	14,0127	0,1930	11,2171
i- C_5H_{12}	72,15	0,0647	4,6681	0,0300	2,1645
n- C_5H_{12}	72,15	0,0841	6,0678	0,0311	2,2438
C_6H_{14}	86,18	0,0730	6,2911	0,0131	1,128
C_7H_{16}	100,21	0,0607	6,0827	0,0052	0,1603
C_8H_{18}	114,23	0,0333	3,8038	0,0013	0,1484
C_9H_{20}	128	0,0114	1,4592	0,0003	0,0384
$C_{10}H_{22}$	142	0,0042	0,5964	0,0001	0,0142
$C_{11}H_{24}$	156	0,0015	0,2340	0,0000	0,0000
Total	-	1,0006	63,062	0,9800	48,9735

III-7-1-B) Pour le distillat et le résidu :

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

Tableau III.13: Calcul des masses moléculaires pour le distillat et le résidu.

Composant	M _i	Distillat D		Résidu R	
		Y' _{Di}	M _i Y' _{Di}	X' _{Ri}	M _i X' _{Ri}
C ₂ H ₆	30,07	0,0196	0,5893	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	44,10	0,5946	26,2218	0,0000	0,0000
i-C ₄ H ₁₀	58,12	0,1027	5,9689	0,0003	0,0174
n-C ₄ H ₁₀	58,12	0,2797	16,2561	0,0069	0,4010
i-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0029	0,2092	0,2040	14,7186
n-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0006	0,0432	0,2616	18,8744
C ₆ H ₁₄	86,18	0,0000	0,0000	0,2133	18,3821
C ₇ H ₁₆	100,21	0,0000	0,0000	0,1544	15,4724
C ₈ H ₁₈	114,23	0,0000	0,0000	0,0817	9,3325
C ₉ H ₂₀	128	0,0000	0,0000	0,0275	3,5200
C ₁₀ H ₂₂	142	0,0000	0,0000	0,0100	1,4200
C ₁₁ H ₂₄	156	0,0000	0,0000	0,0034	0,5304
Total	-	0,9998	47,7347	0,9631	82,6688

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

$$X'_{n+1,i} = (Y'_{ni} / m) + [(m - 1) / m] \cdot X'_{Ri} \quad (\text{III} - 26)$$

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

$$m = [(rb)_{opt} + 1] / (rb)_{opt} = (5,525 + 1) / 5,525 = \boxed{m = 1,18}$$

On remplace « m » par sa valeur :

$$X'_{n+1,i} = Y'_{ni}/1,18 + [(1,18 - 1) / 1,18] \cdot X'_{Ri} \quad (\text{III} - 27)$$

$$X'_{n+1,i} = 0,847 \cdot Y'_{ni} + 0,152 \cdot X'_{Ri} \quad (\text{III} - 28)$$

Donc :

$$X'_{F,i} = 0,847 \cdot Y'_{Ri} + 0,152 \cdot X'_{Ri} \quad (\text{III} - 29)$$

$$Y'_{R,i} = (\alpha_{im} X'_{Ri}) / (\alpha_{m1} X'_{R1} + \alpha_{m2} X'_{R2} + \alpha_{m3} X'_{R3} + \alpha_{m4} X'_{R4} + \alpha_{m5} X'_{R5} + \alpha_{m6} X'_{R6} + \alpha_{m7} X'_{R7} + \alpha_{m8} X'_{R8} + \alpha_{m9} X'_{R9}) \quad (\text{III} - 30)$$

Les résultats de calcul sont représentés dans le tableau III.14 suivant :

Tableau III.14: Calcul la composition de liquide et de vapeur.

Composant	M _i	Vapeur «G _R »		Liquide « g _L »	
		Y' _{Ri}	M _i Y' _{Ri}	X' _{Fi1}	M _i X' _{Fi}
C ₂ H ₆	30,07	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	44,10	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
i-C ₄ H ₁₀	58,12	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C ₄ H ₁₀	58,12	0,0184	1,0694	0,0166	0,9647
i-C ₅ H ₁₂	72,15	0,3347	24,148	0,3144	22,6839
n-C ₅ H ₁₂	72,15	0,3840	27.705	0,3650	26,3347
C ₆ H ₁₄	86,18	0,1660	14,305	0,1730	14,9091
C ₇ H ₁₆	100,21	0,0696	6,9746	0,0824	8,2573
C ₈ H ₁₈	114,23	0,0210	2,3988	0,0302	3,4497
C ₉ H ₂₀	128	0,0030	0,384	0,0067	0,8576
C ₁₀ H ₂₂	142	0,0011	0,1562	0,0024	0,3408
C ₁₁ H ₂₄	156	0,0001	0,0156	0,0006	0,0936
Total	-	1,0000	76,6357	0,9913	77,8914

En calcul la pression moyenne dans la zone d'épuisement :

$$P_E = 0,5.(P_F + P_f) \quad (\text{III} - 31)$$

$$P_E = 0,5.(19 + 19,2) =$$

$$P_E = 19,1 \text{ bars}$$

La constante d'équilibre de l'élément clé lourd (iC₅) dans ce cas est :

$$K_{iC5} = 1/\sum \alpha_{im} \cdot X'_{Fi} \quad (\text{III} - 32)$$

$$K_{iC5} = 1/(7,7867.0 + 3,3637.0 + 1,9498.0 + 1,6307.0,0172 + 1.0,3214 + 0,8949.0,3715 + 0,4741.0,1705 + 0,2750.0780 + 0,1573.0,0270 + 0,1083.0,0055 + 0,0670.0,0020 + 0,0453.0,0004)$$

⇒

$$K_{iC5} = 1,26$$

On a $P_E = 19,1 \text{ bars}$ et $K_{iC5} = 1,26$, donc la température correspondante est $t = 170^\circ\text{C}$. (Température de liquide g₁ sortant de la colonne).

A. Les enthalpies des phases vapeurs sont déterminées à l'aide des graphes (annexe [2-3-4]) :

Où : H_t^v est déterminé comme suit : $\sum H_i^v$

$$\text{Avec : } H_i^v = X_i \cdot H_{i,0}^v \quad (\text{III} - 33)$$

H_t^v : l'enthalpie de la phase vapeur considérée.

H_i^v : l'enthalpie de constituant « i »

$H_{i,0}^v$: l'enthalpie de constituant « i » d'après le graphe à la température t, et pression P.

Xi : fraction massique de constituant « i »

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

$$h_L^t = (0,403 t + 0,000405 t^2) / \sqrt{\rho^{15}} \quad \text{(III - 34)}$$

Les enthalpies des différents effluents sont représentées dans le tableau ci-dessous .

Tableau III.15: Calcul Les enthalpies des différents effluents.

Flux	M _{moy}	t °C	P Bars	Enthalpies	
				Kcal/kg	Kcal/kmole
Vapeur « G _o »	63,0620	96,42	19	153,3195	9668,6343
Liquide « g _o »	48,9735	96,42	19	47,5258	2327,5047
Liquide « g _x »	47,7347	65,57	18,5	31,4062	1499,1655
Vapeur « D »	47,7347	78,26	18,8	92,5820	4419,3739
Liquide « R »	82,6688	190,65	19,2	140,2380	11593,3071
Vapeur « G _R »	76,6357	190,65	19,2	243,6357	18671,1924
Liquide « g _i »	81,1994	170	19,1	89,4424	7262,6692

Ou: g_o : débit de la phase liquide dans l'alimentation.

g_i : débit de la phase liquide alimentant le rebouilleur.

L'enthalpie de la charge bi-phasique est de :

$$H_F = e'_o H_o + (1 - e'_o) h_o \quad \text{(III - 35)}$$

Où : H_o - enthalpie de la phase vapeur « G_o » en Kcal/Kmole à 96,42 °C et 19bars.

h_o - enthalpie de la phase liquide « g_o » en Kcal/Kmole dans les mêmes conditions de la phase vapeur.

En remplaçant le H_o et h_o par leurs valeurs, on aura :

$$h_F = 0,47. 9668,6343 + (1 - 0,47) . 2327,5047 =$$

$$h_F = 5777,8356 \text{ Kcal/Kmole}$$

Donc le débit de reflux liquide :

$$g_x = [G_R (H_R - h'_L) / (H_D - h_D)] - [(Rh'_L + DH_D - Fh_F) / (H_D - h_D)] \quad \text{(III - 36)}$$

$$g_x = 10977,6744$$

$$g_x/D = 10977,6744 / 1658,7687 =$$

$$g_x/D = 6,6179$$

On calcule les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.

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

$$Q_C = (D + g_x) (H_D - h_D) \quad \text{(III - 37)}$$

$$Q_C = (1658,7687 + 10977,6744) . (4419,3739 - 1499,1655)$$

$$Q_C = 36901047,29 \text{ Kcal/h}$$

❖ Q_R - charge thermique du rebouilleur

$$Q_R = G_R (H_R - h'_L) + R(h_R - h'_L) \quad \text{(III - 38)}$$

$$Q_R = 2675,4331.(18671,1924 - 7262,669) + 484,2413.(11593,3071 - 7262,669)$$

$Q_R = 32619814,95 \text{ Kcal/h}$

III.8- Dimensionnement de la colonne :

III.8-1- Diamètre de la colonne :

La section de la colonne est calculée 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 section.

III.8-1-A-Débit volumique des vapeurs aux conditions de service :

Conditions de service : $t_S = 78,26^\circ\text{C}$, et $P_S = 18,8\text{bars}$.

$$V = (22,4/3600). Z . V_D .(t_S + 273) / 273. P_S \quad \text{(III - 39)}$$

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

$$V_D = (g_x + D) = D (r_f + 1) = 1658,7687.(4,6038+ 1) \quad \text{(III - 40)}$$

$V_D = 9295,4080\text{Kmole/h} = 443713,5142 \text{ Kg/h.}$

Z - coefficient de compressibilité des vapeurs déterminée d'après les paramètres critiques (température et pression)..

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

$$T_r = T_S / T_{pcr} \quad \text{(III - 41)}$$

$$P_r = P_S / P_{pcr} \quad \text{(III - 42)}$$

Ou :

$$T_{pcr} = \sum (T_{cr})_i Y'_I \quad \text{(III - 43)}$$

$$P_{pcr} = \sum (P_{cr})_i Y'_I \quad \text{(III - 44)}$$

Les résultats sont portés dans le tableau n° III.16.

Tableau III.16: Calcul Les paramètres critiques.

Composant	Y'_{Di}	$T_{cr} (K^\circ)$	$P_{cr}(\text{bars})$	$Y'_{Di} \cdot T_{cr}$	$Y'_{Di} \cdot P_{cr}$
C_2H_6	0,0196	305,5	48,2	5,9878	0,94472
C_3H_8	0,5946	370,0	42	220,0020	24,9732
i- C_4H_{10}	0,1027	408,1	36	41,9118	3,6972
N- C_4H_{10}	0,2797	425,2	37,5	118,9284	10,48875
i- C_5H_{12}	0,0029	461,0	32,9	1,3369	0,09541
Total	0,9998	-	-	388,1669	40,1992

D'après le tableau : $T_{cr} = 388,1669 \text{ K}^\circ$

$P_{cr} = 40,1992 \text{ bars}$.

Les paramètres réduits seront :

$$Tr = (78,26+273,15)/388,1669 = 0,9053$$

$$Pr = 18,8 / 40,1992 = 0,4676$$

On trouve d'après le graphe [voir annexe 7] $Z = 0,8$

Donc :

$$V = (22,4/3600) \cdot 0,8 \cdot 9295,4080 \cdot (78,26 + 273,15) / 273,15 \cdot 18,8$$

$$V = 11398,8627 \text{ m}^3/\text{h} = 3,1663 \text{ m}^3/\text{sec}$$

III-8-1-B-Vitesse admissible des vapeurs :

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

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C \cdot \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_V)}{\rho_V}} \quad (\text{III - 45})$$

C - constante dépendant de la distance entre deux plateaux et de la tension superficielle du liquide . Pour l'inter plateau de 610 mm , on a $C = 650$

La masse volumique de ces vapeurs sera :

$$\rho_v = V_D/V \quad (\text{III - 46})$$

$$\rho_v = 38,9261 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_v = 443713,5142/11398,8627$$

La masse volumique du liquide (reflux) sera :

$$\rho_L = \rho^{78,26}_4 \quad (\text{III - 47})$$

Détermination de $\rho^{78,26}_4$:

On a :

$$\rho^t = \rho^{20}_4 - \alpha \cdot (t - 20) \quad (\text{III - 48})$$

$$\alpha = f(\rho^{20}_4) = 0,001828 - 0,00132 \cdot \rho^{20}_4 \quad (\rho^{20}_4 = \rho^{20}_{4\text{moy}})$$

On calcule tout d'abord ($\rho^{20}_{4\text{moy}}$)

$$(1/\rho^{20}_{4\text{moy}}) = \sum (X_{Di} / \rho^{20}_{4i}) \quad (\text{III - 49})$$

Avec :

X_{Di} : Concentration massique de l'élément (i).

ρ^{20}_{4i} : Masse volumique.

Le calcul de $\rho^{20}_{4\text{moy}}$ est représenté dans le tableau n°17 :

Tableau III.17: Calcul de Masse volumique moyenne ρ_{4moy}^{20} .

Composant	Mi	X _{Di}	Mi.X _{Di}	X _{Di}	ρ_{4i}^{20}
C ₂ H ₆	30,07	0,0196	0,5893	0,0119	370,40
C ₃ H ₈	44,1	0,5946	26,2218	0,5324	501,80
i-C ₄ H ₁₀	58,12	0,1027	5,9689	0,1212	557,60
N-C ₄ H ₁₀	58,12	0,2797	16,2561	0,3301	579,08
i-C ₅ H ₁₂	72,15	0,0029	0,2092	0,0042	619,70
Total	-	0,9995	49,2453	1,0000	-

$$(1/\rho_{4moy}^{20}) = 0,0119/370,40 + 0,5324/501,80 + 0,1212/557,60 + 0,3301/579,08 + 0,0042/619,70$$

⇒

Donc : $\rho_{4moy}^{20} = 529,8609 \text{ Kg/m}^3$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \cdot 0,52986 = 0,0011$$

$$\rho^{78,26} = 0,5298609 - 0,0011 \cdot (78,28 - 20) = 0,4657.$$

La masse volumique de liquide :

$$\rho_L = \rho^{78,28}_4 = 465,7529 \text{ Kg/m}^3$$

La vitesse admissible des vapeurs sera :

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 650 \cdot \sqrt{\frac{(465,7529 - 38,9261)}{38,9261}}$$

$$W = 0,1823 \text{ m/s}$$

Connaissant la vitesse fictive de l'admission des vapeurs à travers la section de la colonne $W = 0,1823 \text{ m/s}$ et le débit de ces vapeurs $V = 3,1663 \text{ m}^3/\text{s}$ nous pouvons alors déterminer la section de la colonne et son diamètre :

$$S = V / W \quad (\text{III - 50})$$

$$S = 3,1663 / 0,1823 =$$

$$S = 17,3686 \text{ m}^2$$

Le diamètre de la colonne sera :

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{S}{\pi}} = 2 \cdot \sqrt{\frac{17,3686}{3,14}} \quad (\text{III - 51})$$

$$D = 4,73 \text{ m}$$

Le diamètre réel est de : 4,3 m.

III-8-2) Hauteur de la colonne C01-2702 :**1- Hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur**

$$h_1 = D / 2 \quad (\text{III - 52})$$

$$h_1 = 2,35 / 2 = \boxed{h_1 = 1,175 \text{ m}}$$

2- Hauteur de la zone de rectification

$$h_2 = H_P (N_R - 1) \quad (\text{III - 53})$$

N_R - nombre de plateaux dans la zone de rectification égale à 10 plateaux

H_P - distance entre deux plateaux = 0,61 m

$$h_2 = 0,61 (10 - 1) = \boxed{h_2 = 5,49 \text{ m}}$$

3- Hauteur de la zone d'expansion

$$h_3 = 3 \cdot H_P \quad (\text{III - 54})$$

$$h_3 = 3 \cdot 0,61 = \boxed{h_3 = 1,83 \text{ m}}$$

4- Hauteur de la zone d'épuisement

$$h_4 = H_P (N_e - 1) \quad (\text{III - 55})$$

N_e - nombre de plateaux dans la zone d'épuisement égale à 22 plateaux

$$h_4 = 0,61 (21 - 1) = \boxed{h_4 = 12,2 \text{ m}}$$

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

$$h_5 = 3,940 \text{ m (donnée réel) [voir annex10].} \quad (\text{III - 56})$$

La hauteur totale sera :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \quad (\text{III - 57})$$

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

$$\boxed{H_T = 24,635 \text{ m}}$$

La hauteur réelle est de **25 m** [voir annex11]. .

Tableau III.18:récapitulatif

Nombre des plateaux	Diamètre (m)	Hauteur (m)
31	4,73	24,635

III.9- Dimensionnement du ballon de reflux (V01-2702) :

Pour le cas d'une condensation totale du produit de tête de la colonne, la méthode proposée ci-après est décrite dans l'ouvrage .

Pour une pression dans le ballon supérieure à 7bars(Kg/cm²) :

$$P > 7 \text{ bars(Kg/cm}^2\text{)} ; 3 < F/D < 5$$

Le volume du distillat (G.P.L.) sur lequel sera basé le calcul du diamètre et de la longueur du ballon est :

$$V = 2 (V_1 + V_2) \tag{III - 58}$$

V₁ - retenue correspondante à 5 min de soutirage du distillat.

V₂ - retenue correspondante à 3 min de reflux de tête (g_x).

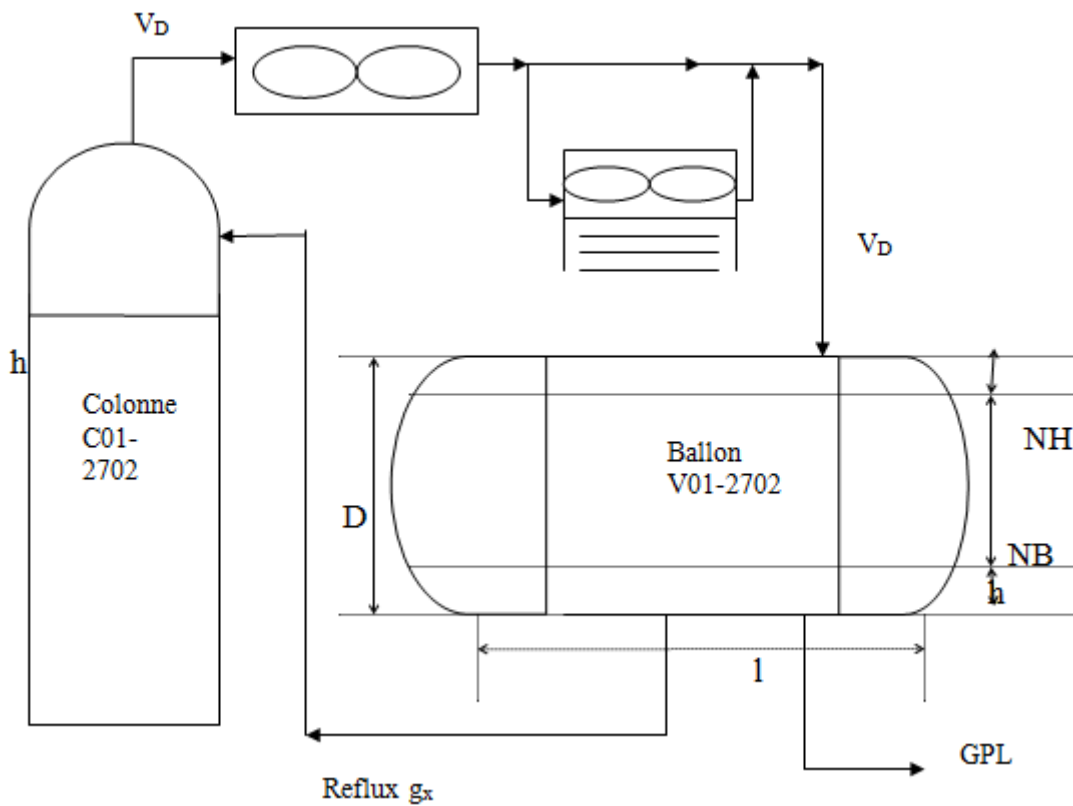


Figure III.1 :dimensionnement du ballon de reflux (V01-2702)

On calcule la masse volumique du distillat à la température (t = 65,57 °C).

$$\rho_4^{65,57} = \rho_4^{20} - \alpha (65,57 - 20) \tag{III - 59}$$

Où :

$$\rho_4^{20} = 529,8609 \text{ Kg/m}^3$$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \cdot \rho_4^{20}$$

$$\alpha = 0,0011$$

$$\rho_4^{65,57} = 0,5298609 - 0,0011 (65,57 - 20) \quad \boxed{\rho_4^{65,57} = 479,7339}$$

Donc :

$$V_1 = (D_s / \rho_4^{65,57}) \cdot (5 / 60) \quad (\text{III} - 60)$$

$$V_1 = (79180,8262 / 479,7339) \cdot (5 / 60) \quad \boxed{V_1 = 13,7542 \text{ m}^3}$$

$$V_2 = [(D_s \cdot r_{\text{opt}}) / \rho_4^{65,57}] \cdot [3 / 60] \quad (\text{III} - 61)$$

$$V_2 = [(79180,8262 \cdot 4,6038) / 479,7339] \cdot [3 / 60]$$

$$\boxed{V_2 = 37,9932 \text{ m}^3}$$

Le volume entre le point bas (NB) et le point haut (NH) d'après la **Figure III.1**

$$V = 2 (V_1 + V_2) \quad (\text{III} - 62)$$

$$V = 2 (13,7542 + 37,9932) = 103,4948 \text{ m}^3$$

$$\boxed{V = 103,4948 \text{ m}^3}$$

III.9-1- Calcul du diamètre du ballon V01-2702:

L'hypothèse $l = 4 \cdot D$ donne une première approximation sur le diamètre :

$$D = 0,70 (V)^{1/3} \quad (\text{III} - 63)$$

$$D = 0,70 (103,4948)^{1/3} \quad \boxed{D = 3,2865 \text{ m}}$$

III.9-2) Calcul de la longueur du ballon V01-2702:

Pour $D = 3,2865 \text{ m}$, soit $R = 1,64 \text{ m}$ et prenons 20 cm pour les hauteurs des segments circulaires supérieur et inférieur. Calculons le rapport « h/R » :

$$h / R = 0,2 / 1,64$$

$$h / R = 0,12$$

Le tableau d'évaluation (V.9.1) page 1386 (ouvrage Pierre WUITHIER tome II) donne pour la valeur trouvée de h/R l'air du segment

$$S = 0,1244 \cdot R^2 \quad (\text{III} - 64)$$

L'aire des deux segments sera :

$$S' = 2 \cdot 0,1244 \cdot R^2 \quad (\text{III} - 65)$$

$$S' = 2 \cdot 0,1244 \cdot (1,64)^2$$

$$\boxed{S' = 0,669 \text{ m}^2}$$

L'aire entre « NB » et « NH » :

$$f = \pi \cdot R^2 - S' \quad (\text{III} - 66)$$

$$f = 3,14 \cdot (1,64)^2 \cdot 0,669$$

$$f = 7,7763 \text{ m}^2$$

On déduit la longueur du ballon :

$$l = V / f$$

(III - 67)

$$l = 103,4948 / 7,7763$$

$$l = 13,3089 \text{ m}$$

Qui correspond à un rapport :

$$f / D = 7,7763 / 1,64 =$$

$$f / D = 4,74$$

III.9-3- Calcul la vitesse limite et le débit du gaz dans le ballon de reflux :

Les spécifications de retenue liquide restent valables, mais il faut y ajouter une condition supplémentaire concernant la hauteur h du segment supérieur. En effet, la section de passage au-dessus de NH doit être suffisamment pour que les gouttelettes liquides aient le temps de se déposer. La vitesse limite du gaz dans cette section, appelée vitesse critique d'entraînement, est donnée par la formule empirique suivante:

$$U_c = 4,7 \cdot C \cdot \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_V)}{\rho_V}} \quad (\text{Cm/s}) \quad (\text{III - 68})$$

C : coefficient de correction :

$$1,5 < C < 1,7 \quad (\text{ballon horizontal})$$

On cherche le débit maximal de vapeur que le ballon pourrait admettre dans une disposition horizontale.

La section libre au-dessus de NH est égale à :

$$S / 2 = 0,3345 / 2 = 0,1672 \text{ m}^2$$

Et on a :

$$\rho_L = 0,4797 \text{ g/cm}^3 \quad , \quad \rho_V = 0,0389 \text{ g/cm}^3$$

Donc :

$$U_c = 4,7 \cdot 1,65 \sqrt{\frac{0,4797 - 0,0389}{0,0389}}$$

$$U_c = 26,08 \text{ cm/s}$$

Le débit de gaz en volume, mesuré dans les conditions du ballon sera :

$$Q = S \cdot U_c \cdot 3600$$

(III - 69)

$$Q = 0,1672 \cdot 0,26 \cdot 3600$$

$$Q = 156,98 \text{ m}^3/\text{s}$$

III.10- Les équipements : Colonne C01-2702 - Ballon V01-2702*Tableau III.19: comparaison entre le valeur design et le valeur calculée*

Equipement	Caractéristiques	Valeur de design	Valeur calculée
Colonne C01-2702	Température au sommet (°C)	78,46	78,26
	Température au fond (°C)	175,98	190,65
	Pression au sommet (bar)	18,70	18,8
	Pression au fond	19,18	19,2
	Nombre de plateaux dans la zone de rectification	12	10
	Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement	16	21
	Diamètre (m)	4,3	4,73
	Hauteur (m)	25	24,635

Résumé

Conclusion générale:

Durant nos études à l'université de el oued, on a pu acquérir une base théorique sur le raffinage, qui nous a permis de réaliser notre stage pratique au niveau de la champ el merk.

Cette mise en situation professionnelle nous a permis de nous familiariser avec le secteur des génie du procédé et hydrocarbures, en touchant de près les problèmes réels entre autre celui lié à nos études et de mettre en application les bases théoriques acquises durant notre cursus.

Au cours de notre stage, on a essayé d'optimiser les paramètres de marches de la section de traitement du gaz, dans de la colonne du débutaniseur pour avoir une bonne production de GPL en qualité et en quantité , et de maximiser la récupération de C_5^+ .

Pour cela, l'alimentation de la colonne C01-2702 doit avoir une température de 96,42°C et une pression de 19 bar.

Par conséquent, la température de tête de la colonne sera de 78,26°C et une pression de 18,8 atm.abs et celle du fond sera de 190,65°C et une pression de 19,2 bar.

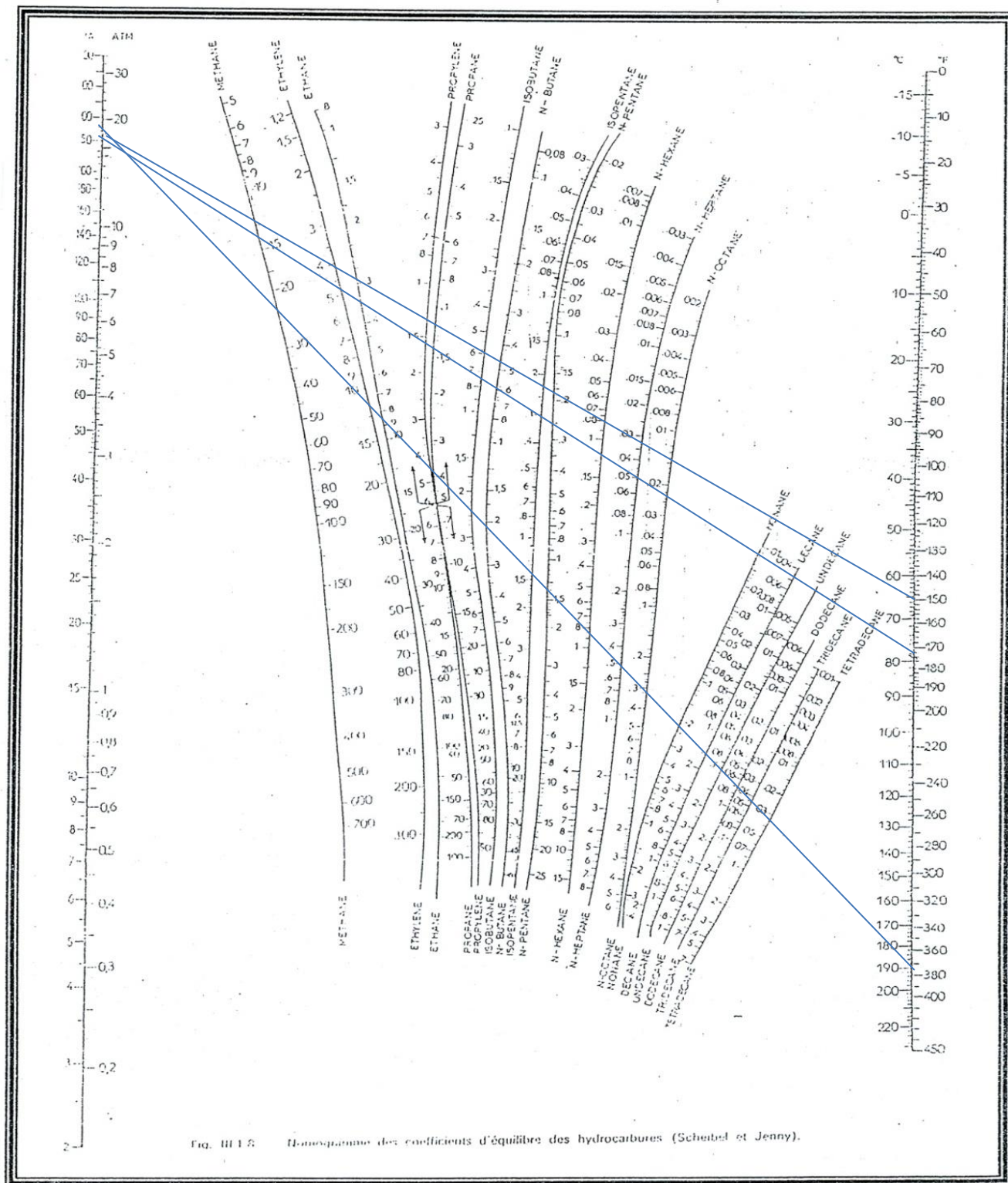
Bibliographie

Bibliographie:

- [1] : REVUE TRIMESTRIEL DE SONATRACH, Revue n°15.Decembre 2002
- [2] : Alexandre ROJEY, Le GAZ NATUREL - Production Traitement Transport, Editions Technip, Paris, 1994, Pages : 74-76.
- [3] : J.F GRAVIER PROPRIETES DES FLUIDES DE GISEMENTS –cours de production TOME 2, editions technip ,paris 1986, Pages : 5-6.
- [4] : P. WHUITIER, Raffinage et génie chimique tome I Edition technip1972 , Pages : 391-544.
- [5]: M.A.Fahim*T.A.AL-Sahhaf*A.S.Elkilani Fundamentals of Petroleum Refining ,first edition 2010 Pages : 35-36
- [6] :CHITOUR, C.E., Raffinage, les propriétés physiques des hydrocarbures et des fractions pétrolières. OPU, (1999) Pages : 30-31
- [7] : J. P. WAUQUIER , Procèdes de séparation tome II - Edition technip1998, Pages : 95-236.
- [8] :WAUQUIER, J.P., Le raffinage du pétrole, produits pétroliers, schémas de fabrication.Paris : Edition Technip, publication de l'institut français de pétrole. (1994). Tome 1. Pages : 375-376.
- [9] : Jean-Charles CICILE ,TECHNIQUE DE L'INGENIEUR -Ingénieur IGC (Institut du Génie Chimique de Toulouse) Ingénieur de Procédés à la Division Technip-Speichim de la Société Technip(1993), (J2 622) Pages : 5 ,(J2 623) Pages : 19.
- [10] : PIERRE TRAMBUOZE, matériel et équipements -Edition technip1999 ,Pages : 4-81.
- [11] : P. WHUITIER, Raffinage et génie chimique tome II - Edition technip1972 , Pages : 1239-1240.
- [12]: DIDIER RONZE, Introduction au génie des Procédés lavoisier.2008 Pages : 286-292.
- [13] J.P MOULIN, école central paris génie des procédés et génie chimique 2004-2005 TOME1 Pages : 140-143.
- [14] AIDE-MEMOIRE Emilian koller Génie chimique dunod.paris2001 Pages : 369.
- [15] Manuel opératoire de l'unité de traitement de gaz (**el merk**).
- [16] Documentation Internet : , (17/04/2014).
- <http://www.hyper-tvt.ethz.ch/distillation-multicomponent-gilliland.php>
 - http://www.azprocede.fr/Cours_GC/rectification_garnissage.html
 - <http://lorien.ncl.ac.uk/ming/distil/distileqp.htm>

ANNEXES

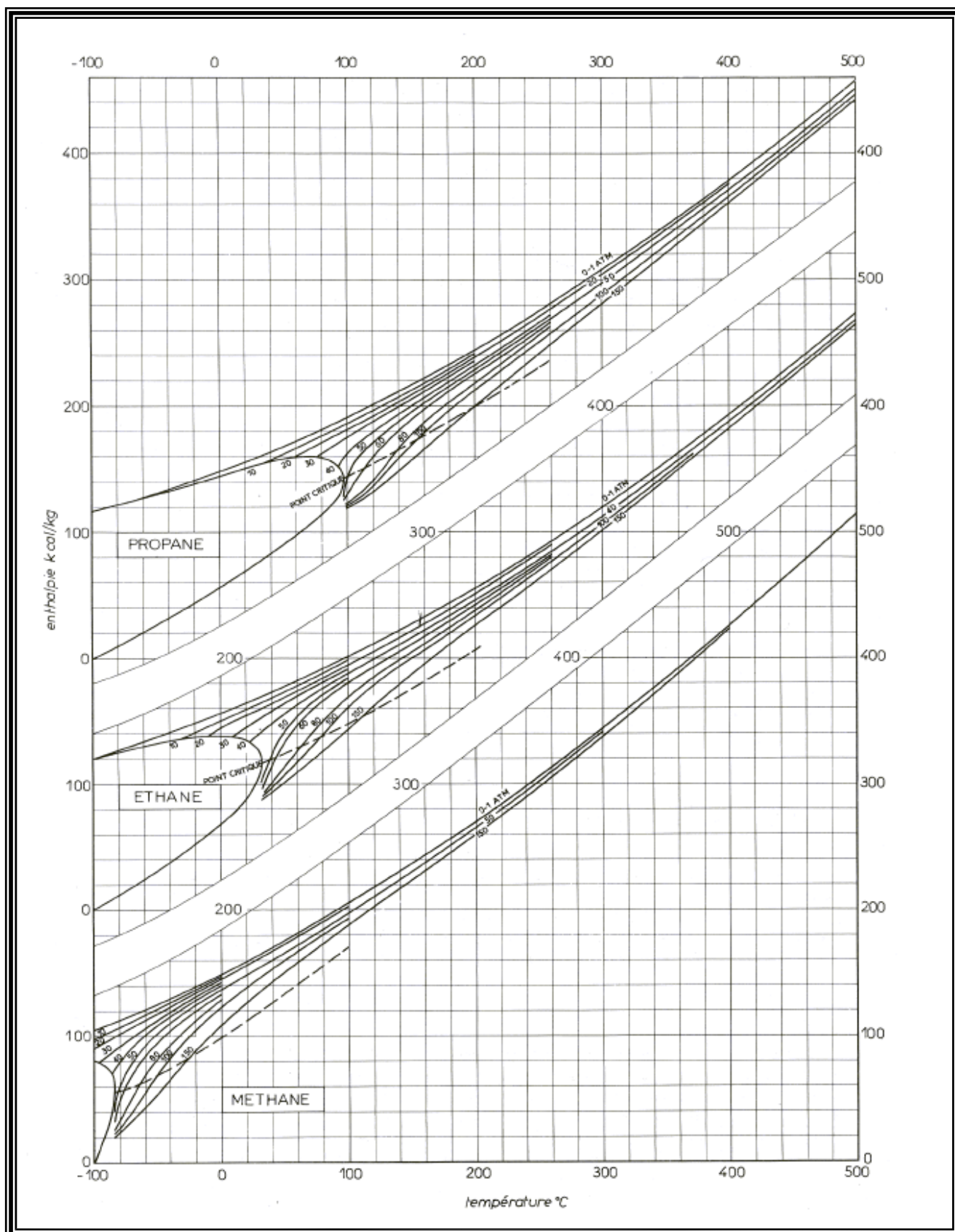
FIGURE 1



Monogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures

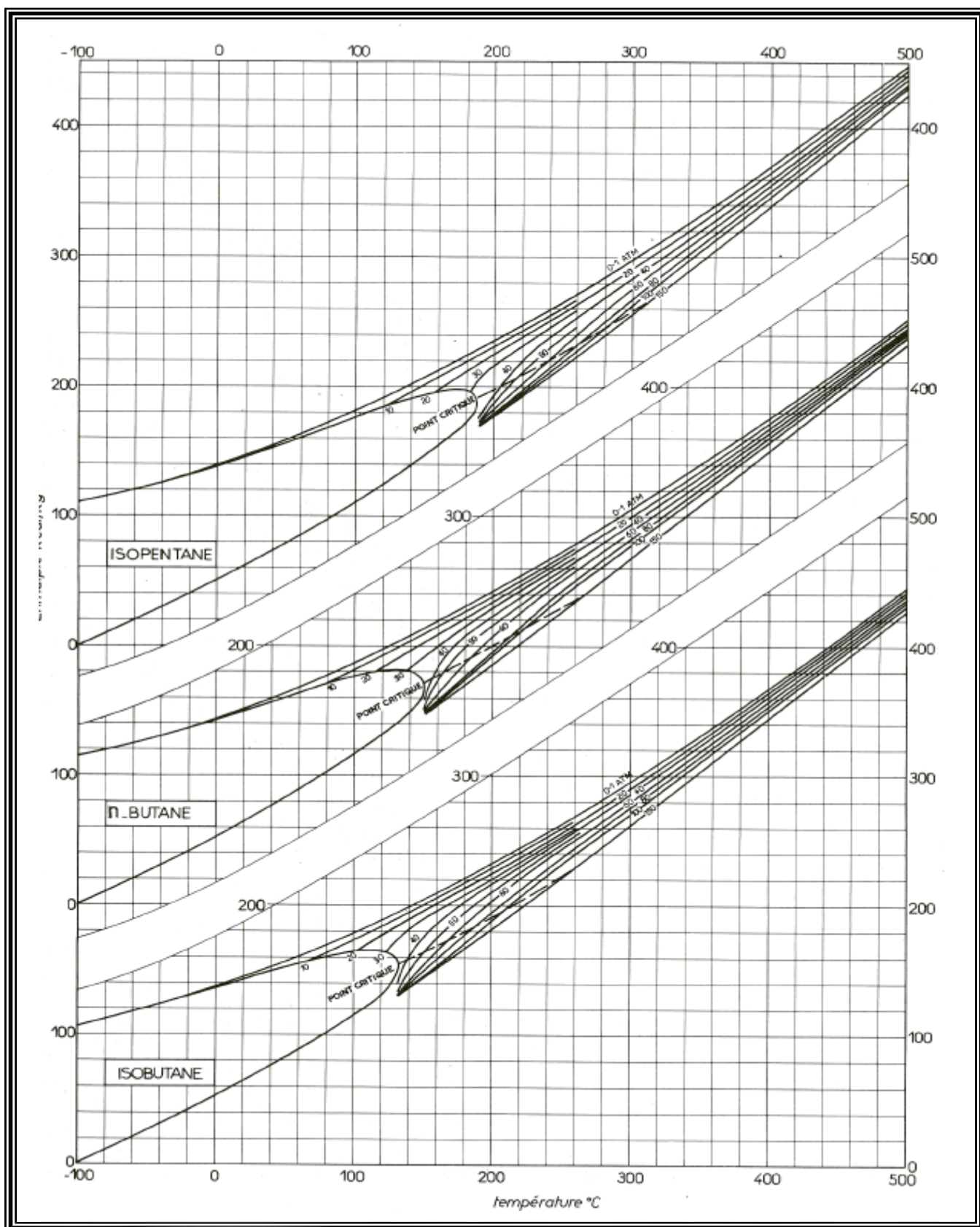
(Scheibel et Jenny)[4].

FIGURE 2



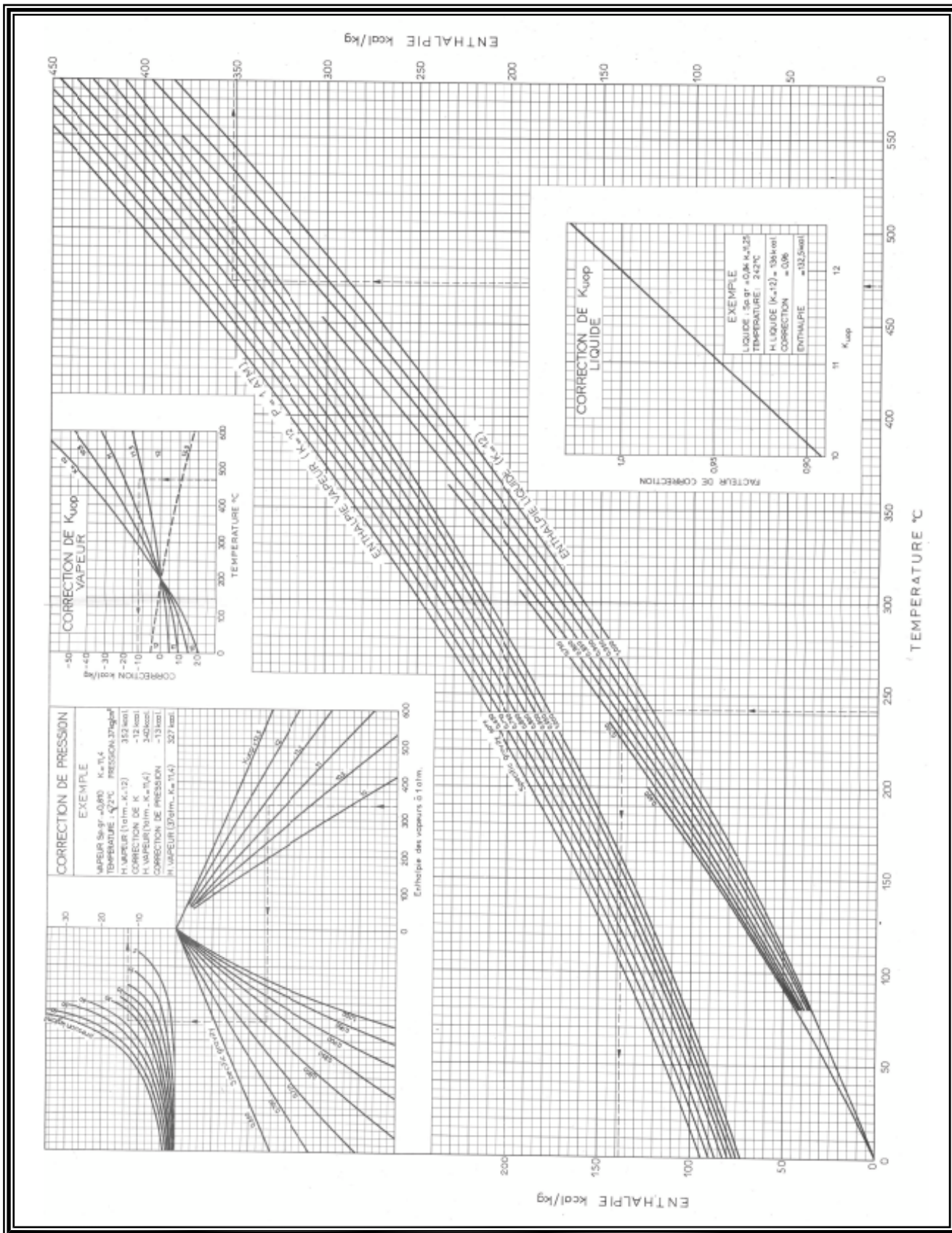
Enthalpie du méthane ,de l'éthane et du propane (Pour les gaz en solution au-dessous de leur point critique , lire l'enthalpie sur la courbe en tirets)[4].

FIGURE 3



Enthalpie de l'isobutane, de n-butane et de l'isopentane (Pour les gaz en solution au-dessous de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets)[7].

FIGURE 5



Abaque général d'enthalpie des fractions pétrolières[4].

FIGURE 6

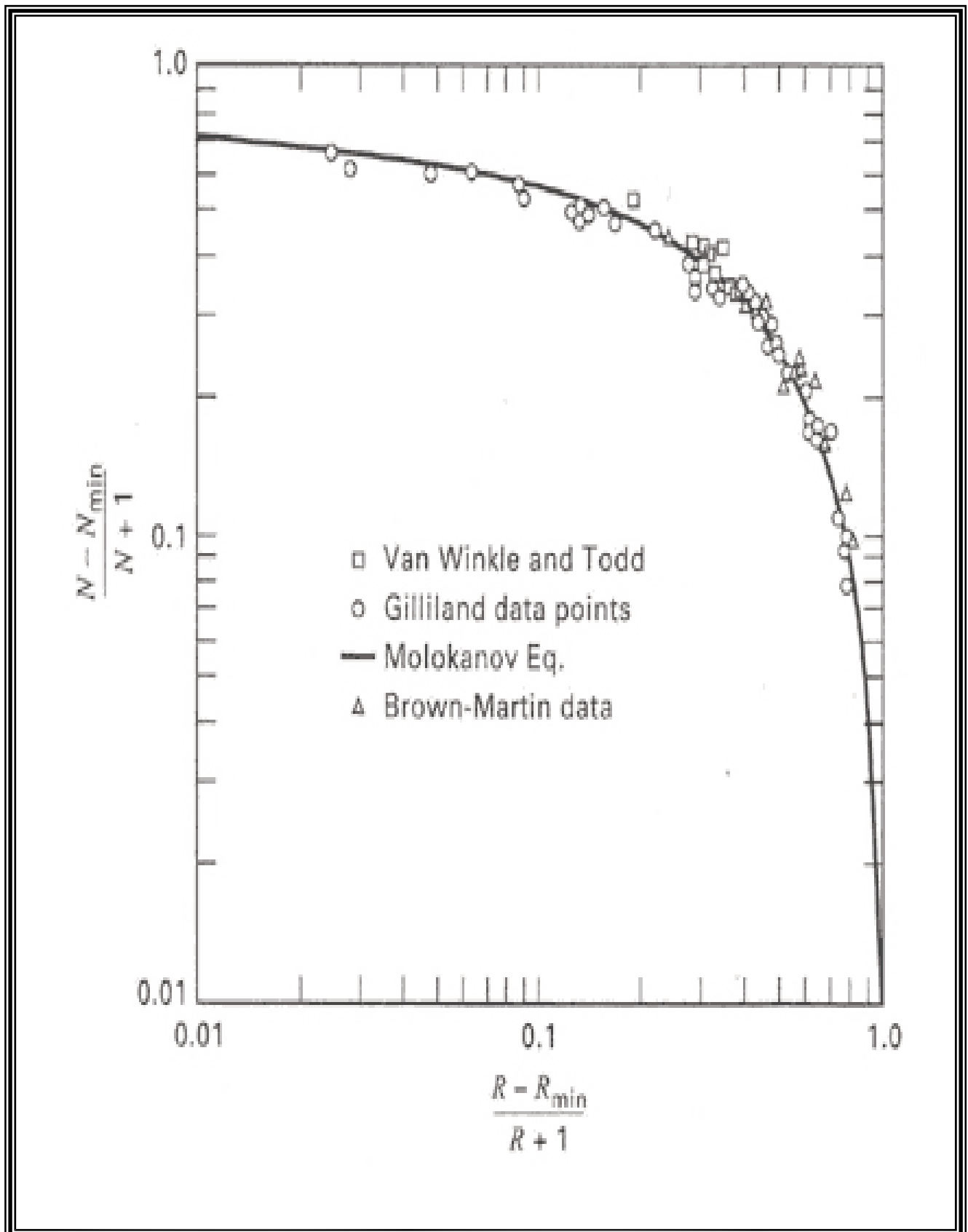


Diagramme de Gilliland[16]

FIGURE 7

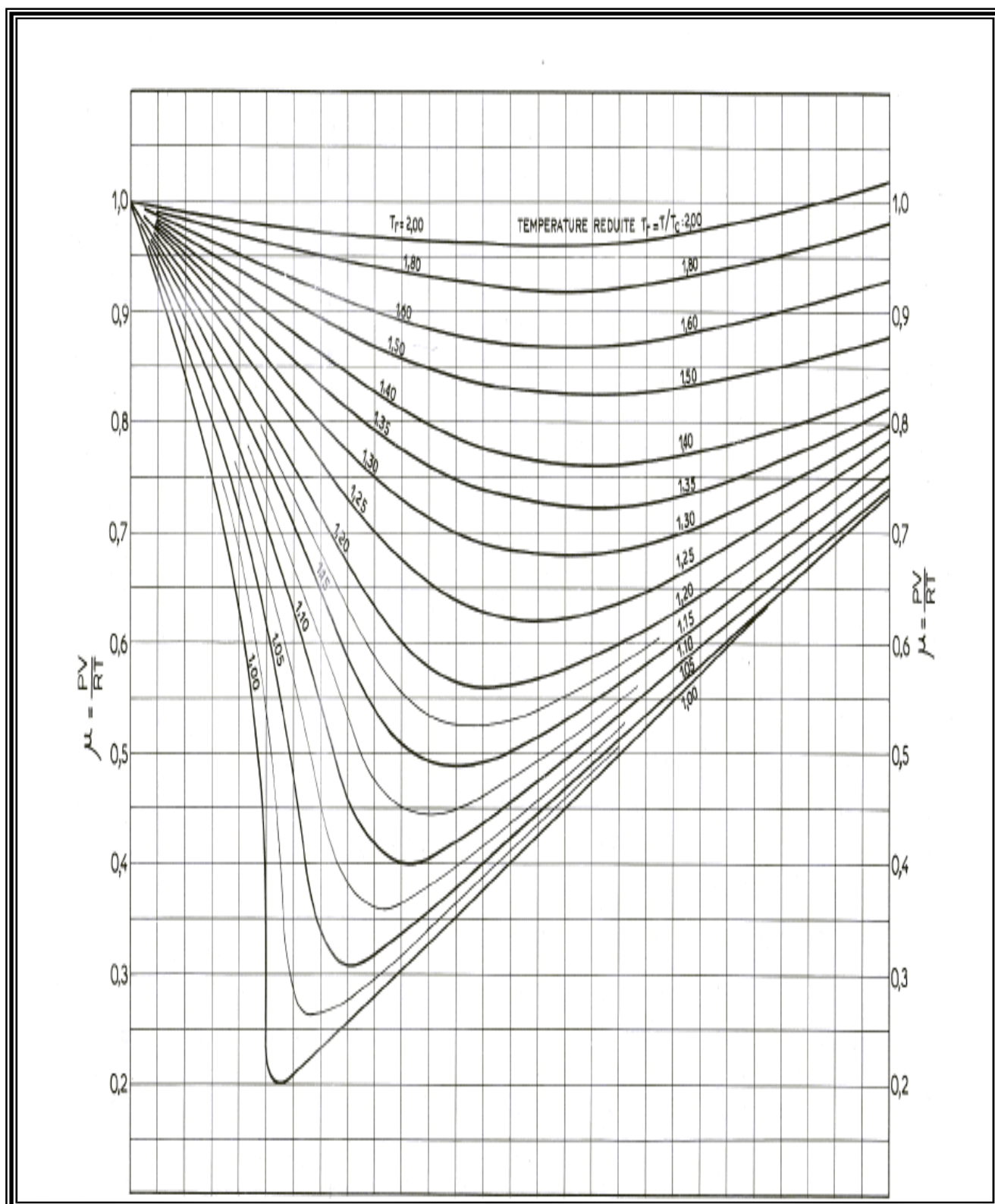
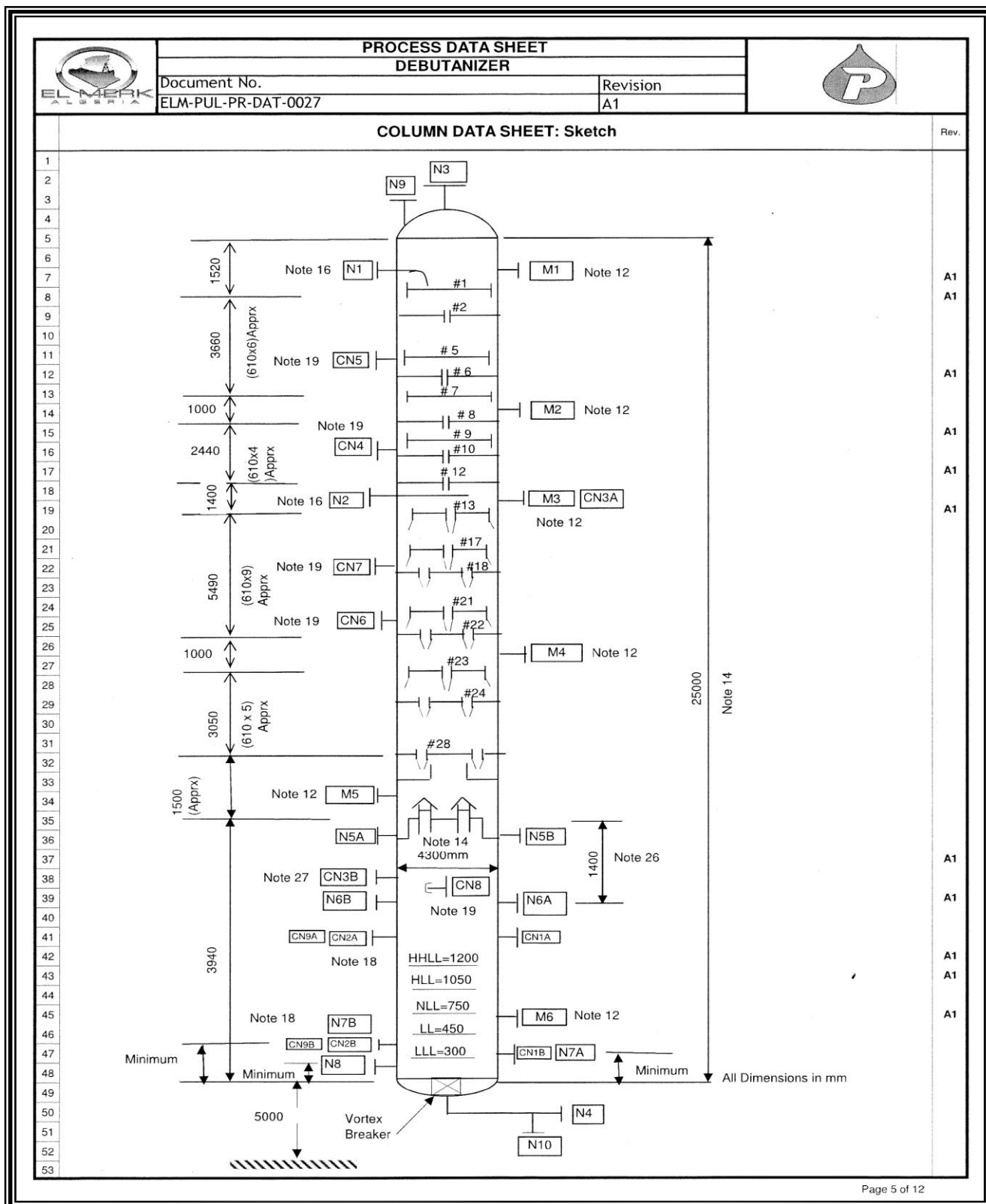
Facteur de compressibilité z [4].

FIGURE 10

ELMERK ALGERIA		PROCESS DATA SHEET DEBUTANIZER		Rev. A1	
Document No. ELM-PUL-PR-DAT-0027		Revision A1			
TRAY LOADS DATA SHEET					
Rev.					
GENERAL INFORMATION					
1		C01-2702			
2	COLUMN TAG	DEBUTANIZER			
3	COLUMN SERVICE				
4	COLUMN DIAMETER mm	4300			
5	SECTION No.				
6	TRAY NUMBERING FROM (Top or Bottom)				
7	FROM TRAY No. / TO TRAY No. (Note-3)				
8	TRAY SPACING mm				
9	NUMBER OF PASSES				
10	COLUMN MANWAY NUMBER / I.D. in				
11	COLUMN MANWAY OVER TRAY NUMBER	Chimney Tray			
12	INTER-TRAY PASSAGE WAY (Up or Down or Both)	Up and Down		Up and Down	
13	DOWNCOMER DESIRED (Removable or Fixed)				
14	DOWNCOMER TYPE (Straight or Sloped or Stepped)	Note 29		Note 29	
15	TYPE OF TRAY	Valve		Valve	
16	TRAY MATERIAL	SA-405/410 SS		SA-405/410 SS	
17	VALVE OR BUBBLE CAP MATERIAL	SA-405/410 SS		SA-405/410 SS	
18	INTERMEDIATE FEED LOCATIONS TRAY NUMBER				
19		PROCESS INFORMATION		PROCESS INFORMATION	
20		Chimney Tray	Chimney Tray	Feed	Feed
21	OPERATING CASE	Peak Oil Winter	Peak Gas Summer	Peak Oil Winter	Peak Gas Summer
22	VAPOR TO TRAY(S), KG/HR	396936	362672	43431	45441
23	TEMPERATURE, °C	173.38	190.65	85.24	96.42
24	PRESSURE, BARA	19.18	19.18	19.00	19.00
25	MOLECULAR WEIGHT	75.36	80.42	49.38	50.79
26	VISCOSITY, Cp (at P,T)	0.01	0.01	0.01	0.01
27	DENSITY, KG/M3 (at P,T)	59.15	60.64	43.27	42.30
28	DESIGN RANGE.%	30 to 100	30 to 100	30 to 100	30 to 100
29	LIQUID FROM TRAY (S), KG/HR	432771	404755	107507	78553
30	TEMPERATURE, °C	164.22	176.72	85.24	96.46
31	VISCOSITY, Cp	0.08	0.08	0.09	0.10
32	SURFACE TENSION, DYNE/CM	2.59	2.77	4.29	4.91
33	DENSITY, KG/M3	451.68	457.69	478.34	498.54
34	FOAMING TENDENCY / SYSTEM FACTOR	0.8	0.8	0.8	0.8
35	SOLIDS	0	0	0	0
36	DESIGN RANGE.%	30 to 100	30 to 100	30 to 100	30 to 100
37	MAXIMUM PRESSURE DROP (per tray)				
38					
39					
40					
41					
42	For notes refer page 6 to 12				
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					



design du la colonne du débutaniseur [15].

FIGURE 11



Hauteur design de la colonne du débutaniseur [15].

FIGURE 12

	Document Type - D		
	DEBUTANIZER C01-2702		
	Document No. ELM-PUL-MD-DAT-0002	Doc. Category 2	

CENTER OF GRAVITY DATA SHEET

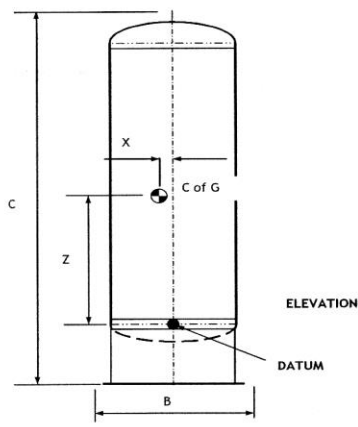
MASS DATA (KG)

Notes:

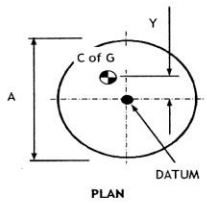
- 1) One sheet shall be completed for each separately installed skid or item.
- 2) As supplied equipment shall be weighed by SUPPLIER and witnessed by purchaser or nominee.
- 3) SUPPLIER shall provide current calibration certificate of weighing equipment.
- 4) SUPPLIER shall submit design update for significant changes in mass

Empty	143325	kg	
Operating	248300	kg	
Test	600450	kg	

DIMENSIONAL DATA (mm)



ELEVATION



PLAN

Overall Dimensions		
A	B	C
5400	4800	32850


Centre of Gravity (COG in mm)		
X	Y	Z
0	0	11125

Notes:

- 1) * - indicates SUPPLIER shall provide details
- 2) COG coordinates to be clearly shown on G.A. drawings. COG indicated above is from datum

Diamètre design du la colonne du débutaniseur [15].

FIGURE 13



GROUPEMENT BERKINE SONATRACH-ANADARKO
« Groupement régi par décret législatif 93-08 du 25 Avril 1993 »

El Merk, le 09 Avril 2014

ATTESTATION DE STAGE


Nous soussignés, **NOUACER Ammar**, Directeur du Champ ELMERK, Groupement Berkine -Sonatrach/Anadarko, dont le siège est sis à H. Messaoud, attestons que :


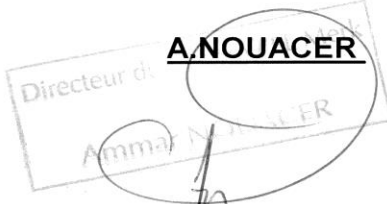
Monsieur. **LAGGOUNE Ahmed**

Né(e) le 09/12/1990 à Guemar W : El Oued

Etudiant inscrit en 2^{ème} année Matser dans la spécialité « **Raffinage et Pétrochimie**», (Université El Oued) a effectué un stage pratique de 13 jours allant du **29/03/2014 au 10/04/2014** au niveau du Champ ELMERK (Structure Division Exp).

La présente attestation lui est délivrée pour servir et valoir ce que de droit.

 **Le Directeur du Champ**

Groupement Berkine Sonatrach / Anadarko Route du CINA-BP 394- Hassi Messaoud-Algeria-
Tel : 029/74 .22.00 - Fax : 029/74 22 44

Attestation de notre stage.

FIGURE 14


GROUPEMENT BERKINE SONATRACH-ANADARKO

« Groupement régi par décret législatif 93-08 du 25 Avril 1993 »

El Merk, le 09 Avril 2014

ATTESTATION DE STAGE

Nous soussignés, **NOUACER Ammar**, Directeur du Champ ELMERK, Groupement Berkine -Sonatrach/Anadarko, dont le siège est sis à H. Messaoud, attestons que :

Monsieur. **SEROUTI Younes**

Né(e) le **03/09/1989** à El Oued W : El Oued

Etudiant inscrit en 2^{ème} année Matser dans la spécialité « **Raffinage et Pétrochimie** », (Université El Oued) a effectué un stage pratique de 13 jours allant du **29/03/2014** au **10/04/2014** au niveau du Champ ELMERK (Structure Division Exp).

La présente attestation lui est délivrée pour servir et valoir ce que de droit.

 Le Directeur du Champ



Groupement Berkine Sonatrach / Anadarko Route du CINA-BP 394- Hassi Messaoud-Algeria-
Tel : 029/74 .22.00 - Fax : 029/74 22 44

Attestation de notre stage.