République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université Ahmed Draïa Adrar

جامعة أحمد دراية ـ أدرار

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 :

Filière : Génie des Procédés

Spécialité : Génie Chimique

Thème :

Traitement final de pétrole brut unité des produite (les unités CDU CRU et RFCC) et traitement de GPL (section gaz plan) de raffinerie de Sbaa-Adrar.

Préparé par :

Mlle. AKRABOU WAFA.

M. LAHBIB MOULAY DRESS.

Membres de jury d'évaluation :

M.SAKMECHE Mounir	Président	MCA	Univ. Adrar
Mr. HADJADJ Kacim	Encadreur	MCA	Univ. Adrar
Dr. BELATRECHE Djamel	Co-encadreur	MCB	Univ. Ouragla
M.DEBBAGHI Slimane	Examinateur	MCA	Univ. Adrar

Année Universitaire : 2021/2022

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

People's Democratic Republic of Algeria

وزارة التعليم العالي و البحث العلمي
جامعة أحمد دراية- أدرار
المكتبة المركزية
مصلحة البحث البيليوغرافي

Ministry of Higher Education and Scientific Research
University Ahmed Draia of Adrar
The central library

شهادة الترخيص بالإيداع

انا الأستاذ: حجاج قاسيم

المشرف مذكرة الماستر الموسومة بـــ :

"*Traitement final de pétrole brut unité de produite(les unitée CDU CRU et RFCC) et Traitement de GPL(section gaz plan)de raffinage de Sbaa-Adrar*"

من إنجاز الطالب(ة): أقرابو وفاء

و الطالب: لحبيب مولاي ادريس

كلية : العلوم و التكنولوجيا

القسم : الهيدروكاربير و الطاقات المتجددة

التخصص: هندسة كيميائية

تاريخ تقييم / مناقشة: الاربعاء 08 جوان 2022

أشهد ان الطلبة قد قاموا بالتعديلات والتصحيحات المطلوبة من طرف لجنة التقييم / المناقشة، وان المطابقة بين النسخة الورقية والإلكترونية استوفت جميع شروطها.

وبإمكانهم إيداع النسخ الورقية (02) والاليكترونية (PDF).

- امضاء المشرف:

ادرار في 200/06/13 جوان 2022

مساعد رئيس القسم

رئيس قسم المحروقات والطاقات المتجددة

بكلية العلوم والتكنولوجيا

ملاحظة :لاتقبل أي شهادة بدون التوقيع والمصادقة.

الممسوحة ضوئيا بـ CamScanner

الممسوحة ضوئيا بـ CamScanner

بسم الله الرحمن الرحيم

Remerciement

Tous d'abord nous remercions avant tous, Dieu le tout puissant qui nous a donné le courage, et la volonté pour atteindre notre objectif, et tous les enseignants qui ont contribués à notre formation durant tous les cycles.

Nous remercions vivement, notre encadreur **Mr. HADJADJ KACIM** de nous avoir pris en charges, et pour sa disponibilité, son aide et ses précieux conseils.

Nous portons avec gratitude de reconnaissance pour l'ensemble des professeurs du département **d'hydrocarbure et énergies renouvelables** et **Génie procédés** qui ont contribué à notre formation d'ingénieur en Génie chimique.

Nous ne saurons pas oublier de remercier les honorables Membres du Jury **Dr. BELATRECHE DJAMEL** qui nous ont fait l'immense honneur de présider et d'examiner ce mémoire.

A tous ceux ou celles qui nous apportés leur soutien, trouvent ici, l'expression de nos vive et sincère reconnaissance.

AKRABOU WAFA ET LAHBIB MOULAY DRISS

AKRABOU WAFA ET LAHBIB MOULAY DRISS

Dédicace

Au nom de Dieu le clément et le Miséricordieux et en termes d'amour et de Fidélité, je dédie ce modeste travail :

- A mes très chers parents qui m'ont guidé durant les moments les plus pénibles de ce long chemin, ma mère qui a été à mes cotes et ma soutenu durant toute ma vie, et mon père qui a sacrifié toute sa vie afin de ma voir devenir ce que je suis, merci mes parents.
- A mes très chérs sœurs : Fatima , Aicha, Chaima, Hadjar et Safa.
- A mes très chérsfrères : Mohamed et Abdelaziz.
- A toute ma famille : Akrabou et Bassouade.
- A celui qui a collaboré dans la réalisation de ce mémoire, à toi LAHBIB MOULAY DRISS.
- A tous la promotion de master 2 génie chimique.
- Enfin, à tous ceux qui nous sont très chérs.

AKRABOU WAFA

AKRABOU WAFA

Dédicace

Au nom de Dieu le clément et le Miséricordieux et en termes d'amour et de Fidélité, je dédie ce modeste travail :

- A mes très chérs parents qui m'ont guidé durant les moments les plus pénibles de ce long chemin, ma mère qui a été à mes cotes et ma soutenu durant toute ma vie, et mon père qui a sacrifié toute sa vie afin de ma voir devenir ce que je suis, merci mes parents.
- A mes très chérsfrères
- A toute ma familles
- A celui qui a collaboré dans la réalisation de ce mémoire, à toi WAFA AKRABOU.
- A tous la promotion de master 2 génie chimique.
- Enfin, à tous ceux qui nous sont très chérs.

LAHBIB MOULAY DRISS

LAHBIB MOULAY DRISS

الملخـــــــص :

غازا لبترول المسيل عبارة عن خليط هيدروكربون بغازي يتكون أساسا من البيوتان والبروبان عند درجة الحرارة والضغط العاديين. يتزايدا استهلاك غازا لبترول المسيل في العالم بشكل مستمر بسب سجله الاقتصادي الموثوق به كوقود نظيف و فعال للمستقبل. إنتاج هذا الأخير يجب أن يخضع بالمعايير والمواصفات المحددة جيدًا.

تم تخصيص هذا العمل لدراسة تحسين معايير التشغيل الحالية لقسم من وحدة محطة الغاز في مصفاة أدرار، ولهذا قمنا بدراسة هذا الأخير بناء على التحقق من عمود إزالة البروبان من أجل الحفاظ على محتويات البروبان المسموح بها في البقايا ونواتج التقطير على التوالي .

الكلمات المفتاحية:غاز البترول المسيل, مصفاة أدرار' برنامج HYSYS .

Résumé:

LeGPL est un mélange gazeux d'hydrocarbures composé principalement de butane et de propane dans des conditions normales de température et de pression.La consommation mondiale de GPL continue de croitre en raison de ses solides antécédents économiques en tant que carburant propre et efficace pour l'avenir.La production de ces derniers doit respecter des normes et un cahier des charges bien définis.Ce travail est consacré à l'optimisation des paramètres de fonctionnement actuels de l'unité de gaz naturel faisant partie de la raffinerie ADRAR,pour laquelle nous avons mené des recherches depuis la rnière sur la base de la validation du dépropaniseur afin de maintenir les niveaux admissibles de propane respectivement dans le résidu et le distillat.

Mots clés: GPL, la raffinerie d'ADRAR, logicial HYSYS.

Abstract:

LPG is a gaseous hydrocarbon mixture mainly composed of butane and propane at normal temperature and pressure.Global LPG consumption continues to grow due to its proven economic record as the clean and efficient fuel of the future.The latter must be manufactured to well-defined standards and specification.The work is devoted to the optimization of the current operating parametrs of the natural gas unit part of the ADRAR refinery,for the which we have studied the latter based on the validation of the depropanizer to comply with the allowable values of the propane content in the residue or distillate.

Key words:LPG, the Adrar refinery, HYSYS software.

SOMMAIRE.

SOMMAIRE

Remerciement	I
Dédicace	II
Résumé	III
Sommaire	VI
Liste des tableaux	VII
Liste des figures	VIII
Liste des symboles	IV
Introduction générale	IIV
Partie théorique	
CHAPITRE I : Présentation de la raffinerie de Sbaa d'Adrar RA1D.	
I. Introduction	02
I.1. Stuation géographique :	03
I.2. Identification des instalation de raffinerie sbaa :	03
I.3. Capacité de taitement de la raffineerie :	04
I. 4. Présentation du Service utilités :	05
I.5 . Réseau d'eau-Unité 404 :	05
I.6. Génération de Vapeur Unité 601-Vapeur :	06
I.7. Production d'Electricité Unité 601-Turbine :	08
I.7.1. Consommation et distribution d'énergie électrique :	08
I.8. Traitement Chimique des eaux Unité 602 :	08
I.9. Unité Air Service et Instrument et Production d'Azote-Unité 603 :	09
I.10. Tour de Refroidissement Unité 401 :	10
I.10.1. Traitement des Eaux Usées Unité 402 :	10
I.11.Les besoins energetique des unites de production :	12
I.12. Conclusion :	14
CHAPITRE II :Généralité sur GPL.	
II.1.Introduction:	16
II.2.Définition de GPL:	17

II.3.Origine de GPL:	17
II.4.Caractiristiques du GPL:	17
II.5.Utilisations du GPL:	18
II.6.Avantages et inconvénientes techniques de GPL:	18
II.7.GPL en Algérie:	19
II.7.1.Production des GPL issus des champs:	19
II.7.2.Demande nationale des GPL :	20
II.8. Les sources des GPL :	21
II.8.1. Unité de craquage catalytique RFCC (Craquage Catalytique de Fluide Résidu):	23
II.8.1.1.Le réacteur :	23
II.8.1. 2.Le régénérateur :	24
II.8.1. 3. Colonne de fractionnement :	24
II.8.1. 3.1 Refroidissement du gasoil :	25
II.9. Traitement GPL RD1 unité gaz plant:	28
II.9.1 Dépropaniser (C-201 202) :	28
II.9.2.Deéthaniseur (C-201 203) :	28
II.9.3. Dépentaniser(C-201 204) :	29
II.10.Conclusion:	29
CHAPITRE III :Procédés de distillation.	
III.1.Introduction:	31
III.2. Les types de distillation au laboratoire :	32
III.2.1. Distillation Parfaite (TBP):	32
III.2.2. Distillation Progressive Simple :	32
I.2.3. Distillation ASTM: (American Society for Testing and Materials):	33
III.2.4. Distillation par la méthode de flash:	33
III.3.distillation industrielle :	33
III.3.1. La distillation atmosphérique:	33

III.3.2. Description de la colonne de distillation atmosphérique:	35
III.4.Variables opératoires et leur influence :	37
III.5.Types d'installations de distillation du pétrole:	38
III.5.1. Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne:	39
III.5.2. Unité de distillation atmosphérique du pétrole avec pré distillation :	40
III.5.3. Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash :	41
III.6. Distillation sous vide:	42
III.6.1.Unité de distillation atmosphérique :	42
III.7. Le procédé :	43
III.8. Traitement chimique des L.P.G :	46
III.9. Principe de distillation atmosphérique :	47
III.10. Conclusion :	48
Partie simulation CHAPITRE VI: Simulation de la colonne dépropaniseur.	
IV.1. Généralités sur la simulation :	50
IV.2. Etude de simulation	51
IV.2.1.1 Simulation du cas design :	51
IV.2.1.2. Le choix du modèle thermodynamique :	51
IV .3.Description du simulateur HYSYS :	54
IV.4. But de travail:	54
IV.4.1.Données de base :	54
IV.4.2 Présentation du modèle de simulation de la section de dépropanisassions (colonne C201 202):	54
IV.5.Simulation du procédé pour une alimentation actuelle:	56
IV.6. Optimisation par simulation des paramètres de fonctionnement:	59
Conclusion général:	68
Références bibliographiques.	70

Les annexes:	73

LISTE DES TABLEAUX.

CHAPITRE I : Présentation de la raffinerie de Sbaa d'Adrar RA1D.

Tableau I.1 : capacité de la production anuelle.	04
Tableau I.2 : Spécifications et caractéristique physico chimiques de l'eau brute.	05

CHAPITRE III : Procédés de distillation.

Tableau III.1 : points initial et final des fractions pétrolières.	37

Chapitre IV: Simulation du procédé dedépropanisation.

Tableau IV.1: Composition du GPL. (Cas design).	55
Tableau IV.2: Composition du Propane Commercial. (Cas design).	56
Tableau IV.3: Composition du Butane Commercial (cas design).	56
Tableau IV.4: Paramètres de fonctionnement de la colonne C201202 selon le cas actuel.	57
Tableau IV.5: La composition de l'alimentation (BREND) actuelle à traiter.	57
Tableau IV.6: Composition de la coupe butane obtenue le (26/02/2020.	58
Tableau VI.07: Composition de la coupe de propane dans la colonne C201 202.	59
TableauIV.8:Représentationdesparamètresdefonctionnementdelacolonnecas actuel et cas simulé par le logiciel HYSYS de le C 201202.	60
Tableau IV.9: Conditions et compositions des principaux paramètresetcompositions.	62
Tableau IV.10: influence du débit d'alimentation sur les paramètres de fonctionnement de la colonne de dépropanisation.	63

LISTE DES FIGURES.

CHAPITRE I : Présentation de la raffinerie de Sbaa d'Adrar RA1D.

FigureI. 1 : Plan de masse de la raffinerie d'ADRAR.	03

CHAPITRE II : Généralité sur GPL.

Figure II.1 : La demande nationale des GPL.	20
Figure II.2 : Répartition de la demande du.	21
Figure II.3 : schéma- La source de GPL donne Unité de (CDU).de Gaz plante.	22
Figure II.4 : schéma -1- La source de GPL dans l'unité de (RFCC).	26
Figure II.5: schéma-2- La source de GPL donne Unité de (RFCC).	27
Figure II .06 : séparation le propane de la colonne de dépropaniser.	28
Figure II.07 : séparation le propane de la colonne de deéthaniseur.	28
Figure II.08 : circuit dr gaz depuis la colonne de dépentanise	29

CHAPITRE III : Procédés de distillation.

Figure III.01 :-1-section de la colonne distillation.	34
Figure III.02 : -2- schéma de distillation atmosphérique dans une seule colonne.	39
Figure III .03 : schéma de distillation atmosphérique avec une colonne de Pré distillation.	41
Figure III.04 : Schéma de distillation atmosphérique avec (ballon de flash).	42
Figure III.05: Plan de Distillation Atmosphérique.	44
Figure III.06 : : schéma du l'unité de TOPPING (CDU).	45
Figure III.07: Circuit de gaz depuis la colonne de pré flash.	46

Chapitre IV: Simulation du procédé dedépropanisation.

Figure IV.1: Conditions opératoires de l'alimentation actuelle simulée par Hysys.	61
Figure IV.2: Composition de la coupe propane et la coupe butane calculé par simulation dans le cas ou le débit d'alimentation est 2 t/h.	64
Figure IV.3: Composition de la coupe propane et la coupe butane calculé par simulation dans le cas ou le débit d'alimentation est 2.5 t/h.	65
Figure IV.4: Composition de la coupe propane et la coupe butane calculé par simulation dans le cas ou le débit d'alimentation est 3 t/h.	65
Figure IV.5: Composition de la coupe propane et la coupe butane calculé par simulation dans le cas ou le débit d'alimentation est 3.5 t/h.	66

LISTE DES SYMBOLES.

Liste des symboles	
P	Pression crifique (bar)
R	Constante de gaz parfait 83.14 bar cm^3/mol
V	Volume critique (cm^3/mol)
T	Températeur du système (K)
b	constante

INTRODUCTION GENERALE.

Introduction générale:

L'énergie joue un role important dans la vie humaine. Les progrès de la science et de la technologie ont permis à l'humanité de découvrir de nouvelles énergies, c'est-à-dire tous les produits liés à l'énergie que nous avons mentionnés, le pétrole et le gaz naturel, seuls produits capables de répondre à la demande croissante d'énergie. Face à son concurrent le pétrole sur la marché des carburants, le gaz naturel est devenu une énergie difficile à mettre en œuvre, notamment en raison de l'impact sur les consomment des couts d'investissement et de transport. L'ndustrie mondiale du gaz est promise à un brillant avenir; la demande était de 51% en 2005 et devrait atteindre plus de 90% d'ici 2030 environ. L'intérèt croissant pour le gaz naturel est du à sa flexibilité, sa propreté et son abondance.

98% de revenus de l'Algérie proviennent de l'extraction et de la vente d'hydrocarbures. Le gaz naturel et le pétrole sont les principales sources de financement de l'économie. En conséquence, la politique algérienne d'extraction d'hydrocarbures s'oriente vers un accent sur les dérivés du gaz naturel, tels que le condensat et le GPL, qui ces dernières années ont constitué une importante source de devises pour le pays, et l'exploitation de la raffinerie de Sbaa est une application de cette politique un bel exemple de notre travail allant dans ce sens.

Le raffinage du pétrole désigne l'ensemble des traitements et transformations visant à extraire les plus gros produits à haute valeur commerciale du pétrole. Selon l'objectif, ces processus sont généralement centralisés dans une raffinerie. Une raffinerie est l'endroit ou le pétrole est traité pour extraire un distillat commercialisable.

Dans ce travail, nous considérons en détail les principales unités de la raffinerie SORALCHIN dans la partie théorique, puis calculons les dimensions du dépropaniseur dans la partie simulation. Le but de cette étude est d'optimiser les paramètres de fonctionnement du dépropaniseur en calculant les performances de cette section dans les conditions actuelles, selon le plan suivant:

- Optimiser et vérifier par un calcul technologique les paramètres defonctionnement de la colonne de dépropanisassions.
- Faire une comparaison entre les résultats réels et celles calculés par les simulateu. Enfin, une conclusion générale résume le travail accompli.

CHAPITRE I :

Présentation de la raffinerie d'ADRAR-SBAA.

.

I. Introduction :

La raffinerie de Sbaa (W. Adrar) est implantée sur une surface totale de 84 hectares dont 37 hectares seront occupés par le process (soit un rectangle d'une longueur de 740m et une largeur 500m). Elle est sise sur la commune de Sbaa à quelques 44 km au Nord de la ville d'Adrar. Les coordonnées sont : longitude 00° 11'Ouest, latitude 27° 49'Nord. L'altitude moyenne est de 275 mètres.

Le site du projet est situé en plein désert du Gebi, à quelques 900 m d'une zone agricole rattachée au village de Sbaa, situé à l'Ouest du site. Hormis cette zone agricole, le paysage est un no man's land, dépourvu de toute végétation, d'habitations ou d'activités. Les conditions physiques témoignent de cette situation : pluviométrie 16 mm/an, humidité moyenne annuelle 24,5%, température moyenne annuelle 28,6%.[1]

I.1.Situation géographique :

La raffinerie d'Adrar est située sur le territoire de la commune de Sbaa à 40Km au Nord de la wilaya d'Adrar. Elle est limitée :

- au Nord : par la daïra de Tsabit,
- au Sud : par la commune de Gourara,
- à l'Ouest : par la commune de Sbaa,
- à l'Est : par un terrain non urbanisé. [2]

Figure I. 1 : plan de masse de la raffinerie d'ADRAR. [2]

I.2.Identification des instalations de raffinerie Sbaa : [2]

Le projet de raffinerie SBAA d'Adrar, construit en 2006, se compose de 6 aires spécialisées comportant des installations suivantes :

- Unité process.
- Unité de stockage des produits finis.
- Unité des utilités et auxiliaires.
- Routes intérieures.
- Administration.

- Base de vie.

La Raffinerie dont la capacité nominale de traitement est de douze mille cinq cent (12 500) barils jour soit six cent mille (600 000) Tonnes/an environ de pétrole brut provenant des gisements situés dans la cuvette de Sbaa, Hassi Ilatou, Dechiera, OTRA. La superficie de la raffinerie est de 37 hectares (soit un rectangle d'une longueur de 740m et une largeur 500m).
Elle se compose des unîtes de production, des utilités ; d'une zone de stockage, d'une zone d'expédition, d'un centre enfuteur de propane et de butane, de bâtiments techniques et administratifs, ainsi que d'une base de vie. Ces unités sont détaillées ci-dessous :

- Une unité de distillation atmosphérique de brute,
- Une unité de reformage catalytique de naphta,
- Une unité de craquage catalytique de résidu atmosphérique (RFCC),
- Une unité de séparation des GPL.
- Une salle de contrôle principale.
- Des bacs de stockage de produit pétroliers.
- Unités des utilités avec ses auxiliaires.

I.3.Capacité de traitement de la raffinerie :

La capacité annuelle de traitement de la raffinerie de Saba est de 600 000 Tonnes environ de pétrole brut pendant une période de 330 jours en continu par jour de vingt-quatre (24) heurs. (8000h). [3]

Tableau I.1 : Capacité de la production annuelle.

Quantités (Tonnes/An)	Produits
20 500	Propane
32 500	Butane
10 000	Essence super
208 300	Essence normal
30 000	Kérosène (Jet A1)
238 400	Gasoil
13 000	Fuel oïl

I.4.Présentation du Service utilités :

Les utilités sont composées des unités suivantes :

- Unité de réception eau brute **U404**.
- Unité de traitement des eaux**U602**.
- Unité de production de vapeur**U601** Chaudière.
- Unité de production d'énergie électrique**U601**Turbine.
- Unité de distribution d'énergie électrique **U501**.
- Unité de production d'air /azote**U603**.

Unité d'exploitation d'eau de refroidissement**U401** et eau usée**U402**. [2]

I.5.Réseau d'eau- Unité 404 :

a) Eau brute :

L'eau brute destinée aux différents usages (eau réseau incendie, eau traitée pour refroidissement et production de la vapeur, eau potable).

La Raffinerie possède trois forages identiques situés au Nord-est à1 km de distance ; pour leur alimentation en énergie électrique, les trois forages ont un transformateur (6.3kv /0.4KV 250KVA) pour chacun, la puissance d'un forage et de 57 kW, avec un débit de 150m3/h, le transport est assuré par deux pipes de 12 pouce connectés en parallèle, pour le stockage, il y a deux bacs : T- 40401/1 et 2 de réseau incendie (2X3000m³, H= 14.77m), plus un bac T-40401/3d'une capacité de 2000m³ (H=12.3m) pour le d'eau servant aux process. [2]

Tableau I.2 : Spécifications et caractéristiques physico chimiques de l'eau brute .

Designation	Unité	valeur
Conductivitéélectrique		
pH		6.5-8.5
Bicarbonate $CaCO_3$)	Mg/l	≤300
Chlorure CL^-	Mg/l	≤100
Mn^{2+}	Mg/l	≤0.05
Cu^{2+}	Mg/l	≤1.0
Zn^{2+}	Mg/l	≤1.0

.

b) Eau incendie :

Le réseau d'eau incendie est équipé par deux électropompes (6.3kV/250kW /160l/s et 10bars) et une motopompe diesel identique ; deux suppresseurs assurent la sur pression du réseau en permanence.

c) Eau potable :

Les deux pompes P40402 1 et 2 alimentent la station d'adoucissement d'eau potable qui se trouve au niveau de la base vie (après adoucissement l'eau est distribuée avec un débit de 2.5 m³/h sous une pression de 2.5 – 03 bars). [2]

I.6.Génération de VapeurUnité601-Vapeur :

Afin d'alimenter les trois turbines de production d'énergie électrique, les deux turbo ventilateurs de l'unité RFCC et vapeur stripping des unités combinées, la production de vapeur est assurée par trois chaudières dont deux sont en service et l'autre en *stand by*avec un appoint de l'unité RFCC. (3X35t/h/35bars + 12 T /h de RFCC). Pour cela, la raffinerie de Sbaa est dotée de trois chaudières de 35t/h /35bars/ 440C chacune, et un générateur de vapeur 12- 20t/h 35bars/ 440C au niveau de l'unité RFCC, [2]

1. Conditionnement de l'eau alimentaire :

L'eau déminéralisée provenant de l'unité de traitement des eaux est stockée d'abord dans trois bâches alimentaires (aérateurs) d'une capacité de 30 m³.

Pour chacune, ces trois bâches sont interconnectées parallèlement entre elles de manière à multiplier l'utilisation.

Cinq pompes alimentaires de 60bars – 380 V sont utilisées :

- deux pour l'alimentation du générateur de vapeur de l'unité RFCC.
- trois pours les chaudières (utilisées selon le besoin). L'eau pompée par la pompe alimentaire à 60bars /90C passe :
- par l'économiseur
- par le ballon supérieur
- par les faisceaux de chambre de combustion
- le surchauffeur.

La vapeur produite 35 bars /535t/h /440C passe d'abord par un system de distribution de vapeur de quatre boucles pour permettre une meilleure multi utilisation vers le réseau MP.

.

Pour protéger le tubage de la chaudière contre la formation des entartrages, une solution chimique est injectée (phosphate trisodique Na3PO4). [2]

2. Distribution de la vapeur :

En marche normale deux de ces trois chaudières doivent être en service et la troisième en stand by (elle peut être utilisée en démarrage).

Cette vapeur dite vapeur moyenne pression (35bars/440C), produite par les chaudières et le générateur de vapeur de l'unité RFCC, est utilisée pour :

- l'alimentation des trois turbogénérateurs.
- l'alimentation des deux turbo ventilateurs de l'unité RFCC,
- l'alimentation du désurchauffeur de chaudière (afin de diminuer la température et la pression de vapeur).

Un autre réseau appelé réseau de vapeur basse pression (10bars /260C), c'est le produit de soutirage des deux turbo ventilateurs, avec le désurchauffeur, il alimente :

- Le compresseur gaz RFCC,
- L'unité de distillation atmosphérique.
- L'unité de reforming.
- L'unité RFCC.
- Les bacs de stockage des produits pétroliers.
- Les eaux usées.
- La centrale électrique.
- La base - vie.

L'exploitation des chaudières est assurée par un system de contrôle automatique DCS de ABB. [2]

3. Principe de fonctionnement de la chaudière :

- **Combustible** : La chaudière fonctionne avec un seul brûleur mixte à un haut niveau de sécurité d'exploitation BMS (Burner Management System) ; ce brûleur peut fonctionner avec trois combustibles :

a. Gaz naturel : provenant de gisement de SONATRACH à Sbaa (60bars/25bars/5bars) utilisé pour le démarrage.

b. Fuel oïl : c'est un résidu de l'unité RFCC .

.

c. **Fuel gaz** : produit par les unités de production. [2]

I.7.Production d'ElectricitéUnité601-Turbine :

L'énergie électrique est produite par trois turbo - générateurs dont deux en service et l'autre en stand by (3x 6000kw).

I.7.1.Consommation et distribution d'énergie électrique :

La consommation totale en énergie électrique de la raffinerie selon le design est de 6 900 kW, pour cela : trois turbogénérateurs d'une puissance de 6000 kW/6,3 kV pour chacun sont installés, deux en service le troisième en stand by.

Deux générateurs turbo diesel d'une capacité de 1600 KW chacun sont utilisés comme secours en cas d'interruption accidentelle d'énergie électrique.

Une ligne de SONELGAZ d'une puissance de 16 MVA /31 KV/6,3 KV existe à proximité du site. En marche normale, deux générateurs en service alimentent la sous station principale de distribution d'énergie électrique et l'autre en stand by.

La station principale de distribution d'énergie électrique (6.3KV) alimente 12 sous - stations électriques 6.3kv/0.4kv et 15 départs 6.3kv vers des moteurs Moyenne Tension. [2]

I.8.Traitement Chimique des eauxUnité 602 :

L'unité a pour bute de traiter l'eau brute provenant du bac T-40401/3d'une capacité de 2000m³ (H=12.3m) ;L'alimentation du poste de traitement des eaux par l'eau brute est assurée par deux pompes P40402 1et 2 ; le processus est le suivant :

- l'eau est refoulée sous une pression de 4.5bars - 35C°,
- traverse un échangeur pour une augmentation de la température,
- un aérateur (barbotage avec de l'air)
- injection de floculant afin de faciliter l'élimination des particules en suspension
- l'eau traverse la batterie de filtres D 60201(captationdes MES arranger par le floculant.
- injection d'un inhibiteur pour diminuer la vitesse de réaction.
- échangeur vapeur pour augmenter la température.
- passage à travers une batterie d'osmose inverse (dessalement primaire Conductivité = 3micro s/cm) .

- Dégazage physique avec de l'air pour éliminer l'oxygène dans le dégazeur C60201.
- stockage dans un bac intermédiaire T60203.
- avec la pompe P60202, une quantité de l'eau pré-dessalée est envoyée pour comme appoint d'eau de refroidissement.
- l'autre partie est pompée au niveau de l'adoucisseur D60202 pour une purification totale (Conductivité = 0.2micro s/cm).
- injection de l'ammoniac pour ajuster le Ph.
- et enfin stockage pour l'utilisation dans deux bacsT60210-1/2 (2X200 m³).[2]

I.9.Unité Air Service et Instrument et Production d'Azote- Unité 603 :

1. Air :

L'air comprimé (purifié et non purifié + le nitrogène) sert pour l'utilisation de l'instrumentation et la régénération des catalyseurs des réacteurs et l'inertage ; il est assure par trois compresseurs (560 KW) deux en service et l'autre en stand-by ; toutes les motos pompes sont doublées. [2]

La production de l'air pour les services et de l'air instrumental est assuré par trois compresseurs d'air identique deux 02 en service et un 01 en stand by.

L'air instrumental est séché à travers une batterie de deux dessiccateurs, un en service et l'autre en stand by. Le ballon de stockage d'air instrumental est dimensionné pour assurer une autonomie de fonctionnement de la raffinerie de 30 minutes, en cas d'arrêt d'urgence.

- **Air non purifié (service):**

  Les caractéristiques de l'air de service sont les suivantes :

  - Pression : 8.8 bars
  - Température : ambiante.

- **Air purifié (instrumental) :**

  Les caractéristiques de l'air instrument sont les suivantes :

  - Pression : 8 bars
  - Température : ambiante.
  - Point de rosée : - 20 °C (a la pression de réseau),
  - Autres : Absence d'huile et poussières,

.

2. **Azote :**

L'unité d'azote est constituée de :

- Une unité de production d'azote liquide avec deux ballons de stockage un évaporateur d'azote, Une ligne d'azote gazeux produit directement par l'unité de séparation air / N2 est utilise directement,
- L'azote produit est destiné aux besoins d'inertage et de maintenance des installations,
- Les caractéristiques de l'azote produit sont :
- Pureté N_2 : 99,98%,
- Teneur en O_2 :10 ppm

I.10.Tour de Refroidissement Unité 401 :

Un appoint en eau traitée de traitement des eaux (osmose inverse) vers les bassins les deux tours d'aéro - réfrigérant, une pour la centrale électrique **T401101**, avec un débit de 4 000m³/h et une pression et température de sortie de 03 bars – 32C° et 02 bars – 42C° en retour. La deuxième pour les unités de production **T401201**, avec un débit de 3 000 m3/h et une pression et une température de sortie de 4.5 bars – 32C° et 02.5bars – 42C° en retour.

Le traitement des eaux de refroidissement se base sur le maintien de son pH dans les limites de 8.5 et 9.5 par l'ajout de l'acide chlorhydrique, et l'élimination des algues par le chlore et d'autres biocides. [2]

I.10.1.Traitement des Eaux Usées Unité 402 :

La capacité de traitement des eaux usées est de 100 m^3/h avec deux systèmes en service : eaux usées à haute concentration et eaux usées à faible concentration.

L'eau usée à haute concentration est le produit des eaux contaminées avec de l'acide chlorhydrique du à la régénération des adoucisseurs de traitement des eaux et aussi au rejet concentré de l'osmose inverse, environ 20m^3/h. [2]

- **Les types de rejets :**

A. Les rejets permanents :

Ces rejets sont classés selon leurs origines et leur degré de pollution :

.

- Les eaux exemptes d'hydrocarbures, constituées principalement des eaux de lessivage des zones, ou il n'y a pas d'hydrocarbures, du moins théoriquement, telles que les eaux pluviales, les eaux de toitures, les eaux de lavage des chaussées, des eaux de lavages de certaines installations dites propres provenant des bâtiments administratifs et autres, etc.
- Les eaux contaminées par les hydrocarbures. Ces eaux très chargées en hydrocarbures d'où l'appellation « eaux huileuses » , constituées principalement par les eaux de ruissellement et de lavage des zones souillées par les hydrocarbures et qui proviennent principalement de toutes les installations ou il y a manipulation des hydrocarbures.
- Les eaux huileuses proviennent également de différents postes de chargement et déchargements des camions, des installations des bacs de stockage (des cuvettes de rétention), des pompières des carburants. Elles sont envoyées dans un bassin collecteur puis dans une unité de traitement spéciale pour hydrocarbures ; les huiles sont récupérées dans un tank tampon et les eaux plus ou moins polluées sont rejetées au réseau pluvial.
- Les eaux usées résiduaires provenant des sanitaires des bâtiments administratifs, des postes de garde et autres infrastructures sont envoyées dans le réseau principal.

Les eaux pluviales tombant sur le terrain autour des bâtiments stagnent ou ruissellent jusqu'aux regards avaloirs disposés un partout sur le site et rejoignent le réseau de collecte des eaux pluviales. Il y va de même des eaux pluviales tombant sur les aires de chargement /déchargement qui se chargent de pollution et ne sont pas traitées. Ces eaux sont collectées stockées et envoyées dans l'unité de traitement à lit de séchage située en dehors de l'établissement. [2]

B. Les rejets accidentels :

Les rejets accidentels mineurs :

Des fuites d'hydrocarbures peuvent parfois se produire au niveau des pompes, joints, vannes, soupapes, compresseurs, etc., et lors des opérations de chargement et de déchargement. Les zones principalement concernées sont les unités de process, les stations de chargement/déchargement, les pompières des carburants et les zones de stockage des carburants, etc..

Les rejets accidentels majeurs

Les origines de ce type de rejets sont liées à des incidents divers. L'incident peut être provoqué par des ruptures ou des fissures au niveau des réservoirs, des canalisations et autres installations. Les ruptures sont principalement causées accidentellement.

.

Les fissures sont dues aux phénomènes de vieillissement des métaux ou par corrosion (corrosion des réservoirs, corrosion des canalisations enterrées…).

Des rejets massifs peuvent se produire dans des cas de défections subites des purges, vannes, pompes, joints, soupapes, etc., par débordements lors des chargements et déchargements des camions et des wagons et même dans certains cas déjà rencontrés des réservoirs de stockage.

Pour palier à ces risques potentiels majeurs, des cuvettes de rétention sont prévues dans des différentes zones de stockage ou manipulations (process) ou il y a des risques de déversements accidentels. Ces rejets étant confinées dans les cuvettes, on pourra les récupérer par pompage, ou si leurs quantités sont faible, sont rejetées dans le réseau des eaux huileuses. [2]

I.11.Les besoins energetiques des unites de productions :

1. **Unité de distillation atmosphérique:**

L'opération de distillation atmosphérique nécessite :

- De l'énergie électrique :……..**740 KW**
- De la Vapeur d'eau (production de vapeur : chaudière) :……**2 tonnes/heure**
- De l'eau adoucie (adoucisseur d'eau) :……..**6 tonnes/heure**
- De l'eau :…… **0.5 tonnes/heure**
- Gaz combustible :……..**80 Kg/h**
- Air purifié :…… **60 Nm^3/h.** [2]

2. **Unite reforming catalytique:**

La capacité normale de l'unité reforming catalytique est de 150 000 tonnes/an, mais la capacité de traitement réelle de l'unité prévue est de 10 à 12 millions de tonnes par an.

Cette unité comporte deux opérations à savoir un pré traitement et un reforming catalytique, les produits issus de l'unité de distillation atmosphérique (Naphte lourd) sont utilisés comme matière première dans cette unité. [2]

- **Besoins de l'unité:**
  - Besoins en eaux :……**0.5 tonnes/ heure**
  - Electricité :…….....**1000 KW**
  - Vapeur d'eau :……**4 tonnes /heure**
  - Carburant :……...**1 tonne /heure**

- Azote gazeux :…….**500 Nm^3/ heure**

3. Unité de craquage catalytique :

La capacité de cette unité est de 300.000 t/an, elle comporte les sections suivantes :

- Réactions de régénération ;
- Le fractionnement ;
- L'absorption et la stabilisation ;
- La compression des gaz ;
- Chaudière pour la récupération de la chaleur ;
- Gaz sec ;
- L'adoucissement du GPL .

Les produits utilisés en amont de cette unité, sont issus de l'unité reforming catalytique. L'unité de craquage catalytique, produira du GPL et du diesel léger. [2]

Besoins de l'unité :

- Energie électri……**4600 KW**
- Eaux :……1**0 t/h**
- Vapeur d'eau ……**5 t/h**
- Air purifier……..**16 Nm^3/min**
- Azote :……**0.15 Nm^3/min.**

4. Unité gaz:

La capacité de cette unité est de 50.000 tonnes par an, elle assure l'épuration du GPL et le fractionnement des gaz.

Les matières premières utilisées en amont de cette unité sont les produits issus de l'unité reforming catalytique et de l'unité de craquage catalytique.

Les produits de cette unité incluent le propane et le butane commercial. [2]

Besoins de l'unité :

- Energie électrique :…… **100 KW**
- Eaux :…… **3 t/h**
- Vapeur d'eau :…… **3.2 t/h**
- Air purifier :…… **20 Nm^3/h.**

.

I.12.Conclusion:

Les réserves de pétrole sont importants,la régulation de cette industrie est strictement recommandée afin d'assurer la sécurité de lamain d'ouvre et de l'environnement, malgré tout l'exploitation se fait dans des conditions environnementales extrêmement pénibles et les risques de pollution par l'hydrocarbure sont très importantes.

CHAPITRE II :

Généralités sur GPL.

I I.1. Introduction :

Le gaz naturel, une énergie primaire non renouvelable bien repartie dans le monde,propre et de plus en plus utilisée, il est connu depuis l'Antiquité, son utilisation s'estgénéralisée surtout après la seconde guerre mondiale.

Il dispose de nombreux avantages :Abondance relative, souplesse d'utilisation, prix compétitifs en tant que combustible c'est unmélange de constituants à la phase gazeuse avec 75% à 95% de méthane; un pourcentage nonnégligeable de CO2 et de H2O ainsi que des traces de certains éléments métallique ; sous cetteforme il est pratiquement inutilisable, donc il faut le traiter pour obtenir les gammes des
produits consommables.

Le marché international demande un traitement rigoureux, afin que le transport et ladistribution se font par canalisation de gaz naturel est caractérisé par certaines spécificationsnotamment le pouvoir calorifique, la teneur C5+ et la teneur en eau.

Pour obtenir du gaz «ON SPEC» le gaz brut venant des puits subit un traitement enchaîne pour éliminer l'eau et récupérer les fractions d'hydrocarbures lourdes (condensât et GPL).

La séparation de GPL nécessite une colonne à nombre de plateau élevé (43 plateaux) acause du point d'ébullition proche de Propane et Butane, et cette colonne sera l'objet de notreétude.

Il nous à été proposé d'étudier la possibilité d'actualiser l'unité de dépropaniseur afinde conserver la composition du butane demandé par NAFTAL à différentes saisons (étéhiver).Dans la perspective de cette étude, le calcul s'est basé sur :

- La détermination des paramètres (T,P) dans la colonne et dans le ballon de reflux.
- Modélisation de la section de dépropaniseur par le logiciel 'HYSYS'.

Pour ce faire, On peut dire que le travail se divisera en deux parties, une partie théoriquecontient une généralité sur le gaz naturel et le GPL, et aussi la présentation de champHASSI R'MEL et description de l'unité Dépropanisation, et en fin la théorie de rectification.Et l'autre partie est basée sur la détermination des différents paramètres opératoires et enoutre la modélisation du dépropaniseur par le logiciel HYSYS.

II.2.Définition de GPL :

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 :[5]

- Pression relevée à la 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).

La composition des GPL est variable selon les normes et ses utilisations dans différentspays. Il peut contenir ; le **propylène, butène, une** faible quantité de **méthane, éthylène,pentane,** exceptionnellement des hydrocarbures tels que le **butadiène, l'acétylène** et le**méthylacrylique.**

II.3.Origine de GPL :

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

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

II.4.Caractéristique du GPL :

- **Densité :** Dans l'état gazeux il est plus lourd 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 rempliescomplètement.
- **Tension de vapeur :** Soumis à des températures supérieures à leur pointd'ébullition, le propane et le butane ne peuvent être amenés à l'état liquide souspression ou par réfrigération .Le GPL à une tension de vapeur à **20 °C** égale à :
    - 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 °C** et celle du propane est de **–40 °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 ajoute pour la détection des fuites. Cet odorant est à base de soufres appelés Mercaptans.
- **Toxicité :** Le GPL s'enflamme dans l'air, il émet un gaz considère comme toxique. Le gaz en question dénomme le monoxyde de carbone est formé suite à une combustion.
- **Pouvoir calorifique supérieur : (KCal** / Nm3)
    - Pcs **(ic4) = 29460.**
    - Pcs **(c3) = 22506**.
    - Pcs **(nc4) = 29622.**[5]

II.5.Utilisation du GPL :

Il est utilisé dans plusieurs domaines tels que :[5]

a) 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.

b) Climatisation :

La détente des GPL absorbe la chaleur et crée du froid (Réfrigérateurs, climatiseurs).

c) GPLC (carburant) :

Les GPL, en plus de leur utilisation domestique, ils sont utilisés comme carburants dans les véhicules. La consommation mondiale du GPL comme carburant s'élevait à près de **10** millions tonne en **1993,** un pourcentage de **7** à **8** % des GPL consommé mondialement l'est sous forme de carburant.

II.6.Avantages et inconvénients techniques des GPL :

- L'homogénéité du mélange air-GPL permet une meilleure régularité du couple moteur à bas régimes ,mais fait perdre environ **58 %** de puissance à haut régime, et les micros sont plus agiles. Contrairement aux carburants conventionnels,le moteur fonctionne plus

silencieusement avec moins de vibrations et le GPL brule sans laisser de dépote, prolongeant la durée de vie du moteur et des lubrifiants.Les révisions peuvent étre faites tous les **30000** Km.

- La surconsommation des GPLC est d'environ de **15** à **20 %** par rapport au carburant classique.[5]

II.7.GPL en Algérie:

Dans les pays pétrolier et gazier comme l'Algérie, l'industrie des GPL est méconnue du grand public.

En Algérie la majeure partie des GPL provient des champs pétroliers (79**%**) suite à la séparation du gaz et du traitement du pétrole brut, soit **4.35** millions de tonnes, L'autre partie est produite au niveau des raffineries du pétrole de Skikda ; Alger et Arzew **(10%).**[5]

II.7.1.Production des GPL issus des champs :

L'offre issue des champs (gisement d'hydrocarbures) représente **79 %** de l'offrenational. Le plan adopté depuis les années **1990,** s'articule autour de deux axes :

1. Le développement de nouveaux champs de gaz situés au Sud-Est de Hassi R'melpour la récupération du gaz sec, du condensât et de GPL.
2. La récupération des GPL, issus des champs, passe de **330.000** tonnes en **1996 ;**cet accroissement est du à la mise en place d'unités d'extraction au niveau deschamps suivants :

- **1979 :** Hassi R'mel.
- **1985 :** Adrar.
- **1993:** Haoud Berkaoui .
- **1995 :** Haoud el-Hamra.
- **1996 :** Oued Noumer .

Les champs de Hassi R'mel avec un apport de **3** millions de tonnes, contribue à lui seul à plus de **65 %** dans cette production, soit **57 %** de l'offre nationale des GPL.[5]

II.7.2.Demande nationale des GPL :

Le niveau de la demande nationale des GPL est de l'ordre **1.4 millions** de tonnes dont **90 %** du butane, **5 %**du propane et **5 %**des GPL carbura.

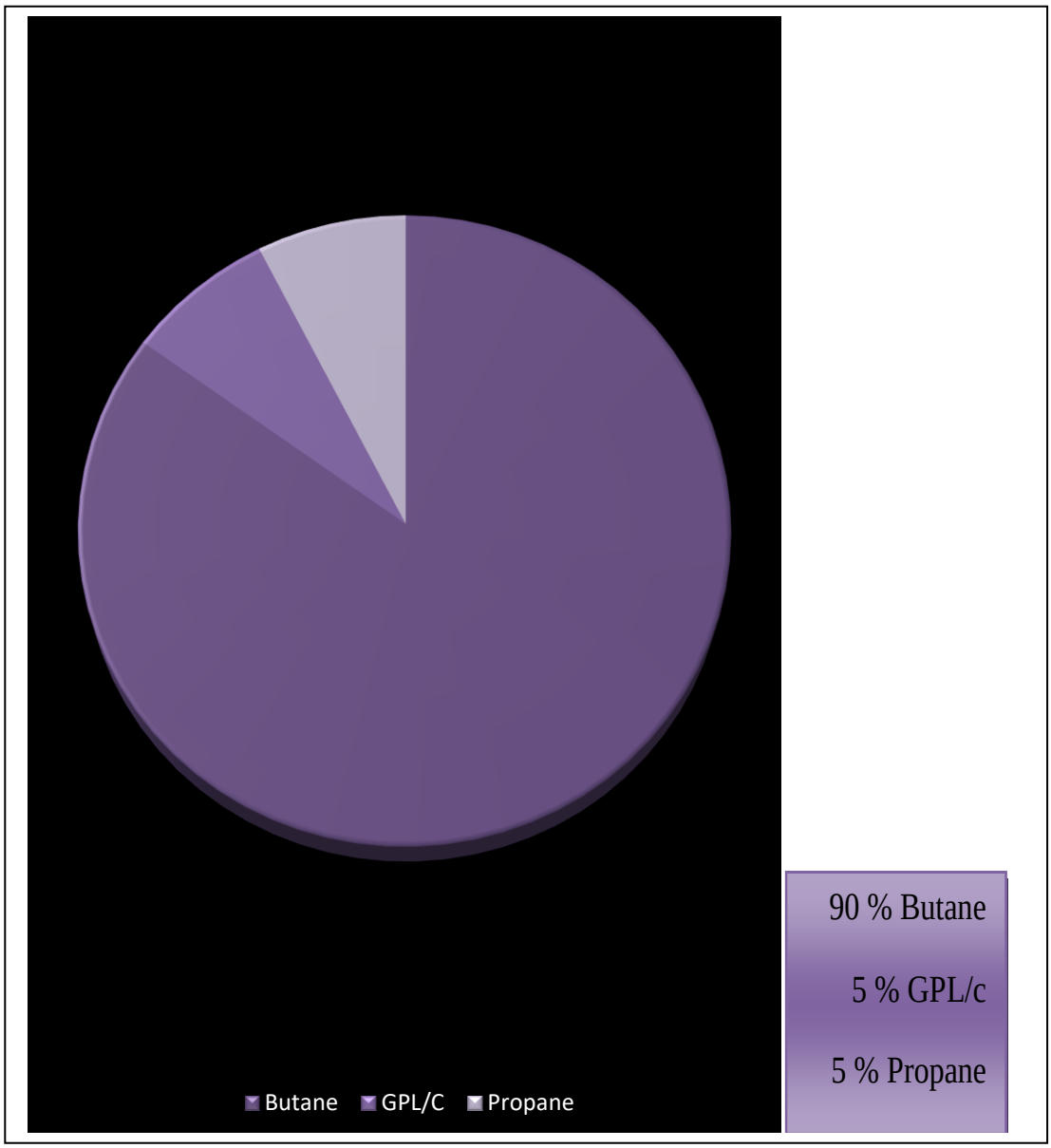
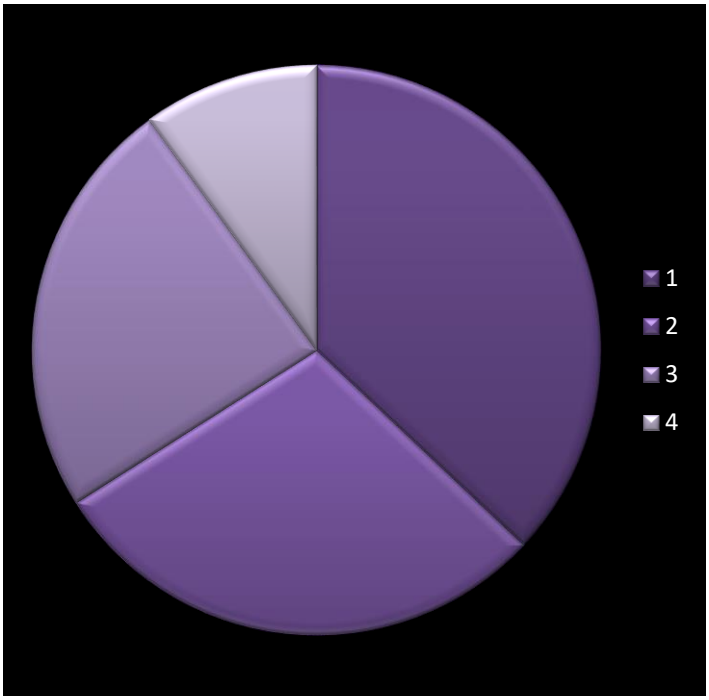


Figure II.1 : La demande nationale des GPL.



Elle repartit comme suit :
1- 516.000 tonnes (37 %) dans la région Est.
2- 401.000 tonnes (29 %) dans la région Centre.
3- 336.000 tonnes (24 %) dans la région Ouest.
4- Et en fin (10%) au Sud.

Figure II.2 : Répartition de la demande du.

II.8. Les sources des GPL :

Tout produit extrait des gisements de gaz naturel et/ou raffinage de pétrole produit des dommages irréparablesGaz de Pétrole Liquéfié. Ce sont les fractions lourdes de l'extraction dy gaz naturel.gaz naturellement méthane (un seul atome de carbone :CH4), plus communément c'est ce qu'on appelle le gaz de ville. Puisque c'est l'atome de carbone qui détermine le poids moléculaire,I Il est facile de comprendre que le GPL est la fraction lourde du gaz naturel : en fait, le butane Contenant 4 atomes de carbone, le propane contient des fractions légères et est raffiné à partir de Pétrole, 1 tonne de pétrole brut raffiné produit 30 kg de GPL, dont 2/3 de Butane et 1/3 de Propane. [5]

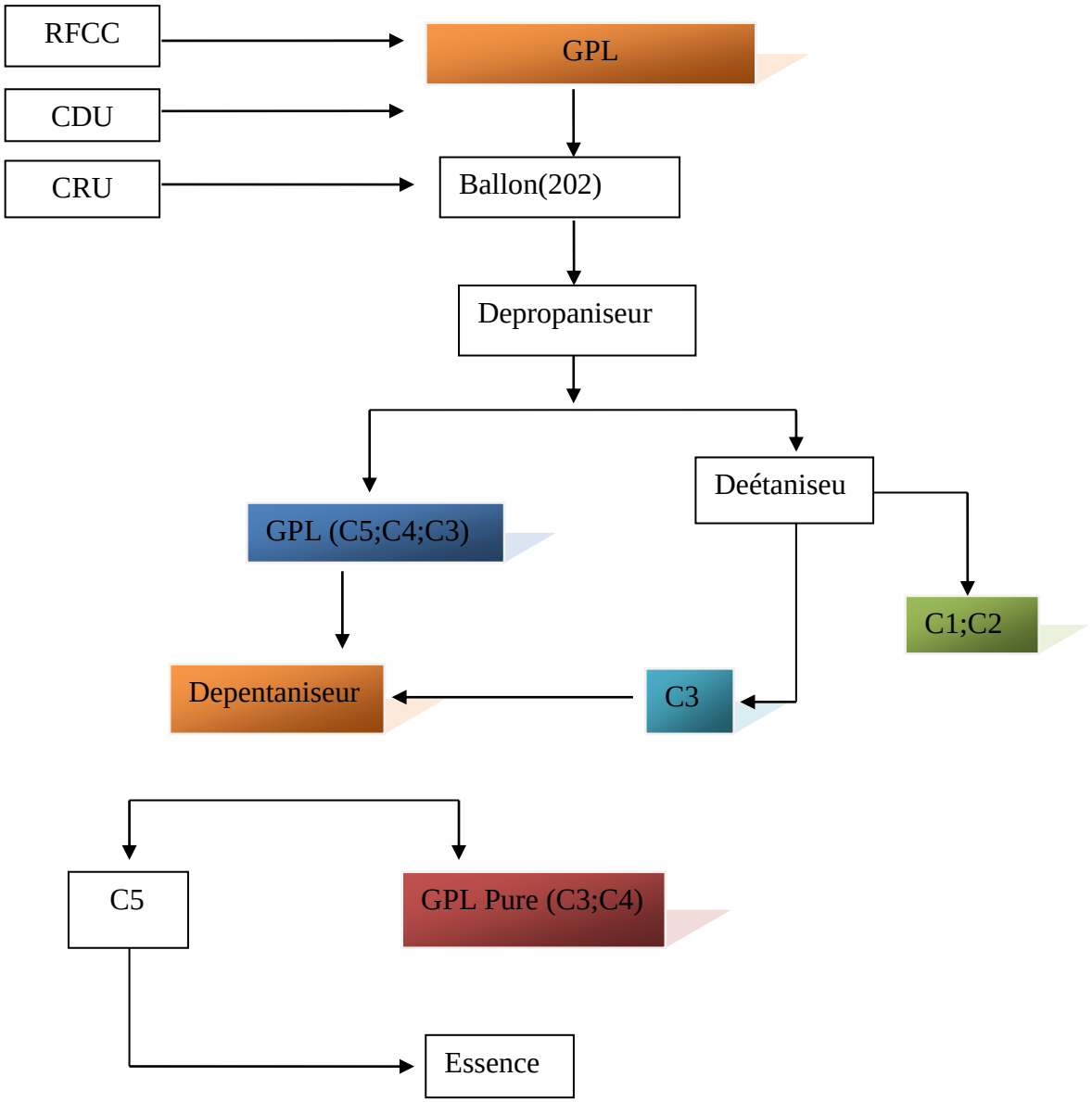


Figure II.3 : schéma- La source de GPL donne Unité de (CDU).de Gaz plante.

II.8.1. Unité de craquage catalytique RFCC (Craquage Catalytique de Fluide Résidu):

Les produits obtenus des deux unités Topping et Reforming ne représentent que 60% qui sont :

le Nafta, le kérosène, le GPL, le diesel… Les 40% restantes sont le BRA (Brut Résidu Atmosphérique) qui est de faible valeur commerciale, pour cette raison il est transformé en produits à forte valeur ajoutée.

Le rôle principal de cette unité RFCC est de produire des produits qui répondent aux besoins du marché et à forte valeur commerciale.

L'RFCC se compose principalement de deux parties : partie réactionnelle (réacteur, régénérateur) et colonne de fractionnement. [2]

II.8.1.1.Le réacteur :

Là où se passe une réaction entre le BRA et un produit appelé Catalyseur : Une substance qui augmente la vitesse d'une réaction chimique coûtant chère, il est choisi selon des caractéristiques bien étudiées. [5]

- Le mélange résidu chauffé, la partie circulante du slurry et l'huile circulant H.C.O (Heavy cycle oïl) constituent la l'alimentatio du réacteur (riser) R 203-101.
- Le laitier atmosphérique BRA est aspiré par la pompe puis refoulé à travers les échangeurs ou il est respectivement chauffé à 152 °C avec du gasoil léger , puis chauffé à 200ºC en bas de la tour de fractionnement.
- A l'entrée du réacteur, la charge est atomisée par injection de vapeur.
- Le catalyseur chaud (680 °C) du régénérateur R 203-103 est passé dans le tube incliné, avec des paramètres spécifiques de température,de pression et de débit , à travers le tiroir dans le riser puis en contact avec la charge.

En contact avec le catalyseur chaud, la charge est complètement vaporisée et les réactions de craquage catalytiques sont amorcées. Au sommet du riser les réactions sont complètes et la charge est convertie en produits. Les produits gazeux après avoir été séparés du catalyseur dans le désengager alimentent la colonne de fractionnement C 203-201.

Le mélange réactionnel (charge finement pulvérisée par la vapeur en présence du catalyseur) est introduit par la base du « riser », les réactions de craquage catalytique sont réalisées à l'intérieur tan disque les produits des réactions sont recueillis au sommet de celui-ci. Les produits passent par un système de séparation cyclonique dans une enceinte de séparation appelée « Désengager » assurant la séparation des produits des fines particules du catalyseur.

Le séparateur final (stripper), équipement où s'écoule le catalyseur provenant du Désengager. De la vapeur envoyée à contre-courant du catalyseur est utilisée pour éliminer le reste des hydrocarbures entrainés avec celui-ci.[5]

II.8.1. 2.Le régénérateur :

Cette partie dans laquelle se fait la régénération du catalyseur carbonisé (désactivé) par combustion. [5]

- Le catalyseur strippé à la vapeur s'écoule dans la tubulure inclinée et rejoint le Régénérateur : R 203-102 avec un certain débit et pression, une température de680 °C fluidisé avec l'air passe par un cyclone pour lui enlever le coke. Une fois régénéré (combustion du coke), le catalyseur rejoint le riser pour un nouveau cycle réactionnel et est appelé fluide caloporteur chargé de transporter la température du régénérateur vers le réacteur. La circulation du catalyseur est contrôlée par deux vannes à glissières asservies par deux régulateurs principaux. La vanne contrôlant le débit du catalyseur régénéré qui est introduit dans le réacteur est réglée à la température de sortie du réacteur.

II.8.1. 3. Colonne de fractionnement :

Les produits du réacteur constituent la charge alimentant la colonne de fractionnement. Celle-ci (la charge) étant vaporisée et surchauffée, des reflux sont réalisés à des niveaux différents de la colonne dans le but de faciliter la séparation entre les produits légers et lourds. Cette colonne fractionne le produit de vapeur de la section de réaction. Les produits de cette section sont l'huile à cycle lourd (HCO), l'huile à cycle léger (LCO) et le naphta lourd. Les flux de vapeur et de liquide en tête de la colonne de fractionnement sont ensuite traités dans la section Récupération du gaz (Usine à gaz). Les produits de cette section sont l'essence légère, le gaz combustible et le GPL. Le fond de la colonne est constitué par une huile lourde appelé slurry. Celle-ci est utilisée comme combustible au niveau des chaudières de la centrale électrique. [5]

- Vapeurs de tête de la colonne C 203-201 : Apres séparation des produits dans la colonne, les vapeurs de tête sont refroidies dans les échangeurs E203-201 / 1.2 par de l'eau et dans les aéro-réfrigérant A203-201 / 1.2 puis dans les condenseurs E203-202 / 1.2, finalement le mélange liquide-gaz-eau est recueilli dans le ballon de séparation D203-203 à 40 °C. La phase liquide du ballon est aspirée par la pompe P203-202 / 1.2 et refoulée dans deux directions différentes ; Vers la colonne d'absorption primaire C203-301 comme absorbant des gaz craqués et vers la section terminale du rizer (si nécessaire). Les gaz du ballon D203- 203 (gaz craqués) sont aspirés par le compresseur K-203 301 à deux étages pour compression. L'eau acide du ballon est refoulée par la pompe P203-208 / 1.2 vers le stripper se trouvant dans la section de traitement (refining).

Gasoil (L. C.O (light cycle oïl)) ce gasoil est aspiré à partir du 12eme et 14eme plateau de la colonne C 203-201 puis admis dans le stripper C203-202.

II.8.1. 3.1 Refroidissement du gasoil :

Après stripping le gasoil est aspiré par la pompe P203-204 / 1.2, il transmet la chaleur pour le résidu atmosphérique au niveau de l'échangeur E203-205, au fond de la colonne d'absorption secondaire (Riche oïl) au niveau de l'échangeur E203-206 puis est refroidi dans l'aéroréfrigérantA203-203.

En quittant l'aéro-réfrigérant A203-203, le gasoil est refoulé dans deux directions différentes :

- Vers le condenseur E203-207 puis vers la section refining de l'unité pour traitement(déshydratation …) et finalement vers le stock comme produit conforme.
- Vers le condenseur E-203 208, une fois refroidi il alimentera la colonned'absorption secondaire C203-303 au niveau du 1er plateau comme liquide d'absorption.

➢ **Reflux de tête .**

➢ **Reflux moyen .**

➢ **Huile lourde de recyclage .**

➢ **Reflux de fond [5]** .

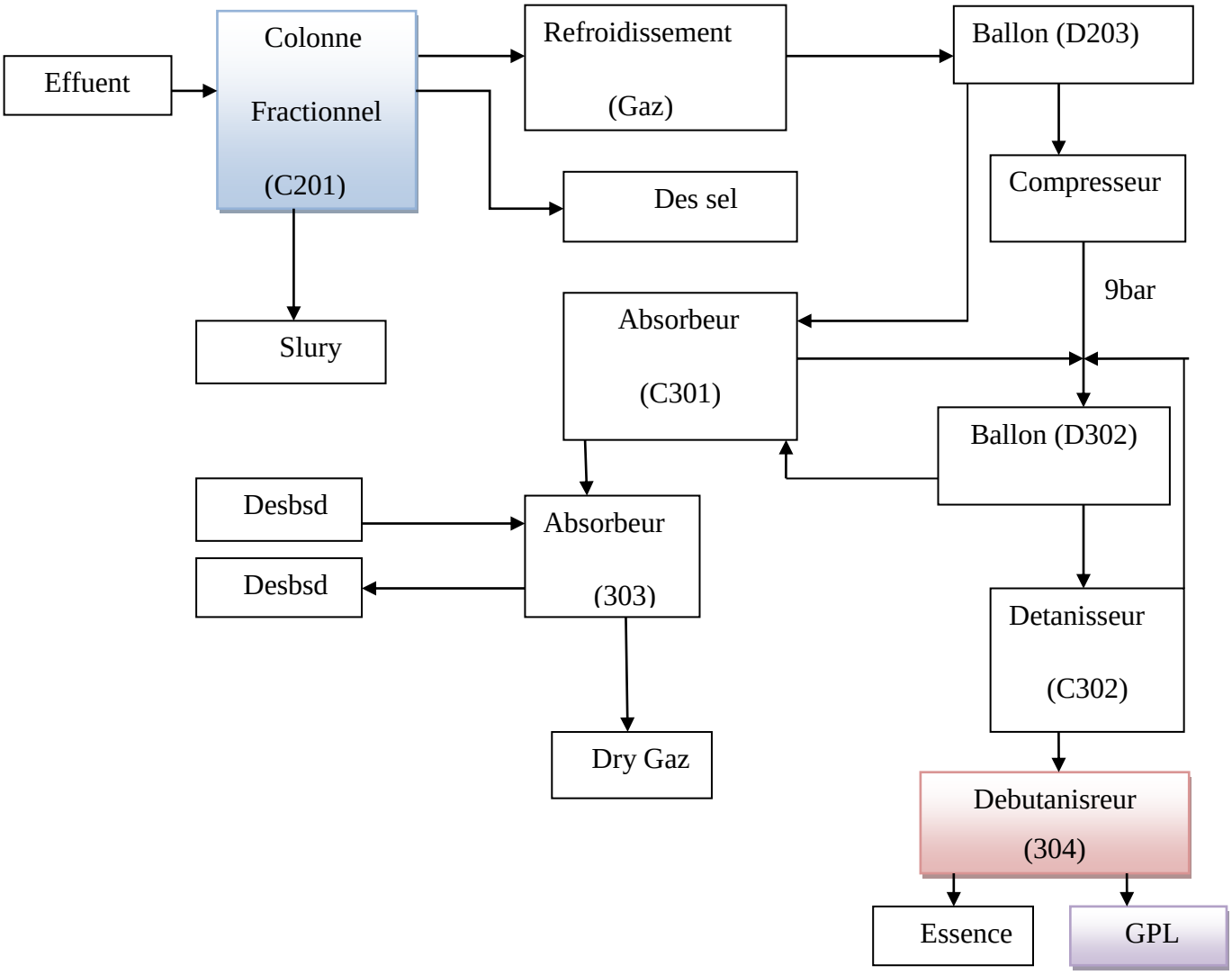


Figure II.4 : schéma -1- La source de GPL dans l'unité de (RFCC).

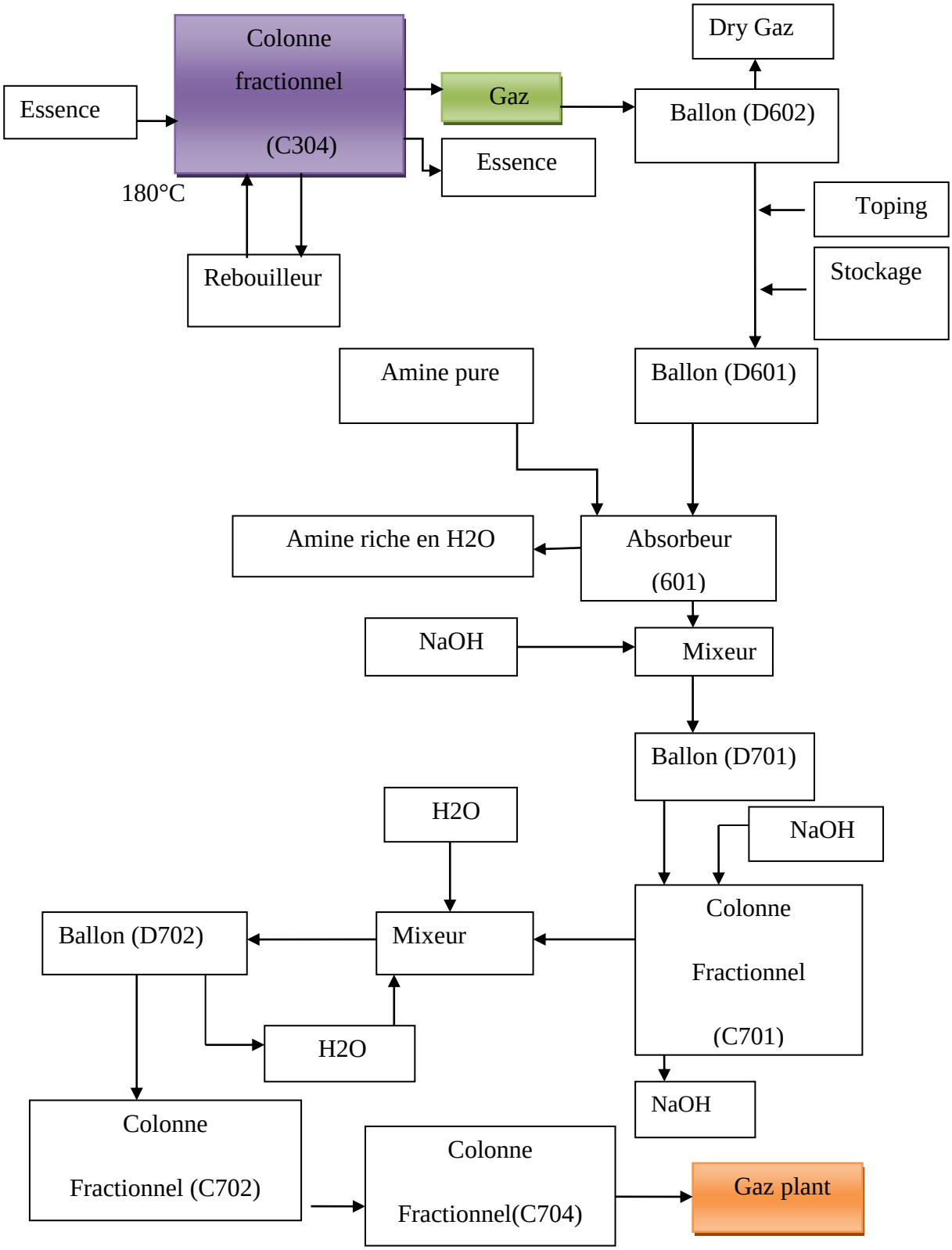


Figure II.5: schéma-2- La source de GPL donne Unité de (RFCC).

II.9. Traitement GPL RD1 unité gaz plant:

II.9.1 Dépropaniser (C-201 202) :[10].

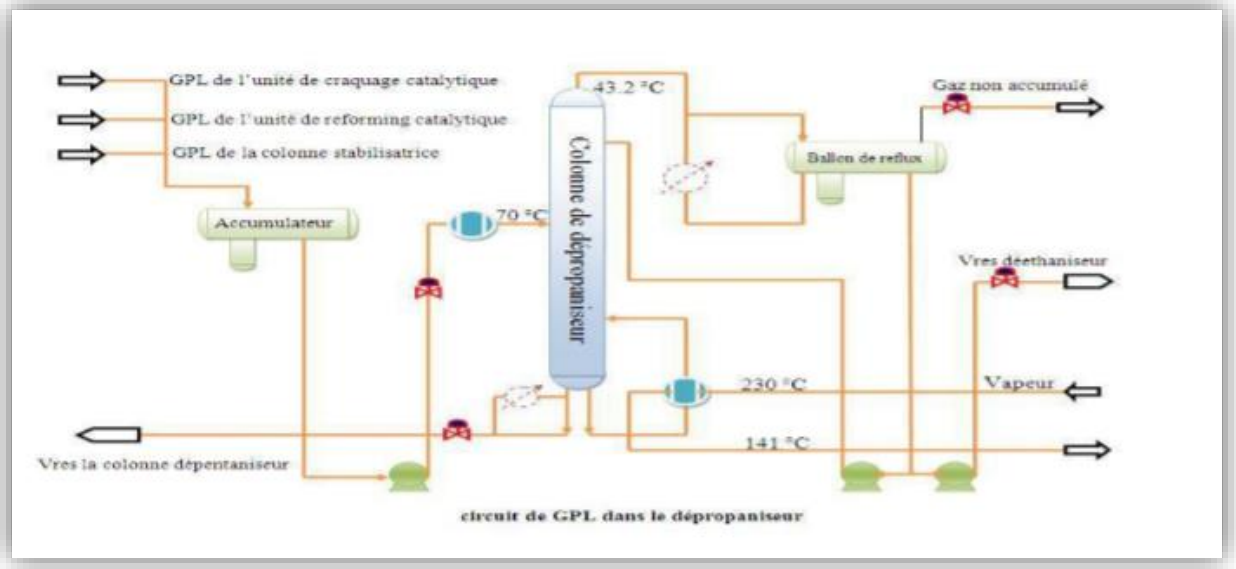


Figure II .06 : séparation le propane de la colonne de dépropaniser.

II.9.2.Deéthaniseur (C-201 203) : [10]

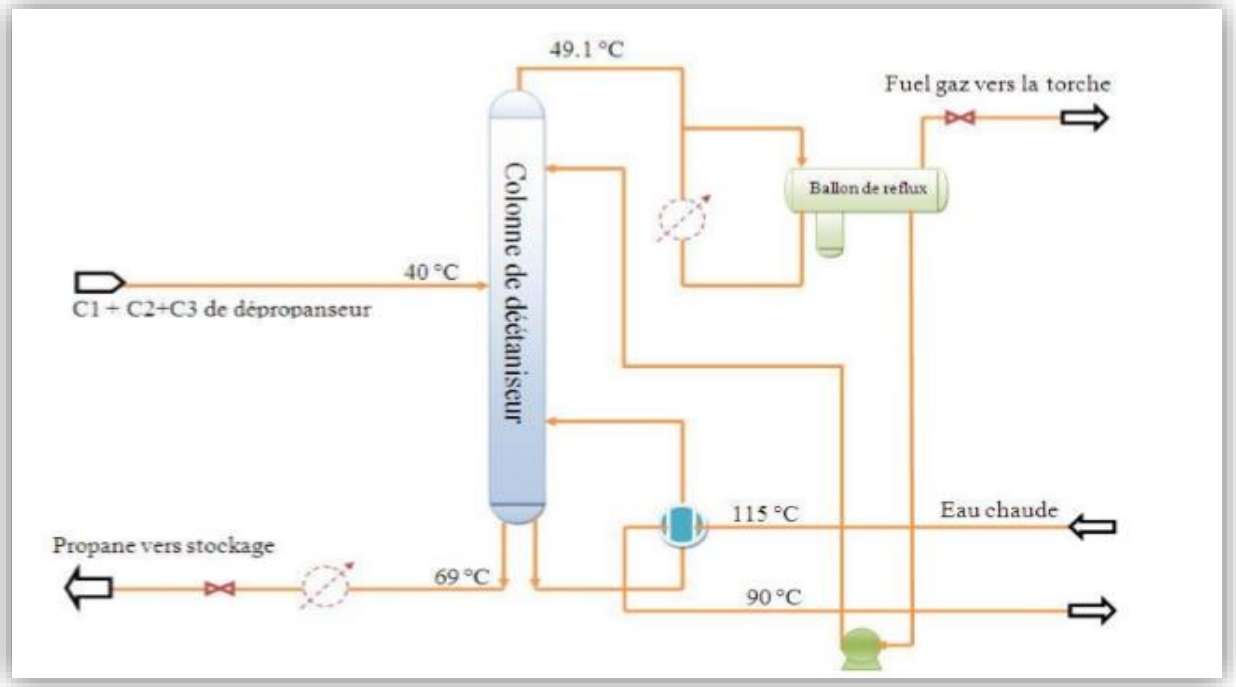


Figure II.07 : séparation le propane de la colonne de deéthaniseur.

II.9.3. Dépentaniser(C-201 204) :

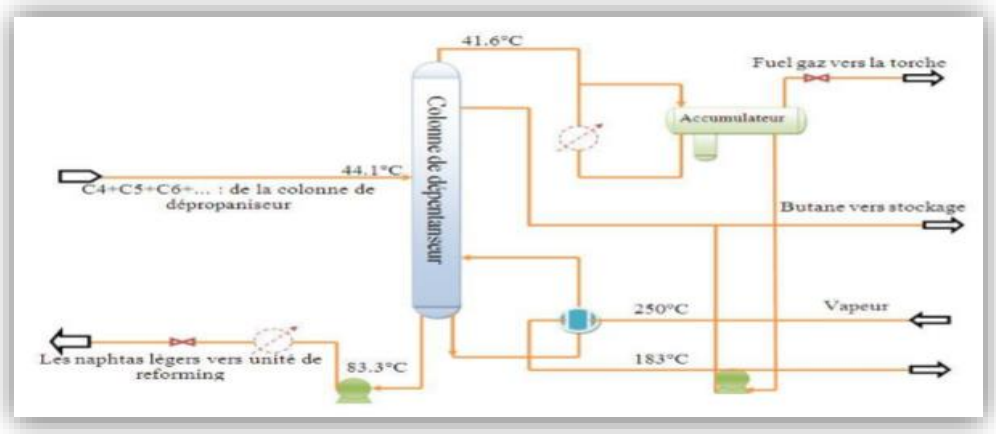


Figure II.08 : circuit dr gaz depuis la colonne de dépentanise.

II.10.Conclusion:

Dans ce chapitre nous sommes arrives à comprendre les procédés de raffinage du pétrole avec ses différentes étapes. Nous avons conclu aussi, que l'unité RFCC se compose principalement de quatre sections: la section réactionnelle (réacteur/régénérateur), la section fractionnelle, la section pompage des produits finis et la section stockage. Notre travail porte sur l'étude de la section de dépropanisation et la description du rôle de chaque équipement.

CHAPITRE III :

Procédés de distillation.

III-1.Introduction :

La distillation est un processus de séparation des mélanges liquide sou des solutions en leurs composants différents les uns des autres par leur température d'ébullition. Le procédé de distillation atmosphérique est à la base de traitement du brut. Le brut est formé d'une série des hydrocarbures avec des caractéristiques différentes, et pour pouvoir être utilisé de façon correcte, il doit être fractionné en groupes ayant des caractéristiques bien définies et plus homogènes. La distillation est le procédé qui permet le fractionnement du brut en se servant de la différence qui existe entre les points d'ébullition des différents groupes d'hydrocarbures. Les caractéristiques de ces groupes sont liées aux besoins spécifiques du marché pour les produits utilisables directement et ceux des unités de processus pour les produits destinés au traitement ultérieur. En pratique la séparation du pétrole brut est réalisée dans une colonne unique (atmosphérique ou sous vide) possédant des soutirages latéraux. La colonne de fractionnement est un appareillage cylindrique vertical menu des plateaux qui assurent le contact intime entre la phase liquide et la phase vapeur. La chaleur nécessaire pour la distillation est assurée par le four, qui est un équipement de transfert thermique qui produit l'énergie par la combustion d'un combustible gazeux ou liquide ou solide[7].

III.2. Les types de distillation au laboratoire :

Comme on a vu précédemment qu'après chaque découverte d'un gisement du pétrole, on procède à des analyses afin d'évaluer la composition de ce dernier en fractions légères et prévoir le schéma de traitement adéquat, parmi ces analyses, les distillations au laboratoire dont on connaît 04 types, qui sont[8]:

III.2.1. Distillation Parfaite (TBP):

C'est une distillation avec rectification, elle s'effectue dans une colonne garnissage qui équivalant environ (10 plateaux théoriques) et fonctionne avec un taux de reflux bien déterminé au sommet de la colonne, passe tout d'abord la totalité du constituant le plus volatil suivi des constituants purs par ordre de volatilité .

Cette distillation est dite parfaite parce que le constituant le plus volatil passera le premier. Sa température de passage demeure constante et égale à st température d'ébullition puis brusquement apparaît le constituant suivant, dont la température de passage montera jusqu'à satempérature d'ébullition qui d'ailleurs demeure constante jusqu'à son épuisement. Cette TBP présente une grande sélectivité produite désirés. La TBP sert à analyser des nouveaux gisements et évaluer la composition des produits extraits du pétrole brut et fixer le rendement de certaines fractions. Ces renseignements seront directement exploités par le raffineur ainsi ils permettent le dimensionnement des unités de raffinage[7].

III.2.2. Distillation Progressive Simple :

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

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

La courbe de distillation obtenue est composée entre la température de bulle du mélange et la température d'ébullition du constituant le moins volatil. Évidemment, ce procédé ne représente

aucun intérêt théorique puisqu'il ne permet d'isoler les deux constituants (A et B) dans le cas d'un mélange binaire .

III.2.3. Distillation ASTM: (American Society for Testing and Materials):

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

Ces distillations ASTM sont utilisées pour fournir les spécifications distillatoires des produits pétroliers. Cela présente l'avantage d'être assez rapide alors que la distillation TBP (plus précise et plus représentative de la composition des produits) est très longue[8].

III.2.4. Distillation par la méthode de flash:

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

Cette distillation nous permet de tracer une courbe montrant la variation de la température en fonction du rendement des fractions. Cette courbe portant le nom de courbe de flash détermine le régime thermiquede la tour de distillation. Mais, étant donné que cette distillation prend une longue durée pour la faire, alors le tracé de la courbe se fait à partir de la TBP, en utilisant les méthodes de :

- Obryadtchicov-semidovitch.
- Nelson-kharvy.
- Méthode demister.
- Méthode de maxwell.

Remarque : Les méthodes de construction de CF sont basées sur la dépendance entre la TBP et CF, les angles d'inclinaison et on admet que la courbe CF est une ligne droite[8].

III.3.distillation industrielle :

III.3.1 La distillation atmosphérique :

La première étape de raffinage consiste à séparer les différents hydrocarbures en fonction de leur température d'ébullition. Les deux principaux procédés de séparation sont :

- La distillation atmosphérique.
- La distillation sous vide.

A l'issue de cette étape, on obtient des produits appelés (bases). Le brut est chauffé à environ 350°C, puis distillé dans une colonne de 40 à60m de hauteur. Dans cette colonne, les produits sont séparés en fonction de leur température d'ébullition et sous une pression de 1 à 3 atmosphères .

Le long de cette colonne se trouve les plateaux qui permettant un contact entre la phase vapeur ascendante et la phase liquide descendante .

Les produits les plus légers (basse température d'ébullition environ 30°C) sont récupérés en haut de la colonne tandis que les plus lourds (haute température d'ébullition, plus de 375°C) se concentrent en bas de la colonne .

En effet, les hydrocarbures les plus lourds restent sous forme liquide tandis que les molécules de masse faible ou moyenne passent à l'état de vapeur et s'élèvent dans la colonne. Au cour de leurs montées elles se refroidissent et reviennent à l'état liquide et sont collectées à différents étages sur les plateaux .A chaque étage de la colonne de distillation correspond une température moyenne située entre les points de rosée (condensation) et de bulle (vaporisation) des produits que l'on souhaite récupérer, la figure 1 représente un schéma simple d'une colonne de distillation atmosphérique. La pression dans la colonne diminue de bas en haut[8].

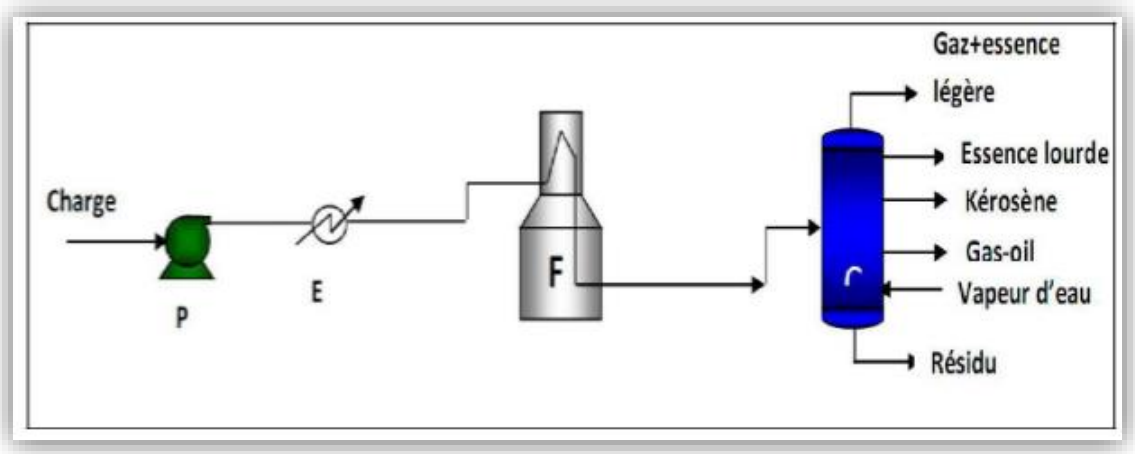


Figure III.01 : section de la colonne distillation.

A partir de la colonne de distillation on obtient :

- Un produit de tête (gaz non condensable, GPL, essence totale).
- Trois coupes latérales (kérosène, gasoil léger, gasoil lourd).
- Un résidu atmosphérique au fond.

Chacun des produits latéraux de la colonne principale à sa propre colonne de stripping ou sont éliminés les plus légers. Le stripping s'effectue à l'aide de la vapeur à basse pression, surchauffée pour le gasoil léger et lourd, et par rebouillage pour le kérosèn.

III.3.2. Description de la colonne de distillation atmosphérique :

La colonne de distillation est un appareil cylindrique vertical avec une hauteur qui dépend du nombre de plateaux qu'il contient et la distance entre eux.Les plateaux sont de types à clapet qui permettent d'assurer un contact intime entre la phase liquide descendante et la phase vapeur ascendante. Elle est constituée de trois zones :

1)Zone d'alimentation ou zone de flash :

C'est la zone d'injection de la charge chauffée à une température de 350°C, ou s'effectue la séparation en phase liquide et en phase vapeur. Elle doit assurer une bonne séparation des phases et protéger les parois contre l'érosion, pour ce là, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placéeverticalement. Il est compris entre le 5emeet le 6eme plateau.

2)Zone de rectification :

On effectue la rectification à partir des plateaux qui varie entre 42 à 46 plateaux .Elle permet d'obtenir des produits légers par le stripping et les soutirages allant du gaz jusqu'au gasoil lourd.

3)Zone d'épuisement :

Elle se trouve à la partie basse de la colonne, comprend environ 5 plateaux .A partir de cette zone, on obtient le résidu atmosphérique qui est utilisécomme matière premièreà la distillation sous vide pour la production des huiles lubrifiantes, avec l'injection de la vapeur d'eau surchauffée et sous basse pression pour éliminer les constituants les plus volatiles restantdans le résidu .Pour que la colonne fonctionne normale et pour l'augmentation de la qualitédes produits on utilise :

a)Stripping :

En général les produits soutirés soit du fond de la colonne, soit latéralement ne sont pas corrects en leur point initial, ce qui incite à effectuer une opération de correction pour ces soutirages, et afin de limiter la teneur en hydrocarbures légers, par l'injection de la vapeur d'eau surchauffée à 400°C et à basse pression .

Le stripping du kérosène et le solvant lourd qui nécessitent une absence totale d'eau se fait par rebouillage .

b)Soutirage :

Les soutirages latéraux, à partir de la partie inférieure de la colonne vers le haut ont pour fonction d'absorber une quantité de la chaleur soit : kérosène, gasoil léger, gasoil lourd .

c)Reflux :

Afin de contrôler la température dans les différentes parties de la colonne, on utilise les reflux suivants :

- Reflux de tête : Il est injecté au sommet de la colonne, ce sont les vapeurs de tête àl'état liquide après une condensation à une température qui varie généralement entre40 à 45 °C, ce qui permet de régler la température entête de la colonne. La quantité de reflux de tête varie de 2 à 4 fois plus grand que la quantité d'essence légère.
- Reflux chaud : Il est injecté au fond de la colonne après son chauffage par le rebouilleur pour augmenter la température du résidu afin d'évaporer les constituants les plus volatils.
- Reflux circulant intermédiaire et reflux circulant intérieur : Ils sont utilisés pour contrôler la température le long de la colonne au niveau des plateaux de soutirages latéraux. Il y a deux reflux:
  1. Une fraction entre le gasoil léger et le gasoil lourd.
  2. Une fraction entre le gasoil lourd et le résidu.

A.Avantage :

- Ils diminuent la quantité de vapeur au sommet de la colonne ce qui implique la diminution du diamètre de la colonne.

- L'augmentation de la capacité de la colonne à cause de la diminution de la quantité de vapeur.

B.Inconvénients :

- On prévoit des plateaux supplémentaires.
- Diminution de la quantité des soutirages latéraux encadrant ces reflux.

A la fin de l'opération de distillation, on a les fractions qui sont caractérisées par les points d'ébullition initiale et finale.

Tableau III.01 : points initial et final des fractions pétrolières.

GPL	Naphta A	Naphta B	Naphta C	Kérosene	Gasoil léger	Gasoil Lourd	Résidu
< 28 (°C)	28 ÷ 65 (°C)	65 ÷ 150 (°C)	150÷ 180 (°C)	180 ÷ 225 (°C)	255 ÷ 360 (°C)	320 ÷ 380 (°C)	>380 (°C)

III.4.Variables opératoires et leur influence :

A.Température de sortie du four :

La chaleur nécessaire à la distillation est fournée avec la charge qui est donc partiellement vaporisée. Le degré de vaporisation (à pression constante) dépend de la température de sortie du four. Le produit sortant des fours est vaporisé environ le 67 à 82%, une augmentation de température du brut entrant dans la colonne détermine (les prélèvements sont égaux) une augmentation du reflux en tête de la colonne favorise l'échange liquide / vapeur sur les plateaux, en déterminant un meilleur fractionnement .

La température de transfert line doit être maintenue à de telles valeurs que des phénomènes de cracking de la charge soient évités puisqu'ils pourraient produire la formation de charbon sur les parois internes des tubes.

B.Pression dans la colonne:

La pression dans la colonne est un paramètre opérationnel qui est normalement maintenu constant. Une augmentation de la pression provoque de toute façon (dans le cas où la

température de transfert resterait constante) une réduction de pourcentage de vaporisation du brut. En outre, le fractionnement entre les produits devient plus mauvais .

C.Température de tête de colonne :

La température de tête de la colonne doit être telle à permettre la sortie à l'état de vapeur de 100% du produit de tête de la colonne ayant l'intervalle d'ébullition désiré .Les conditions opératoires restant les mêmes, une augmentation de la température de tête cause une réduction du reflux intérieur, une augmentation de la température des plateaux avec un alourdissement de tous les produits .La variation de la température du reflux en tête de la colonne influence le débit du reflux luimême est par conséquent le fractionnement .

D.Quantités des prélèvements :

Les quantités de chaque prélèvement déterminent le reflux interne de la colonne et influencent par conséquent aussi les intervalles d'ébullition des prélèvements .On peut agir sur la quantité de prélèvement pour varier les caractéristiques des coupes (point final, densité, …etc.) de chaque produit. Si on veut par exemple, augmenter le point final d'un prélèvement, on augmente sa quantité prélevée de la colonne, les points finaux des produits audessous augmenteront eux aussi et pour les ramener aux valeurs initiales .

E.Injection de vapeur surchauffée dans le fond de la colonne :

L'injection de vapeur surchauffée provoque une diminution de la température d'ébullition des composants. Par conséquent, elle vérifie l'élimination des fractions les plus légères du résidu, le point d'inflammabilité et la viscosité du produit se modifient .

F.Recirculation des pump rounds (reflux circulant intermédiaire):

La fonction des pump rounds est de soustraire de la chaleur de la colonne de distillation en permettant ainsi la condensation des coupes la térales.La chaleur soustraite est cédée au brut dans des échangeurs. Puisque le pump around est prévu pour régler un certain équilibre de la charge liquide et de la vapeur le long de la colonne et encore pour assurer un certain échange thermique, il est évident que les quantités de recirculation doivent être les plus proches de celles de calcul.

III.5.Types d'installations de distillation du pétrole :

Il existe trois types de distillation atmosphérique. Le choix de ces types est lieux deux façons[8].

1. La nature du pétrole brut à traiter.
2. Les produits à obtenir.

III.5.1. Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne :

Ce type de schéma est utilisé pour traiter un pétrole brut à faible teneur en fractions légères et peu sulfuré, afin d'éviter la corrosion de la colonne principale, qui est très coûteuse.

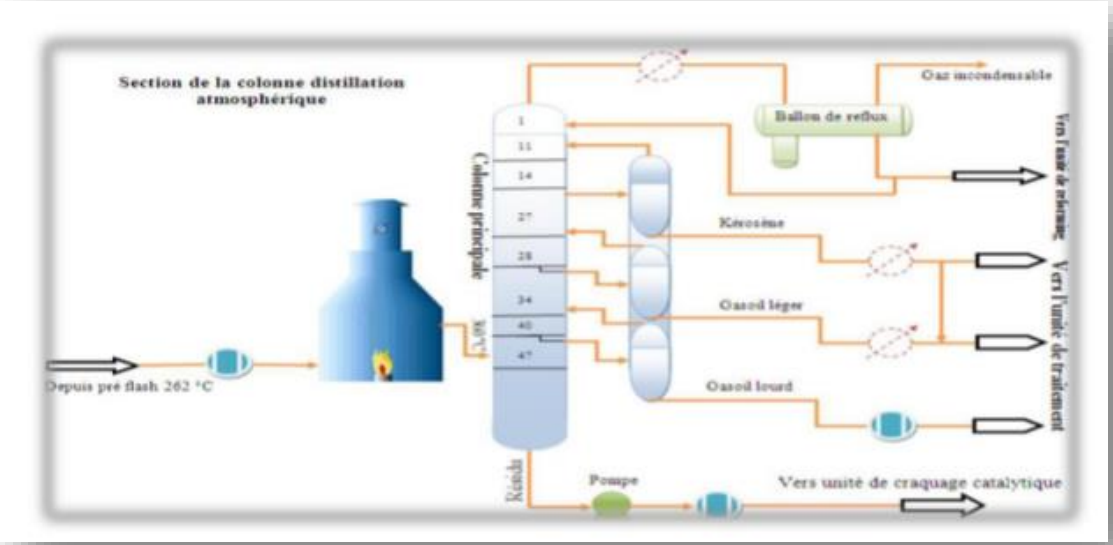


Figure III.02 : schéma de distillation atmosphérique dans une seule colonne.

Avantages :

- Le schéma est simple.
- On peut utiliser les basses températures (entre330°et 380°) pour la rectification du pétrole, la vaporisation des fractions lourdes s'effectue en présence des coupes légères.
- Ce schéma est compact (c'est-à-dire ne prend pas beaucoup de surface).
- La capacité de l'installation est petite.
- Cette unité ne traite pas le pétrole léger qui contient beaucoup d'essence à cause de l'augmentation de la pression dans la colonne, raison pour laquelle il faut une grande épaisseur des parois et le prix de revient augmente.
- Il est difficile de maintenir le régime de la colonne de fractionnement constant (pression, température …etc.) si la teneur en essence et en eau varie dans le pétrole.

- C’est une unité destinée pour traiter le pétrole lourd.

III.5.2. Unité de distillation atmosphérique du pétrole avec pré distillation :

Ce type de schéma permet de traiter un pétrole brut non stabilisé et sulfureux (Figure III.03).

A.Avantage :

- Le schéma est simple et permet de traiter des différents pétroles avec une bonne qualité de fractionnement. Le pétrole qui ne contient plus des fractions légères.
- (flashé) ne provoque pas l’augmentation de la pression dans le four et dans la colonne atmosphérique.
- L’élimination des fractions légères (dans la colonne de pré distillation) permet de diminuer la puissance du four parce que le débit de brut étêté est inférieur à celui du pétrole brut.
- La capacité de l’installation est élevée.
- Possibilité de traiter les pétroles bruts non stabilisés avec une teneur élevée en

B. Inconvénients :

- Nécessite d’utiliser une haute température à la sortie du four pour pouvoir.
- évaporer les fractions lourdes dans la deuxième colonne.
- La consommation d ‘énergie est supérieure de 40% par rapport au schéma à seule colonne.
- Il faut avoir une colonne supplémentaire, deux pompes supplémentaires pour charger le four et pour le reflux froid.
- Complexité de l’unité.

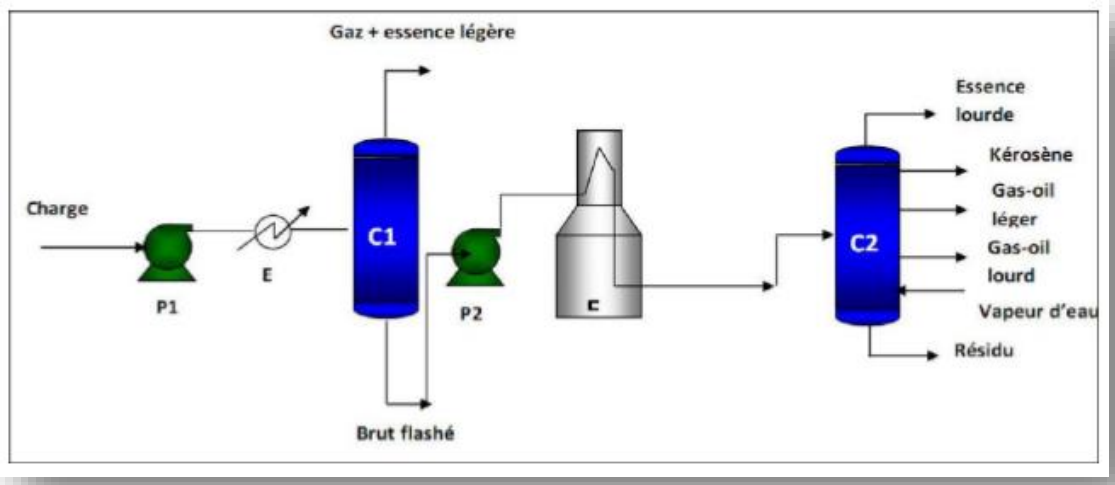


Figure III .03 : schéma de distillation atmosphérique avec une colonne de Pré distillation [9].

III.5.3. Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash:

Cette installation consiste à traiter une charge contenant une quantité importante en fractions légères .

A. Avantages :

- Grande capacité de l'unité.
- Possibilité de traiter les pétroles légers (mais à condition que le gaz ne dépasse pas1.5%).
- Evaporation préalable de l'essence légère du pétrole diminue la capacité du four.
- Absence de la pression exagérée dans le système four-pompe.

B. Inconvénients :

- Si la teneur en fractions légères varie, la marche de la colonne est mauvaise.
- La complexité et l'impossibilité de distiller le pétrole brut riche en composés sulfureux[8].

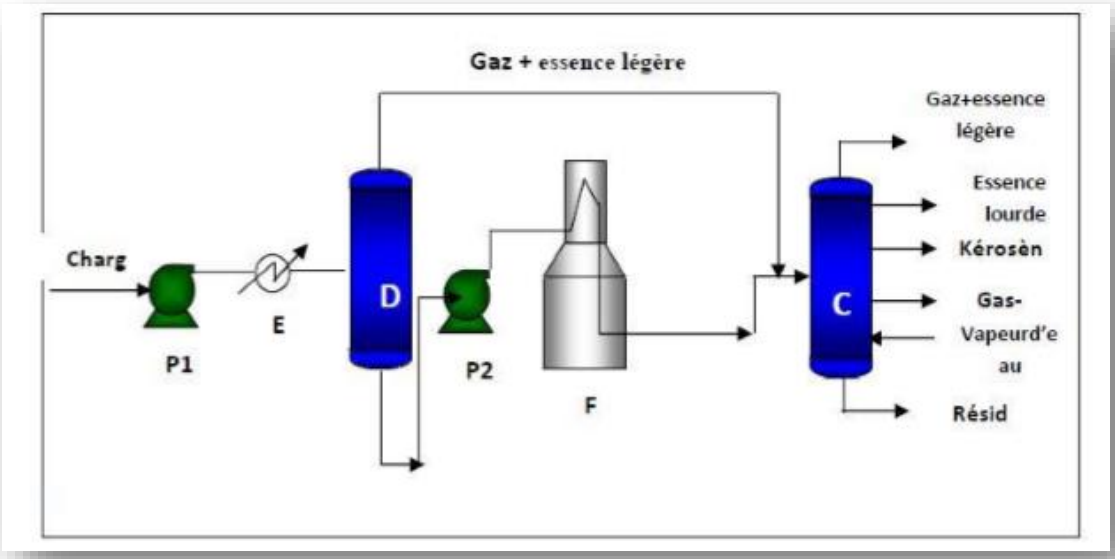


Figure III.04 : Schéma de distillation atmosphérique avec (ballon de flash) .

III.6. Distillation sous vide:

La distillation sous vide est réservée au fractionnement des produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient supérieures au seuil de craquage, où à la redistillation des produits nobles qu'un nouveau chauffage risquerait d'altérer. On trouve ainsi en raffinerie le fractionnement sous vide du brut réduit atmosphérique, pour obtenir des coupes lubrifiantes de base, la redistillation des huiles après traitement au solvant, laredistillation des essences spéciales et la préparation de charge des unités de craquage pour sortir un gasoil sous vide à partir du résidu atmosphérique .

III.6.1. Unité de distillation atmosphérique:

Cette unité est conçue pour traiter 600 000 tonnes de brut par an (sa capacité maximale est de 700 000 tonnes ⁄ an tandis que sa capacité minimale est de 420 000 tonnes/a).Principales spécifications du brut traité :

- Densité : 0.834 g/l ;
- Teneur en NaCl : 8 mg/l ;
- Teneur en soufre : 0.14 ٪;
- Acidité : 0.04 mg KOH/g.

Au vu de ces spécifications, le brut traité est classé comme étant un brut aromatique à faible teneur en soufre.

III.7. Le procédé:

Dans les tours de distillation atmosphérique, le pétrole brut dessalé est préchauffé en utilisant la chaleur recyclée provenant des procédés. Cette charge est ensuite acheminée vers un réchauffeur à chauffage direct, puis vers le bas d'une colonne de distillation verticale, à des pressions légèrement supérieures à la pression atmosphérique comme colonne de Pré flash C201101 0.3MP Mais la colonne de distillation ATM C201102 est presque sou vide de 0.05MPdes températures allant de 350°C à 365°C, pour éviter tout craquage thermique indésirable. Les fractions légères se diffusent dans la partie supérieure de la tour, d'où elles sont soutirées en continu et acheminées vers d'autres unités (craquage catalytique RFCC et reformage catalytique CRU comme naphta, kérosène, gasoil, et résidu ATM) en vue de subir un traitement plus poussé avant d'être mélangées et distribuées[1].

Les fractions ayant les points d'ébullition les plus bas, comme le gaz combustible et le naphta léger, sont soutirées au sommet de la tour sous forme de vapeurs. Le naphta, ou essence de distillation directe, est repris à la partie supérieure de la tour comme produit de tête .Ces produits sont utilisés comme matières premières et de reformage, essences de base, solvants et gaz de pétrole liquéfiés .

Les fractions ayant un intervalle d'ébullition intermédiaire, dont le gasoil, le naphta lourd et les distillats, sont soutirées latéralement dans la section médiane de la tour. Elles sont soumises à des opérations de finition en vue d'être utilisées comme kérosène, carburant diesel, mazout, carburéacteurs, matières premières des unités de craquage catalytique et essences de base. Certaines de ces fractions liquides sont débarrassées de leurs produits plus légers qui sont réinjectés dans la tour comme reflux descendants .

Les fractions plus lourdes à point d'ébullition plus élevé (appelées résidus) qui se condensent ou qui restent dans la partie inférieure de la tour sont utilisées comme fiouls ou matières premières pour les unités de production de bitume ou de craquage, ou sont acheminées vers un réchauffeur et une tour de distillation sous vide pour subir un fractionnement plus poussé[1].

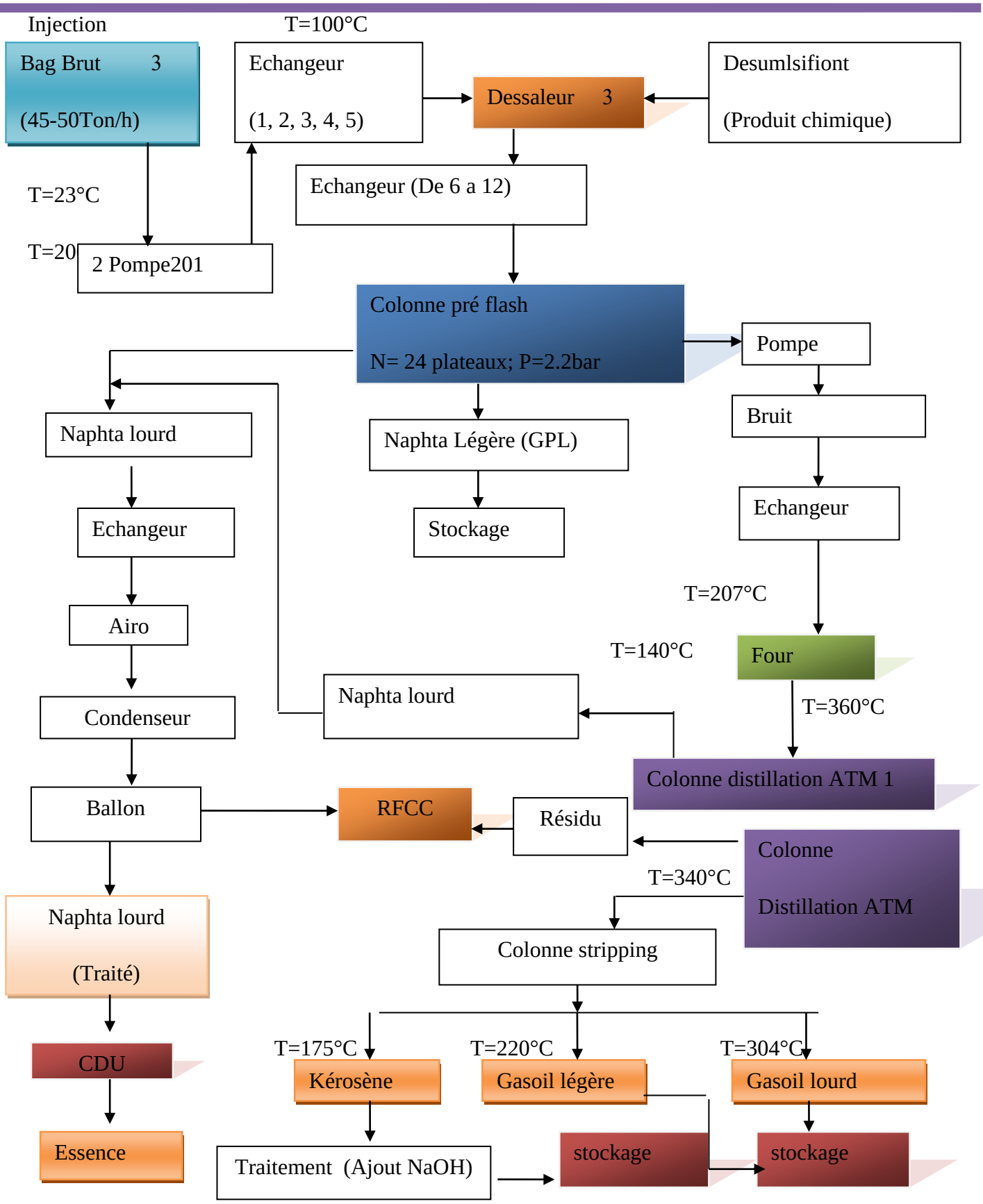


Figure III.5: Plan de Distillation Atmosphériqu

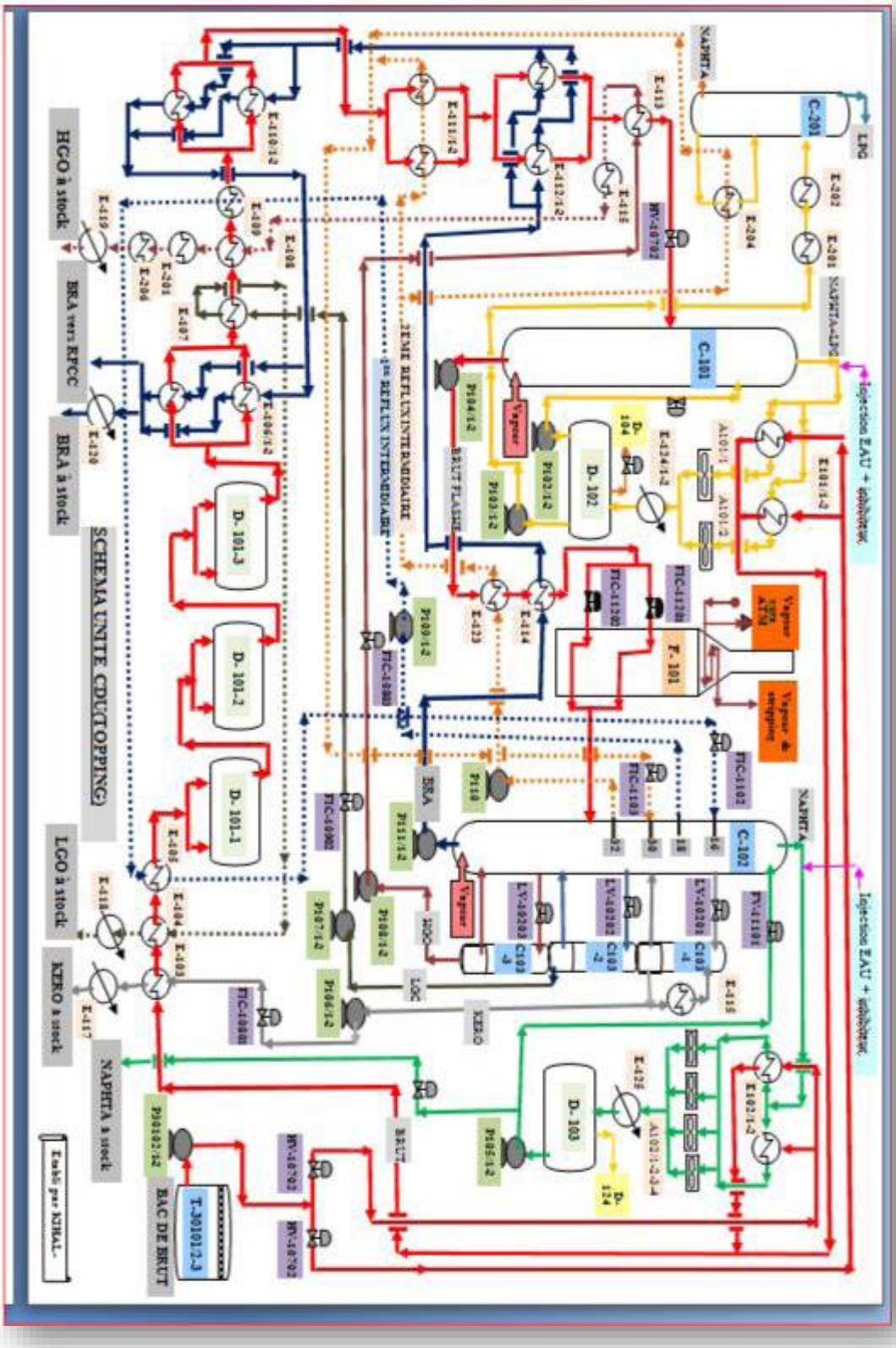


Figure III.6 : schéma du l'unité de TOPPING (CDU).

III.8. Traitement chimique des L.P.G:

Si la teneur en soufre des L.P.G est élevée, un raffinage est réalisé 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 P-201 117 dans la ligne des L.P.G, après lavage la séparation entre la soude usée et les L.P.G raffines se faiteau niveau du ballon D-201 106. Un 2e lavage à l'eau fraîche des L.P.G est réalisé par la P-201 116 afin éliminer tout reste de soude, la séparation se fait au niveau du ballon : D-201 107. A la sortie du D-201 107, les L.P.G raffines ont une teneur en soufre répondant aux normes.

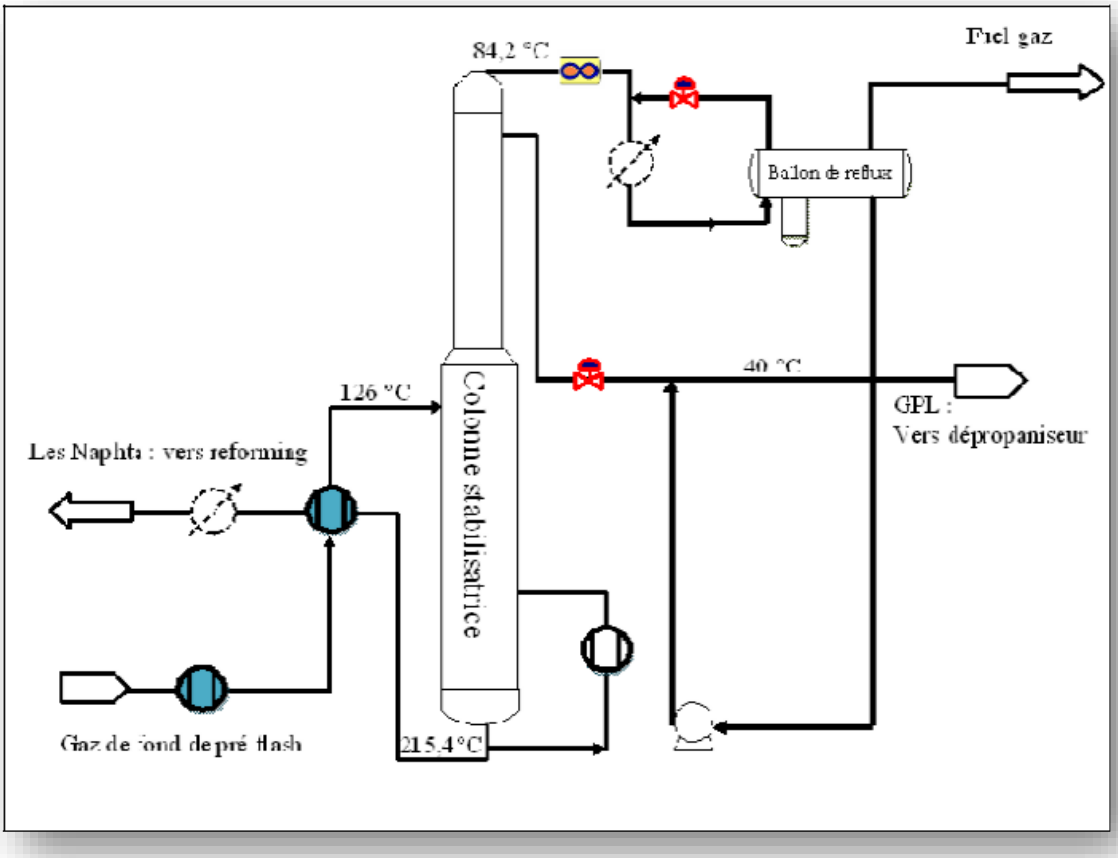


Figure III.7 : Circuit de gaz depuis la colonne de pré flash.

III.9. Principe de distillation atmosphérique :

Le principe de la distillation est simplement basé sur le fait que les températures d'ébullition des différents alcanes sont bien séparées d'un groupe d'alcane à l'autre, onparle d'un fractionnement par coupe. Le fait que tous les hydrocarbures ne passent pas tous à l'état gazeux à la même température est lié à la masse molaire de la molécule considérée, un hydrocarbure estd'autant plus volatil que sa masse molaire est faible (nombre d'atomes de carbone petit). Industriellement, cette distillation se fait dans une tour de 40 à 60 mètres de hauteur, comportant jusqu'à 50 plateaux. On chauffe dans le four le brut à 370°C et on l'envoie dans la tour où règne une pression égale à la pression atmosphérique : c'est la distillation atmosphérique. Les produits récoltés aux différents étages (le moins volatil en bas et le plus volatil en haut) sont des mélanges de propriétés voisines, ce sont les coupes[2] .

En tête de colonne, on récupère les produits les plus volatils à l'état gazeux **(C1-C4).**

- La température d'ébullition du mélange décroît avec sa hauteur dans la colonne et on sépare les gazoles*(***C13-C20)**, le kérosène**(C10-C13)**, matière première du carburéacteur, puis le naphta**(C5-C10),** qui permettra de produire les essences ordinaire et super.
- En fond de colonne : les hydrocarbures les plus lourds **(*C>20***, à plus de 20 atomesde carbone par molécule), appelés « résidus atmosphériques ». Ce sont ceux dont le point d'ébullition est le plus élevé. Pour subir une séparation plus poussée, ilsdoivent être distillés sous vide. Les coupes plus précises peuvent souvent être obtenues avec des fourchettes de températures différentes, qui correspondent à des hauteurs particulières de récupération dans la colonne de distillation.

- **Les coupes C1-C4** : les mélanges d'alcanes avec des molécules de CH4 àC4H10) (ce sont les plus les plus légères), sont gazeux à température expression ordinaires, ils sont le plus généralement utilisés comme gaz combustibles (usages domestique et industriel) et comme matières premières pour la pétroléochimie.
- **Les coupes C5-C6** : ébullition 20-60 °CDonnent des éthers de pétrole et des solvants.

- **Les coupes C6-C7** : (ébullition 60-100 °C)Donnent du naphta léger, sont essentiellement utilisées comme solvants.
- **La coupe C6-C11**(ébullition 60-200 °C) donne l'essence, base de la fabrication des carburants, et également, pour la partie appelée naphta (C6-C10), la matière première soumise au vapocraquage pour la pétroléochimie[9].
- **La fraction C11-C16**(ébullition 180-280°C) donne le kérosène, principalement utilisée comme carburant dans lesturboréacteurs et les moteurs diesel et comme combustible (fioul léger) pour lechauffage domestique.
- **à C18**(ébullition >350 °C) : Constitue le résidu atmosphérique et est utilisée comme combustible (fioul lourd)pour le chauffage industriel (centrales thermiques). Soumise à une distillation sous pression réduite, elle fournit des huiles lubrifiantes légères (C18-C25), ébullition300-400 °C) et lourdes (C26-C36, ébullition 400-500 °C). Les résidus de cette distillation sous vide sont des asphaltes.

Il existe d'autre traitements complémentaires pour valoriser le brut de façon à produire le plus possible de molécules à haute valeur, mais le principe est le même, utilisation de la différence entre les caractéristiques des molécules pour obtenir le produit voulu[2].

III.10.Conclusion:

Avant de pouvoir etre utilisé, le pétrole doit etre raffiné. Un procédé qui implique de nombreusse étapes, chacune apportant à l'or noir une qualité supplémentaire. Le principe de ces procédés consiste à réaliser la séparation de deux phases (liquide-vapeur, liquide-liquide ou liquide-solide) qui ont une composistion en hydrocarbures différente l'une de l'autre et que l'on a préalablement formées par une méthode physique dans le produit à raffiner.

La technique de distillation est basée sur le principe élémentaire qui dit que dans un mélange (c'est le composé le plus volatil qui s'évapore en premier). Elle peut etre réalisée de plusieurs façons selon plusieures critères.

CAPITRE IV :

Simulation de la colonne Dépropaniseur.

IV.1 Généralités sur la simulation:

La simulation est une forme particulière de l'expérience. Dans une expérience ordinaire (en laboratoire), l'expérimentateur exercé un effet direct sur l'objet à étudié. En simulation,en revanche, ce contact n'existe dans le sens ou l'expérimentateur n'agit pas directement sur l'objet mais sur son modèle mathématique.[6]

Par conséquent, la simulation est l'étude du comportement des systèmes physiques à l'aide de modèles mathématiques appopriés

Un modèle mathématique est un ensemble d'équations (opération unitaire) qui décrivent le comportement du système à étudier. Ces équations sont souvent des relations de conservation de masse, de l'énergie et des équations de conservation du mouvement.

En utilisant let aspects mathématiques de l'inférence, la simulation offre un avantage majeur et important car elle offre un excellent moyen de traiter véritable système.

Le développoment rapide des logiciels informatiques,la simulation est devenue un outil de travail incontournable pour les ingénieurs chimistes.

Le fonctionnement du simulateur repose essentiellement sur la sélection d'un modèle thermodynamique qui représentant mieux le système à étudier.**[6]**

Les différentes taches qu'un Simulateur de procédé devrait effectuer sont :

- La résolution des bilans matières et d'énergie ;
- Le dimensionnement des équipements ;
- L'évaluation économique du procédé ;
- L'optimisation du procédé.

Et pour la réalisation de celle –ci un Simulateur, doit contenir :

1. Une bibliothèque à modèles de calcul des propriétés physiques et thermodynamiques, des corps purs et des mélanges, couplée à une banque de données de corps purs ;
2. Une bibliothèque des modules standards de simulation des opérations unitaires les plus couramment présentées dans un procédé de fabrication :

- Opérations unitaires de séparation des constituants (flash, colonnes à distiller).
- Echangeurs de chaleur ;
- Pompes et compresseurs ;
- Réacteurs.

3. Une bibliothèque de modules à méthodes numériques algébriques ;

4. Une bibliothèque de modules de génération de diagnostics (utilitaires). [6]

IV.2Etude de simulation

IV.2.1.1 Simulation du cas design :

Dans cette partie on va simuler les paramètres de fonctionnement de la colonne du dépropaniseur par le HYSYS. Les résultats obtenus seront reportés et feront l'objet d'une comparaison avec les données fournies par le design.

Le modèle mathématique est composé d'une série d'équations développées dansl'objectif de décrire le comportement d'un système donné (opération unitaire : séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur ou autres). [6]

IV.2.1.2 Le choix du modèle thermodynamique :

Les modèles thermodynamiques sont souvent utilisés pour la détermination des propriétés thermodynamiques et volumiques, ainsi que l'état des composés et des mélanges. La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions P et T recommandés, en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques, on peut distinguer: [6]

a) Modèles d'activité :

Ces modèles sont surtout recommandés pour les solutions non idéales, comportant des constituants polaires (Acides, alcools).

Parmi ces modèles : le modèle de MARGULES et le modèle UNIQUAC.

b) Modèles hétérogènes :

Ces modèles sont recommandés pour les systèmes compositionnels à fortes polarités (forts écarts à l'idéal azéotropes, etc.).

Dans ces modèles les phases gazeuse est représentée par les l'équation d'état, et la phase liquide est représentée par la corrélation utilisée pour calculer le coefficient de fugacité.

Leur utilisation reste limitée en raison du caractère empirique des corrélations proposées et du besoin d'inférences hors conditions expérimentales.

c) Modèles basés sur les équations d'état :

Les modèles thermodynamiques basés sur l'équation d'état sont utilisés pour les calculs de systèmes d'hydrocarbures et des systèmes non idéaux bas. Ils peuvent être utilisés pour calculer des propriétés thermodynamiques telles que : la constante d'équilibre K, l'entropie, l'enthalpie et la densité.

Leur avantage parrapport aux autres modèles est le fait qu'ils utilisation des coefficients d'interaction binaires.

d) Equations d'état usuelles :

Parmi les nombreuses équations d'état existantes, on citera deux d'entre elles, très utilisées dans tous les programmes de calcul des propriétés thermodynamiques des fluides, ces équations sont :

- **Equation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK):**

L'équation empirique de REDLICH-KWONG a connu depuis son origine, plusieurs centaines de modifications qui visent à la rendre plus performante. Ses formes les plus récentes sont celle de : SOAVE-REDLICH-KWONG et PENG ROBINSON. Les équations de SOAVE (1972) et PENG ROBINSON (1976) diffèrent de l'équation de REDLICH-KWONG (1949) par l'introduction d'une fonction *a(T)* qui dépend du facteur acentrique.

$$\mathrm{P} \equiv \frac{RT}{v-b} - \frac{\partial(T)}{V(V+b)} \quad \text{……..(1)}$$

SOAVE a introduit les relations suivantes pour exprimer la fonction *a (T)* :

$$a(T) = a_c \alpha(T_R) \quad \text{……(2)}$$

Avec :

$$\alpha(T_R\ ) = [1 + \mathrm{m}(1 - \sqrt{\mathrm{T_R}})\ ]\ \hat{}\ 2 \quad \text{……..(3)}$$

Le coefficient **m** est calculé en fonction du facteur acentrique ω:

$$m = 0.480 + 1.574\ \omega - 0.176\ \omega 2 \quad \text{……(4)}$$

- **Equation de PENG ROBINSON (PR) :**

L'équation de PENG ROBINSON diffère de l'équation de SOAVE par l'expression du terme d'attraction. Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de SOAVE notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre paramètres:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(V-b)} \quad \text{.....(5)}$$

Les termes *a(T)* et *b* sont définis comme suit :

$$a = 0.45724\,\frac{R^2\,T^2}{p_c}\,\alpha(T) \quad \text{.....(6)}$$

$$b = 0.0778\,\frac{RT_c}{p_c} \quad \text{.....(7)}$$

Avec :

Tc: Température critique ;

Pc: Pression critique.

$$m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 \quad \text{.....(8)}$$

Lorsqu'il s'agit d'applications industrielles liées au raffinage du pétrole, au traitement de gaz et de pétrochimie, l'équation d'état de PENG ROBINSON (PR) établie en 1976 est généralement le modèle le plus recommandé. Elle permit de résoudre avec exactitude tous les systèmes constitués d'une seule phase, les systèmes bi-phasiques ou même tri-phasiques, avec un haut degré d'efficacité et de précision.

De plus, ce modèle est applicable sur une large gamme de conditions opératoires, au même titre d'ailleurs que le modèle SRK.

- **Domaines d'applications de l'équation de PENG ROBINSON :**

Equation	Température (°C)	Pression (bar)
PR	>-271	10000

IV .3.Description du simulateur HYSYS :

Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé par l'industrie du pétrole et du gaz pour maximiser la profitabilité des nouveaux procédés et améliorer les opérations des procédés existants[6].

Le logiciel HYSYS est utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent le logiciel HYSYS pour faire des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.

IV.4. But de travail :

L'unité GAS-PLANT a pour but de séparer dans une première colonne **C201 203** (déethaniseur) la fraction C1-C2, la fraction C3-C4 récupérée au fond est ensuite traitée dans une deuxième colonne **C 201 202**(dépropaniseur) afin de produire le Propane et le Butane commerciaux.

Le but de ce travail est donc l'élaboration d'un flow-sheet avec un logiciel Hysys qui simule les opérations dans cette section de la raffinerie.

IV.4.1.Données de base :

Le logiciel HYSYS utilisé pour notre étude nécessite un minimum de données à savoir :

La composition de la charge et les conditions de fonctionnement du procédé : [6]

- La charge qui alimente l'unité GAS-PLANT arrive de l'unité de distillation atmosphérique et de l'unité de reforming catalytique.
- Le choix du modèle thermodynamique : le modèle utilisé est le modèle de PENG ROBINSON **;** ce dernier est le plus recommandé pour les modèles basés sur leséquations d'états et les gaz comme le décrit le manuel HYSYS.

IV.4.2 Présentation du modèle de simulation de la section de dépropanisassions (colonne C201 202) :

Nous avons commencé par introduire le modèle dynamique Peng-robinson dans une feuille de simulation de conception orientée objets HYSYS ; puis la liste des constituants et le module à utiliser qui est une colonne de distillation. Dans le but de confirmer l'exactitude de notre modèle

et de connaitre l'influence des différents paramètres sur le procédé, on a procédé par une étude comparative entre les résultats obtenus par simulation avec les paramètres design donnés par le

constructeur JGC. Selon le constructeur, le fractionnement de la charge (tableau IV.1), par un procédé de Fractionnement donne une coupe de propane (tableau IV.2) et une coupe de Butane (tableau IV.3) de composition (design) représenté sur les tableaux ci-dessus [6] :

Tableau IV.1 : Composition du GPL. (Cas design).

Composés	**GPL (% Vol)**
H2 S	0.235
Méthane C1	0.00
éthane C2 =	0.75
Éthane C2	0.04
propane C3	10.60
propane C3=	35.32
n-butane nC4	5.07
i-butane iC4	18.62
1-butène1C4 =	6.09
i-butène iC4 =	8.25
c-butène cC4 =	6.03
T-butène TC4 =	7.31
n-pentane nC5	0.04
Isopentène iC5 =	0.64
n-pentène nC5 =	0.33
C5 +	/
SO2	/

Tableau IV.2 : Composition du Propane Commercial. (Cas design).

Composés	Teneur（% mol）
éthane C2	0.10
propane C 3	42.37
propène C3 =	55.73
i-butane iC4	1.42
n-butane nC4	0.03
c-butane CC4 =	0.01
T-butane TC4 =	0.01
i-butène iC4 =	0.2
1-butène lC4 =	0.13

Tableau IV.3: Composition du Butane Commercial (cas design).

Composés	Teneur（% mol）
Propane C3	0.63
Propène C3 =	0.12
i-butane iC4	41.98
n-butane nC4	17.00
1-butène 1C4 =	9.22
c-butène cC4 =	7.53
T-butène TC4 =	10.79
i-butène iC4 =	11.79
C5 +	0.93

IV.5.Simulation du procédé pour une alimentation actuelle:

Une fois, les résultats de notre feuille de simulation confirmé et dans l'intention d'actualiser notre projet d'une part et effectuer des études avancées sur la section de fonctionnement d'autre part, on a procédé à la simulation du fonctionnement actuel de cette section. Les paramètres actuels de fonctionnement de la section ont été collectés au niveau de la salle de contrôle par un système numérique (CDU). [6]

Les données actuelles des charges d'alimentation de la colonne C201202 ainsi que la composition d'alimentation sont consignées dans les tableaux suivants:

Tableau IV.4: Paramètres de fonctionnement de la colonne C201202 selon le cas actuel.

Paramètres	Valeurs
Nombre de plateaux	66
Plateau d'alimentation	27
Température d'alimentation [°C)	39.2
Pression d'alimentation (MPa)	1.44
Température de condenseur (°C)	40.3
Température de rebouilleur (°C)	96.3
Pression de condenseur (MPa)	1.466
Pression de rebouilleur (MPa)	1.497
Débit d'alimentation de GPL (t/h)	3 – 4
Débit de distillat (t/h)	(1.5 – 3)
Taux de reflux	1.2377

La composition de l'alimentation (BREND) du (26/02/2020) de la colonne est obtenue par les analyses chromatographiques au niveau du laboratoire

Tableau IV.5: La composition de l'alimentation (BREND) actuelle à traiter.

Composés	Teneur (%)
éthane C2	0.72
Propane C3	12.31
Propène C3 $^{=}$	27.75
i-butane iC4	23.44
1-butène 1C4 $^{=}$	8.36
n-butane nC4	11.56
i-butène iC4 $^{=}$	6.80
T-butène TC4 $^{=}$	4.27
c-butène cC4 $^{=}$	4.56
i-C5	0.20
nC5	/

TOTAL	100 %

On comparant ce tableau avec le tableau IV.1, on remarque que la composition du BREND a changé par rapport au cas design.

La composition de butane de la colonne est obtenue par les analyse chromatographiques au niveau du laboratoire (26/02/2020) est obtenu sur le tableau IV.6 suivant :

Tableau IV.6: Composition de la coupe butane obtenue le (26/02/2020).

Composés	**Teneur (%)**
éthane C2	1.98
Propane C3	34.76
Propène C3 $^{=}$	58.82
i-butane iC4	3.43
1-butène 1C4 $^{=}$	0.02
n-butane nC4	0.70
i-butène iC4 $^{=}$	0.25
T-butène TC4 $^{=}$	0.04
c-butène cC4 $^{=}$	/
i-C5	/
nC5	/
TOTAL	100 %

Aussi, la composition actuel du (26/02/2020) du propane dans la colonne C201 202 est représenté sur le tableau VI.7.

Tableau VI.07: Composition de la coupe de propane dans la colonne C201 202.

Composés	Teneur (%)
éthane C2	/
Propane C3	/
Propène C3 $^{=}$	/
i-butane iC4	38.92
1-butène 1C4 $^{=}$	12.46
n-butane nC4	19.48
i-butène iC4 $^{=}$	12.26
T-butène TC4 $^{=}$	8.99
c-butène cC4 $^{=}$	7.51
i-C5	0.33
nC5	0.05
TOTAL	100%

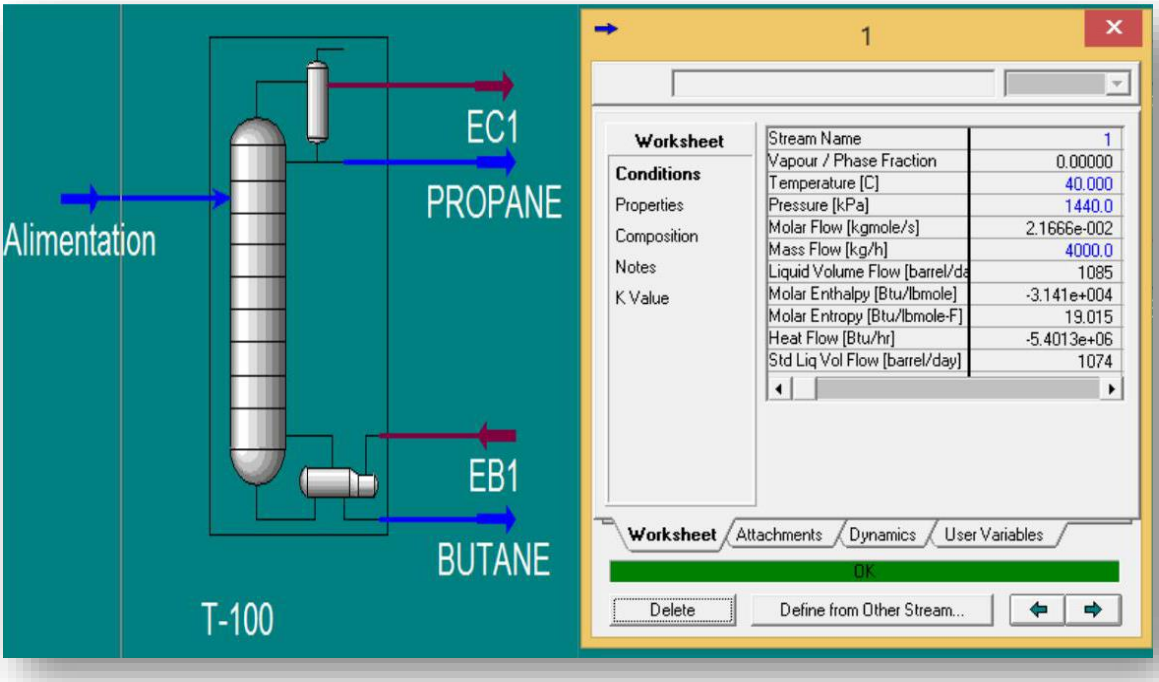
IV.6. Optimisation par simulation des paramètres de fonctionnement:

Comme nous l'avons souligné auparavant, la composition de l'alimentation au niveau de la colonne C201202 est en perpétuel changement. Pour définir les paramètres optimale de fonctionnement de cette colonne et pour atteindre la composition de la coupe propane et la coupe butane spécifiés dans les tableaux des produits propane et butane design, nous avons procéder à la simulation par HYSYS pour déterminer le taux de reflux et les énergies nécessaire au fonctionnement de cette colonne.[6]

Tableau IV.8: Représentation des paramètres de fonctionnement de la colonne cas actuel et cas simulé par le logiciel HYSYS de le **C 201202 .**

Paramètres	Actuel (DCS)	Actuel simulé
Nombre d'étage de la colonne	66	66
Nombre d'étage d'alimentation dans la colonne	27	27
Température d'alimentation (°C)	40	40
Pression d'alimentation (MPa)	1.44	1.44
Pression en tête de colonne (MPa)	1.466	1.466
Pression au fond de colonne (MPa)	1.497	1.497

La configuration de la colonne par simulation est une colonne de distillation de 66 étages et la position de l'étage d'alimentation est le numéro 27, similaire à la configuration de la colonne opérationnel au niveau de l'unité. La représentation de la colonne de distillation simulé par HYSYS, convergé est représenté sur la figure suivante :



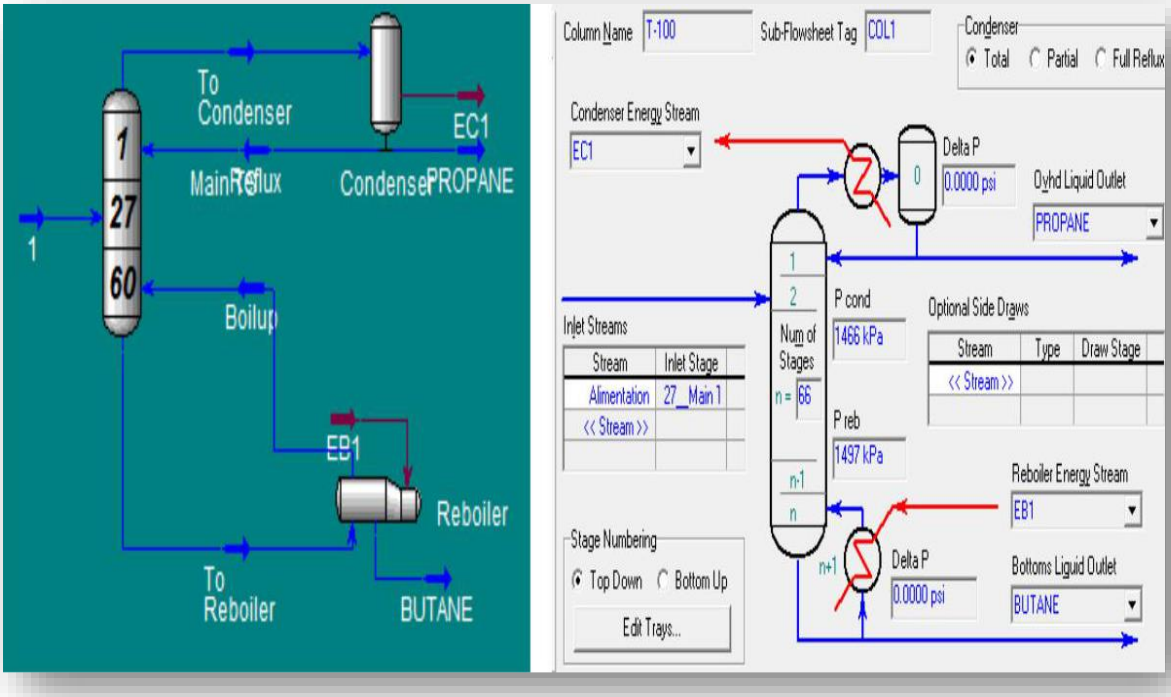


Figure IV.1 : Conditions opératoires de l'alimentation actuelle simulée par Hysys.

Après une série de calcul par simulation pour un débit d'alimentation massique de 4000 kg/h, nous avons pu atteindre les résultats suivants représenté sue le tableau IV.9.

Tableau IV.9 : Conditions et compositions des principaux paramètres et compositions.

Conditions		**Sommet (coupe de propane)**	**Fond (coupe de butane)**
Température (°C)		35.60 C°	90.88 C°
Pression (MPa)		1.466	1.497
Débit massique (kg/h)		1364	2636
Constituants (% molaire)	Méthane	0	0.00
	Ethane	1.76	0.00
	Propane C_3	29.68	0.28
	Propène C_3	67.57	0.05
	i-butane iC_4	0.19	39.26
	1-butène $1C_4$	0.11	14.10
	n-butane nC_4	0.0	19.60
	i-butène iC_4	0.19	11.40
	T-butène TC_4	0.00	7.24
	c-butène$1C_4$	0.00	7.73
	i-C_5	0.00	0.34
Taux de reflux		2.060	
Energie apportée au niveau du bouilleur (kJ/h)		1.66 e+6	
Energie soutirée par le condenseur (kJ/h)		1.32 e+6	

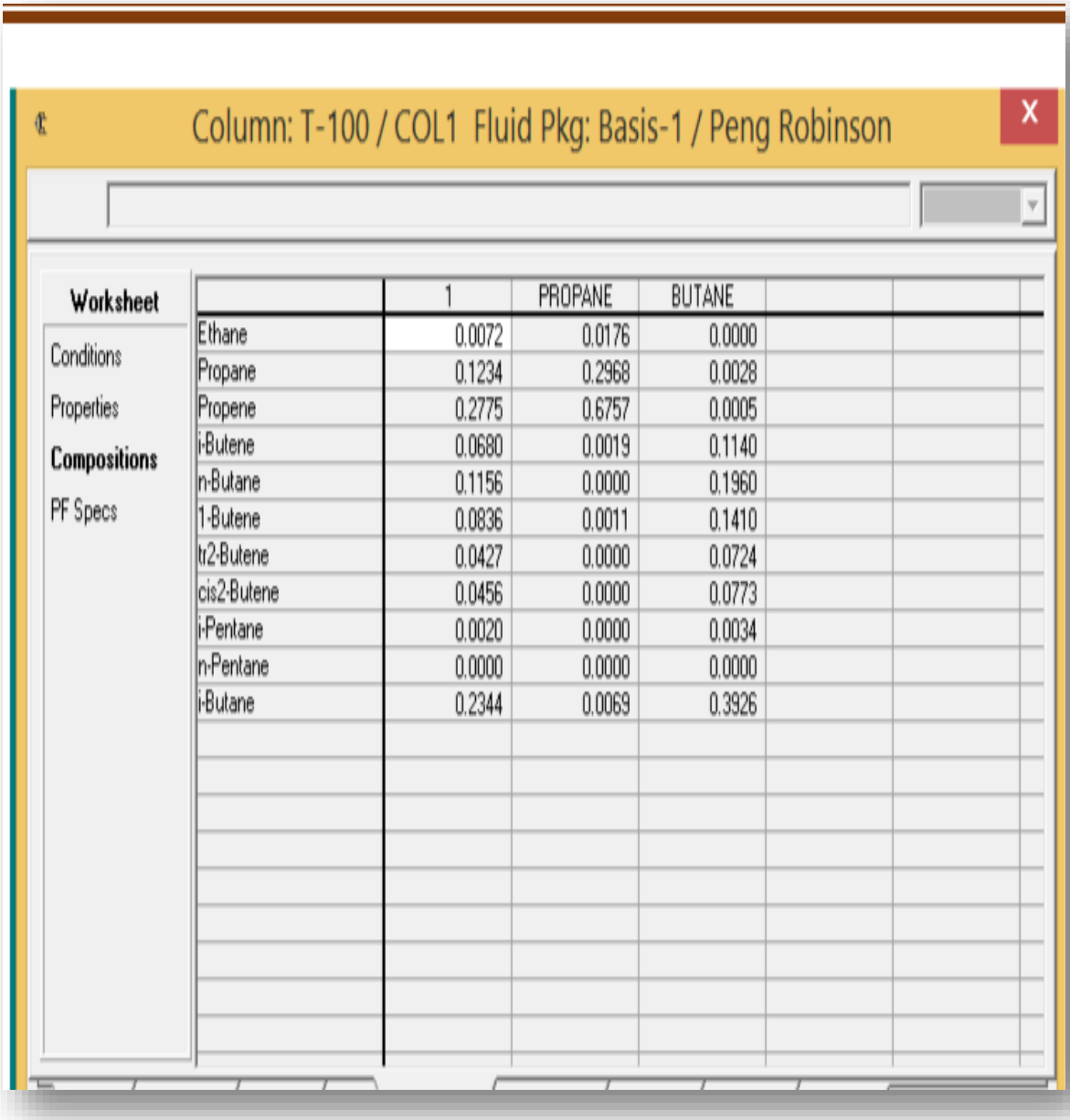
La comparaison entre le cas de la composition design et simulé montre que la coupe de propane dans les deux cas est riche en constituants C3 mais concernant la composition des constituants en C4 et C5 elle est presque nulle et vice versa pour la coupe de butane. Donc on estime que les paramètres de fonctionnement de la colonne C201202 obtenu par simulation sont satisfaisant .

Le débit d'alimentation opérationnel varit de 2 t/h jusqu'à 4 t/h donc pour obtenir la composition de la coupe propane et la coupe butane conforme à la commercialisation, il faut régler le débit de distillat, le taux de reflux et les énergies requises de la colonne pour chaque débit fixe de l'alimentation. Le tableau suivant récapitule les résultats des paramètres opérationnel à prendre pour des débits d'alimentation fixe:

Tableau IV.10: influence du débit d'alimentation sur les paramètres de fonctionnement de la colonne de dépropanisation.

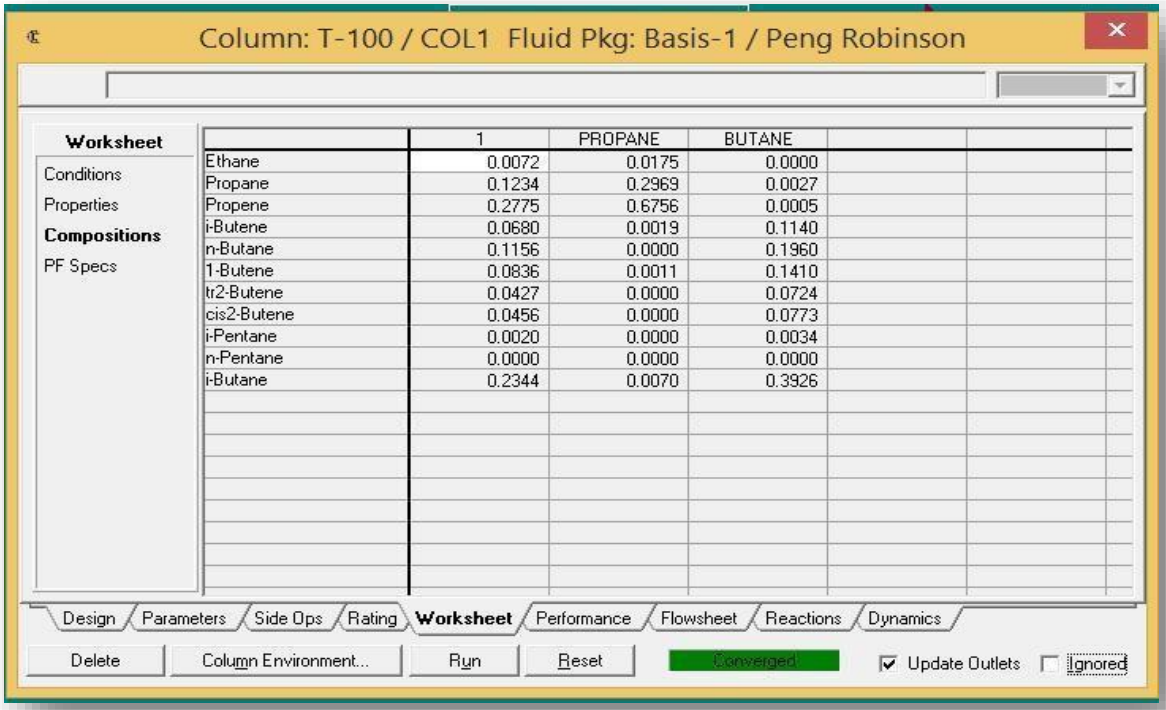
Débit d'alimentation	Taux De reflux	Débit de distillat (kg/h)	Energie du bouilleur (kJ/h)	Energie de Condenseur (kJ/h)
2 (voir la composition sur la figure IV.2)	2.060	681.13	8.44e+5	6.60 e+5
2.5 (voir la composition sur la Figure IV.3)	2.060	852.5	8.25e+5	1.05e+6
3 (voir la composition sur la figure IV.4)	2.060	1022.9	1.26e+6	9.90e+5
3.55 (voir la composition sur la Figure IV.5)	2.060	1193	1.47e+6	1.15 e+6
4	2.060	1363.8	1.68 e+6	1.32 e+6

Comme le montre le tableau IV.10, pour avoir des coupes de propane et de butane confirme aux spécifications demandé pour la commercialisation, le débit de distillat et les énergies requise pour le fonctionnement de la colonne sont dépendant du débit de l'alimentation. A partir de ces résultats, nous avons pu atteindre une coupe de propane riche en constituants C3 et une coupe de butane riche en constituants C4 comme le montre les figures IV.2, IV.3, IV.4 et IV.5.



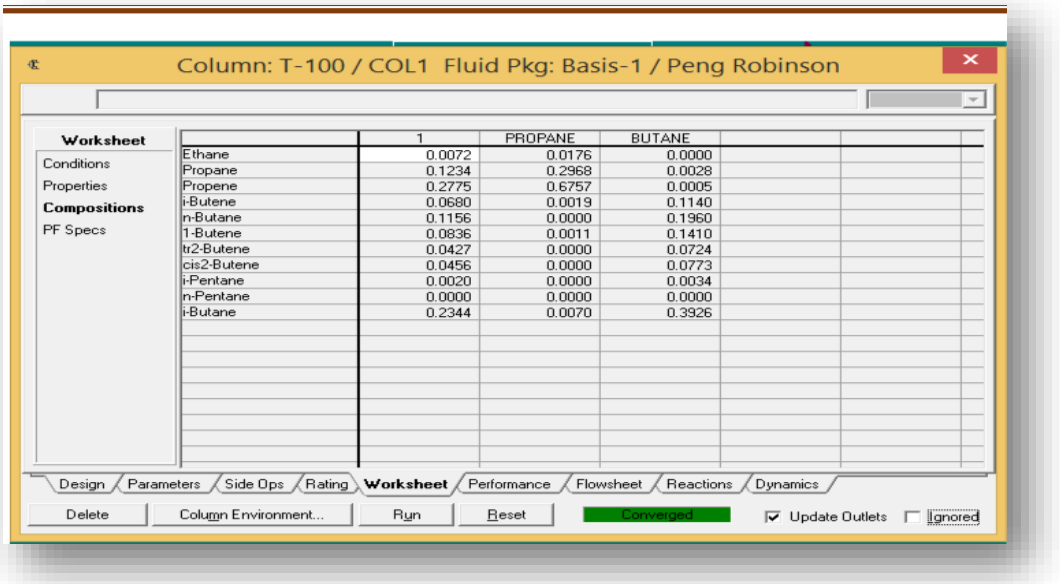
	1	PROPANE	BUTANE
Ethane	0.0072	0.0176	0.0000
Propane	0.1234	0.2968	0.0028
Propene	0.2775	0.6757	0.0005
i-Butene	0.0680	0.0019	0.1140
n-Butane	0.1156	0.0000	0.1960
1-Butene	0.0836	0.0011	0.1410
tr2-Butene	0.0427	0.0000	0.0724
cis2-Butene	0.0456	0.0000	0.0773
i-Pentane	0.0020	0.0000	0.0034
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000
i-Butane	0.2344	0.0069	0.3926

Figure IV.2: Composition de la coupe propane et la butane calculé par Simulation dans le cas ou le débit d'alimentation est 2t/h.



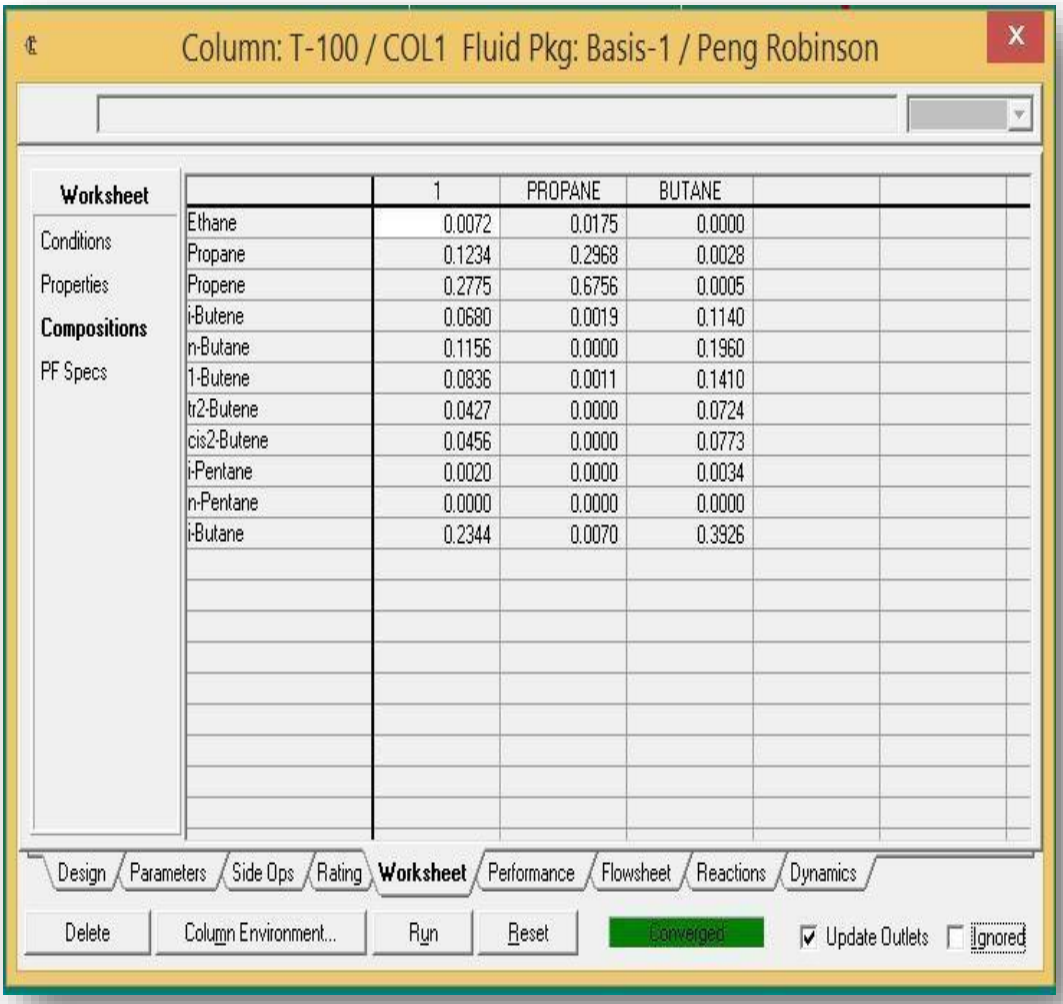
	1	PROPANE	BUTANE
Ethane	0.0072	0.0175	0.0000
Propane	0.1234	0.2969	0.0027
Propene	0.2775	0.6756	0.0005
i-Butene	0.0680	0.0019	0.1140
n-Butane	0.1156	0.0000	0.1960
1-Butene	0.0836	0.0011	0.1410
tr2-Butene	0.0427	0.0000	0.0724
cis2-Butene	0.0456	0.0000	0.0773
i-Pentane	0.0020	0.0000	0.0034
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000
i-Butane	0.2344	0.0070	0.3926

Figure IV.3: Composition de la coupe propane et la coupe butane calculé par simulation dans le cas ou le débit d'alimentation est 2.5 t/h.



	1	PROPANE	BUTANE
Ethane	0.0072	0.0176	0.0000
Propane	0.1234	0.2968	0.0028
Propene	0.2775	0.6757	0.0005
i-Butene	0.0680	0.0019	0.1140
n-Butane	0.1156	0.0000	0.1960
1-Butene	0.0836	0.0011	0.1410
tr2-Butene	0.0427	0.0000	0.0724
cis2-Butene	0.0456	0.0000	0.0773
i-Pentane	0.0020	0.0000	0.0034
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000
i-Butane	0.2344	0.0070	0.3926

Figure IV.4: Composition de la coupe propane et la coupe butane calculé par simulation dans le cas ou le débit d'alimentation est 3 t/h.



	1	PROPANE	BUTANE
Ethane	0.0072	0.0175	0.0000
Propane	0.1234	0.2968	0.0028
Propene	0.2775	0.6756	0.0005
i-Butene	0.0680	0.0019	0.1140
n-Butane	0.1156	0.0000	0.1960
1-Butene	0.0836	0.0011	0.1410
tr2-Butene	0.0427	0.0000	0.0724
cis2-Butene	0.0456	0.0000	0.0773
i-Pentane	0.0020	0.0000	0.0034
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000
i-Butane	0.2344	0.0070	0.3926

Figure IV.5: Composition de la coupe propane et la coupe butane calculé par simulation dans le cas ou le débit d'alimentation est 3.5 t/h .

CONCLUSION GENERALE.

Conclusion générale:

Notre travail s'effectue dans le cadre d'un stage de fine de cycle. Ce stage a été effectué à la raffinerie de pétrole d'Adrar Sbaa, et cette exérience nous a permis de propane et de butane, approfondissant ainsi les connaissances théoriqiues et maitrisant la méthode de fonctionnement correcte. Unité fractionnée. La commercialisation du GPL répond toujours à la forte demande, qui est maitrisant la méthode de fonctionnement correcte unité fractionnée.

La commercialisation du GPL répond toujours à la forte demande, qui est assurée par la société de raffinage (Sonatrach) et le service thechnique de la société, qui veille à la maitrise des paramètres de fonctionnement de l'unité de production, quelles que soient sa composition et les conditions de charge à étre manipulé. Dans ce cadre, la direction de l'unité de traitement de l'usine à gaz de la raffinerie d'Adrar nous a demandé de réaliser une étude pour valider et optimiser les paramètres de fonctionnement du dépropaniseur C201202.

Pour mener à bien cette étude et atteindre les objectifs visés, nous avons choisi une approche basée sur la simulation, en utilisant le logiciel HYSYS comme outil d'investigation. Cette approche nous permet de:

- Déterminez les paramètres de fonctionnement de la colonne C201202 pour avoir des composants propane et butane conformes au marché. Le débit massique de charge variant entre 2t/h et 4t/h, il faut faire varier le débit de distillat et l'énergie nécessaire au fonctionnement de la colonne pour atteinfre les valeurs déterminées.
- Ainsi, les résultats obtenus à partir de différents paramètres optimisés controlant le fonctionnement normal de la colonne et en simulant la composition des deux produits, propane et butane, sont acceptables.

Références bibliographiques.

[1] Rapport de stage Présentation de la raffinerie de SBAA et Soralchine, présentation de raffinerie de sbaa Adrar. 2006.

[2] Rapport de stage pratique. « Identification des risques au niveau de la DIVISION PRODUCTION / SONATRACH RAFFINIERADRAR». Présente par Talhaoui ABDELKADER etBoufares Omar.(2019/2020).

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

[4]Université Mohamed Khider Biskra..« Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme de master en génie Electrique» (2019). Présenté par Ahmed El-amine YAHIA. Théme «Architecture DCS ABB de Raffinerie d'ADRAR» page 20-23.

[5] Université Mohamed Khider Biskra « Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme de master en génie chimique »(2019), Présenté par Chebli Laid et Abbassi Youcef. Théme « Calcul de paramétres de fonctionnement du dépropaniseur (unité (38) traitement de GPL» page 20-24.

[6] Université Echahid Hamma Lakhdar.« Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme de master academique»(2017), Présenté par Khechekhou Abderrazak et Rahal Mohamed El-Habib. Théme « Détermination des paramètres opératoires de dépropaniseur dans le but d'augmenter la production du propane» page 38-40.

[7] Université Mohamed khiderbiskra.«Mémoire de Master en Génie des procédés option génie chimique »(2012),présenté par chebli laid abbessiyoucef. Théme «calcul des paramètres de fonctionnement du dépropaniseur unité 38 traitement de GPL,MOUDULE III à HASSI R"mel" » page 25-35.

[8] Université Echahid Hamma Lakhdar-EL-Oued.« Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme de master en génie chimique »(2017)Présenté Par Dou Faida et Dou Moufida et RettebSomia. Théme « Changement du Ballon de Flash par une Colonne de Pré distillation avec une Augmentation de 16% de la Capacité de l'Unité de Distillation Atmosphérique »page145.

[9] www.univ-adrar.edu.dz.

[10] Université Africain Ahmed Draya Adrar«Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme de master en génie chimique»(2019),Présenté par Mazouzi Djamila. Thème«Etude et vérification des paramètres de fonctionnemnt de Dépropaniseur auniveau de l'unité Gaz plant-Raffinerie d'ADRAR

LES ANNEXES.

bac d'alimentationd'eau.

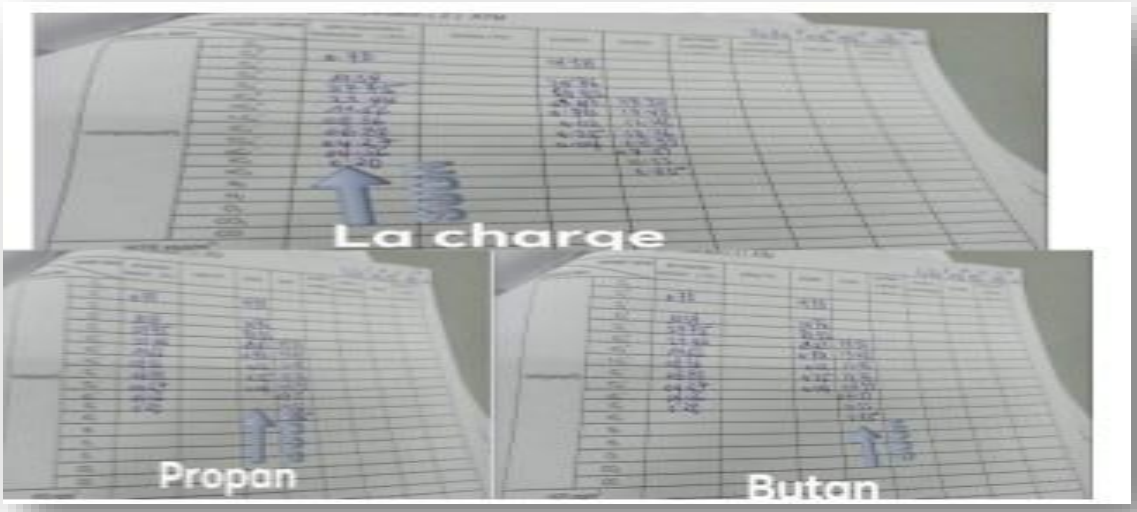
Filtration par osmose inverse.

ANNEXE 01

Sphères de stockage gaz.

bac de stockagepour produit pétrolie.

ANNEXE 02



Les résultats des paramètres de dépropanisation et débutanisation (cas actuel).

ANNEXE 03.

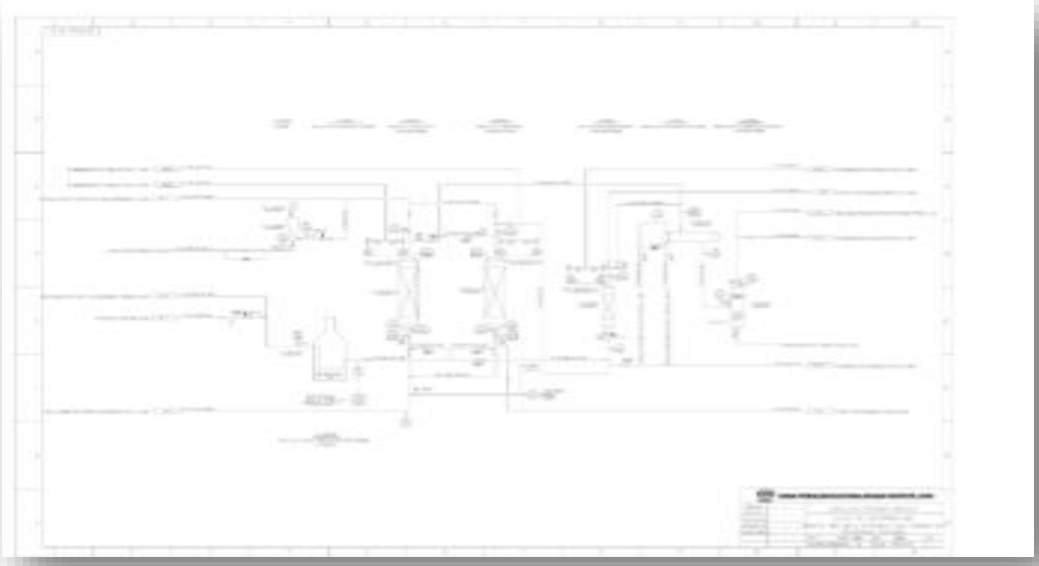


Schéma : synoptique de l'unité de production de GPL(SBAA-Adrar).

ANNEXE 04.

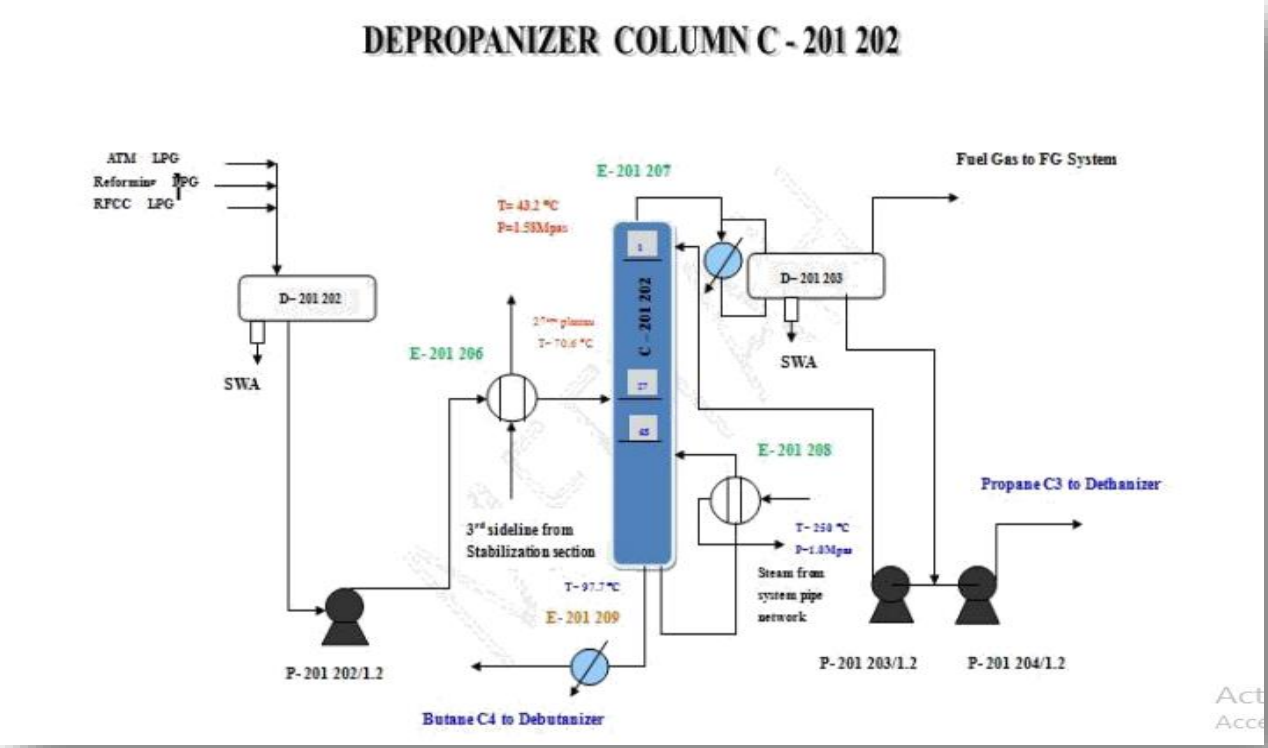


Schéma : Générale de la colonne de dépropaniseur C-201 202 .

ANNEXE 05.

Tableau : Norme commerciale sur le propane en Algérie (NA8147)

Property	Method	Specification
Odor	-	Character
Density 15/4	NA565	0.502min
[illegible]	NA563	11.5-19.3
Water	-	No water in cobalt bromide test
S (ppm)	NA2810	15max
Composition of sulfide	NA8115	-
Volatile (vol%)	NA8144	[illegible]
[illegible]	NA566	10max

ANNEXE06.

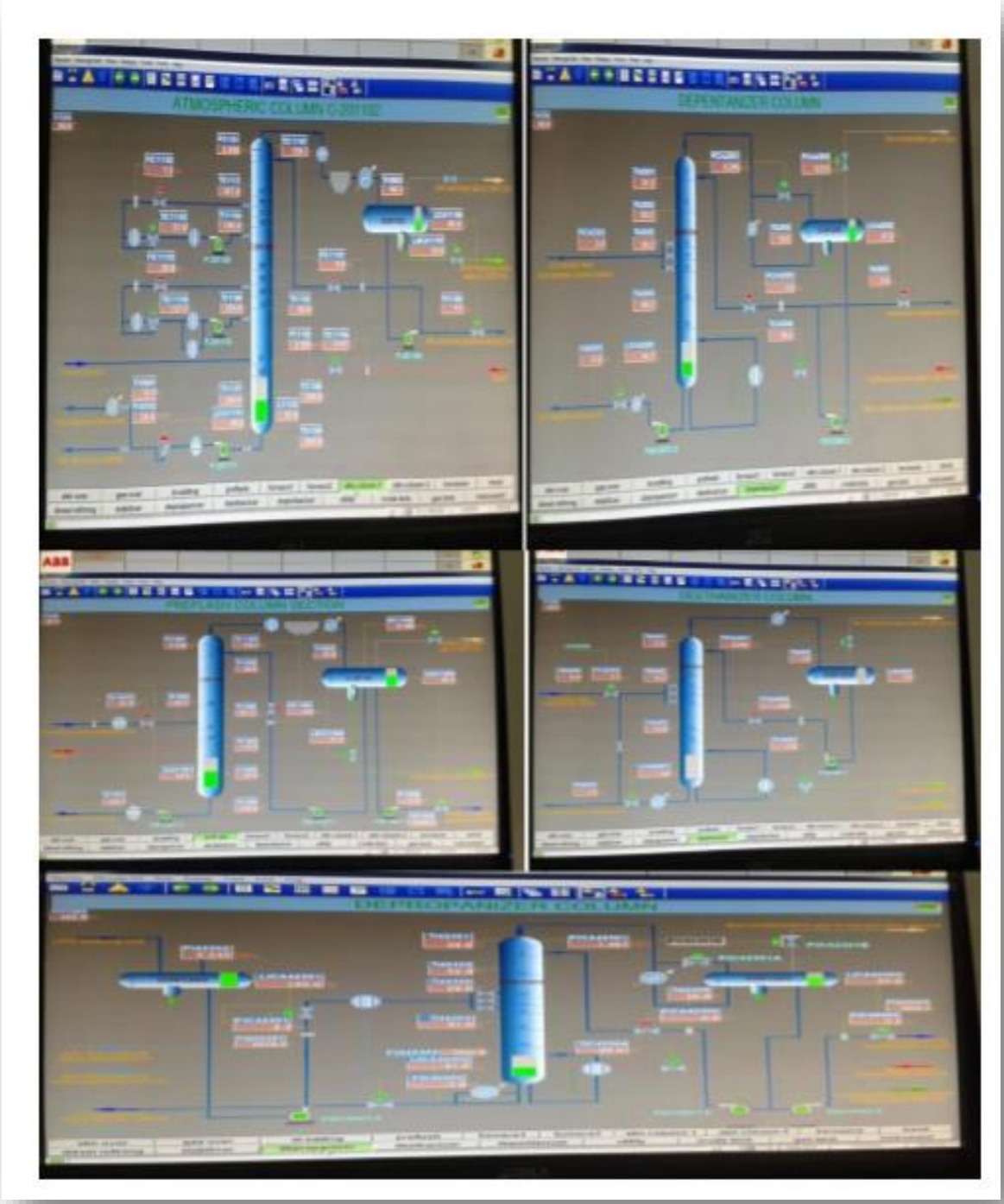


Schéma Générale de la colonne de dépropaniseur donne unité (CDU) dans la salle de contrôle.

ANNEXE07.