

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE

Université M'Hamed BOUGARA Boumerdes

Faculté des Sciences de l'Ingénieur

Département génie des procédés industriels



Mémoire de fin d'études

Pour l'obtention du diplôme de
Master II

En : Génie des procédés

Option : Génie des Procédés Organiques et Macromoléculaires

THEME

Etude de vérification des paramètres de fonctionnements de la
Colonne C302 de l'unité Gas-plant de la raffinerie d'Alger

Présenté par :

M^{lle} Mebarki Amina

Promoteur :

Mr Hachemi.M

Devant le jury :

Mr Akssas.H

M^{me} Ousslimani

Année universitaire

2016 - 2017

The page is framed by a decorative border of various sizes of pink and magenta flowers, each with a white center. The flowers are scattered around the edges, creating a soft and celebratory atmosphere.

Remerciements

De prime à bord, je tiens à féliciter chaleureusement et de tout mon cœur particulièrement mes parents, et qui m'ont soutenu indéfiniment et sans relâche durant de très longues années à poursuivre mes études supérieures et arriver l'à où je suis actuellement, par leur rigueur et leur persévérance et surtout par leurs conseils prodigués, dictés par une obligation de résultats finale.

Mes remerciements vont également à tous mes professeurs qui m'ont permis d'accéder à ce niveau de connaissances scientifiques acquises sur prix d'énorme sacrifice et efforts gigantesques accomplies durant tous ces périodes.

Mes remerciements chaleureux sont à exprimer aussi à ma grand-mère qui m'a aidé et soutenue pendant toute ces périodes sans oublier mes frères Soussou et Abdou, et ma sœur Amel.

Merci à tous ce qui m'ont aidé et soutenue de prêt ou de loin.



SOMMAIRE



SOMMAIRE

SOMMAIRE

- Liste des tableaux
- Liste des figures
- Résumé
- **Introduction générale** 01

CHAPITRE I :Présentation de la raffinerie d'Alger

I.1. Présentation de la raffinerie d'Alger	02
I.1.1. Histoire de la raffinerie	02
I.1.2. Situation géographique de la raffine	03
I.1.3. Capacité de production.....	04
I.1.4. Principales installations	06
I.2. Les différentes installations de la raffinerie d'Alger.....	06
I.2.1. Description de l'unité de l'unité de distillation	06
I.2.1.1. Définition	06
a).Circuit de préchauffe de brut.....	07
b). Tour de distillation	08
c). Tour de débutaniseur	15
d). Tour de redistillation	16
I.2.2. Unité de platforming (reforming catalytique) U200	20
I.2.3. Unité Gas-Plant (traitement et séparation) U300	22
I.2.4. Unité d'éthylation.....	24
I.2.5. Organisation générale de la sécurité HSE	24
I.2.5.1. Service de surveillance.....	24
I.2.5.2. Service de prévention	24
I.2.5.3. Service d'intervention	24
I.2.5.4. Service de l'environnement.....	24
I.2.6. Le laboratoire	25

SOMMAIRE

I.2.6.1. La section contrôle	25
I.2.6.2. La section chimie	25
I.2.7. Parc de stockage	25
a). Stockage de pétrole brut	25
b). Stockage des produits finis et intermédiaires	26
c). Stockage des gaz liquifiés	26
I.2.8. La pomperie.....	26
a) L'expédition des produits	27
b). L'éthylation	27
I.2.9. Les mélange.....	28
I.2.10. Les utilités	28
a). Centrale thermoélectrique	28
b). L'eau dans la raffinerie d'Alger	29
I.2.11. Atelier de maintenance.....	30
I.2.12. Nouvelles installations et réhabilitation de la raffinerie d'Alger	31
I.2.12.1. Objectifs du programme de réhabilitation et d'adaptation.....	31

CHAPITRE II : Généralités sur Les GPL

II.1. Définition des GPL	33
II.2. La composition des GPL.....	33
II.3. Les sources des GPL	33
II.4. Les caractéristiques du GPL	33
II.4.1. Odeur.....	33
II.4.2. Tension de vapeur	34
II.4.3. Dilatation.....	34
II.4.4. Densité	34
II.4.5. Température s'ébullition.....	34
II.4.6. Pouvoir calorifique supérieur.....	34

SOMMAIRE

II.4.7. Impuré	34
II.4.8. Autres caractéristiques	34
II .5. Domaine d'utilisation des GPL	35
II.5.1. Le GPL carburant	35
II.5.2. Le GPL dans la pétrochimie	35
II.5.3. La production d'électricité	39
II.5.4. Le GPL dans ménages	39
II.5.5. Le GPL dans la climatisation	39
II.5.6. Le GPL dans l'agriculture	40
II.6. Situation internationale des GPL	40
II.6.1. La production mondiale des GPL	40
II.7. La situation nationale des GPL	40
II.7.1. La consommation nationale des GPL	40
II.8. Caractéristiques du butane et du propane	41

ChapitreIII :Description de L'unité Gas-plant

III.1. Introduction	42
III.2. Capacité	42
III.3. Description de l'unité du Gas-Plant	42
III.3.1. Tour de déméthaniseur	42
III.3.1.1. Fonctionnement	42
III.3.1.2. Régulation	43
III.3.2. Tour de dépropanisation C302	43
III.3.2.1.Fonctionnement	43
III.3.2.2. Régulation	44
III.3.3.La section de purification	44
III.3.3.1 principe de Fonctionnement	45
III.3.3.2. Suivi et ajustements des paramètres de marche	46

SOMMAIRE

III.4. Le principe de séparation au niveau de l'unit du Gas-Plant	49
III.4.1. Définition de la rectification	49
III.4.2. Description et principe de fonctionnement d'une colonne de rectification.....	49
Chapitre IV : Partie calcul	
IV. Calcul de la colonne de dépropaniseur	51
IV.1. Bilan de matière.....	51
IV.1.1. Composition et débit molaire de la charge	51
IV.2. Pression et température	53
IV.2.1. La pression et la température dans le ballon de reflux (D302)	53
IV.2.2 La pression et la température au sommet de la colonne	54
IV.2.3. La pression et la température au fond de la colonne.	55
IV.2.4. La pression et la température dans la zone d'alimentation.....	56
IV.3.1. Pour la zone d'épuisement	57
IV.3.2. Pour la zone de rectification	57
IV.4. Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide d'alimentation	58
IV.5. Taux de reflux minimal	59
IV.6. Taux de reflux optimal	60
IV.7. Taux de rebouillage minimal.....	61
IV.8. Taux de rebouillage optimal.....	61
IV.9. Calcul du nombre de plateaux dans la zone de rectification	61
IV.9.1. Nombre de plateaux dans la zone de rectification.....	61
IV.9.2. Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement	61
IV.9.3. Nombre de plateaux totale de la colonne	62
IV.10. Bilan thermique de la colonne	62
IV.10.1. Le calcul des masses moléculaires moyennes des phases	62
IV.10.2. Calculs des enthalpies	65

SOMMAIRE

IV.10.2.1. Enthalpie de la phase liquide.....	65
IV.10.2.2. Enthalpie de la phase vapeur	65
IV.10.3. Détermination de la charge thermique de l'alimentation	66
IV.10.4. Détermination de la charge thermique du distillat	66
IV.10.5. Détermination de la charge thermique du condenseur	66
IV.10.6. Détermination de la charge thermique du rebouilleur.....	67
IV.11. Dimensionnement de la colonne.	67
IV.11.1. Diamètre de la colonne.....	67
IV.11.2. Détermination de la hauteur de la colonne.....	71
Conclusion Générale.....	74
- Bibliographie.	
- Liste d'abréviation	
- Nomenclature	
- Les annexes	



LISTE DES TABLEAUX



LISTE DES TABLEAUX

Liste des tableaux

Tableau	Page
Chapitre I : Présentation de la raffinerie d'Alger	
Tableau I.1 : les produits et leurs destinations	18
Tableau I.2: les mouvements des produits entre la raffinerie, les dépôts et le port	27
Tableau I.3: les bacs de stockage de l'eau	29
Chapitre III : Description de L'unité Gas-plant	
Tableau III.1: Caractéristiques du butane et du propane.	41
Chapitre IV : Partie calcul	
Tableau 1:La composition de la charge	51
Tableau 2:Les quantités et les débits molaires de chaque constituant	51
Tableau 3: Les débits et composition du résidu et du distillat.....	53
Tableau 4:Les coefficients d'équilibre dans le ballon de reflux	54
Tableau 5:Les coefficients d'équilibre au sommet de la colonne.....	55
Tableau 6:Les coefficients d'équilibre au fond de la colonne	56
Tableau IV.7:Les coefficients d'équilibre dans la zone d'alimentation	57
Tableau IV.8:Le coefficient d'équilibre de constatant de référence dans les différentes zones.	57
Tableau IV.9:Les volatilités relatives des constituants dans les différentes zone de la colonne de Rectification.....	58
Tableau IV.10:Les volatilités relatives des constituants dans la différente zone de la colonne de rectification	59
Tableau IV.11:Calculs des constantes.....	60
Tableau IV.12:Les masses moléculaires moyennes dans la phase liquide	64
Tableau IV.13:Les masses moléculaires moyennes dans la phase vapeur	64

LISTE DES TABLEAUX

Tableau IV.14:Les masses moléculaires moyennes du distillat et du résidu	65
Tableau IV.15::Le calcul de l'enthalpie de la phase vapeur	66
Tableau IV.16 : Les paramètres critiques sont représentés dans le tableau suivant	68
Tableau IV.17:La distance entre deux plateau (mm)	69
Tableau IV.18:Les concentrations massiques sont données	70
Tableau IV.19:Le calcul de ρ_{4i}^{20}	70
Tableau IV.20:Comparaison des résultats obtenus avec le design	73



LISTE DES FIGURES



LISTE DES FIGURES

Liste des figures

CHAPITRE I : Présentation de la raffinerie d'Alger

Figure I.1 :Carte géographique d'Algérie.	03
Figure I.2 :schéma synoptique de la raffinerie d'Alger.	05
Figure I.3 :Circuit de préchauffe du brut	08
Figure I.4 :Tour de distillation (C101).....	09
Figure I.5 :Circuit résidu.....	09
Figure I.6 :circuit reflux de fond.....	10
Figure I.7 :circuit gasoil léger	11
Figure I.8 :circuit Kérosène	11
Figure I.9 :Circuit reflux intermédiaire.....	13
Figure I.10 :Circuit solvant lourd.....	13
Figure I.11 :circuit reflux de tête	14
Figure I.12 :Circuit LPG	15
Figure I.13 :Circuit fond (C104) vers (C105).....	16
Figure I.14 :Circuit (C105)	17
Figure I.15 :unité de distillation (U100)	19
Figure I.16 :Unité de platforming (U200).....	21
Figure I.17 :Unité gaz-plant (U300)	23
Figure I.18 :service maintenance	30
 CHAPITRE II : Généralité sur Les GPL	
Figure II.19 :Principales transformations du propane	39
Figure II.20 :Synthèse d'éthylbenzène	40

RESUME

Résumé

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

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

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

Summary

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

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

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

المخلص

غاز البترول المسال هو خليط من الغازات الهيدروكربونية التي تتكون اساسا من غاز البروبان والبوتان في الظروف العادية لدرجة الحرارة و انضغط.

إن الاستهلاك العالمي لغاز البترول المسال في تزايد مستمر نظرا لحصيلته الاقتصادية المتميزة باعتباره و قود نقيو فعال مستقبلا لذا فإننتاجه يخضع لعدة مقاييس و خصائص دقيقة

وخصص هذا العمل لدراسة الاستفادة القصوى من معلمات التشغيل الحالية لجزء من وحدة مصنع الغاز في مصفاة الجزائر لذلك قدمنا دراسة هذا الأخير على اساس اختبار معدة العمود، لتثبيت مستويات غاز البروبان المرغوبة في المخلفات و نواتج التقطير .



INTRODUCTION GENERALE



INTRODUCTION GÉNÉRALE

Dans le cadre de la stratégie globale du développement du pays ; l'industrialisation joue un rôle prépondérant par la création des industries nécessaires et indispensables à une économie indépendante. Les branches d'industrie sont nombreuses et parmi elles celles des hydrocarbures dont les matières de base sont le pétrole et le gaz.

Les gaz de pétrole liquéfiés sont considérés comme des sous-produits des activités pétrolière et gazière. Toutes fois, les qualités essentielles de ce produit et les avantages multiples qui lui sont reconnus devraient le hisser à un niveau de noblesse d'utilisation au même titre que les autres formes d'énergie.

Le GPL est composé d'environ 80% de butane (C_4H_{10}) et 20% de propane (C_3H_8). Son atout majeur est la réduction importante d'émission de dioxyde du carbone à 10% et de dioxyde d'azote à 35% par rapport aux émissions venant de l'utilisation de l'essence [1].

La raffinerie d'Alger est la doyenne des raffineries Algérienne. Elle couvre la région centre du pays avec différents produits finis ou semi-finis. La production de ces produits est basée sur des procédés de traitement du pétrole brut provenant de Hassi Messaoud , à travers les trois unités de traitement, l'unité de distillation atmosphérique, l'unité de reforming catalytique et l'unité du Gas-plant qui à comme but la séparation des GPL afin d'obtenir du propane et du butane commerciaux.

Ce travail s'inscrit dans le cadre d'une étude de vérification et d'optimisation des paramètres de marche de la colonne de dépropanisasson de l'unité de Gas-plant .Dans le but d'obtenir une optimisation maximal du propane en tenant compte de la qualité des produits commercialises.

Dans la perspective de cette étude, le calcul s'est basé sur :

- La détermination des paramètres (T, P) dans la colonne (C302).
- la vérification des paramètres de fonctionnement de la colonne (C302).

Mon mémoire se divisera en deux parties :

- Une partie théorique contient une présentation de la raffinerie d'Alger, des généralités sur le GPL, et une description de l'unité de Gas-plant (U 300) avec un aperçu sur la rectification.
- Une partie pratique qui est basée sur la détermination des différents paramètres de mesure des équipements de la colonne de dépropanisasson (C302) de l'unité Gas-plant.



**CHAPITRE I : PRESENTATION
DE LA RAFFINERIE D'ALGER**



I. Présentation de la raffinerie**Introduction**

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

I.1. Présentation de la raffinerie d'Alger

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

L'Algérie est l'un de ces pays producteurs de pétrole. Elle fait partie de l'OPEP. L'Algérie dispose de Cinq raffineries : La Raffinerie d'Alger, La Raffinerie de HASSI MESSOUD, La Raffinerie d'ARZEW, La Raffinerie de SKIKDA, et enfin la Raffinerie d'In Amenas (RIA). Elles sont gérées par SONATRACH-activité aval-Division Raffinage. [1]

I.1.1. Histoire de la raffinerie

Suite à la découverte du pétrole dans le sud algérien en septembre 1959, six compagnies pétrolières internationales ont décidé de construire une raffinerie. Sa construction a duré 3 ans (1961-1963) et son exploitation a débuté le 19 janvier 1964, sous le contrôle du régiment français jusqu'au 24 février 1971 lors de la nationalisation des hydrocarbures.

A l'origine, le raffinage était une activité intégrée dans SONATRACH. En 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers ERDP-NAFTAL. En 1988, le raffinage est à son tour séparé de l'activité de distribution et dirige en entreprise nationale de Raffinage du pétrole NAFTEC.

Le 18 avril 1998, l'entreprise devient une filiale dont les actions sont détenues à 100% par le Holding Raffinage et Chimie du groupe SONATRACH dénommée SOCIETE NATIONALE DE RAFFINAGE DE PETROLE NAFTEC SPA.

En janvier 2009, le gouvernement a décidé de réintégrer NAFTEC à SONATRACH et de ne plus la considérer comme une entité indépendante. Le personnel a été informé de cette fusion et a été instruit de se préparer en conséquence.

La raffinerie d'Alger est le premier et important complexe construit en Algérie, elle répond aux impératifs suivants :

- Traiter le pétrole de Hassid Mess aoud.
- Satisfaire la consommation croissante en carburant du marché national précédemment couvert par les importations.
- Le complexe a coûté 2.1 millions de centimes.

- Ces objectifs essentiels principaux dans l'industrie sont :
 - Promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie du raffinage, des hydrocarbures et dérivés.
 - Assurer l'approvisionnement et la régulation par la production nationale.
 - Participer à la promotion des produits pétroliers raffinés.
 - Veiller à la mise en œuvre des mesures visant la sauvegarde et la protection de l'environnement en relation avec les organismes concernés.
- La participation de sonatrach, dans cette raffinerie a connu une progression par le temps comme suit :
 - 10% en janvier 1968
 - 44% en janvier 1969
 - 80% en janvier 1970
 - 100% en janvier 1997 [1]

I.1.2. Situation géographique de la raffinerie

Le choix géographique de la raffinerie a été bien étudié, grâce à sa nappe d'eau qui lui permet une alimentation en continue des systèmes de refroidissements.

La raffinerie d'Alger se situe au nord du pays plus précisément au centre à Sidi Arcine Baraki à 5km au sud de la ville de El-Harrach et à 20Km à l'est d'Alger, elle prend une surface de 182 Hectares. Elle a l'avantage d'être dans le plus grand centre de consommation.

L'alimentation se fait directement de HASSI MESSOUD au moyen d'un piquage à BENI MANSOUR jusqu'à la RAFFINERIE D'ALGER [1].

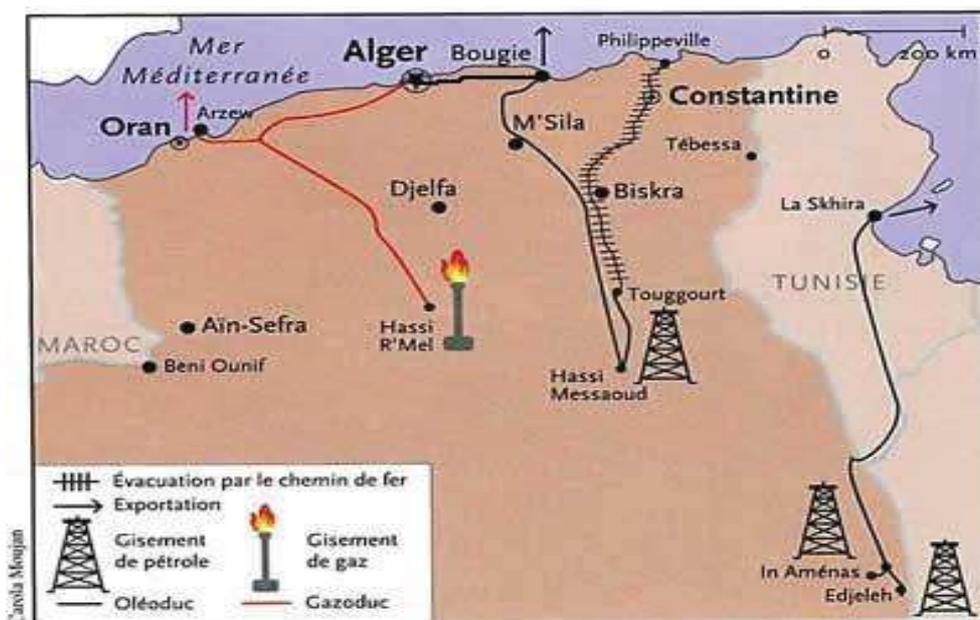


Figure I.1 : Carte géographique d'Algérie.

I.1.3. Capacité de production

Le but primordial de la raffinerie est de continuer à assurer la couverture des besoins en produits de première nécessité, ainsi que les divers produits pour l'industrie pétrolière.

La raffinerie à une gamme variée de produits qui répondent aux normes nationales et internationales qui sont :

- Butane et propane commerciaux.
- Naphta (30% essence SR+70% solvant total) .
- Essences normale et super .
- Jet (Kérosène) .
- Gas-oil .
- Fuel lourd.

La capacité de production de la raffinerie d'Alger est de 2 700 000 tonnes/an. [1][2]

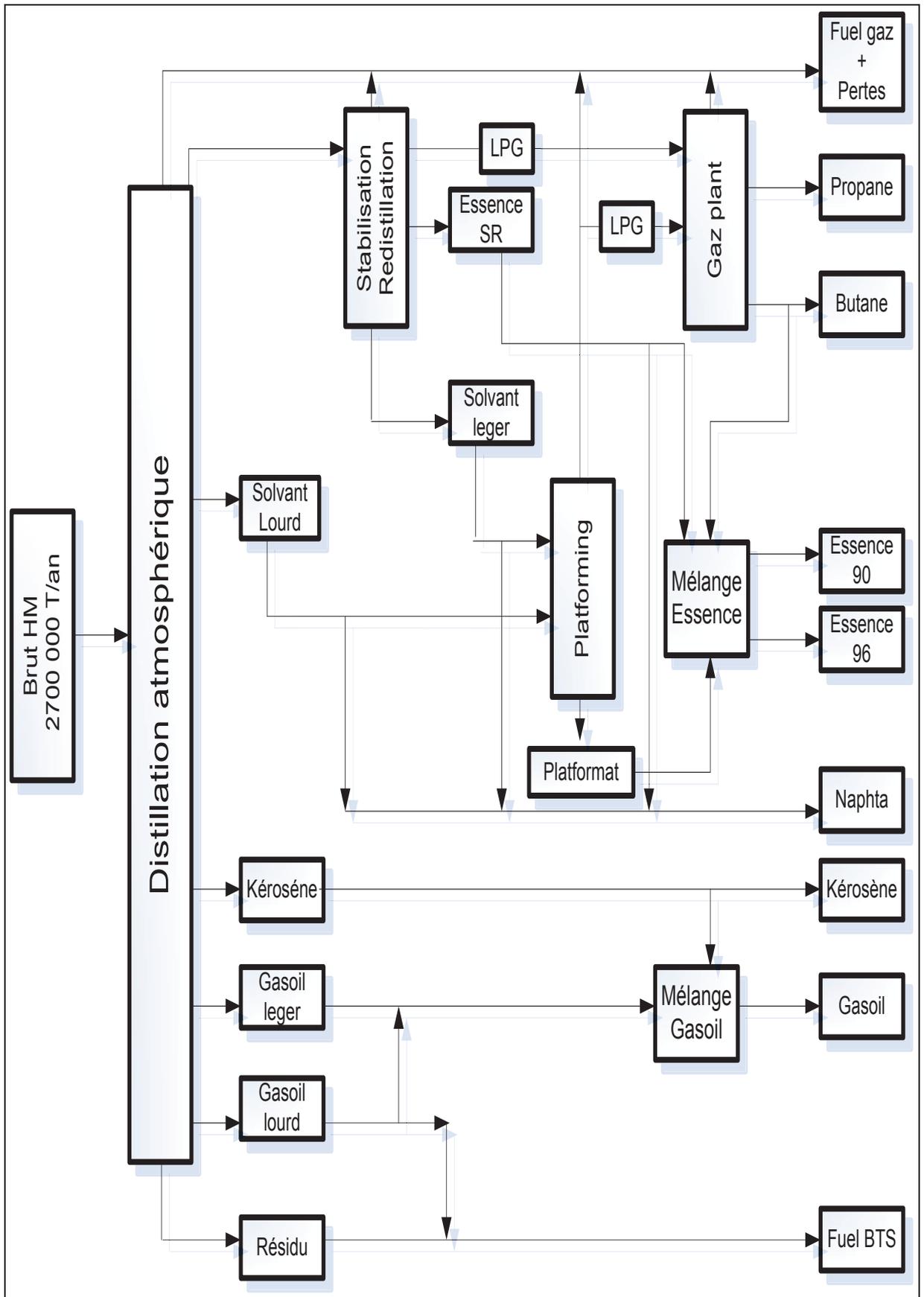


Figure I.2: schéma synoptique de la raffinerie d'Alger.

I.1.4. Principales installations

La raffinerie d'Alger est équipée des installations suivantes :

- Une unité de distillation atmosphérique (unité 100).
- Une unité de reforming catalytique (unité 200).
- Une unité gas plant pour la séparation des GPL (unité 300).
- Une unité de mélange (éthylamine) pour la fabrication des essences (normale et super).
- Une unité de pomperie pour l'expédition des produits par pipes aux dépôts El-Harrach, port pétrolier, aéroport Houari Boumediene et au dépôt chiffa (Blida).
- Une centrale thermoélectrique pour la production et la distribution des utilités (Électricité, vapeur, air...)
- Deux chaudières vapeur de 47 T/h chacune.
- Un groupe turbo alternateur produisant de l'électricité d'une capacité de 6 MW.
- Station de traitement des eaux.
- Un laboratoire de contrôle de la qualité des produits.
- Un port pétrolier équipé de trois postes de chargement pour les exportations, le cabotage ainsi qu'une station de déballastage.
- Une rampe de chargement GPL alimentant les régions du centre du pays (Tizi-Ouzou, Chlef, Djelfa).
- Un parc de stockage d'une capacité de 290 000 m³ dont 105 000 m³ pour le pétrole brut et 185 000 pour les produits finis et semi-finis, comporte des bacs et des sphères de stockage de différentes capacités, dans les quels se trouvent le pétrole brut, le solvant lourd, le kérosène, le fuel, le gas-oil ou les sloops. Ces bacs sont reliés par des conduites aux zones U100 et U200 et à l'éthylation.
- Les produits finis destinés à la commercialisation sont obtenus en mélangeant des quantités bien précises des produits semi-finis.
- Organisation générale de la sécurité HSE. [1]

I.2. Les différentes installations de la raffinerie d'Alger**I.2.1. Description de l'unité de distillation (U100)****I.2.1.1. Définition**

La distillation atmosphérique est l'unité de base d'une raffinerie. Elle a pour objet de fractionner le pétrole brut en grandes coupes qui pourront être prévues, soit dans la composition des produits de commercialisation, soit dans d'autres unités en aval, comme charge pour un ou plusieurs autres traitements. L'unité de distillation dans la raffinerie d'Alger, traite le brut de Hassi Messaoud soit pur, soit en mélange des proportions variables du condensat de Hassi R'mel. Les coupes issues du procédé sont les suivantes :

1- Les gaz de (C₁ à C₄) se divisent en :

- -Gaz de raffinerie (C₁) et(C₂) appelés souvent fuel gaz.
- -GPL (Gaz du Pétrole Liquéfiés) composés de propane et de butane.
- -L'essence totale, composée de l'essence SR et le solvant léger.

2-Solvant lourd.

3-Gasoil léger.

4-Gasoil lourd.

5-Kérosène.

6-Résidu atmosphérique. [1]

Les différents circuits que traverse le brut pour l'obtention de ces coupes sont :

a).Circuit de préchauffe du brut

Ce circuit se compose de deux parties :

➤ **circuit du brut depuis la pompe d'alimentation de l'unité jusqu'au ballon de flash (D102)**

Le brut est aspiré par la pompe d'alimentation (P101) depuis les réservoirs de stockages, qui le refoule à travers un circuit d'échangeurs (E101A à E101F) ou il est réchauffé par le reflux de tête. Il passe ensuite dans le dessaleur électrostatique(D110) et entre dans un autre circuit d'échangeurs (E102A, B, C) chauffé par le reflux circulant intermédiaire. Le brut sortant à (160 °C), entre dans le ballon de flash (D102) où les fractions légères et l'eau sont entraînées vers la tête tandis que le brut flashé coule au fond du ballon. Les produits de tête seront réinjectés dans le brut flashé à la sortie du four(F101). [1]

➤ **circuit du brut flashé**

Le brut flashé est repris du fond du ballon (D102) par la pompe (P102) et refoulé dans les échangeurs (E103, E104, E105 A/B, E106, E107 A/B). D'où il sort à (220 °C) et se divise en huit circuits parallèles pour alimenter le four (F101). Ils rentrent d'abord dans la zone de convection et se réunissent deux par deux pour former quatre circuits, deux circuits dans la zone de radiation nord et deux autres dans la zone de radiation sud. A la sortie du four, les circuits se réunissent en une seule ligne qui reçoit les produits légers venant du ballon (D102) avant l'entrée dans la tour (C101) (Colonne de distillation).

Circuit de préchauffe du brut

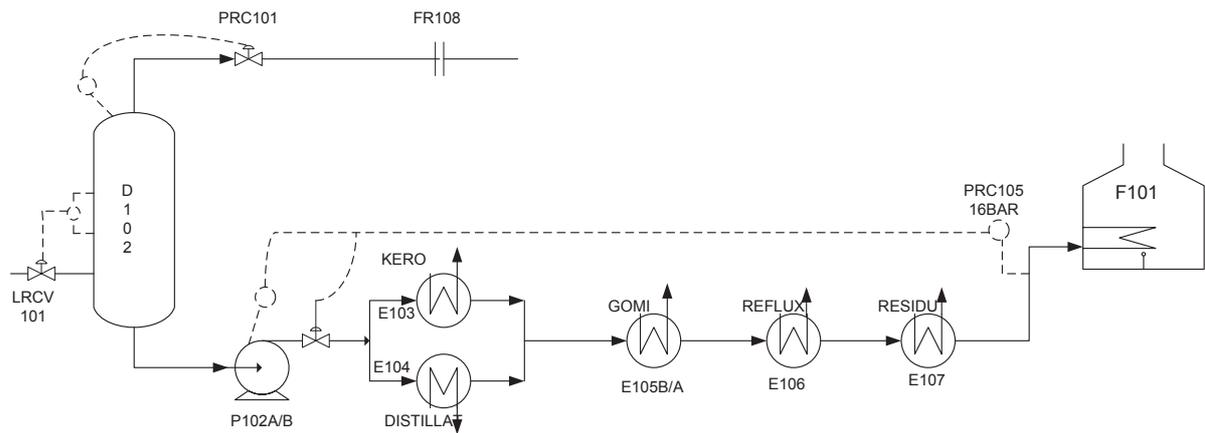


Figure I.3: Circuit de préchauffe du brut

b).tour de distillation (C101)

Equipée de (49) plateaux à clapets, cette tour est la colonne mère de production des produits pétroliers. Sa pression de marche est de ($P=2,2$ bars) et elle est munie de soupapes de sécurité qui dégagent les vapeurs à l'atmosphère en cas de surpression. Le brut flashé partiellement vaporisé entre (345°C) dans la zone de flash appelée aussi zone d'expansion ou de détente. La coupe d'hydrocarbures lourde descend dans le fond de la colonne appelée résidu. Les fractions légères (Gasoil et plus légers) montent et se condensent aux différents plateaux de soutirage suivant les points initiaux et finaux d'ébullition de chaque produit. Les coupes ainsi soutirées sont :

- Gasoil lourd.
- gasoil léger.
- Kérosène.
- solvant lourd.

Les vapeurs sortants de la tête constituent l'essence totale, butane, propane(GPL) et les incondensables (Fuel gaz) ainsi que la vapeur d'eau du taux différents niveaux de soutirages de la colonne (C101) se fait par les reflux circulants de (de tête, intermédiaire, du fond).

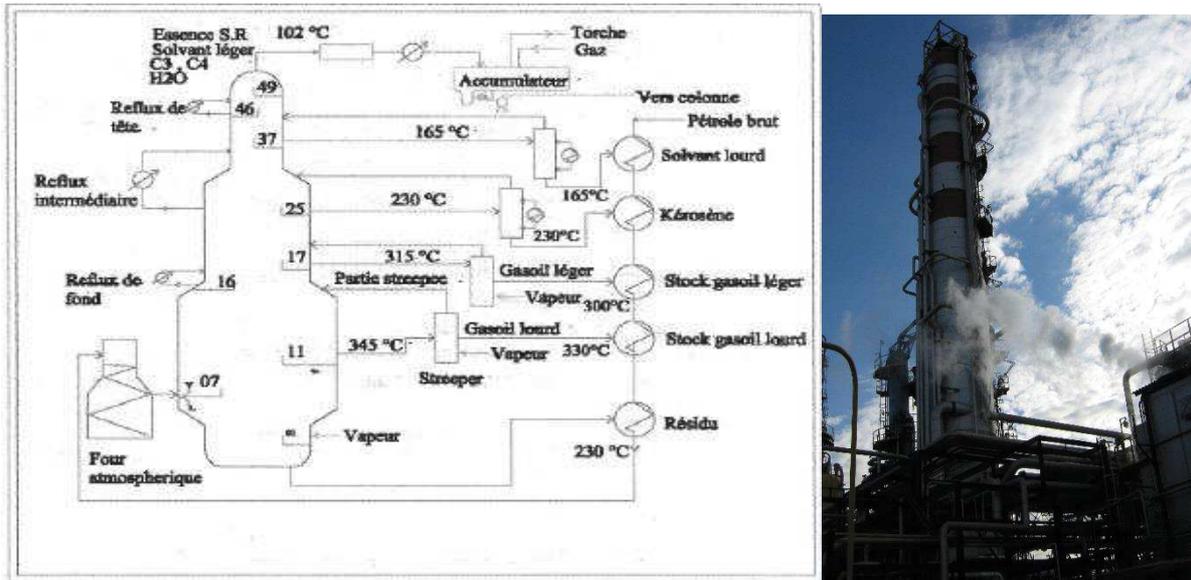


Figure I.4: Tour de distillation (C101)

➤ Circuit du résidu

Il se concentre dans la zone de stripping ou zone d'épuisement située au-dessous de l'entrée du brut. Le stripping a pour but d'éliminer toute trace des fractions légères dissoutes dans le résidu, pour cela on injecte dans la colonne (C101) de la vapeur d'eau surchauffée à (380°C) qui joue le rôle du fluide d'entraînement. Le résidu après stripping est envoyé par la pompe (P110) dans les échangeurs (E110,E107A/B et E302) où il chauffe les produits plus froids et il est utilisé comme fluide de rebouillage. A la sortie du (E302), le résidu est alors à (115°C) passe dans l'aérorefrigérant (E116AR) où il sort à (90°C) et coule soit, seul au stockage pour constituer le fuel-oil N°2, soit avec addition de gasoil lourd pour constituer le fuel-oil N°1, soit en mélange avec le gasoil lourd et léger pour l'obtention du fuel-oil léger.

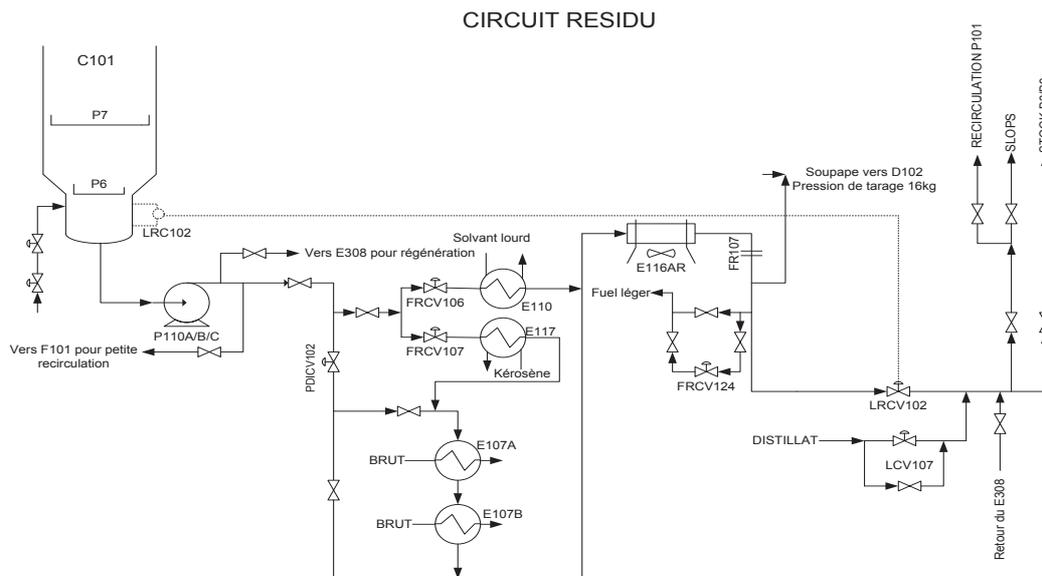


Figure I.5 : Circuit résidu

➤ **Reflux circulant inferieur (fond)**

Il est prélevé sur le soutirage du gasoil léger par la pompe (P105) qui le refoule dans deux directions :

- 1).Vers le rebouilleur de la tour de débutaniseur (C104, E121 A et B).
- 2).Vers l'échangeur (E106) où il chauffe le brut flashé. Les deux circuits se rejoignent et retournent à la tour (C101).

CIRCUIT REFLUX DE FOND

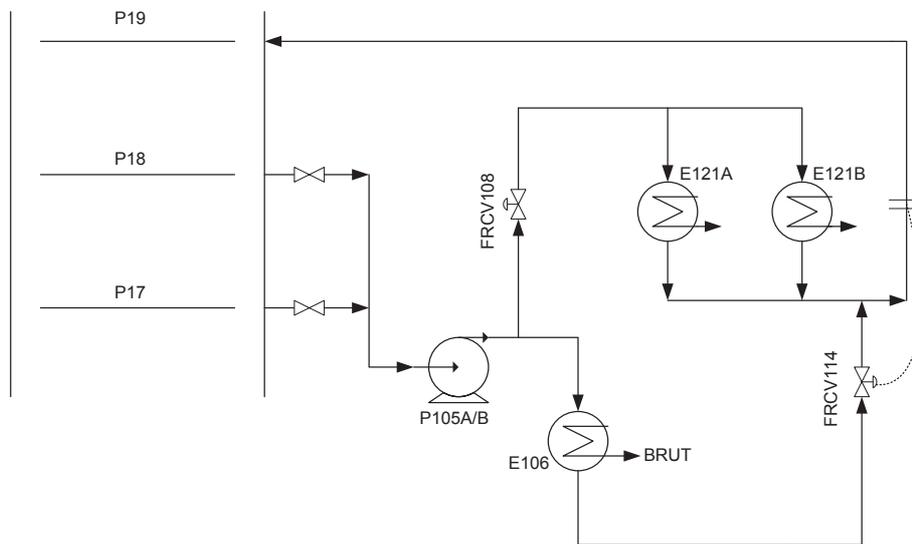


Figure I.6: circuit reflux de fond

➤ **Le circuit gasoil lourd**

C'est le premier soutirage au-dessus de la zone d'expansion sur le plateau n°11, s'écoule par gravité vers le stripper (C103) à (345°C). Les gaz sortant de la tête du stripper pour retourner vers la tour(C101), sur le plateau n°12, pour laver les produits blanc qui comporte des molécules de vapeur du résidu. Le gasoil lourd strippé est repris par la pompe(P112). Une partie retourne à la (C101) sur le plateau n°10, l'autre partie refroidie dans l'échangeur(E104) par échange de calories avec le brut flashé, il sera envoyé vers le sécheur (C103 B).

Les vapeurs seront envoyées à leur tour vers le condenseur(E111), avant d'entrer dans le ballon(D105) maintenu sous vide par quatre éjecteurs(V101) ou on aura un mélange d'eau et des molécules d'hydrocarbures liquide qui se décote en deux couches, l'eau dans l'appendice qui est pompé par la pompe(P116) qui sera injectés à l'entrée du ballon(D102) (ballon de flash). On récupère le gasoil lourd au fond du sécheur (C103 B) qui sera pompé par la pompe(P109), après envoyer vers l'aéroréfrigérant (E115 AR).

Avant sa sortie de l'unité B:

- il est soit, comme constituant principale de fuel-oil léger avec le résidu.
- soit, pour constituer le gasoil moteur.
- soit, gasoil lourd seul pour alimenter la chaudière de la centrale.

➤ **Circuit du gasoil léger**

Comme le gasoil lourd, le gasoil léger s'écoule par gravité vers le stripper (C102 C).

Les vapeurs sortants de la tête du stripper retournent dans la colonne(C101). Le gasoil léger strippé est refroidi dans les échangeurs (E105 A et B) de (305°C à 195°C) et séché sous vide dans le(C102B). Les vapeurs de tête du sécheur sont envoyées comme celles de (C103B) vers le ballon(D105), après être passées dans l'échangeur(E111). Le séché est repris par la pompe(P108) passe dans l'échangeur(E120) et l'aéroréfrigérant (E114 AR) à la sortie du quel la température est de (50°C). Une partie du gasoil léger constitue le fuel léger, en mélange avec le gasoil lourd et le résidu, une autre partie peut être utilisée comme huile de rinçage et envoyé dans :

- Le fond de (C101, C103 B, C 103 C).
- Entrée (E110, E117, E107)
- Entrée (E115 AR et E116 AR)
- Entrée (E304, E302) []

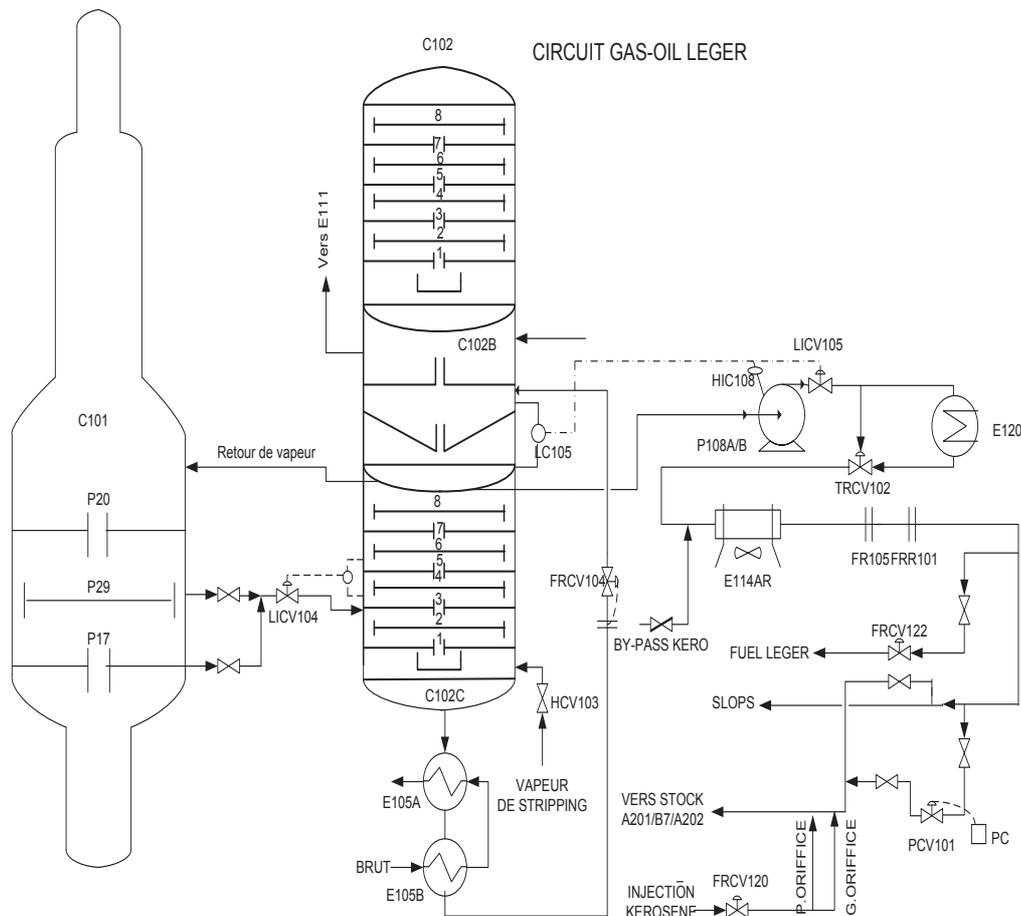


Figure I.7: circuit gasoil léger

➤ Circuit du kérosène

Il est soutiré aux plateaux (n°25 et n°27) et envoyé dans le stripper (C102 A). Le stripping est réalisé non pas pour injecter d'eau, mais à l'aide d'un rebouilleur (E117) ou circule le résidu à (340°C). Les fractions légères sortant de la tête du stripper et rentrent dans la tour (C101). Le kérosène strippé est repris par la pompe (P107) qui le refoule dans l'échangeur (E103) où il réchauffe le flashé. Une partie est envoyée dans le rebouilleur (E304) du stripper butane/propane. La totalité est alors admise dans l'aéroréfrigérant à eau (E113 AR) pour être expédié au stockage. Une partie pouvant être prélevée pour la constitution du gasoil moteur, en mélange avec l'asile léger et lourd du fait de son excellente tenue au froid. [2]

N.B. Un analyseur (AR 103) enregistre en permanence le point d'éclair du kérosène à la sortie de l'unité.

Avant le stockage, le kérosène subit des traitements pour diminuer son acidité et sa conductibilité. Pour cela on le fait passer dans un décanteur électrostatique qui lui enlève toute trace d'eau et on y injecte de la sonde.

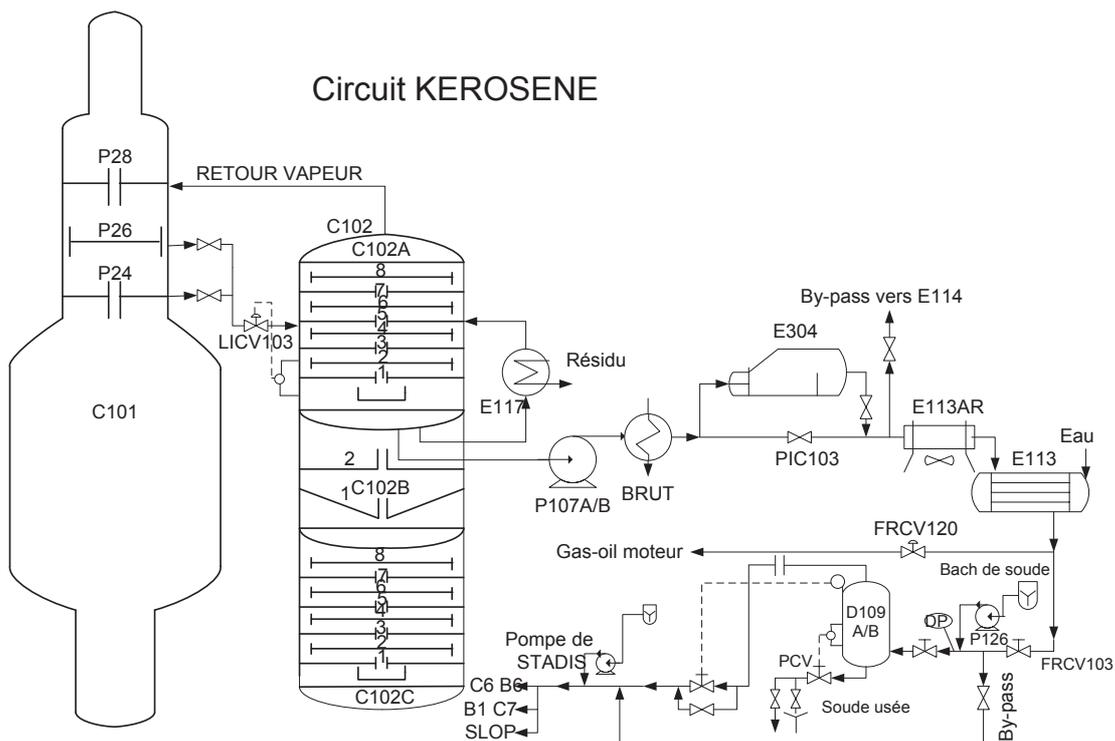


Figure I.8: Circuit kérosène

➤ **Reflux circuit intermédiaire**

Il est soutiré au plateau n°35, refroidi dans les échangeurs (E102 A, B, C) de (180°C à 140°C) et repris par la pompe (P104) qui l'envoie dans la tour (C101) au plateau n°36. []

Circuit reflux intermédiaire

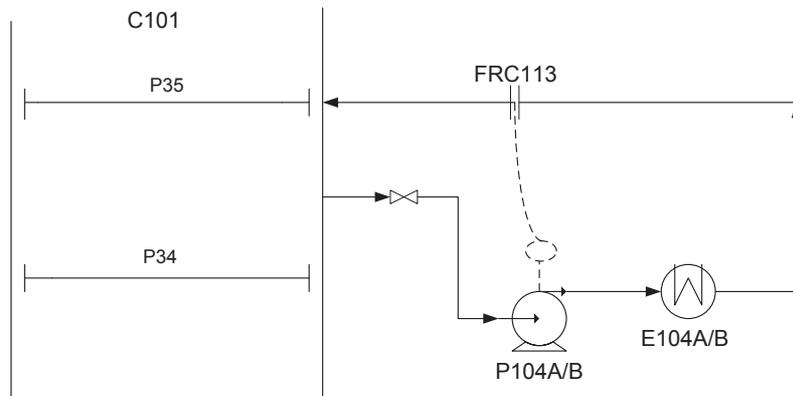


Figure I.9: Circuit reflux intermédiaire

➤ **Circuit du solvant lourd**

Il est soutiré au plateau (n°37 et n°39). Comme le kérosène, il est strippé dans le stripper (C103 A). Les vapeurs de tête du stripper retournent à la tour (C101). Le stripping étant réalisé par l'intermédiaire du rebouilleur (E110). Le solvant lourd strippé est refoulé par la pompe (P106) vers l'aéroréfrigérant (E112 AR) et le réfrigérant (E112), d'où il sort à (40°) pour être envoyé au stockage intermédiaire (Bac A104) où mélanger en ligne avec le solvant léger pour alimenter par la suite l'unité 200 (platforming).

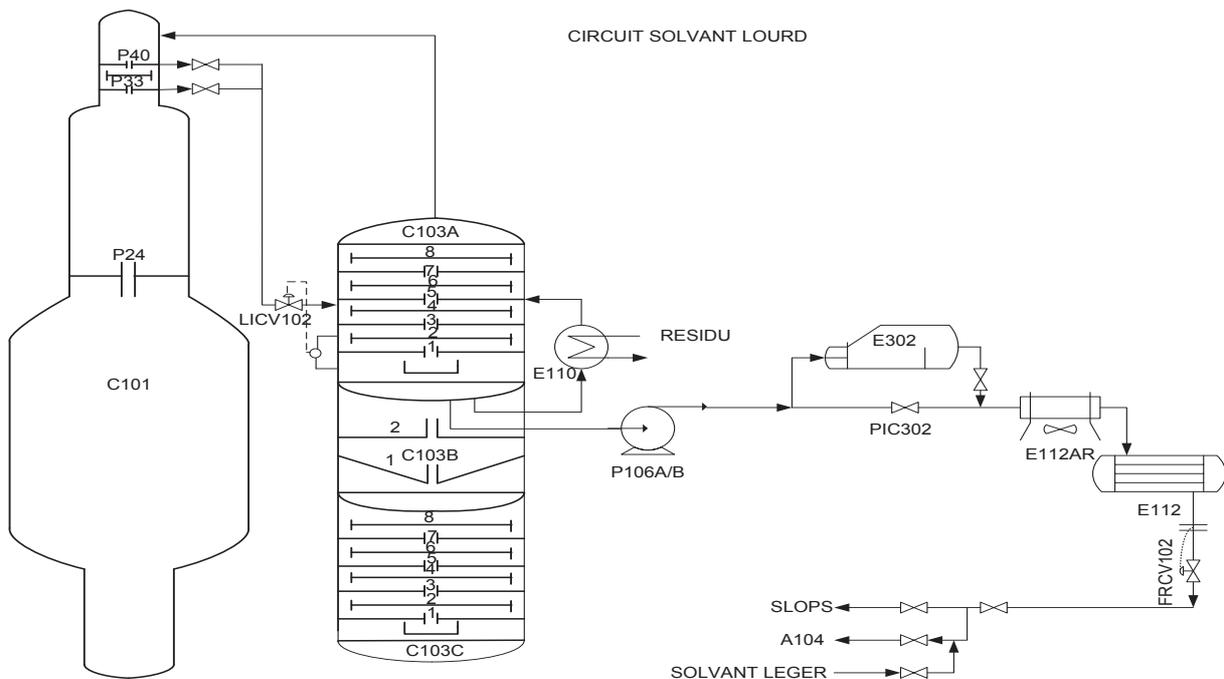


Figure I.10: Circuit solvant lourd

➤ Reflux circulant de tête

Soutiré au plateau n° 46, ce reflux se refroidit de (102°C à 70°C) en traversant les circuits d'échangeurs placés en parallèle (E101 D, E, et A, B, C). Le produit est renvoyé par la pompe (P103) en partie dans l'aéroréfrigérant (E108 AR) et retourne à (60°C) sur le plateau de tête n°49 de la tour (C101). [4]

➤ Les vapeurs de tête

Les vapeurs sortant en tête de la tour (C101) sont composées de :

- Essence totale (essence SR et solvant léger).
- Le butane, propane et incondensables.
- La vapeur d'eau utilisée pour le stripping.

Tout ce mélange sort de la tour à (105°C) et traverse une série d'aéroréfrigérant (E 109 AR), puis deux réfrigérants à eau (E109 A et B), avant d'arriver au ballon (D101), (accumulateur de tête), à (40°C). Les hydrocarbures sauf méthane et éthane sont condensés ainsi que les vapeurs d'eau. Dans le ballon (D101) il se forme ainsi deux couches : L'eau, chargée de (H₂S) qui s'accumule dans l'appendice du ballon. Elle se rend par pression vers le stripper (C106) où

L' H₂S est éliminé par chauffage à (150°), par la vapeur à basse pression et envoyé au four (F101) pour y être brûlé. L'eau est alors évacuée vers égout. Les hydrocarbures au dessus de la couche d'eau, sont repris par la pompe (P111) qui les refoule à travers les échangeurs (E118, E119, E120) .ils sont ensuite envoyés dans la tour de débutaniseur (C104) en cas de suppression dans le ballon (D101), les gaz incondensables sont envoyés à la torche et en cas de chute de pression, ils alimentent le réseau fuel gaz. [2]

CIRCUIT REFLUX DE TÊTE

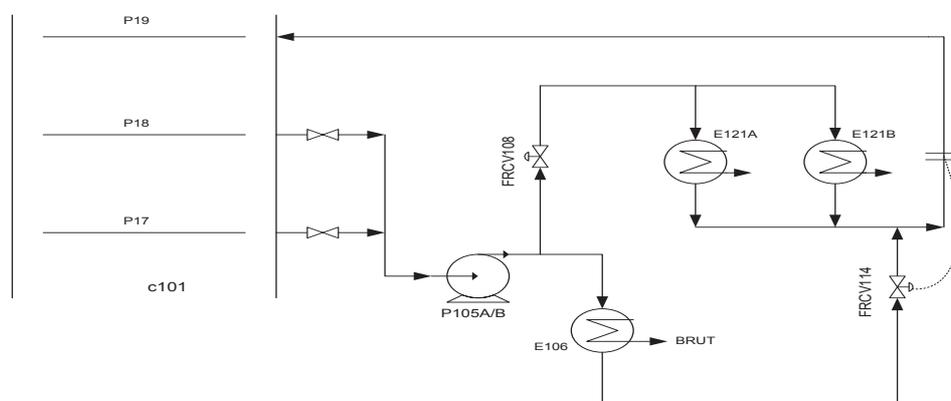


Figure I.11: Circuit reflux de tête

➤ Protection contre la corrosion

Pour éviter la corrosion par l'H₂S et HCl, qui se forment au cours du chauffage du brut, on injecte :

(1)– De l'ammoniac gazeux sous le plateau n°45 de la tour (101), d'une part et dans la ligne de vapeur de tête d'autre façon à neutraliser le HCl.

(2)– Un inhibiteur de corrosion provenant des bacs (D108 A et B) est refoulé par la pompe (P118) vers la ligne des vapeurs de tête de la (C101) et vers le reflux. Circulant de tête à la sortie de (C101). Cet inhibiteur forme un film protecteur sur la paroi du métal à protéger.

c). Tour de débutaniseur (C104)

Equipé de (39) plateaux à clapets, il a pour but de retirer de l'essence totale, butane, propane et les incondensables.

➤ Circuit de tête

Les vapeurs de tête sortent de la tour à (25°C), sont constituées du butane, propane et les gaz incondensables qui sont envoyés dans l'aéroréfrigérant (E122 AR), puis dans le ballon accumulateur(D103). Les gaz incondensables sortent de la tête du ballon dont envoyés vers fuel gaz où torche.

L'eau chargée en (H₂S) se rassemble dans l'appendice pour être évacuée vers le stripper (C106). Les hydrocarbures (LPG) à (70°C) sont expédiés dans deux directions : Une partie est expédiée par la pompe (P119) à travers le réfrigérant (E123). Le même mélange propane/butane à (40°C) est ainsi envoyé à la section (U300) gaz plant. [3]

N.B : Les (GPL) peuvent être utilisé pour ajuster la tension de vapeur des essences où comme charge pour la pétrochimie.

CIRCUIT LPG

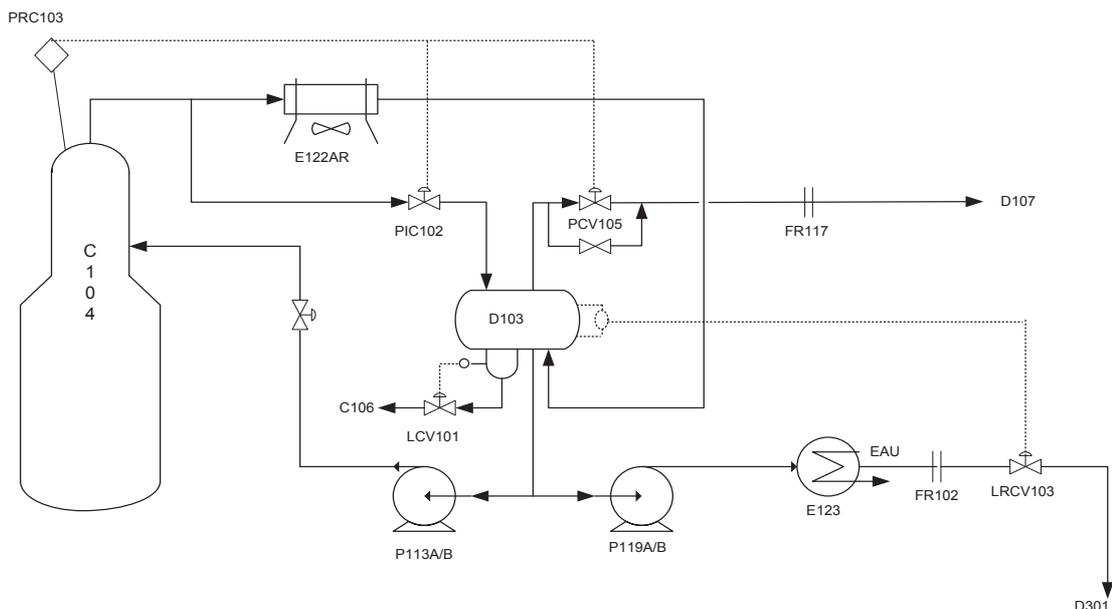


Figure I.12: Circuit LPG

➤ Circuit de fond

Le produit de fond de la tour constitue l'essence totale, dont une partie joue le rôle de reflux aux rebouilleurs (E121 A et B) et l'autre partie passe dans le rebouilleur (E125) de la tour (C105) dans l'échangeur (E125) avant d'être admise dans la tour de redistillation (C105). []

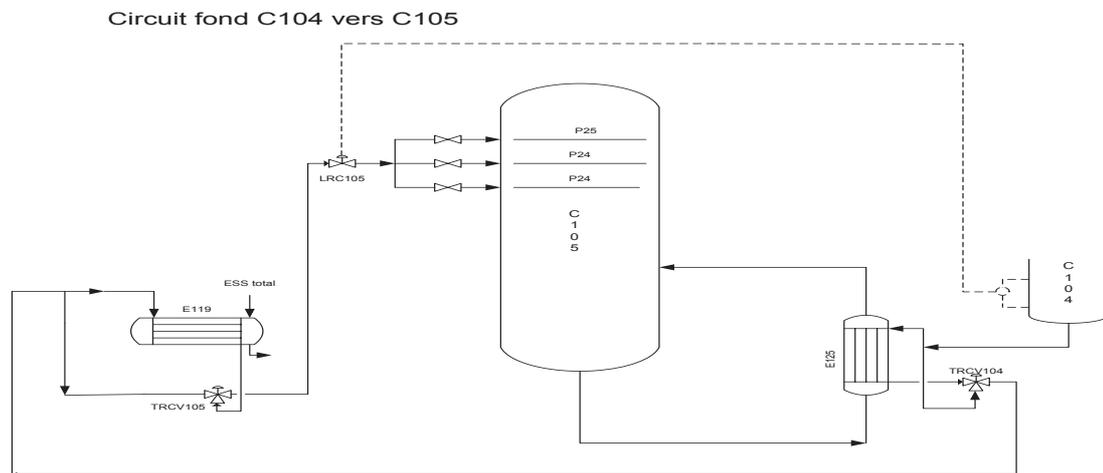


Figure I.13: Circuit fond (C104) vers (C105)

d). Tour de redistillation (C105)

Composée de (24) plateaux à clapets, elle a pour but de fractionner l'essence total en essence légère base de carburant auto et en solvant léger qui alimente le platforming.

- l'essence légère distillant entre (30°C et 80°C).
- le solvant léger distillant entre (80°C et 130°C). [4]

➤ Circuit de tête

Les vapeurs d'essence sortant de la tête à (70°C) arrivent dans l'accumulateur (D104) après un passage dans l'aéroréfrigérant (E124 AR). L'essence légère alors condensée est reprise par la pompe (P114) puis expédiée au stockage intermédiaire (Bacs B10, B4, C3) en passant par le réfrigérant (E126). Une partie de l'essence légère est envoyée par la pompe (P114) comme un reflux au-dessus de plateau n°24 de la tour. [3]

➤ Circuit de fond

Le solvant léger accumulé au fond de la tour est envoyé dans l'échangeur (E118) par la pompe (P117), puis dans l'aéroréfrigérant (E127 AR) et le réfrigérant à eau (E127). Le solvant léger sortant du réfrigérant à (40°C) est expédié dans le réservoir de stockage intermédiaire (BAC A102) avant d'alimenter le platforming. Le fond de la tour est maintenu à (120°C) pour permettre l'évaporation de l'essence restante dans le solvant léger par l'intermédiaire du rebouilleur.

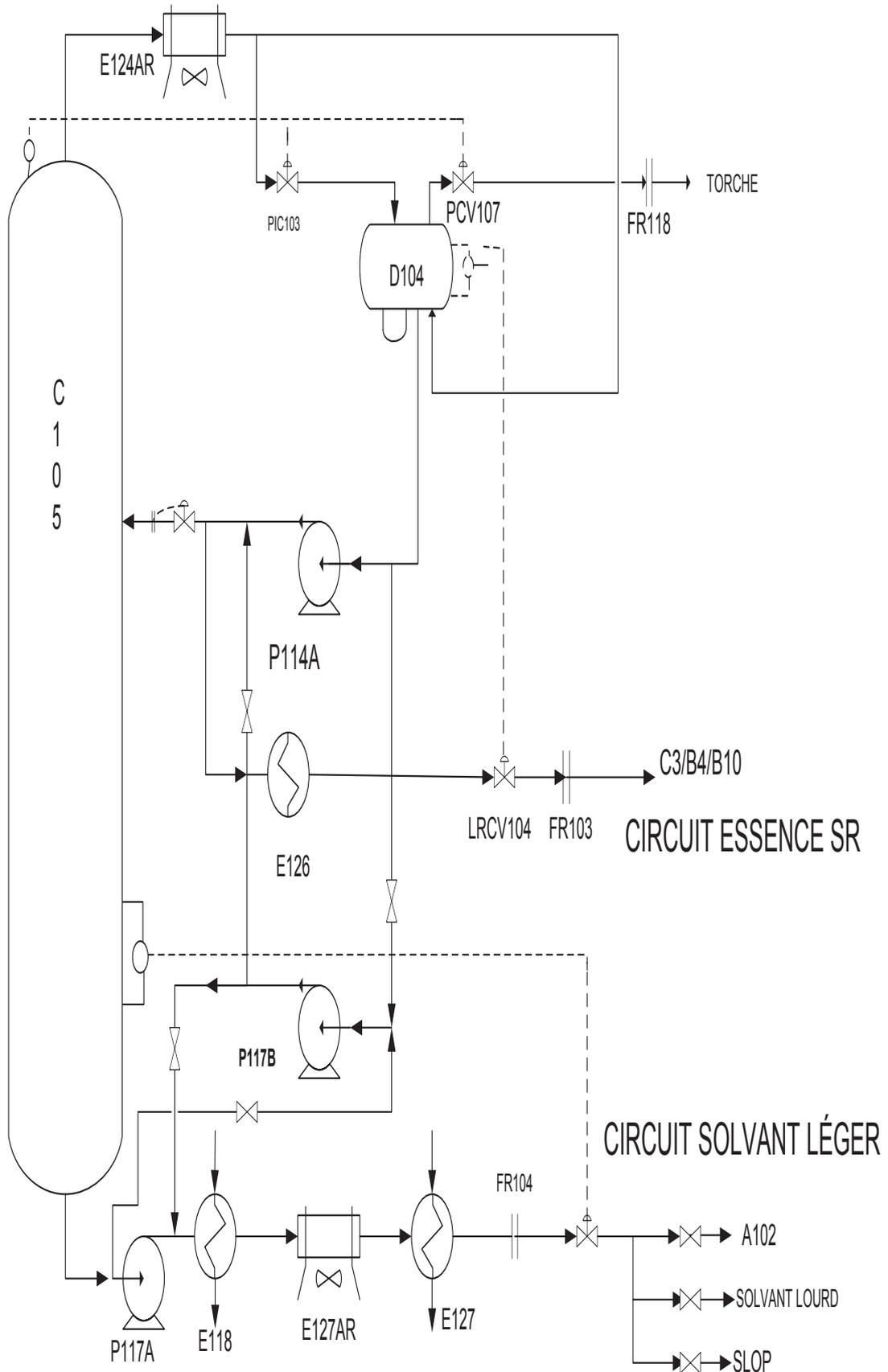


Figure I.14 : Circuit (C105)

Tableau I.1 : les produits et leurs destinations.

Produits	Destinations
GPL	Charge pour l'unité Gas-plant
Essence SR	Base pour les essences Base pour les naphthas export
Solvant léger (97 – 108 °C)	Utilisé comme charge du reforming en mélange avec le solvant lourd Base naphtha export
Solvant lourd (168 – 178 °C)	Utilise comme charge de l'unité de reforming en mélange avec le solvant léger Base pour naphtha export
Kérosène (228 – 238 °C)	Jet-A1 pour aviation
Gas-oil Léger (278 – 289 °C)	Carburant diesel
Distillat (330 – 340 °C)	Utilise comme combustible pour chaudières et en mélange avec du résidu pour la fabrication du fuel-oil BTS

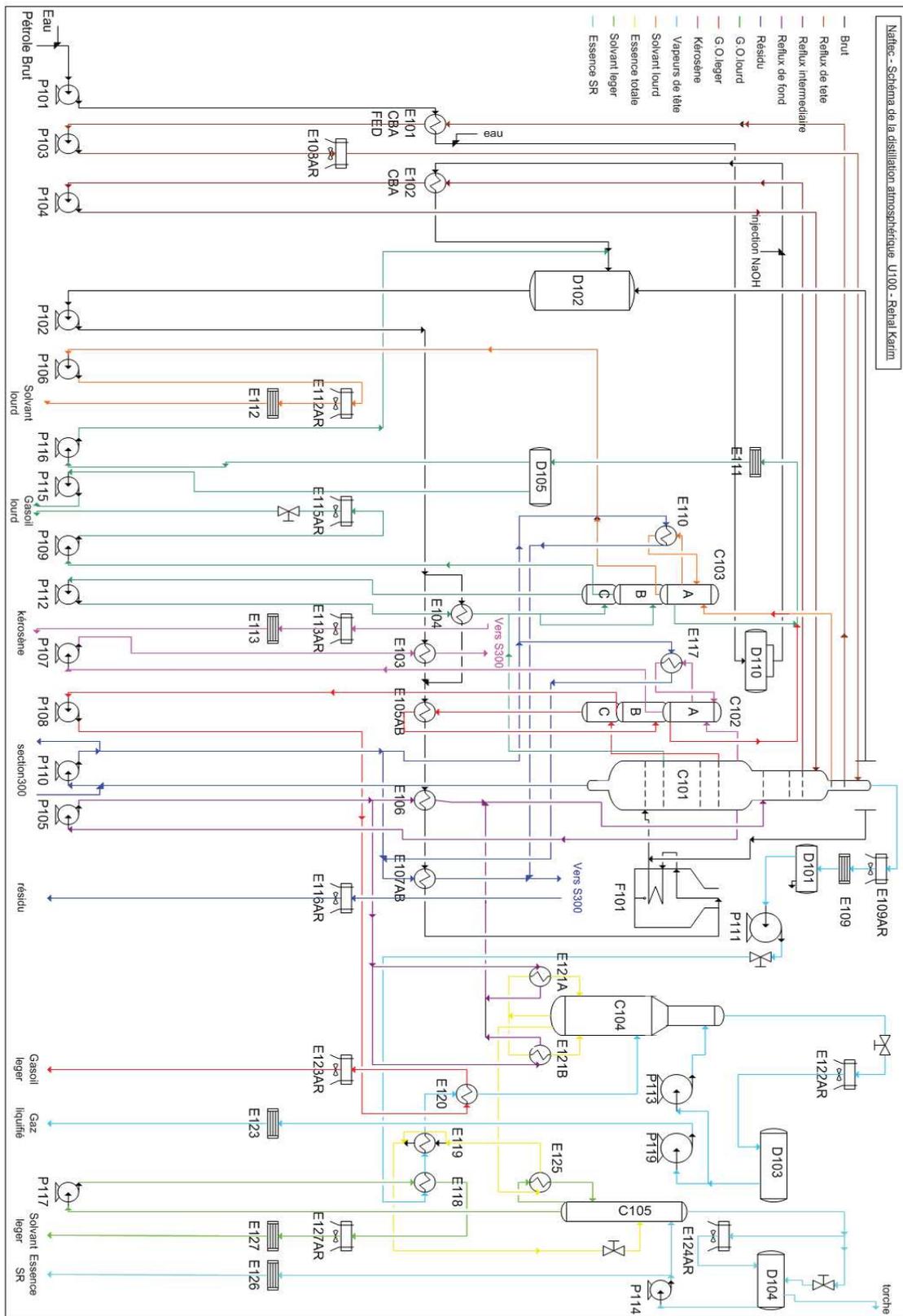


Figure I.15: unité de distillation (U100)

I.2.2. Unité de platforming (reforming catalytique) U200

Avec une capacité de 2500m³/jour, cette unité assure la production d'essence à haut indice d'octane à partir des solvants lourds et légers fabriqués par **U100**. C'est une base principale pour la fabrication des carburants automobile (essence normal et super). Les gaz liquéfiés obtenus comme sous-produits des réactions de reforming sont envoyés à **U300**. Cette unités à lit catalytique de fixe comprend une section de prétraitement du solvant servant de charge à l'unité de reforming proprement dit et un réacteur de garde pour réduire et empêcher l'empoisonnement du catalyseur.

Elle comporte les circuits : catalytique, stabilisateur et générateur de vapeur.

Le reformage catalytique à pour objectif de transformer les constituants naphthéniques en constituants aromatiques à haut indice d'octane servant de base au mélange des essences. L'unité de reformage est constituée essentiellement d'une série de trois réacteurs contenant du catalyseur et un fractionnateur servant à séparer les différents produits à la sortie des réacteurs. Ce catalyseur est très sensible à la présence des produits sulfurés et azotés, aussi la charge de reformage doit être de soufre, d'azote et de leurs dérivés. [6]

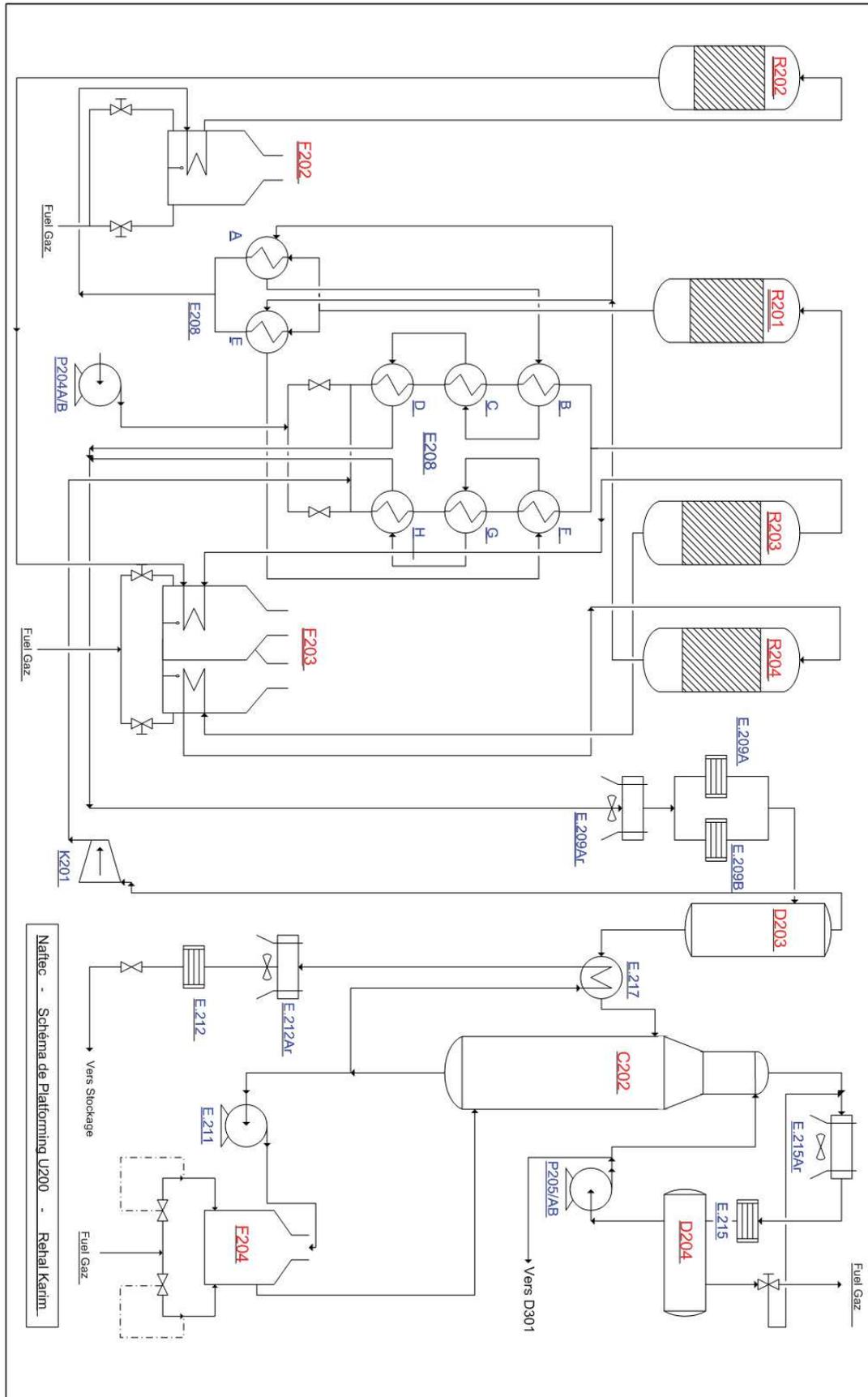


Figure I.16: Unité de platforming (U200)

I.2.3. Unité gaz-plant U300 (traitement et séparation)

L'unité de séparation et de traitement des gaz liquéfiés, à été dimensionnée afin d'obtenir du propane et du butane qui peuvent être commercialisés. Son alimentation est un mélange de gaz liquéfiés provenant des ballons de reforming catalytique U200 .Elle est constituée par des produits légers tels que l'hydrogène, le méthane, le propane, et butane, et une très légère quantité de pentane. [1]

Cette unité est spécifiée par ses tamis moléculaires.

Cette dernière contient :

- 02 colonnes **C301** et **C302**.
- 02 tamis moléculaires **C303A** et **B**.
- 04 ballons D301,D302,D303,D305,D307.
- 04 pompes.
- 08 échangeurs.

Les **U(100,200 et 300)** ont été étudiées telle sorte que :

- Les unités 100 et 300 pourront marcher lors d'un arrêt de l'unité 200.

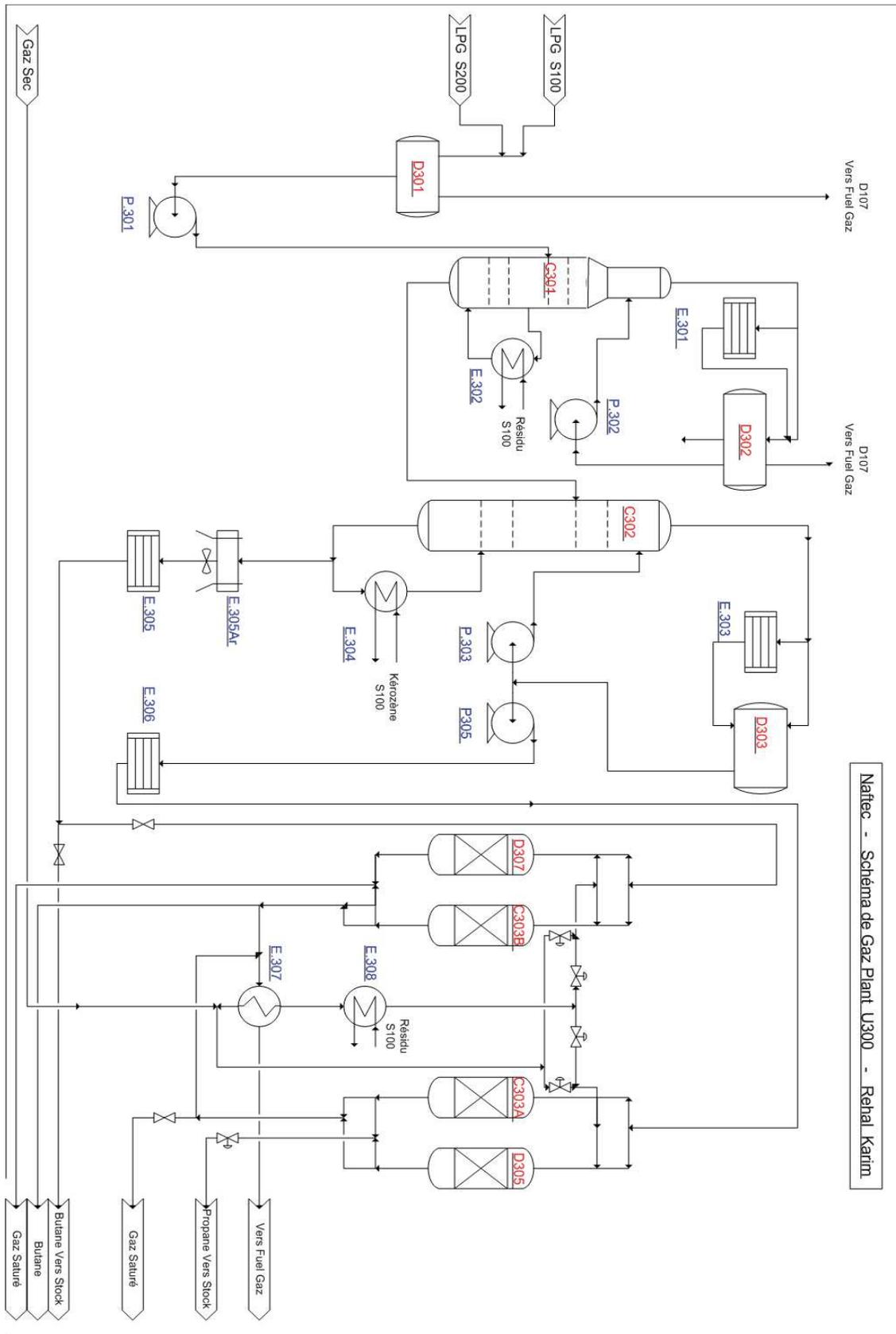


Figure I.17: Unité gaz-plant (U300)

I.2.4. Unité d'éthylation

C'est une section où se fait le mélange du platformat avec le PTE (plomb-tétraéthyle) pour obtenir une essence commerciale soit de l'essence normale ou bien du super, selon le normale d'octane voulu, afin d'être expédié vers la demande.

I.2.5. Organisation générale de la sécurité HSE

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

Ce service se devise :

I.2.5.1. Service de surveillance

Ce service organise des contrats à fin de réaliser une bonne surveillance au sein de la raffinerie.

Ces contrats consistent à effectuer une vérification du matériel entrant et sortant de l'enceinte ainsi que le mouvement de l'ensemble du personnel surtout ceux de production.

I.2.5.2. Service de prévention

Service de prévention est formé d'inspecteur de sécurité affecté au niveau de chaque zone afin d'être le conseiller de chef de zone en matière de sécurité.

Leur travail est le contrôle des travaux au niveau de chaque zone et l'élaboration de statistiques intérieures sur le travail effectué. Ces services s'occupent d'offrir les équipements de sécurité recommandés aux travailleurs de chaque service tel que : combinaisons, casques, souliers de sécurité.

I.2.5.3. Service d'intervention

C'est un service très important car c'est sur lui que repose la charge en cas d'incident (feu par exemple) pour cela et pour le risque que les agents courent pendant ces opérations on adapte chez eux une devise qui est la rapidité d'intervention et l'efficacité d'exécution. Pour éviter ces incidents ils effectuent quotidiennement des inspections et assurent une maintenance par le personnel.

I.2.5.4. Service de l'environnement

Le rôle de ce service est de faire des rondes préventives aux niveaux des installations, pour contrôler tous les points de pollution, car la raffinerie est une source de risque. Elle a pour but aussi de contrôler les eaux de rejets ainsi que les atmosphériques provenant de la raffinerie.

Ces services sont contrôlés par le ministre de l'environnement et suivent une réglementation et une réglementation bien précise à propos de ces rejets et des procédures à suivre. L'achat

d'équipements environnementaux, comme des détecteurs de pollution (sonde d'interface) sera d'une grande aide.

I.2.6. Le laboratoire

La raffinerie dispose d'un laboratoire où se fait l'analyse des différents produits provenant des processus, afin de s'assurer de leur bonne qualité. Le laboratoire délivre le certificat de conformité des produits avant la commercialisation. Quant aux procédures de contrôles des caractéristiques le laboratoire doit suivre les normes bien précises élaborées par des agréments nationaux ou internationaux (ASTM, NF, IP). Le laboratoire dispose d'une salle de machine possédant 2 moteurs tests qui déterminent l'indice d'octane NO du platformat résultant de l'opération du platforming des solvants lourds et légers.

Ce service se divise en 02 cellules : la cellule contrôle et la cellule chimie.

I.2.6.1. La section contrôle

Cette cellule assure la fiabilité par des contrôles permanents des produits répondants aux exigences des normes.

I.2.6.2. La section chimie

Cette section doit déterminer et faire des contrôles de qualité de tous les produits dans toutes les phases de fabrication, d'évolution ou changement de caractéristiques.

I.2.7. Parc de stockage :

a. Stockage de pétrole brut

Le pétrole brut est stocké dans trois réservoirs à toits flottants de 35.000 m³ chacun (A301, A302, A303).

Ces réservoirs sont munis des accessoires suivants :

- Porte de visite boulonnée.
- Mise à la terre de la cuve et du toit.
- Purge d'eau.
- Purge de toit.
- Indicateur de niveau avec lecture au sommet du bac et transmission à la salle de contrôle.
- Indicateur de température avec lecture au micro-ordinateur de la salle de contrôle.
- Hélico-agitateurs (deux par bac, situés de part et d'autre de la tuyauterie d'arrivée du pétrole brut).

b. Stockage des produits finis et intermédiaires

Le nombre et la capacité des réservoirs ont été déterminés en fonction de la production et des enlèvements.

Les réservoirs pour produits légers (sauf les bacs de solvants) sont des réservoirs à toit flottant.

Les réservoirs pour produits lourds (faible volatilité) ont un toit fixe et certains équipés d'un réchauffeur alimenté en vapeur BP.

Les bacs à toit fixe disposent de soupape de respiration ou événements.

Tous les réservoirs, bien entendu, sont équipés d'une mise à la terre, de trous d'homme, de purge d'eau, (de purge de toit pour réservoirs à toits flottants), d'indicateurs et de transmetteurs de niveau et de températures.

Les 33 réservoirs, (brut 03, produits intermédiaires et finis 30) représentent une capacité globale de 322.100 m³.

c. Stockage des gaz liquéfiés

- Les gaz liquéfiés sont stockés dans des sphères représentant une capacité de 5500 m³ pour le butane et 2000 m³ pour le propane.

- Les gaz liquéfiés sont dotés de deux réservoirs cylindriques utilisés pour le stockage (coulage) du butane et propane pendant le démarrage de l'unité Gas-Plant, représentant une capacité de 200 m³ pour le butane et 150 m³ pour le propane.

- Ces réservoirs sont équipés de :

- Soupapes de sûreté.
- Jauges à tirette.
- Indicateur de niveau.
- Manomètre.
- Prise d'échantillon.
- Limiteur de débit.
- Dispositif d'arrosage. [05]

I.2.8. La pomperie

La pomperie comprend une aire maçonnée recevant les pompes et les distributeurs (pipes). Elle est dotée de plusieurs pompes telles que :

G117 (AB) : supprimeur sert à augmenter la pression à l'entrée de la pompe G118.

G118 (AB) : expédition de trois produits vers CHIFFA (Gas-oil, super 96, CA89).

G112 (AB) : expédition jet A1 vers AVM.

G106 (AB) : expédition de naphta, gas-oil, kérosène, carburants vers El Harrach, Caroubier, Port.

G111 (AB) : expédition de fuel-oil vers le port.

G114 (AB) : expédition de super 96, CA89 vers dépôt (El Harrach, Caroubier, Port) et l'éthylation.

G115 (AB) : aspiration de l'essence SR et de solvant total vers la table d'éthylation. (C'est une pompe vertical qui est conçue pour les légers).

Cette unité à deux rôles :

a. L'expédition des produits

- ✓ Port pétrolier d'Alger.
- ✓ L'aéroport Houari Boumediene.
- ✓ les dépôts de carburant : Caroubier, El Harrach et la Chiffa.

Les expéditions des produits finis à partir de la raffinerie se font exclusivement par un réseau d'oléoducs, chaque oléoduc est muni d'un compteur, ces indications sont retransmises à la salle de contrôle.

Tableau I.2 : les mouvements des produits entre la raffinerie, les dépôts et le port.

Produits	Ø oléoduc	Dépôts	Destination
Jet A1	10"	AVM	Dar El Beida
//	16"	AC4	El Harrach
Gas-oil	16"	16A	El Harrach
//	16"	168A, 168B, 169	Caroubier
CA/SP	16"	16A	El Harrach
CA/SP	16"	168A, 168B, 169	Caroubier
Fuel	10"	A82	Port d'Alger
Naphta	16"	Port	Port (navire)
CA/SP	10"	Chiffa	Chiffa
Gasoil	10"	Chiffa	Chiffa

Les communications entre la raffinerie et les divers dépôts se font actuellement par téléphone et talkie walkis.

b. L'éthylation

La fabrication de l'essence normale (CA89) et (SP96) à partir d'un mélange composé de :

- ✓ Plat format.
- ✓ Solvant total.
- ✓ Essence SR.
- ✓ PTE (plomb tétraéthyle).
- ✓ Butane.

L'addition du plomb tétraéthyle (ou tétraméthyle) se fait en cours de mélange. Le (PTE) est aspiré à partir d'un ballon de stockage au moyen d'un éjecteur dans lequel circule l'essence.

L'addition de (PTE) est comprise entre 0.1 et 0.4 cm³/l. La réception du (PTE) se fait au moyen de containers. Ces derniers sont transportés par camions du port et vidés par pompe à vide (G401) dans le ballon (H₂) placé sur bascule et par transfert vers les ballons (H1 et H5). [05]

I.2.9. Les mélanges

La raffinerie est équipée pour produire, stocker et expédier deux qualités d'essences finies (normal et super), jet A1, gas-oil moteur, fuel BTS et naphta.

❖ Essences : Ces deux essences sont fabriquées par mélange en ligne de trois constituants produits par l'unité combinée et stockés dans les réservoirs.

❖ Jet A1 : Le kérosène sortant de la colonne de distillation atmosphérique subie un traitement au niveau de précipitateur électrostatique pour lui enlever les impuretés indésirables tels que les acides naphthéniques et l'eau, après ce traitement il est envoyé aux bacs de stockages.

❖ Gas-oil moteur : Il est obtenu par mélange en ligne des deux produits (kérosène, gas-oil léger), avec des proportions bien définies pour respecter les spécifications requises.

❖ Fuel BTS : Il est obtenu par mélange en ligne des produits (résidu, gas-oil lourd).

❖ Naphta : Il est obtenu par mélange en ligne des trois produits (solvant lourd, solvant léger, essence SR), avec des proportions bien définies pour respecter les spécifications requises. [05]

I.2.10. Les utilités

La raffinerie d'Alger possède une centrale thermoélectrique, son but est la production de la vapeur et de l'électricité à partir du fuel ou du gaz, de l'air instrument et de l'air de service.

a. Centrale thermoélectrique

Le principal rôle de la centrale thermoélectrique comme son nom l'indique est la production de l'énergie électrique à partir de la vapeur d'eau envoyée par deux chaudières de 47 tonnes/h à une pression de 35 bars et 410 °C, et ça grâce à un dispositif appelé turbo alternateur, qui est un générateur d'électricité, constitué d'une turbine à vapeur

et d'un alternateur d'une puissance de 6 MW permettant à la centrale et à l'ensemble de la raffinerie une autonomie totale pour les besoins énergétiques suivants :

❖ Production de l'électricité à différent tension, moyenne tension (MT), basse tension (BT) et très basse tension (TBT) tout ça à l'aide d'un groupe turboalternateur " turbine turboalternateur ".

❖ La production de l'air service (9 bars) et air instrument par détente (4.5 bars).

❖ La production de la vapeur d'eau.

b. L'eau dans la raffinerie d'Alger

L'alimentation en eau de la raffinerie est assurée à l'aide des trois forages suivants :

- Forage n°4 profondeur 150 m, profondeur pompe 84 m.
- Forage n°7 profondeur 200 m. profondeur pompe 100 m.
- Forage n°8 profondeur 230 m, profondeur pompe 100 m.
- Forage n°9 profondeur 200 m, profondeur pompe 100 m.

Dans cette section on trouve trois bacs de stockage d'eau pour diverses utilisations représentés dans le tableau suivant :

Tableau I.3 : les bacs de stockage de l'eau.

Bac	Produit	Capacité (m³)	Hauteur (m)
T1	Eau Anti-incendie	5000	16.20
T2	Eau d'exploitation	5000	16.20
T3	Eau potable	310	10.80

Le bac T2 constitue la réserve d'eau pour le traitement des eaux des chaudières et le conditionnement d'eau de refroidissement. Il peut éventuellement alimenter le bac T3.

Le réseau d'eau potable alimenter par le réseau SEAAL alimenté:

- L'ensemble des vestiaires, bureaux, ateliers de la raffinerie ainsi que le restaurant.

La raffinerie consomme jusqu'à 25 m³ d'eau pour 1m³ de brut traité, d'où la nécessité de l'eau dans les installations pétrolières : Production de la vapeur, refroidissement des machines et des produits, lutte contre l'incendie, eau potable.

Utilisation :

L'eau est utilisée à la raffinerie principalement pour les usages suivants :

- Production de la vapeur.
- Refroidissement des condenseurs.
- Réfrigération des produits pétroliers.
- Lutte contre l'incendie.

I.2.11. Atelier de maintenance :

Dans cet atelier, l'équipe de maintenance est chargé pour réparer les équipements de différents unités tel que : pompes, échangeurs, vannes, moteurs,... etc.

Maintenance (G) : planning et méthode : C'est la plaque tournante de la maintenance à travers le programme journalier de travail.

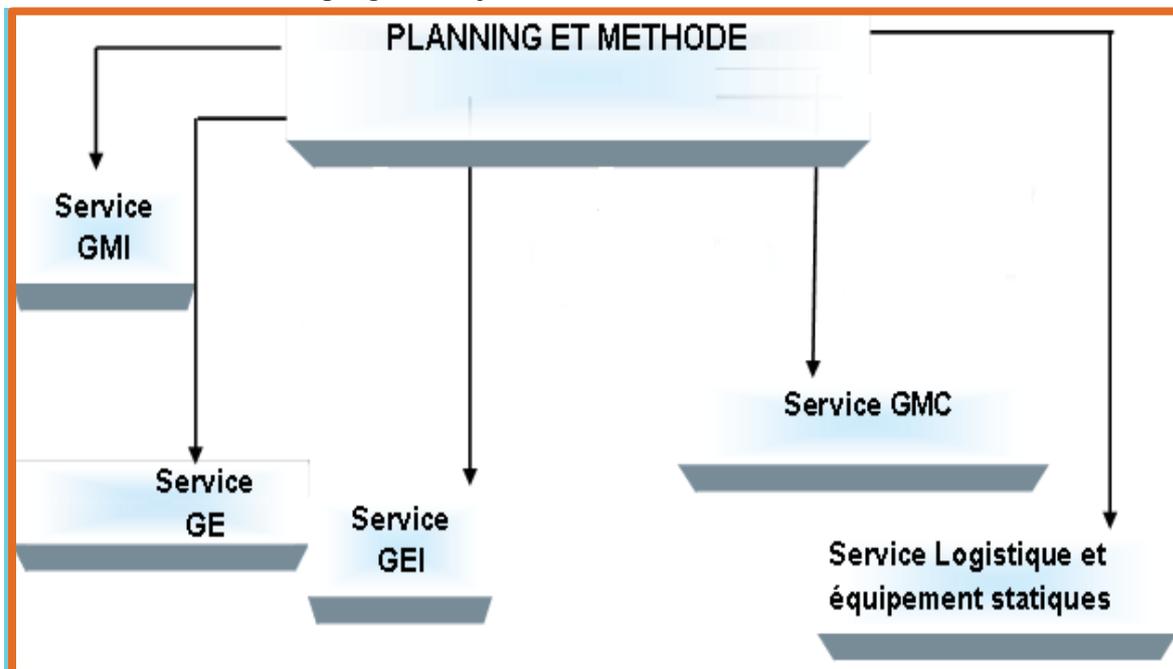


Figure I.18 : service maintenance.

Où :

- GMI : service maintenance mécanique industrielle.
- GE : service maintenance électrique.
- GEI : service maintenance électronique instrumentation.
- GMC : service maintenance chaudronnerie.

En cas de problème, l'opérateur doit le signaler au chef de quart ensuite au service mécanique, et une intervention sur site selon le degré de gravité avec le permis de travail (à froid ou à chaud). La décision est prise après une réunion des responsables de : zone, sécurité et le chef de département mécanique.

Les différentes zones sont :

- Zone 01 : Les unités 100,200 ,300.
- Zone 02 : La pomperie, expédition, gaz liquéfié.
- Zone 03 : Utilités, sécurité.
- Zone 04 : Le port pétrolier.
- Zone 05 : Divers.

- Magasins généraux pour stockage de matériels et outillage. [01]

I.2.12. Nouvelles installations et réhabilitation de la raffinerie d'Alger

Le groupe Sonatrach conscient des défis majeurs auxquels il doit faire face à l'avenir, du fait de la demande croissante du marché en produits raffinés, de la sévèrisation progressive des spécifications des carburants (essences et diesel) ainsi que des exigences en termes de santé, de sécurité et de protection de l'environnement, un programme de réhabilitation, de remise à niveau et de modernisation de l'instrumentation des raffineries à été envisagé. Ce programme de réhabilitation et adaptation des installations de production permettra à terme :

1- D'assurer la continuité du niveau de production actuel sur les moyens et long terme, par un renouvellement et une mise à niveau des équipements,

2- D'apporter sur les installations, les améliorations pour l'optimisation du fonctionnement des installations,

3 - De produire pour le marché national et l'exportation des carburants aux spécifications européennes, pour la préservation de l'environnement.

I.2.12.1. Objectifs du programme de réhabilitation et d'adaptation

- La capacité de traitement actuelle est insuffisante pour la satisfaction de la demande de la région centre en produits raffinés, cette capacité de traitement sera augmentée de 35% c'est-à-dire 3.645.000 tonnes/an. (A l'issue de l'opération de réhabilitation). Installation d'une unité d'isomérisation et d'un Reforming à régénération continue CCR pour produire des essences sans plomb à haute indice d'octane.

- Modernisation de l'instrumentation, et notamment le passage de l'instrumentation actuelle (de type pneumatique) à un système de contrôle basé sur le DCS et évolutif vers le contrôle avancé et l'optimisation de la marche des installations.

- Modernisation des équipements électriques de distribution utilisant la technologie numérique à base de microprocesseur et informatisation du système de supervision du réseau électrique pour la simplicité d'exploitation utilisant.

- Suppression de l'utilisation du plomb dans la production des essences et adaptation des installations pour permettre la production des carburants aux normes Européennes 2009.

- Modernisation et la réhabilitation avec extension des facilités de production et de distribution des utilités (vapeur, air service, air instrument, azote, eau de refroidissement, eau de chaudière, gaz naturel, électricité).

- Réaménagement et extension des facilités de réception, de stockage, et de distribution des produits raffinés.

- Réhabilitation et modernisation des unités de traitements des effluents, ce programme permettra également pour la raffinerie d'Alger : La valorisation du Fuel-oil pour augmenter la production des carburants par l'installation d'une unité de RFCC.

- Installation d'une nouvelle unité d'isomérisation de naphta.

- Installation d'une unité de prétraitement et de fractionnement de naphta commune aux deux unités d'isomérisation et de Reforming. [06]

- Installation d'une nouvelle unité d'adoucissement et de séparation des GPL.



CHAPITRE II : GENERALITES SUR LES GPL



II.1. Définition des GPL [5]

Le gaz de pétrole liquéfié communément appelé GPL est un mélange d'hydrocarbure ayant un poids moléculaire peu élevé avec 3 ou 4 atomes de Carbone (propane ,propylène ,butane ,butène) dans les proportions variables.

Le GPL est principalement constitué de propane et de butane, c'est-à-dire les hydrocarbures saturés de la famille des paraffines .Ils sont gazeux aux conditions normales de température et de pression, mais ils sont facilement liquéfiables à la température ambiante sous une faible pression (4à18atm). Cette particularité permet un stockage et un transport plus simple que pour les gaz non condensables comme le méthane et le propane.

Le GPL est l'un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne le contrôle de l'environnement.

II.2. La composition des GPL [1]

La composition des GPL est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays. Il peut contenir ; le propylène, butène ,une faible quantité de méthane ,éthylène ,pentane, méthylacrylique.

II.3. Les sources des GPL [5]

Nous pouvons obtenir les GPL généralement :

- Dans les raffineries ,par la distillation du pétrole brut vue que le GPL représente 1 à 2.5% de brut traité et par les opérations de craquages catalytiques lors de ma production des essences avec une quantité de 5%.
- Au cours des opérations de traitement et de séparation du gaz naturel (GN) sur les gisements, car il est indispensable de séparer les parties du reste (méthane et éthane) à fin d'éviter la condensation dans les gazoducs du transport sous pression.
- Par récupération directe des gaz séparés du brut.

II.4. Les caractéristiques du GPL

II.4.1. Odeur [5]

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

II.4.2. Tension de vapeur [1]

La pression qui règne dans les récipients (tension vapeur) dépend de la température initiale du liquide et du soutirage éventuel effectué.

II.4.3. Dilatation [5]

Butane..... 0.0020/°C

Propane 0.0030/°C

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

II.4.4. Densité [5]

Aux conditions normales de température et pression, le GPL est plus lourd que l'air, sa densité diminue avec l'augmentation de la température à titre exemple :à 38°C la densité est égale 0.534 ,la densité est très importante dans le GPL commercial.

La densité de propane est de 0.515 et celle du butane est de 0.585 à 15°C.

II.4.5. Température d'ébullition [5]

A la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de (-42°C) celle de butane est de (-6°C).

II.4.6. Pouvoir calorifique supérieur [5]

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

- Iso-butane :PCS = 29460(Kcal/Kg).

- Normal butane : PCS = 29622(Kcal/Kg).

- Propane :PCS= 22506(Kcal/Kg).

II.4.7. Impureté [5]

Le plus important c'est les soufres, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0.005% en masse ainsi l'eau est l'un des impuretés importantes.

II.4.8. Autres caractéristiques [5]

- Le GPL est non corrosif à l'acier mais généralement aux cuivres et ces alliages ou l'aluminium.
- Le GPL a une faible viscosité pour le butane est de 0.16 CP et 0.10 celle de propane donc s'écoule facilement.

- Le GPL n'a pas de propriété de lubrification et cet effet doit être pris en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs).
- Le GPL est incolore, que ce soit en phase liquide ou en phase gazeuse.
- Les GPL ne sont pas vraiment toxiques, ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant s'ils sont inhalés longuement et provoquent des migraines et des maux d'estomac.
- Le GPL lorsqu'il se répend sous sa forme, hors d'un container sous pression produisant du froid :au contact de la peau, il provoque des brulures caractéristiques appelés brulures froides.

II.5. Domaines d'utilisation des GPL[1]

II.5.1. Le GPL carburant

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

Le GPL carburant est obtenu à partir d'un mélange quasi-égale du butane et du propane. Il a largement prouvé ses qualités à être un carburant alternatif avantageux tant au plan économique qu'au plan écologique. Actuellement de nombreux pays possédant une flotte de véhicules roulant au GPL carburant, ce sont principalement :les Pays-Bas ; le Japon ;l'Italie ;l'Allemagne ;la Grande-Bretagne ;la France et les USA.

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

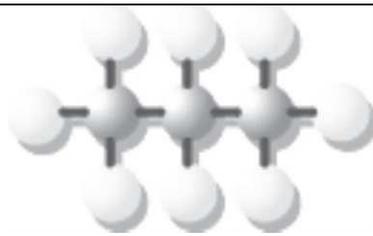
En2015 ; 260.000 automobilistes roulent au GPL en France ,plus de 7.5millions en Europe et 25millions dans le monde ,c'est l'énergie alternative la plus utilisée.

II.5.2. Le GPL dans la pétrochimie

Les 18% de la production mondiale des GPL sont destinés à l'industrie pétrochimique dans le but d'obtenir des différents produits pour les autres industries chimiques.

Parmi les produits les principaux produits qu'on peut obtenir à partir de la transformation des GPL(propane, n-butane et isobutane).

Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone. Lors de la pyrolyse du propane, il se forme l'éthylène, et le propylène, tandis que le nitro-méthane, le nitro-éthane et le nitro-propane sont issus de la réaction de nitration, les produits de chloration n'ont pas trouvés jusqu' à présent d'application industrielle, pourtant il est bien



PROPANE C₃H₈

connu que le propane, à côté du méthane et d'éthane est utilisé dans la fabrication de l'acétylène. (**voire: fig. V.1.**) :

Figure II.1 : Principales transformations du propane

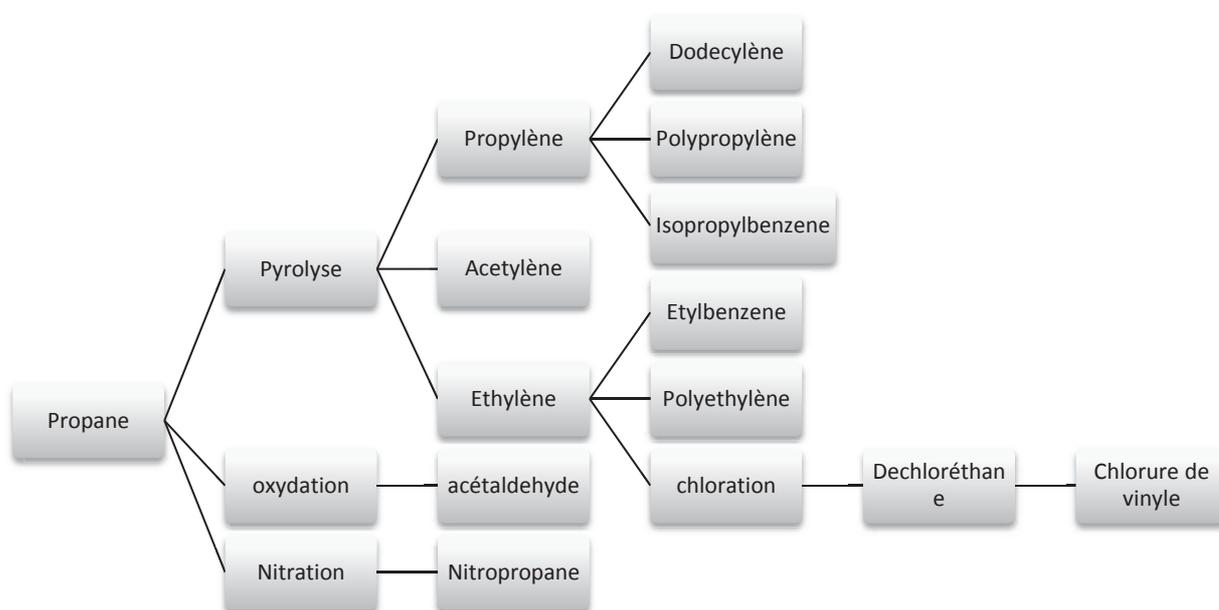
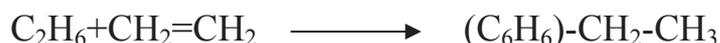


Figure II.2 : Synthèse d'éthylbenzène :



A.1. Synthèse de éthylbenzène :

L'éthylène a pour principale débouche la synthèse du styrène. Ce dernier est l'un des principaux constituants des caoutchoucs synthétiques.

On opère phase liquide à 70-90 °C en présence de AlCl_3 ou en phase vapeur à 275°C en présence d'acide phosphorique déposé sur kieselguhr.

A.2. Synthèse du cumène (isopropylbenzène) :

on opère en vapeur à 250°C sous 25atm, en présence d'acide phosphorique déposé sur Kieselguhr , il se forme pratiquement pas de polyisopropylbenzène.

L'intérêt industriel du cumène réside dans la synthèse du phénol et de l'acétone par oxydation.

A.3. Oxydation

A.3.1. Synthèse de l'époxypropane

On peut obtenir l'époxypropane à partir du propène par la voie qui permet d'atteindre l'oxyde d'éthylène à partir d'éthylène ; les rendements étant dans ce cas très mauvais, on utilise encore le procédé à la chlorhydrique.

L'intérêt de l'époxypropane réside dans la propanedioil 1-2 (propylène glycol) par hydratation de l'époxyde.

A.3.2. Synthèse de l'acroléine :



A.4. Synthèse de l'éthylène, propylène et l'acétylène

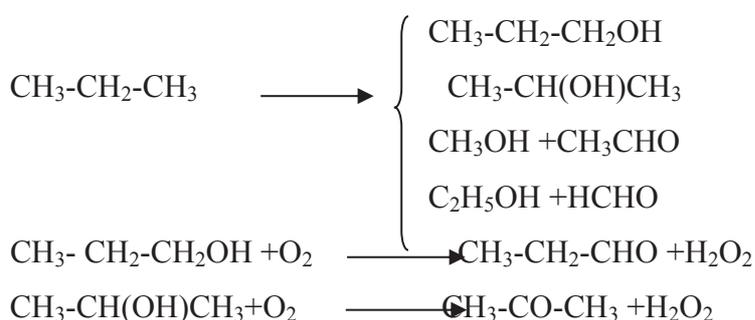
On peut obtenir de synthèse de l'éthylène, propylène et l'acétylène au moyen de pyrolyse selon le mécanisme radicalaire en chaîne.

A.5. Synthèse polypropylène

La polypropylène par polymérisation du propylène en solution en présence de benzène à une pression 1÷3MPas et une température de 90°C. Le catalyseur est celui de Ziegler-Natta .

A.6. L'obtention d'un mélange d'alcools et de composés carboxylés

L'oxydation de propane en phase gazeuse favoris la formation d'un mélange d'alcools et de composés carboxylés



La température du procédé est de 400°C en présence d'un déficit d'oxygène est sous une pression de 0,7 ÷ 2 MPas.

B. Propane dans la réfrigération

Le propane est utilisé dans des circuits fermés comme agent de réfrigération (boucle de propane), Il échange ses frigories avec les produits chauds dans des appareils appelés (chillers), selon le procédé Prichard, il permet d'atteindre en fin de cycle des températures voisines de -23 °C.

➤ La transformation du propane

Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone. Lors de la pyrolyse du propane il se forme l'éthylène, le propylène tandis que nitro-méthane, le nitro-éthane et nitro-propane sont issus de la réaction de nitration, les produits de chloration n'ont pas trouvé jusqu'à présent l'application industrielle, pourtant il est bien connu que le propane à côté du méthane et d'éthane est utilisé dans la fabrication de l'acétylène.

➤ La transformation du n-butane

On utilise pour produire de nombreuses oléfines comme: l'éthylène, le propylène et divers butylènes ou bien acétylène et butadiène qui est utilisé dans la synthèse des polymères. Les n-butane s'oxyde en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique et formaldéhyde, l'acétone. Lors de la nitration du butane on obtient les nitro butanes-1 et nitro butanes-2.

➤ La transformation de l'isobutane

L'isobutane intervient dans de nombreuses alkylations qui se produisent lors de la réparation des supercarburants à indice d'octane élevé, il est considéré comme agent d'alkylation très efficace. L'iso butylène formé lors de la déshydrogénation de l'isobutane, sert de matière première dans la préparation du caoutchouc butyle du polyisobutylène et de l'essence de polymérisation.

II.5.3. La production d'électricité

Il est utilisé pour la génération d'électricité, mais elle est peu utilisée car la politique économique mondiale reste bien attachée aux sources d'énergie traditionnelles (gaz, pétrole)

II.5.4. Le GPL dans les ménages

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

II.5.5. Le GPL dans la climatisation

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

II.5.6. Le GPL dans L'agriculture

L'utilisation du GPL dans ce secteur est pratiquement dans le domaine de l'élevage (éclairage, climatisation, chauffage.....etc).

II.6. Situation internationale des GPL

II.6.1. La production mondiale des GPL[1]

La production des GPL a augmenté dans presque toutes les régions du monde. En 2012 l'offre mondiale était d'environ 279 millions de tonnes, par rapport à 239Mt en 2008, cette augmentation est due à des hausses de la production de pétrole et de GNL.

Le Moyen-Orient a présenté presque le tiers de l'augmentation de la production des GPL dans cette décennie, suivis par la Russie (ex URSS) avec une croissance de 7 Mt, et l'Asie du nord aux alentours de 10Mt.

L'Arabie Saoudite est le premier producteur des GPL au Moyen-Orient avec une production d'environ 48% en 2012 qui représente plus de 43 millions de tonnes, on trouve aussi le Qatar et l'Iran qui occupent les premières places dans cette région.

Les États-Unis et le Canada sont les plus grands producteurs du GPL au monde par 59 millions de tonnes en 2012.

II.7. La situation nationale des GPL

L'Algérie est le 6^{ème} producteur mondial des GPL avec plus de 8.2 Mt produit en 2014, dont 1.9 millions sont consommés localement, sous forme de butane et de propane.

La majeure partie des GPL provient des champs pétroliers (79%) l'autre partie est produite au niveau d'Arzew GL2Z et GL1K de Skikda (11% qui reste).

II.7.1. La consommation nationale des GPL

La quantité des GPL vendues sur le marché national s'élève actuellement à 1.9 millions de tonnes la consommation nationale est constituée essentiellement de butane (90%) et le reste sous forme de propane (5%) et de GPL carburant (5%).

L'utilisation des GPL comme carburant suscite un intérêt croissant, NAFTAL estime consommer 600.00 tonnes de GPL/c en 2015[6].

La consommation nationale des GPL par section montre que 80% des GPL sont destinés au domaine résiduel et commerciale et le reste pour le transport et l'industrie.[5]

II.8. Caractéristiques du butane et du propane : (Voire : le tableau II.1.).**Tableau II.1 : Caractéristiques du butane et du propane.**

Spécifications	BUTANE (commercial) (NF M40-001)	PROPANE (commercial) (NF M40-001)
DEFINITION	Mélange d'hydrocarbures composés principalement de butanes et de butènes et contenant moins de 19 pour 100 en volume de propane et de propène.	Mélange d'hydrocarbures composés dans la proportion de 90 pour 100 environ de propane, propène et pour le surplus d'éthane, d'éthylène, de butanes et de butènes.
ODEUR	Caractéristique	Caractéristique
MASSE VOLUMIQUE (NF M 41-008)	Egale ou supérieure à 0,559 kg/l à 15°C, ce qui correspond à 0,513 kg/l à 50°C d'après les tables de correspondance ASTM.IP.	Egale ou supérieure à 0,502 kg/l à 15°C, ce qui correspond à 0,443 kg/l à 50°C d'après les tables de correspondance ASTM.IP.
PRESSION DE VAPEUR RELATIVE (NF M 41-010)	Inférieure ou égale à 6,9 bars à 50°C	Au moins égale à 8,3 bars à 37,8°C garantissant un minimum de 11,5 bars à 50°C et au plus égale à 14,4 bars à 37,8°C garantissant un maximum de 19,3 bars à 50°C ⁽²⁾
TENEUR EN SOUFRE (NF M 41-009)	-	Inférieure ou égale à 0,005% en masse.
COMPOSES SULFURES (NF M 41-006)	Absence de réaction à l'essai au plombite de sodium dit "Doctor test spécial".	-
CORROSION LAME DE CUIVRE 1 heure à 37,8°C (NF M 41-0076)	1 bar au maximum.	
TENEUR EN EAU	Absence d'eau séparable par décantation.	Non décelable à l'essai au bromure de cobalt (NF M 41-004)
EVAPORATION (NF M 41-012)	Point final d'ébullition inférieure ou égale à 1°C par la méthode dite du "point à 95 pour 100".	Point final d'ébullition inférieure ou égale à moins 15°C par la méthode dite du "point à 95 pour 100".



CHAPITRE III : DESCRIPTION DE L'UNITE

GAS-PLANT



III.1. Introduction

L'unité de séparation et de traitement des gaz liquéfiés a été dimensionnée pour traiter le produit venant de l'unité de distillation (Section 100) et de l'unité de Platforming (Section 200), afin d'obtenir du propane et du butane commerciaux. En plus de cette séparation, le Gas-Plant a également pour but de traiter le propane et le butane par le système de tamis moléculaires afin de les débarrasser de toute trace d'humidité et de produits sulfurés.

III.2. Capacité

L'alimentation de cette unité sera au maximum de 960 m³/jour. Cette capacité correspond au mélange de 415 m³/j venant de la section 100 avec 545 m³/j venant de l'unité de Platforming.

Comme l'unité de distillation atmosphérique a été étudiée pour traiter un mélange en proportions variables d'HASSI-MESSAOUD et de condensât d'HASSI R'MEL et que l'unité de Platforming peut être en service carburant ordinaire ou super, la charge du Gas-Plant et sa composition peuvent varier dans une assez large mesure.

Il en sera de même pour les rendements en butane, propane et fuel gaz. La composition de ce dernier en outre sera variable.

III.3. Description de l'unité du Gas-Plant « U300 »

III.3.1. Tour de déméthaniser C301

III.3.1.1. Fonctionnement

Le produit de tête liquide du débutaniseur C 104, en quittant l'unité de distillation atmosphérique se mélange à un courant d'hydrocarbures liquides venant du débutaniseur C 202 du plat format le produit total est envoyé dans le ballon tampon D 301. Le liquide venant de ce ballon, sous une pression de 13 à 14 bars, est pompé par la P 301 et envoyé dans la tour C 301 au niveau des 11^{ème}, 13^{ème}, 14^{ème} plateaux. Cette tour a une hauteur de 15m et un diamètre variant de 1.5 à 2.4m. Elle comprend 20 plateaux double - passe à clapets.

A son sommet, l'éthane et les plus légers sont entièrement éliminés à l'état gazeux ainsi qu'une petite quantité de propane. Le tout est partiellement condensé dans les deux condenseurs en série E 301 A et B, puis recueilli dans le ballon D 302. La partie liquide est recyclée en reflux sur le plateau 20 de la tour par la pompe P 302 tandis que la phase gazeuse (incondensables) est éliminée au sommet du ballon D 302 pour être utilisée comme gaz combustible (fuel gaz).

Une partie des produits du 1^{er} plateau est soutirée, réchauffée à 104° C. dans le rebouilleur E 302 alimenté par une partie du solvant de la tour C 101 (section 100), La partie liquide quitte le fond du rebouilleur pour

retourner au fond du dééthániseur, tandis que la partie gazeuse quitte le sommet du rebouilleur pour retourner au-dessous du niveau du 1^{er} plateau où règne une pression de 30 bars.

III.3.1.2. Régulation

- **Ballon D 301** En plus d'un enregistreur de niveau L.R 301 qui permet de suivre l'évolution du niveau dans ce ballon, il existe aussi une alarme de niveau haut L..A 301.
- **Tour C 301**
 - L'alimentation de la Tour se fait sous contrôle du FRC 301.
- Le contrôle de la pression est effectué par le PRC 301 contrôlant la quantité d'incondensables qui s'échappent du ballon D 302 vers le réseau fuel gaz et dont le débit est enregistré par le FR 301.
- Le niveau au fond de la tour, est maintenu constant à l'aide d'un enregistreur régulateur de niveau LRC 301 qui permet de contrôler la quantité de liquide quittant le fond de cette tour. De plus, la quantité de produits condensés se trouvant dans le ballon D 302 est recyclée en reflux dans la colonne C 301 par la pompe P 302 sous l'action d'un régulateur enregistreur de débit (FRC302).

- **Rebouilleur E 302**

La quantité de solvant qui chauffe ce rebouilleur est ajustée par le FRC qui permet de contrôler les quantités de gaz et liquide formées et recyclées dans la tour ainsi que leur température. En cas d'arrêt de L'unité 100, de la vapeur B.P., sous contrôle du FRC 302, peut alimenter cet appareil.

- **Ballon D 302**

Le contrôle du niveau dans ce ballon est effectué par le L.I.C. 301 qui ajuste la quantité de gaz by-passant les condenseurs E 301 A et B.

L'eau éventuellement entraînée s'accumule dans l'appendice du Ballon il est évacuée automatiquement à l'égout par le L.C. 301 doublé d'une alarme niveau bas L..A 302.

III.3.2. Tour de dépropanisation C 302

III.3.2.1. Fonctionnement

Le produit de fond de la tour C 301 alimente la tour C 302 qui est un splitter C₃/C₄. Cette tour d'une hauteur de 21.3m et d'un diamètre de 1.25m est constituée de 30 plateaux double-passe à clapets. Le propane est récupéré en tête et le butane au fond.

L'alimentation peut se faire aux plateaux 13^{ème} ou 17^{ème}. Le propane, qui quitte le sommet de la tour à 49°C. Sous une pression de 16 bars, est entièrement condensé dans le condenseur E 303. Le liquide est collecté dans le ballon D 303 où règne une pression de 15,5 bars.

Une partie du liquide est envoyée en reflux par la pompe P 303 au sommet de la tour sur le plateau 30, le reste est vers le stockage à travers le réfrigérant et les Tamis Moléculaires C 303 A et D 305 qui éliminent les produits sulfurés et l'eau dissous

Le butane sortant du fond de la tour est réchauffé dans le rebouilleur E304 par échange avec le kérosène provenant de l'unité 100. La partie gazeuse quitte le sommet du rebouilleur pour retourner au fond de la tour, par le système du rebouilleur, tandis que la partie liquide quitte le fond du rebouilleur pour être refroidie partiellement dans l'aéro-réfrigérant E 305 AR puis totalement refroidit dans E305(échangeur à eau) à 38°C . Sous une pression de 15 bars environ, ce produit liquide est finalement traité aux Tamis moléculaires D 307 et C 303 B afin de le débarrasser des produits sulfurés et de l'eau avant le stockage.

III.3.2.2. Régulation

➤ Tour C 302

- L'alimentation de cette tour se fait sous contrôle de la P.R.C 301
- La pression est réglée par le P.R.C 302 qui permet de by-passer plus ou moins le condenseur E 303 et de dégazer le ballon D 303 vers le réseau de fuel-gaz.
- La quantité de propane envoyée en reflux au sommet de la tour est contrôlée par le FRC 305.

➤ Ballon D 303

Le réglage du niveau dans ce ballon est effectué par le LIC 302.

➤ Rebouilleur E 304

La quantité de produit soutirée de ce rebouilleur est contrôlée par le .C., 302. La quantité de Kérosène qui chauffe cet échangeur est ajustée par le F.R.C. 308. En cas d'arrêt de L'unité 100, de la vapeur B.P. sous contrôle du F.R.C. 307, peut alimenter le rebouilleur.

III.3.3. La section de purification « les tamis moléculaires»

Le rôle de cette section(Tamis Moléculaires) est de débarrasser le propane et le butane des

produits sulfureux et de l'eau éventuellement entrainer pour les rendre des produits commercialisés.

Les Tamis Moléculaires sont des zéolites artificielles de type cristallin, déshydratés; elles se présentent sous forme de petites pastilles cylindriques. Les pores, de dimensions moléculaires, permettent l'adsorption de molécules de diamètre inférieur à celui des canaux.

En outre, ces zéolites présentent une affinité élevée pour les composés polaires et pour les molécules organiques non saturées. La hiérarchie d'adsorption est l'oeil des chaleurs d'adsorption. Sont absorbés, d'abord l'eau, puis SO_2 , H_2S , C_2 , H_2 , CO_2 , C_2H_4

Les Tamis Moléculaires permettent ainsi : la dessiccation des gaz naturel la séparation sélective de composés inorganiques contenus dans ces mêmes gaz, et enfin, la déshydratation et la désulfuration du gaz naturel, du propane et du butane.

III.3.3.1. Principe de fonctionnement

Deux réacteurs sont prévus pour chaque produit à désulfurer, dont un seul est en opération alors que l'autre est en régénération. Le cycle de l'opération peut être résumé ainsi : le propane, ou le butane, est admis de haut en bas et à 38°C dans le réacteur en opération C.303 A ou D.305 pour C.303 B ou D.307. A la sortie du réacteur, le propane, ou le butane, se trouve débarrassé des produits sulfurés et de l'eau, et est envoyé au stockage sous contrôle de pression PC-302 pour le propane et PC-301 pour butane.

La régénération des lits des réacteurs se fait au moyen d'un gaz chaud exempt d'oxygène admis sous contrôle de débit FRC.351 pour le butane et FRC.352 pour le propane. Le gaz utilisé ici est de Hassi R'Mel. Il sera chauffé successivement dans E.307 par échange avec l'effluent chaud de la régénération et dans E.308 par échange avec le résidu chaud venant de la distillation atmosphérique sous contrôle de température TIC-351.

L'adsorbant régénéré est ensuite refroidi par vaporisation, obtenue par détente dans le réacteur, du propane ou butane épuré.

Pour terminer, il est à signaler que lorsque l'analyse d'échantillons de propane et de butane révèle que ces produits n'obéissent plus aux spécifications requises, ils sont envoyés dans le vaporisateur E.218 chauffé à la vapeur et de là vers le réseau de fuel-gas.

III.3.3.2. Suivi et ajustements des paramètres de marche

a). Déthaniseur C301

Repère	Valeur de service	Emplacement
TI 301	38°C	Température d'alimentation de la C 301
TI 303	55°C	Température sortie vapeur HC sommet C 301
TRC 301	85°C – 90°C	Température 4 ^{ème} plateau C 301
TI 302	100°C	Température fond C 301 alimentation C 302

b). Ballon de tête D 302

Repère	Valeur de service	Emplacement
TI 307	35°C	Température sortie E 301 A/B

c). Rebouilleur E 302

Repère	Valeur de service	Emplacement
TI 305	160°C – 170°C	Température entrée solvant
TI 305	200°C	Température entrée vapeur B.P
TI 306	110°C	Température sortie solvant
TI 306	100°C	Température sortie vapeur B.P

- Dans le cas où l'unité topping est à l'arrêt, le rebouillage se fait à la vapeur BP.

d). Dépropaniseur C 302

Repère	Valeur de service	Emplacement
TI 309	49°C	Température sommet C 302
TRC 302	85°C	Température 4 ^{ème} plateau C 302

e). Ballon de tête D 303

Repère	Valeur de service	Emplacement
TI 311	46°C	Température sortie E 303

f). Rebouilleur E 304

Repère	Valeur de service	Emplacement
TI 310	185°C	Température entrée kérosène
TI 310	200°C	Température entrée vapeur BP
TI 316	127°C	Température sortie kérosène
TI 316	100°C	Température sortie vapeur BP
TI 317	93°C	Température sortie vers E 305 AR

g). Butane vers stock

Repère	Valeur de service	Emplacement
TI 313	49°C	Température butane sortie E 305 AR
TI 314	38°C	Température butane sortie E 305 à eau

h). Propane vers stock

Repère	Valeur de service	Emplacement
TI 312	46°C	Température propane entrée E 306
TI 315	38°C	Température propane sortie E 306

i). Ballon D 301

Repère	Valeur de service	Emplacement
PI 301	20,4 - 22 Kg/cm ²	Pression ballon tampon D 301

j). Déethaniseur C301

Repère	Valeur de service	Emplacement
PRC 301	28,0 - 29,3 Kg/cm ²	Pression sommet C301

k). Ballon de tête D 302

Repère	Valeur de service	Emplacement
PI 308	28,0 - 29,3 Kg/cm ²	Pression ballon D 302

l). Dépropaniseur C 302

Repère	Valeur de service	Emplacement
PRC 302	15 - 15,4 Kg/cm ²	Pression sommet C 302

m). Ballon de tête D303

Repère	Valeur de service	Emplacement
PI 311	15 - 15,4 Kg/cm ²	Ballon de tête D 301

o). Butane vers stock

Repère	Valeur de service	Emplacement
PI 322	12,3 Kg/cm ²	Pression sommet D307
PI 316	14,1 Kg/cm ²	Pression sommet C 303B

p). Propane vers stock

Repère	Valeur de service	Emplacement
PI 325	26,5 Kg/cm ²	Pression sommet D305
PI 314	26,5 Kg/cm ²	Pression sommet C 303A

III.4. Le principe de séparation au niveau de l'unité du gas-plant

La séparation du GPL dans l'unité 300 est assurée par la technique de rectification contenue, qui est basée sur la différence de volatilité entre constituants d'un mélange liquide.

III.4.1. Définition de la rectification [7]

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

En rectification continue, l'alimentation (ou charge) est introduite en continu entre les zones de rectification (partie supérieure de la colonne) et d'épuisement (partie inférieure).

III.4.2. Description et principe de fonctionnement d'une colonne de rectification [7]

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

Sur le long de la colonne la phase vapeur s'enrichit, de bas en haut en élément le plus volatil et la phase liquide s'enrichit en élément le moins volatil de haut en bas : Pour avoir une tête de la colonne un distillat D et en bas un résidu R.

Chaque colonne de rectification est composée toujours de trois zones :

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

2. Une zone de rectification située au-dessus de la zone de flash, caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur sortante de la tête de la colonne.

Une partie de ce mélange est envoyée comme reflux froid vers la partie supérieure de la colonne pour garder le gradient de température et corriger la composition des produits de tête. L'autre partie est extraite comme distillat à l'état liquide (lorsqu'il s'agit d'une condensation totale).

3. Une zone d'épuisement située au-dessous de la zone de flash, caractérisée par la présence d'un rebouilleur qui sert à apporter une certaine quantité de chaleur au liquide soutiré du dernier plateau (reflux chaud ou rebouillage) afin de récupérer les constituants légers entraînés par les lourds.



CHAPITRE IV : PARTIE CALCUL



Données de départ

- Débit d'alimentation
L= 12330,645 Kg/h .
- Teneurs admises :
 $X'_{RC3H8}=0,0658$; $Y_{DiC4H10}'=0,0156$

Tableau IV.1 : La composition de la charge

Constituants	M_i	X'_{Li}
CH ₄	16	0,0000
C ₂ H ₆	30	0,0039
C ₃ H ₈	44	0,3646
iC ₄ H ₁₀	58	0,2116
nC ₄ H ₁₀	58	0,4189
iC ₅ H ₁₂	72	0,0008
nC ₅ H ₁₂	72	0,0002
Σ	350	1,0000

IV. Calcul de la colonne de dépropaniseur

IV.1. Bilan de matière

IV.1.1 : Composition et débit molaire de la charge

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

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

Constituants	M_i	Composition molaire X'_{Li}	$M_i X'_{Li}$	Quantité G'_i Kmol/h
CH ₄	16	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	30	0,0039	0,1170	0,9108
C ₃ H ₈	44	0,3646	16,0424	85,1461
iC ₄ H ₁₀	58	0,2116	12,2728	49,4156
nC ₄ H ₁₀	58	0,4189	24,2962	97,8270
iC ₅ H ₁₂	72	0,0008	0,0576	0,1868
nC ₅ H ₁₂	72	0,0002	0,0144	0,0467
Σ	350	1,0000	52,8004	233,5330

Dans ce tableau

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

$$M_{moy} = 52,8004 \text{ Kg/Kmol}$$

Et :

$$L' = L / M_{moy} = 12330,645 / 52,8004$$

$$L' = 233,5331 \text{ Kmol/h}$$

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

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

- Constituant-clé volatil C_3H_8
- Constituant-clé lourd iC_4H_{10}

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

$$L = 12330,645 \text{ Kg/h} = 233,5331 \text{ Kmol/h}$$

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

$$X'_{RC_3H_8} = 0,0658 ; \quad Y'_{DiC_4H_{10}} = 0,0156$$

Etant donnée que :

$$Y'_{DnC_4H_{10}} = 0,0000 ; \quad X'_{RCH_4} = 0,0000$$

$$Y'_{DnC_5H_{12}} = 0,0000 ; \quad X'_{RC_2H_6} = 0,0000$$

$$Y'_{DiC_5H_{12}} = 0,0000$$

- Le bilan de matière globale de la colonne :

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

- Le bilan de matière partiel de la colonne :

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

En appliquant cette équation pour chaque constituant ,on obtient :

$$CH_4 \quad 233,5331 * 0,0000 = D' Y'_{DC1} + (233,5331 - D') * 0,0000 \dots \dots \dots (1)$$

$$C_2H_6 \quad 233,5331 * 0,0039 = D' Y'_{DC2} + (233,5331 - D') * 0,0000 \dots \dots \dots (2)$$

$$C_3H_8 \quad 233,5331 * 0,3646 = D' Y'_{DC3} + (233,5331 - D') * 0,0658 \dots \dots \dots (3)$$

$$iC_4H_{10} \quad 233,5331 * 0,2116 = D' 0,0156 + (233,5331 - D') * X'_{RiC4} \dots \dots \dots (4)$$

$$nC_4H_{10} \quad 233,5331 * 0,4189 = D' 0,00000 + (233,5331 - D') * X'_{RnC4} \dots \dots \dots (5)$$

$$iC_5H_{12} \quad 233,5331 * 0,0008 = D' 0,0000 + (233,5331 - D') * X'_{RiC5} \dots \dots \dots (6)$$

$$nC_5H_{12} \quad 233,5331 * 0,0002 = D' 0,0000 + (233,5331 - D') * X'_{RnC5} \dots \dots \dots (7)$$

On fait l'addition de (4),(5),(6)et (7) :

$$145,4761 = 0,0156D' + (233,5331 - D') * (X'_{RiC4} + X'_{RnC4} + X'_{RiC5} + X'_{RnC5})$$

On a :

$$(X'_{RC1} + X'_{RC2} + X'_{RC3} + X'_{RiC4} + X'_{RnC4} + X'_{RiC5} + X'_{RnC5}) = 1$$

Donc :

$$(0,0000+0,0000+0,0658+X'_{\text{RiC4}}+X'_{\text{RnC4}}+X'_{\text{RiC5}}+X'_{\text{RnC5}})=1$$

Ce qui donne :

$$(X'_{\text{RiC4}}+X'_{\text{RnC4}}+X'_{\text{RiC5}}+X'_{\text{RnC5}})=1-0,0658$$

$$(X'_{\text{RiC4}}+X'_{\text{RnC4}}+X'_{\text{RiC5}}+X'_{\text{RnC5}})=0,9342$$

$$147,4761=0,0156D'+(233,5331-D')*0,9342$$

$$\mathbf{D'=76,9546 \text{ Kmol /h}}$$

On a :

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

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

$$R'=233,5331-76,9546$$

$$\mathbf{R'=156,5785 \text{ Kmol /h}}$$

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

Constituant	X'_{Li}	$L'X'_{\text{Li}}$ Kmol/h	Y'_{Di}	$D'Y'_{\text{Di}}$ Kmol/h	X'_{Ri}	$R'X'_{\text{Ri}}$ Kmol/h
CH₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C₂H₆	0,0039	0,9108	0,0118	0,9080	0,0000	0,0000
C₃H₈	0,3646	85,1461	0,9725	74,8383	0,0658	10,3028
iC₄H₁₀	0,2116	49,4156	0,0156	1,2005	0,3079	48,2105
nC₄H₁₀	0,4189	97,8270	0,0000	0,0000	0,6247	97,8146
iC₅H₁₂	0,0008	0,1868	0,0000	0,0000	0,0012	0,1879
nC₅H₁₂	0,0002	0,0467	0,0000	0,0000	0,0003	0,0469
Σ	1,0000	233,5330	0,9999	76,9468	0,9999	156,5627

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

IV.2.1. La pression et la température dans le ballon de reflux (D302)

La température de la condensation totale du distillat est de 12°C plus grande que celle du fluide réfrigérant (eau) à l'entrée du condenseur c'est-à-dire la température dans le ballon de reflux sera :

$$T_b = 23 + 12 = 35^\circ\text{C}$$

A cette température fixée, la pression nécessaire dans le ballon de reflux est calculée par la formule d'équilibre et l'isotherme de la phase liquide :

$$\sum X'_{Di} \cdot K_i = 1$$

Les coefficients d'équilibre K_i sont trouvés d'après le nomogramme de « JENNY et SCHIBEL ». (voir annexe N°1)

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

Constituant	X'_{Di}	K_i à 35°C et $P=12,1 \text{ atm}$	$X'_{Di} \cdot K_i$
CH_4	0,0000	15	0,0000
C_2H_6	0,0118	2,9	0,342
C_3H_8	0,9725	0,985	0,9579
$i\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,0156	0,46	0,0072
$n\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,0000	0,35	0,0000
$i\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,0000	0,149	0,0000
$n\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,0000	0,11	0,0000
Σ	0,9999	/	0,9993

La pression dans le ballon est : $P_b = 12,1 \text{ atm}$

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

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

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

$$P_s = 12,1 + 0,4$$

$$P_s = 12,5 \text{ atm}$$

Sachant que :

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

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

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

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

Constituant	Y'_{Di}	K_i à 38°C et $P=12,5$ atm	Y'_{Di}/K_i
CH_4	0,0000	15	0,0000
C_2H_6	0,0118	3	0,0354
C_3H_8	0,9725	0,987	0,9598
iC_4H_{10}	0,0156	0,46	0,0071
nc_4H_{10}	0,0000	0,36	0,0000
iC_5H_{12}	0,0000	0,16	0,0000
nC_5H_{12}	0,0000	0,115	0,0000
Σ	0,9999	/	1,0023

La température au sommet de la colonne est de : $T_s = 38^\circ C$

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

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

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

$$P_f = 12,5 + 0,3$$

$$P_f = 12,8$$

Sachant que :

DP_2 : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

La température au fond de la colonne est calculée par l'équation de l'isotherme de la phase liquide :

$$\Sigma X'_{Ri} \cdot K_i = 1$$

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

Constituant	X'_{Ri}	K_i à $T=88^\circ\text{C}$ et $P=12,8 \text{ atm}$	X'_{Ri}/K_i
CH_4	0,0000	21	0,0000
C_2H_6	0,0000	5,2	0,0000
C_3H_8	0,0658	2	0,1316
$i\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,3079	1,1	0,3418
$n\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,6247	0,84	0,52476
$i\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,0012	0,44	0,00054
$n\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,0003	0,4	0,0001
Σ	0,9999	/	0,9987

La température au fond de la colonne est de : $T_f=88^\circ\text{C}$

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

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

$$P_L = (P_s + P_f) / 2$$

$$P_L = (12,5 + 12,8) / 2$$

$$P_L = 12,65 \text{ atm}$$

La température d'alimentation de la charge est calculée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide :

$$\Sigma X'_{Li} \cdot K_i = 1$$

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

Constituants	X'_{Li}	K_i à 65°C et P=12.65atm	$X'_{Li} \cdot K_i$
CH ₄	0,0000	18	0.0000
C ₂ H ₆	0,0039	4,15	0.0161
C ₃ H ₈	0,3646	1,52	0.5541
iC ₄ H ₁₀	0,2116	0,795	0.1682
nC ₄ H ₁₀	0,4189	0,625	0.2618
iC ₅ H ₁₂	0,0008	0,295	0.0002
nC ₅ H ₁₂	0,0002	0,25	0.00005
Σ	1,0000	/	1.0004

Le température d'alimentation est de $T_a = 65^\circ\text{C}$

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

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

K_i = coefficient d'équilibre

K_r = coefficient d'équilibre de constituant de référence

On admet comme constituant de référence, l'élément lourd iC₄H₄

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

Les zones	Alimentation	Rectification	Epuisement
K_r	0.795	0.46	1.11

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

IV.3.1. Pour la zone d'épuisement

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

IV.3.2. Pour la zone de rectification

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

Avec :

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

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

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

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

Constituants	Zone d'alimentation		Zone de rectification			Zone d'épuisement		
	K_i	α_{Li}	K_i	α_{Di}	α_{im}	K_i	α_{Ri}	α_{im}
CH₄	18	22.64	15	32.6	27.62	21	18.92	20.78
C₂H₆	4,15	5.22	3	6.52	5.87	0.52	0.47	2.84
C₃H₈	1,52	1.91	0,987	2.14	2.025	2	1.8	1.58
iC₄H₁₀	0,795	1	0,46	1	1	1.11	1	1
nC₄H₁₀	0,625	0.78	0,36	0.78	0.78	0.84	0.75	0.76
iC₅H₁₂	0,295	0.37	0,16	0.35	0.36	0.44	0.39	0.38
nC₅H₁₂	0,25	0.31	0,115	0.25	0.28	0.4	0.36	0.33
Σ	/	32.23	/	43.64	37.93	/	23.69	27.94

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

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

$$\sum X'_{o,i} = \sum X'_{L,i} / [1 + e'_0(K_i - 1)] = 1 \quad \text{et} \quad \sum Y'_{o,i} = \sum K_i X'_{o,i} = 1$$

Avec:

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

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

Constituants	X'_{Li}	K_i à 65°C et $P=12,65$ atm	$1+e'_0(K_i-1)$	X'_{oi}	Y'_{oi}
CH₄	0,0000	18	1.34	0.0000	0.0000
C₂H₆	0,0039	4,15	1.063	0.0036	0.01500
C₃H₈	0,3646	1,52	1.01	0.3609	0.5486
iC₄H₁₀	0,2116	0,795	1.996	0.2124	0.1689
nC₄H₁₀	0,4189	0,625	0.992	0.4222	0.2639
iC₅H₁₂	0,0008	0,295	0.986	0.0008	0.0002
nC₅H₁₂	0,0002	0,25	0.985	0.0002	0.00005
Σ	1,0000	/	7.372	1.0000	0.996

IV.5. Taux de reflux minimal

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

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

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

$$\alpha_{LC3} < \phi < \alpha_{LiC4}$$

$$\alpha_{LC3} = 1.91$$

$$\alpha_{LiC4} = 1$$

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

$$e'_0 = \sum (\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}) / (\alpha_{Li} - \phi)$$

On trouve :

$$\phi = 1.34$$

Tableau IV.11: Calculs des constantes

Constituants	X'_{Li}	α_{Li}	$X'_{Li} \cdot \alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} - \phi$	$(\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}) / (\alpha_{Li} - \phi)$
CH ₄	0,0000	22.64	0.0000	21.30	0.0000
C ₂ H ₆	0,0039	5.22	0.0203	3.880	0.0052
C ₃ H ₈	0,3646	1.91	0.6963	0.570	1.2215
iC ₄ H ₁₀	0,2116	1	0.2116	-0.34	-0.6223
nC ₄ H ₁₀	0,4189	0.78	0.3267	-0.56	-0.5833
iC ₅ H ₁₂	0,0(008	0.37	0.0003	-0.97	-0.0003
nC ₅ H ₁₂	0,0002	0.31	0.00006	-1.03	-0.00006
Σ	1,0000	32.23	1.2552	22.85	0.0207

Les résultats des calculs montrent que $\phi = 1.34$ pour $e'_0 = \frac{\Sigma(\alpha_{Li} \cdot X'_{Li})}{\alpha_{Li} - \phi} = 0.02$

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

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

$$(rf)_{\min} = 1.34[(0.0118/3.880)+(0.9725/0.570)+(0.0156/(-0.34))]$$

$$(rf)_{\min} = 2.2288$$

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

En appliquant l'équation de GILLILAND

$$(rf)_{\text{opt}} = 1.3 \cdot (rf)_{\min} + 0.3$$

$$(rf)_{\text{opt}} = 1.3 \cdot 2.2288 + 0.3$$

$$(rf)_{\text{opt}} = 3.1974$$

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

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

$$-(rb)_{\min} = \Sigma \left[\frac{X'_{Ri} \cdot \alpha_{Li}}{\alpha_{Li} - \phi} \right]$$

$$-(rb)_{\min} = [(0.0658 \cdot 1.91 / (0.57)) + (0.3079 \cdot 1 / (-0.34)) + (0.6247 \cdot 0.78 / (-0.56)) + (0.0012 \cdot 0.37 / (-0.97)) + (0.0003 \cdot 0.31 / (-1.03))]$$

$$-(rb)_{\min}=1.5558$$

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

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

$$(rb)_{\text{opt}} = [D/R \cdot (rb)_{\text{opt}} + (1-e'_0) \cdot L/R] - 1$$

$$(rb)_{\text{opt}} = [76.9546/156.5785 \cdot 3.1974 + (1-0.02) \cdot 233.5331/156.5785] - 1$$

$$(rb)_{\text{opt}} = 2.0330$$

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

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

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

$$N_{R\min} = [1/\log(\alpha_{LC3}/\alpha_{LiC4})] \cdot \log[X'_{DC3} \cdot X'_{LiC4} / X'_{DiC4} \cdot X'_{LC3}]$$

$$N_{R\min} = [1/\log(1.91/1)] \cdot \log[0.9725 \cdot 0.2116 / 0.3646 \cdot 0.0156]$$

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

On calcule le rapport suivant :

$$(rf)_{\text{opt}} - (rf)_{\min} / (rf)_{\text{opt}} + 1 = (3.1974 - 2.2288) / (3.1974 + 1) = 0.23$$

D'après le monogramme de **GILILLAND** on tire pour la valeur 0.23 ; le rapport suivant égale à 0.43 (voir annexe N°02)

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

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

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

En prenant en considération l'efficacité des plateaux à clapet ($E=0.65$), le nombre totale de plateaux dans la colonne est :

$$N_{R\text{réel}} = N_R / E$$

$$N_{R\text{réel}} = 11 / 0.65$$

$$N_{R\text{réel}} = 17$$

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

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

$$N_{E\min} = [1/\log(\alpha_{LC3}/\alpha_{LiC4})] \cdot \log[(X'_{LC3} \cdot X'_{RiC4}) / (X'_{LiC4} \cdot X'_{RC3})]$$

$$N_{Emin} = [1/\log(1.91/1)].\log[(0.3646*0.3079)/(0.2116*0.0658)]$$

$$N_{Emin} = 4$$

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

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

$$N_E = (4 + 0.43) / (1 - 0.43) = 7.77$$

$$N_E = 8$$

$$N_{Er\acute{e}el} = N_E / E$$

$$N_{Er\acute{e}el} = 8 / 0.65 = 12.3$$

$$N_{Er\acute{e}el} = 12$$

IV.9.3. Nombre de plateaux total de la colonne

$$N_T = N_{Rr\acute{e}el} + N_{Er\acute{e}el}$$

$$N_T = 17 + 12$$

$$N_T = 29 \text{ plateaux}$$

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

$$N_T = 29 - 2$$

$$N_T = 27 \text{ plateaux}$$

D'après le design : $N_{r\acute{e}el} = 30 \text{ plateaux}$

IV.10. Bilan thermique de la colonne

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

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

$$L \cdot h_L + Q_R = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_C$$

Avec :

$$h_L = e' \cdot H_0 + (1 - e') h_0$$

$$Q_R = G_R (H_R - h_{gr}) + R (h_R - h_{gr})$$

$$Q_C = (D + g_x) (H_D - h_D) .$$

Ou :

L, D, R : débit molaire respectivement de la charge, du distillat et du résidu (Kmol /h)

Q_R : Charge thermique du rebouilleur [Kcal /h].

Q_C : Charge thermique du condenseur [Kcal /h].

H_L : Enthalpie de la charge [Kcal /Kmol] .

e'_0 : Taux de vaporisation de la charge [molaire] .

H_0 : Enthalpie de la phase vapeur de la charge [Kcal/Kmol].

h_0 : Enthalpie de la phase liquide de la charge [Kcal/Kmol].

h_D : Enthalpie du distillat à l'état liquide [Kcal/Kmol].

H_D : Enthalpie du distillat à l'état vapeur (vapeur de tête de la colonne) [Kcal/Kmol].

H_R : Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur [Kcal/Kmol].

h_R : Enthalpie du résidu [Kcal/Kmol].

h_{gr} : Enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur [Kcal/Kmol].

g_X : Débit du reflux froid [Kmol/h].

G_R : Débit du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) [Kmol/h].

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

$$g_X = [(h_R - h_{gr}) / (H_D - h_D)] - [(R \cdot h_{gr} + D \cdot H_D - L h_L) / (H_D - h_D)]$$

$$g_X = (r f)_{opt} \cdot D$$

$$g_X = 76.9546 \cdot 3.1974$$

$$g_X = 246.0546 \text{Kmol/h}$$

$$G_R = (r b)_{opt} \cdot R$$

$$G_R = 2.033 \cdot 156.5785$$

$$G_R = 318.3241 \text{Kmol/h}$$

Les enthalpies des phases sont déterminées par le monogramme de (J-SHEBEL) en fonction de la température, de pression et de la masse moléculaire moyenne.

IV.10.1. Le calcul des masses moléculaires moyennes des phases

➤ Dans la zone de flash :

- Pour la phase liquide : $M_m = \sum X'_{oi} \cdot M_i$
- Pour la phase vapeur : $M_m = \sum Y'_{oi} \cdot M_i$

Tableau IV.12 : Les masses moléculaires moyennes dans la phase liquide

Constituant	M_i	Phase liquide « g_0 »		
		X'_{oi}	$M_i \cdot X'_{oi}$	X'_{oi}
CH_4	16	0.0000	0.0000	0.0000
C_2H_6	30	0.0036	0.1080	0.00204
C_3H_8	44	0.3609	15.8796	0.30037
iC_4H_{10}	58	0.2124	12.3192	0.23302
nC_4H_{10}	58	0.4222	24.4876	0.4632
iC_5H_{12}	72	0.0008	0.0576	0.00108
nC_5H_{12}	72	0.0002	0.0144	0.00027
Σ	350	1.0001	52.8664	0.99998

La masse moléculaire moyenne de la phase liquide : $M_m=52.8664$ Kmol/h

Tableau IV.13: Les masses moléculaires moyennes dans la phase vapeur

Constituant	M_i	Phase Vapeur « G_0 »		
		Y'_{oi}	$M_i \cdot Y'_{oi}$	Y'_{oi}
CH_4	16	0.0000	0.0000	0.0000
C_2H_6	30	0.0150	0.4500	0.0091
C_3H_8	44	0.5486	24.1384	0.4857
iC_4H_{10}	58	0.1689	9.7962	0.1971
nC_4H_{10}	58	0.2639	15.3062	0.3080
iC_5H_{12}	72	0.0002	0.0144	0.0003
nC_5H_{12}	72	0.00005	0.0036	0.00007
Σ	350	0.996	49.70	1.0002

Tableau IV.14: Les masses moléculaires moyenne du distillat et du résidu

Constituants	M_i	Distillat « D »		Résidu « R »	
		Y'_{oi}	$M_i \cdot Y'_{oi}$	Y'_{ri}	$M_i \cdot X'_{ri}$
CH_4	16	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C_2H_6	30	0.0118	0.354	0.0000	0.0000
C_3H_8	44	0.9725	42.79	0.0658	2.8952
iC_4H_{10}	58	0.0156	0.9048	0.3079	17.8582
nC_4H_{10}	58	0.0000	0.0000	0.6247	36.2326
iC_5H_{12}	72	0.0000	0.0000	0.0012	0.0864
nC_5H_{12}	72	0.0000	0.0000	0.0003	0.0216
Σ	350	0.9999	44.05	0.9999	57.094

La masse moléculaire moyenne du distillat : $M_m=44.05\text{Kmol/Kg}$

La masse moléculaire moyenne du résidu : $M_m=57.094\text{Kmol/Kg}$

IV.10.3. Calculs des enthalpies

IV.10.3.1. Enthalpie de la phase liquide

Pour faciliter le calcul on utilise la méthode analytique pour déterminer les enthalpies.

$$H_0 = 1/\rho_{15}^{15} = \rho_{15}^{20} + 5\alpha$$

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132 \rho_4^{20}$$

ρ_4^{20} : Masse volumique à 20°C

Sachant que : $\rho_4^{20} = 0.543$

$$\alpha = 0.001$$

$$\rho_{15}^{15} = 0.5485$$

$$(\rho_{15}^{15})^{1/2} = 0.7406$$

IV.10.3.2. Enthalpie de la phase vapeur

$$H_0 = 50.2 + 0.109t + 0.00014t^2$$

Tableau IV.15 : Le calcul de l'enthalpie de la phase vapeur

Flux	M _m	Température °C	Pression atm	Enthalpie	
				Kcal/Kg	Kcal/Kmol
Charge vapeur G₀,H₀	49.70	65	12.65	57.87	2876.14
Charge liquide g₀,h₀	52.8664	65	12.65	37.68	1992.00
Distillat vapeur D',H_D	44.05	38	12.1	54.54	2402.49
Reflux froid g_X,h_D	44.05	35	12.1	19.71	868.22
Résidu R',h_R	57.094	88	12.8	52.12	292.32

IV.10.4. Détermination de la charge thermique de l'alimentation :

$$Q_L = L \cdot h_L$$

$$h_L = e'_0 H_0 + (1 - e'_0) h_0$$

$$h_L = 0.02 \cdot 2876.14 + (1 - 0.02) \cdot 1992.00$$

$$h_L = 2009.68 \text{ Kcal/h}$$

Sachant que: $L = 233.5331 \text{ Kmol/h}$

Donc :

$$Q_L = 233.5331 \cdot 2009.68$$

$$Q_L = 4693.26 \cdot 10^2 \text{ Kcal/h}$$

IV.10.5. Détermination de la charge thermique du distillat

$$Q_D = D \cdot H_D$$

$$Q_D = 76.9546 \cdot 2402.49$$

$$Q_D = 184882.657 \text{ Kcal/h}$$

IV.10.6. Détermination de la charge thermique du condenseur

$$Q_C = (g_X + D) \cdot (H_D \cdot h_D)$$

$$Q_C = (246.054 + 76.9546) \cdot (2402.49 - 868.22)$$

$$Q_C=495582.4047\text{Kcal/h}$$

IV.10.7. Détermination de la charge thermique du rebouilleur

$$L'.h_L+Q_R=D'.h_D+R'.h_R+Q_C$$

D'où :

$$Q_R=D'.h_D+R'.h_R+Q_C- L'.h_L$$

$$Q_R=(76.9546*868.22)+(156.5785*292.32)+495582.4047-(233.5331*2009.68)$$

$$Q_R=1388.4015.10^2 \text{ Kcal/h}$$

IV.11. Dimensionnement de la colonne

IV.11.1. Diamètre de la colonne

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

Ou :

D :Diamètre de la colonne .

S :Section de la colonne.

V :Débit volumique des vapeurs au sommet de la colonne (m³/h)

W :Vitesse admissible des vapeurs (m/s)

a). Débit volumique des vapeurs

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

$$V=22.4.Z.V_m.(T_s+273)/(273.P_s)$$

Ou :

V :débit volumique des vapeurs (m³/h)

V_m :débit molaire des vapeurs (mol/h)

Z :facteur de compressibilité

P_s :Pression au sommet de la colonne

T_s :Température au sommet de la colonne

Avec :

$$P_s=12.5$$

$$T_s = 38^\circ\text{C}$$

$$V_m = (g_x + D) = D(rf + 1)$$

$$V_m = 76.9546(3.1974 + 1)$$

$$V_m = 323.009 \text{ Kmol/h}$$

➤ **Facteur de compressibilité:**

Ce facteur de compressibilité est déterminé d'après les paramètres P et T critiques connaissant ces derniers, on calcule les paramètres réduits d'après les formules suivantes :

$$T_r = T_s / T_c \quad \text{Ou :} \quad T_c = \sum Y'_{Di} \cdot T_{iC}$$

$$P_r = P_s / P_c \quad \text{ou :} \quad P_c = \sum Y'_{Di} \cdot P_{iC}$$

Les paramètres critiques sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau IV.16 : Les paramètres critiques sont représentés dans le tableau suivant

Constituants	Y'_{Di}	$T_{iC} (^{\circ}K)$	$P_{iC} (\text{bar})$	$Y'_{Di} T_{iC}$	$Y'_{Di} P_{iC}$
C_2H_6	0.0118	305.5	48.2	3.6049	0.5687
C_3H_8	0.9725	370	42	359.825	40.845
iC_4H_{10}	0.0156	408.1	36	6.3663	0.5616
Σ	0.9999	/	/	369.7962	41.9753

D'après le tableau on a : $T_c = 369.7962^{\circ}K$

$$P_c = 41.9753 \text{ bar}$$

D'après les équations suivantes on calcule les paramètres réduits :

$$T_r = T_s / T_c$$

$$T_r = (38 + 273) / 369.79 = 0.8410$$

$$P_r = P_s / P_c$$

$$P_r = 12.5 / 41.9753 = 0.2977$$

D'après le diagramme (voir annexe N°3) on trouve que : $Z = 0.77$

Donc le débit volumique est :

$$V = 22.4 * 0.77 * 323.009 (38 + 273) / (273 * 12.5)$$

$$V = 507.739 \text{ m}^3/\text{h} = 0.141038 \text{ m}^3/\text{s}$$

b). Vitesse admissible des vapeurs

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

$$W = 8.47 \cdot 10^{-5} C [(\rho^L - \rho^V) / \rho^V]^{1/2}$$

C : Coefficient qui dépend du type de plateau, de l'espacement entre les plateaux et la charge sur les plateaux.

ρ^V : la masse volumique des vapeurs .

ρ^L : la masse volumique de liquide .

Tableau IV.17 : La distance entre deux plateau (mm)

H_P : distance entre deux plateaux(mm)		400	600	800
C	Vide	400	580	680
	P ≥ 1	520	760	900

On prend C=660 pour H_P=600mm pour les plateaux à clapets.

La masse volumique des vapeurs :

$$\rho^V = V_m \cdot M_m / V$$

Ou :

V_m : Débit molaire des vapeurs en Kmol/h.

V : Débit volumique des vapeurs m³/h.

M_m : la masse moléculaire moyenne du distillat Kg/Kmol.

ρ^V : masse volumique des vapeurs

$$\rho^V : 323.009 \cdot 44.05 / 507.7396$$

$$\rho^V : 28.0233 \text{ Kg/m}^3$$

La masse volumique du liquide à (38°C)

$$\rho^L = \rho_{4}^{38}$$

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

$$\rho^L = \rho_{4}^{20} - \alpha(t-20)$$

Ou :

ρ_{4}^{20} = La masse volumique à (20°C)

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132 \rho_{4}^{20}$$

Avec :

$$1 / \rho_{4}^{20} = \sum (X_{Di} / \rho_{4i}^{20})$$

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

$$X_{D,i} = X'_{D,i} M_i / \sum (X'_{D,i} M_i)$$

Tableau IV.18: Les concentrations massiques sont données dans le tableau suivant

Constituants	M_i	$X'_{D,i}$	$X'_{D,i} \cdot M_i$	$X_{D,i}$
CH_4	16	0.0000	0.0000	0.0000
C_2H_6	30	0.0118	0.354	0.0080
C_3H_8	44	0.9725	42.79	0.9713
iC_4H_{10}	58	0.0156	0.9048	0.0205
nC_4H_{10}	58	0.0000	0.0000	0.0000
iC_5H_{12}	72	0.0000	0.0000	0.0000
nC_5H_{12}	72	0.0000	0.0000	0.0000
Σ	350	0.9999	44.05	0.9998

Dans ce tableau :

$$X_{D,i} = X'_{D,i} \cdot M_i / M_{moy}$$

Avec: $M_i = 44.05$

Tableau IV.19 : Le calcul de ρ_{4i}^{20} est représenté dans le tableau suivant

Constituants	$X_{D,i}$	ρ_{4i}^{20} (Kg/m ³)	$X_{D,i} \cdot \rho_{4i}^{20}$
CH_4	0.0000	192.79	0.0000
C_2H_6	0.0080	370.42	0.000021597
C_3H_8	0.9713	501.8	0.001935631
iC_4H_{10}	0.0205	550	0.000037272
nC_4H_{10}	0.0000	556	0.0000
iC_5H_{12}	0.0000	929	0.0000
nC_5H_{12}	0.0000	929	0.0000
Σ	0.9998	4029.01	0.0019945

Donc :

$$\rho_4^{20} = 1/0.0019945$$

$$\rho_4^{20} = 501.3786 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_4^{20} = 0.5013789 \text{ g/cm}^3$$

Alors :

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132 \rho_4^{20}$$

$$\alpha = 0.001828 - 0.0132(0.5013786)$$

$$\alpha = 0.00116618$$

$$\rho_4^{38} = \rho_4^{20} - \alpha(t-20)$$

$$\rho_4^{38} = 0.545522 - 0.00116618(38-20)$$

$$\rho_4^{38} = 0.52453076$$

La masse volumique de liquide sera : $\rho_L = \rho_4^{38} = 542.530 \text{ Kg/m}^3$

Alors la vitesse admissible des vapeurs sera :

$$W = 8.47 \cdot 10^{-5} \cdot 660 [(501.3786 - 28.0233)/28.0233]^{1/2}$$

Donc la vitesse admissible sera : $W = 0.22975 \text{ m/sec}$.

c).La section de la colonne

$$S = V/W$$

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

$$S = 0.141038/0.22975$$

$$S = 0.61387 \text{ m}^2$$

Pour cette valeur on calcule le diamètre de la colonne :

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

$$D = 2(0.61387/\pi)^{1/2}$$

$$D = 0.9 \text{ m}$$

IV.11.2. Détermination de la hauteur de la colonne

La hauteur totale de la colonne est donnée par l'équation suivante :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_P$$

Ou :

H_T : La hauteur totale de la colonne .

h_1 : La hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur .

h_2 : La hauteur de la zone de rectification .

h_3 : La hauteur de la zone d'expansion.

h_4 : La hauteur de la zone d'épuisement.

h_5 : La hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur .

h_P : L'espace entre plateaux.

➤ **La hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur**

$$h_1 = D_{\text{design}}/2 = 1.25/2$$

D_{design} : diamètre de la colonne (cas design)

$$h_1 = 0.63\text{m}$$

➤ **La hauteur de la zone de rectification**

$$h_2 = (N_R - 1) h_P$$

$$h_2 = (11 - 1) 0.65$$

$$h_2 = 6.5\text{m}$$

ou :

N_R : Nombre des plateaux dans la zone de rectification.

h_P : Espace entre les plateaux (0.65m).

➤ **La hauteur de la zone d'expansion**

La hauteur de la zone d'alimentation déterminée en tant qu'espacement entre 04 plateaux.

$$h_3 = 3 \cdot h_P$$

$$h_3 = 1.95\text{m}$$

➤ **La hauteur de la zone d'épuisement**

Elle est déterminée comme le cas de la zone de rectification .

$$h_4 = (N_E - 1) h_P$$

Ou :

N_E : Nombre des plateaux dans la zone d'épuisement.

$$h_4=4.55\text{m}$$

On admit que : $h_5=3\text{m}$

Alors la hauteur totale de la colonne est :

$$H_T=h_1+h_2+h_3+h_4+h_5+h_p$$

$$H_T=0.63+6.5+1.95+4.55+3+0.65$$

$$H_T=17.28\text{m}$$

Tableau IV.20 : Comparaison des résultats obtenus avec le design

	Les résultats obtenus	Le design
Diamètre de la colonne	0.9m	1.25m
Hauteur de la colonne	17.28m	21.3
Nombre de plateaux	27	30



CONCLUSION GENERALE



Conclusion Générale

L'étude de vérification des paramètres de fonctionnements de la colonne C302 de Limité Gas-Plant à été concrétisée après avoir obtenue des résultats compromettante.

Le nombre de plateaux calculé est inférieur au nombre de plateaux design alors nous concluants que la colonne de dépropaniseur C 302 supporte la charge soumise à elle.



BIBLIOGRAPHIE



BIBLIOGRAPHIE

Bibliographie

[1] Mount Nassedine « simulation et optimisation des paramètres technologies de l'unité de fractionnement des GPL à 1 laoud Berkaoui », mémoire de magister en génie des procédés, option Technologie des hydrocarbures, université M'Hamed Bougara Boumerde année 2012/ 2013.

[2] : Manuel opératoire de la raffinerie d'Alger, département de production, (1 janvier 2006).

[3]: Bilan de la production annuelle. Service planning et prévision, Raffinerie d'Alger. sonatrach.2015.

[4] : Brochure « Sonatrach - Activité Aval Mise à niveau de l'outil de raffinage en Algérie Réhabilitation. Adaptation et Modernisation des Raffineries, Promotion des carburants et véhicules propres » Hôtel Hilton, Alger, 03 et 04 Juin 2015.Sonarach active aval.

[5]: Hanichi Ahmed, Attaoua Imane « Recalcul de la colonne de dépropaniseur C302 ». Diplôme d'ingénieur d'état en génie chimique option Raffinage, université M'Hamed Bougara Boumerdes, année 2014/2015.

[6]: Bilan énergétique national de l'année 2014.édition ministère algérien de l'energ ; 2015.

[7]: J.P. WAUQUIER « Le Raffinage du pétrole. Tome 2. Procédés de séparation » Editions TECHNIP, Paris 1998.



LISTE D'ABREVIATION



Abréviation

D301	Ballon de tampon
D302	Ballon de reflux de la colonne C301
D303	Ballon de reflux de la colonne C302
C302	Colonne de dépropaniseur
C301	Colonne de déethaniseur
E303	Colonne pour éliminer les produits sulfurés
Cl 01	Colonne de distillation atmosphérique
Cl 04	Colonne de distillation débutaniseur dans P unité 100
C202	Colonne de distillation débutaniseur dans l'unité 200
E301 A/B	Condenseur de la colonne C301
E303	Condenseur de la colonne C302
FRC301	Contrôleur régulateur de débit de l'alimentation de C301
FRC302	Contrôleur régulateur de débit de reflux C301
FRC305	Contrôleur régulateur de débit de reflux C302
TRC302	Contrôleur régulateur de la température du rebouilleur E304
LIC302	Contrôleur indicateur de niveau du ballon D303
PRC302	Contrôleur régulateur de pression au sommet de C302
LIC301	Contrôleur indicateur de niveau du ballon D302
PRC301	Contrôleur régulateur de pression au sommet de C301
TRC301	Contrôleur régulateur de température de rebouilleur E302
LRC301	Contrôleur régulateur de niveau au fond de la colonne C301
LR301	enregistreur de niveau du ballon de tampon D301
P303	Pompe de reflux qui alimente la colonne C302
P301	Pompe qui alimente la colonne C301
P (301, 302,)	Pompes
GPL	Gaz de pétrole liquéfié
GPL/c	Gaz de pétrole liquéfié carburant
Mt	Million de tonne



NOMENCLATURE



Nomenclature

Q_R : Charge thermique du rebouilleur	[Kcal /h].
Q_C : Charge thermique du condenseur	[Kcal /h].
H_L : Enthalpie de la charge	[Kcal /Kmol] .
e'_0 : Taux de vaporisation de la charge	[molaire] .
H_0 : Enthalpie de la phase vapeur de la charge	[Kcal/Kmol].
h_0 : Enthalpie de la phase liquide de la charge	[Kcal/Kmol].
h_D : Enthalpie du distillat à l'état liquide	[Kcal/Kmol].
H_D : Enthalpie du distillat à l'état vapeur(vapeur de tete de la colonne)	[Kcal/Kmol].
H_R : Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur	[Kcal/Kmol].
h_R : Enthalpie du résidu	[Kcal/Kmol].
h_{gr} : Enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur	[Kcal/Kmol].
g_X : Débit du reflux froid	[Kmol/h].
G_R : Débit du reflux chaud(vapeur provenant du rebouilleur)	[Kmol/h].
V : Débit volumique des vapeurs au sommet de la colonne	(m ³ /h)
W : Vitesse admissible des vapeurs	(m/s)
V_m : débit molaire des vapeurs	(mol/h)
Z : facteur de compressibilité	
P_S : Pression au sommet de la colonne	
T_S : Température au sommet de la colonne	
P^V :la masse volumique des vapeurs .	
P^L :la masse volumique de liquide .	
H_T :La hauteur totale de la colonne .	
h_1 :La hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur .	
h_2 :La hauteur de la zone de rectification.	
h_3 :La hauteur de la zone d'expansion.	

h_4 : La hauteur de la zone d'épuisement.

h_5 : La hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur .

h_P : L'espace entre plateaux.

N_R : Nombre des plateaux dans la zone de rectification.

N_E : Nombre des plateaux dans la zone d'épuisement.

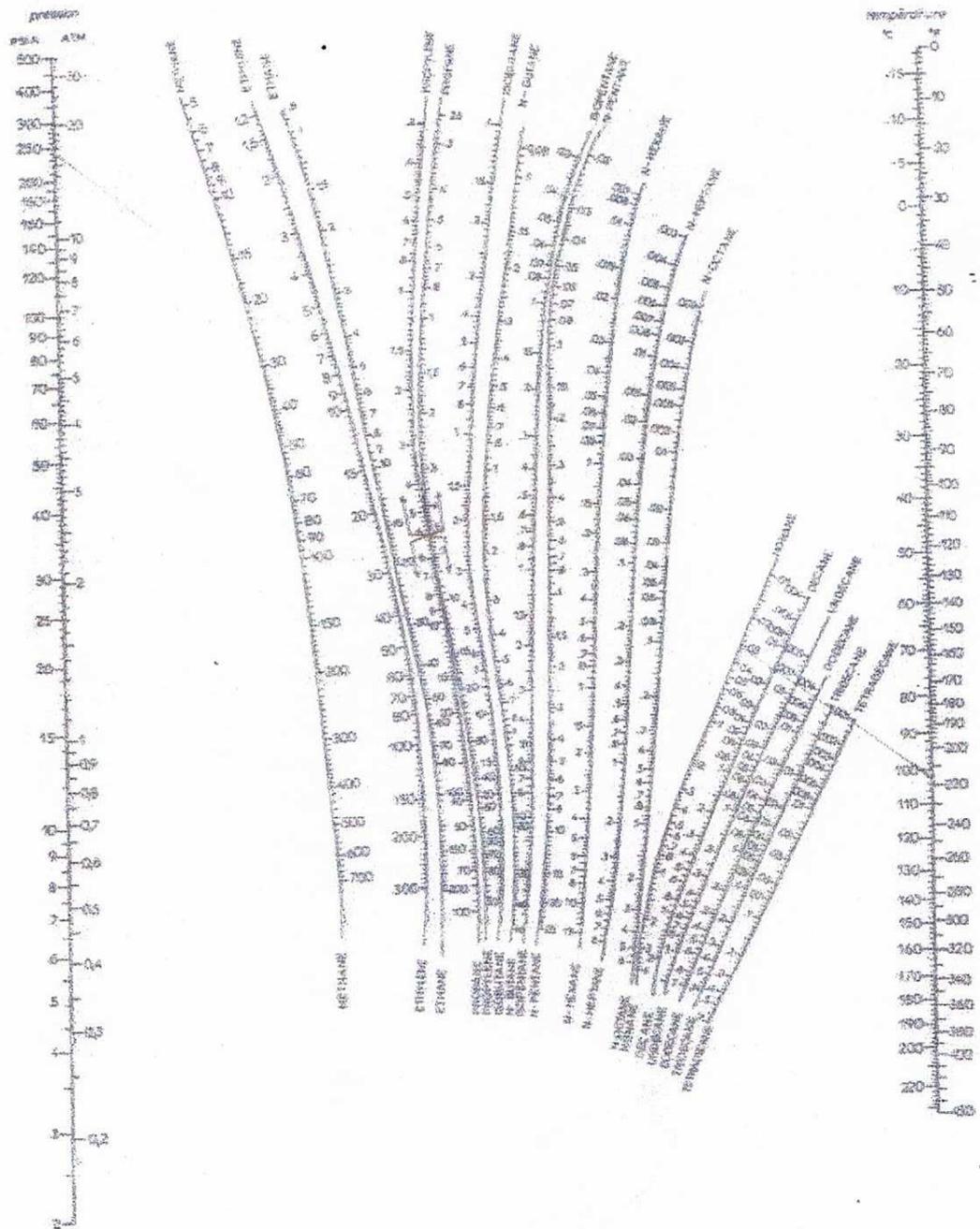
D : Diamètre de la colonne .

S : Section de la colonne.



LES ANNEXES





Coefficient d'équilibre des hydrocarbures

(Sheibel & Jenny)

Annexe N °1

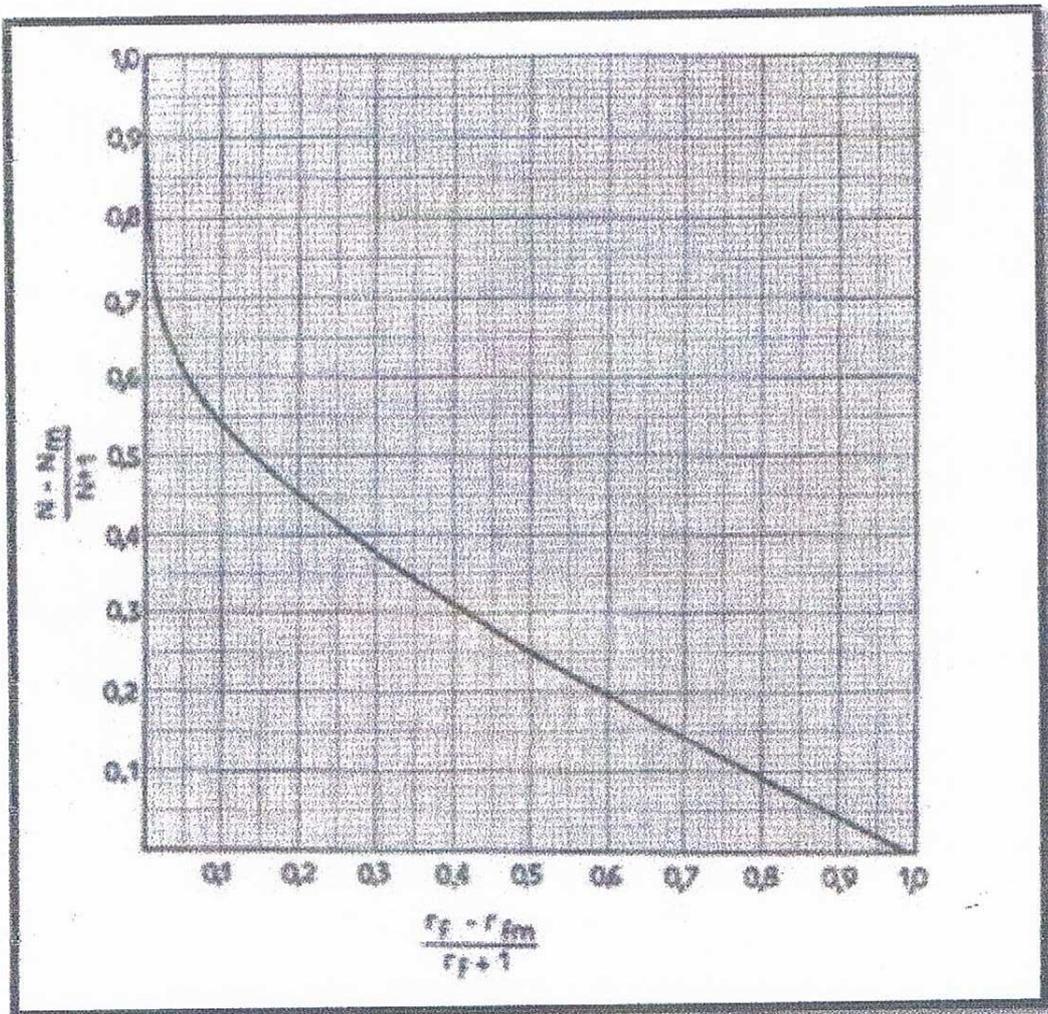


Diagramme de Gilliland

Annexe N°2

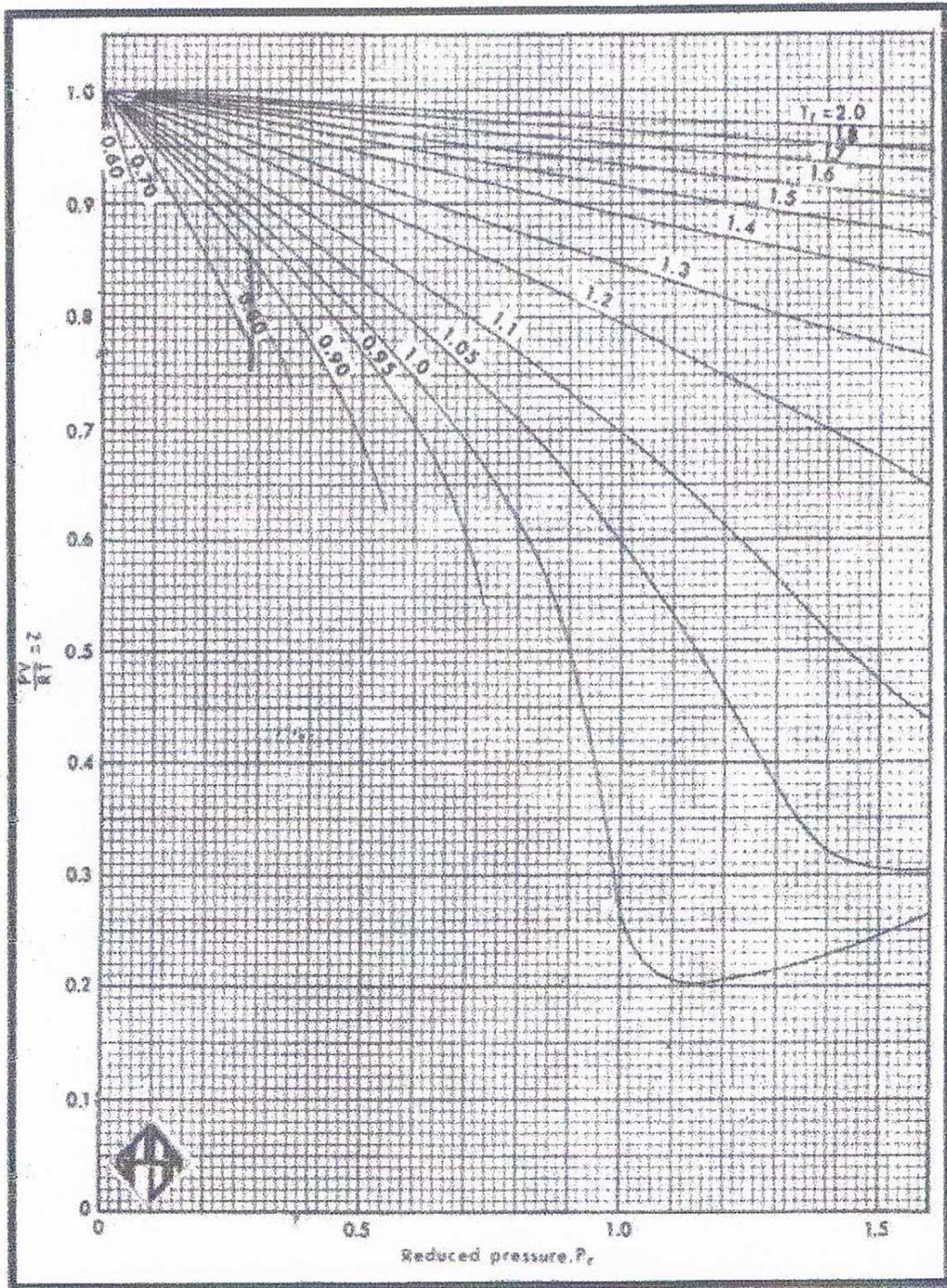


Diagramme de facteur de compressibilité

Annexe N°3

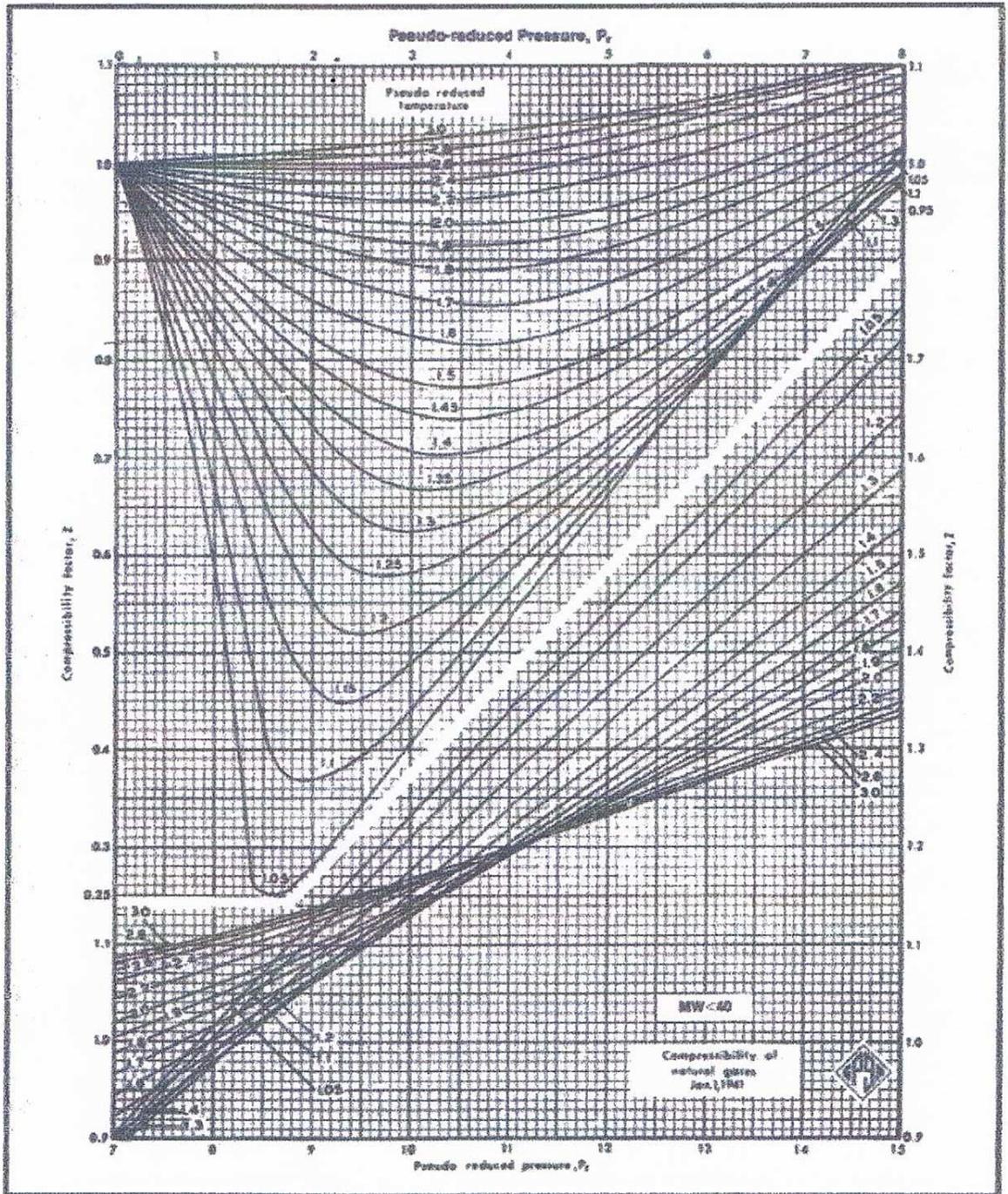


Diagramme de facteur de compressibilité

Annexe N°4