

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université Africaine Ahmed DRAYA ADRAR
Faculté Des sciences et technologie
Département Des Hydrocarbures Et Des Energies Renouvelables



MEMOIRE DE FIN D'ETUDE EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME DE Master EN GENIE CHIMIQUE

THEME

**Etude et vérification des paramètres de fonctionnement de
Dépropaniseur au niveau de l'unité Gas plant - Raffinerie d'ADRAR**

SOTENU LE : 24 :JUN 2019

Présenté par :

Devant le jury :

M^{elle} MAZOUZI Djamila
M^{me} HADJI Zineb

Président : Mr. A.Benabdelkabir
M.A.A à l'université d'Adrar

Encadreur :Dr.SAKMECHE Mounir
M.A.B à l'université d'Adrar

Examineur : Dr. O . KHELIFI
M.A.B à l'université d'Adrar

Année Universitaire 2018/2019



Dédicaces

Je dédie ce modeste travail :

A mes très chers parents

A mes chers frères

A mes adorables sœurs

A toute ma famille MAZOUZI

et tous mes amis sans

exception

MAZOUZI Djamila



Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier notre Dieu, qui m'ont donné la force pour accomplir ce travail.

Rien ne va de soit, rien n'est donné, tout est construit.

Au terme de ce travail, nous tenons à remercier vivement notre encadreur Dr. SAKMACHE Mounir , pour nous avoir défini et orienté le sujet, pour son collaboration, son suivi, a sa serviabilité et ses conseils, sans lui le présent travail n'aurait pu être effectué

Nous adressons nos vifs remerciements pour tout les personnes ont participé à notre formation Scientifique, depuis la première année préparatoire jusqu'à la deuxième année master.

Nos remerciements vont aussi à tous nos amies. Nous les remercie pour le soutien qu'ils nous ont prêtés pendant toute la durée du travaille

Enfin nous ne peux pas oublions les gens de la faculté de génie des procédés de l'université d'adrar où était le début de nos chemin scientifique. nous les remercie sincèrement pour s'avoir donner ce niveau d'ingénieur, ce niveau qui a constitué nos véritable appui et nos support durant ce travail et ils le fera le long du nos chemin professionnel

Sommaire

SOMMAIRE

Liste des tableaux	I
Liste des figures	III
Nomenclature	V
Résumé	VII
Introduction générale	01
CHAPITRE I :Présentation de la raffinerie d'ADRAR	
I.INTRODUCTION	02
I.1. Présentation de la raffinerie d'ADRAR	02
I.2. Description de la société SONATRACH	02
I.3. Situation géographique de la raffinerie d'ADRAR "RA1D"	03
I.3.1. Les coordonnées géographiques	03
I.3.2 .Les conditions climatiques témoignent de cette situation	03
I.4 .Capacité de traitement et de production de la raffinerie	03
I.4.1.Capacité de traitement	03
I.4.2. Capacité de production	04
I.5 .Charge (pétrole brut)	04
I.6 .Principe de fonctionnement de la raffinerie	05
I.7. Principales installations de la raffinerie	06
I.7.1. Utilités de la raffinerie	07
I.7.2. Unités de production	07
I.7.2.1. Unité de distillation atmosphérique (Topping)	07
I.7.2.2 Unité reforming catalytique	07
I.7.2.3. Unité de craquage catalytique	07
I.8. Processus de l'unité de production de GPL	08

SOMMAIRE

1.Préchauffage du brut	08
2.Chauffage du brut	09
3.Vapeur stripping	09
4.Colonne atmosphérique : [C- 201 102]	09
5. Soutirages des Différents produit et traitement	11
5.1.Le kérosène (1st sideline)	11
5.2.Gasoil :1er soutirage (2nd sideline)	12
5.3.Gasoil 2e soutirage : (3rd sideline)	12
5.4.Résidu	13
5.5. Reflux	13
6.Stabilisation	13
7.Traitement chimique des G.P.L	14
I.9.UNITE GAZ PLANT	15
Dépropaniseur	15
Deéthaniseur	16
Dépentanisueur	17
I.10 . Organisation générale de la sécurité HSE	18
I.11 . laboratoire	18
I.12 - Parc de stockage	18
I.12.1 - Récepon et stockage du brut dans la raffinerie	18
I.12.2 - Bacs de matière première	19
A.Unité Distillation atmosphérique	19

SOMMAIRE

1)Section distillation atmosphérique	19
2)Section gaz plant	19
B.Unité Reforming catalytique	19
C.Unité Craquage catalytique	19
I.12.3 - Bacs de produits finis conformes	19
1.Kérosène	19
2.Gasoil	20
3.Carburant sans plomb	20
a) Carburant super	20
b) Carburant normal	20
4.L.P.G	20
5.Butane	20
6.Propane	20
7.Fuel	20
8.Naphta léger	20
9.Naphta raffine	20
I.12.4 - Agents chimiques ajoutés pour les produits conformes	21
A.Carburant	21
B.Gasoil	21
C.Kérosène	21
I.12.5 - Produits non conformes	21

SOMMAIRE

A.Carburant non conforme	21
B.Gasoil non conforme	21
C.L.P.G : non conformes	21
D.Les slops	21
CHAPITRE II : Généralité sur le GPL	
II.1. Introduction	22
II.2. Définition des GPL	22
II.3. Les sources des GPL	22
II.4. Les propriétés des GPL	23
- Odeur	23
- Tension de vapeur	23
- Dilatation	23
- Densité	23
- Température d'ébullition	23
- Pouvoir calorifique	23
- Impuretés	23
II.5. Caractéristiques générales des GPL	24
II.5.1. Pouvoir calorifique des GPL	24
II.5.1.1. Pouvoir calorifique supérieur (PCS)	24
II.5.1.2. Pouvoir calorifique inférieur (PCI)	24
II.5.2. Point d'ébullition et la masse volumique	25
II.5.3 Tension de vapeur	26
II.6. Domaines d'utilisation du GPL	27

SOMMAIRE

II.6.1 Le GPL carburant	27
I.6.2. Le GPL dans la pétrochimie	28
II.6.3.Le GPL dans la production d'électricité	28
II.6.4. Le GPL dans les ménages	28
II.6.5. Le GPL dans la climatisation	28
II.6.6. Le GPL dans L'agriculture	28
II.7. Les avantages et les inconvénients techniques des GPL	29
CHAPITRE III : LA RECTIFICATION	
III-1.Introduction	30
III-2.Définition de la rectification	30
III-3.Colonne de rectification	30
III-3.1.Description et fonctionnement	30
III-4.Types de colonnes de rectification	31
III-4.1.Colonnes à plateaux	32
III-4.2.Colonnes à garnissage	32
III-5.Bilan matière de la colonne	34
III-5.1.Bilan matière de la zone de rectification	35
III-5.2.Bilan matière de la zone d'épuisement	35
III-6.Choix de la pression dans la colonne	37
III-7.Régime de température de la colonne de rectification	38
III-8.Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge	39
III-9.Fonctionnement d'une colonne à reflux minimal	40
III-10.Taux de reflux optimal	40
Chapitre IV : Partie calcul	

SOMMAIRE

IV. Calcul de la colonne de dépropaniseur	41
IV.1. Bilan de matière	41
IV.1.1. Composition et débit molaire de la charge	41
IV.2.Pression et température aux différentes zones de la colonne	44
IV.2.1. La pression et la température dans le ballon de reflux	44
IV.2.2 La pression et la température au sommet de la colonne	45
IV.2.3. La pression et la température au fond de la colonne	45
IV.2.4. La pression et la température dans la zone d'alimentation	46
IV.3.Calcul de la volatilité relative des constituants aux différences niveaux de la colonne	47
IV.4. Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide d'alimentation	48
IV.5. Taux de reflux minimal	48
IV.6. Taux de reflux optimal	49
IV.7. Taux de rebouillage minimal	49
IV.8. Taux de rebouillage optimal	49
IV.9. Calcul du nombre de plateaux dans la zone de rectification	50
IV.9.1. Nombre de plateaux dans la zone de rectification	50
IV.9.2. Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement	50
IV.9.3. Nombre de plateaux totale de la colonne	51
Conclusion Générale	52
Bibliographie	53
Les annexes	

Liste Des Tableaux

LISTE DES TABLEAUX

CHAPITRE I : Présentation de la raffinerie	
Tableau I.1 capacité de production de la raffinerie	06
Tableau I.2 : les principales spécifications du pétrole brut de SBAA bassin	06
Tableau I.3 : Les principales caractéristiques du brut mélangé	05
CHAPITRE II : Généralité sur GPL	
Tableau II.1: caractéristique du butane et propane commerciaux	25
Tableau II.2: caractéristique des composants des GPL	25
Tableau II.3 point d'ébullition et masse volumique des GPL	26
Tableau II.4 : les tension de vapeur du butane et propane algérien	27
CHAPITRE III : La rectification	
Tableau (III-6.1) : Différent valeurs des pressions dans la colonne de rectification	38
Tableau (III-6.2) : Equations des isothermes pour les différentes parties de la colonne	38
CHAPITRE IV : Partie calcul	
Tableau IV.1: La composition de la charge	41
Tableau IV.2: Les quantités et les débits molaires de chaque constituant	41
Tableau IV.3: Les débits et composition du résidu et du distillat	44
Tableau IV.4: Les coefficients d'équilibre dans le ballon de reflux	44
Tableau IV.5: Les coefficients d'équilibre au sommet de la colonne	45
Tableau IV.6: Les coefficients d'équilibre au fond de la colonne	46
Tableau IV.7: Les coefficients d'équilibre dans la zone d'alimentation	46
Tableau IV.8: Le coefficient d'équilibre de constatant de référence dans les différentes zones	46

LISTE DES TABLEAUX

Tableau IV.9: Les volatilités relatives des constituants dans les différentes zone de la colonne de Rectification	47
Tableau IV.10: Les volatilités relatives des constituants dans la différente zone de la colonne de rectification	48
Tableau IV.11: Calculs des constantes	49

Liste Des Figures

LISTES DES FIGURES

CHAPITRE I : Présentation de la raffinerie	
Fig.I.1- carte géographique SONATRACH en Algérie	02
Fig.I.2 Situation géographique de la raffinerie	03
Fig I.3 organisation générale de la raffinerie	05
Fig I.4 : schéma indique la circuit de brut avant le four (colonne préflash)	09
Fig I.5 : section de la colonne distillation	10
Fig I.6 : Circuit de gaz depuis la colonne de pré flash	13
Fig I.7 - schéma global de l'unité atmosphérique	14
Fig I.8 : circuit de GPL dans le colonne dépropaniseur	15
Fig .I.9 : séparation le propane de la colonne de deéthaniseur	17
Fig I.10 :circuit de gaz depuis la colonne de dépentaniseur	18
CHAPITRE II : Généralité sur GPL	
Figure II.1 : Tension de vapeur du butane et propane à la température ambiante	27
CHAPITRE III : La réctification	
Figure III.5: Schéma de la colonne de rectification.	34

Nomenclature

NOMENCLATURE

L : la charge de l'alimentation
M_i : la masse moléculaire
X_{RC3H8} : la composition c3 dans le résidu à la phase liquid
Y_{DiC4H10} : la composition c4 dans le distillat a la phase vapeur
X_{Li} : La composition molaire de la charge l'élément "i"
G'_i : Le débit molaire de la charge
M_{moy} : La masse moléculaire moyne
D' : Le débit de distillat
R' : Le débit de résidu
Y'_{Di} : la composition de l'élément "i" dans le distillat a la phase vapeur
X'_{Ri} : la composition de l'élément "i" dans le résidu à la phase liquid
K_i : Le coefficient d'équilibre
DP₁ : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur.
DP₂ : charges dues aux résistances des plateaux.
P_f : La pression au fond de la colonne
P_s : La préssion au sommet de la colonne
P_b : La préssion au ballon de reflux
P_l : La préssion de l'alimentation
T_s : La température au sommet de la colonne
T_f : La température au fond de la colonne
T_b : La température au ballon de reflux
T_a : La température de l'alimentation
K_r : Le coefficient d'équilibre de constituant de référence
α : la volatilité relative des constituants

NOMENCLATURE

\bar{e} : Le Taux de vaporisation
X'_{oi} ; Y'_{oi} : Les concentrations de l'élément "i" dans la zone d'alimentation .
$(R_f)_{\min}$: Taux de reflux minimal
$(R_f)_{\text{opt}}$: Taux de reflux optimal
$(R_b)_{\min}$:Taux de rebouillage minimal
$(R_b)_{\text{opt}}$:Taux de rebouillage optimal
N_R : Nombre de plateaux dans la zone de rectification
N_E : Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement
N_T : Nombre de plateaux total de la colonne
ϕ : Constante qui varie entre les volatilités relatives des constituants clés lourds et légers .

Resume

المخلص :

غاز البترول المسال هو خليط من الغازات الهيدروكربولية التي تتكون أساسا من غاز البروبان و البوتان في الظروف العادية لدرجة الحرارة و الضغط ، إن استهلاك العالمي لغاز البترول المسال في تزايد مستمر نظرا لحصيلته الإقتصادية المتميزة باعتباره وقود نقي و فعال مستقبلا لذلك قدمنا دراسة هذا الاخير على اساس اختبار معدة العمود ، لتثبيت مستويات غاز البروبان المرغوبة في المخلفات و نواتج التقطير

RESUME :

Le gaz de pétrole liquéfié est un mélange d'hydrocarbure gazeux composé essentiellement du butane et du propane aux conditions normales de la température et de la pression.

La consommation mondiale de GPL est en croissance continue due à son bilan économique fiable en tant qu'un carburant propre et efficace pour l'avenir. La production de ce dernier doit répondre à des normes et des spécifications bien déterminées.

Ce travail a été voué à l'étude de l'optimisation des paramètres de fonctionnement actuel d'une section de l'unité gas-plant de la raffinerie d'ADRAR, pour cela, nous avons fait une étude de cette dernière basée sur la vérification de la colonne de dépraniseur afin de maintenir les teneurs admises du propane respectivement dans le résidu et le distillat.

ABSTRACT:

Liquefied petroleum gas is a mixture of gaseous hydrocarbon composed mainly of butane and propane under normal conditions of temperature and pressure.

Global LPG consumption is growing steadily due to its reliable economic balance as a clean and efficient fuel for the future. The production of the latter must meet specific standards and specifications.

This work was devoted to the study of the optimization of the current operating parameters of a section

of the gas-plant unit of the refinery of ADRAR , for which we made a study of the latter based on the Verification of the column in order to maintain the permissible contents of the propane respectively in the residue and the distillate.

Introduction Générale

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, seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie. Face au pétrole, son concurrent sur le marché des combustibles, mais souvent son associé dans les gisements des 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'avenir promettant et brillant pour l'industrie mondiale du gaz ; la demande est de 51% en 2005 et croîtra à plus de 90% vers 2030. L'intérêt croissant pour le gaz naturel est dû à sa souplesse, sa propreté et son abondance.

L'Algérie tire 98% de ses recettes de l'exploitation et la vente des hydrocarbures. Le gaz et le pétrole sont la principale source de financement de l'économie. Ainsi la politique d'exploitation des hydrocarbures en Algérie est orientée dans le sens de valoriser les dérivés du gaz naturel tel que le condensât et le GPL qui ont constitué ces dernières années les importantes sources de revenus en devises pour le pays, et l'exploitation de la raffinerie de Sbaa est un parfait exemple de l'application de cette politique, dont notre travail est orienté dans ce sens.

Le raffinage du pétrole désigne l'ensemble des traitements et transformations visant à tirer du pétrole le maximum de produits à haute valeur commerciale. Selon l'objectif visé, en général, ces procédés sont réunis dans une raffinerie. La raffinerie est l'endroit où l'on traite le pétrole pour extraire les fractions commercialisables.

Dans le présent travail, on envisage en détail les principales unités de la raffinerie SORALCHIN dans la partie théorique, et ensuite en faisant les calculs sur les dimensionnements de la colonne de dépropaniseur dans la partie calcul.

Donc notre travail consiste à optimiser les paramètres de fonctionnement de la colonne de dépropaniseur par le calcul des performances de la section dans le cas actuel, selon le plan suivant :

- Optimiser et vérifier par un calcul technologique les paramètres de fonctionnement de la colonne de dépropaniseur
- Calcul de nombre des plateaux de la colonne.
- En fin on a fait une conclusion générale.

CHAPITRE I

Presentation De La Raffinerie

D'ADRAR-SBAA

I.Introduction :

L'industrie pétrolière consiste en majeure partie à l'opération de raffinage, qui désigne l'ensemble des traitements et transformation visant à tirer du pétrole le maximum de produits à haute valeur commerciale, selon l'objectif visé. En général, ces procédés sont réunis dans une raffinerie qui est l'endroit où l'on traite le pétrole pour extraire les fractions commercialisables. Dans ce chapitre on fait la description de raffinerie de SBAA et particulièrement sur l'unité de production de GPL.

I.1 - Présentation de la raffinerie d'ADRAR :

Une raffinerie doit être conçue pour traiter une gamme assez large de brut. Elle peut être simple ou complexe, constituée de quelques unités de traitement ou bien de plusieurs.

L'Algérie est l'un de ces pays producteurs de pétrole. Elle fait partie de l'OPEP. L'Algérie dispose des plusieurs raffineries : La Raffinerie d'Alger, La Raffinerie de HASSI MESSOUD, La Raffinerie d'ARZEW, La Raffinerie de SKIKDA et enfin la Raffinerie d'adrar (RA1D).Elles sont gérées par SONATRACH-activité aval-Division Raffinage.

I.2-Description de la société SONATRACH : [1]

SONATRACH est une société fondée en 1963 qui œuvre principalement dans l'exploration , le transport , le traitement et la commercialisation des produits pétroliers liquides et gazeux.

SONATRACH est la première entreprise du continent Africain . Elle est classée 12ème parmi les compagnies pétrolières mondiales . Sa production globale (tous produits confondus) est d'environ 160 millions de Tap (tonnes équivalent pétrole) en 2015 Ses activités constituent environ 52%du PNB de l'Algérie. Elle emploie 122 580 personnes dans l'ensemble du groupe.

La société SONATRACH cumule une longue expérience dans le raffinage du pétrole depuis plus de 50 ans . Pour la maîtrise de ses installations , la SONATRACH bénéficie de retour d'expérience de ses 50 ans d'exploitation et de maintenance d' installations d'hydrocarbures , ainsi que des l'expérience acquise sur les sites de raffinage de pétrole et de

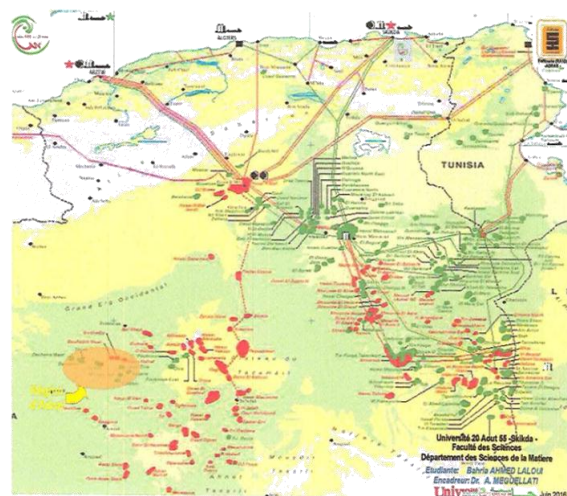


Fig.I.1- carte géographique SONATRACH en algérie

compétences de ses équipes techniques , qu'elle peut diligenter à tout moment en cas de nécessité

I.3 - Situation géographique de la raffinerie d'ADRAR "RA1D" : [1]

La raffinerie de SBAA (W.ADRAR) est implantée sur une surface totale 84 hectares dont 37 hectares sont occupés par des installations de production.

Elle est située sur le territoire de la Commune de SBAA à quelques 44Km au nord de la ville d'Adrar.

I.3.1 - Les coordonnées géographique : [1]

- Longitude 00° 11' ouest
- Latitude 27° 49' nord
- Altitude moyenne est de 275 mètres

Le site de la raffinerie est situé en plein désert du guebi , a quelques 900 m d'une zone agricole rattachée en village de SBAA , situé à l'ouest du site.

Elle est limitée :

- Au Nord : par la daïra de Tsabit
- Au sud : par la commune de Gourara
- A l'ouest : par la commune de Sbaa
- A l'est : par un terrain non urbanisé

Hormis cette zone agricole , le paysage est un no man's land , dépourvu de toute végétation d'habitation ou d'activités .

I.3.2 - Les conditions climatiques témoignent de cette situation : [1]

- Pluviométrie maxi 16mm/ an
- Humidité moyenne annuelle 20.5 %
- Température moyenne annuelle 28.6 °C



Fig.I.2 Situation géographique de la raffinerie

I.4 - Capacité de traitement et de production la raffinerie : [2]

I.4.1 - Capacité de traitement : [2]

La capacité annuelle de traitement de la raffinerie de SBAA est de 600 000 Tonnes environ de pétrole brut pendant une période d'année en continu par jour de vingt quatre (24) heurs.

- 75 tonnes par heure (t/h).
- 1800 tonnes par jour (t/j).
- 12500 barils par jour (b/j)

I.4.2 - Capacité de production: [2]**Tableau I.1** capacité de production de la raffinerie

Produit	Quantités tonnes /ans
Propane	20 500
Butane	32 500
Essence super	10 000
Essence normale	208 300
Kérosène	30 000
Gasoil	238 400
Mazout	13 000

I.5 - Charge (pétrole brut) : [1]

Le pétrole est stocké dans 03 réservoir a toit flottant , d'une capacité nominale de 6000 m3/bac correspondant à une autonomie d'exploitation de sept (07) jours environ Ces bacs sont équipés de tous les accessoires et systèmes de régulation , de commande et de sécurité

La capacité nominale de traitement est de douze mille cinq cent (12 500) barlis/jour de pétrole brut des gisement situés dans la cuvertte de **sbaa , hassi ilatou , dechiera , OTRA**

Le brut de différents gisements (sbaa , **dechiera**, Hassi illatou, et OTRA) peut être classé dans la catégorie des pétroles mixtes. C'est un brut léger de densité 0.834 g/l à 20°C, et ce pétrole brut est une sorte de faible teneur en soufre. Ces principales spécifications sont :
[2]

Tableau I.2 : les principales spécifications du pétrole brut de SBAA bassin

caractéristiques	spécification
Densité à 20°C	0.834 g/l
teneur en NaCl	8 mg/l
teneur en soufre	0.14 mg/l
acidité	0.04 mg KOH/g

Le brut traité est classé comme étant un brut aromatique à faible teneur en soufre. La raffinerie est alimentée en pétrole brut mélangé à partir des différents gisements, leurs principales caractéristiques sont:

Tableau I.3 : Les principales caractéristiques du brut mélangé

Caractéristiques	Résultats
Degrés API°	40.11
Densité à 20°C	0.8206 g/cm ³
Viscosité à 20°C	22.46 mm ² /s
Point de congélation	-28 °c
Soufre	2.56%
Nitrogène	< 0.002%
Eau	899.3 µg/g
Point de flash	0.12%
Acidité	<0.02 mg KOH/g
Salinité	7.6 mg NaCl/l
Concentration en paraffine	9.74%

I.6 - Principe de fonctionnement de la raffinerie : [2]

- La conception de l'installation de la raffinerie est basée sur les principes :
 1. La continuité de production de la raffinerie; selon leur capacité annuelle.
 2. La valorisation de la totalité du résidu de l'unité de distillation atmosphérique en produits raffinés ; et particulièrement la maximisation du gasoil,
 3. Autonomie du fonctionnement de la raffinerie (toutes les utilités requises pour le fonctionnement des installations sont produites par la raffinerie, à l'exception du gaz naturel qui provient du champ de gaz de SONATRACH de l'unité de déshydratation de SBAA,
 4. L'eau brute destinée au différents usage (eau réseau incendie, eau traitée pour refroidissement et production de la vapeur, eau potable) provienne des trois forage situés à un (01) km d'environ coté nord-est de la raffinerie,
 5. Le traitement des eaux déminéralisées pour la production de vapeur se fait à l'unité du traitement des eaux et seront pompées vers les chaudières via deux bacs de stockage d'une capacité de 200 m³ pour chaque bac,
 6. La production de vapeur pour satisfaire les trois turbines de production d'énergie électrique et vapeur stripping des unités combinés. La production de vapeur est

assurée par trois chaudières; deux en service et l'autre en en arrêt avec un appoint de l'unité RFCC (Résidu Fluide Craquage Catalytique).

7. L'énergie électrique est produite par trois turbos génératrices deux en service et l'autre en arrêt.

8. L'air comprimé (purifié, non purifié, et le nitrogène) pour l'utilisation de l'air instrument et régénération des catalyseur des réacteur de l'unité de reformage et de craquage catalytique. La production de l'air comprimé est assurée par trois compresseurs deux en service et l'autre en arrêt,

9. Toutes les motos pompes sont doublées; pour assurer une production continue.

I.7. Principales installations de la raffinerie : [2]

La raffinerie de SORALCHIN est constituée de deux grandes parties principales; qui sont:

- Les utilités.
- Les unités de production.

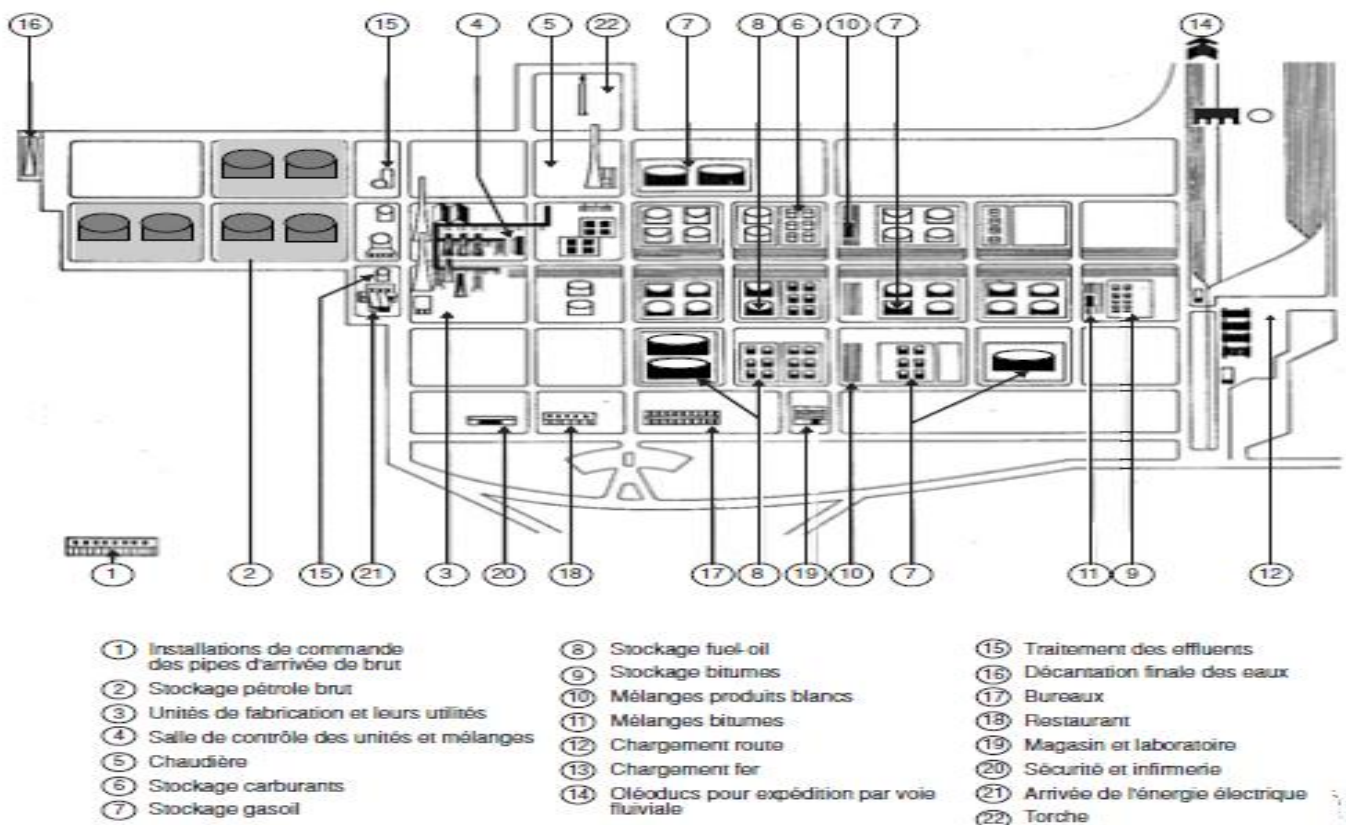


Fig I.3 organisation générale de la raffinerie

I.7.1. Utilités de la raffinerie: [2]

Les utilités nécessaires pour le fonctionnement de la raffinerie sont composées des unités suivantes:

- 1- Unité de traitement des eaux,
- 2- Unité de production de vapeur,
- 3- Unité de production d'énergie électrique,
- 4- Unité de production d'air comprimé.

I.7.2. Unités de production : [2]

Les unités de production ou de raffinage renferment les unités suivantes:

1. Unité de distillation atmosphérique combinée avec unité de séparation de gaz;
2. Unité de reformage catalytique;
3. Unité de craquage catalytique.

I.7.2.1. Unité de distillation atmosphérique (Topping): [2]

C'est l'unité mère de la raffinerie, ainsi qu'elle est la première unité qui reçoit le pétrole brut après le stockage, leur rôle principal est la réalisation du fractionnement du pétrole brut en différents produits. Elle est conçue pour traiter 600 000 tonnes de brut par an (sa capacité limite est de 700 000 tonnes par an tandis que sa capacité minimale est de 420 000 tonnes par an). Elle occupe une surface majoritaire de la raffinerie.

Spécifications du brut traité : **situé dans le tableau I.2**

I.7.2.2 Unité reforming catalytique : [2]

L'unité reforming catalytique est conçue pour traiter la charge naphta produite par l'unité distillation atmosphérique. Les produits de l'unité sont essentiellement du carburant sans plomb à haut indice d'octane : NO=96 dénommé couramment : super sans plomb, des L.P.G, du naphta léger (light naphta), naphta raffiné : fond de colonne (fond colonne d'évaporation), des gaz incondensables (combustible pour fours de l'unité) et de l'hydrogène (pour réactions du procédé).

I.7.2.3. Unité de craquage catalytique: [2]

L'unité craquage catalytique est la troisième unité de production de la raffinerie. Elle traite le résidu atmosphérique, sa capacité est de 300 000 tonnes par an, elle produit des essences, le gasoil léger, les GPL, le slurry et les gaz incondensables.

I.8. Processus de l'unité de production de GPL : [2]**1. Préchauffage du brut :**

Le brut est aspiré à partir du bac de stockage par la pompe de charge et refoulé à travers une batterie d'échangeurs constituant le train de préchauffe.

En premier lieu, le brut passe à travers quatre échangeurs situés sur 04 tronçons parallèles : deux échangeurs où il est chauffé respectivement par les vapeurs de tête des colonnes de préflash et atmosphérique : deux colonnes. Après échange thermique, le brut retrouve la ligne principale à la température de 91°C.

Le préchauffage du brut continue à travers les échangeurs: Échangeur brut-kérosène, échangeur brut-gasoil : 1^{er} soutirage, échangeur brut-1^{er} reflux atmosphérique : first medium line à la sortie de cet échangeur le brut a une température de 126 °C. A cette température, le brut subit l'opération de dessalement électrique dans trois dessaleurs placés en série.

Après le dessalement, le préchauffage du brut continue à travers une autre série d'échangeurs : Échangeur brut-résidu, échangeur brut- gasoil : 1^{er} soutirage , échangeur brut-gasoil : 2^e soutirage , échangeur brut-1^{er} reflux atmosphérique , échangeur brut-résidu , échangeur brut-2^e reflux atmosphérique , échangeur brut-résidu , échangeur brut-gasoil : 2^e soutirage, à la sortie , le brut a une température de 242 °C .

A cette température, le brut entre dans la colonne de préflash au niveau du plateau 21, celui-ci étant partiellement vaporisé, les vapeurs migrent vers la tête de la colonne alors que la partie liquide tombe au fond. Après transfert thermique avec les échangeurs, les vapeurs sont refroidies. Dans les aéro-réfrigérants et les condenseurs. Le mélange biphasique (liquide + gaz) est récupéré dans le ballon de reflux, où règne une pression de 0.25 MPa et une température de 40°C.

Le maintien de la pression dans le ballon est assuré grâce à la régulation de la vanne automatique de dégazage, celle-ci en cas de surpression évacue les gaz incondensables vers le ballon de séparation d'où ils sont envoyés vers le four.

Une partie du liquide de ballon est refoulée par la pompe vers la tête de la colonne (reflux de tête), tandis que l'autre partie est refoulée par la pompe comme charge de la colonne stabilisatrice.

Le brut flashé du fond de la colonne est aspiré par la pompe et est refoulé à travers les échangeurs : échangeur brut-2^e reflux atmosphérique et échangeur (brut résidu).

2. Chauffage du brut :

Le chauffage du brut se fait au niveau du four atmosphérique : qui est un four cylindrique vertical. A la sortie d'échangeur, le brut a une température de 262 °C, il entre par deux passes au niveau de la zone de convection du four, puis traverse la zone de radiation où se fait l'essentiel du transfert thermique. A la sortie du four, le brut a une température de 360 °C.

3. Vapeur stripping :

La zone de convection du four est utilisée pour produire de la vapeur stripping. En effet la vapeur basse pression est chauffée jusqu'à obtenir une vapeur surchauffée à une température de 400 °C et une pression de 0.3 MPa. La vapeur stripping est injectée au fond de la colonne atmosphérique et au niveau du stripper.

4. Colonne atmosphérique : [C- 201 102]

Le brut entre dans la colonne atmosphérique par la zone de flash, au niveau du plateau 47. Les fractions légères migrent vers la zone de rectification tandis que le brut réduit tombe au niveau de la zone d'épuisement au fond de la colonne; La pression de tête est de : 0.05 Mpa, tandis que la température de tête est de 130 °C. Les vapeurs de tête échangent de la chaleur avec l'autre échangeur, leur température décroît à 100 °C, puis sont refroidies dans les aéro-réfrigérants et les condenseurs à une Température de 40 °C; Le mélange (liquide + gaz) partiellement condensé est recueilli dans le ballon de reflux.

Le dégazage au niveau du ballon de reflux se fait vers le ballon de séparation ou les Gaz sont envoyés vers le four atmosphérique comme combustible; La phase liquide du ballon aspirée par la pompe est refoulée dans deux directions différentes : une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux, l'autre partie est refoulée vers le bac de stockage et sera utilisée comme Constituant principal de la charge de l'unité reforming catalytique

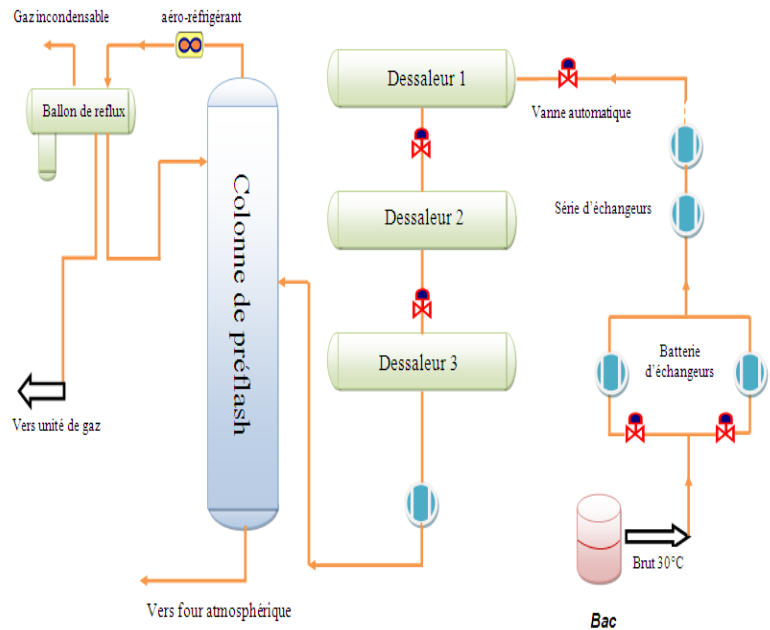


Fig I.4 : schéma indique la circuit de brut avant le four (colonne préflash)

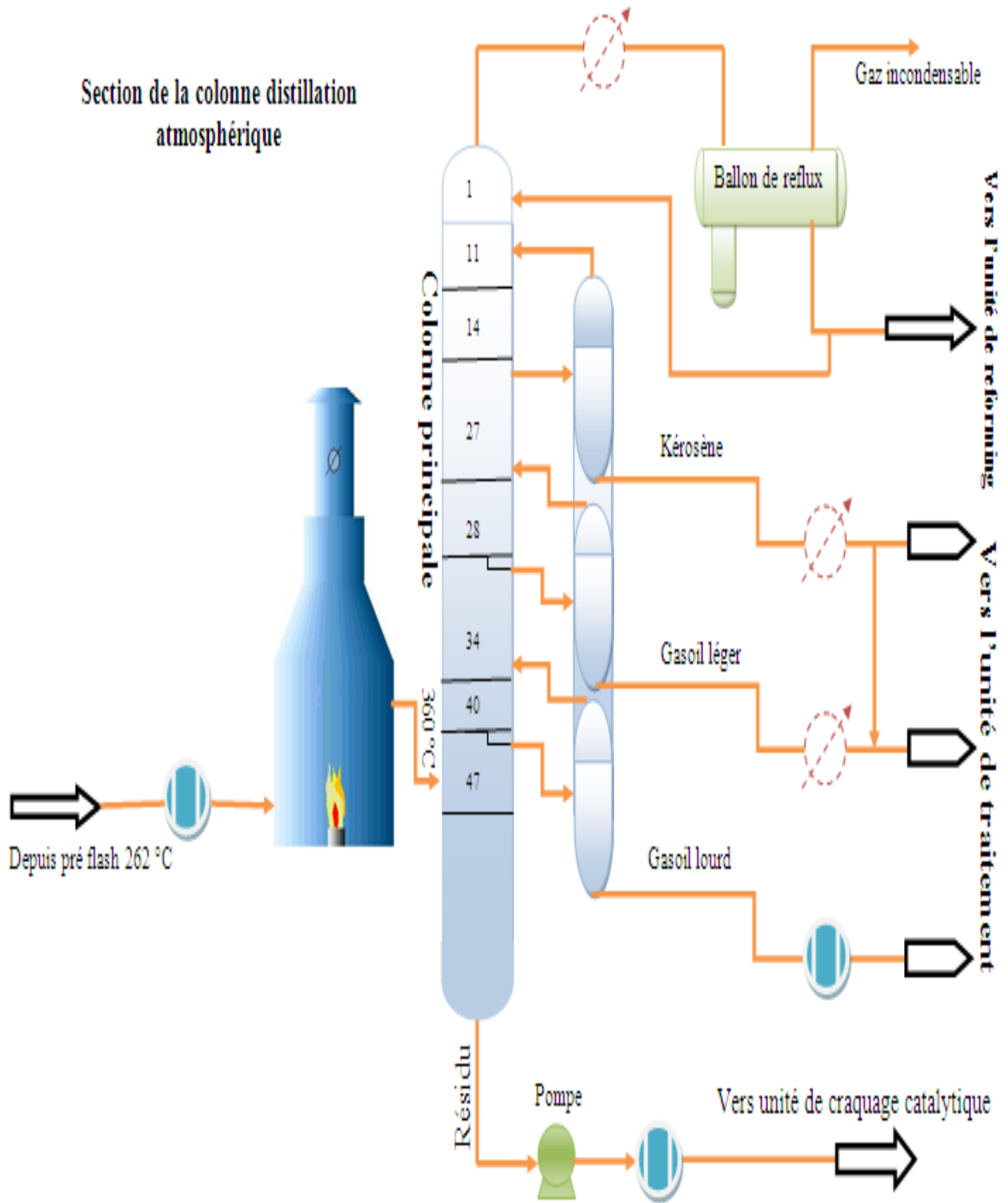


Fig I.5 : section de la colonne distillation

5. Soutirages des Différents produit et traitement : [2]**5.1. Le kérosène (1st sideline) : Coupe du kérosène : 165 °C – 240 °C**

Le kérosène est soutiré à partir du 12^e et 14^e plateau de la colonne, puis, il est admis dans le stripper (1^{er} tronçon) au niveau du 1^{er} plateau. Le rebouillage du fond se fait grâce à l'échange thermique avec le gasoil : 2^e soutirage au sein du rebouilleur, les vapeurs des fractions légères retournent vers la colonne au niveau du plateau 11.

- **Refroidissement du kérosène :** Le kérosène rebouilli est aspiré par la pompe à une température de 202 °C et refoulé à travers échangeur (échange thermique avec le brut), T sortie = 108°C, puis à travers le condenseur (condenseur à eau), T sortie = 45°C.
- **Traitement et coulage vers stockage :** Le kérosène refroidi est reparti en deux : une partie alimente la ligne de gasoil : (Comme ajout au gasoil), l'autre partie est envoyée vers la section traitement de l'unité. Celle-ci comprend :
 - **La tour:** Cette tour à lit est traversée par le kérosène du fond au sommet, à la sortie la couleur du produit est améliorée.
 - ❖ **Les deux tours:** A la sortie de la tour, le kérosène est admis dans les deux tours. Une solution alcaline de 10 % ainsi que l'air instrument sont injectés dans les deux tours.
 - Après réaction du kérosène avec la solution catalytique (solution alcaline) en présence d'air, les mercaptans sont éliminés et l'acidité est améliorée.
 - **Le ballon de décantation :** A la sortie de ballonne, le kérosène est admis dans le ballon de décantation.

Après décantation le kérosène est aspiré par la pompe et refoulé à travers les deux tours à lit argileux, cela pour éliminer les traces de soude entraînées...etc.

- **Les deux filtres :** Finalement, le kérosène est filtré à travers les deux filtres pour l'élimination des traces d'eau et d'autres impuretés encore présentes. Après cela, le kérosène est expédié vers le bac de stockage.

5.2.Gasoil : 1er soutirage (2nd sideline) .Coupe : 240 °C - 300 °C

Ce gasoil est soutiré à partir du plateau 28 de la colonne atmosphérique puis est admis dans le stripper (partie centrale), le fond est chauffé avec de la vapeur stripping tandis que les vapeurs des Fractions légers retournent à la colonne atmosphérique au niveau du plateau 27.

- **Refroidissement** :Le gasoil strippe´ est aspire´ par la pompe a une température de 238 °C , refoule a´ travers deux échangeurs (échange avec le brut), T sortie = 116°C puis à travers le condenseur à eau , T sortie : 60°C .
- **Traitement chimique (élimination du soufre)** : Ce traitement se fait dans la tour composée de deux ballons : un ballon inférieur et un ballon supérieur. Une solution alcaline de 04 % est injectée dans la ligne de gasoil à l'entrée du ballon inférieur. Après lavage du gasoil par la soude, le mélange est introduit dans le ballon inférieur où il subit une séparation par l'action d'un champ électrique. La solution de soude usée (réagit) est récupérée au fond du ballon tandis que le gasoil lavé quitte le ballon par le sommet. Le gasoil sortant subit un deuxième lavage à l'eau fraîche à l'entrée du ballon supérieur. La séparation entre le gasoil raffiné et l'eau de lavage s'effectue dans le ballon supérieur sous l'action d'un champ électrique. L'eau brute est recueillie au fond du ballon tandis que le gasoil raffiné (à teneur en soufre répondant aux normes) sort par le sommet et est expédié directement vers le stockage.

5.3.Gasoil 2e soutirage : (3rd sideline) .Coupe : 300 °C – 360 °C.

Ce gasoil est soutiré à partir du plateau 40 de la colonne atmosphérique puis est admis au niveau du stripper inférieur. Le fond est chauffé par de la vapeur stripping, les vapeurs des fractions légères retournent vers la colonne au niveau du plateau 38.

- **Refroidissement** :Le gasoil strippé est aspire par la pompe et refoule à travers une batterie d'échangeurs :
Échangeur (chauffage brut), échangeur (rebouillage kérosène), échangeur (chauffage-brut), échangeur (chauffage de la charge de la colonne stabilisatrice), échangeur pour le chauffage de la charge du dépropaniseur et échangeur : condenseur à eau. A la sortie du condenseur, le gasoil acquiert une température de 60 °C.

- **Traitement chimique :** Ce traitement se fait dans la tour : composée de deux ballons : un ballon inférieur et un ballon supérieur. Le même principe de traitement que celui du 1^{er} gasoil est appliqué, à la sortie du ballon supérieur le gasoil raffiné à une teneur en soufre répondant aux normes.

Finalement, le gasoil est expédié vers le bac de stockage.

5.4. Résidu : Coupe : > à 360°C

Le résidu est soutiré à partir du fond de la colonne atmosphérique.

- **Refroidissement :** Le résidu est aspiré par la pompe et refoule à travers une série échangeurs pour le chauffage du brut. A la sortie de l'échangeur une partie du résidu alimente directement l'unité de craquage Catalytique (comme charge), tandis que l'autre partie passe à travers le condenseur à eau et expédiée vers le bac de stockage.

5.5. Reflux :

En plus du reflux de tête, la stabilisation thermique de la colonne est assurée par deux autres reflux : le 1^{er} reflux moyen atmosphérique et le 2^e reflux moyen atmosphérique.

- **1^{er} Reflux atmosphérique moyen (Atm 1-middle line oil) :** Ce reflux est soutiré par la pompe à partir du 18^e plateau, refroidis à travers les échangeurs puis retourne à la colonne au niveau du plateau 16 à la température = 150°C.
- **2^{em} Reflux atmosphérique moyen (Atm 2-middle line oil) :** Ce reflux est soutiré par la pompe à partir du plateau 32, refroidis à travers les échangeurs : (rebouilleur du stabilisateur), puis retourne à la colonne atmosphérique au niveau du plateau 30 à la T°= 213°C.

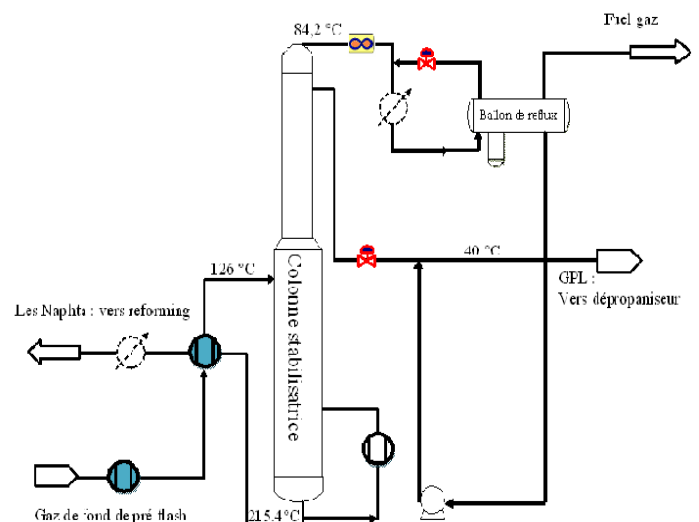


Fig I.6 : Circuit de gaz depuis la colonne de pré flash

6. Stabilisation :

La stabilisation de la charge de l'unité gaz (vapeurs de tête condensées du ballon de reflux

de la colonne de préflash) est réalisée au niveau de la colonne stabilisatrice.

7.Traitement chimique des G.P.L :

Si la teneur en soufre des L.P.G est élevée, un raffinage est réalise soit dans la section raffinage chimique de l'unité craquage catalytique si elle est en marche ou dans celle de l'unité distillation atmosphérique.

- **Traitement dans la section de l'unité distillation :** Une injection d'une solution alcaline de 10 % est réalisée par la pompe dans la ligne des L.P.G, après lavage la séparation entre la soude usée et les L.P.G raffinés se fait au niveau du ballon. Un 2^e lavage à l'eau fraîche des L.P.G est réalise par la pompe afin éliminer tout reste de soude, la séparation se fait au niveau du ballon. A la sortie du ballonne, les L.P.G raffinés ont une teneur en soufre répondant aux normes.

- Le schéma global de l'unité est représenté dans la figure I.7 :

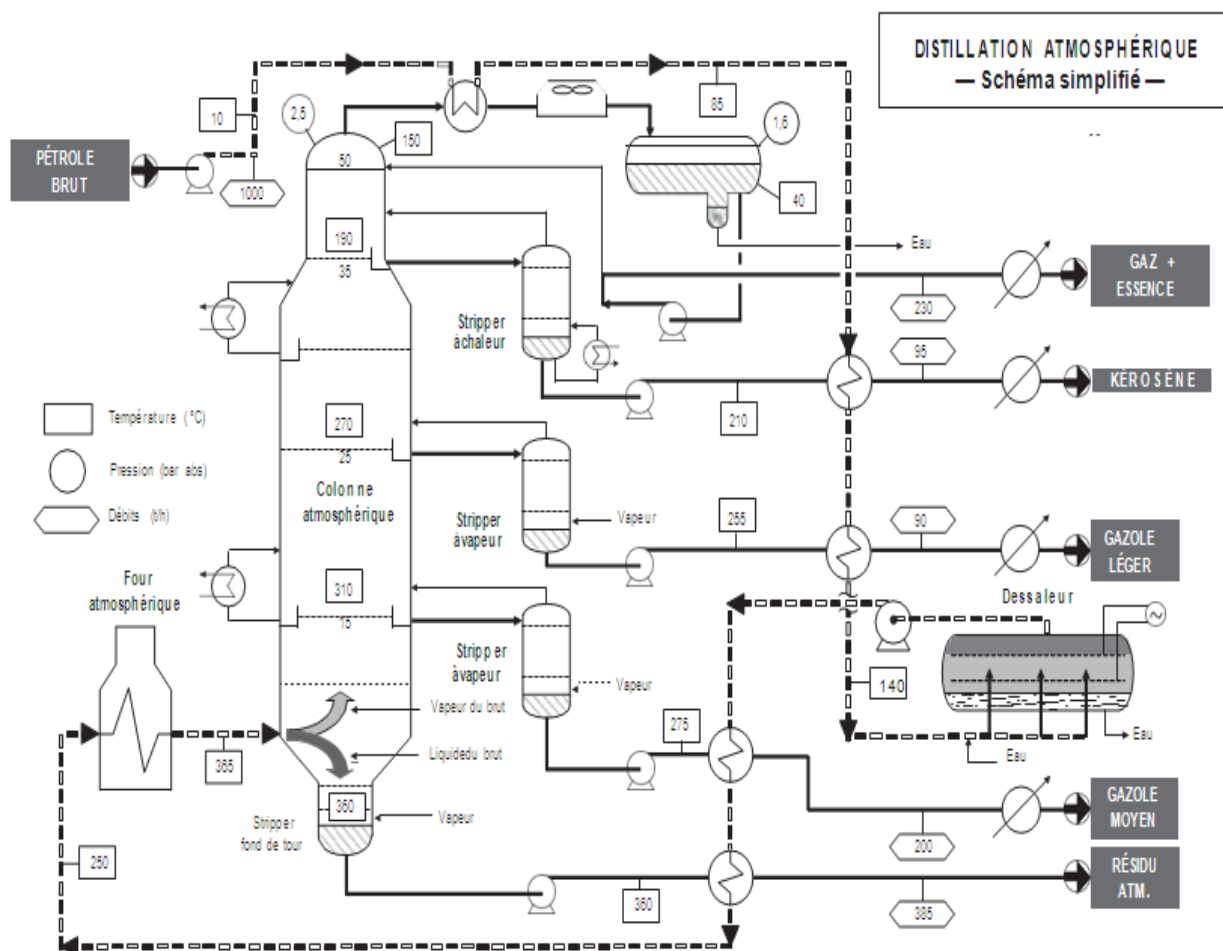


Fig I.7 - schéma global de l'unité atmosphérique

I.9.UNITE GAZ PLANT (Fractional section) : [2]

➤ Dépropaniseur

En plus des L.P.G de l'unité distillation atmosphérique, les L.P.G des unités reforming Catalytique et craquage catalytique sont recueillis dans le ballon accumulateur. La charge du dépropaniseur est aspirée par la pompe et refoulée à travers l'échangeur (échange thermique avec le gasoil 2° soutirage). L'alimentation de la colonne se fait au niveau du 27 plateau a une température de 70. °C. Les vapeurs de tête sont refroidies par le condenseur et recueillies dans le ballon de reflux. La phase liquide du ballon est aspirée par la pompe, une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux, l'autre partie sert de charge d'alimentation du dééthaniseur .La pression et la température de tête sont respectivement: 1.58MPa et 43.2 °C.

Le rebouillage du fond de la colonne se fait avec de la vapeur à 1.0 Mpa et 250 °C au niveau de l'échangeur, la température du fond est de 97.7 °C.

- **Fond de la colonne :** Le fond du dépropaniseur constitue par la coupe du butane, alimentera le dépentaniseur et servira de charge pour cette colonne.

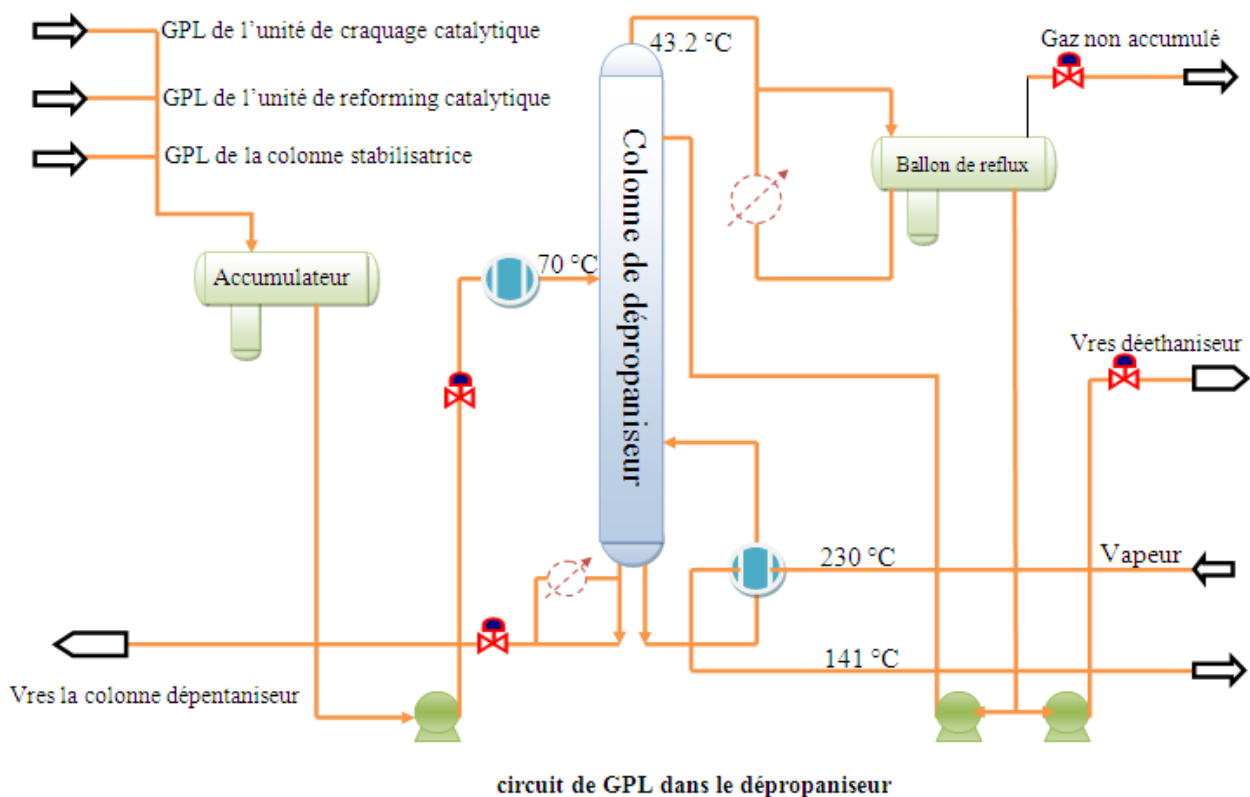


Fig I.8 : circuit de GPL dans le colonne dépropaniseur

➤ **Deéthaniseur**

La charge du deéthaniseur est constituée de la phase liquide du ballon de reflux du dépropaniseur. L'alimentation de la colonne se fait par la pompe au niveau du plateau 19 à une température de 40 °C. Les vapeurs de tête constituées essentiellement d'éthane sont refroidies par le condenseur, le mélange biphasique est recueilli dans le ballon de reflux. Le dégazage des incondensables se fait vers le réseau fuel gaz, la phase liquide est refoulée par la pompe vers la tête du deethaniseur comme reflux. Les pressions et températures de tête sont respectivement : 2.73 MPa et 49.1 °C. Le rebouillage du fond de la colonne se fait au niveau d'échangeur par une eau chaude (T=115 °C, P=0.35 MPa) venant de l'unité craquage catalytique. La température du fond est estimée à 69 °C.

- **Refroidissement du fond :** Le fond de la colonne constitue de propane commercial sera refroidi à travers le condenseur (T° de sortie : 40 °C) et sera expédié vers les sphères pour stockage.

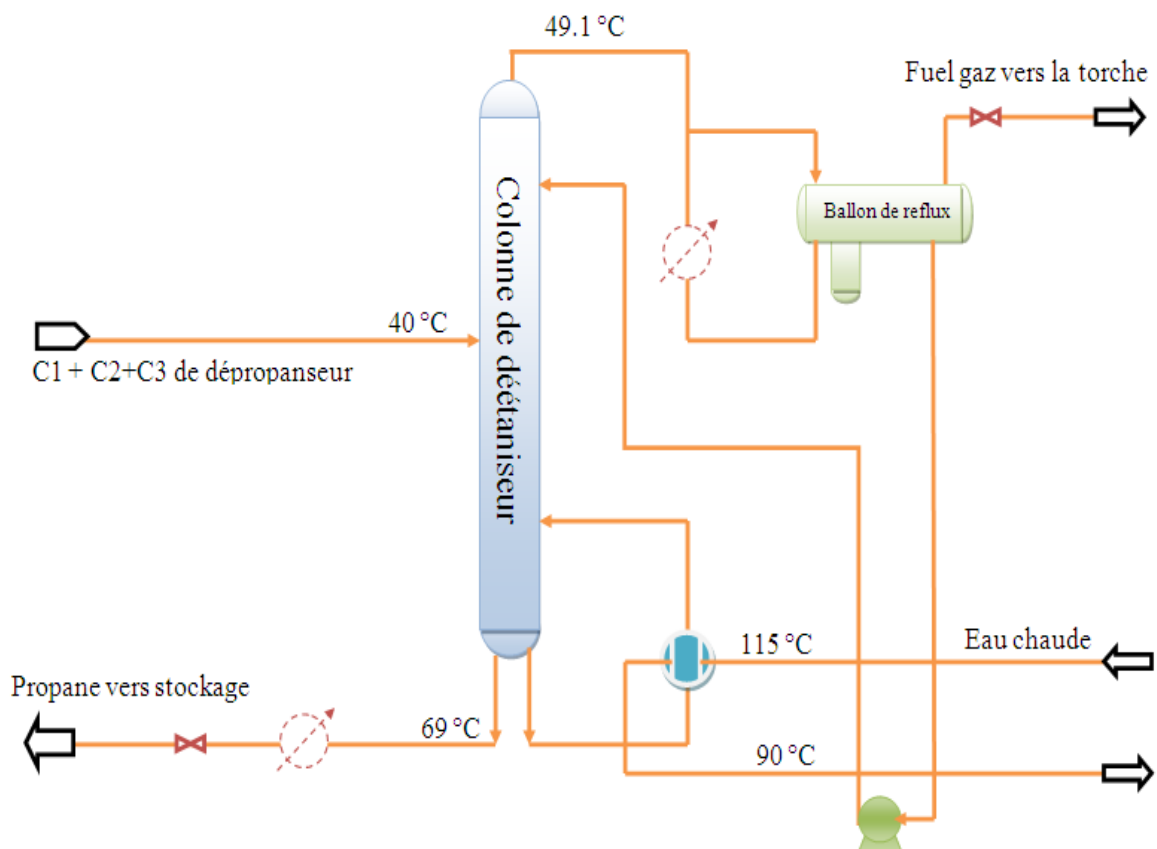


Fig .I.9 : séparation le propane de la colonne de dééthaniseur

➤ **Dépentaniseur**

La charge de cette colonne est constituée du fond du dépentaniseur, l'alimentation se fait au niveau du 19^e plateau à une température de 44.1 °C. Lors de la séparation à l'intérieur de la colonne, les vapeurs de tête sont refroidies dans le condenseur, les produits (liquide + gaz) sont accumulés dans le ballon de reflux. Les gaz incondensables sont évacués vers le réseau fuel gaz, la phase liquide aspirée par la pompe est constituée de butane commercial dont une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux. Les pressions et températures de tête sont respectivement de : 0.37 Mpa et 41.6 °C. Le rebouillage du fond est réalisé au niveau d'échangeur par de la vapeur, la température dans cette zone de la colonne est de : 83.3 °C.

- **Refroidissement du fond de la colonne :** Le fond aspire par la pompe est refroidi dans le condenseur et expédié vers stock comme : naphta léger qui sera un des constituants de la charge de l'unité reforming.

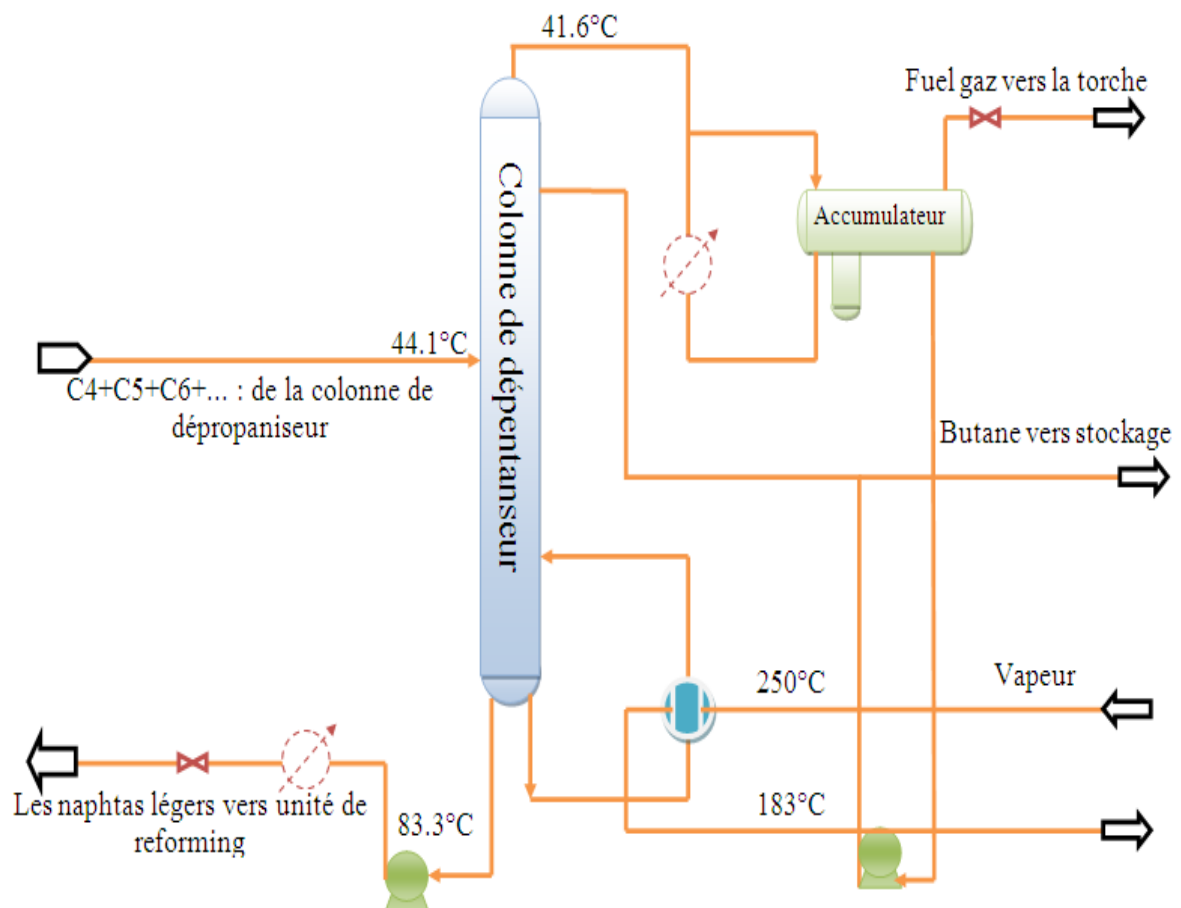


Fig I.10 :circuit de gaz depuis la colonne de dépentaniseur

I.10 - Organisation générale de la sécurité HSE

Le département est chargé d'étudier, de recommander et de faire respecter les moyens et les méthodes préventifs pour éviter tous incidents pouvant causer des pertes des matériels et les accident de travaille .

I.11 – laboratoire

La raffinerie dispose d'un laboratoire ou se fait l'analyse des différents provenant des processus, afin de s'assurer de leur bonne qualité. Le laboratoire délivre le certificat de conformité des produits avant la commercialisation. Quant aux procédures de contrôles des caractéristiques le laboratoire doit suivre les normes bien précises élaborées par des agréments nationaux ou internationaux . Le laboratoire dispose des salles et des machines pour tests les résultant de l'opération des solvants lourd et légers .

I.12 - Parc de stockage : [2]**I.12.1 - Récepon et stockage du brut dans la raffinerie:**

Le pétrole brut arrive à la raffinerie dans une ligne (tube) principale avec un débit de 69 200 tonnes par heure (T/h) et une température variant entre 25 – 30 °c. Le brut subit à une simple séparation pour éliminer les vapeurs légères, puis une filtration pour enlever les impuretés mécaniques.

La raffinerie contient trois (3) bacs de stockage du brut, avec une capacité de 6000 tonnes. Chaque bac est muni d'un transmetteur de niveau et un thermomètre. Après remplissage de l'un des bacs, il est laissé pour décantation de l'eau dans le fond du bac , L'eau décantée est purgée à l'aide d'une conduite de purge située au fond du bac.

Remarque:

Pour la sécurité; chaque bac est muni d'un réseau incendie, tube d'injection de mousse, tube d'arrosage, et des extincteurs. Ainsi que chaque bac est accompagné avec un tube de vapeur et de l'eau chaude pour le chauffage du brut.

On a dit qu'il y a trois (3) bacs de stockage: - Un pour remplissage,

- Un pour l'alimentation de la raffinerie,

- Un comme réservoir (en décantation).

Le parc de stockage de la raffinerie est constitué de bacs renfermant la matière première des trois unités de production : Distillation atmosphérique, Reforming catalytique et Craquage catalytique, de bacs renfermant les produits finis conformes des trois unités de production, de bacs de produits non-conformes et de bacs de slops. Excepté les bacs de brut qui sont à toit flottant, tous les autres bacs sont à toit fixe.

I.12.2 - Bacs de matière première

A. Unité Distillation atmosphérique :

a) Section distillation atmosphérique

Le brut constitue la matière première (la charge) de la section : distillation, il est stocké dans 03 bacs de 6000 m³ chacun.

b) Section gaz plant :

Les L.P.G constituent la charge de la section : Gaz plant, elle est stockée dans 02 sphères de : 400 m³ chacune.

B. Reforming catalytique :

Les naphas des sections : distillation et gaz plant de l'unité : distillation atmosphérique sont coulés vers les mêmes bacs après

Production et constituent ensemble la charge de l'unité reforming catalytique.

Ces bacs de capacité = 1000 m³ chacun.

C. Unité Craquage catalytique

Le résidu atmosphérique constitue la charge de l'unité : craquage catalytique, celui-ci est en partie traité directement, l'autre partie est stockée dans 03 bacs de : 3000 m³ chacun.

I.12.3 - Bacs de produits finis conformes :

Les différents produits finis conformes de la raffinerie sont :

1. Kérosène :

- ✓ Le kérosène après être raffiné est stocké dans 04 bacs de : 500 m³ chacun.
- ✓ L'expédition de ce produit vers la rampe de chargement par camion est assurée par 02

Pompes : lorsqu'une est en service, l'autre est réservé pour secours.

2.Gasoil :Le gasoil commercial est le produit d'un mélange du gasoil atmosphérique et du gasoil de l'unité : F.C.C. , Il ya 04 bacs de gasoil de capacité unitaire = 4000 m³ chacun.

L'expédition du produit vers la rampe de chargement par camion est assure par 02 pompes qui se permutent.

3.Carburant sans plomb

a) Carburant super (NO = 96) Le carburant super est directement produit à partir de l'unité : Reforming catalytique

b) Carburant normal (NO = 89 min) : Le carburant normal est le résultat d'un mélange de 03 produits :le super de l'unité reforming, le carburant de l'unité : RF.C.C et le naphthas léger des unités distillation et reforming et cela à des proportions biens déterminées. Le mélange de ces produits se fait par deux pompes. Le stockage du carburant (super et normal) est réalise dans 06 bacs de capacité unitaire = 3000 m³ chacun.

L'expédition du carburant est assure par 02 autres pompes (l'une en service, l'autre en stand bye).

4.L.P.G :La section Gaz Plant de l'unité : distillation atmosphérique produit le butane et le propane commerciaux.

5.Butane :Le butane est stocké dans 03 sphères de capacité de : 1000 m³ chacune.

6.Propane :Le propane est stocké dans 02 sphères de 1000 m³ chacune. L'expédition de ces deux produits vers la rampe de chargement par camion par est réalisé par deux pompes.

7.Fuel :Généralement, ce produit est constitué du slurry filtré de l'unité F.C.C et d'une petite quantité de slops lourds, pour le besoin une certaine quantité de gasoil non conforme peut être ajoutée au mélange. Ce produit est stocke dans 04 bacs de capacité unitaire de : 300 m³., Le fuel est utilisé comme combustible dans les chaudières des utilités, il est transféré par pompe à partir des bacs ci-dessus vers 02 bacs de 150 m³ chacun se trouvant dans l'aire des utilités (à proximité des chaudières).

8.Naphta léger :Ce produit venant de l'unité reforming catalytique est stocké dans un bac de 500 m³.

9.Naphta raffine:Ce produit de l'unité reforming est stocké dans un bac de : 1000 m³, il est utilisé durant le démarrage.

I.12.3 - Agents chimiques ajoutés pour les produits conformes

Des agents chimiques sont ajoutés aux produits pour maintenir et améliorer leurs spécifications durant leur stockage.

A.Carburant : Des agents chimiques sont injectés au carburant normal avant son coulage vers les bacs de stockage : cela pour conserver leur spécifications (couleur, octane,...), maintenir la teneur en soufre minimale,...etc.

B.Gasoil : Vu que le nombre de cétane du gasoil de l'unité F.C.C est faible, un agent chimique est ajouté au gasoil commercial.

C.Kérosène : Pour améliorer sa conductibilité, un additif chimique est injecté dans la ligne du kérosène vers stock.

I.12.4 - Produits non conformes

A.Carburant non conforme : Le produit non conforme venant des unités : reforming ou F.C.C (par exemple lors du démarrage de ces unités) est stocké dans 02 bacs de capacité = 500 m³ chacun. Dans le but de le rendre conforme, ce carburant est refoulé vers l'unité : F.C.C pour un retraitement.

B.Gasoil non conforme : Ce produit est stocké dans 02 bacs de : 500 m³ chacun, il est utilisé comme ajout : par petites quantités pour le gasoil conforme et le brut (en veillant au maintien des spécifications conformes).

C.L.P.G : non conformes : Les L.P.G non conformes peuvent être : des L.P.G non traités de l'unité : F.C.C ou des L.P.G de démarrage de l'unité : distillation, ils sont stockés dans une sphère de 400 m³.

Ce produit est coulé vers la section refining de l'unité : F.C.C pour un retraitement. Le butane et le propane non conformes sont coulés à travers une ligne commune vers les sphères et constitueront ainsi la charge de la section : gaz plant de l'unité distillation.

D.Les slops : Ce sont les différents produits provenant des unités lors des purges des pompes et lignes durant la production, l'arrêt ou le de démarrage.

Après séparation, les slops sont divisés en slops légers et slops lourds : les slops légers sont injectés dans les bacs de carburant non-conforme, les slops lourds sont injectés dans les bacs de fuel (en mélange avec le slurry).

CHAPITRE II

Généralités Sur Le Gaz Pétrolier

Liquéfié

II.1. Introduction :

Le Butane et le Propane, appelés couramment « GPL » sont des gaz de Pétrole Liquéfiés. Il s'agit de dérivés du pétrole et/ou du gaz naturel. L'appellation « Gaz de Pétrole Liquéfiés » est exclusivement réservée au Propane et au Butane, car ils sont les seuls à être gazeux à pression et température ambiante (1,013 bar et 15°C) et à se laisser liquéfier sous faible pression (respectivement à 7,5 et 1,5 bar).

Ceci, présente l'intérêt de stocker une importante quantité d'énergie, dans un volume réduit, ce qui permet de le transporter plus facilement que pour les gaz non condensables (méthane,éthane) qui exigent des pressions très élevées et le commercialiser aisément dans les bouteilles en acier puisqu'il est gazéifié au moment de son utilisation.

L'utilisation des GPL présente des avantages par rapport au diesel en permettant de réduire :

- 50% des émissions d'oxyde d'azote.
- 60% des monoxydes de carbone.
- 90% hydrocarbures et particules.

II.2. Définition des GPL : [3]

Le GPL est un mélange gazeux composé essentiellement de butane et du propane à température ambiante et pression atmosphérique, et peut passer à l'état liquide sous les conditions suivantes :

- Pression relevée à température ambiante.
- Pression atmosphérique et basse température.
- Pression modérée et température pas tellement basse.

Cette propriété lui permet d'être stocké dans un volume réduit (**250 litres** de GPL gazeux égale à un litre de GPL liquide).

Il peut contenir : le propylène, butène, et une faible quantité de méthane, éthylène, pentane, et exceptionnellement d'hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthylacrylique.

II.3. Les sources des GPL : [3]

Toute extraction de champs de gaz naturel et/ou raffinage de pétrole produit irrémédiablement des Gaz de Pétrole Liquéfiés. Il s'agit des :

- fractions lourdes de l'extraction de gaz naturel

Le gaz naturel n'est autre que le méthane (qui a un seul atome de carbone : CH₄), plus communément appelé gaz de ville. Puisque c'est l'atome de carbone qui détermine le poids des molécules, il est facile de comprendre que les GPL sont les fractions lourdes du gaz naturel : en effet, le butane contient 4 atomes de carbone, le propane en contenant 3.

- fractions légères du raffinage du pétrole 1 tonne de pétrole brut raffiné produit 30 kg de GPL, dont 2/3 de Butane et 1/3 de Propane.

II.4. Les propriétés des GPL : [3]

➤ Odeur

Le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant, ce sont des composés sulfures tel que le diéthylmercaptane ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité.

➤ Tension de vapeur

La TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20 °C.

➤ Dilatation

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

➤ Densité

Aux conditions normales de température et pression, le GPL est plus lourd que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température à titre d'exemple : À 38 °C la densité est égale 0,534, la densité est très importante dans le GPL commercial.

➤ Température d'ébullition

A la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de (- 42 °C), celle de butane est de (0 °C).

➤ Pouvoir calorifique

C'est la propriété la plus intéressante étant donné que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques:

- Iso-butane: PC = 29460 (kcal/kg).
- Normal butane: PC = 29622 (kcal/kg).
- Propane: PC = 22506 (kcal/ kg).

➤ Impuretés

Le plus important est les soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005 % en masse, ainsi l'eau l'un des impuretés importants.

- Le GPL est non corrosif à l'acier mais généralement aux cuivres et ces alliages ou l'aluminium.

-Le GPL n'aucune propriété de lubrification et cet effet doit être prise en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs).

-Les GPL sont incolores, que ce soit en phase liquide ou en phase gazeuse. Les GPL ne sont pas vraiment toxiques, ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant s'ils sont inhalés longuement et provoquer des migraines et des maux d'estomac.

-Le GPL lorsqu'il se répand sous sa forme, hors d'un container sous pression produisant du froid : au contact de la peau, il provoque des brûlures caractéristiques appelées «brûlures froides ».

-Le poids spécifique du GPL est environ la moitié de celui de l'eau.

-Le gaz propane à une densité de 1,5 fois de l'air.

-Le GPL n'est ni toxique ni corrosif vis à vis des aciers.

-Le GPL n'est pas de propriétés lubrifiantes et ceci doit être pris en considération lors du dimensionnement des compresseurs et des pompes.

-Le GPL est caractérisé par un indice d'octane recherché (RON) naturellement élevé atteignant aisément 98. Cette propriété découle en fait directement de des valeurs de RON de chacun de ces constituants. Par ailleurs, son indice d'octane moteur (MON) est, lui aussi légèrement plus élevé que celui des essences classiques.

II.5. Caractéristiques générales des GPL : [3]

En général les particularités physico-chimiques des GPL (courbe de distillation, tension de vapeur, poids spécifique, pouvoir calorifique, rendement dans les moteurs, etc.) dépendent de leur teneur en divers hydrocarbures.

II.5.1. Pouvoir calorifique des GPL

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 (j/m³). Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

II.5.1.1. Pouvoir calorifique supérieur (PCS)

C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau formée étant liquide.

II.5.1.2. Pouvoir calorifique inférieur (PCI)

C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramènés à la température ambiante, l'eau restée à l'état vapeur. Le GPL a un pouvoir calorifique élevé

et constant. Le butane offre un pouvoir calorifique inférieur (PCI) de 12,66 kWh par kg, le propane un PCI de 12,78 kWh par kg. Si l'on considère leur pouvoir calorifique supérieur (PCS), le butane et le propane affichent respectivement 13,7 kWh et 13,8 kWh par kg.

Tableau II.1 : Caractéristiques du butane et propane commerciaux. [4]

	Butane Commercial	Propane Commercial
PCS (Pouvoir calorifique supérieur)	49,4 MJ ou par kg 120,5 MJ par m ³ à 15°C et 1013 mbar	49,8 MJ par kg 93,3 MJ par m ³ à 15°C et 1013 mbar
PCI (Pouvoir calorifique inférieur)	45,6 MJ par kg 109,6 MJ par m ³ à 15°C et 1013 mbar	46,0 MJ par kg 85,3 MJ par m ³ à 15°C et 1013 mbar
Pression de vapeur à 20°C (bar) à 50°C	2,9 6,6	9,6 12,9
Température Maximale l'air	19 20	192 0
de la flamme (°C) l'oxygène	28 00	28 20

* source www.primagaz.fr

MJ : mégajoule (1 MJ = 1000 kJ = 106 joule) - kWh : kilowattheure (1 kWh = 3600 kJ = 3,6 MJ)

Un mélange GPL doit respecter les spécifications suivantes : [4]

- Moins de 50% de propane et plus de 19% de butane en volume.
- Pression de vapeur comprise entre 7,5 et 11,5 bar à 50°C.

Tableau II.2: Caractéristiques des composants des GPL [4]

	propane	isobutane	n-butane
Formule chimique	C ₃ H ₈	iC ₄ H ₁₀	nC ₄ H ₁₀
Tension de vapeur à 10°C (kg/cm ²)	6,2	1,3	1,5
Point d'ébullition à 760mm Hg (°C)	-42	-11,7	-0,5
Densité du liquide à 15°C	0,51	0,56	0,58

Litres de gaz obtenus à partir d'un litre de Liquide	272,7	229,3	237,8
Densité de la vapeur à 15°C	1,86	2,45	2,45
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)	11 980	11828	11 586
Température d'auto inflammation (°C)	480	480	420
Kg d'air comburant par kg de gaz	15,8	15,6	15,6
Nombre d'octane	96	97	89
Limite d'explosion (%)	2,2 à 9,4	--	1,9 à 8,5
TVR à -20°C	2,6	0,6	0,5
TVR à 0°C	5	1,7	1,1
TVR à +20°C	9	2,3	2,2
TVR à +40°C	14,5	5,7	4

II.5.2. Point d'ébullition et la masse volumique :

Le point d'ébullition et la masse volumique des GPL sont représentés dans le tableau I.3.

Tableau II.3 : Point d'ébullition et masse volumique des GPL. [4]

	Point d'ébullition (°C)	Masse volumique du liquide (kg/m ³) à 15°C	Masse volumique du gaz (kg/m ³) à 15°C
Butane	0	585	2,50
Propane	-42	515	1,85

- 1 litre de butane liquide libère 239 litres de gaz (15°C – 1bar)
- 1 litre de propane liquide libère 311 litres de gaz (15°C – 1 bar)

Ces caractéristiques physiques confèrent à cette énergie un avantage certain du point de vue du stockage et du transport .

II.5.3 Tension de vapeur : [4]

La pression qui règne dans les récipients (tension de vapeur) dépend :

- de la température initiale du liquide.
- du soutirage éventuel effectué.

Le graphique (figure I-1) donne les tensions de vapeur relatives en fonction de la température ambiante .

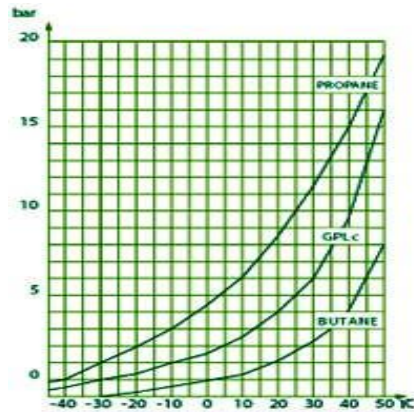


Figure II.1: Tensions de vapeur du butane et propane à la température ambiante.

Tableau II.4 : Les tensions de vapeur du butane et propane algérien [4]

Caractéristiques	Butane	Propane
Tension de vapeur Relative (NA565)	6,9 max bar à 50°C	11.5 à 19.3 max bar à 50°C
Évaporation en % vol (NA8144)	95 min à 1°C	95 min à 15°C

II.6. Domaines d'utilisation du GPL : [5]

II.6.1 Le GPL carburant :

Dés 1912, aux USA le GPL carburant alimentait les voitures, mais cette innovation est restée sans lendemain, car il n'était utilisé que comme carburant de substitution en cas de crises. Il fallut attendre les années 80 pour que la fiscalité devienne favorable dans certains pays et permet le développement des voitures équipées de la bicarburation.

Le GPL carburant a largement prouvé ses qualités à être un carburant alternatif avantageux tant au plan économique qu'au plan écologique. Actuellement de nombreux pays possédant une flotte de véhicules roulant au GPL carburant, ce sont principalement : Les Pays-Bas, le Japon, l'Italie, l'Allemagne, la Grande-Bretagne, la France, les USA.

L'indice d'octane élevé du GPL carburant permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur. Le niveau alarmant de pollution devrait au contraire favoriser l'utilisation des véhicules GPL carburant, car il produit moins de CO₂ et de CO, il ne contient pas de Plomb.

II.6.2. Le GPL dans la pétrochimie :

La demande pétrochimique globale du GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 10 %. Il est utilisé dans ce domaine comme charge de vapocraqueur à fin d'obtenir des oléfines

II.6.3. Le GPL dans la production d'électricité :

Il est utilisé pour la génération d'électricité pourrait être important si les conditions de nature économique venaient à être favorables, les marchés ciblés à cet effet, et qui sont attractifs pour le GPL.

II.6.4. Le GPL dans les ménages :

Le butane et le propane qui sont obtenus par la séparation du GPL ont une grande importance dans les ménages. Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage. Le propane représenté utilisé comme combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans les régions non reliées au gaz naturel.

II.6.5. Le GPL dans la climatisation :

Il est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs (moyenne capacité) grâce à sa détente d'absorption de la chaleur et de créer le froid.

II.6.6. Le GPL dans l'agriculture :

L'utilisation du GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture, et certaines cultures sous-serre, le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000 tonnes/an) pour le court terme, il est attendu une évolution plus significative à moyen et long terme particulièrement par l'introduction dans le domaine de l'élevage (éclairage, climatisation, chauffage....etc.)

II.7. Les avantages et les inconvénients techniques des GPL :

L'homogénéité du mélange air-GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ 58 % de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples.

Le fonctionnement du moteur est plus silencieuse et les vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques, la combustion du GPL ne laisse aucun dépôt et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les révisions peuvent être espacées tous les 30000 Km.

- La surconsommation du GPL/c est de l'ordre de 15 à 20 % par rapport aux carburants traditionnels.
- Il existe un inconvénient majeur d'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL /c avec réservoir intégré.
- Les gaz d'échappements sont exempts de poussières, de plomb et de soufre.
- Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.
- Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes.

CHAPITRE III

La rectification

III .1.Introduction :

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

III.2 Définition de la rectification :

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituants pratiquement purs de compositions dérivées, et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé « **colonne de rectification** ».

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

III .3 Colonne de rectification :

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

- **Description et fonctionnement :**

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

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (virole) qui renferme des dispositifs permettant d'assurer un contact intime entre les flux liquide et gazeux qui les traversent à contre-courant. Ce sont des plateaux ou des garnissages.

- **Zone de flash :** la partie de la colonne où s'effectue l'alimentation.

- **Zone de rectification** : elle se trouve au dessus de la zone de flash, son rôle est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée.
- **Zone d'épuisement** : elle se trouve au dessous de la zone de flash, son rôle est de récupérer les éléments volatils entraînés par liquide.

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

Rôle du condenseur : A l'aide du condenseur partiel on enlève au sommet de la colonne une quantité du condensat qui est renvoyé dans la colonne en qualité de « **reflux froid** » qui ajuste la température en tête de colonne à la valeur choisie.

Rôle du rebouilleur : A l'aide du rebouilleur on apporte une quantité de chaleur, et c'est dans le rebouilleur que le liquide provenant du plateau inférieur se vaporise partiellement.

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

- La quantité de matière échangée dépend de :
 - Concentration initial et finale.
 - Pressions partielles.
 - Surface de l'élément (plateau).
 - Nature de l'écoulement (vitesse).

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

- La charge peut être envoyée dans la colonne à :
 - Etat **liquide** : $\bar{e} = 0$.
 - Etat **vapeur** : $\bar{e} = 1$.
 - Etat **liquide-vapeur** : $0 < \bar{e} < 1$. [3]

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

III -4.Types de colonnes de rectification :

On distingue deux types de colonnes selon leurs plateaux :

- Colonne à plateaux.

- Colonne à garnissage.

III -4.1.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 des plateaux. Les paramètres (T, P) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre ; sont fonction des bilans massiques et thermiques et des équations d'équilibres.

Classification des plateaux : On peut classer plusieurs types de plateaux :

- 1.Plateau perforé à déversoirs (seive **tray**).
- 2.Plateau sans déversoir.
- 3.Plateau à calottes (bubble **cap tray**).
- 4.Plateau (**Uniflux**).
- 5.Plateau à clapets (valve **tray**).
- 6.Plateau à jet directionnel (jet **tray**).

- **Plateau à clapets (valve tray) :**

Il constitue un compromis entre les deux types précédents , c'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets , la hauteur de soulèvement de ce dernier est fonction de la vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide , Exactement comme aux fentes des calottes , dans les marques « Flexitray » et « Ballast tray » , le clapet peut être taré à convenance en fonction du débit vapeur .

Il semble probable que les plateaux à clapets se substitueront progressivement aux plateaux à calottes car leur performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible, l'usage dira si un système dynamique a la même longévité qu'un système statique.

III -4.2.Colonnes à garnissage :

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent un contrecourant continu. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides. On emploie comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché. Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, distribution du liquide et du gaz et faibles pertes de charges.

Les garnissages utilisés dans l'industrie sont de type « **RASHIG** » qui est des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur.

- **Avantage :**
 - Prix moins élevé.
 - Faible perte de charge.
 - Rétention peu importante.
- **Inconvénients :**
 - Faible flexibilité. [9]

III -5. Bilan matière de la colonne :

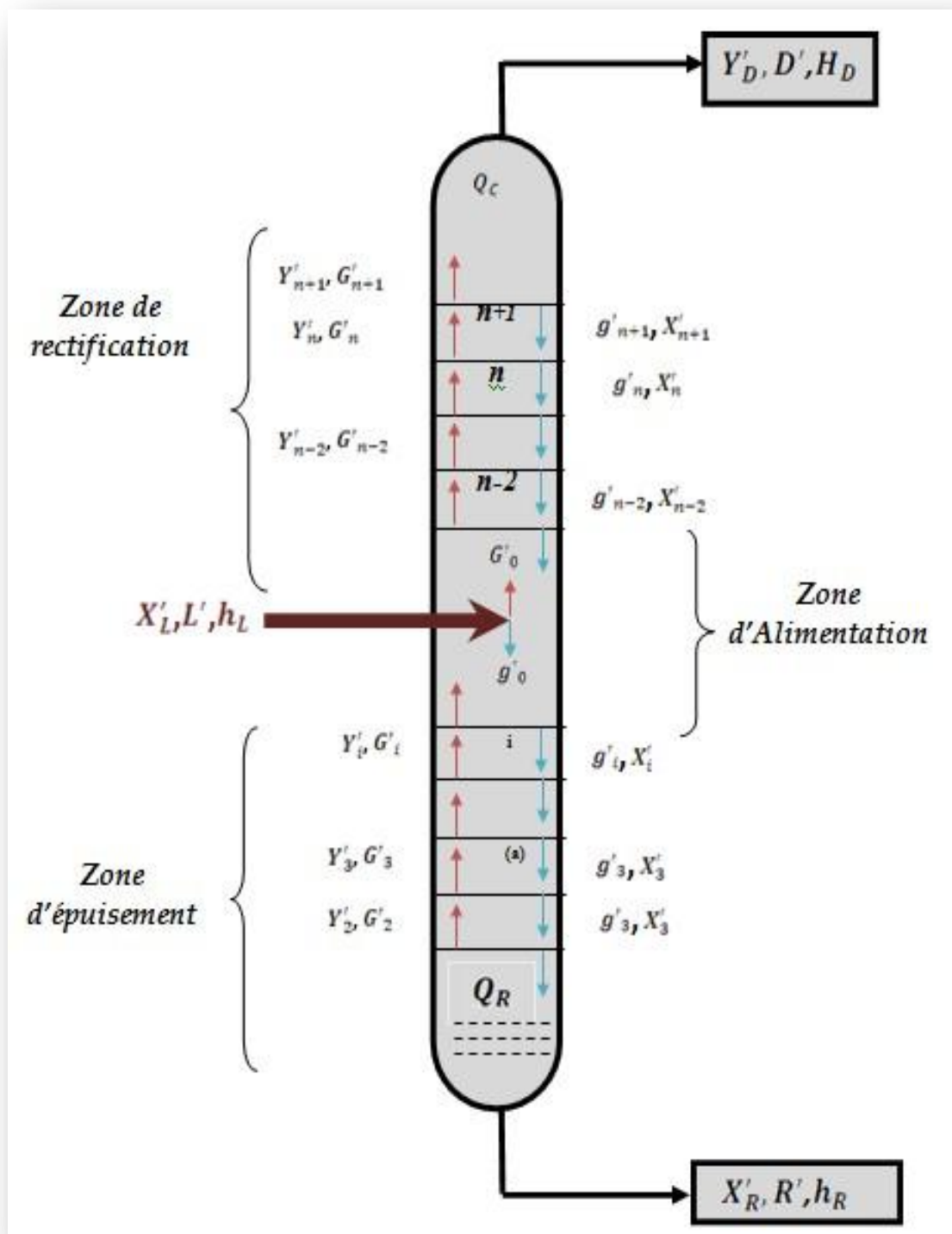


Figure (III -5) : Schéma de la colonne de rectification.

- **Bilan matière global :**

$$\mathbf{L = D + R} \quad \text{(III -5.1)}$$

- **Bilan matière partielle :**

$$\mathbf{L X'_{L,i} = D Y'_{D,i} + R X'_{R,i}} \quad \text{(III -5.2)}$$

Avec :

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

X'_L, Y'_D, X'_R : fractions molaires du constituant le plus volatil respectivement dans la charge , dans le distillat et dans le résidu .(Figure III-5)

III -5.1 Bilan matière de la zone de rectification :

$$\mathbf{G = g + D} \quad \text{(III -5.3)}$$

$$\mathbf{L Y'_{n,i} = g X'_{n-1,i} + D Y'_{D,i}} \quad \text{(III -5.4)}$$

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

$$\mathbf{Y'_{n,i} = m X'_{n-1,i} + (1-m) Y'_{D,i}} \quad \text{(II-5.6)}$$

$$\mathbf{m = g / G = r_f / (r_f + 1)} \quad \text{(III -5.6)}$$

Avec :

Où : r_f : est le taux de reflux.

III-5.2 Bilan matière de la zone d'épuisement :

$$g' = G' + R \quad (\text{III -5.7})$$

$$g' X'_{n+1,i} = G' Y'_{n,i} + R X'_{R,i} \quad (\text{III -5.8})$$

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

$$X'_{n+1,i} = Y'_{n,i} / m' + [(m' - 1) / m'] X'_{R,i} \quad (\text{III -5.9})$$

Avec :

$$m' = g' / G' = (r_b + 1) / r_b \quad (\text{III -5.10})$$

Où : r_b : est le taux de rebouillage.

Il y a lieu de procéder au bilan matière de la zone d'alimentation. On a donc le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau supérieur de cette zone.

$$g_m = g_k + g_D = G_K + R \quad (\text{III -5.11})$$

$$g_m X'_{m,i} = G_K Y'_{K,i} + R X'_{R,i} \quad (\text{III -5.12})$$

De même, la vapeur G_m alimentant la zone de rectification est la somme de vapeur G_K et de la phase G_D . Ainsi, le bilan matière effectué juste au- dessous du plateau inférieur de la zone de rectification donne :

$$G_m = G_K + G_D = g_k + D \quad (\text{III -5.13})$$

$$G_m Y'_{m,i} = G_K Y'_{K,i} + G_D X'_{D,i}$$

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

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad (\text{III -5.15})$$

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

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

$$Y'_i = K_i X'_i = \alpha_i K_r X'_i \quad (\text{III -5.16})$$

$$X'_i = Y'_i / \alpha_i K_r \quad (\text{III -5.17})$$

La somme des équations (III -5.16) et (III -5.17) nous donne :

$$K_r = 1 / \sum \alpha_i X'_i \quad (\text{III -5.18})$$

$$K_r = \sum Y'_i / \alpha_i \quad (\text{III -5.19})$$

$$Y'_i = \alpha_i X'_i / \sum \alpha_i X'_i \quad (\text{III-5.20})$$

III-6.Choix de la pression dans la colonne :

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

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

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

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

La pression dans le ballon de reflux P_b est déterminée par approximation successive d'après l'équation d'**isotherme** de la phase **liquide** :

$$\Sigma (K_i \cdot X'_{D,i}) = 1 \quad \text{(III -6.1)}$$

Les valeurs de la pression sont résumées dans le tableau (III -6.1)

Tableau (III -6.1) : Différentes valeurs des pressions dans la colonne de rectification :

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

Où : ΔP_1 : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du conducteur.

ΔP_2 : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

III-7. Régime de température de la colonne de rectification :

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

Tableau (III -6.2) : Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne

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

De la charge	Liquide	$\Sigma X'_{o,i} = \Sigma X'_{L,i} / 1 + e'(K_i - 1) = 1$	5
	- Vapeur	$X'_{o,i} = Y'_{o,i} / K_i$	6

(1): (III -7.1) / (2): (III -7.3) / (3): (III -7.3) / (4): (III -7.4) / (5): (III -7.5) / (6): (III -7.6)

Où

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

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

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

III -8.Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge :

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

- **Taux de vaporisation :**

$$\bar{e} = G'_o / L$$

- **Taux de condensation :**

$$r'_o = g'_o / L$$

D'ou :

$$G'_o = \bar{e} \cdot L \quad (\text{III -8.1})$$

Où :

$$g'_o = r'_o \cdot L \quad (\text{III -8.2})$$

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

r'_o : Taux de condensation molaire.

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

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

Remarque :

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

$$\Sigma X'_{o,i} = \Sigma [X'_{L,i} / 1 + \bar{e} (K_i - 1)] = 1 \quad (\text{III -8.3})$$

$$\bar{e} + r'_o = 1 \quad (\text{III -8.4})$$

III-9. Fonctionnement d'une colonne à reflux minimal :

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d'UNDERWOOD :

$$(\mathbf{R}_f)_{\min} = \square \sum Y'_{D,i} / \alpha_{i,L} - \varphi \quad (\text{III -9.1})$$

Où :

$$-(\mathbf{R}_b)_{\min} = \sum \alpha_{i,L} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{i,L} - \varphi \quad (\text{III -9.2})$$

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

φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives

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

Autre formule déterminé $(\mathbf{r}_b)_{\min}$

$$(\mathbf{R}_b)_{\min} = [D(\mathbf{R}_f)_{\min} / L + (1 - \bar{e}) - R / L] / [R / L] \quad (\text{III-9.3})$$

IV-10. Taux de reflux optimal :

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

$$(\mathbf{R}_f)_{\text{op}} - (\mathbf{R}_f)_{\min} / (\mathbf{R}_f)_{\text{op}} + 1 = 0.1 \text{ à } 0.3 \quad (\text{III -10.1})$$

Pour le rapport , on aura :

$$(\mathbf{R}_b)_{\text{op}} = 1.3(\mathbf{R}_f)_{\min} + 0.30$$

III.11. DESCRIPTION DE LA SECTION DU DEPROPANISATION : [1]

L'unité de Dépropanisation est conçue dans le but d'avoir des produits propane et butane commerciaux, mais actuellement il n'y a que le butane qui est commercialisé. « **section du Dépropaniseur** ». (voir annexe N°1)

CHAPITRE IV

Partie Calcul

Données de départ

Débit d'alimentation

$$L = 6111.5 \text{ Kg/h.}$$

Teneurs admises :

$$X'_{\text{Re3}} = 0,0075 ; Y'_{\text{Dic4}} = 0,0162$$

Tableau IV.1 : La composition de la charge

Constituants	M_i	X'_{Li}
C_3H_8	44	0,3856
iC_4H_{10}	58	0,2898
nC_4H_{10}	58	0,3240
iC_5H_{12}	72	0,0006
Σ	232	1,0000

IV. Calcul de la colonne de dépropaniseur :**IV.1. Bilan de matière****IV.1.1 : Composition et débit molaire de la charge**

A partir du débit et de la composition de la charge, on détermine les quantités et les débits molaires de chaque constituants.

Tableau IV.2 : Les quantités et les débits molaires de chaque constituant

Constituants	M_i	Composition molaire	$M_i X'_{Li}$	Quantité G'_i Kmol/h
C_3H_8	44	0,3856	16.9664	44.7936
iC_4H_{10}	58	0,2898	16.8084	33.6649
nC_4H_{10}	58	0.3240	18.7920	37.6377
iC_5H_{12}	72	0,0006	0.0432	0.0696
Σ	140	1,0000	52,61	116.166

Dans ce tableau

$$X'_{L,i} = M_i \cdot X'_{L,i} / M_{\text{moy}} \text{ avec } M_{\text{moy}} = \sum M_i \cdot X'_{L,i}$$

$$M_{\text{moy}} = 52,61 \text{ Kg/Kmol}$$

Et :

$$L' = L / M_{\text{moy}} = 6111.5 / 52,61$$

$$M = 116.166 \text{ Kmol/h}$$

VI-1-2- Débits et compositions du résidu et distillat :

La séparation conditionnée par les données de départ , on peut fixer :

- Constituant-clé volatil C_3
- Constituant-clé lourd iC_4

D'après les données de départ le débit de la charge est égal à :

$$L = L' = 12330,645 \text{ Kg/h} = 233, 7190 \text{ Kmol/h}$$

D'après le design ,la teneur des constituants clé est :

$$X'_{Rc3} = 0,0075 ; Y'_{Dic4} = 0,0164$$

Etant donnée que :

$$Y'_{DnC4} = 0,0000$$

$$Y'_{DiC5} = 0,0000$$

Le bilan de matière globale de la colonne :

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

Le bilan de matière partiel de la colonne :

$$L' X'_{Li} = D' Y'_{Di} + R' X'_{Ri}$$

En appliquant cette équation pour chaque constituant ,on obtient :

$$C_3 \quad L' X'_{Lc3} = D' Y'_{Dc2} + R' X'_{Rc3} \dots \dots \dots (1)$$

$$iC_4 \quad L' X'_{Lic4} = D' Y'_{Dic4} + R' X'_{Ric4} \dots \dots \dots (2)$$

$$nC_4 \quad L' X'_{Lnc4} = D' Y'_{Dnc4} + R' X'_{Rnc4} \dots \dots \dots (3)$$

$$iC_5 \quad L' X'_{Lic5} = D' Y'_{Dic5} + R' X'_{Ric5} \dots \dots \dots (4)$$

alors avec l'équation (1)

$$(1) L' (X'_{L3}) = D' (Y'_{D3}) + R' (X'_{R3})$$

$$\text{On a : } L = D + R$$

Donc :

$$L' (X'_{L3}) = D' (Y'_{D3}) + L' (X'_{R3}) - D' (X'_{R3}) \dots\dots\dots (a)$$

$$\text{On a : } Y'_{Di} = 1$$

$$\text{Donc : } Y'_{D3} + Y'_{Di4} = 1$$

$$Y'_{D3} = 1 - 0.0164 = 0,9844$$

$$D' = L' (X'_{L3} - X'_{R3}) / (Y'_{D3} - X'_{R3})$$

$$D' = 44.9978 \text{ Kmol /h}$$

On a

$$L = D + R \quad \text{et} \quad L' = D' + R'$$

$$\text{Ce qui fait : } R' = L' - D'$$

$$R' = 116.166 - 44.9978$$

$$R' = 71.1682 \text{ Kmol /h}$$

Détermination de X'_{Ri} et Y'_{Di}

$$(1) L'X'_{Lc3} = D'Y'_{Dc3} + R'X'_{Rc3} \leftrightarrow Y'_{Dc3} = (L'/D') X'_{Lc3} - (R'/D') X'_{Rc3}$$

$$Y'_{D3} = 0,9836$$

$$(2) L'X'_{Lic4} = D'Y'_{Dic4} + R'X'_{Ric4} \leftrightarrow X'_{Dic4} = (L'/R') X'_{Lic4} - (D'/R') Y'_{Ric4}$$

$$X'_{Ric4} = 0,4626$$

$$(3) L'X'_{Lnc4} = D'Y'_{Dnc4} + R'X'_{Rnc4} \leftrightarrow X'_{Dnc4} = (L'/R') X'_{Lnc4} - (D'/R') Y'_{Rnc4}$$

$$X'_{Dnc4} = 0,5288$$

$$(2) L'X'_{Lic5} = D'Y'_{Dic5} + R'X'_{Ric5} \leftrightarrow X'_{Dic5} = (L'/R') X'_{Lic5} - (D'/R') Y'_{Ric5}$$

$$X'_{Ric5} = 0,0009$$

Tableau IV.3 : Les débits et composition du résidu et du distillat

Constituant	X'Li	L'X'Li Kmol/h	Y'Di	D'Y'Di Kmol/h	X'Ri	R'X'Ri Kmol/h
C₃H₈	0,3856	44.7936	0,9836	44,2598	0.0075	0,5337
iC₄H₁₀	0,2898	33.6649	0,0164	0,7289	0,4626	32,9224
nC₄H₁₀	0.3240	37.6377	0,0000	0,0000	0,5288	37,6337
iC₅H₁₂	0,0006	0.0696	0,0000	0,0000	0,0009	0,0645
Σ	1,0000	116.166	1,0000	44.9978	0,9998	71.1682

IV.2. Pression et température aux différentes zones de la colonne

IV.2.1. La pression et la température dans le ballon de reflux

la température dans le ballon de reflux : $T_{\text{ballon}} = 40^{\circ}\text{C}$

A cette température fixée, la pression nécessaire dans le ballon de reflux est calculée par la formule d'équilibre et l'isotherme de la phase liquide : $\sum X'Di \cdot Ki = 1$

Les coefficients d'équilibre K_i sont trouvés d'après le nomogramme de « JENNY et SCHIBEL ». (voir annexe N°2)

Tableau IV.4 : Les coefficients d'équilibre dans le ballon de reflux

Constituant	X'Di	Ki à 40°C et P=15,6 atm	X'Di.Ki
C₃H₈	0,9836	1	0,9836
iC₄H₁₀	0,0164	0,42	0,0068
nC₄H₁₀	0,0000	0,34	0,0000
iC₅H₁₂	0,0000	0,14	0,0000
Σ	1,0000	/	0,9904

La pression dans le ballon est : $P_b = 15,6 \text{ atm}$

IV.2.2. La pression et la température au sommet de la colonne

En tenant compte des pertes de charge de la colonne jusqu'au ballon de reflux, on admet que la pression au sommet de la colonne supérieur de « 0,4 » que P_b c'est-à-dire :

$$P_s = P_b + DP_1 \quad \text{avec : } DP_1 = (0,2 - 0,4)$$

$$P_s = 15,6 + 0,4$$

$$P_s = 16 \text{ atm}$$

Sachant que :

DP_1 : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur.

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

$$\sum Y'_{Di} / K_i = 1$$

Tableau IV.5 : les coefficients d'équilibre au sommet de la colonne

Constituant	Y'_{Di}	K_i à 34.2C et P=16 atm	Y'_{Di} / K_i
C_3H_8	0,9836	0,95	1,0353
iC_4H_{10}	0,0164	0,43	0,0381
nC_4H_{10}	0,0000	0,35	0,0000
iC_5H_{10}	0,0000	0,15	0,0000
Σ	0,9999	/	1,0734

La température au sommet de la colonne est de : $T_s = 43.2^\circ C$

IV.2.3. La pression et la température au fond de la colonne

On estime la perte de charge dans la colonne à $P_2 = 0,3$, on trouve la pression au fond de la colonne :

$$P_f = P_s + DP_2 \quad \text{avec : } DP_2 = (0,3 - 0,5)$$

$$P_f = 16 + 0,5$$

$$P_f = 16,5$$

Sachant que :

DP_2 : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

La température au fond de la colonne est calculée par l'équation de l'isotherme de la phase liquide : $\sum X'_{Ri} \cdot K_i = 1$

Tableau IV.6 : Les coefficients d'équilibre au fond de la colonne

Constituant	X'_{Ri}	K_i à $T=97.7^\circ\text{C}$ et $P=16.5 \text{ atm}$	X'_{Ri} / K_i
C_3H_8	0,0075	2	0,0015
iC_4H_{10}	0,4626	1,1	0,5088
nC_4H_{10}	0,5288	0,9	0,4759
iC_5H_{12}	0,0009	0,49	0,0004
Σ	0.9998	/	1,0001

La température au fond de la colonne est de : $T_f=97.7^\circ\text{C}$

IV.2.4. La pression et la température dans la zone d'alimentation

Pour déterminer la pression d'alimentation P_L on utilise l'équation suivante : $P_L = (P_s + P_f) / 2$

$$P_L = (16 + 16.5) / 2$$

$$P_L = 16,25 \text{ atm}$$

La température d'alimentation de la charge est calculée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide : $\sum X'_{Li} \cdot K_i = 1$

Tableau IV.7 : Les coefficients d'équilibre dans la zone d'alimentation

Constituants	X'_{Li}	K_i à 70°C et $P=16,25 \text{ atm}$	$X'_{Li} \cdot K_i$
C_3H_8	0,3856	1,45	0,5591
iC_4H_{10}	0,2898	0,74	0,2144
nC_4H_{10}	0,3240	0,6	0,1949
iC_5H_{12}	0,0006	0,3	0,00018
Σ	1,0000	/	0,9685

La température d'alimentation est de $T_a=70^\circ\text{C}$

V1-3.Calcul de la volatilité relative des constituants aux différences niveaux de la colonne:

On calcul les volatilités relatives des constituants dans les différentes zones de la colonne de rectification d'après l'équation :

$$\alpha = (K_i / K_r)$$

K_i = coefficient d'équilibre

K_r = coefficient d'équilibre de constituant de référence

On admet comme constituant de référence, l'élément lourd iC_4H_{10}

Tableau IV.8 : Le coefficient d'équilibre de constant de référence dans les différentes zones

Les zones	Alimentation	Rectification	Epuisement
K_r	0.74	0.43	1.1

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

IV.3.1. Pour la zone d'épuisement

- $\alpha_{im} = 0.5(\alpha_{Li} + \alpha_{Ri})$

IV.3.2. Pour la zone de rectification

- $\alpha_{im} = 0.5(\alpha_{Li} + \alpha_{Di})$

Avec :

$$\alpha_{Li} = K_i / K_r$$

$$\alpha_{Di} = K_i / K_r$$

$$\alpha_{Ri} = K_i / K_r$$

Tableau IV.9 : Les volatilités relatives des constituants dans les différentes zone de la colonne de rectification

Constituants	Zone d'alimentation		Zone de rectification			Zone d'épuisement		
	K_i	α_{Li}	K_i	α_{Di}	α_{Rim}	K_i	α_{Ri}	α_{Eim}
C_3H_8	1,45	1,95	0,95	2,20	2,07	2	1,81	1,88
iC_4H_{10}	0,74	1	0,43	1	1	1,1	1	1

nC_4H_{10}	0,6	0,81	0,35	0,81	0,81	0,9	0,81	0,81
iC_5H_{12}	0,3	0,40	0,15	0,34	0,37	0,49	0,44	0,22
Σ	/	4,16	/	4,35	4,25	/	4,06	3,91

IV.4. Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide d'alimentation

Le taux de vaporisation de la charge de l'alimentation et les compositions des phases liquides et vapeurs à l'entrée sont calculées à l'aide des équations :

$$\Sigma X'_{o,i} = \Sigma X'_{L,i} / [1 + \bar{e} (K_i - 1)] = 1 \quad \text{et} \quad \Sigma Y'_{o,i} = \Sigma K_i \cdot X'_{o,i} = 1$$

Avec:

X'_{oi} ; Y'_{oi} : Les concentrations de l'élément "i" dans la zone d'alimentation .

Tableau IV.10: Le taux de vaporisation de la charge de l'alimentation et les compositions des phases liquides et vapeurs à l'entrée

Constituants	X'_{Li}	K_i à 70°C et P=16.25 atm	$1 + \bar{e} (K_i - 1)$	X'_{oi}	Y'_{oi}
C_3H_8	0,3856	1,45	1,18	0,3267	0,4737
iC_4H_{10}	0,2898	0,74	0,896	0,3234	0,2393
nC_4H_{10}	0,3240	0,60	0,84	0,3857	0,2314
iC_5H_{12}	0,0006	0,3	0,72	0,0008	0,0002
Σ	1,0000	/	7.372	1,0366	0,9446

IV.5. Taux de reflux minimal

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

$$(R_f)_{\min} = \phi \Sigma Y'_{Di} / (\alpha_{Li} - \phi) ; \text{ ou par : } (R_f)_{\min} + 1 = \Sigma (\alpha_{Li} \cdot X'_{Di}) / (\alpha_{Li} - \phi)$$

ϕ : Constante qui varie entre les volatilités relatives des constituants clés lourds et légers .

$$\alpha_{Lc3} < \phi < \alpha_{Lic4}$$

$$\alpha_{Lc3} = 1.91$$

$$\alpha_{Lic4} = 1$$

Le calcul de ϕ se fait par approximation successive selon l'équation suivante :

$$\bar{e} = \Sigma (\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}) / (\alpha_{Li} - \phi) = 0.4$$

On trouve :

$$\phi = 1.4$$

Tableau IV.11: Calculs des constantes

Constituants	X'_{Li}	α_{Li}	$X'_{Li} \cdot \alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} - \phi$	$(\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}) / (\alpha_{Li} - \phi)$
C_3H_8	0,3856	1,95	0,7519	0,55	1,3670
iC_4H_{10}	0,2898	1	0,2898	-0,6	-0,4830
nC_4H_{10}	0,3240	0,81	0,2624	-0,59	-0,4447
iC_5H_{12}	0,0006	0,40	0,0002	-1	-0,0002
Σ	1,0000	4,16	1,3043	-1,24	0,4391

Les résultats des calculs montrent que $\phi = 1.34$ pour $\bar{e} = \Sigma (\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}) / (\alpha_{Li} - \phi) = 0.4$

Donc la valeur supposée de $\phi = 1.34$ pour le calcul de $(rf)_{\min}$ est le suivant :

$$(R_f)_{\min} = \phi \Sigma Y'_{Di} / (\alpha_{Li} - \phi)$$

$$(R_f)_{\min} = 1,4 [(0,9836/0,55) + (0,0164/(-0,6))]$$

$$(R_f)_{\min} = 2,4654$$

IV.6. Taux de reflux optimal $(R_f)_{\text{opt}}$:

En appliquant l'équation de GILLILAND

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

$$(R_f)_{\text{opt}} = 1,3 \cdot 2,4654 + 0,3$$

$$(R_f)_{\text{opt}} = 3,5050$$

IV.7. Taux de rebouillage minimal $(R_b)_{\min}$

Le taux de rebouillage minimal $(rb)_{\min}$ est calculé par la formule suivante :

$$-(R_b)_{\min} = \Sigma [(X'_{Ri} \cdot \alpha_{Li}) / (\alpha_{Li} - \phi)]$$

$$-(R_b)_{\min} = [(0,0075 \cdot 1,95 / (0,55)) + (0,4626 \cdot 1 / (-0,6)) + (0,5288 \cdot 0,81 / (-0,59)) + (0,0009 \cdot 0,4 / (-1))]]$$

$$-(R_b)_{\min} = 1,4707$$

IV.8. Taux de rebouillage optimal $(R_b)_{\text{opt}}$:

On détermine le taux de rebouillage optimal d'après la formule suivante :

$$(\mathbf{R}_b)_{\text{opt}} = [D/R \cdot (\mathbf{R}_f)_{\text{opt}} + (1 - \bar{e}) \cdot L/R] - 1$$

$$(\mathbf{R}_b)_{\text{opt}} = [(44.9978/71.1682) \cdot 3,5050 + (1 - 0.4) \cdot 116.166/71.1682] - 1$$

$$(\mathbf{R}_b)_{\text{opt}} = 2,1558$$

IV.9. Calcul du nombre de plateaux dans la zone de rectification

IV.9.1. Nombre de plateaux dans la zone de rectification

La formule de FENSKE est appliquée aux deux éléments clés (C_3 et iC_4).

$$N_{R\text{min}} = \ln [Y'_{DC3} \cdot X'_{LiC4} / Y'_{DiC4} \cdot X'_{LC3}] / [\ln (\alpha_{RmC3} / \alpha_{RmiC4})]$$

$$N_{R\text{min}} = \ln [0,9836 \cdot 0,2898 / 0,0164 \cdot 0,3856] \cdot \ln (2,07/1)$$

$$N_{R\text{min}} = 5,23$$

$$N_{R\text{min}} = 6$$

On calcule le rapport suivant :

$$(\mathbf{R}_f)_{\text{opt}} - (\mathbf{R}_f)_{\text{min}} / (\mathbf{R}_f)_{\text{opt}} + 1 = (3,5050 - 2,4654) / (3,5050 + 1) = 0,23$$

D'après le monogramme de **GILILLAND** on tire pour la valeur 0.23, le rapport suivant égale à 0,43 (**voir annexe N°03**)

$$(N_R - N_{R\text{min}}) / (N_R + 1) = 0.43$$

$$N_R = (N_{R\text{min}} + 0.43) / (1 - 0.43)$$

$$N_R = (6 + 0.43) / (1 - 0.43) = 11.28$$

$$N_R = 12$$

En prenant en considération l'efficacité des plateaux à clapet ($E=0.60$), le nombre totale de plateaux dans la colonne est :

$$N_{R\text{réel}} = N_R / E$$

$$N_{R\text{réel}} = 12 / 0.60$$

$$N_{R\text{réel}} = 20$$

IV.9.2. Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement

Le nombre de plateau minimal dans la zone d'épuisement est calculé par l'équation suivante :

$$N_{R\text{min}} = \ln [X'_{LC3} \cdot X'_{RiC4} / X'_{LiC4} \cdot X'_{RC3}] \cdot [\ln (\alpha_{EmC3} / \alpha_{EmiC4})]$$

$$N_{R\text{min}} = \ln [0,3856 \cdot 0,4626 / 0,2898 \cdot 0,0075] \cdot \ln (1,88/1)$$

$$N_{Rmin} = 6,98$$

$$N_{Rmin} = 7$$

$$(N_E - N_{Emin}) / (N_E + 1) = 0.43$$

$$N_E = (N_{Emin} + 0.43) / (1 - 0.43)$$

$$N_E = (7 + 0.43) / (1 - 0.43) = 13.03$$

$$N_E = 14$$

$$N_{Eréel} = N_E / E$$

$$N_{Eréel} = 14 / 0,60 = 23,333$$

$$N_{Eréel} = 24$$

IV.9.3. Nombre de plateaux total de la colonne

$$N_T = N_{Rréel} + N_{Eréel}$$

$$N_T = 20 + 24$$

$$N_T = 44 \text{ plateaux}$$

Le condenseur et le rebouilleur étant considérés comme plateaux extérieurs donc :

$$N_T = 44 - 2$$

$$N_T = 42 \text{ plateaux}$$

D'après le design : $N_{réel} = 66 \text{ plateaux}$

Conclusion Générale

CONCLUSION GENERALE

Les expériences que nous avons vus dans le stage pratique de fin d'étude au niveau de l'unité de fractionnement à la raffinerie d'Adrar ont permis d'avoir une idée sur les rendements des produits finis notamment la production du C3 et C4 pour produire le GPL, et d'approfondir les connaissances théoriques et de maîtriser sur le bon fonctionnement d'une unité de fractionnement.

Ces expériences sont réalisées dans une installation de fractionnement dans une colonne de distillation, avec une charge arrivée par les unités CDU, RFCC et CRU, les résultats obtenus par calcul technologique sont appréciables à l'unité de fractionnement qui pourrait largement améliorer le bon fonctionnement de la colonne de dépropaniseur et sans oublier les fractions obtenues comme produits finis du butane/propane.

L'étude de vérification des paramètres de fonctionnement de la colonne dépropaniseur de Linde Gas-Plant a été concrétisée après avoir obtenu des résultats satisfaisants.

Le nombre de plateaux calculé est inférieur au nombre de plateaux design alors nous concluons que la colonne de dépropaniseur supporte la charge soumise à elle.

Bibliographique

Bibliographie

Bibliographie :

[1] Ficher de la région de SBAA (2007).

[2] Fiche technique de la région de SBAA (2007).

[3] Université Abou Bakr Belkaid – Tlemcen Mémoire de Master en Génie-industriel
« Optimisation de la distribution des bouteilles en gaz butane (B13) Cas de l'entreprise Naftal
GPL Tlemcen » présenté par Abdeldjalil Anissa Ikram , Djelti Mohammed le : 2015/2016
page 04-07

[4]: université M'Hamed BougaraBoumerdes Mémoire magister en génie chimique option
technologydrocarbures, «Simulation et optimisation des paramètres technologiques de l'unité
de fractionnement des GPL à Haoud Berkaoui». Présenté par Mouni nasserdine année
2012/2013. Page 06-08

[5] Université kasdi marbah- ouargla Mémoire de Master en Génie des Procédés Spécialité Génie
Chimique « GPL techniques et problématiques / raffinerie de SBAA (ADRAR) » présenté par
DALIL Youssouf Année Universitaire : 2012 /2013 page 05-08

[6] Université Mohamed khider biskra Mémoire de Master en Génie des procédés option génie
chimique « calcul des paramètres de fonctionnement du dépropaniseur unité 38 traitement de GPL
'MOUDULE III à HASSI R'mel' » présenté par chebli laid abbessi youcef Année Universitaire :
2012 page 25-35

Les Annexes

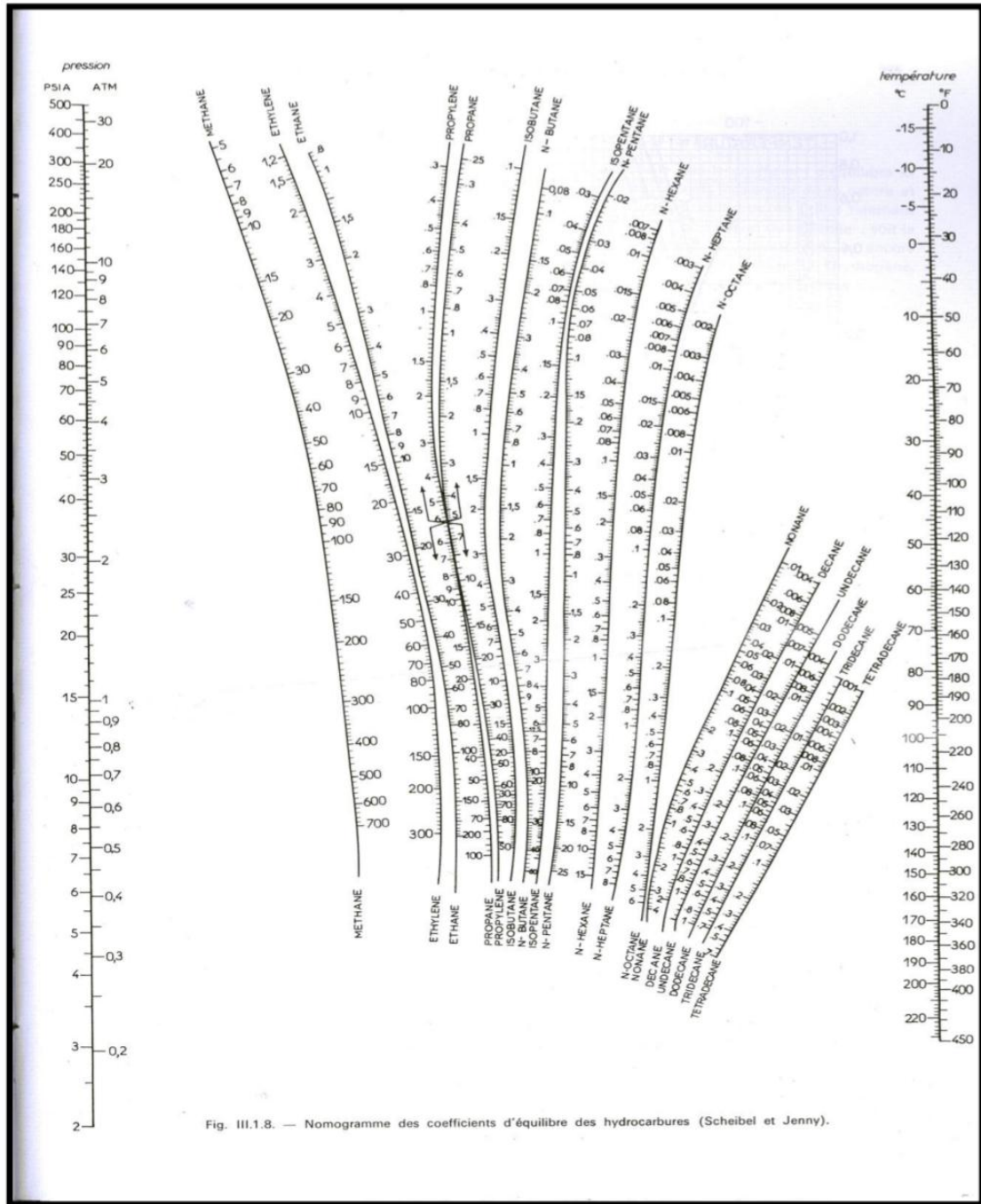


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

DIAGRAMME DE SHEIBEL ET JONNY

ANNEXE N°02

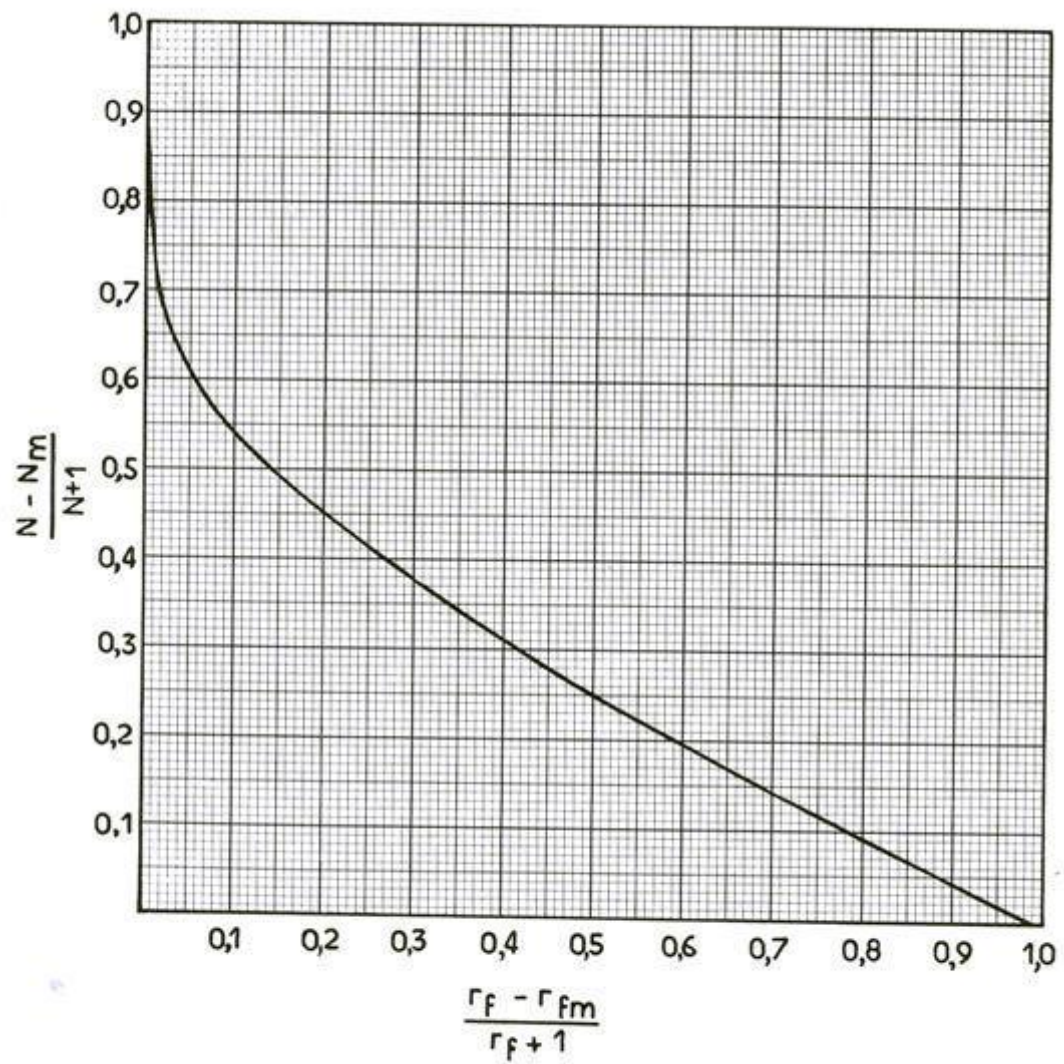


DIAGRAMME DE GILLILAND

ANNEXE N°03

المخلص :

غاز البترول المسال هو خليط من الغازات الهيدروكربولية التي تتكون أساسا من غاز البروبان و البوتان في الظروف العادية لدرجة الحرارة و الضغط . إن استهلاك العالمي لغاز البترول المسال في تزايد مستمر نظرا لحصيلته الإقتصادية المتميزة باعتباره وقود نقي و فعال مستقبلا لذلك قدمنا دراسة هذا الاخير على اساس اختبار معدة العمود ، لتثبيت مستويات غاز البروبان المرغوبة في المخلفات و نواتج التقطير

RESUME :

Le gaz de pétrole liquéfié est un mélange d'hydrocarbure gazeux composé essentiellement du butane et du propane aux conditions normales de la température et de la pression.

La consommation mondiale de GPL est en croissance continue due à son bilan économique fiable en tant qu'un carburant propre et efficace pour l'avenir. La production de ce dernier doit répondre à des normes et des spécifications bien déterminées.

Ce travail a été voué à l'étude de l'optimisation des paramètres de fonctionnement actuel d'une section de l'unité gas-plant de la raffinerie d'ADRAR , pour cela, nous avons fait une étude de cette dernière basée sur la vérification de la colonne de dépraniseur afin de maintenir les teneurs admises dupropane respectivement dans le résidu et le distillat.

ABSTRACT:

Liquefied petroleum gas is a mixture of gaseous hydrocarbon composed mainly of butane and propane under normal conditions of temperature and pressure.

Global LPG consumption is growing steadily due to its reliable economic balance as a clean and efficient fuel for the future. The production of the latter must meet specific standards and specifications.

This work was devoted to the study of the optimization of the current operating parameters of a section of the gas-plant unit of the refinery of ADRAR , for which we made a study of the latter based on the Verification of the column in order to maintain the permissible contents of the propane respectively in the residue and the distillate.