

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université Ahmed Draïa Adrar



Faculté des Sciences et de la Technologie
Département d'Hydrocarbures et Energies Renouvelables

Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme de Master en

Filiér : Génie des Procédés

Spécialité : Génie Chimique

Thème :

**Simulation et optimisation des paramètres de marche du
dépropaniseur par HYSYS dans la raffinerie RAD1**

Préparé par :

M. HASNAOUI Mostafa

M. MELOUKI Youssef

Membres de jury d'évaluation :

M.HADJAJ Kacim	Président	MAA	Univ. Adrar
M. SAKMECHE Mounir	Encadreur	MCA	Univ. Adrar
M.ARROUSSI Abdelazziz	Examineur	MCA	Univ. Adrar

Année Universitaire : 2021/2022



شهادة الترخيص بالإيداع

أنا الأستاذة (ة): رشحات صديقي
المشرف مذكرة الماجستير الموسومة بـ: Simulation et Optimisation de paramètres de marche du déjeunier par Huplys dans la raffinerie KAD

من إنجاز الطالب (ة): حنان صديقي

و الطالب (ة): ملوكي يوسف

كلية: العلوم والتكنولوجيا

القسم: الرياضيات والحوسبة

التخصص: هندسة كيميائية

تاريخ تقييم / مناقشة: 2022 / 06 / 07

أشهد ان الطلبة قد قاموا بالتعديلات والتصحيحات المطلوبة من طرف لجنة التقييم / المناقشة، وان المطابقة بين النسخة الورقية والإلكترونية استوفت جميع شروطها.
وإمكانهم إيداع النسخ الورقية (02) والإلكترونية (PDF).

أدرار في 14 جوان 2022

مساعد رئيس القسم:

- امضاء المشرف:

د. خليلي عيسى
رئيس قسم المحروقات والطاقات المتجددة
بكلية العلوم والتكنولوجيا
جامعة ادرار * كلية العلوم والتكنولوجيا

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Dédicaces

Nous dédions ce travail :

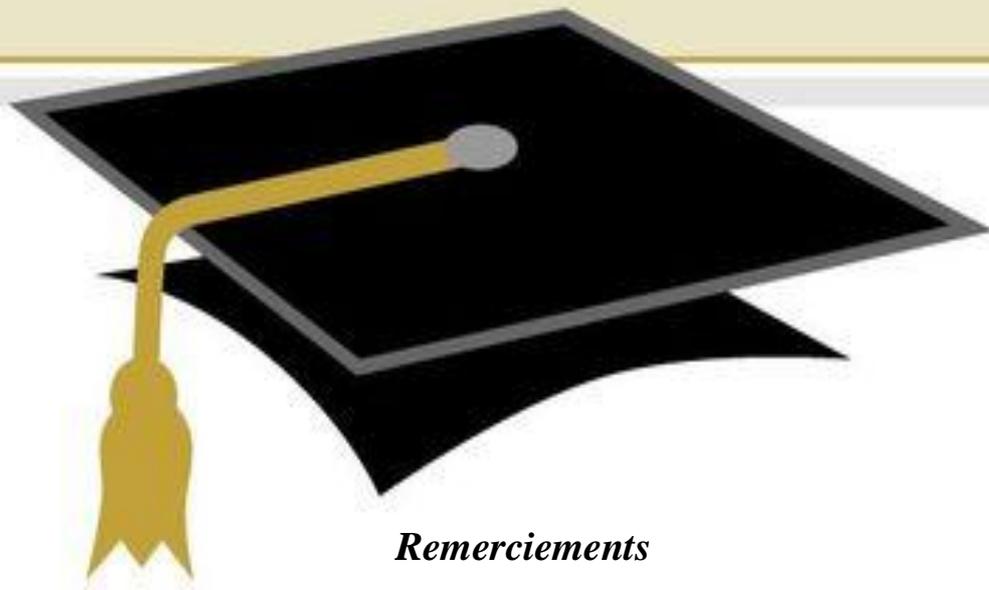
A mon professeur et encadreur SEKMACH MOUNIR

**A nos très chers parents, sources inépuisables
d'amour et de tendresse**

En reconnaissance

**Des sacrifices consentis avec dévouement
Pour notre éducation et notre formation.**

A nos amis et à toute notre famille ainsi



Remerciements

*Nous voudrions exprimer notre profonde gratitude A
notre professeur et encadreur*

Dr.SAKMECHE Mounir

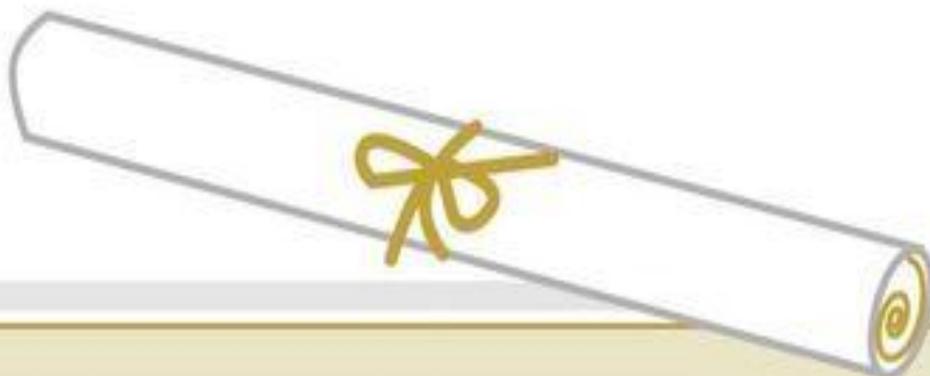
pour son aide et sa contribution tout au long de

l'élaboration de ce travail Nos vifs remerciements

s'adressent également au personnel de la raffinerie d'sbaa

en particulier : Mr. ABDALLAH Abdallah

*Un grand merci a tous ce qui nous a soutenus durant
nos études.*



المخلص:

البترول الخام بعد تكريره عبر عدة مراحل يعطي عدة منتجات منها غاز البترول المسال الذي هو عبارة عن خليط من الغازات الهيدروكربونية يحتوي على كميات كبيرة من البروبان و البوتان وكميات صغيرة من الميثان والإيثان حيث سنقوم في هذا العمل بحساب تحقق وضبط عوامل التشغيل الخاصة بقسم سبع. إزالة البروبان بالإضافة إلى نمذجة آلة إزالة البروبان بواسطة برنامج الهايسس وهذا بمصفاة بادرار

الكلمات المفتاحي: مصفاة سبع. غاز البترول المسال. إزالة البروبان. محاكاة. هايسس.

Résumé :

Le pétrole brut après raffinage en plusieurs étapes donne plusieurs produits, y compris le GPL qui est un mélange de gaz d'hydrocarbures contenant de grandes quantités de propane et de butane et petites quantités de méthane et de éthane ,où dans ce travail nous allons calcules thequnique des parameters de fonctionnement des facteurs spéciaux en plus de modéliser la machine d'élimination du propane par le simulateur HYSYS c'est dans la raffinerie de Sabaa en Adrar.

Mots clés : la raffinerie de Sbaa, GPL, Dépropaniseur, Simulation , Hysys.

Abstract :

Crude oil after being refined through several stages gives several products, including liquefied petroleum gaz, which is a mixture of hydrocarbon gases that contains large amounts of propane and butane and small amounts of methane and ethane. In this work, we will calculate the verification and adjustment of operating factors for the propane removal section in addition to the modeling of the propane removal machine using the Hysys program, this is at the Sabaa Refinery in Adrar.

Key words: The Sbaa Refinery, LPG, Depropanizer, Simulation HYSYS

SOMMAIRE

Liste Des tableaux

Liste Des Figures

Liste De Nomenclatures

Introduction générale01

CHAPITRE I : Description de la raffinerie d'ADRAR

I. Introduction	02
I.2 - Situation géographique de la raffinerie d'ADRAR "RA1D"	02
I.2.1 - Les conditions climatiques témoignent de cette situation.....	03
I.3 - Présentation de la raffinerie d'Adrar.....	03
I.4 - Organigramme de raffinerie d'Adrar.....	04
I.5 - Charge (pétrole brut).....	05
I.6 - Principe de fonctionnement et installations de la raffinerie.....	06
I.7. Principales installations de la raffinerie.....	07
I.7.1. Utilités de la raffinerie.....	07
I.7.2. Unités de production.....	07
a) - Unité de distillation atmosphérique	
b) - Unité de reformage catalytique	
c) - Unité de craquage catalytique	
I.8. Stockage en raffinerie.....	08
I.8.1. Bacs de matière première.....	08
I.8.2. Bacs de produits finis conformes.....	08
I.8.3. Bacs de produits non conformes.....	09

CHAPITRE II : Généralité sur le GPL

II. 1.Introduction	10
II. 2.Définition des GPL	10
II.2.1.Gaz	10
II.2.2.Le butane.....	10
II.2.3.Le propane.....	11
II. 3.Production mondiale de GPL	11
II. 4.Situation Algérienne de GPL.....	12
II. 4.1.Industrie du GPL en Algérie.....	12
II. 4.2.Offre nationale de GPL.....	13
II. 5.La demande nationale en GPL.....	13
II. 6.Origine du GPL.....	14
II.7. Caractéristiques du GPL.....	14
II. 8.Utilisation du GPL.....	16
II. 9.Stockage du GPL.....	16
II. 10.Les risques des GPL.....	17
II. 11.Les avantages et les inconvénients techniques des GPL	17

CHAPITRE III :Opération de production et de traitement de GPL dans la raffinerie

III.1 Introduction.....	18
III.2 Unité de distillation atmosphérique.....	18
III.2.1. Préchauffage du brut.....	18
III.2.2. Chauffage du brut.....	19
III.2.3. Vapeur stripping.....	20
III.2.4. Colonne atmosphérique.....	20
III.3 Unité de reformage catalytique et de craquage catalytique.....	21
III.3.1 Unité de désulfuration.....	21
➤ Élimination de H ₂ S.....	22
➤ Elimination des mercaptans.....	24
III.4 Stabilisation.....	25
III. 4.1.Colonne stabilisatrice (C- 201 201).....	25
III.5. Unité gaz plant (Fractional section).....	26

III.5.1. Dépropaniseur.....	26
III.5.2. Dééthaniseur.....	27
III. 5.3. Dépentaniseur.....	28

CHAPITRE IV : PARTIE DE CALCUL ET SIMULATION

IV.1. Introduction.....	30
IV.1.2 Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification.....	30
IV.2. Calcul de la colonne de fractionnement de GPL (dépropaniseur).....	31
IV.2.1 Données de départ :.....	31
IV.2.2. La masse moléculaire moyenne de d'alimentation	32
➤ Débit massique.....	32
➤ Débit molaire.....	32
➤ Concentration massique.....	32
IV.2.3. Détermination des Débit et composition de distillat D et le résidu R.....	32
IV.2.4. La température et la pression dans le dépropaniseur dans :.....	35
a- le ballon de reflux.....	35
b - le sommet de la colonne.....	36
c - fond de la colonne.....	37
d - la zone d'alimentation.....	38
IV.2.5. Volatilités relatives des constituants.....	39
IV.2.6. Taux de vaporisation \bar{e}	40
IV.2.7 Taux de reflux minimal (Rf)min.....	41
IV.2.8 Le taux de reflux optimal (Rf) opt.....	43
IV.2.9 Le taux de rebouillage minimal (Rb) min.....	43
IV.2.10 Taux de rebouillage optimal (Rb)opt.....	44
IV.2.11 Calcul du nombre de plateaux dans la zone de rectification.....	44
IV.2.11.1 Nombre de plateaux dans la zone de rectification.....	44
IV.2.11.2 Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement.....	45
IV.2.11.3 Nombre de plateaux total de la colonne.....	45
IV.3. Partie simulation.....	46
IV.3.1. Introduction.....	46

IV.3.2. Définition de la simulation	46
IV.3. 3. Définition de HYSYS.....	47
IV.3. 4. Présentation et interprétation profils des différents paramètre de dépropaniseur.....	49
IV.3. 5.Comentaire des resultats	51
Conclusion	52

Bibliographie

Les annexes

Liste des tableaux

CHAPITRE I : Description de la raffinerie d'ADRAR

Tableau I.1 : Présentation de capacité de raffinerie de Sbaa (ADRAR).....	04
Tableau .I.2: les principales spécifications du pétrole brut de SBAA basin.....	05
Tableau .I.3: Les principales caractéristiques du brut mélange.....	06

CHAPITRE IV : Partie calcul

Tableau IV .1 : Composition molaire de l'alimentation.....	31
Tableau IV.2: Les quantités massiques et molaires des constituants.....	31
Tableau IV. 3 : Débit et la composition du distillat et résidu.....	35
Tableau IV. 4: Les coefficients d'équilibre dans le ballon de reflux.....	35
Tableau IV. 5: les coefficients d'équilibre au sommet de la colonne.....	37
Tableau IV.6 : Les coefficients d'équilibre au fond de la colonne.....	38
Tableau IV.7 : Les coefficients d'équilibre dans la zone d'alimentation.....	38
Tableau IV.8 : Le coefficient d'équilibre de constatant de référence dans les différentes zones.....	39
Tableau IV.9: la volatilité relative des constituants aux différences niveaux de la colonne.....	40
Tableau IV.10: Le taux de vaporisation de la charge de l'alimentation et les compositions des phases liquides et vapeurs à l'entrée.....	41
Tableau IV.11: approximation déterminée Φ Paramètre conventionnel.....	42
Tableau IV.12: La valeur du taux de reflux minimale.....	43
Tableau IV.13: calcule de taux de rebouillage minimal.....	43
Tableau IV.14 : Paramètres d'alimentation de la colonne selon le cas actuel.....	48
Tableau IV.15: La composition de l'alimentation.....	48

Tableau IV.16: La comparaison entre les paramètres simulés du cas actuel donnés par le logiciel HYSYS et ceux donnés par le DCS	49
--	----

LISTES DES FIGURES

CHAPITRE I : Description de la raffinerie d'ADRAR

Figure.I.1: Situation géographique de la raffinerie.....	03
Figure.I.2: sources pétrolières de la Raffinerie.....	05

CHAPITRE II : Généralité sur le GPL

Figure II.1: Structure de butane (C ₄ H ₈).....	11
Figure II.2 : Structure de propane (C ₃ H ₈).....	11
Figure II.3 : Offre prévisionnelle nationale de GPL (en MT).....	13
Figure II.4: La demande nationale des GPL.....	14

CHAPITRE III :Opération de production et de traitement de GPL dans la raffinerie

Figure III.1: schéma indique la circuit de brut avant le four (colonne préflash).....	19
Figure III.2: section de la colonne distillation.....	21
Figure. III.3 : Schéma du procédé d'élimination de H ₂ S.....	23
Figure III.4 : Schéma du procédé d'élimination de RSH.....	24
Figure.III. 5 : section stabilisatrice.....	26
Figure.III. 6: circuit de GPL dans le colonne dépropaniseur.....	27
Figure III. 7: séparation le propane de la colonne de deéthaniseur.....	28
Figure III. 8: circuit de gaz depuis la colonne de dépentaniseur.....	29

CHAPITRE IV : Partie calcul et simulation

Figure. IV.1 : Schéma générale de la section de dépropaniseur donnés par le logiciel HYSYS.....	47
Figure. IV.2 : Le Profil de température.....	49
Figure. IV. 3 : le profile de pression.....	50
Figure.IV.4: Le Profil des débits liquide et vapeur.....	50

Liste des nomenclatures

L : Débit massique d'alimentation (kg/h).

L' : Débit molaire d'alimentation (Kmol/h).

D' : Le débit de distillat

R' : Le débit de résidu

Y'D : Teneur molaire dans le distillat.

Y'DiC4H10 : la composition C4 dans le distillat a la phase vapeur

X'R : Teneur molaire dans le résidu.

X'RC3H8 : la composition C3 dans le résidu à la phase liquid

XL : Teneur massique dans la charge.

P : La pression.

T : Température.

Mmoy : La masse moléculaire moyne

Mi : masse moléculaire du constituant « i ».

Ki : la constante d'équilibre des phrases

Kr : constante d'équilibre du constituant de référence (constituant clé lourd C3H8).

X'oi : Concentration du constituant «i» dans la phase liquide.

Y'oi : Concentration du constituant «i» dans la phase vapeur.

e : Taux de vaporisation de la charge.

Φ : paramètre conventionnel.

NR : Nombre de plateaux dans la zone de rectification

NE : Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement

NT: Nombre de plateaux total de la colonne

E: c'est l'efficacité des plateaux.

GPL : Gaz du pétrole liquéfié.

C1 : Méthane.

C2 : Ethane.

C3 : Propane.

C4 : Butane.

C5 : Pentane.

°C : Degré Celsius.

Kwh : kilowatt par heure.

RFCC ou **F.C.C** : Résidu Fluide Craquage Catalytique .

Kcal: kilocalories.

Introduction générale

Introduction générale :

L'énergie est un élément essentiel dans la vie sur la planète, et sa bonne utilisation permet le développement économique. Bien que l'énergie fossile présente de nombreux inconvénients, elle reste la principale source de vie humaine en raison de la satisfaction des besoins et de la demande mondiale, et la plus importante de ses sources est le pétrole

Le raffinage du pétrole est un processus nécessaire pour traiter le pétrole brut afin d'en extraire les matières premières et les transformer en produits propres à la consommation, y compris le gaz de pétrole liquéfié.

La principale source de l'économie algérienne est l'exportation du gaz naturel, du pétrole et de ses dérivés tels que le gaz de pétrole liquéfié qui est un carburant pur et propre. Dans la raffinerie d'Asbaa Adrar, qui est un point d'approvisionnement pour la région du sud-ouest

Ce travail vise à étudier les différentes opérations qui sont mises en œuvre sur la GPL dans la raffinerie d'Asbaa. Pour clarifier ces détails, il convient de répondre aux questions suivantes. Tout d'abord, qu'est-ce que le gaz de pétrole liquéfié et quelles sont ses propriétés? Deuxièmement, quelles sont les unités et les installations utilisées pour son traitement? Troisièmement, commenter vérifier et ajuster les paramètres de fonctionnement et les concepteurs avec le programme de simulation HYSYS. On peut dire que le travail sera divisé en deux parties:

- La partie théorique qui contient des informations générales sur le gaz GPL, ainsi qu'une vue de terrain de la raffinerie d'Asbaa, ainsi que les processus qui ont lieu dans le traitement du gaz GPL.

-La partie calcul dépend du réglage et du réglage des paramètres de fonctionnement et de la modélisation du dépropaniseur par le logiciel HYSYS

CHAPITRE I :

Description de la raffinerie d'ADRAR

CHAPITRE I : Description de la raffinerie d'ADRAR

I.1- Introduction :

Pour atteindre des produits à haute valeur commerciale, nous devons raffiner le pétrole brut à travers plusieurs processus et étapes, et ces processus ont lieu dans une raffinerie, donc dans ce chapitre, nous décrirons la raffinerie d'Adrar et ses unités, en particulier celles liées au traitement GPL.

I.2 - Situation géographique de la raffinerie d'ADRAR "RA1D" : [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 ,
à 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 .

CHAPITRE I : Description de la raffinerie d'ADRAR



Figure.I.1:Situation géographique de la raffinerie

I.2.1 - Les conditions climatiques témoignent de cette situation : [1]

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

I.3 - Présentation de la raffinerie d'ADRAR :

- Utilités
- Unités de production
- Parc de stockage
- Rampe de chargement des camions
- Laboratoire,
- Caserne sécurité
- Administration
- Base de vie.

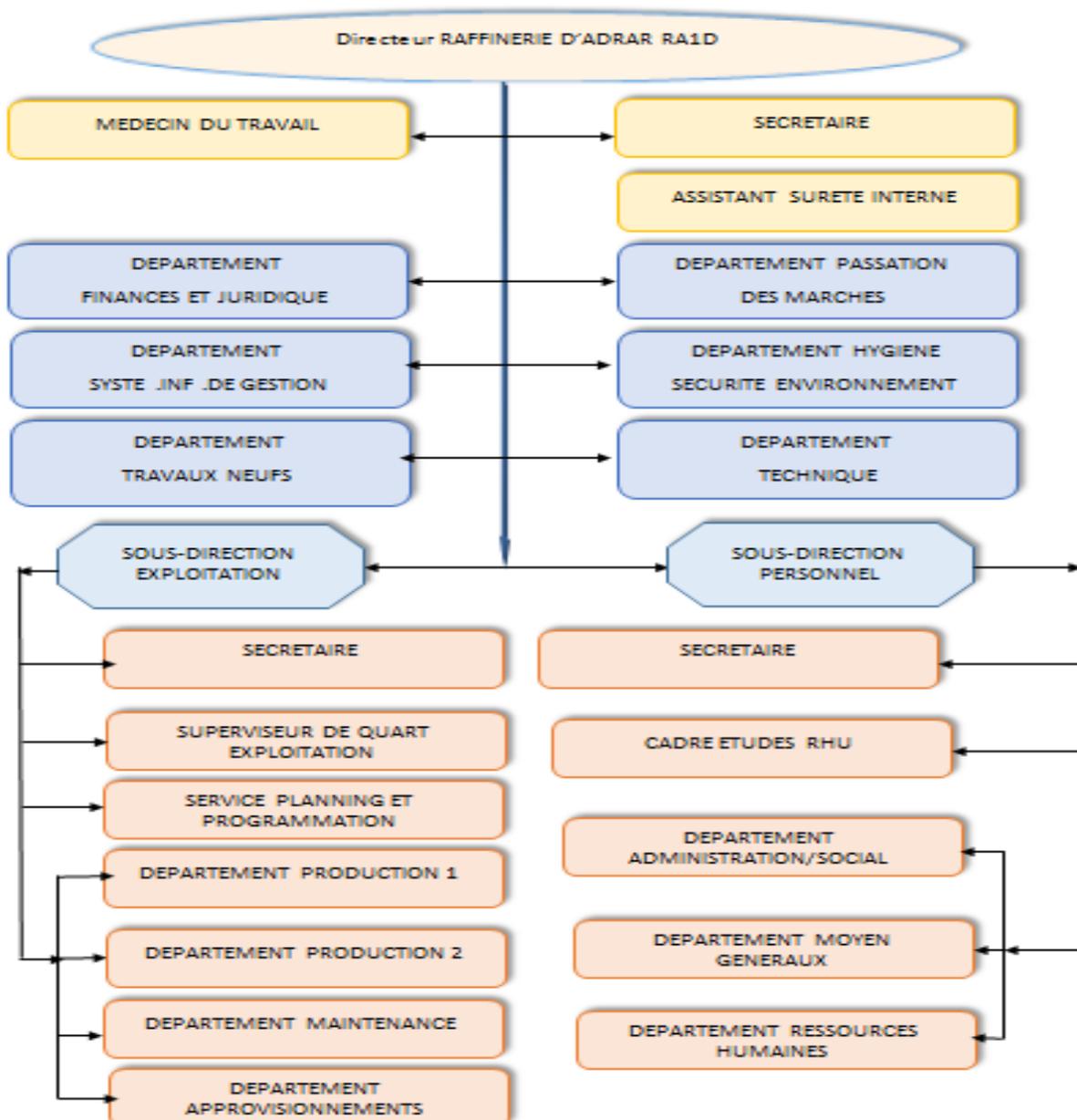
La capacité annuelle de traitement de la raffinerie de SBAA est de 600 000 Tonnes environ de pétrole brut pendant une période de 330 jours en continu par jour de vingt quatre (24) heures (8000h).Le tableau suivant représente la capacité de la production annuelle de la raffinerie.

CHAPITRE I : Description de la raffinerie d'ADRAR

Tableau I.1 : Présentation de capacité de raffinerie de Sbaa (ADRAR).

Quantités (Tonnes/An)	Produits
20 500	Propane
32 500	Butane
10 000	Essence super
208 300	Essence normale
238 400	Gasoil

I.4 -Organigramme de raffinerie d'Adrar : [2]



CHAPITRE I : Description de la raffinerie d'ADRAR

I.5 - Charge (pétrole brut) :

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 cuvette 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.

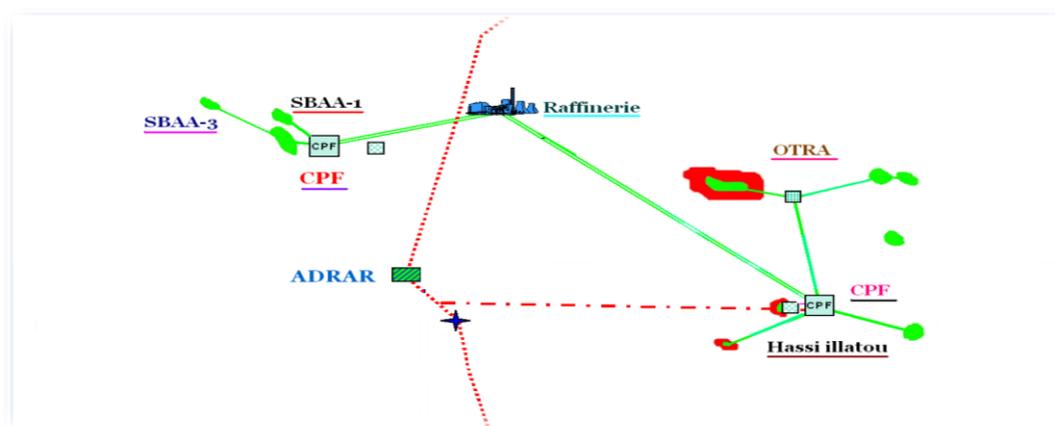


Figure.I.2: sources pétrolières de la Raffinerie

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 : [3]

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:

CHAPITRE I : Description de la raffinerie d'ADRAR

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 et installations de la raffinerie : [3]

I .6.1. La conception de l'installation de la raffinerie est basée sur les principes :

-La continuité de production de la raffinerie; selon leur capacité annuelle.

La valorisation de la totalité du résidu de l'unité de distillation atmosphérique en produits raffinés ; et particulièrement la maximisation du gasoil.

-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.

- 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 situes à un (01) km d'environ coté nord-est de la raffinerie.

-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.

CHAPITRE I : Description de la raffinerie d'ADRAR

- 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.
- L'énergie électrique est produite par trois turbos génératrices deux en service et l'autre en arrêt.
- 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.
- Toutes les motos pompes sont doublées; pour assurer une production continue.

I.7. Principales installations de la raffinerie

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

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 : [3]

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

a)-Unité de distillation atmosphérique combinée avec unité de séparation de gaz:

Cette unité traite 600000 tonnes /an de brut par la distillation atmosphérique ou les produits lourds extraits du fond de la colonne (sa capacité limite est de 700000 tonnes/an tandis que sa capacité minimale est de 420000 tonnes/an) Vu ces spécifications, le brut traité est classé comme étant un brut aromatique à faible teneur en soufre.[1]

b)-Unité de reformage catalytique:

CHAPITRE I : Description de la raffinerie d'ADRAR

L'unité reforming catalytique traite 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 dénomme couramment: super sans plomb, des L.P.G, du naphta léger (light naphta), naphta raffine(refined oil) Principales opérations du procès

-Préfractionnement de la charge

-Purification de la charge.

c)- Unité de craquage catalytique.

Le craquage catalytique est un craquage dans lequel les grosses molécules se brisent à l'aide d'un catalyseur. L'unité craquage catalytique est la 3ème unité de production de la raffinerie. Elle traite le résidu atmosphérique, sa capacité est de: 300000 tonnes par an, elle produit de l'essence, le gasoil léger, les G.P.L (L.P.G), le slurry et les gaz incondensables [1].

I.8. Stockage en raffinerie

I.8.1. Bacs de matière première

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. On a dit qu'il y a trois (3) bacs de stockage: Un pour remplissage, Un pour l'alimentation de la raffinerie et un comme réservoir (en décantation).

I.8.2. Bacs de produits finis conformes

- Le propane et butane est stocké respectivement dans deux (02) sphères et trois (03) sphères de capacité de 1000 m³ pour chacune.
- Le kérosène après être raffiné est stocké dans 4 bacs de 500 m³ pour chacun.
- Le gasoil commercial est le produit d'un mélange du gasoil atmosphérique et du gasoil de l'unité F.C.C. Il y a 4 bacs de gasoil de capacité unitaire 4000 m³ pour chacun.
- Le stockage du carburant (essence super et normal) est réalisé dans 6 bacs de capacité unitaire 3000 m³ pour chacun.

I.8.3. Bacs de produits non conformes

CHAPITRE I : Description de la raffinerie d'ADRAR

- 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 02 sphère de 400 m³ pour chacune.
- Gasoil non conforme : ce produit est stocké dans (02) bacs de 500 m³ chacun.
- Carburant non conforme : le produit non conforme venant des unités reformage ou F.C.C (par exemple lors du démarrage de ces unités) est stocké dans 02 bacs de capacité 500 m³ pour chacun.

CHAPITRE II :

Généralité sur le GPL

II.1.Introduction :

Le GPL est un mélange de gaz carboniques , dont les plus importants sont le butane et le propane .Dans le premier chapitre ,nous savions que vous produisiez environ 10 de la quantité de GPL dans la raffinerie .Dans chapitre, nous essaierons d'atteindre un connaissance précise de GPL et de propriétés en général .

II.2.Définition

Le gaz du pétrole liquéfié appelé communément GPL; est un mélange gazeux composé essentiellement du butane et du propane à la température ambiante et à la pression atmosphérique, mais il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basse (4-18 atmosphère) , ceci présente l'intérêt de stocker une importante quantité d'énergie dans un volume réduit , ce qui permet de le transporter plus facilement que les gaz non condensable (méthane, éthane) qui exigent des pressions très élevées. [3]

II.2.1.Gaz:

Un gaz est un ensemble d'atomes ou de molécules très faiblement et quasi indépendants dans l'état gazeux la matière n'a pas de forme propre ni de volume propre : un gaz tend à occuper tout le volume disponible. Cette phase constitue l'un des trois états dans lequel peut se trouver un corps pur, l'autre étant les phases solide et liquide. Le passage de l'état liquide à l'état gazeux est appelé vaporisation. On qualifie alors le corps de vapeur (par exemple la vapeur d'eau).

II.2.2.Le butane :

Le butane un hydrocarbure saturé de la famille des alcanes et de formule brute C_4H_{10} . Le butane est un gaz principalement utilisé comme combustible à usage domestique (gazinière, chauffe-eau) et également d'appoint, notamment pour le chauffage (radiateur à gaz pour l'intérieur des locaux d'habitation, commerces et ateliers ainsi que pour le plein air). Il est généralement conditionné en bouteille de 13 kg.

Au niveau industriel, le butane est un réactif pour la synthèse de l'éthylène et propylène via le vapocraquage, du butane au moyen de la déshydrogénation catalytique et de l'anhydride maléique par le procédé de Dupont.

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

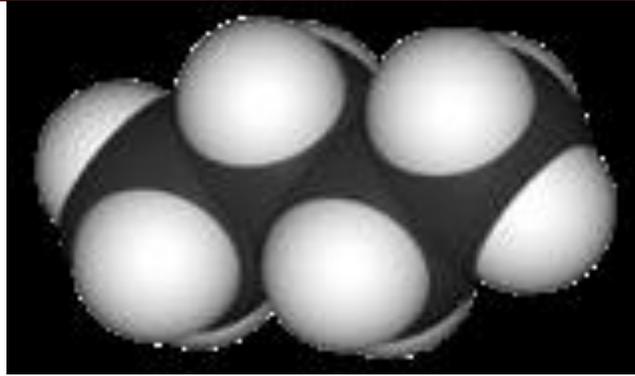


Figure II.1: Structure de butane (C_4H_{10})

II.2.3. Le propane :

Le propane est un alcane linéaire de formule C_3H_8 .

Il est dérivé d'autres produits pétroliers par des processus de thermochimie de gaz ou de pétrole. Il est couramment utilisé comme source d'énergie chimique par combustion dans les moteurs à combustion interne, barbecues et chaudières.

Généralement vendu à l'état liquide, sous forme de GPL notamment (c'est l'un de ses constituants principaux). Un additif, l'éthanthiol, est utilisé comme odorant pour signaler les fuites éventuelles.

Le propane est principalement utilisé comme combustible et carburant (c'est le principal composant de gaz de pétrole liquéfié).

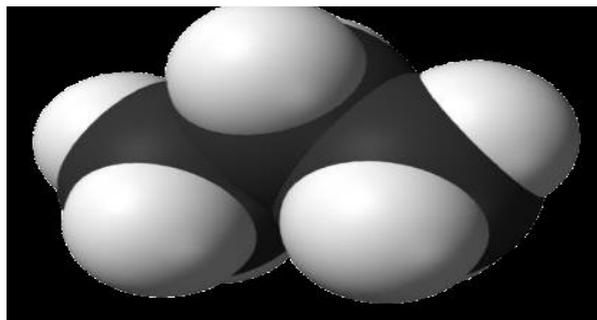


Figure II.2 : Structure de propane (C_3H_8)

II.3. Production mondiale de GPL

Le GPL est récupéré à partir des deux sources essentielles :

1. La récupération du propane et du butane sur les champs de pétrole.

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

2. La récupération du propane et du butane sur les champs du gaz naturel.

Cette dernière représente 60% des ressources.

Aux Etats-Unis où une longue tradition d'utilisation existe, la production et la consommation sont équilibrées.

Au Moyen-Orient, la production de GPL s'est considérablement développée à la fin des années 70 lorsque l'augmentation du prix de l'énergie a rendu attractive la récupération du propane et du butane. Auparavant, ces produits étaient brûlés avec le gaz associé. Le Moyen-Orient est actuellement la principale source d'exportation des GPL dans le monde.

En Afrique du nord et tout particulièrement en Algérie, le GPL est surtout récupéré à partir du gaz naturel dans les unités de traitement de gaz humide. La production des raffineries assure le complément. Le propane et le butane sont récupérés au niveau de la distillation atmosphérique du pétrole brut et par craquage des molécules lourdes dans la plupart des unités de transformation et de conversion.

Le propane et le butane commerciaux ne sont pas des produits purs mais des mélanges. Une séparation complète des molécules serait aussi coûteuse qu'inutile car la plupart des utilisations acceptent des mélanges.

La production mondiale du GPL croît à un rythme de 5% par an.

II.4.Situation Algérienne de GPL :

II.4.1.Industrie du GPL en Algérie :

Durant la dernière décennie, l'industrie algérienne des GPL a connue des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime.

Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au début des années 90 fait bénéficier aujourd'hui SONATRACH de disponibilités importantes de GPL. Depuis la mise en exploitation du champ gazier de HAMRA en 1996, la production des GPL en Algérie a suivi une croissance soutenue.

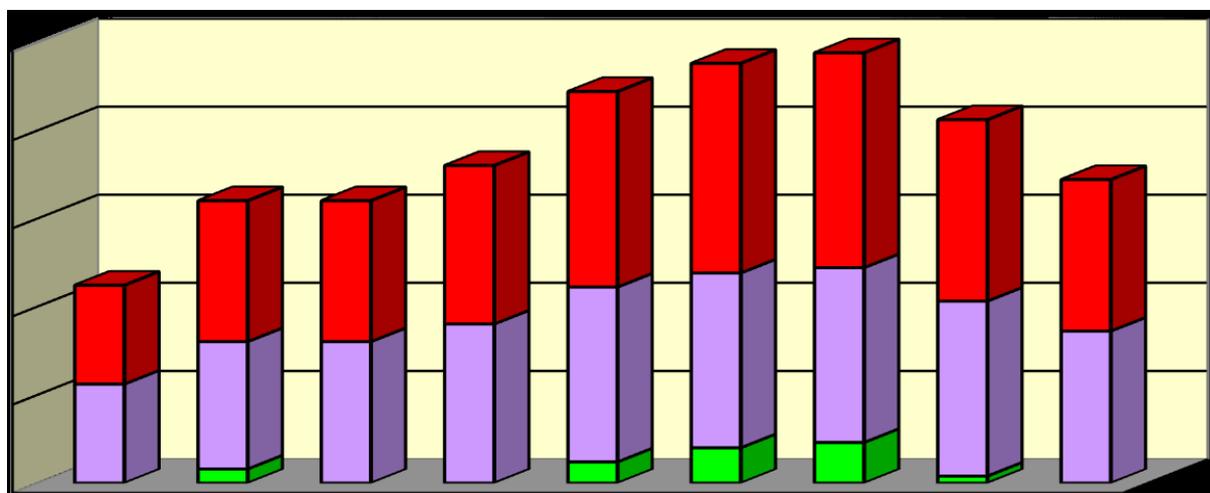
Quelques chiffres peuvent illustrer cette dynamique. La production est passée de 5,05 millions de tonnes en 1996 à plus de 7.3 millions de tonnes en 1998 et devait clôturer dans année (2014) à plus de 14 millions de tonnes. Un pic de 17 millions de tonnes sera atteint en 2020 lorsque les projets développés auront été mis en service.

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

II.4.2. Offre nationale de GPL :

En Algérie la majeure partie des GPL provient des champs pétroliers (79%), l'autre partie est produite au niveau des raffineries des pétroles de Skikda, Alger et Arzew (10 %) et des complexes de la liquéfaction de gaz naturel de SONATRACH -GL2Z et GL1K (11%).

L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région ouest à Arzew avec 87%, 9% dans la région de Skikda ; 2% au sud et 2% dans la région centre Cet accroissement est dû à la mise en place d'unités d'extraction au niveau des champs de Hassi- R'mel en 1979 ; Adrar en 1985 ; Haouadh-Berkaoui en 1993 .et EL Hamra en 1995 . Voir figure



- GPL non séparé
- GPL Séparé
- Offre nationale GPL

Figure II.3 : Offre prévisionnelle nationale de GPL (en MT)

II.5. La demande nationale en GPL

Le niveau de la demande nationale en GPL est de l'ordre de 1.4 millions de tonnes (sources NAFTAL) dont 90% de butane, 5% de propane et 5% de G.P.L carburant (GPL/c).

Elle est répartie comme suit :

336.000 tonnes dans la région Ouest (24%) ,516.000 tonnes dans la région Est (37%) et enfin 401.000 tonnes dans la région Centre (29%).

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

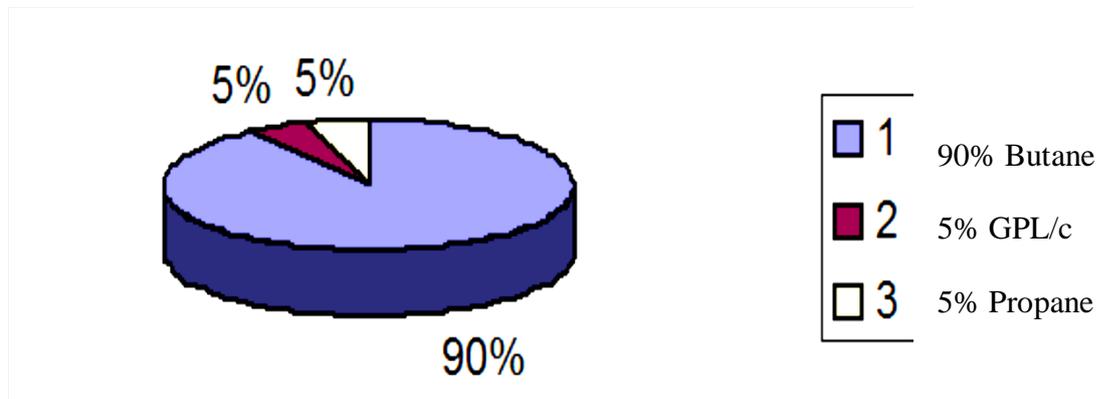


Figure II.4: La demande nationale des GPL. [4]

II.6.Origine du GPL :

Le GPL est extrait à partir de diverses sources qui peuvent être :

- De la récupération à partir de la liquéfaction des gaz associés (champs pétroliers).
- Comme sous-produit à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel GNL.
- Du pétrole brut après raffinage comme sous-produit.
- 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.
- De la récupération à partir des champs gaziers. [5]

II.7.Caractéristique du GPL :

- Densité : dans l'état gazeux il est plus léger que l'air : La densité du propane est de 0.51 et celle du butane est de 0.58.
- Dilatation : à l'état liquide, il a un coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage, car les sphères ne doivent jamais être remplies complètement.
- Tension de vapeur : Soumis à des températures supérieures à leur point d'ébullition, le propane et le butane ne peuvent être amenés à l'état liquide sous pression ou par réfrigération. Le GPL à une tension de vapeur à 20°C égale à :

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

➤ Pour le butane : 2 bars

➤ Pour le propane: 8 bars.

• Température d'ébullition: A la pression atmosphérique, la température d'ébullition du butane est de $-0.6\text{ }^{\circ}\text{C}$ et celle du propane est de $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$.

• Impuretés : Le GPL produit au niveau des différents champs doit répondre aux spécifications suivantes :

Teneur en gaz sec inférieure ou égale à 3 % mol.

Teneur en condensât inférieur ou égale à 0.4 % mol.

• Odeur et couleur : Le GPL est incolore, soit à l'état vapeur ou liquide et pratiquement inodore. Pour des raisons de sécurité un odorant doit être ajouté pour la détection des fuites. Cet odorant est à base de sulfures appelés Mercaptans.

• Toxicité : Le GPL s'enflamme dans l'air, il émet un gaz considéré comme toxique. Le gaz en question dénommé le monoxyde de carbone est formé suite à une combustion.

• Le GPL n'a aucune propriété de lubrification

Le GPL n'a aucune propriété de lubrification, ce qui doit être pris en considération lors de la conception des équipements pour GPL (pompes et compresseurs).

• 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).

• Les caractéristiques du GPL commercial :

Les produits du commerce sont très différents les uns des autres. En outre, leur tension de vapeur, leur poids spécifique et leurs propriétés antidétonantes sont très sensibles aux variations de la température ambiante.

Le pouvoir calorifique du GPL est pratiquement égal à celui de l'essence, si on l'exprime en kilocalories par kilogramme de carburant. Mais, ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilocalories par litre de carburant liquide à 15°C . Cette différence

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

provient de la différence des densités entre le GPL et l'essence. En moyenne, la densité à 15°C d'un G.P.L est de 0.555 kg/ litre.

II.8. Utilisation du GPL

Les principaux domaines d'utilisation du GPL sont :

-Comme combustible :

Cuisine, production d'eau chaude ou chauffage, livré par les distributeurs sous forme liquide, en bouteilles ou en vrac. Dans certains cas, les clients sont alimentés à partir de réseaux propane ou d'air propane ou butane comme en Corse.

Il est utilisé par des particuliers ou des industriels comme gaz de combustion.

- Comme carburant :

Le GPL/C, dont la composition diffère d'une région à une autre, est un carburant qui est utilisé dans des nombreux pays dans le monde, essentiellement en Amérique, en Europe et dans le sud asiatique.

-Domaine pétrochimique :

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. Le butane et le propane qui ont obtenu par la séparation du GPL utilisés pour la déshydrogénation dans la production du propylène qui vont servir comme matière première pour la synthèse des caoutchoucs.

-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.

- Source d'énergie domestique :

Actuellement de nombreux appareils de cuisson et de chauffage, sont conçus de manière à s'adapter à l'utilisation des GPL.

II.9. Stockage du GPL

Les GPL sont stockés sous pression dans des réservoirs sphériques, lors de leur stockage, des vapeurs de GPL (ou Boil off) se dégagent par ébullition sous l'effet de : La convection et la

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

radiation de la chaleur atmosphérique, L'échauffement dû à la friction des GPL produits dans les canalisations, La différence de température entre le liquide stocké et celui à introduire dans le réservoir.

Pour éviter la perte de ces vapeurs ; Les paramètres de stockage doivent être maintenus dans une Plage bien déterminée, pour cette raison, un système de réfrigération par compression, refroidissement et détente des vapeurs sont utilisés. Ces vapeurs sont comprimées de 5.3 bars à 19 bars et 115°C par un compresseur alternatif puis condensées à 54°C dans un aéroréfrigérant et enfin détendues à 5 bars et 15°C, ceci permet le refroidissement de la sphère et par conséquent la réduction de sa pression.

II.10. Les risques des GPL

On cite quelques risques qui ont été signalés dans l'industrie gazière :

- Les GPL sont fréquemment stockés à l'état liquide sous pression, la fuite du liquide peut, par évaporation rapide, donner un grand volume de gaz inflammable.
- La limite inférieure d'inflammabilité du gaz approximativement à 2% du volume du gaz dans l'air. Une petite portion de gaz dans l'air peut donner un mélange inflammable qui peut être enflammé par un élément chaud ou une étincelle à distance d'un point de fuite.
- Les GPL liquides par évaporation peuvent causer des brûlures sévères, des vêtements de protection doivent être portés (gants, lunettes). [6]

II.11. Avantages et inconvénients techniques du GPL

La surconsommation du GPL est de l'ordre de 15 à 20% par rapport aux carburants traditionnels. Pollution évitée :

- 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. Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre.

Toutefois, les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL avec réservoir intégré.

CHAPITRE III :

Opération de production et de traitement de GPL dans la raffinerie

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

III.1. Introduction

Dans ce chapitre, nous en apprendrons plus sur le traitement GPL dans l'unité de production en général et l'unité gaz plant et section en particulier Dépropaniseur .

III.2 Unité de distillation atmosphérique :

Les gaz de tête de la colonne de préflash sont stabilisés dans une colonne stabilisatrice ; les vapeurs de tête de cette colonne sont condensés au niveau du condenseur à eau et recueillies dans un ballon de reflux. La fraction condensée au fond du ballon représente le GPL de l'unité. Le GPL est aspirés par une pompe et refoulé en deux parties, une partie est renvoyée vers la tête de la colonne stabilisatrice comme reflux, et l'autre partie est acheminée vers la section de traitement du GPL.

III.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 : 1er soutirage, échangeur brut-1er 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 places en série.

Après le dessalement, le préchauffage du brut continue à travers une autre série d'échangeurs : Échangeur brut-résidu, échangeur brut- gasoil : 1er soutirage , échangeur brut-gasoil : 2e soutirage , échangeur brut-1er reflux atmosphérique , échangeur brut-résidu , échangeur brut-2e reflux atmosphérique , échangeur brut-résidu , échangeur brut-gasoil : 2e soutirage, a 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 vaporise, les vapeurs migrent vers la tête de la colonne alors que la partie

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

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-2e reflux atmosphérique et échangeur (brut résidu).

III.2.2. 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 essentiel du transfert thermique. A la sortie du four, le brut a une température de 360°C.

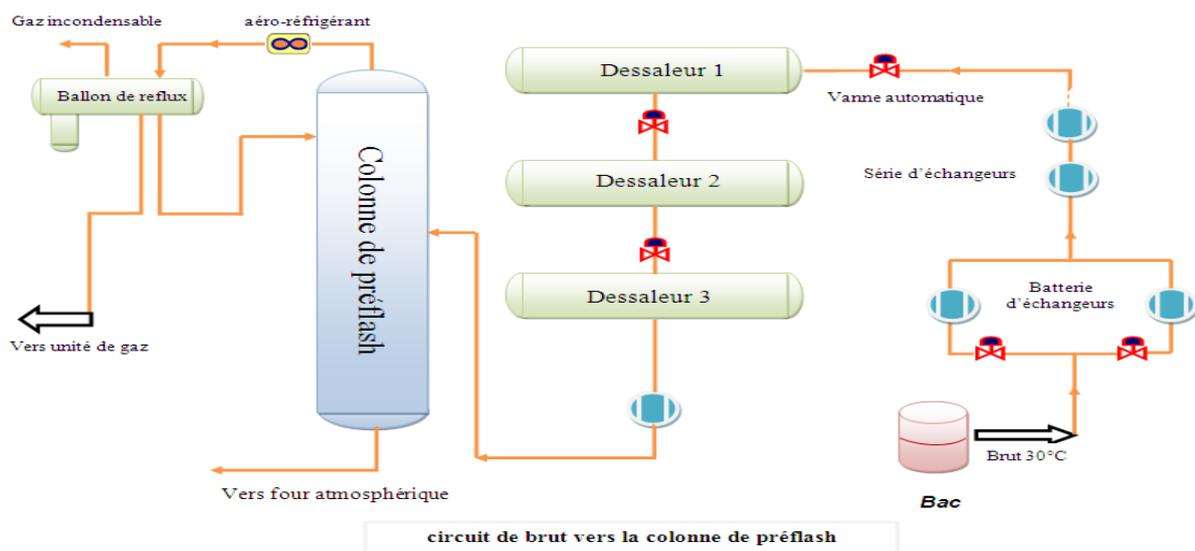


Figure III.1: schéma indique la circuit de brut avant le four (colonne préflash)

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

III.2.3. 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.

III.2.4. 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 condense 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 .

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

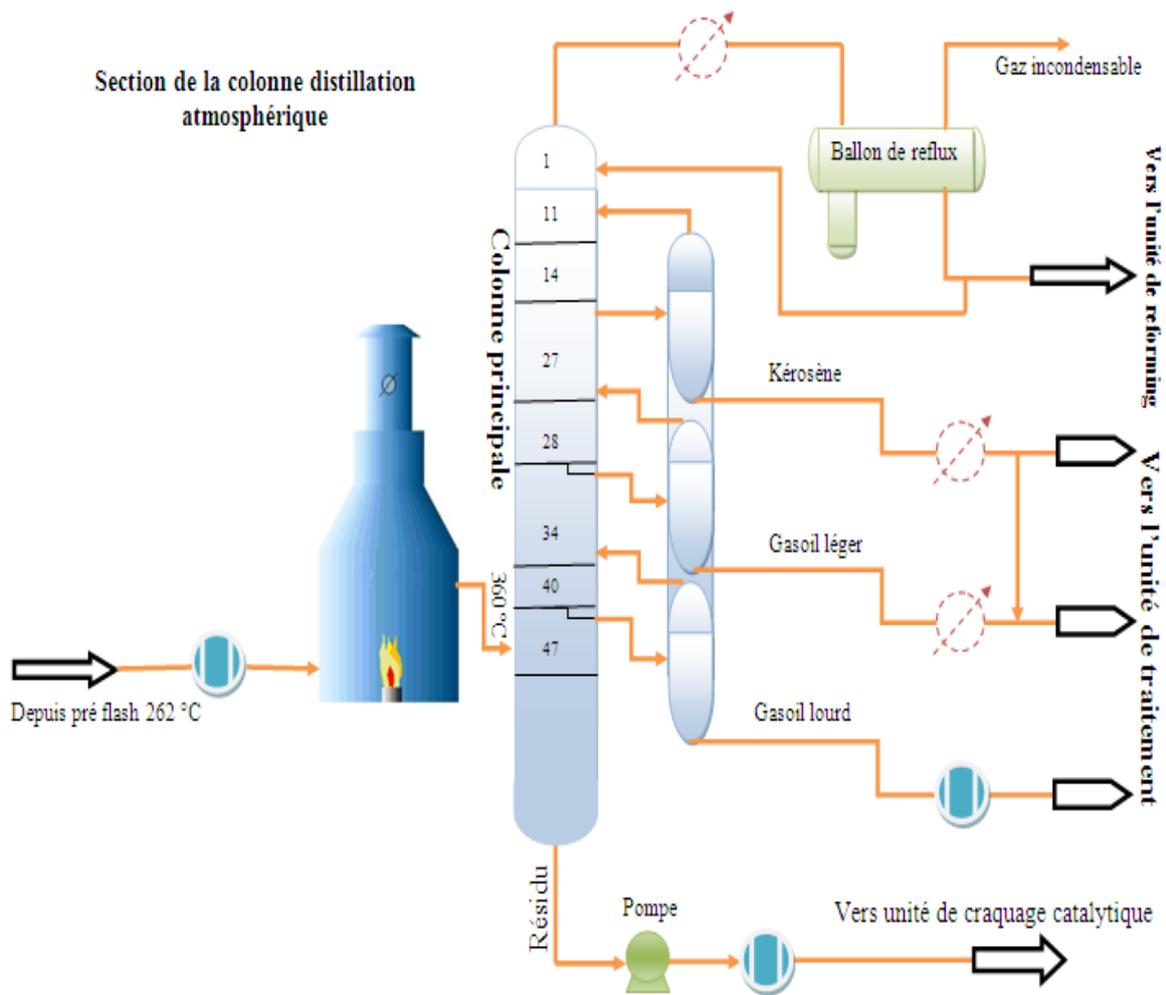


Figure III.2: section de la colonne distillation

III.3 Unité de reformage catalytique et de craquage catalytique

Le produit de l'unité de reforming est un mélange bi-phasique (liquide et gaz), la séparation de ce mélange se fait au niveau du ballon accumulateur. Le fond de ce ballon est envoyé vers la colonne stabilisatrice, les vapeurs de tête de cette colonne sont refroidies par l'aéroréfrigérant puis par un condenseur à eau.

Le mélange refroidi (GPL, eau, gaz incondensables) est recueilli dans un ballon de reflux. La partie condensée représente le GPL, qui sera aspiré par une pompe et refoulé vers la section de traitement. Une partie sera renvoyée vers la tête de la colonne stabilisatrice comme reflux.

Le produit du réacteur de craquage catalytique est séparé dans une colonne de fractionnement, les gaz de tête de cette colonne sont récupérés dans un ballon accumulateur,

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

les gaz incondensables de ce dernier sont aspirés par un compresseur à deux étages pour compression puis refoulés par celui-ci pour être refroidis, ensuite recueillis dans un autre ballon accumulateur.

La partie accumulée du ballon constitue la charge de la colonne stabilisatrice, dans cette colonne ; le fond représente l'essence stabilisée, et les gaz de tête représente le GPL, qui sera recueilli dans un ballon de reflux, puis il sera acheminé vers la section de traitement.

Le GPL de trois unités de production est recueilli dans un ballon accumulateur afin d'être envoyé vers la section de traitement.

III.3.1 Unité de désulfuration :

Cette unité a pour but d'éliminer les composés sulfurés contenus dans le GPL. Le procédé de désulfuration du GPL est divisé en deux parties, la première sert à éliminer l'hydrogène sulfuré (H_2S) contenu dans le gaz par l'utilisation de la solution de MDEA (30%) comme solvant. La deuxième partie sert à éliminer les mercaptans (RSH) par l'utilisation de soude (10%).

➤ Élimination de H_2S :

Le GPL contenant du H_2S est refroidi à $40^\circ C$, puis envoyé vers le ballon séparateur gaz-liquide D-203 601 afin d'éliminer l'eau et les impuretés entraînés avec le gaz à traiter.

Ensuite le GPL est aspiré par la pompe d'alimentation P-203 601 et refoulé vers la colonne d'absorption C-203 601.

La colonne d'absorption est une colonne à garnissage à trois étages (tronçons). Le GPL entre dans la partie inférieure de la colonne d'absorption, à contre courant en contact avec la solution d'amine (MDEA) à une température d'environ $45^\circ C$, qui a introduit du haut de la colonne. L'hydrogène sulfuré est absorbé par le solvant et le GPL sera raffiné (désulfuré).

Le gaz traité sort du haut de la colonne et entre dans le séparateur D-203 602 où se fait la récupération de la

solution MDEA entraînée avec le gaz pauvre. Après séparation, le GPL est envoyé vers la colonne d'absorption C-203 701.

Régénération du solvant : la solution amine (MDEA riche en H_2S) sort du bas de la colonne d'absorption et passe par le filtre SR-203 601, puis elle transfère la chaleur avec la solution du solvant recyclée (pauvre en H_2S) au niveau des échangeurs E-203 602 (1~4) afin de la

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

chauffer jusqu'à 98°C. La solution MDEA utilisée entre dans le ballon D-203 605 où se fait la séparation primaire des gaz acides (H₂S, CO₂) ; puis elle est acheminée à la colonne de régénération C-203 603 où se fait la décomposition du sel complexe (la désorption). Les gaz de tête de la colonne de régénération sont refroidis dans le condenseur à eau froide E-203 604 afin de condenser les vapeurs de solution d'amine entraînées avec le gaz acide ; puis, ils sont entrés dans le ballon accumulateur D-203 606 afin de récupérer la phase liquide et l'utiliser comme reflux de tête. La partie gazeuse du ballon qui représente les gaz acides, est envoyée vers la section de récupération du soufre.

Le fond de la colonne C-203 603 représente la solution amine régénérée, quitte la colonne avec une température de 125°C, puis, elle est refroidie à environ 40°C dans les échangeurs E-203 602 (1~ 4) avec la solution d'amine riche en H₂S, ensuite elle est envoyée à la partie supérieure de la colonne d'absorption pour faire le recyclage du solvant. Le rebouillage du fond de la colonne se fait à l'aide de vapeur saturée désurchauffée (0.3 Mpa, 143°C) au niveau de l'échangeur E-203 605.

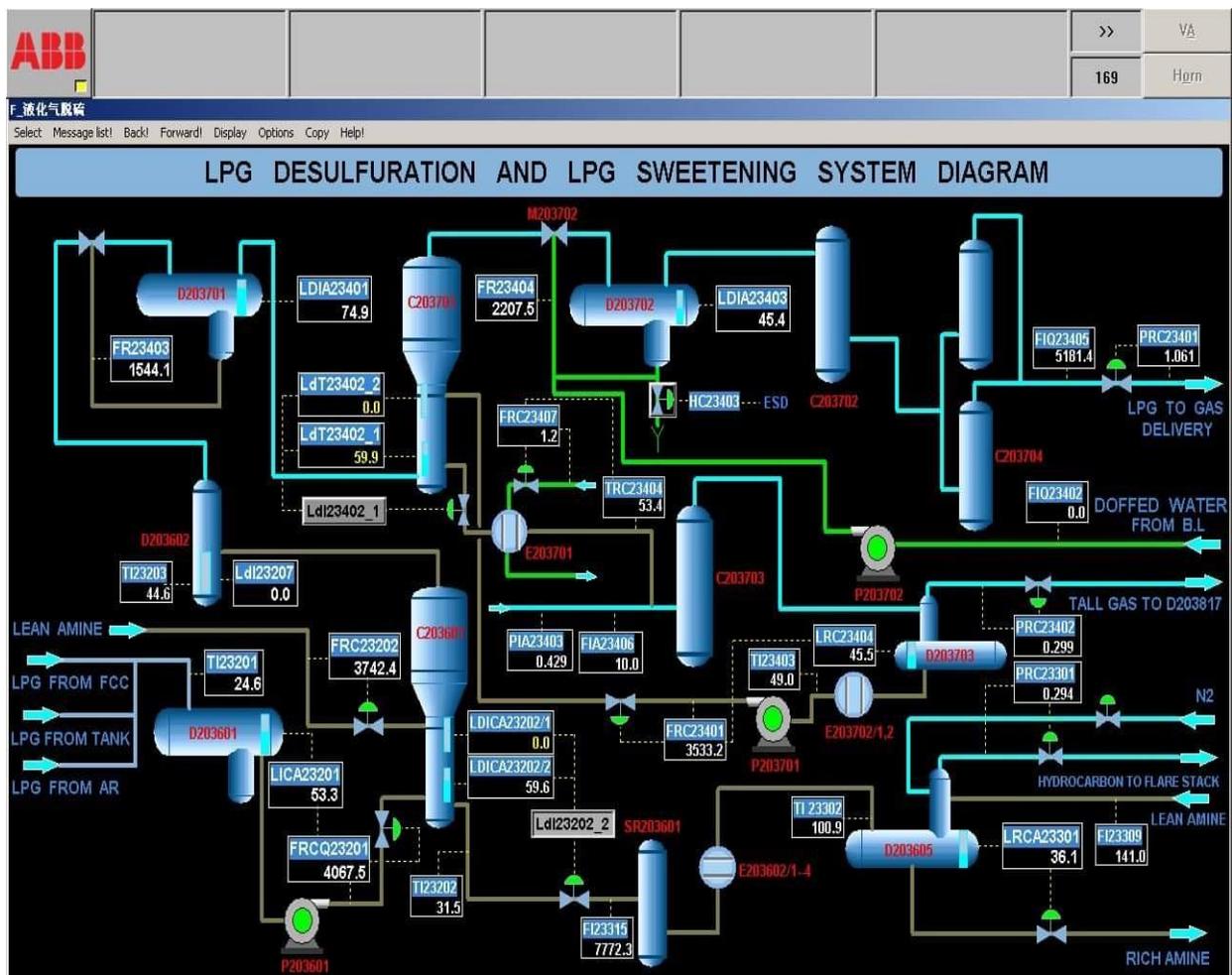


Figure. III.3 : Schéma du procédé d'élimination de H₂S

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

➤ Elimination des mercaptans :

Le GPL provient de la première colonne de désulfuration (élimination d'H₂S), est mélangé avec la solution de soude (10%) dans le mélangeur M-203 701, puis entre dans le ballon de pré-lavage D-203 701 afin de séparer la solution alcaline (soude) et la recycler.

Le GPL est envoyé vers la colonne de désulfuration C-203 701 ou se fait l'extraction des mercaptans en présence du catalyseur (solution de soude dissoute avec le cobalt sulfophtalocyanine).

Le GPL désulfuré quitte la colonne en haut et subit à un douche d'eau au niveau du mélangeur M-203 702 afin d'être lavé par l'eau dessalée; puis, il est envoyé vers le ballon D-203 702 ou se fait la séparation de l'eau de lavage.

Le fond de la colonne C-203 701 (solution de soude riche en mercaptans) est chauffé à 60°C dans l'échangeur E-203 701 par l'eau chaude, puis envoyé vers la colonne d'oxydation C-203 703 ou se fait la régénération de solution de soude par l'air comprimé non purifié. La solution du catalyseur régénérée est envoyée vers le ballon D-203 703 pour éliminer le disulfure, puis elle est refroidie dans le refroidisseur à eau E-203 702 et retournée (recyclée) à la colonne C-203 701. [7]

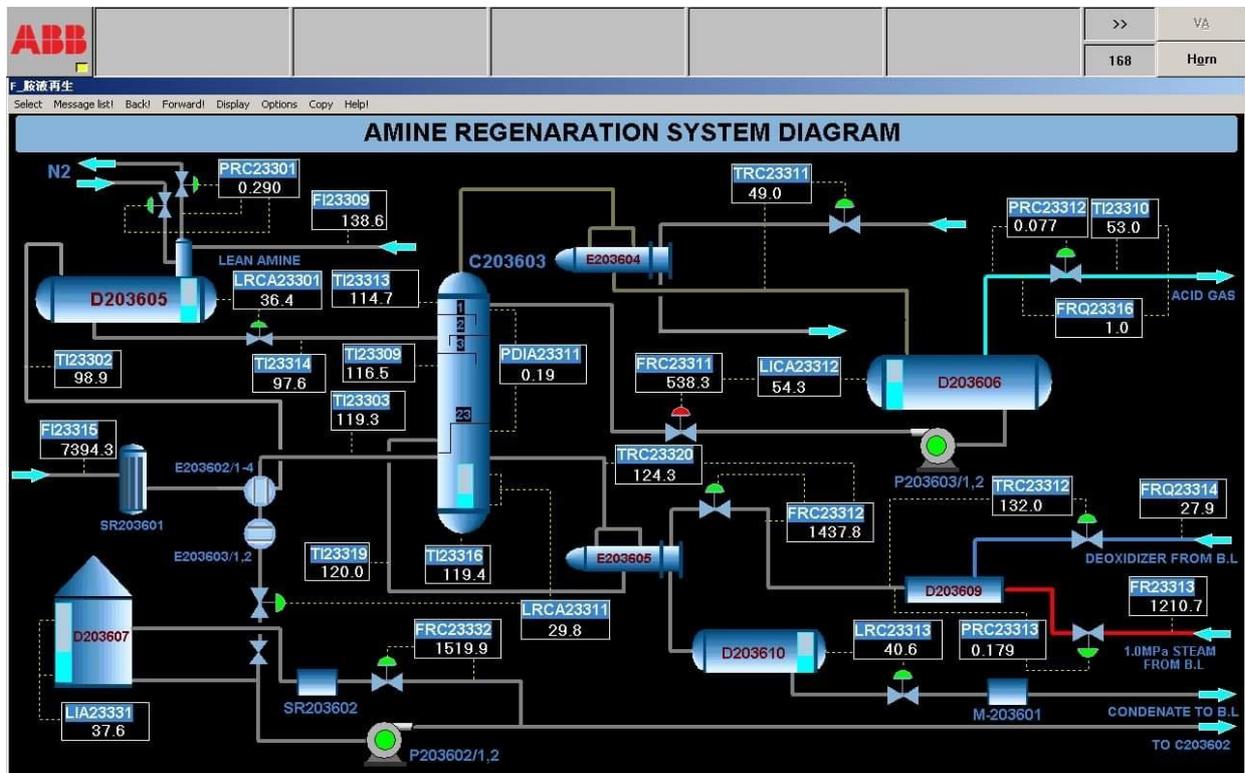


Figure III.4 : Schéma du procédé d'élimination de RSH

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

III. 4 Stabilisation :

La stabilisation de la charge de l'unité gaz plant (vapeurs de tête condensées du ballon de reflux de la colonne de préflash) est réalisé au niveau de la colonne stabilisatrice C- 201 201.

III. 4.1.Colonne stabilisatrice (C- 201 201) :

La charge est aspirée par la pompe P-201 201 /1.2 à partir du ballon de reflux D-201 102 de la colonne de préflash et refoulée pour chauffage a travers les échangeurs E-201 201 (fluide chauffant : gasoil 2ème soutirage) et E-201 202 (fluide chauffant : fond de la colonne C-201 201).

L'alimentation de la colonne : C-201 201 se fait au niveau du 25e plateau à une température de 126 °C .

Les vapeurs de tête de la colonne sont condensées au niveau du condenseur E-201 203 et recueillies dans le ballon de reflux D-201 201.

Les fractions condensées (GPL) sont aspirées par la P-201 201 et sont refoulées vers la tête de la colonne comme reflux et vers le circuit de refroidissement. Les incondensables sont évacués vers le réseau fuel gaz par l'intermédiaire de la vanne automatique de dégazage.

La température et pression de tête de la colonne sont respectivement 84.2 °C et 10.3 bar tandis que la température du fond est de 215.4 °C.

Le rebouillage du fond de la C-201 201 se fait avec le 2ème reflux atmosphérique moyen (Atm 2-middle line oil).

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

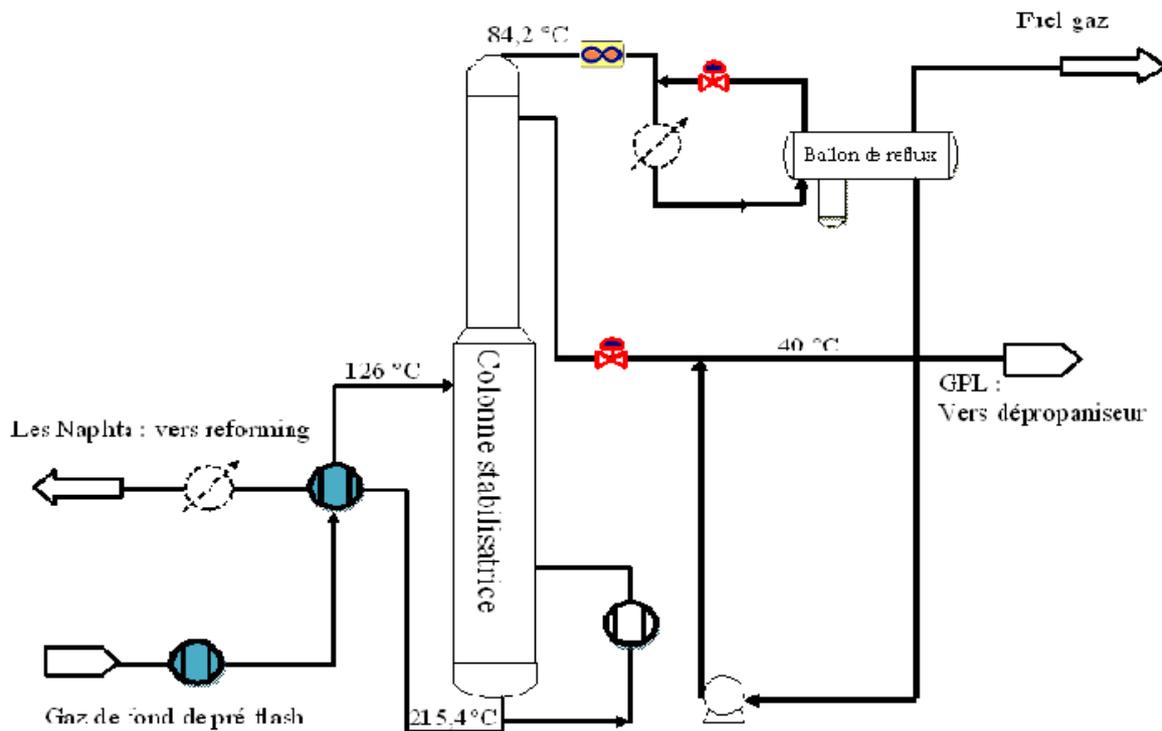


Figure III. 5 : section stabilisatrice

III. 5. Unité gaz plant (Fractional section) :

III. 5.1. 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 2e soutirage). L'alimentation de la colonne se fait au niveau du 27 plateau à une température de 61,3°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 dééthaneur. La pression et la température de tête sont respectivement: 14,79 bar et 40,7 °C.

Le rebouillage du fond de la colonne se fait avec de la vapeur à 10 bar et 250 °C au niveau du échangeur, la température du fond est de 97,3 °C

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

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

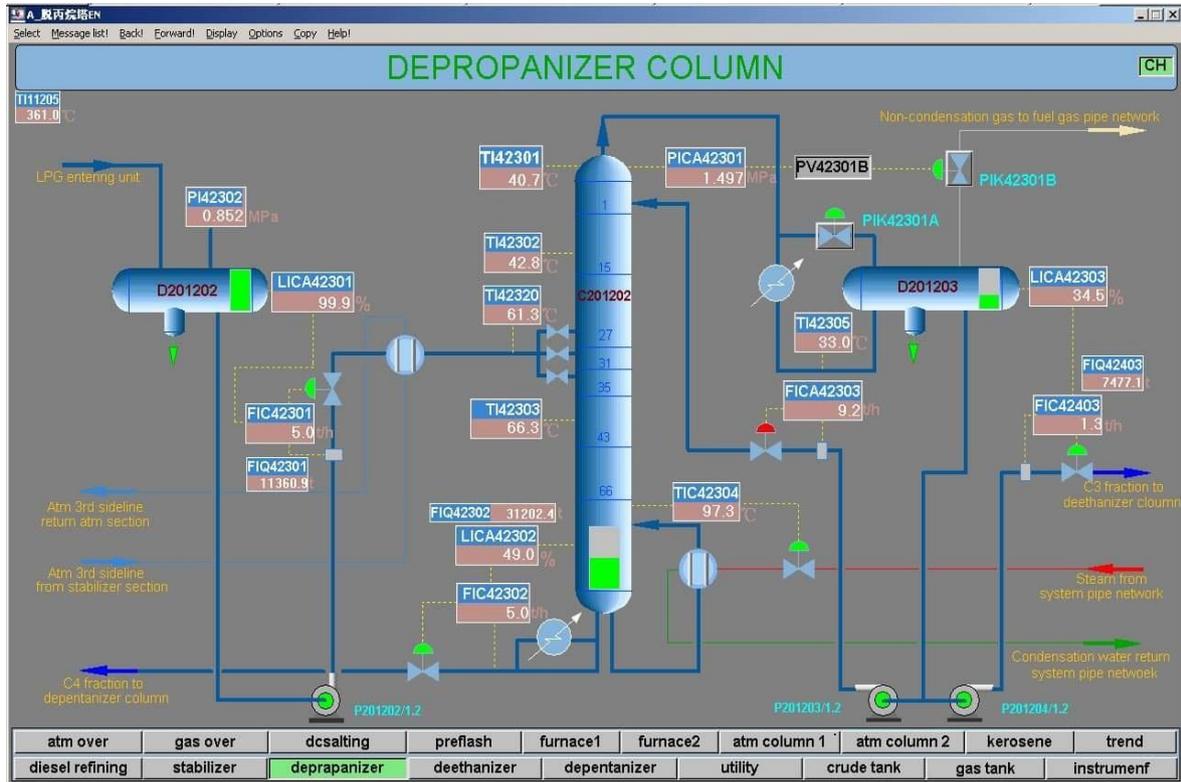


Figure.III. 6: circuit de GPL dans le colonne dépropaniseur

III. 5.2. Dé-éthaniseur

La charge du dé-éthaniseur 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 dé-éthaniseur 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.

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

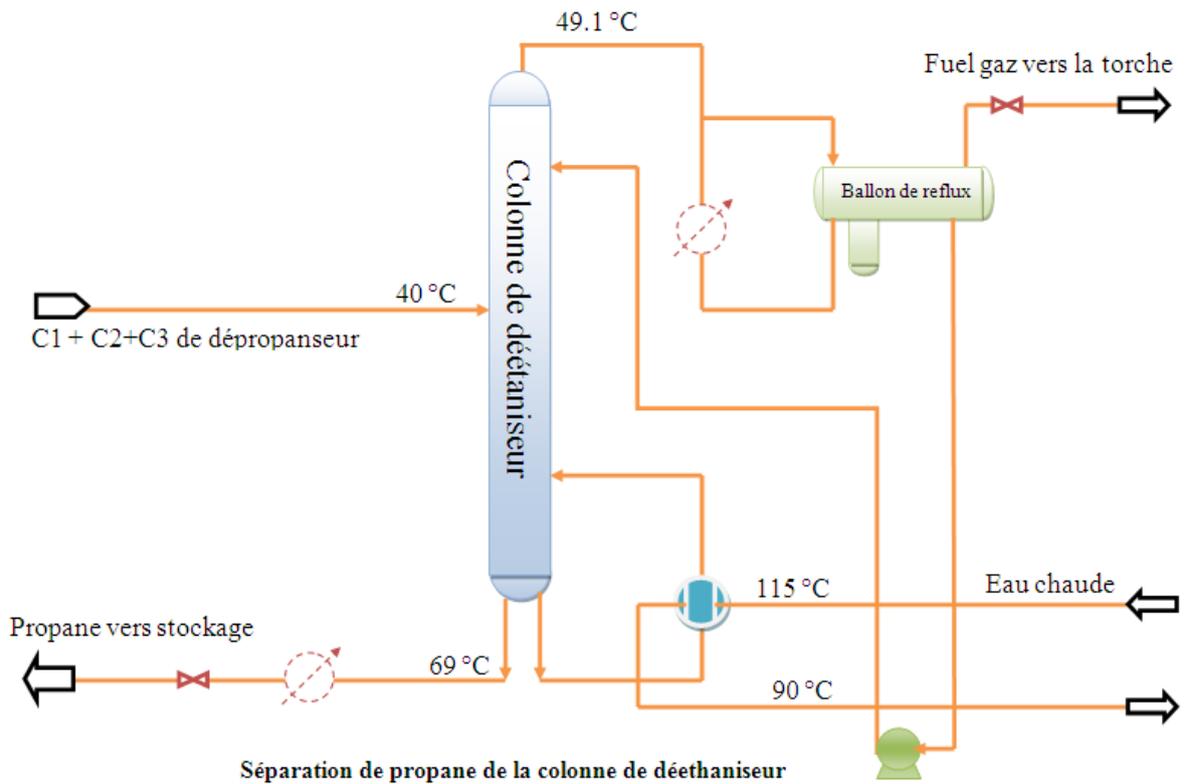


Figure III. 7: séparation le propane de la colonne de dé-éthaniseur

III. 5.3. 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 expédie vers stock comme : naphta léger qui sera un des constituants de la charge de l'unité reforming. [2]

CHAPITRE III: opération de production et de traitement GPL dans la raffinerie

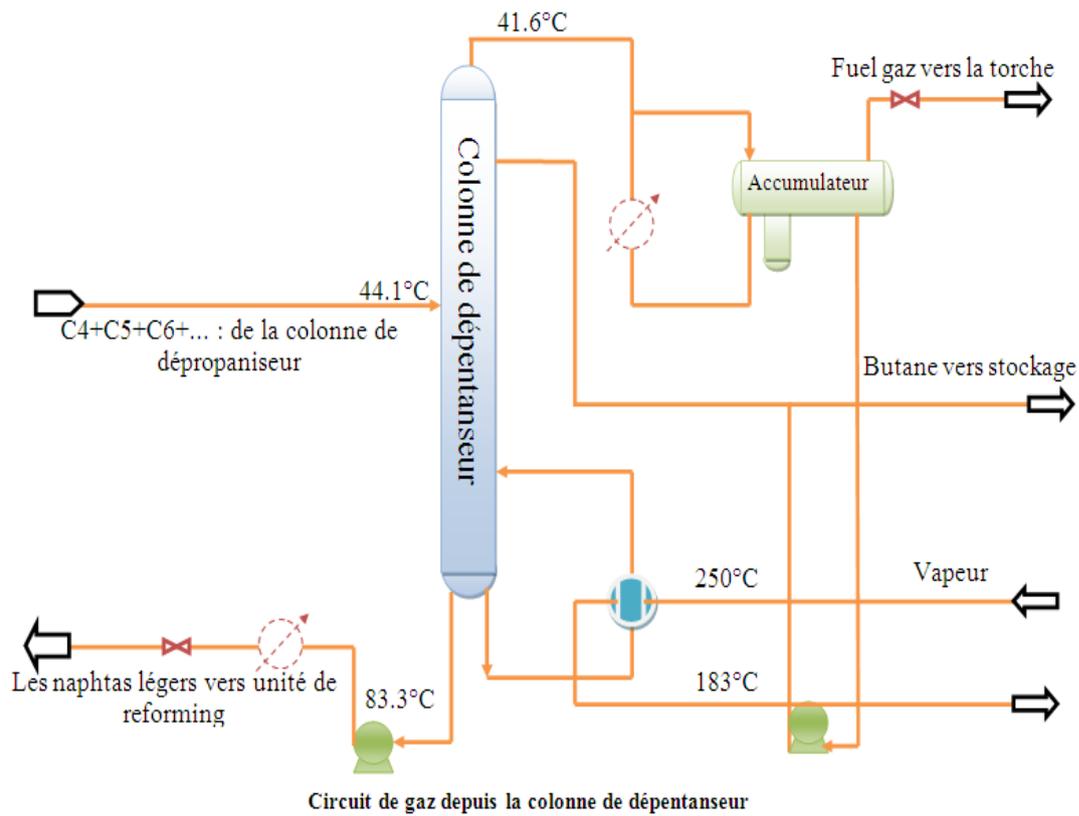


Figure III. 8: circuit de gaz depuis la colonne de dépentaniseur.

CHAPITRE IV :

Partie calcul et simulation

IV.1. Introduction

Les procédés de traitement, basés sur les transferts de matière sont très importants pour la séparation du pétrole et du gaz. Ainsi par rectification on obtient à partir du pétrole brut une gamme très variée de produits légers et de mazout. Par ce procédé également on fractionne les produits issus de diverses opérations en obtenant à partir de mélanges des gaz liquéfiés : butane, propane ...etc.

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.

IV.1.2 Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :

La colonne de rectification est un appareillage cylindrique, vertical, constitué de plateaux ou de garnissage. Pour assurer le contact intime entre les deux phases sur chaque plateau, il y a barbotage de la vapeur dans la couche liquide afin de permettre le bon transfert de matière et d'énergie entre les deux phases et atteindre l'état d'équilibre.

Sur le long de la colonne, les vapeurs s'enrichissent d'un plateau à un autre, de bas en haut en élément le plus volatil et le liquide s'enrichi en élément le moins volatil de haut en bas.

Pour avoir en tête de la colonne un Distillat **D**, de composition **YD** et en bas, un résidu R de composition **XR**.

L'alimentation est introduite dans la zone d'alimentation dite zone de flash, à l'état vapeur, liquide ou biphasique (selon la température de la charge).

La partie située au dessus de la zone de flash est appelée zone de rectification, caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur sortante de la tête de colonne. Une partie de ce mélange est envoyée en tant que reflux froid vers la partie supérieure de la colonne pour garder le gradient de la température et corriger la composition des produits de tête.

L'autre partie est extraite comme distillat à l'état liquide (lorsqu'il s'agit d'une condensation totale).

La partie située au dessous de la zone de flash est appelée zone d'épuisement, caractérisée elle aussi par la présence d'un rebouilleur, qui sert à apporter une certaine quantité de chaleur au



CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

liquide soutiré du dernier plateau afin de récupérer les constituants légers entraînés par les lourds.

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.

IV.2. Calcul de la colonne de fractionnement de GPL (dépropaniseur)

IV.2.1 : Données de départ :

-Débit l'alimentation de la charge de GPL est : $L = 91 \text{ T/ J}$

-Composition de l'alimentation (%mol) {Tableau IV.1}

Tableau IV.1 : Composition molaire de l'alimentation.

Constituant	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	iC ₄ H ₁₀	nC ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂
Fraction molaire	1.03	39.15	35.04	24.73	0.05

-Teneurs admises :

$$X'_{Rc3}=0,004 ; Y'_{Dic4}=0,0002$$

Tableau IV.2: Les quantités massiques et molaires des constituants

Constituant	M _i	X' _{Li}	M _i X' _{Li}	X _{Li}	Quantité	
					Massique Kg/ h	Molaire K mole / h

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

C₂H₆	30	0.0103	0.309	0.005915	22.42767	0.0705
C₃H₈	44	0.3915	17.226	0.3297	1250.1103	30.1650
iC₄H₁₀	58	0.3504	20.3232	0.3890	1474.9557	26.9983
nC₄H₁₀	58	0.2473	14.3434	0.2745	1040.8106	19.0544
C₅H₁₂	72	0.0005	0.036	0.00068	2.57832	0.0385
Total		1	52.2376	0.999	3791.66	77.05

IV.2.2. La masse moléculaire moyenne de d'alimentation :

$$M_m = \sum X'_i M_i = 52.24 \text{ g/mole.}$$

➤ Débit massique:

$$G = 91 \times 1000 / 24 = 3791.66 \text{ Kg/h (de l'alimentation)}$$

$$G_i = G \cdot X'_i \text{ (Débit massique d'un constituant).}$$

➤ Débit molaire:

$$G' = G / M_m = 3791.66 / 49.21 = 77.05 \text{ K mole/h (de l'alimentation)}$$

$$G'_i = G / M_i \text{ (d'un constituant)}$$

➤ Concentration massique :

$$X_{Li} = G_i / \sum G_i$$

IV.2.3. Détermination des Débit et composition de distillat D et le résidu R

-Constituant clé volatil C₃H₈ (C₃)

-Constituant clé lourd C₄H₁₀ (iC₄)

D'après les données de départ le débit de la charge est égal à 3791.66 Kg/h à savoir
77.05 kmole/h

- Etant donnée les concentration admise de butane dans le distillat $Y_{D \text{ iC}_4} = 0.0002$ et propane dans le résidu $X_{R \text{ C}_3} = 0.004$

Bilan de matière global :

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

$$L = D + R$$

Bilans de matière partielle :

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

L'application de cette équation pour chaque constituant (i) la de charge donne :

$$\mathbf{C2:} L'X'_{L2} = D'Y'_{D2} + R'X'_{R2} \dots \dots \dots (1)$$

$$\mathbf{C3:} L'X'_{L3} = D'Y'_{D3} + R'X'_{R3} \dots \dots \dots (2)$$

$$\mathbf{iC4:} L'X'_{Li4} = D'Y'_{Di4} + R'X'_{Ri4} \dots \dots \dots (3)$$

$$\mathbf{nC4:} L'X'_{Ln4} = D'Y'_{Dn4} + R'X'_{Rn4} \dots \dots \dots (4)$$

$$\mathbf{C5:} L'X'_{L5} = D'Y'_{D5} + R'X'_{R5} \dots \dots \dots (5)$$

On a :

$$X'_{R2} = 0 \text{ Et } Y'_{Dn4} = 0 . Y'_{D5} = 0$$

Donc :

$$\mathbf{C2:} L'X'_{L2} = D'Y'_{D2} \dots \dots \dots (1)$$

$$\mathbf{C3:} L'X'_{L3} = D'Y'_{D3} + R'X'_{R3} \dots \dots \dots (2)$$

$$\mathbf{iC4:} L'X'_{Li4} = D'Y'_{Di4} + R'X'_{Ri4} \dots \dots \dots (3)$$

$$\mathbf{nC4:} L'X'_{Ln4} = R'X'_{Rn4} \dots \dots \dots (4)$$

$$\mathbf{C5:} L'X'_{L5} = R'X'_{R5} \dots \dots \dots (5)$$

On a : $L = D + R \Leftrightarrow D = L - R$

Donc :

$$77.05 \times 0.0103 = D'Y'_{D2} \dots \dots \dots (1)$$

$$77.05 \times 0.3915 = D'Y'_{D3} + (77.05 - D') \cdot 0.004 \dots \dots \dots (2)$$

$$77.05 \times 0.3504 = D' \cdot 0.0002 + (77.05 - D') \cdot X'_{Ri4} \dots \dots \dots (3)$$

$$77.05 \times 0.2473 = (77.05 - D') \cdot X'_{Rn4} \dots \dots \dots (4)$$

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

$$77.05 \times 0.0005 = (77.05 - D') \cdot X_{R5} \dots \dots \dots (5)$$

$$(3) + (4) + (5) \Leftrightarrow 46.091 = D' \cdot 0.0002 + (77.05 - D') \cdot (X_{Ri4} + X_{Rn4} + X_{R5})$$

Et on a :

$$\sum X_{Ri} = 1$$

Et $X_{R2} = 0$, $X_{R3} = 0.004$

Donc :

$$X_{R2} + X_{R3} + X_{Ri4} + X_{Rn4} + X_{R5} = 1$$

$$\Leftrightarrow X_{Ri4} + X_{Rn4} + X_{R5} = 1 - 0.004$$

$$\Leftrightarrow X_{Ri4} + X_{Rn4} + X_{R5} = 0.996$$

Donc :

$$46.091 = D' \cdot 0.0002 + (77.05 - D') \cdot (0.996)$$

$$D' = \frac{46.091 - 77.05}{0.0002 - 0.996} = 31.0895$$

$D' = 31.09 \text{ Kmol/h}$

On a : $L = D + R$ $R = L - D = 77.05 - 31.09 = 45.96 \text{ Kmol/h}$

Détermination de X_{Ri} et Y_{Di}

(1) $L' X_{L2} = D' Y_{D2}$

$$\Rightarrow Y_{D2} = \frac{L' X_{L2}}{D'} = \frac{77.05}{31.09} \times 0.0103 = 0.255$$

(2) $L' X_{L3} = D' Y_{D3} + R' X_{R3}$

$$\Rightarrow Y_{D3} = (L'/D') X_{L3} - (R'/D') X_{R3} = 0.9643$$

(3) $L' X_{L4} = D' Y_{D4} + R' X_{R4}$

$$\Rightarrow X_{R4} = (L'/R') X_{L4} - (D'/R') Y_{D4} = 0.5872$$

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

$$(4) LX'_{Ln4} = RX'_{Rn4}$$

$$\Rightarrow X'_{Rn4} = \frac{L X'_{Ln4}}{R} = 0.4145$$

$$(5) L'X'_{L5} = R' X'_{R5}$$

$$X'_{R5} = \frac{L' X'_{L5}}{R'} = 0.0008$$

Tableau IV. 3 : Débit et la composition du distillat et résidu

Constituant	Distillat		Résidu	
	Y ^{'Di}	D . Y ^{'Di}	X ^{Ri}	R . X ^{Ri}
C₂	0,0255	0.7927	0	0
C₃	0.9643	29.9800	0.004	0.1838
iC₄	0.0002	0.0062	0.5872	26.9877
nC₄	0	0	0.4145	19.0504
C₅	0	0	0.0008	0.03676
Total	0.99	30.7789	1.0065	46.2586

IV .2.4 La température et la pression dans le dépropaniseur dans :

a- le ballon de reflux

la pression dans le ballon de reflux sera **P = 14.79bar** ainsi la température nécessaire dans ce ballon est calculée à une pression fixe par la formule d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i X'^{Di} = 1$$

la température dans le ballon de reflux : **T_{ballon} = 40.7°C**

Les coefficients d'équilibre sont déterminés à partir du diagramme (Sheibel & Jenny) (Figure III-1.8, Annexe 02).

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

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

Constituant	X'di	Ki à 14.79 bar et 40.7C	X'di . Ki
C2	0,0255	2.7	0.06885
C3	0.9643	0.94	0.90644
iC4	0.0002	0.45	0.00009
nC4	0	0.34	0
C5	0	0.15	0
Total	0.99	/	0.97538

b - le sommet de la colonne

En tenant compte des pertes de charge de la colonne jusqu'a ballon de reflux, on admet que la pression au sommet de la colonne supérieur de 0,3 que Pb c'est-à-dire :

$$4549PS = Pb + \Delta P1$$

$$\Delta P \text{ (bar)} : 0.2 - 0.4$$

$$\Delta P1 = 0.3$$

Donc:

$$Ps = Pb + 0.3 = 14.79 + 0.3 = 15.27$$

Ps : La pression au sommet de la colonne

Pb : La pression du ballon de reflux

$$Ps = 15.27$$

La température au sommet de la colonne est de : **Ts= 42.8C**

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

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

Constituant	Y'di	Ki à 15.27 bar et 42.8C	Y'di /Ki
C2	0,0255	2.6	0.0098
C3	0.9643	0.99	0.9931
iC4	0.0002	0.49	0.0004
nC4	0	0.35	0
C5	0	0.12	0
Total	0.99	/	1.0033

c - fond de la colonne

la pression au fond de la colonne :

$$P_f = P_s + \Delta P_2$$

$$\Delta P_2 \text{ (bar) : (0.3 - 0.5)}$$

$$\text{Donc : } \Delta P_2 = 0.4$$

$$P_f = P_s + 0.4 = 15.27 + 0.4 = 15.67 \text{ bar}$$

La température au fond de la colonne est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase liquide $\sum X'_i R_i$. $K_i = 1$ et à l'aide du diagramme (Sheibel & Jenny), On trouve : **Tf = 97.3°C**

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

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

Constituant	X'ri	Ki à 15.67 bar et 97.3°C	X'ri . Ki
C2	0	5	0
C3	0.004	2	0.008
iC4	0.5872	1.1	0.6459
nC4	0.4145	0.85	0.3523
C5	0.0008	0.5	0.0004
Total	1.0065	/	1.0066

d - la zone d'alimentation

Pour déterminer la pression d'alimentation PL on utilise l'équation suivante :

$$P = 0.5(P_f + P_s) = 0.5(15.67 + 15.27) = \mathbf{15.47 \text{ bar}}$$

La température dans la zone d'alimentation est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase liquide $\sum X_{ri} \cdot K_i = 1$ et à l'aide du diagramme (Sheibel & Jenny)

$$T_a = \mathbf{61.3^\circ\text{C}}$$

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

Constituant	X'Li	Ki à 15.47 bar et 61.3°C	X'Li . Ki
C2	0.0103	3.65	0.0375

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

C3	0.3915	1.4	0.5481
iC4	0.3504	0.7	0.2453
nC4	0.2473	0.8	0.1978
C5	0.0005	2	0.001
Total	1	/	1.0297

IV .2.5 Calcul de la volatilité relative des constituants aux différences niveaux de la colonne:

Cette relation 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**.

$$\alpha_i = K_i / K_r$$

K_i : coefficient d'équilibre du constituant **i**

K_r : coefficient d'équilibre du constituant de référence,

On admet comme constituant de référence, l'élément lourd **iC4H10**

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

Les zones	Alimentation	Rectification	Epuisement
Kr	0.7	1.1	0.49

les valeurs moyennes des volatilités relatives des les zones rectification et d'épuisement sont déterminées par les formules suivantes :

1-Pour la zone de rectification : $\alpha_{Dim} = 0.5 (\alpha_{Li} + \alpha_{Di})$

2-Pour la zone d'épuisement : $\alpha_{Rim} = 0.5 (\alpha_{Li} + \alpha_{Ri})$

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

Tableau IV.9: la volatilité relative des constituants aux différences niveaux de la colonne:

Constituant	Zone d'alimentation		Zone de rectification			Zone d'épuisement		
	Ki	α Li	Ki	α Di	α Rim	Ki	α Ri	α Eim
C2	3.65	5.21	5	4.54	4.87	2.6	5.30	5.25
C3	1.4	2	2	1.81	1.90	0.99	2.02	2.01
iC4	0.7	1	1.1	1	1	0.49	1	1
nC4	0.8	1.14	0.85	0.77	1.91	0.35	0.71	0.92
C5	2	2.85	0.5	0.45	3.3	0.12	0.24	1.54

IV .2.6 Taux de vaporisation \bar{e}

Le taux de vaporisation de l'alimentation e^0 et les compositions des phases liquides et vapeurs en équilibre à l'entrer de la colonne sont calculé à l'aide des équations suivantes :

$$\Sigma X'_{0i} = \Sigma \left[\frac{X'_{Li}}{1 + \bar{e} (K_i - 1)} \right] = 1$$

$$Y'_{0i} = X'_{0i} \cdot K_i$$

Y'0i : concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur.

X'0i : concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide.

X'Li : concentration molaire du constituant (i) dans la charge GPL

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

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

Constituant	X'Li	Ki à 15.47 bar et 61.3°C	1+ē (Ki-1)	X'oi	Y'oi
C2	0.0103	3.65	1.927	0.0053	0.0193
C3	0.3915	1.4	1.14	0.3434	0.4807
iC4	0.3504	0.7	0.895	0.3915	0.2740
nC4	0.2473	0.8	0.93	0.2659	0.2127
C5	0.0005	2	1.35	0.0003	0.0006
Total	1	/	6.242	1.0064	0.9873

IV .2.7 Taux de reflux minimal

Se fait par la formule de ENDERWOOD

$$Rf \text{ min} = \Phi \sum \frac{Y'Di}{(\alpha_{Li} - \Phi)} \dots \dots \dots (1)$$

ou par : $Rf \text{ min} + 1 = \sum (\alpha_{Li} \cdot X'Di) / (\alpha_{Li} - \Phi) \dots \dots \dots (2)$

Φ : paramètre conventionnel déterminé par approximation successive, d'une manière générale la valeur de Φ se trouve dans l'intervalle ($\alpha_{Li4} \leq \Phi \leq \alpha_{Li3}$)

Etant respectivement les volatilités des clé- volatile et clé- lourd

$$\alpha_{Li} (\text{clé lourd}) \leq \Phi \leq \alpha_{Li} (\text{clé léger})$$

$$\alpha_{Li4} \leq \Phi \leq \alpha_{Li3}$$

$$\alpha_{LiC4} \leq \Phi \leq \alpha_{LC3}$$

$$1 \leq \Phi \leq 2$$

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

Tableau IV.11: approximation déterminée Φ Paramètre conventionnel.

Constituant	X'_{Li}	α_{Li}	$X'_{Li} \cdot \alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} - \Phi$	$(\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}) / (\alpha_{Li} - \Phi)$
C2	0.0103	5.21	0.0536	3.672	0.0146
C3	0.3915	2	0.783	0.462	1.6948
iC4	0.3504	1	0.3504	-0.538	-0.6513
nC4	0.2473	1.14	0.2819	-0.398	-0.7083
C5	0.0005	2.85	0.0014	1.312	0.0010
Total	1	5.21	1.4703	4.51	0.3508

Donc la valeur de Φ qui vérifie l'équation

$$\bar{e} = \sum \frac{X'_{Li} \cdot \alpha_{Li}}{\alpha_{Li} - \Phi}$$

Les résultats des calculs montre que $\bar{e} = 0.3508$

On a : $1 \leq \Phi \leq 2$

$$1 \leq 1.538 \leq 2$$

Donc la valeur $\Phi = 1.538$

Donc :

$$(Rf)_{\min} = \Phi \sum \frac{Y'_{Di}}{(\alpha_{Li} - \Phi)} \dots \dots \dots (1)$$

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

Tableau IV.12: La valeur du taux de reflux minimale.

Constituant	Y'Di	$\alpha_{Li} - \Phi$	$\frac{Y'Di}{(\alpha_{Li} - \Phi)}$
C2	0,0255	3.672	0.0069
C3	0.9643	0.462	2.0872
iC4	0.0002	-0.538	0.0003
nC4	0	-0.398	0
C5	0	1.312	0
Total	0.99	4.51	2.0944

Donc :

$$(Rf) \text{ min} = 3.2202$$

IV .2.8 Le taux de reflux optimal (Rf) opt :

$$(Rf) \text{ opt} = 1.3 (Rf \text{ min}) + 0.3$$

$$(Rf) \text{ opt} = 1.3 (3.2202) + 0.3$$

$$(Rf) \text{ opt} = 4.48626$$

IV .2.9 Le taux de rebouillage minimal :

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

$$-(Rb) \text{ min} = \sum \frac{X'_{Ri} \alpha_{Li}}{\alpha_{Li} - \Phi}$$

Tableau IV.13: calcul de taux de rebouillage minimal.

Constituant	X'Ri	α_{Li}	$\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}$	$\alpha_{Li} - \Phi$	$\frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \Phi}$
C2	0	5.21	0	3.672	0
C3	0.004	2	0.008	0.462	0.0173
iC4	0.5872	1	0.5872	-0.538	-1.0914
nC4	0.4145	1.14	0.4725	-0.398	-1.1871
C5	0.0008	2.85	0.0022	1.312	0.0016
Total	1.0065	5.21	5.243	4.51	-2.2596

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

$$(Rb)_{\min} = 2.2596$$

IV .2.10. Taux de rebouillage optimal (Rb)opt:

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

$$(Rb)_{\text{opt}} = \left[\frac{D}{R} \cdot (Rf)_{\text{opt}} + (1 - \bar{e}) \cdot \frac{L}{R} \right] - 1$$

$$(Rb)_{\text{opt}} = \left[\frac{31.09}{45.96} \cdot 4.48626 + (1 - 0.35) \cdot \frac{77.05}{45.96} \right] - 1$$

$$(Rb)_{\text{opt}} = 3.1242$$

IV .2.11. Calcul du nombre de plateaux dans la zone de rectification

IV .2.11.1. Nombre de plateaux dans la zone de rectification

La formule de FENSKE est appliquée aux deux éléments clés (C 3 et iC4) .

$$NR_{\min} = \left(\log \frac{Y'_{DC3} \cdot X'_{LiC4}}{Y'_{DiC4} \cdot X'_{LC3}} \right) \div \left(\log \frac{\alpha_{RmC3}}{\alpha_{RmiC4}} \right)$$

$$NR_{\min} = \left(\log \frac{0.9643 \cdot 0.3504}{0.0002 \cdot 0.3915} \right) \div \left(\log \frac{1.90}{1} \right)$$

$$NR_{\min} = 13.0402$$

On calcule le rapport suivant :

$$\frac{Rf_{\text{opt}} - Rf_{\min}}{Rf_{\text{opt}} + 1} = \frac{4.48626 - 3.2202}{4.48626 + 1} = 0.2307$$

D'après le monogramme de GILILLAND on tire pour la valeur 0.23 , le rapport suivant égale à 0,43 (voir annexe N°01)

$$\frac{NR - NR_{\min}}{NR + 1} = 0.43$$

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

$$NR = \frac{NR \text{ min} + 0.43}{1 - 0.43}$$

$$NR = \frac{13 + 0.43}{1 - 0.43} = 23.56$$

$$NR = 24$$

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

$$NR \text{ réel} = \frac{NR}{E} - 1 = \frac{24}{0.6} - 1 = 39$$

$$NR \text{ réel} = 39$$

IV .2.11.2. Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement

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

$$NE \text{ min} = \log \left(\frac{X'LC3 \cdot X' RiC4}{X'Li4 \cdot X'R3} \right) \div \log \left(\frac{\alpha EmC 3}{\alpha EmiC4} \right)$$

$$NE \text{ min} = \log \left(\frac{0.3915 \cdot 0.5872}{0.3504 \cdot 0.004} \right) \div \log \left(\frac{2.01}{1} \right) = 7.3051$$

$$NE \text{ min} = 8$$

$$\frac{NE - NE \text{ min}}{NE + 1} = 0.43$$

$$NE = \frac{NE \text{ min} + 0.43}{1 - 0.43}$$

$$NE = \frac{8 + 0.43}{1 - 0.43} = 14.789$$

$$NE = 15$$

$$NE \text{ réel} = \frac{NE}{E} - 1 = \frac{15}{0.6} - 1 = 22.33$$

$$NE \text{ réel} = 23$$

IV .2.11.3. Nombre de plateaux total de la colonne

$$NT = NR \text{ réel} + NE \text{ réel}$$

$$NT = 39 + 23 = 62$$

$$NT = 62 \text{ plateaux}$$

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

D'après le design : Nréel= 66 plateaux .

IV.3. Partie simulation

IV.3.1. Introduction:

La conception d'une unité de production chimique est une opération complexe qui demande des moyens financiers et humains très importants. Dans le contexte actuel, un procédé industriel doit répondre à trois critères : l'économie, la sécurité et l'environnement. Ainsi, lorsqu'un nouveau procédé est développé, le rôle de l'ingénieur consiste à trouver le système le plus adapté non seulement en termes d'efficacité et de sécurité, mais aussi de coût et de rentabilité pour fabriquer le produit. A ce titre, la simulation peut être d'une aide très précieuse en prenant en charge et en traitant ces problèmes. Surtout lorsque de nombreuses variables sont en jeu (diversité des composantes, complexité des interactions, non linéarité des phénomènes, etc.).

Ce chapitre a pour but la description de logiciel utilisé et faire une simulation des cas désigne et cas actuel, l'optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne deéthaniseur (température, pression, débit, produit de tête et fond) ainsi que l'analyse et discussions des résultats.

IV.3.2. Définition de la simulation :

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide des modèles mathématiques permettant de décrire son comportement. Autrement dit, la simulation permet de représenter les différents phénomènes : transfert de masse, de chaleur et de quantité de mouvement, qui se produisent dans les opérations unitaires, par l'intermédiaire des modèles utilisant des équations analytiques

Simulation du fonctionnement actuel :

Dans l'intention d'actualiser notre projet d'une part et effectuer des études avancées sur la section de fonctionnement d'autre part, et mieux encore l'étude du comportement de cette dernière, on a procédé à la simulation du fonctionnement actuel de cette section. Les paramètres actuel de fonctionnement de la section ont été collectés au niveau de la salle de contrôle dans la quelle un système numérique (DCS).

IV.3. 3. Définition de HYSYS :

Le simulateur HYSYS est un ensemble de modèles mathématiques des opérations unitaires nécessitant certains appareils spécifiques (ballons, compresseurs, colonnes de

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

distillation, échangeurs de chaleur, etc.). Ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'informations généré dans ces opérations. Donc, le logiciel HYSYS n'est rien d'autre qu'un programme informatique destiné à la simulation des procédés de l'industrie de gaz, des procédés de raffinages et de la pétrochimie. À l'aide du logiciel HYSYS, on peut calculer la capacité de production, dimensionner les appareils qui composent une unité donnée, déterminer les limites de la marche de cette unité et comprendre les phases critiques du procédé.

Les données actuelles des charges d'alimentation de la colonne sont consignées dans les tableaux suivants:

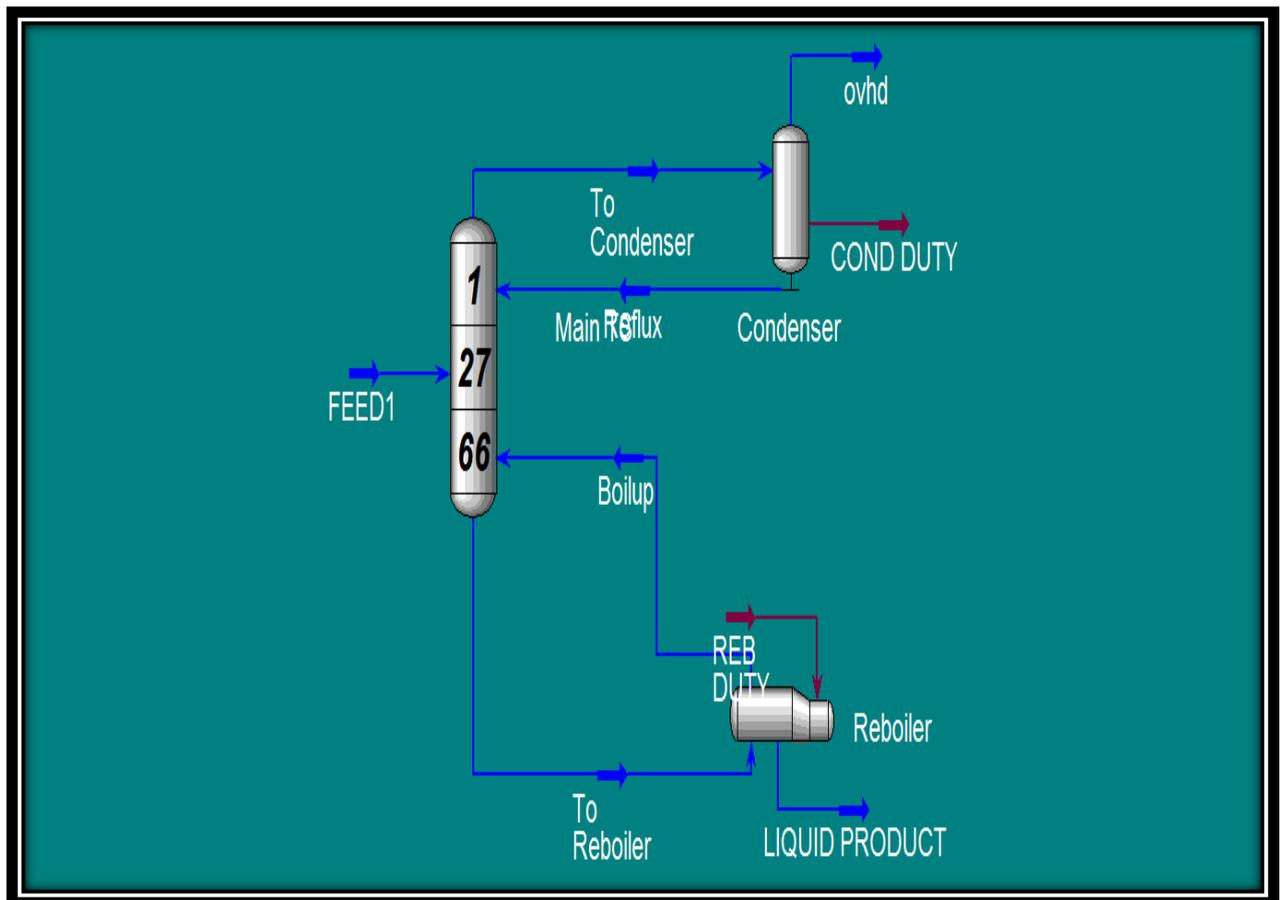


Figure. IV.1 : Schéma générale de la section de dépropaniseur donnés par le logiciel HYSYS.

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

Tableau IV.14 : Paramètres d'alimentation de la colonne selon le cas actuel.

Paramètres	Les valeurs
Nbr de plateaux	66
Plateau d'alimentation	27
Température d'alimentation [°C]	61.3
Pression d'alimentation [bar]	15.47
Température de condenseur [°C]	40.79
Température de rebouilleur [°C]	97.7
Pression de condenseur [bar]	14.79
Pression de rebouilleur [bar]	15.7
Débit d'alimentation de GPL [Kmol /h]	77.05
Débit de distillat [Kmol /h]	31.09
Débit de résidu [Kmol /h]	45.96
Taux de reflux	4.004

Tableau IV.15: La composition de l'alimentation

Constituant	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	iC ₄ H ₁₀	nC ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂
Fraction molaire	1.03	39.15	35.04	24.73	0.05

❖ La comparaison entre les paramètres de fonctionnement trouvés par la simulation du cas actuel et ceux donner par le DCS est présenté dans le tableau suivant :

CHAPITRE IV: partie calcul et simulation

Tableau IV.16: La comparaison entre les paramètres simulés du cas actuel donnés par le logiciel HYSYS et ceux donnés par le DCS

Paramètres	Actuel (DCS)	Actuel simulé
Température d'alimentation [°C]	61.3	61.1
Pression d'alimentation [bar]	15.47	15.47
Température de sommet [°C]	40.7	41
Température de condenseur [°C]	40.79	41.2
Température de rebouilleur [°C]	97.7	98.9
Pression de sommet [bar]	14.79	14.79
Pression fond [bar]	15.27	15.27
Débit de distillat [kmol /h]	31.09	31
Débit de résidu [kmol /h]	45.96	45.5.
Taux de reflux	4.004	4

IV.3. 4. Présentation et interprétation profils des différents paramètres dedépropaniseur :

a)- Présentation

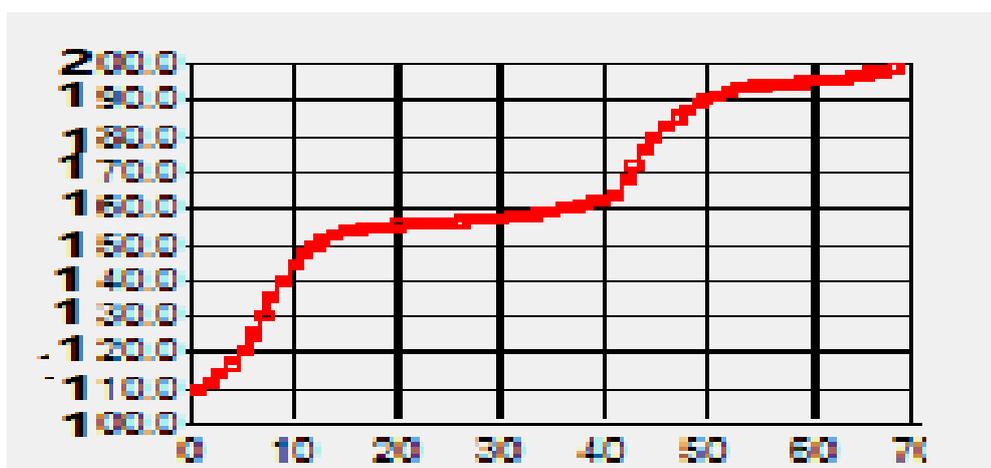


Figure. IV.2 : Le Profil de température

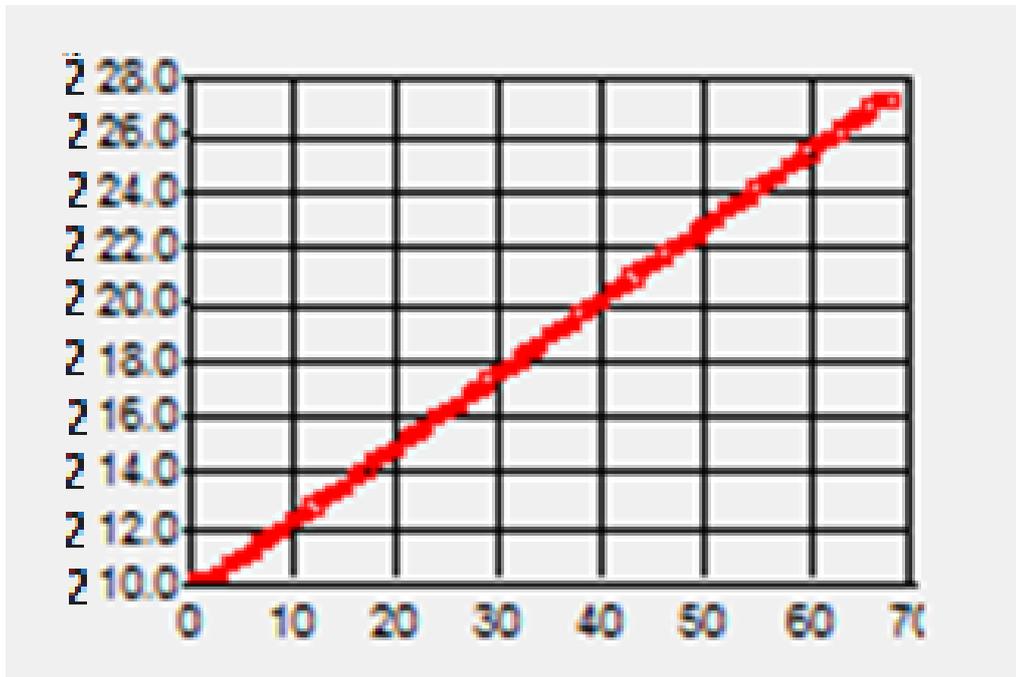


Figure. IV. 3 : le profile de pression

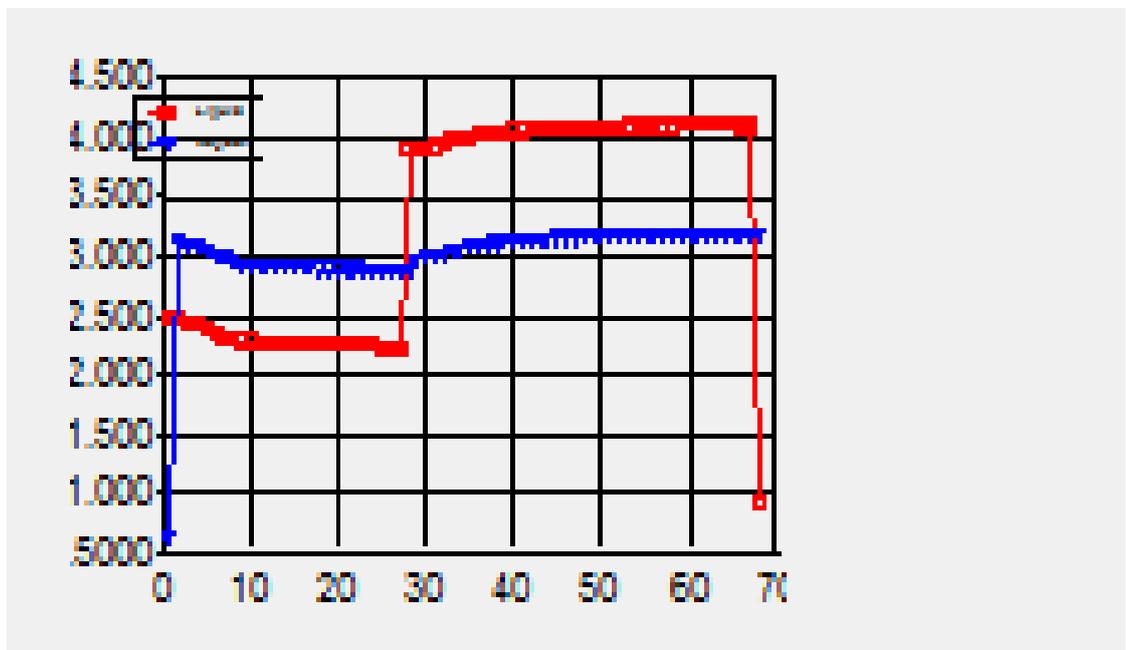


Figure.IV.4: Le Profil des débits liquide et vapeur

b)-Interprétation

- Profil de température :

La figure (Figure. IV.2) montre que le profil de température présente une augmentation graduelle le long de la colonne

- Profil de pression :

La figure (Figure. IV.3) montre que le profil de pression du cas actuel présente croissance linéaire le long de la colonne (augmentation de la pression de premier plateau en tête jusqu'à au dernier plateau du fond) On a noté que la pression du condenseur et du rebouilleur reste toujours constante (les valeurs sont 14.79 bar .

- Profil des débits liquide et vapeur :

(Figure.IV.4) montre que le profil des débits molaires liquide et vapeur présente une variation parallèle cela prouve une stabilité dans le fonctionnement de la colonne.

Commentaire des résultats :

D'après la comparaison entre les tableaux et l'étude des graphes de corrélation entre les produits finis trouvés par la simulation, on remarque une grande similitude des résultats des deux simulations.

Par conséquent, la vérification des données du design et celles actuelles en utilisant le modèle thermodynamique de PENG ROBINSON par le logiciel HYSIS, donne des résultats proches aux cas réels.

Conclusion Générale

Conclusion Générale:

Nous avons grandement bénéficié de la formation pratique de cette année à la raffinerie d'sbaa -Adrar- nous avons pris beaucoup d'expertise , en particulier sur l'unité de production, en particulier sur la production de C3 et C4 pour production de GPL .

Le processus de paramétrage du GPL a lieu dans l'unité de distillation avec une charge de utile sur plusieurs unité RFCC et reforming , Dans notre étude on a essayé de contribuer à la résolution de ce problème par l'optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne pour avoir une bonne production de propane en quantité et en qualité.

Après le calcul nous avons simulé l'éliminations du propane en fonction de différentes températures et pression et nous remarqué qu'il existe un fort pourcentage de convergence entre les résultats obtenus et ceux issus de l'expérience, de plus le nombre de plateaux calculé est inférieur au nombre de plateau design ,cela est dû à la précaution ,à l'incertitude et au changement constant de la configuration de la charge utile .

Notre intérêt pour cette thèse était de savoir comment traiter le GPL car il est considéré comme une énergie moins polluante et plus efficace, ainsi qu'en raison de la demande croissante de nombreux secteurs, c'est donc un élément important pour approvisionner et soutenir l'économie du pays.

Références

Bibliographie

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

[2] IAP. Projet professionnel de fin de formation *Etude de la section Gas plant de La raffinerie RA1D.* préparé par :*MOKHTARI Zayd MOUSSA abdenour*. Promotion 2020

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

[4] Mémoire de fin d'étude : *CALCUL DES PARAMÈTRES DE FONCTIONNEMENT DU DÉPROPANISEUR (UNITÉ (38) ; TRAITEMENT DE GPL)"MODULE III À HASSI R'MEL" *. préparé par : CHEBLI Laid et ABBASSI Youcef.

Université MOHAMED KHIDER BISKRA, Promotion Juin 2012, page 23

[5] Conférence sur Le GPL (1997). Hassi Messaoud. Janvier2000 *Séminaire sur le développement et la production du GPL .*

[6] Mémoire de fin d'étude : *Etude et vérification des vapeurs de propane dans les bacs de stockage à basse température*. préparé par : HAMMADI Omar ,HAMMOU Benadda .

Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem, Année Universitaire 2018/2019,page 05

[7] Mémoire de fin d'étude :* Calcul technologique et vérification des paramètres de fonctionnement de dé-éthaniseur au niveau de raffinerie d'Adrar *

préparé par : M. TAYEBI Zakaria ; M. MAHDI Abdesselam . Université Ahmed Draïa Adrar, Année Universitaire : 2019/2020,page 41.

- Lien : <http://www.sonatrach.dz/>

: www.google.com

Références

Les annexes

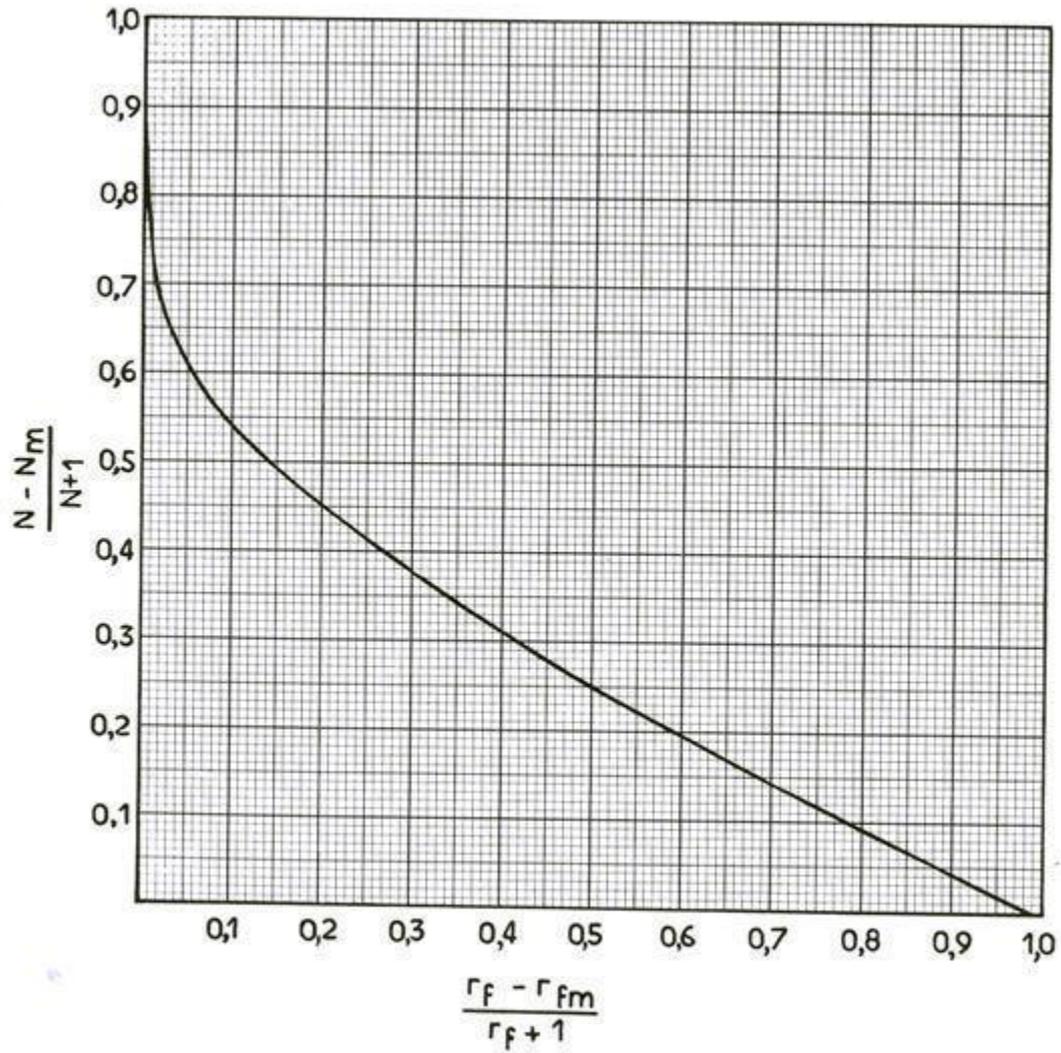


DIAGRAMME DE GILLILAND

ANNEXE N°01

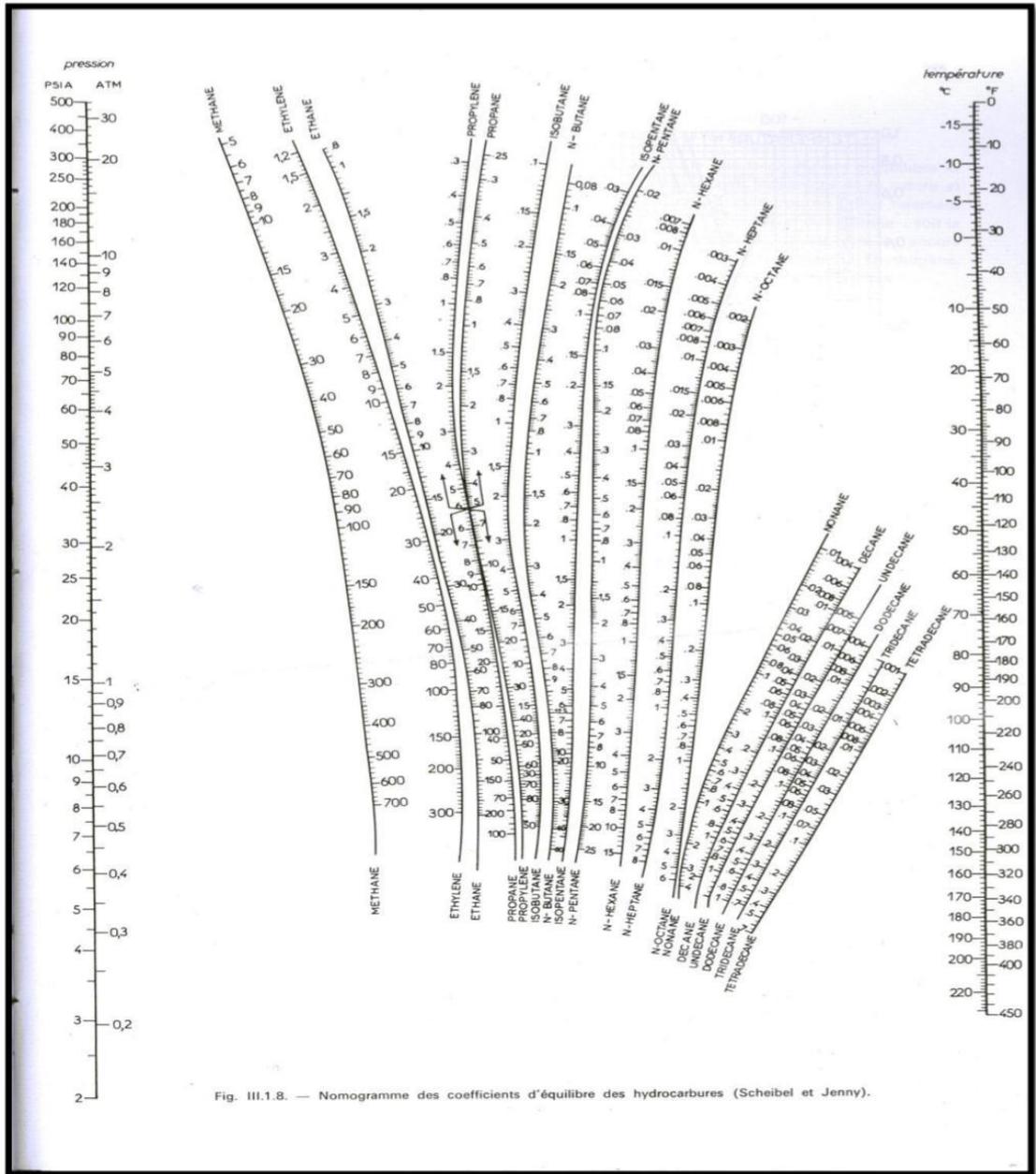


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

DIAGRAMME DE SHEIBEL ET JONNY

ANNEXE N°02

