



Faculté des Hydrocarbures, Energies Renouvelables et Science de la Terre et de l'Univers

Département de Production des Hydrocarbures

MEMOIRE

Pour obtenir le Diplôme de Master

Option : Production Académique

Présenté Par :

BOUDEHBA Youcef ; BOUDIBA Choaib

-THÈME-

**AUGMENTATION DU TAUX DE RECUPERATION DU PROPANE AUNIVEAU DE
GAS_PLANT DE LA RAFFINRIE SKIKDA**

Soutenu le : 19 / 06 / 2021 devant la commission d'examen

Jury :

Président :	KHEBBAZ M/ Elghali	MA A	Univ. Ouargla
Rapporteur :	ARBAOUI M/ Ali	MA A	Univ. Ouargla
Examineur :	MILOUDI Mustapha	MA A	Univ. Ouargla

Remerciement

Je remercie avant tous DIEU pour sa gratitude et son aide à accomplir ce travail.

Je tiens aussi à exprimer ma reconnaissance à mon encadreur D^R: ARBAOUI Ali pour son assistance et ses précieux conseils.

Je remercie aussi D^R : ISSAM BOUGDAH pour avoir accepté de suivre cette étude.

Nos vifs remerciements s'adressent également à D^R NAJLAN YAHIA pour leur soutien durant notre stage.

Je tiens à remercier également les membres du jury pour l'honneur qu'ils nous font en acceptant de juger et d'évaluer notre travail.

Je tiens à remercier tous les personnels au niveau du complexe raffinerie de SKIKDA.

Je tiens à remercier tous mes enseignants qui ont contribué à ma formation de loin ou de près.



Dédicace

Je dédie ce modeste travail aux deux êtres qui sont très chers dans ma vie, à savoir mon père et ma mère.

Avec toute ma fidélité et tout mon amour pour vous, mes parents je ne pourrais jamais égaler votremérite.

A tous qui porte le nom Boudiba et Sayoud mon cher frère Salah Eddine.

A mes chères sœurs Hafsa, Khadija, Fatima, Chaima, Fatiha .

À mon oncle Karim et ma grand-pèreBouhadja et tous mes oncles et tantes.

A tous mes amis Ramzi, Mossaab, Abd Eljalil, Tarek, Heythem , Issame, Zaki, BOURENANE MED ELAMINE , Oussama, Rami, Fouad, Azzeddin , Abd Elkrim , Nabil, Ala, Idris et tous mes cousins.

A mon binôme Youcef 05, mes collègues RAMZI 25, Rahim25, Djaber21, Ramzi25, Anouar, Houcine, Nadji21, Kamel31, Akrem30. A toute la promotion 2016 et surtout les groupes production.

A tous ceux qui me connaît de près ou de loin

Choaib .





Dédicace

Je dédie ce modeste travail aux deux êtres qui sont très chers dans ma vie, à savoir ma mère et mon père.

Avec toute ma fidélité et tout mon amour pour vous, mes parents je ne pourrais jamais égaler votremérite.

A tous qui porte le nom Boudehba. Mon cher frère Soulaymane.

A mes chères frère Younes, Massoud

À mon oncle Mohamed et ma grand-père Cherif et tous mes oncles et tantes.

A tous mes amis Ramzi, Heythem , Issame, Zaki, Mohamed, Sami., Zohir , et tous mes cousins.

*A mon binôme Choaiib 21, mes collègues, Oussama05, Aymen05, Chams05, Raouf05, Merwan05, Djalel05, Mohammed15, Hani05
A toute la promotion 2016 et surtout les groupes production.*

A tous ceux qui me connait de près ou de loin.

YOUCEF



Résumé

Résumé

Dans ce travail nous avons cherché à étudier la possibilité d'augmenter la quantité de propane (C3) récupérée de la charge totale de gaz de pétrole liquéfié (GPL) où ce dernier est traité au niveau de la colonne de distillation (dééthaniseur), notre étude est consacrée au niveau de l'unité de traitement et de raffinage du gaz Topping(U-10) de la raffinerie SKIKDA. Cette unité est confrontée à un problème de faible taux de récupération du propane. Après avoir vérifié le travail de cette unité, nous avons remarqué que le taux de récupération du propane (43%) est largement faible par rapport au design. Ceci est dû principalement au mauvais fonctionnement de l'échangeur de chaleur (condenseur de tête de la colonne de dééthanisation), il résulte d'une augmentation de température au sommet de la colonne de distillation. Pour remédier à ce problème, on a essayé de vérifier les paramètres de fonctionnement de cet appareil et d'optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne C1. La vérification a été réalisée à l'aide d'un simulateur HYSYS 11, dont les résultats obtenus sont très acceptables, où le taux de récupération du propane est passé de 43.09% à 64.8 % avec un gain de production de propane de 43 tonnes par jour.

Mots Clés : Propane ; traitement ; GPL ; distillation ; HYSYS 11 ; dééthanisation ; l'échangeur ; raffinage.

Abstract

In this work we sought to study the possibility of increasing the amount of propane (C3) recovered from the total charge of liquefied petroleum gas (LPG) where the latter is treated at the level of the distillation column (deethanizer), where we have devoted our study to the level of treatment and refining unit topping(U10), of the SKIKDA refinery. The gas separation unit faces a problem of low propane recovery rate. After checking the work of this unit. we have noticed that the propane recovery rate (43%) is largely low compared to the design. This is due to the malfunction of the heat exchanger (top condenser of the deethanization column), resulting in an increase in temperature at the top of the distillation column. To remedy this problem, we have checked the operating parameters of this unit and optimization of the operating parameters of column C1. The verification was carried out using a HYSYS 11 simulator, the result of which was very satisfactory, where the propane recovery rate increased from 43.90% to 64.8% with a gain in propane production of 43 tonnes per day.

Key words : Propane ; treatment ; LPG ; distillation ; HYSYS 11 ; deethanization ; exchanger ; refinery.

ملخص

سعيًا في هذا العمل إلى دراسة إمكانية زيادة كمية البروبان (C3) المستعاد من الشحنة الكلية لغاز البترول المسال (LPG) حيث يتم معالجة الأخير على مستوى عمود التقطير (مزبل الإيثان) ، حيث خصصت دراستنا إلى مستوى وحدة المعالجة والتكرير للغاز (U-10) في مصفاة سكيكدة. تواجه هذه الوحدة مشكلة انخفاض معدل استرداد البروبان. بعد فحص عمل هذه الوحدة. لاحظنا أن معدل استرداد البروبان (43%) منخفض إلى حد كبير مقارنة بالتصميم. ويرجع ذلك أساسًا إلى ضعف أداء المبادل الحراري (مكثف الرأس لعمود إزالة الإيثان) مما يؤدي إلى زيادة درجة الحرارة في الجزء العلوي من عمود التقطير. لعلاج هذه المشكلة ، حاولنا التحقق من معطيات تشغيل هذا الجهاز وتحسين معطيات التشغيل للعمود C1. تم إجراء التحقق باستخدام جهاز محاكاة HYSYS 11 ، وكانت نتائجه مقبولة للغاية ، حيث ارتفع معدل استرداد البروبان من 43.09% إلى 64.8% مع زيادة في إنتاج البروبان ، بواقع 43 طنًا في اليوم.

الكلمات المفتاحية : البروبان المبادل الحراري جهاز محاكاة الإيثان مكثف رأس العمود معالجة تكرير مصفاة عمود التقطير .

Sommaire

Liste des figures	VI
Liste des tableaux	V
Symboles –Notation- Abréviations	IV

Introduction Générale	12
-----------------------------	----

Chapitre I : Présentation de la RA1/K	14
---	----

I.1.Introduction	2
I .2.Situation géographique :	2
I .3.Construction :	3
I .4.Structure hiérarchique de la raffinerie :	3
I .5.Présentation des différentes unités :	5
I .6.La centrale thermoélectrique (CTE 1050) :	8

Chapitre II : Généralité sur le GPL	9
---	---

II.1.Définition :	9
II.2.Sources de GPL :	9
II.3.Propriétés de GPL :	10
II.4.Caractéristiques générales de GPL :	10
II.5.Utilisation de GPL :	11
II.6.Avantages et inconvénients techniques de GPL/c :	13
II.7.Caractéristiques de butane et de propane :	14
II.8.Domaine d'utilisation de propane et de butane :	15

Chapitre III: Description et fonctionnement de l'unité.....	18
---	----

III.1.Le rôle des installations :	18
III .2.Spécification technique de la charge :	18
III .3.Conditions requises à la sortie des tamis moléculaires :	18
III .4.Qualité des produits à la sortie de l'installation :	18

III .5.L'installation dE GPL :	19
III .6.Description du procédé :	19
Chapitre IV: Augmentation de taux du récupération de propane par modélisation	28
IV.1.Généralités sur la simulation :	32
IV.2.Le choix du modèle thermodynamique :	33
IV.3.Equations d'état :	33
IV.4.Description du simulateur HYSYS	35
IV.5.Problématique.....	36
IV.6.Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de dééthanisation:	49
IV.7.Calcul de l'échangeur E9 :	52
Conclusion et recommandations	59

Annexes.

Bibliographe

Liste des figures

Fig.I.1 : Situation géographique de la RA1K dans la zone industrielle de Skikda...	02
Fig.I.2: Organigramme de la RA1K	04
Fig.II.1 : Répartition de la consommation mondiale des GPL	12
Fig.II.2 : Les principaux transformations du propane	16
Fig.II.3 : Les principaux transformations du butane.....	17
Fig.III.1 : Section de traitement	24
Fig.III.2: Section de Fractionnement	27
Fig. IV.1:Schéma de gas_plant simulé par Aspen HYSYS V11	37
Fig. VI.2. Schéma de la colonne dééthaniseur.....	38
Fig. IV.3: Le profil de la température dans le cas design et l'actuel.....	43
Fig IV.4 : Le profil de la pression de la C3.....	43
Fig. VI.5. Schéma la colonne de dépropanisation C3.....	44
Fig IV.6 Le profil de la température du dépropaniseur	48
Fig IV.7 : Le profil de la pression du dépropaniseur	48
Fig. IV.8: Le profil de la température dans les trois cas	51

Liste des Tableaux

Tab.II.1: caractéristiques de butane et de propane.....	14
Tab III .1. les capacités d'absorption pour les lits à tamis moléculaires	20
Tab III.2. la composition de gaz reforming catalytique	21
Tab IV.1 :Domaines d'applications de l'équation de PENG ROBINSON.....	35
Tab IV.2: Composition de la charge de la colonne C1 (dééthaniseur).....	38
Tab IV.3 : Conditions de fonctionnement de la C1.	39
Tab IV.4 : Composition et débit massique du fuel gaz.....	40
Tab IV.5 : Composition et débit massiques de produit du fond.....	41
Tab IV.6 : Propriétés physiques de la charge et les produits sortants de la colonne.	42
Tab IV.7 : Les conditions de fonctionnement de la C3	45
Tab IV.8 : Composition et débit massique du propane à stock. 16 05 2021)	46
Tab IV.9 : Composition et débit massique du butane à stock 16 05 2021).....	46
Tab IV.10 : Propriétés du propane et du butane. 16 05 2021).....	47
Tab IV.11 : Les conditions de fonctionnement de la C1 dans le cas Augmenté.....	50
Tab IV.12 : La composition et le débit massique dans le cas Augment	51
Tab IV.13: L'évaluation du taux de récupération du propane.	52
Tab IV.14 : Dimension de l'échangeur E9.....	52
Tab IV.15: Résultats du calcul de l'échangeur E9 dans le cas actuel.	55
Tab IV.16. Résultats du calcul de l'échangeur dans le cas optimisé.....	57

Liste des abréviations

- ✓ **BWR** : BENEDICT, WEBB et RUBIN.
 - ✓ **CR** : CARNAHAN et STARLING.
 - ✓ **CK** : CHEN et KREGLEWSKI.
 - ✓ **BP** : BERET et PRAUSNITZ.
 - ✓ **SRK** : SOAVE-REDLICH-KWONG.
 - ✓ **SKD** : SRK-KABADI-DANNER...:
 - ✓ **SRKH** : SRK-HURON-VIDAL.
 - ✓ **SRKP** : SRK-PANAGIOTOPOULOS-REID.
 - ✓ **SRKM** : SRK-MODIFIED PANAGIOTOPOULOS-REID.
 - ✓ **SRKS** : SRK-SIMSCI.
 - ✓ **PRH** : PR-HURON-VIDAL.
-

Notion et symboles

symbole	Désignation
N_T	Nombre de tubes
L_T (mm)	Longueur de tubes
N_P	Nbr de passes coté calandre
n_p	Nombre de passes coté tube
d_{ex} (mm)	Diamètre extérieur du tube
d_i (mm)	Diamètre intérieur du tube
e (mm)	Epaisseur du tube
D_c (mm)	Diamètre de la calandre
P (mm)	Pas
b (mm)	Distance entre chicanes

Introduction Générale



Introduction générale

Aujourd'hui, le secteur des hydrocarbures évolué dans un environnement concurrentiel, s'appuie essentiellement sur un effort soutenu de l'activité raffinage ; transformation et pétrochimie, Il s'agira donc sur l'innovation technologique visant une approche stratégique pour la valorisation des produits finis en vue de faire face à ces changements du marché pétrolier international à long terme.

Le raffinage du pétrole est une industrie lourde qui transforme un mélange d'hydrocarbures, appelé pétrole brut, en produits énergétiques, tels que carburant et combustibles, et en produits non énergétiques, tels que les matières premières pétrochimiques, lubrifiants, paraffines et bitumes. Les produits sont ensuite acheminés vers le consommateur final, soit directement, soit à travers un réseau de distribution comprenant notamment des dépôts et des stations-service. La transformation des pétroles bruts s'effectue dans les raffineries, usines à feux continus et très automatisées, qui sont plus ou moins complexes selon la gamme des produits fabriqués et selon la qualité des pétroles bruts par rapport aux exigences du marché.

La nouvelle stratégie de l'état s'articule autour des énergies propres y compris le gaz naturel pour accompagner la transition énergétique du pays suite à l'augmentation considérable de la consommation nationale des énergies fossiles et en vue de garantir la sécurité énergétique du pays à long terme.

Dans notre étude on a essayé de résoudre les problèmes suivants :

- ✓ Faible taux de récupération du propane
- ✓ Mauvais fonctionnement de l'échangeur de chaleur qui résultent une augmentation de température au sommet de la colonne de distillation.

Quatre chapitres sont destinés pour ce mémoire :

Un premier chapitre : est consacré pour présenter la raffinerie de SKIKDA RA1K.

Le deuxième : est porté sur le gaz de pétrole liquéfié GPL et leur propriété de production.

Le troisième : destiné pour la description de l'unité et leur principe de fonctionnement.

Le quatrième : augmentation de taux de récupération de propane par modélisation.

L'étude est terminée par une conclusion et des recommandations.

Chapitre I : Présentation de la RA1/K

I.1.Introduction

Ce chapitre rassemble des généralités sur Le complexe de la raffinerie du pétrole de SKIKDA, baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud avec une capacité de traitement (18 millions t/an), ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an).

I .2.Situation géographique :

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer. Elle est alimentée en brut algérien par l'unité de transport RTE de Skikda. Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line de 27 pouces de diamètre à une distance de champs pétroliers jusqu'à le complexe de 760 Km. La raffinerie est en opération depuis 1979.



Figure.I.01 : Situation géographique de la RA1/k dans la zone industrielle de Skikda.[1]

I .3.Construction :

La raffinerie a été construite en janvier 1976 à la suite d'un contrat signé le 30 avril 1974 entre le gouvernement algérien et le constructeur italien SNAM PROGETTI et SAIPEM, il a été mis en vigueur du contrat une année après (le 11 mars 1975) assisté par la sous irai tance de trois principales sociétés nationales: SONATRO, SONATIBA et SNMETAL.

Le démarrage du chantier a commencé le 02 janvier 1976, et pris la fin de mars 1980, le démarrage progressif des unités de production est comme suit :

- 1ère unité de distillation atmosphérique (U10) en mars 1980.
- 1ère unité de traitement et séparation des gaz (U-30) en mars 1980.
- 2ème unité de distillation atmosphérique (U11) en juin 1980.
- 2ème unité de traitement et séparation des gaz (U-31) en juin 1980.
- Unité de production des bitumes (distillation sous vide U-70) en juillet 1980.
- Unité de prétraitement et de reforming catalytique (U-100) en septembre 1980.
- Unité d'extraction des aromatiques (U-200) en octobre 1980.
- Unité de séparation du para xylène (U-400).
- Unité de stockage, mélange et expédition (MELEX.U-600).

L'inauguration officielle du complexe à lieu, environ 03 ans plus tard (27 novembre 1983), le coût total de cette réalisation étant de 3 402 872 000 DA (1milliard \$).

Il faut noter qu'il y a deux nouvelles unités, construites par la société japonaise J-G-C Corporation, ces deux unités sont : l'unité de pré traitement et de reforming catalytique (platformingU103) et l'unité de traitement et séparation des gaz (GPL.U104), ces deux unités ont démarré en octobre 1993.

I .4.Structure hiérarchique de la raffinerie :

La structure hiérarchique de la gestion de la raffinerie de Skikda prévoit à son sommet un directeur de quel dépend cinq services, techniques de ligne, plus deux de staff comme le montre l'organigramme suivant :

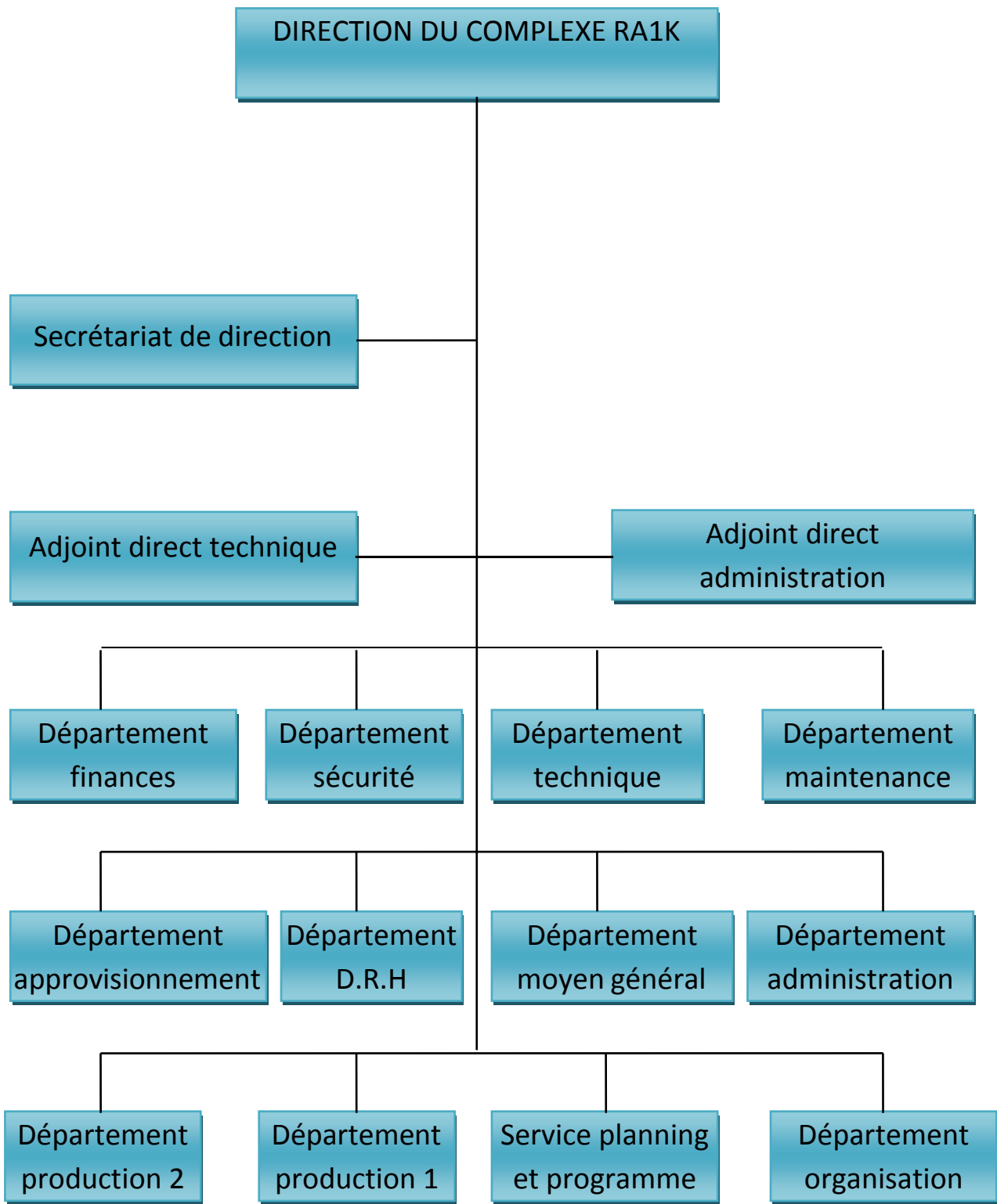


Fig.I.2 Organigramme structural du complexe de raffinage de Skikda. [1]

I .5.Présentation des différentes unités :

Département production se compose des unités de production suivantes:

I .5.1.Les unités 10-11 de Topping :

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits fins (naphta, gas-oil, jet..) ou devant alimenter d'autres unités situées en aval (Magnaforming, Platforming, gaz-plant). Elles traitent le brut de Hassi Messaoud avec une capacité annuelle de 15.10^6 t/an pour produire les produits suivants :

G.P.L	—————→	Unité 30.
Isopentane	—————→	Mélange des essences.
Naphta A.	—————→	Stockage.
Naphta B ($65^\circ \div 150^\circ$)	—————→	Reforming catalytique.
Naphta C ($150^\circ \div 180^\circ$)	—————→	Huiles combustibles.
Kérosène ($180^\circ \div 225^\circ$)	—————→	Jet fuel, mélange des gasoils.
Gasoil léger ($225^\circ \div 320^\circ$)	—————→	Mélange des gasoils.
Gasoil lourd ($320^\circ \div 360^\circ$)	—————→	Mélange des gasoils.
Résidu ($>360^\circ$)	—————→	Huiles combustibles.

I .5.2.Unités 100 et 103 (unité Magnaforming, Platforming):

La Magnaforming et le Platforming ont pour but de transformer la Naphta moyenne et lourde obtenues du Topping (réformât) utilisé comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 a 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences.

• Unité 200 : extraction des aromatiques :

L'installation d'extraction des aromatiques a été projeté pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures La charge est constitué par la coupe de réformât léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C₅ splitter du réformât de l'unité 100. [1]

Dans le premier stade : les aromatiques sont fractionnés à l'aide d'un solvant sélectif. Dans

le deuxième stade : le raffinat constitué principalement des hydrocarbures paraffinés est envoyé vers stockage. L'extrait alimente la section fractionnement où il est séparé en benzène, toluène et en aromatiques lourds par distillations.

- **Unité 400 : séparation du para xylène :**

Cette unité est conçue à récupérer le para xylène produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de Magnaforming, elle permet par cristallisation de séparer le para xylène des autres xylène (metha-ortho) et ethyl-benzène. Le para xylène est commercialisé comme telle, le reste peut être utilisé comme base pour l'obtention des essences ou commercialisé sous forme de mélange xylène pouvant être utilisé comme solvant pour la fabrication des peintures, etc.

I .5.3. Unité 70 : Production de bitume :

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 t/an de brut réduit importé (BRI) qui peut être :

- Charge A : résidu TIA juana médium 372°C plus.
- Charge B : résidu TIA juana lourd 450° plus.
- Charge C : résidu du brut du Koweït.

L'unité se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le produit de fond de colonne est le bitume routier ordinaire qui est envoyé :

- Une partie vers le stockage et l'autre partie comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé.

I .5.4. Les unités 30-31-104 : Séparation et traitement des gaz :

Ces unités sont destinées à traiter les gaz liquides venant des unités 10, 11, 100 et 103 dans l'ordre suivant:

- * Unité 30 : Traité le gaz liquide qui vient de l'unité 100 en particulier ceux de tête de la colonne C₇ où les GPL sont séparés du pentane. [1]

- * Unité 31 : Reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping.

* Unité 104 : Elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de Platforming 103 afin de traiter les GPL venant de cette unité, Le traitement des gaz dans ces unités est accompli en deux stades :

✓ Dans le premier stade : On fait subir au gaz un traitement qui consiste à passer la charge qui est le bitume, propane, éthane, H₂ S et l'humidité à travers une colonne contenant des tamis moléculaires qui possèdent la propriété de retenir l'humidité et l'acide H₂ S par le phénomène d'absorption.

✓ Dans le deuxième stade : C'est l'étape de séparation des gaz effectuée par deux colonnes dont le premier (déethaniseur). On fait le stripping des gaz incondensables (C₁, C₂, H₂) qu'on envoie à partir de la tête vers le réseau fuel gaz, le produit de fond (butane, propane) alimente la 2^{ème} colonne où le propane est séparé du butane par simple distillation.

I .5.5. Unité 1020 : Tour de refroidissement :

Elle satisfait d'une manière continue les besoins de la raffinerie en eau de refroidissement, en travaillant en circuit fermé. Les eaux polluées et chaudes proviennent des unités de production sont traitées chimiquement afin d'éliminer les acides chlorhydriques HCL entraînés dans le circuit puis refroidies à l'aide d'une batterie d'aéro-réfrigérant et enfin renvoyée vers les différentes unités aux moyens des pompes.

I .5.6. L'unité d'azote :

L'azote est produit à partir de l'air atmosphérique, ce dernier est aspiré puis comprimé à 7,7 bars par des compresseurs (généralement avec des compresseurs à membrane). L'oxygène est éliminé en deux étapes. [1]

I .5.7.L'unité 1060 : Circuit vapeur (HP, MP, BP):

Elle assure les besoins de la raffinerie en vapeur selon trois (03) gammes :

- Vapeur haute pression.
- Vapeur moyenne pression.
- Vapeur basse pression.

La vapeur produite dans les grandes chaudières à partir des condensats qui proviennent de circuits vapeurs dans l'unité de production. [1]

I .5.8.L'unité 1080 : Air comprimé:

L'air atmosphérique est aspiré à travers deux (02) filtres puis comprimé par deux compresseurs. Une partie de cet air filtré et comprimé est envoyé vers les différentes unités de production et l'autre partie subit un séchage à travers un lit d'alumine peut être utilisé dans le système de régulation pneumatique dans les différentes unités de production.

I .5.9.Unité melex (600) :

Mélange, chargement et expédition, il s'occupe :

- Les bacs de stockage des différentes charges et produits des unités.
 - Expédition des produits vers les différents dépôts de stockage, exemple: dépôt d'El Kheroub.
- Contrôle le chargement des produits qui est au niveau du port de Skikda. [1]

I .6.La centrale thermoélectrique (CTE 1050) :

C'est le système nerveux de la raffinerie, elle assure les utilités indispensables pour le marché de toutes les unités.

Chapitre II : Généralité sur le GPL

II.1.Définition :

Le propane(C_3) et le butane(C_4) sont appelés gaz du pétrole liquéfié car leurs températures de vaporisation respectivement -42 °C et 0 °C à pression normale, permettent de les maintenir liquides à température ordinaire sous une pression modérée 14 et 5 bars respectivement(on se souviendra qu'à l'inverse, le méthane- C_1 et l'éthane- C_2 ne peuvent être liquéfiés qu'à des températures très basses, c'est pourquoi le méthane et l'éthane produits en raffinerie seront utilisés sur place comme combustibles inertes car ils seraient trop coûteux à les transporter).

Le gaz du pétrole liquéfié est un mélange gazeux, composé essentiellement de Butane et de Propane à température ambiante et pression atmosphérique, mais il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basses (4 -18 bars).

Ceci, présente l'intérêt de stocker une importante quantité d'énergie dans un volume réduit (1 litre de GPL liquide égal 250 litres de GPL gazeux), ce qui permet de le transporter plus facilement que pour les gaz non condensables (méthane, éthane) qui exigent des pressions très élevées, et de le commercialiser aisément, dans des bouteilles en acier. Il se gazéifie au moment de son utilisation.

La composition chimique de GPL est variable selon les normes et les utilisations dans différents pays. Il peut contenir le propylène, butène, une faible quantité de méthane, l'éthylène, pentane et exceptionnellement des hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthyl-acétylène.

Le GPL est également utilisé comme carburant efficace pour les véhicules, et dans différents domaines.

Les particularités physico-chimiques du GPL (courbe de distillation, tension de vapeur, poids spécifique, pouvoir calorifique, rendement dans le moteur, etc....) dépendent de leurs teneurs en divers hydrocarbures[2].

II.2.Sources de GPL :

Le gaz du pétrole liquéfié (GPL) est produit principalement :

- ✓ Dans les raffineries du pétrole brut, soit au cours de la distillation du pétrole ; soit pendant le craquage thermique ou reforming catalytique des produits en vue de la production des essences.
- ✓ Dans les unités de traitement et de séparation du gaz naturel (GN) qui a pour but de

séparer et de recueillir le condensât (propane, butane, essence légère etc.....).

- ✓ Par récupération directe des gaz séparés du brut. [2]

II.3. Propriétés de GPL :

- ✓ Le GPL raffiné est extrêmement inflammable, étant donné sa grande volatilité, il peut donner, au contact de l'air, des mélanges explosifs.
- ✓ Le GPL n'est pas vraiment toxique, il présente tout au plus un léger pouvoir anesthésiant s'il est inhalé longuement, et provoque 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 brûlures caractéristiques appelées (brûlures froides).
- ✓ Le poids spécifique du GPL est environ la moitié de celui de l'eau.
- ✓ Le gaz propane a une densité de 1,5 fois de l'air. [2].

II.4. Caractéristiques générales de GPL :

- **Odeur** : le GPL est inodore à l'état naturel, pour des raisons de sécurité on ajoute dans des limites précises à des fins de commercialisation des odorants, ces additifs sont des composés sulfurés tels que le diéthy-mercaptan ou le diméthyl-sulfi.
- **Couleur** : le GPL est incolore que ce soit phase liquide ou vapeur.
- **Tension de vapeur** : la TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20°C.
- **Densité** : aux conditions normales de T et P, les GPL sont plus lourds que l'air, la densité diminue avec l'augmentation de la température à titre d'exemple à 38°C la densité est égale à 0,534, elle est très importante pour les GPL commerciaux.
- **Dilatation** : à l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).
- **Température d'ébullition** : à la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de -42°C et celle du butane -6°C.
- **Pouvoir calorifique** : c'est la propriété la plus intéressante étant donné que le GPL

est traditionnellement utilisé pour des besoins domestiques.

- **Impuretés** : le plus important est le soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005% en masse, ainsi que l'eau qui est extraite durant le traitement.
- **Corrosion** : le GPL est non corrosif à l'acier mais corrosif généralement à l'aluminium, au cuivre et ses alliages.

Propriétés lubrifiantes : le GPL n'a aucune propriété de lubrification, ce qui doit être pris en considération lors de la conception des équipements pour GPL (pompe et compresseur). [2]

II.5. Utilisation de GPL :

Nos ressources en hydrocarbures sont essentiellement composées d'hydrocarbures gazeux, le gaz naturel et le GPL compte tenu des profils de production prévisionnels, le GPL constitue la ressource la moins entamée. S'agissant du marché national, de grandes possibilités d'utilisation du GPL existent pour tous les usages thermiques. Cependant, hormis le butane qui a connu une très forte pénétration dans le secteur résidentiel, le propane a été très faiblement utilisé dans les autres secteurs potentiels : le transport, l'industrie, l'agriculture. [3]

II.5.1. Source de chauffage :

Les appareils domestiques utilisés actuellement sont conçus pour s'adapter à l'utilisation des GPL. Une plus grande flexibilité, les aspirations de la clientèle et la recherche du rapport prix/qualité sont les facteurs principaux de l'évolution de ces appareils. [3]

II.5.2. GPL dans la climatisation :

Deux principaux facteurs sont utilisés :

1. Pour s'évaporer, le GPL absorbe la chaleur de l'environnement et crée un froid.
2. Un moteur fonctionnant au GPL peut entraîner un compresseur qui comprime le gaz GPL et la détente absorbe la chaleur.

A la base de ces deux principes ont été construits :

- ✓ Les réfrigérateurs.
- ✓ Les climatiseurs.

18% de GPL est consommé comme charge pétrochimique et 10% de la production mondiale de l'éthylène produit en pétrochimie est à partir du propane. La demande globale pétrochimique en GPL enregistre un taux de croissance de 10%. L'utilisation du butane est liée essentiellement à la fabrication du MTBE utilisé comme booster d'octane des essences en substitution au plomb. [3]

II.5.3. GPL pour la production d'électricité :

Les rythmes attendus de la croissance de la demande mondiale d'électricité dépasseraient largement ceux des autres formes d'énergies finales. Elle atteindra 21,2% en l'an 2010. Le GPL pour la production d'électricité s'avère être une solution privilégiée par rapport aux autres combustibles (charbon, fuel,...etc.), et ce tant du point de vue économique qu'écologique. [3]

II.5.4. GPL carburant :

Le GPL/c dont la composition diffère d'une région à une autre, est un carburant qui est utilisé dans de nombreux pays dans le monde, essentiellement en Amérique, en Europe et dans le sud asiatique. (Figure II.1)

Répartition de la consommation mondiale des GPLc

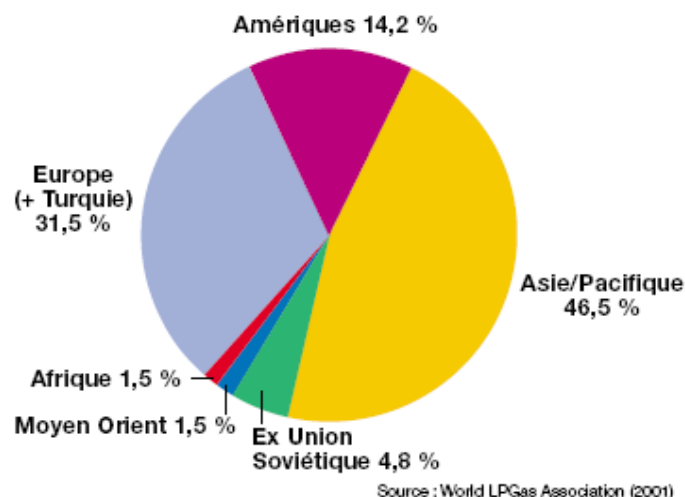


Fig.II.1 : Répartition de la consommation mondiale des GPL. [3]

La consommation du GPL comme carburant s'élevait à près de 10 MT. Un pourcentage de 7 à 8% du GPL consommé mondialement est sous forme du carburant. L'expérience internationale dans l'utilisation de GPL comme carburant permet d'affirmer que le GPL aujourd'hui un carburant éprouvé est largement utilisé.

L'indice d'octane élevé de GPL permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur, de plus il confère à celui-ci un pouvoir antidétonant. Ce carburant a beaucoup d'avantages pour

l'environnement, il a une capacité de se mélanger à l'air meilleure que celle de l'essence, il y a absence de plomb, ainsi qu'une diminution des résidus de CO₂ et de CO. [3]

II.6. Les avantages et les inconvénients techniques de GPL/c :

- ✓ L'homogénéité du mélange air- GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ de 5% de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples. Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques la combustion du GPL ne laisse aucun dépôts (calamine) et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les révisions peuvent être espacées tous les 30000Km.
- ✓ La surconsommation du GPL est de l'ordre de 15 à 20% par rapport aux carburants traditionnels.
- ✓ Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL avec réservoir intégré.
- ✓ Pollution évitée.
- ✓ Les gaz d'échappements sont exempts de poussières, du plomb et du soufre.
- ✓ Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.
- ✓ Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes. [3]

II.7. Caractéristiques de butane et de propane :

Tab.II.1: caractéristiques de butane et de propane. [3]

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.
Composés sulfurés (NF M 41-006)	Absence de réaction à l'essai au plombite de sodium dit "Doctor test spécial".	
Corrosion lame de cuivre 1		1 bar au maximum.

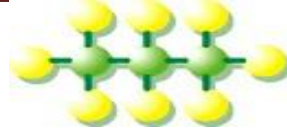
heure à 37,8°C M 41-0076)	(NF	
Teneur en eau	Absence d'eau séparable par décantation.	Non décelable à l'essai au bromure de cobalt (NF M 41-004)
Evaporation 41-012)	(NF M Point final d'ébullition inférieure ou égale à 1°C par la méthode dite du "point à 95 pour 100".	Point final d'ébullition inférieure ou égale à moins 15°C par la méthode dite du "point à 95 pour 100".

II.8. Domaine d'utilisation de propane et de butane :

II.8.1. Domaines d'utilisation de propane :

➤ Propane en pétrochimie :

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 connu que le propane, à coté du méthane et d'éthane, il est utilisé dans la fabrication de l'acétylène. [3]



PROPANE C₃ H₈

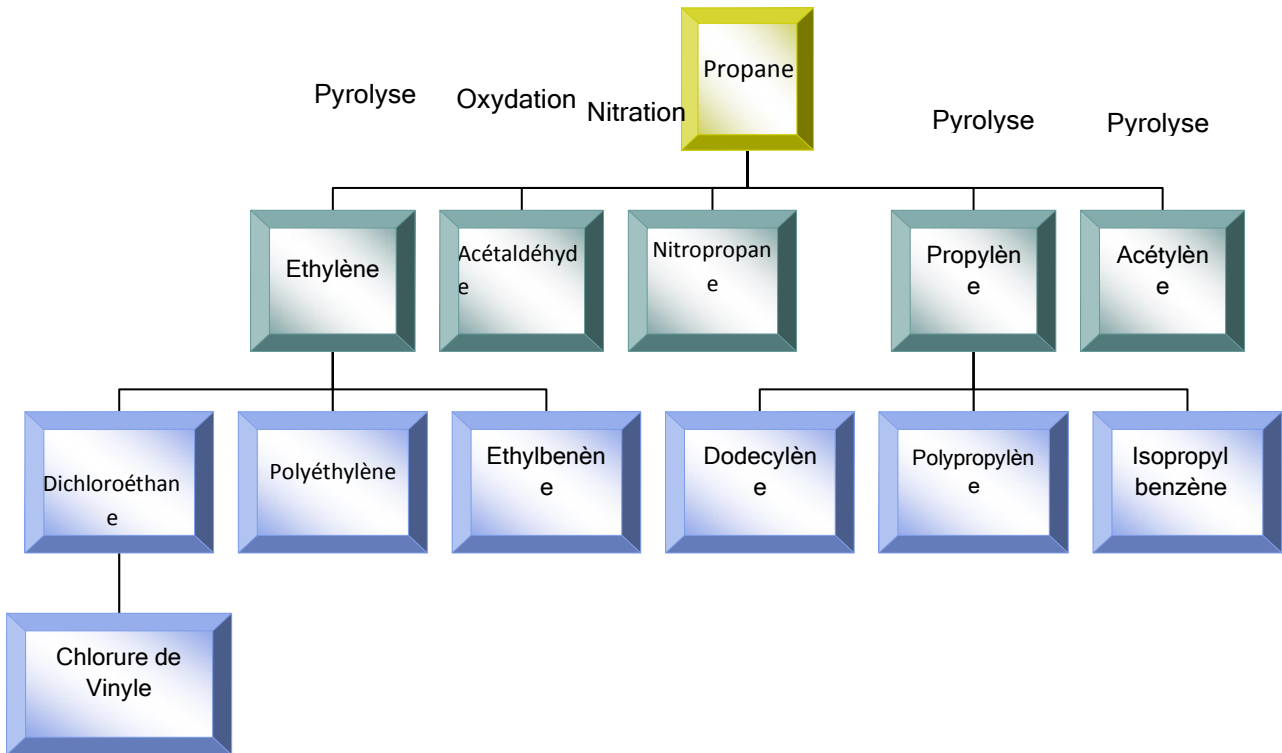


Fig.II.2 : Les principaux transformations du propane. [2]

➤ **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. [3]

II.8.2.Domains d’utilisation de Butane :

➤ **n-butane :**

On l’utilise pour produire nombreuses oléfines comme, l’éthylène, le propylène et divers butylènes ou bien acétylène et butadiène, les n-butanes s’oxydent en donnant l’acétyaldéhyde, l’acide acétique et formaldéhyde, l’acétone etc. Lors de la nitration du butane, on obtient les nitro-butanes, l’isomérisation du butane le transforme en iso butane. [3]

Iso -butane:

L'isobutane intervient dans les nombreuses alcoylations qui se produisent lors de la préparation des supercarburants à indice d'octane élevé, il est considéré comme agent d'alcoylation 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. [3]

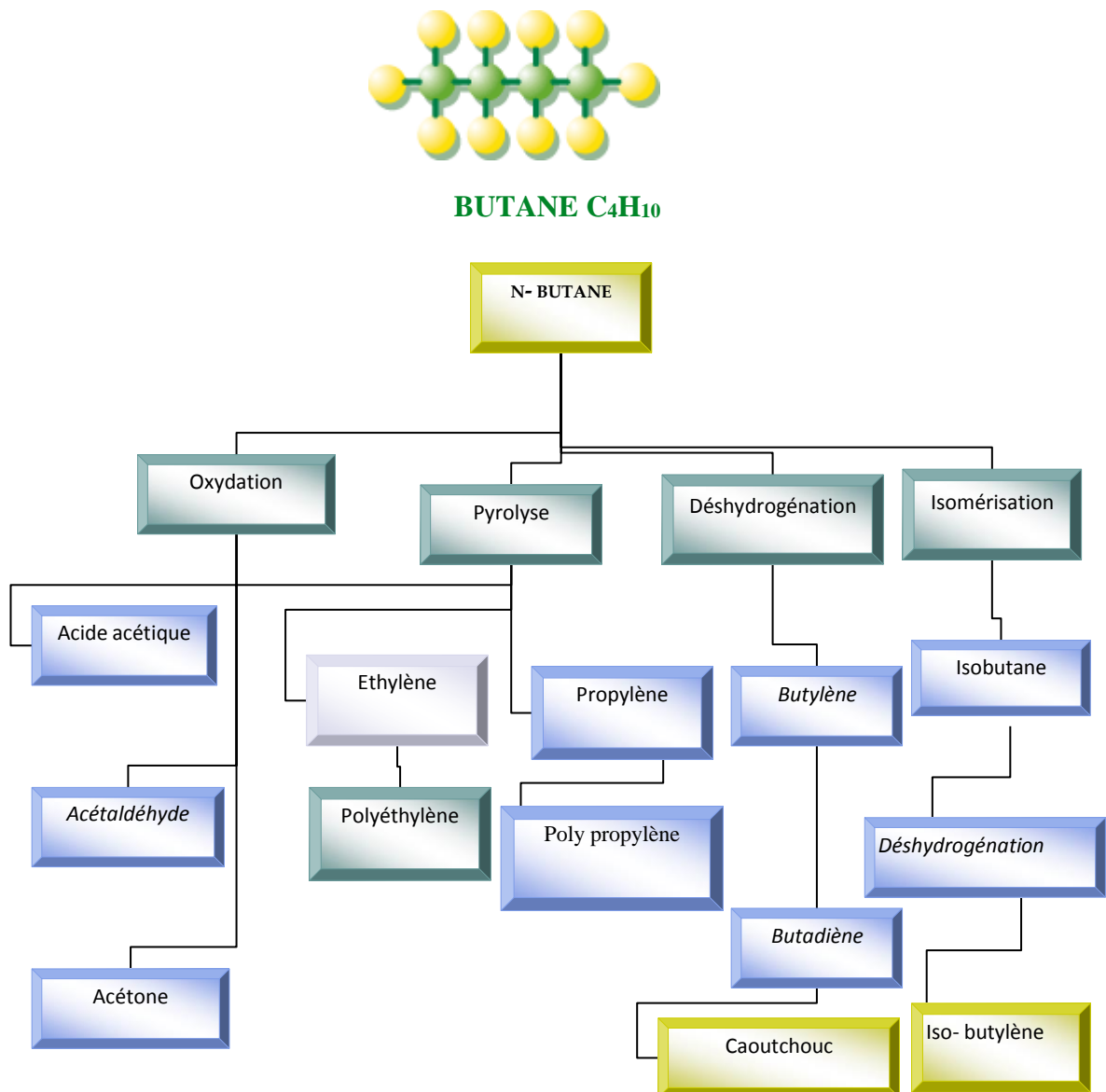


Fig.II.3 : Les principaux transformations du butane

Chapitre III: Description et fonctionnement de l'unité

III.1. Le rôle des installations :

Les unités 30 et 31 concernent les gaz liquides qui proviennent des unités de distillation atmosphérique 10 et 11 respectivement, et en particulier de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence 10-C5 et 11-C5.

L'unité 30 reçoit aussi les gaz liquides provenant de l'unité 100 (Magnaforming), en particulier de la tête de la colonne 100-C7. Les gaz liquides venant directement des unités 10, 11 et 100 ne sont pas livrés directement à la commercialisation car ils contiennent des composés dangereux (en particulier les composés sulfurés), et autres incondensables comme H_2 , CH_4 , C_2H_6 qui altèrent la tension de vapeur.

Le but des unités de séparation et traitement des gaz est d'obtenir des produits correspondants aux spécifications demandées avec la réduction des composés non désirés à des valeurs acceptables, en plus on fait la séparation entre le propane et le butane par simple distillation du GPL afin d'obtenir des produits qui répondent aux spécifications internationales. [4]

III .2. Spécification technique de la charge :

L'installation a été projetée pour traiter 306.500 ton/an de GPL provenant des unités de Topping (U-10) et Magnaforming (U-100), et obtenu par l'usinage des bruts de Hassi-Messaoud ou mélangés d'Arzew.

III .3. Conditions requises à la sortie des tamis moléculaires :

$H_2S + R-SH$: 5 ppm max.

Point de Rosée à 760 mm hg: 70 °C max.

III .4. Qualité des produits à la sortie de l'installation :

Propane

Teneur en C_2 et plus légers 1.5 % V. Liquide

Teneur en C_4 et plus légers 2.0 % V. Liquide

Butane

Teneur en C_3 et plus légers 4.0 % V. Liquide

Teneur en C_5 et plus légers 1.0 % V. Liquide

III .5.L'installation de GPL :

Les produits obtenus sont envoyés en tant que produits finis. Pour mieux expliquer le cycle de l'installation cette dernière a été subdivisée dans les circuits suivants :

- ✓ Traitement du GPL venant du Topping sur tamis moléculaires.
- ✓ Régénération des colonnes à tamis moléculaires.
- ✓ Chargement du GPL venant de magnaforming.
- ✓ Stabilisation (dééthanisation).
- ✓ Séparation C₃/C₄.

III .6.Description du procédé :

III .6.1.Section de traitement :

Dans la section de traitement, on élimine les composés sulfurés et l'humidité, réduisant la teneur en soufre et d'eau aux valeurs exigées par les spécifications internationales. On obtient cela en faisant passer la charge composée essentiellement par le butane, propane, éthane, hydrogène sulfuré, et l'eau à travers une colonne qui contient des tamis moléculaires, celles-ci sont formées par des petites sphères d'aluminosilicates métalliques à haute porosité, qui ont la propriété d'absorber de façon sélective certaines substances sur la base des dimensions de leurs molécules.

L'absorption est un phénomène chimico-physique selon lequel un ou plusieurs gaz, passant sur un solide. L'efficacité de l'absorption d'une particulière substance dépend non seulement de la nature et de la granulométrie du solide, mais aussi prévu un système complètement automatique pour la régénération périodique des deux colonnes. [4]

III.6.1.1. Traitement du GPL venant du Topping à travers la colonne à tamis moléculaires :

Ce traitement a pour but d'éliminer les composés sulfurés (H₂S mercaptans) et l'eau présents dans le GPL venant du Topping. Le GPL venant du Reforming n'a pas besoin de ce traitement vu qu'il est déjà désulfuré et suffisamment anhydre.

Ce traitement est effectué par passage à l'état liquide et froid sur tamis moléculaires qui ont comme on le sait des caractéristiques prononcées d'absorption par rapport aux composés indiqués. [4]

Les tamis moléculaires saturés des lits composés, n'étant donc plus en mesure d'absorption, doivent être régénérées avec un procédé décrit plus loin.

La description suit part de l'idée que les deux colonnes de traitement C4A/B à tamis moléculaires aient été régénérées avant la mise en marche et que la colonne C4A sort en ligne avec le circuit de charge pendant la phase d'absorption. La période d'absorption peut varier conformément au type de charge alimentée. Sur la base du contenu en composés sulfurés, indiqués dans les analyses de brut de charge. On prévoit les capacités d'absorption suivantes pour les lits à tamis moléculaires :

Tab III .1. les capacités d'absorption pour les lits à tamis moléculaires

Charge	Temps (Heures)
Hassi-Messaoud	8
Mélange d'Arzew	15

Le matériel de remplissage contenu dans les deux colonnes est formé par quatre couches de billes moléculaires de type 514 (partie inférieure) et 544 (partie supérieure).

Le GPL de charge est alimenté dans la partie inférieure de la colonne à travers la XX-1VA7, il passe à travers les lits à tamis moléculaires où l'humidité et H₂S qu'il contient sont absorbées. La température de l'effluent est indiquée par le TI2 et la pression est contrôlée par le PIC7 ; après le traitement l'effluent est envoyé à l'accumulateur de charge V1.

a. Régénération des colonnes à tamis moléculaires :

Une fois son cycle d'absorption terminé, la C4A est remplacée par la C4B et passe en régénération :

- 1) Drainage du lit.
- 2) Dépressurisation.
- 3) Réchauffement du lit en courant de gaz de l'unité 100 ou par le gaz naturel du terminal.
- 4) Refroidissement du lit avec le gaz décrit précédemment.
- 5) Refroidissement du lit avec GPL et repressurisation .

1. Drainage du lit :

Cette opération est nécessaire vu que la direction d'écoulement du liquide est telle qu'au moment du remplacement, la colonne soit pleine du GPL.

2. Dépressurisation :

La dépressurisation consiste à réduire la pression dans la colonne C4A de 8.5 kg/cm² à 4.5 kg/cm² (Valeur indiquée et contrôlée par PIC-12V). La durée de telle opération est fixée à 3 minutes. L'ouverture de la soupape XX1VA6, est commandée par le programmeur. Cette ouverture doit être graduelle, de manière à ce que le lit de tamis moléculaires ne subisse aucun mouvement. Le gaz de décharge de la colonne C4A, avant d'être envoyé dans le réseau du gaz combustible ou au Blow-down est refroidi dans le réfrigérant E13 jusqu'à la température indiquée par le TI-10. La fin de l'opération est signalée par l'instrument IPS-16 qui pourvoit à la mise à zéro du temporisateur.

3. Chauffage du lit :

Le temps prévu pour cette opération est de 3 heures. Le programmeur commande l'ouverture de la soupape automatique FRC-1VA et la fermeture de la soupape FRC-1VB, dans la phase successive (consentement donné par l'instrument HPS-18 seulement en l'absence de blocs de bas débit du gaz de régénération ou basse pression du gaz combustible aux pilotes), le programmeur provoque l'excitant des électro-soupapes PIC-3SOV et XX-2SOVB. Le gaz utilisé pour la régénération est celui provenant du Reforming catalytique, rendu disponible à la limite de batterie aux conditions ci-après :

Tab III.2. la composition de gaz reforming catalytique

Le gaz de reforming catalytique	
Débit	18.200 kg /hr max
Pression	7.7 kg /cm² en amont des FRC IVA/B
Température	40⁰C
Poids moléculaire	8.5
Composition %mol :	
H₂	80.7
C₁	5.9
C₂	5.2
C₃	4.1
iC₄	1.2
nC₄	1.4
C₅⁺	1.5

Au cas où il ne serait pas possible d'utiliser le gaz de Reforming on utilise le gaz naturel. Ce dernier entre dans le four F1 à la température indiquée par le TI-4 et au débit réglé par l'instrument FRC-1VA. La pression du gaz à l'entrée du four est indiquée par le PI-11.

Le gaz est chauffé dans le four cylindrique vertical de manière à porter la température du lit à tamis moléculaire à environ 270-280°C ; l'augmentation de température à réaliser en environ 2 heures, la température sera maintenue à la valeur de 270-280°C pendant au moins 45 minutes.

Le gaz chauffé sort du four à la température indiquée par TI -7 et contrôlée par le TRC-1 qui agit en cascade sur le PIC-3 positionner sur la ligne du gaz combustible au brûleur. La pression du gaz combustible au brûleur est indiquée par le PI-13 installé en aval de PIC -3V. La basse pression du gaz combustible au brûleur est signalée en salle de contrôle par l'alarme IPA -3. La consommation du gaz combustible au four est enregistrée par FR-2. Le brûleur est muni du pilote lequel est alimenté au gaz combustible à la pression contrôlée par PCV-9 et indiquée par le PI-12, le serpentin du four est muni de thermocouple pour relever la température de peau des tubes dans la zone radiante (TI-6), le thermocouple TI-5 indique la température des fumées en aval du volet...

Les indicateurs de pression DG-1 et DG-2 permettent de relever le profil de pression à l'intérieur du four pendant le fonctionnement.

Le four est équipé d'un système de sécurité constitué par les blocs suivants :

- ✓ **1FSA-1** : Bloc pour bas débit du gaz de charge au four, un tel bloc ferme le gaz combustible aux brûleurs en intervenant sur la soupape XX-2V, le brûleur pilote reste en fonction.
- ✓ **1PSA-4** : Bloc pour basse pression du gaz combustible au brûleur, la soupape XX-2V est automatiquement interceptée lorsque se vérifie la condition de basse pression dans la ligne du gaz combustible au pilote, en aval de la PCV-9.
- ✓ **BSA-1** : Bloc à cellule photoélectrique pour manque de flamme, la soupape BS-1V sur la ligne du gaz combustible au brûleur.

Les blocs susdits peuvent être actionnés de la salle de contrôle en agissant sur les boutons poussoirs PB-1 et PB-2. En cas de manque d'air aux instruments, le gaz de régénération by-pass les colonnes C4 A/B, par la soupape XX-1V8 déviant le flux dans le réseau du gaz combustible ou au blow-down.

Dans le four l'utilisation de la vapeur à basse pression par étouffement est prévue en cas

d'incendie ou bien pour le traitement de trempe de la chambre de combustion.

La fin de la phase de chauffage est signalée par l'instrument 1PS-16 qui la remise à zéro du relais de phase. [5]

4. Refroidissement du lit avec le gaz décrit précédemment.:

La durée de cette opération est d'une heure, Comme première phase, le programme commande la fermeture de la soupape PIC -3V (gaz combustible au brûleur), et XX-2SOVB successivement puis pourvoit à l'ouverture de la soupape **FRC -1VB** et la fermeture de la FRC-1VA.

Cette opération consiste à refroidir le lit de la colonne C4A par le gaz provenant du Reforming ou du réseau de gaz naturel.

Lorsque la température de 150⁰ C est atteinte, l'instrument 1HTS-10, installé sur la ligne, signale la fin de l'opération permet le passage à la phase successive.

5. Refroidissement du lit par GPL et remplissage de la colonne :

Le programme commande la fermeture des soupapes FRC-1VB, XX-1VA6 et successivement se charge de mettre en marche la pompe MP7 A ou B laquelle aspire le GPL de l'accumulateur V6.

Le niveau du GPL dans le V6 est contrôlé par le LC- 2 qui actionne la vanne correspondante. Les alarmes HIA -2 et 1LA -2 signalent en salle de contrôle les positions respectivement de haut et bas niveau dans V6.

La pression dans l'accumulateur susdit est indiquée et contrôlée par le PIC-2, qui est réglé à 6.5kg/cm².

L'échappement d'un tel gaz est convoyé dans le réseau du Blow – down.

L'appareillage est protégé contre la surpression par la PSV-3(étalonnée à 8.7kg /cm²) qui décharge au Blow – down.

Le pressostat HD PS -15, installé entre les lignes d'aspiration et de refoulement des pompes MP- 7 A/B, signale le démarrage effectif des pompes elles mêmes et en conséquence commande l'ouverture des soupapes XX-1VA3 et 1VA5 (cette dernière sera ouverte lentement au moyen d'un dispositif pneumatique).

Le GPL aspiré par les pompes MP-7 A/B de l'accumulateur V6, est envoyé sur le lit de la colonne C4A pour le refroidissement.

Les gaz qui se développent du GPL qui entre en contact avec le lit chaud de la colonne C4A sortent du sommet de la colonne à la même température indiquée par le TI-29, puis sont condensées dans leE8 et successivement recueillis dans le V6.

La température du GPL condensé en aval de E8 est indiquée par le TI-1.

La phase de condensation, conduite à la pression de 6.7 kg/cm² se prolongera jusqu'à ce que la température du lit à tamis moléculaires atteigne 40.

Dans de telles conditions de pression et de température, le GPL sera en phase liquide. Lorsque la colonne C4A sera entièrement pleine du GPL l'instrument HLS -12 signalera la fin de la phase et passe à la remise à zéro du relais temporisateur.

Le programme provoquera la fermeture des soupapes XX-1VA3, XX-1VA5 et l'arrêt des pompes MP7 A/B. [4]

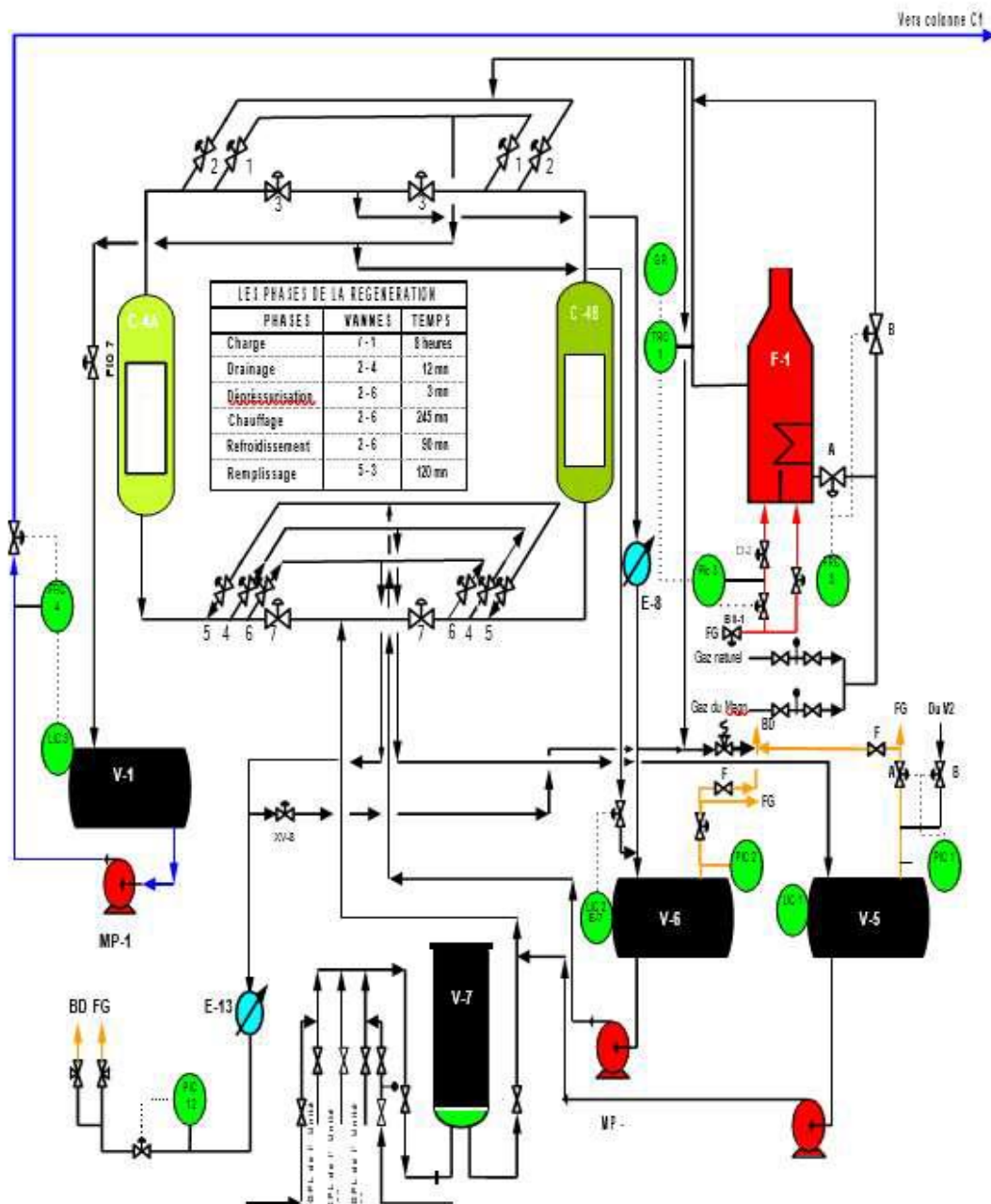


Fig III.1 : Section de traitement [1].

III.6.2. Section de fractionnement :

Il est important de noter que les gaz liquides provenant de Magnaforming ne sont pas soumis au traitement dans les lits moléculaires, mais ils sont mis directement en charge à la section de fractionnement ; cela est possible car ces gaz liquides ont été déjà sulfurés dans la section de prétraitement (hydrotraitement) de l'unité 100 (Magnaforming) et donc ne contiennent pas d'hydrogène sulfuré.

De la section traitement de la charge, sans hydrogène sulfuré, passe à la section fractionnement, celle-ci est formée essentiellement par la colonne appelée dééthaniseur et par la colonne de splitter C₃/C₄.

Il s'agit de deux colonnes de fractionnement du type traditionnel à plateaux, avec un condenseur de tête et un rebouilleur du fond. Dans la première colonne, on fait le stripping des gaz incondensables (éthane, méthane, hydrogène), on les obtient en tête et ils sont envoyés dans le réseau du fuel gaz. Du fond on obtient propane et butane liquides qui passent en charge à la deuxième colonne où se vérifie la séparation entre C₃/C₄.

La colonne dééthaniseur a besoin d'une pression d'exercice relativement élevée de 22 kg/cm² et d'une température de tête la plus basse possible (autour de 38°C) pour pouvoir condenser la quantité nécessaire de reflux de tête et en même temps pour limiter la perte de propane avec le gaz incondensable. La température du fond de la colonne est suffisamment élevée (autour de 100°C) pour réduire au minimum le contenu de propane dans le butane. [4]

III.6.2.1. Colonne de dééthanisation C1 :

Le GPL produit du Topping adouci et déshydraté dans les colonnes C4A/B, entre dans le récipient de la charge à la colonne de dééthanisation V1. Dans la même ligne conflue le GPL provenant de la colonne C7 de l'unité 100.

Le GPL de charge à la colonne est aspiré du V1 par les pompes MP-1 A et B et envoyé dans la calandre de l'échangeur E-1 où il échange la chaleur avec le butane du fond de colonne C3. La colonne de dééthanisation C1, constituée par 25 plateaux, reçoit le GPL de charge à la température indiquée par le TI-11 sous les plateaux 15 et 13. Dans la dite colonne, a lieu le fractionnement du GPL en C1+C2 et C3+C4. La chaleur nécessaire à la vaporisation des fractions de tête (C1+C2), ainsi que d'une certaine quantité qui constitue le reflux interne dans la partie inférieure de la colonne, est fournie par le rebouilleur à vapeur E4.

Les vapeurs de tête de colonne, à la température et pression indiquées respectivement par les TI-12 et PI-19, sont condensées dans l'E9 puis recueillies dans l'accumulateur de reflux V2 la pression dans la colonne est réglée par le PRC-9 qui agit sur la soupape automatique PRC.

Le liquide accumulé dans le récipient de tête V2 est aspiré par les pompes MP-2A ou B à la température indiquée par le TI-15 et réfulé totalement en tête de la colonne C1 (25^{ème} plateaux).

Le niveau dans l'accumulateur V2 est indiqué et contrôlé par LIC-5 qui agit en parallèle sur la soupape automatique LIC5V-A, positionnée sur la ligne du produit de tête de la colonne effluent de E9, et sur le LIC-5VB de by-pass du condenseur susdit.

Le produit du fond de la C1, à la température indiquée par le TI-13, entre dans la calandre du rebouilleur E4 ou il est chauffé par la vapeur à moyenne pression à la température contrôlée par le TRC-5 et indiquée par le TI-14.

Le réglage de la température du fond de la C1, est effectué en agissant sur la soupape automatique TRC-5V du condenseur d'échappement du rebouilleur E4.

Le fond de la colonne C1, constitué par du GPL dééthanisé, et contrôlé par le LIC-4 qui règle le débit d'alimentation à la colonne C3 agissant sur le LIC-4V.

III.6.2.2.Colonne de splitter C3/C4 :

La colonne, composée de 30 plateaux, est alimentée par le GPL dééthanisé à la température indiquée par le TI-16. Le GPL de charge peut entrer dans la colonne sous le plateau 14 ou sur le plateau 11.

Le produit de tête de colonne, à la température et pression indiquée respectivement par le TI-22 et le PI-37, est condensé dans les E7 A/B.

Le propane accumulé dans le ballon V4 est aspiré par les pompes MP5 A/B à la température indiquée par le TI-25 et envoyé comme reflux de tête à la colonne (sur le 30^{ème} plateau) avec débit réglé par FRC-9. La production de tête, constituée par le propane, est envoyée au stockage par les pompes MP5- A/B avec débit contrôlé par LIC-9 et enregistré par FR-12. La colonne fonctionne à condensation totale de tête.

Le produit du fond de colonne (à la température indiquée par le TI-23), est réchauffé dans le rebouilleur E6, à la température indiquée par le TI-24 et réglée par le TRC-7, au moyen de vapeur à moyenne pression. Le butane sort du rebouilleur E6 à la température indiquée par le TI-28 ; il échange thermiquement avec la charge à la colonne C1 dans l'échangeur E1 (coté tubes) et successivement est envoyé au stockage, après refroidissement dans le E12 jusqu'à la température indiquée par le TI-26. [4]

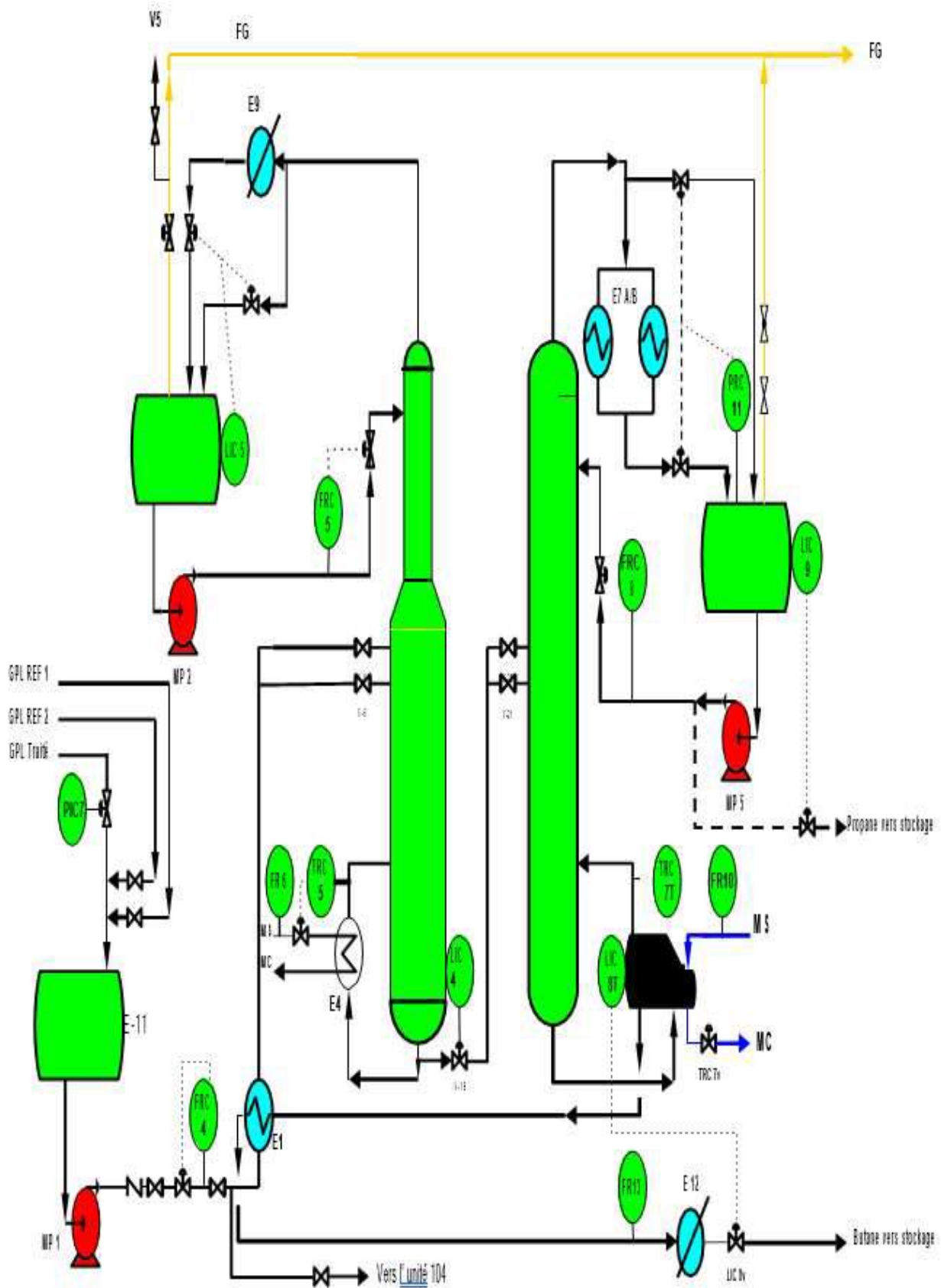


Fig III.2 : Section de fractionnement [4]

**Chapitre IV: Augmentation de taux du
récupération de propane par
modélisation**

IV.1. Généralités sur la simulation :

La simulation est une forme particulière de l'expérience, dans une expérience ordinaire (au Laboratoire), l'expérimentateur exerce une action directe sur l'objet à étudier, par contre, dans la simulation, ce contact n'existe pas en ce sens que l'expérimentateur n'agit pas directement sur l'objet, mais sur son modèle mathématique.

La simulation est l'utilisation d'un modèle mathématique adéquat pour étudier le comportement d'un système physique.

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

En utilisant cet aspect mathématique de raisonnement, la simulation offre un avantage majeur et important, car elle fournit une bonne approche du comportement du système réel.

De nos jours, vu le développement considérable de logiciels informatiques, la simulation est devenue un outil de travail indispensable pour l'ingénieur de génie chimique.

Le fonctionnement d'un simulateur est basé essentiellement sur le choix d'un modèle thermodynamique représentant mieux le système à étudier.

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédé devrait effectuer sont :

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

Et pour la réalisation de celles-ci, un simulateur doit contenir :

- ✓ Une bibliothèque de modèle de calcul des propriétés physiques et thermodynamique des corps purs et des mélanges, couplée à une banque de données de corps purs.
- ✓ Une bibliothèque de modules standards de simulation des opérations unitaires les plus couramment présentées dans un procédé de fabrication.
- ✓ Une bibliothèque de modules de méthodes numériques algébriques.
- ✓ Une bibliothèque de modules de génération diagnostiques.

IV.2. Le choix du modèle thermodynamique :

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide-vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que les propriétés de transports.

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions P et T recommandé en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques. On peut distinguer :

IV.2.1. Modèles d'activité :

Ces modèles sont surtout utilisés pour les systèmes qui présentent une forte polarité. Parmi ces modèles : le modèle de MARGULES et le modèle UNIQUAC.

IV.2.2. Modèles hétérogènes:

Ces modèles sont recommandés pour les systèmes de constituants présentant une forte polarité (forte déviation à l'idéalité, azéotropiques.....). Dans ces modèles les phases vapeurs sont représentées par les équations d'états, et les phases liquides par des corrélations pour le calcul des coefficients de fugacité.

Leurs utilisations restent limitées à cause de la nature empirique des corrélations proposées et qui nécessitent des extrapolations en dehors des conditions expérimentales.

IV.2.3. Modèles basés sur les équations d'état:

Les modèles thermodynamiques basés sur les équations d'état sont utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbure et des systèmes de faible idéalité. Ils peuvent être utilisés pour calculer des propriétés thermodynamiques tel que : le constant d'équilibre K, l'entropie, l'enthalpie et la densité.

Leurs supériorités par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction binaires.

IV.3. Equations d'état :

• Equation de SOAVE et de PENG-ROBINSON

Les équations de SOAVE (1972) et PENG-ROBINSON (1976) diffèrent de l'équation de REDKICH-KWONG par l'introduction d'une fonction $a(T)$ qui dépend du facteur acentrique

L'équation de SOAVE est de la même forme générale que l'équation (1)

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V-b)} \dots \dots \dots (IV. 1)$$

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

$$a(T) = a_c \alpha(T_R) \dots \dots \dots (IV. 2)$$

$$\text{avec } \alpha(T_R) = [1 + m(1 - \sqrt{T_R})] \dots \dots \dots (IV. 3)$$

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

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2 \dots \dots \dots (IV. 4)$$

L'équation de PENG-ROBINSON(1) diffère de l'équation de SOAVE par l'expression du terme d'attraction. Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de SAOVE, notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres :

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

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

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T_R) \dots \dots \dots (IV. 6)$$

Le terme $\alpha(T_R)$ présente la même forme générale que dans le cas de l'équation de SOAVE. Il suit la relation (3), mais la fonction reliant le paramètre m au facteur acentrique ω est différente :

$$m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 \dots \dots \dots (IV. 7)$$

$$b = 0.0778 \frac{RT_c}{P_c} \dots \dots \dots (IV. 8)$$

Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement de gaz. L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de PENG ROBINSON, car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations.

- Domaines d'applications de l'équation de PENG ROBINSON (Tableau IV.1) :

Tableau IV.1 : Domaines d'applications de l'équation de PENG ROBINSON

Equation	Température °C	Pression Kpa
PR	>-271	100000(10E3bar)

Les équations les plus utilisées :

On peut également citer :

- ✓ L'équation de BENEDICT, WEBB et RUBIN (BWR).
- ✓ L'équation de SBR.
- ✓ L'équation de CARNAHAN et STARLING (1969).
- ✓ L'équation de BACK présente par CHEN et KREGLEWSKI (1977).
- ✓ L'équation de PHCT proposé par BERET et PRAUSNITZ (1975).
- ✓ L'équation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK).
- ✓ L'équation de SRK-KABADI-DANNER (SRKKD).
- ✓ L'équation de SRK-HURON-VIDAL (SRKH).
- ✓ L'équation de SRK-PANAGIOTOPOULOS-REID (SRKP).
- ✓ L'équation de SRK-MODIFIED PANAGIOTOPOULOS-REID (SRKM).
- ✓ L'équation de SRK-SIMSCI (SRKS).
- ✓ L'équation de SRK-HEXAMER (HEXAMER).
- ✓ L'équation de PR-HURON-VIDAL (PRH).
- ✓ L'équation de PR-PANAGIOTOPOULOS-REID (PRP).

IV.4. Description du simulateur HYSYS

Le HYSYS est un logiciel de simulation des procédés de génie chimie, développé par la société canadienne HYPROTECH. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant de la séparation bi, tri phasique simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique. Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Il est aussi utilisé pour modéliser les unités existantes et assurer que les équipements sont par spécification performants, ainsi évaluer et améliorer les procédés existants. Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent le logiciel HYSIS pour faire des calculs rapides en utilisant des models efficaces et des techniques optimales.

La simulation par HYSYS réduit les coûts de l'engineering par :

- ✓ Des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales pour s'assurer que les équipements du procédé sont correctement production spécifiés afin de délivrer les caractéristiques du produit voulues aux rendements de la désirées.
- ✓ Création de modèles qui peuvent être appliqués durant le fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails : Estimation, formation et optimisation.

Le HYSYS demande, pour définir ces corps, de remplir un tableau de valeurs à utiliser lors des calculs. En outre, pour caractériser les mélanges d'hydrocarbures complexes, il est possible d'utiliser les résultats d'analyses normalisées telles que TBP, ASTM, Kuop...etc.

Le HYSYS va par la suite utiliser ces données pour générer un nombre fini (choisi par l'utilisateur) de pseudo corps repérés par leurs points d'ébullition normaux pour représenter ces mélanges. En option, le simulateur peut lire d'autres banques de données telles que la DDB, DIPPR, API, GPA, etc. Cette option permet aussi d'utiliser les propriétés physiques déjà stockées dans la banque de données de HYSYS. [7]

IV.5.Problématique

L'unité de séparation des gaz liquéfiés a pour objectif principal de séparer, dans une première colonne et à partir d'une charge GPL provenant du Topping et du reforming catalytique, la fraction C₁, C₂ (utilisé comme fuel gaz), de fraction C₃, C₄. Cette dernière est utilisée comme charge dans une deuxième colonne afin de séparer le propane et le butane. Durant notre stage pratique au niveau de la raffinerie qui est effectué en mois de mai, on a simulé l'unité 30 uniquement) qui a un faible rendement à cause d'un chauffage au niveau de la tête d'unité de séparation topping (U-10).

IV.5.1.Calcul du taux de récupération :

Débit massique d'alimentation : 54999 kg/h.

Débit massique de C₃ dans l'alimentation : 3005

kg/h. Débit massique de C₃ vers stock : 5295 kg/h

$$T = \frac{\text{Débit massique de } C_3 \text{ vers stock}}{\text{Débit massique de } C_3 \text{ dans la charge}} \cdot 100$$

$$T=43.09\%$$

IV.5.2. Etude de l'unité d'affectation :

Pendant notre stage au niveau de l'unité de traitement et séparation des gaz de la raffinerie de Skikda, On a préféré de faire notre travail en utilisant le logiciel de simulation **HYSYS** vu la fiabilité qui l'a prouvé dans le calcul des procédés chimiques.

Le schéma de simulation est illustré ci-après :

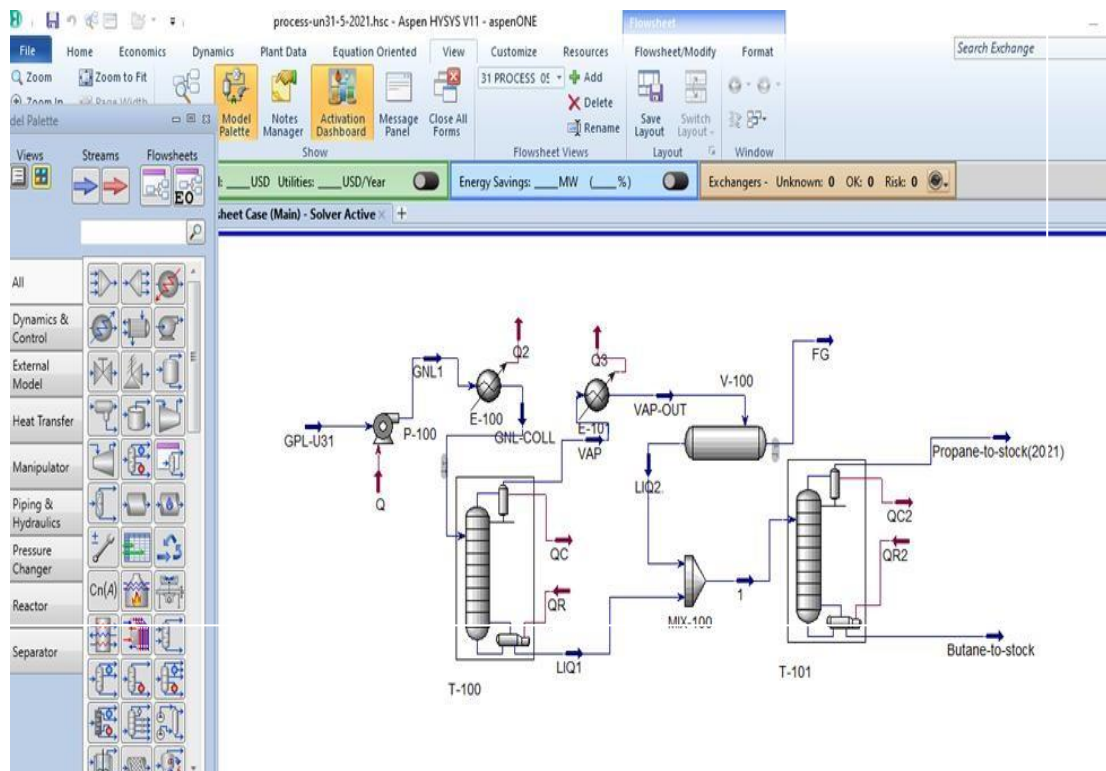


Fig. VI.1. Schéma de l'unité gas-plant simulé par Aspen HYSYS V11.

IV.5.3. Etude de la colonne de dééthanisation C1:

La colonne C1 (dééthaniseur) est une colonne cylindrique qui a pour but de stabiliser le GPL provenant de l'accumulateur de charge c'est-à-dire d'éliminer les incondensables (CH_4 , C_2H_6) en tête de la colonne, avec une teneur bien déterminée en C_3H_8 et des traces de C_4H_{10} , tandis que les produits du fond se présentent comme un mélange de C_3H_8 , C_4H_{10} et des traces de C_5H_{12} .

Le C1 est d'une hauteur totale de 20.5 m, et de deux diamètres différents, le diamètre de la partie inférieure est de 1.98 m et celui de la partie supérieure est de 0.74 m. Elle est équipée par 25 plateaux de type clapet, la distance entre les plateaux est de 0.508 m.

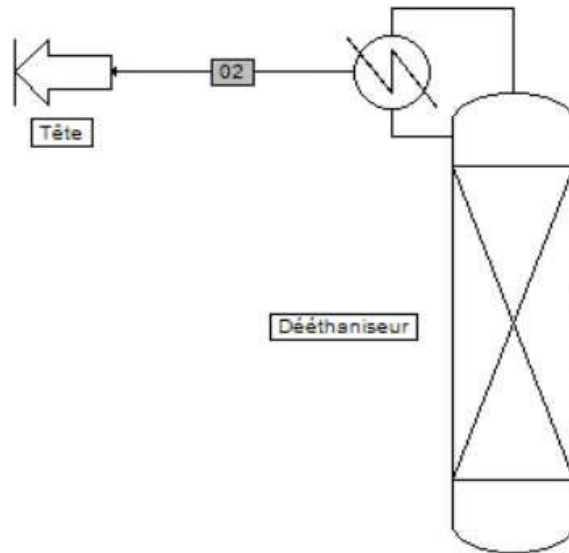


Fig. VI.2. Schéma de la colonne dééthaneuse.

- **Composition et débit de la charge de la colonne C1 :**

La composition de la charge qui alimente la colonne C1 est obtenue à partir des analyses chromatographiques faites au niveau du laboratoire, qui se trouve à la raffinerie de Skikda. Elle est représentée dans le tableau ci-dessous :

TabIV.2: Composition de la charge de la colonne C1 (dééthaneuse).

Constituants	Cas design		Cas actuel	
	Fraction massique	Débit massique	Fraction massique	Débit massique
C1	0.0004	16.2600	0.0004	5.98
C2	0.0704	2586.1000	0.0704	951.7800
C3	0.2224	8165.0000	0.2224	3005.00
iC4	0.1134	4166.0000	0.1134	1533.100
nC4	0.5899	21660.0000	0.5899	8458.100
iC5	0.0034	125.4000	0.0034	46.1200
Totale	1.0000	36720.00	1.0000	14000.00

➤ **Interpretation**

Pour que la comparaison des résultats entre le cas design et celui de l'actuel, on a préféré de faire notre étude sur la même composition de la charge initiale afin d'interpréter les résultats obtenus et donner des recommandations logiques.

La différence de débit revient à la capacité actuelle des pompes qui aspirent et refoulent des quantités inférieures à celles du design.

- **Les conditions de fonctionnement de la colonne C1 :**

Les conditions de fonctionnement de la colonne C1 sont illustrées dans le tableau suivant:

Tab.IV.3 : Conditions de fonctionnement de la C1

conditions opératoires		Cas design	Cas actuel
Pression (kPa)	Sommet	2340	2350
	Entrée	2390	2400
	Fond	2445	2450
Température (°C)	Sommet	51	58
	Entrée	62	60
	Fond	105	108.5
Débit massique (kg/h)	Charge	36720	14000
	Fuel gaz	3753	2895
	Produit du fond	32970	11112
Débit molaire (Kmole/h)	Charge	718.3	273.84
	Fuel gaz	112.9	75.27
	Produit du fond	605.3	198.66
Taux de reflux		4	3.04
Plateaux d'alimentation		14 ^{ème}	14 ^{ème}

➤ Interpretation

En ce qui concerne les pressions, dans les deux cas on travaille avec des pressions proches. La différence réside dans les températures au niveau du sommet, cette différence de température entre les deux cas est de l'ordre de 7°C, cette augmentation de température a conduit à une élévation de débit des vapeurs ainsi une diminution du taux de reflux.

- **Composition et débit massique du fuel gaz:**

La composition et le débit massique de chaque constituant dans le fuel gaz sont illustrés dans le tableau suivant:

Tab IV.4 : Composition et débit massique du fuel gaz.

Constituants	Cas design		Cas actuel	
	Fraction massique	Débit massique	Fraction massique	Débit massique
C ₁	0.0043	16.2638	0.0021	6.2
C ₂	0.6850	2570.4245	0.3406	985.83
C ₃	0.3105	1165.1855	0.5913	1711.51
iC ₄	0.0002	0.6199	0.0345	99.78
nC ₄	0.0001	0.2131	0.0315	91.11
iC ₅	0.0000	0.0000	0.0000	0.00079
totale	1.0000	3752.7067	1.0000	2894.43

➤ Interpretation

Dans le cas actuel, il y a un entrainement significatif du propane dans le fuel gaz. Il est de l'ordre de 2 fois plus que celui du design, ce qui implique une perte considérable en propane et par conséquent une diminution de la quantité du propane récupérée.

- **Composition et débit de produit du fond:**

La composition et le débit massique de produit du fond sont illustrés dans le tableau suivant:

Tab IV.5 : Composition et débit massiques de produit du fond.

Constituants	Cas design		Cas actuel	
	Fraction massique	Débit massique	Fraction massique	Débit massique
C1	0.0000	0.0000	0.0000	0.000
C2	0.0005	15.6788	0.0001	0.8473
C3	0.2123	6999.7090	0.1260	1399.5
iC4	0.1263	4165.0814	0.1341	1489.85
nC4	0.6571	21661.4337	0.7355	8175.69
iC5	0.0038	125.3904	0.0043	46.1
totale	1.0000	32967.2933	1.0000	11112

➤ **Interpretation**

Dans le cas actuel, on voit que la diminution de débit du propane sortant de la colonne C1 a traduit une diminution de sa concentration et une augmentation de celle du iso et n-butane dans le produit du fond.

- **Propriétés des courants de la colonne C1 :**

Les propriétés physiques de la colonne C1 sont illustrées dans le tableau suivant :

Tab IV.6 : Propriétés physiques de la charge et les produits sortants de la colonne.

constituants	Charge		Fuel gaz		Produit du fond	
	Cas design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel
Densité (Kg/m ³)	483.5	491.5	45.00	45.49	420.2	420.24
Viscosité 10 ⁻² (cP)	9.574	9.763	1.032	1.053	6.922	6.888
Masse moléculaire (g/mol)	51.12	51.12	33.23	38.46	54.46	55.93
Conductivité thermique 10 ⁻² (W/m.k)	7.541	7.692	2.346	2.449	5.761	5.519
Tension superficielle (dyne/cm)	5.431	5.614	----	----	2.396	2.234
Enthalpie molaire 10 ⁴ ((Kj/Kmol)	-12.99	-13.02	-9.147	-9.749	-12.84	-12.99
Enthalpie massique (Kj/Kg)	-2540	-2546	-2535	-2753	-2357	-2322
Chaleur spécifique (Kj/kg.°C)	2.978	2.939	2.346	2.370	4.015	4.120

➤ **Interpretation**

En comparant les différentes propriétés physiques des courants de la colonne C1, on voit qu'il y a une petite différence en ce qui concerne la densité cela due à la variation des paramètres opératoires (P et T). Tout en passant aux produits sortants de la tête et du fond de la C1 dans le cas actuel, on remarque que les masses moléculaires sont supérieures à celles du design cela traduit par une élévation du pouvoir calorifique, chaleur spécifique, ainsi que l'enthalpie.

- **Présentation et interprétation des profils du dééthaniseur :**

On a choisi de présenter les profils les plus importants tel que :

- ✓ Le profil de la température (Fig IV.3).
- ✓ Le profil de la pression (Fig IV.4).

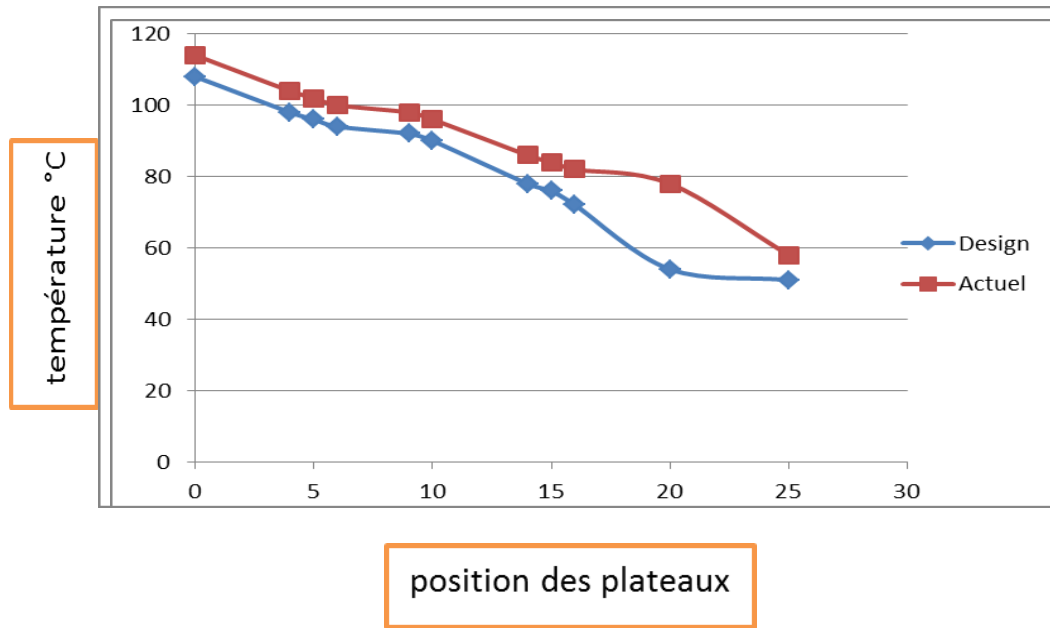


Fig IV.3: Le profil de la température dans le cas design et l’actuel

➤ **Interprétation :**

Le profil de la température traduit une évolution parallèle le long de la zone d’épuisement, mais en arrivant à la zone d’alimentation allant vers la zone de rectification on voit un éloignement significatif entre le cas actuel et design.

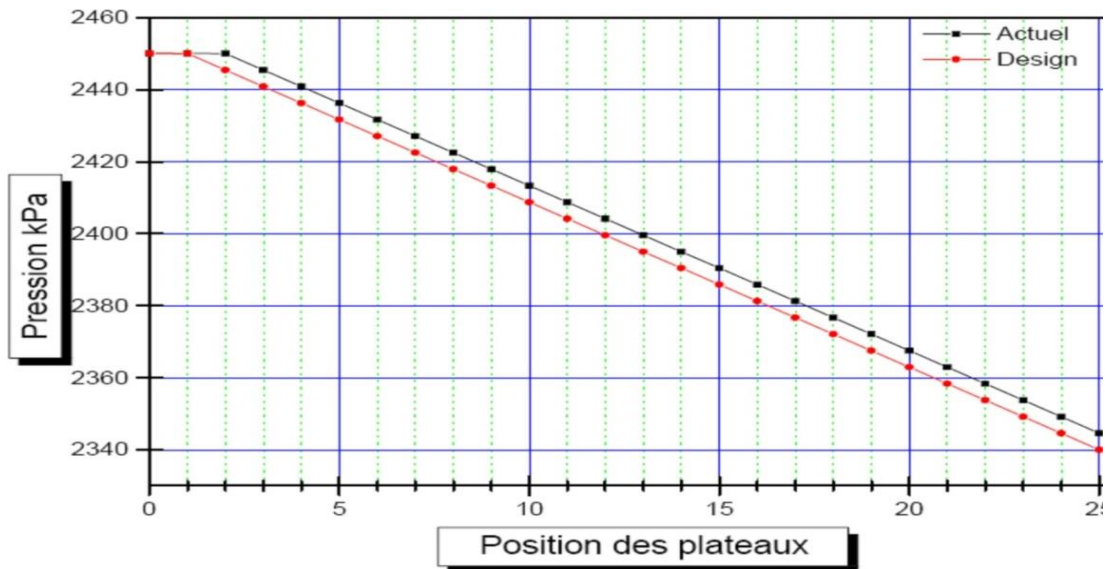


Fig IV.4 : Le profil de la pression

Le profil de pression présente une évaluation linéaire le long de la colonne, car la perte de charge entre les plateaux est la même, avec une petite différence entre les deux cas qui est due à la différence de température décrit précédemment.

IV.5.4. Etude de la colonne de dépropanisation C3 :

La colonne C3 est alimentée par le produit du fond de la colonne C1, le propane est récupéré en tête et le butane au fond, cette colonne a une hauteur totale de 20.15 m et un diamètre de 1.98 m. Elle est constituée de 30 plateaux à clapet et la distance entre deux plateaux est de 0.457 m.

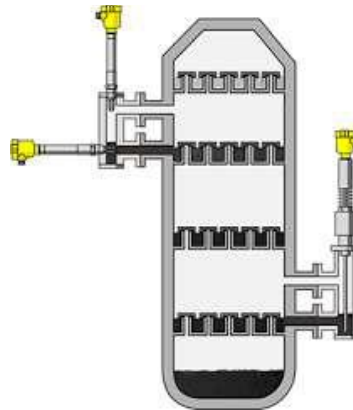


Fig. VI.5. Schéma de la colonne dépropanisation C3

- **Les conditions de fonctionnement de la colonne C3 :**

Les conditions de fonctionnement de la colonne C3 d'après les deux cas figurent dans le tableau suivant:

Tab IV.7 : Les conditions de fonctionnement de la C3

conditions opératoires		Cas design	Cas actuel
Pression (kPa)	Sommet	1330	1340
	Entrée	1370	1400
	Fond	1400	1450
Température (°C)	Sommet	37.42	40.08
	Entrée	75.55	78.40
	Fond	92.40	93.80
Débit massique (Kg/h)	Alimentation	32970	11112
	Propane à stock	6900	1329.6
	Butane à stock	26070	9781.92
Débit molaire (Kgmole/h)	Alimentation	605.3	198.66
	Propane à stock	156.0	29.796
	Butane à stock	449.4	168.84
Taux de reflux		4.376	5.35
Taux de rebouillage		1.37	1.82
Plateaux d'alimentation		13 ^{ème}	13 ^{ème}

➤ Interpretation

On voit que les paramètres de marche de la colonne C3 dans le cas actuel sont proches à ceux du design, mais la différence réside dans la température de l'alimentation ainsi que les débits entrants et sortants de la colonne.

- **Composition et débit massique du propane à stock :**

La composition et le débit massique de chaque constituant dans le propane à stock dans les deux cas design et actuel sont illustrés dans le tableau ci-dessous :

Tab IV.8 : Composition et débit massique du propane à stock. 16 05 2021

Constituants	Cas design		Cas actuel	
	Fraction massique	Débit massique	Fraction massique	Débit massique
C1	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C2	0.0023	15.6788	0.0002	0.846
C3	0.9800	6762.005	0.9990	1296.5500
iC4	0.0164	112.8221	0.0005	47.5700
nC4	0.0014	9.5096	0.0003	18.0500
iC5	0.0000	0.0000	0.0000	0.00013
totale	1.0000	6900.01	1.0000	1363.04

➤ Interpretation

La composition du propane à stock dans le cas actuel répond à la spécification limitée, cela confirme que le problème de la pureté n'est en question et donc le produit peut être commercialisé mais toujours le problème qui se pose c'est la faible quantité récupérée.

- **Composition et débit massique du butane à stock :**

La composition et le débit de chaque constituant dans le butane à stock dans les deux cas design et actuel sont illustrés dans le tableau ci-dessous :

Tab IV.9 : Composition et débit massique du butane à stock (16 05 2021)

Constituants	Cas design		Cas actuel	
	Fraction massique	Débit massique	Fraction massique	Débit massique
C1	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C2	0.0000	0.0000	0.0000	0.000046
C3	0.0091	237.7036	0.0028	136.864
iC4	0.1555	4052.2590	0.2753	1442.41
nC4	0.8306	21651.9200	0.7149	8154.97
iC5	0.0048	125.3904	0.0070	46.12
totale	1.0000	26067.2800	1.0000	9780.37

➤ **Interpretation**

On remarque que la composition du butane obtenu dans le cas actuel répond aux spécifications demandées et la composition est très proche à celle du design.

• **Propriétés du propane et du butane à stock:**

Les propriétés physiques du propane et du butane à stock dans le cas design et actuel sont illustrées dans le tableau suivant

Tab IV.10 : Propriétés du propane et du butane. (16 05 2021)

constituants	Propane à stock		Butane à stock	
	Cas design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel
Densité (Kg/m ³)	472.9	507.9	474.2	578.4
Viscosité 10 ⁻² (cp)	8.906	8.829	9.144	9.004
Masse moléculaire (g/mol)	44.24	44.62	58.01	57.92
Conductivité thermique 10 ⁻² (W/m.k)	8.747	8.593	6.621	6.553
Tension superficielle (dyne/cm)	5.496	5.306	4.447	4.298
Enthalpie molaire 10 ⁴ (Kj/Kmol)	-11.93	-11.88	-13.79	-13.74
Enthalpie massique (Kj/Kg)	-2674	-2686	-2378	-2373
Chaleur spécifique (Kj/kg.°C)	3.085	3.058	3.216	3.249

➤ **Interpretation**

Les propriétés du propane et du butane dans les deux cas sont très proches, qui implique que le fonctionnement de la colonne C3 est normal.

• **Présentation et interprétation des profils du dépropaniseur :**

On a préféré de présenter les profils les plus importants tel que ;

- ✓ Le profil de la température (Fig IV.6).
- ✓ Le profil de la pression (Fig IV.7).

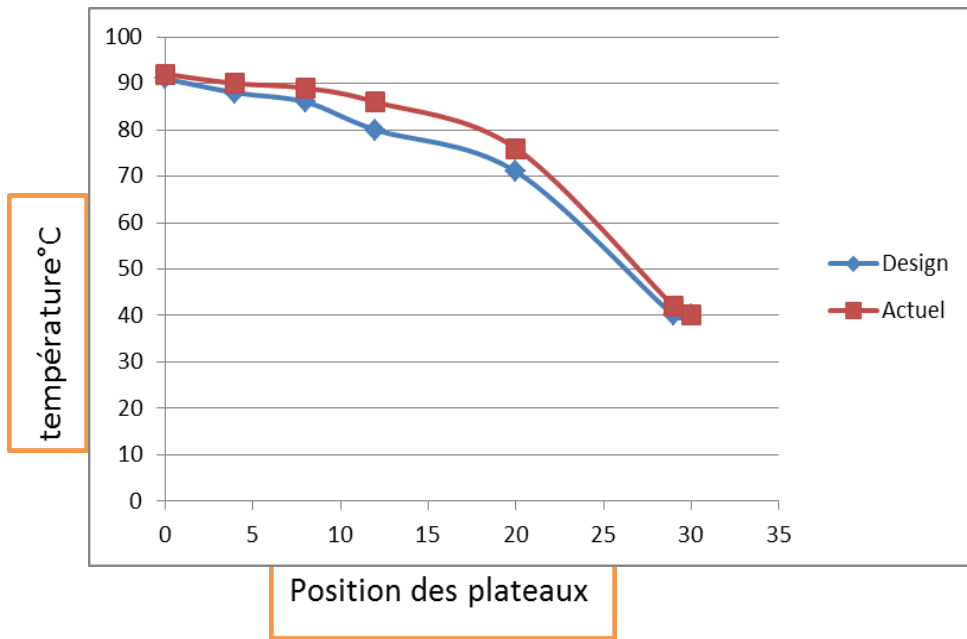


Fig IV.6 Le profil de la température du dépropaniseur :

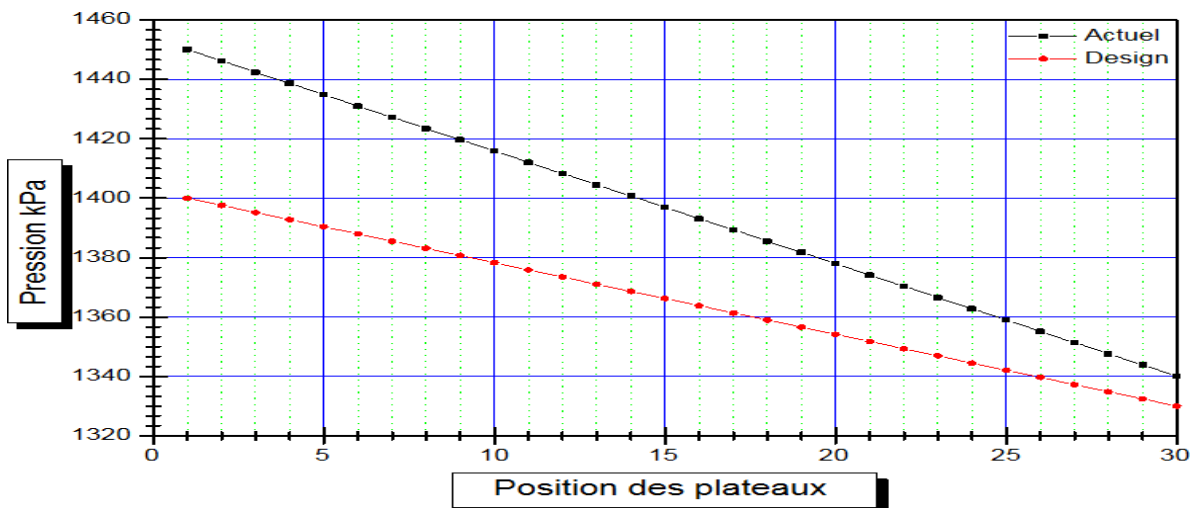


Fig IV.7 : Le profil de la pression dépropaniseur

➤ **Interprétation :**

1- A partir du profil de la température, il est clair qu'il y a une évaluation identique le long de la colonne, à l'exception du 14 qui correspond au plateau de l'alimentation ou il y a une petite différence.

2- Le profil de pression présente une évaluation linéaire le long de la colonne, car la perte de charge entre les plateaux est la même, avec une petite différence entre les deux cas qui est due à la différence de température décrit précédemment.

IV.6. Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de dééthanisation:

D'après les interprétations faites sur les profils et les tableaux des deux colonnes (C1 et C3), on a pu conclure que la colonne de dépropanisation est en bon fonctionnement et donne des produits qui répondent aux spécifications demandées.

Tandis que la colonne C1 marche avec des conditions un peu loin de celles du design, du fait que la température le long de la zone de rectification est élevée, cela est dû au mauvais fonctionnement du condenseur de tête qui engendre les anomalies suivantes :

La température du distillat demeure élevée, ce qui favorise l'entraînement du propane et donc l'augmentation de débit du fuel gaz sortant du ballon de reflux, de plus le reflux retourne dans la colonne à une température élevée ne permet pas de créer le gradient de température nécessaire à la rectification, et donc une mauvaise correction de la concentration du distillat, c'est pour ces raisons on a procédé de vérifier les paramètres de fonctionnement, et pour cela on a procédé à optimiser les paramètres de marche de la colonne de dééthanisation C1, en variant les paramètres de fonctionnement de l'échangeur E9, tout en se basant sur le débit d'eau de refroidissement et sa température d'entrée.

IV.6.1. Les conditions de fonctionnement de la colonne C1 dans le cas optimisé:

Les conditions de fonctionnement de la colonne C1 d'après les deux cas figurent dans le tableau suivant :

Tab IV.11 : Les conditions de fonctionnement de la C1 dans le cas optimisé.

conditions opératoires		Cas optimisé	Cas actuel
Pression (kPa)	Sommet	2340	2340
	Entrée	2500	2500
Température (°C)	Sommet	47.43	57.70
	Entrée	60	60
	Fond	109.2	112.5
Débit massique (Kg/h)	Charge	30000	14000
	Fuel gaz	4651	2895
	Produit de fond	25350	11112
Débit molaire (Kgmole/h)	Charge	586.8	273.84
	Fuel gaz	128.0	75.27
	Produit de fond	458.9	198.66
Taux de reflux		3.253	2.040
Taux de rebouillage		1.475	1.82
Plateaux d'alimentation		14 ^{eme}	14 ^{eme}
Débit d'eau de refr-(kg/h)		59000	22400
Température d'entrée d'eau (°C)		24	29

➤ Interpretation

Les nouveaux paramètres de marche du condenseur de tête, nous ont permis de diminuer la température du sommet jusqu'au 47 °C.

Le profil suivant montre la variation de la température dans la zone de rectification ainsi à la tête de la colonne, tout en comparant le cas optimisé avec les deux cas design et actuel.

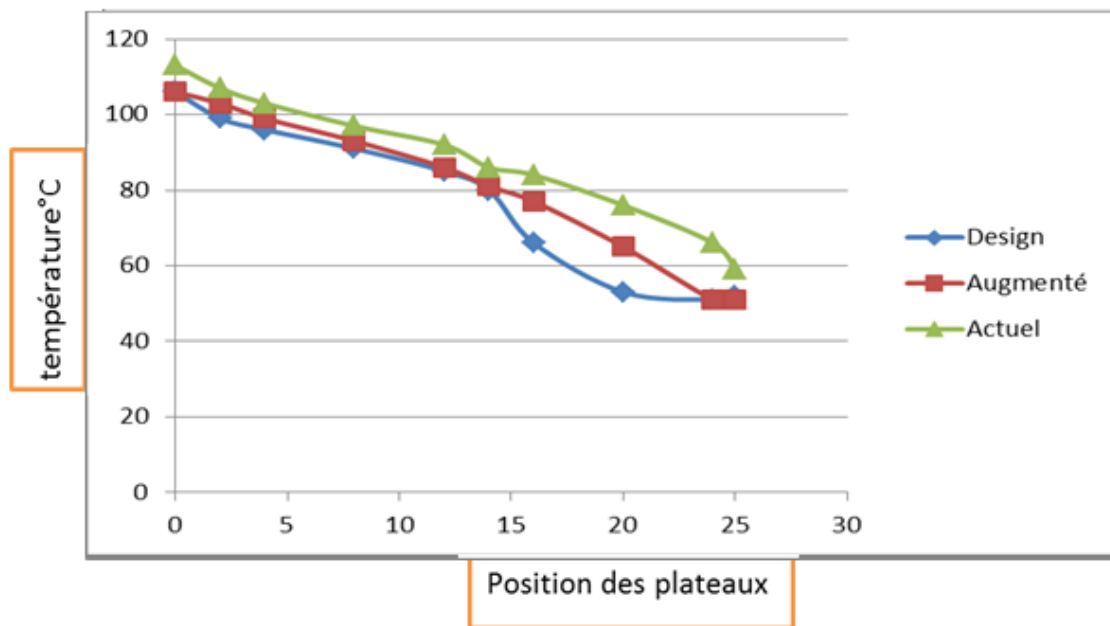


Fig IV.8 : Le profil de la température dans les trois cas.

IV.6.2.La composition et le débit du fuel gaz et du produit du fond :

Tab IV.12 : La composition et le débit massique dans le cas optimisé

Constituants	Fuel gaz		Produits de fond	
	Fraction massique	Débit massique	Fraction massique	Débit massique
C1	0.0029	13.2817	0.0000	0.0000
C2	0.4950	2306.7813	0.0003	3.8924
C3	0.4911	2278.8709	0.1656	1961.40
iC4	0.0074	34.5795	0.1327	1570.06
nC4	0.0037	17.0432	0.6973	8249.18
iC5	0.0000	0.0001	0.0040	46.12
totale	1.000	4650.7688	1.0000	11830.65

➤ Interpretation

D’après le tableau on remarque une diminution de la concentration du propane dans le fuel gaz, et l’augmentation de cette dernière dans le produit du fond et par conséquence l’élévation de son débit.

IV.6.3. Evaluation du taux de récupération du propane en fonction des paramètres de marche de l'échangeur E9 :

Tab IV.13 : L'évaluation du taux de récupération du propane.

	Cas design	Cas actuel	Cas optimisé
$Q_c \cdot 10^6$ (Kcal/h)	0.620	0.586	0.615
Débit de v-hc (kg/h)	17230	8736	7140
Débit d'eau (kg/h)	60000	22400	27533
Le taux de condensation	0.75	0.60	0.66
$[t_e \div t_s]$ de l'eau	29÷39	29÷42	24÷35
$[T_e \div T_s]$ de v-hc	50÷39	58÷43	47÷35
CTLM	9.20	10.22	9.60
Débit de C3 dans la charge (kg/h)	8165	3122	3122
Débit de C3 à stock (kg/h)	6762	1262	1920
Taux de récupération (%)	82.81	43.09	64.8

IV.7. Calcul de l'échangeur E9 :

Données de départ : L'échangeur E9 est un échangeur à faisceaux et calendrier de type BEM, qui a les caractéristiques suivantes

Tab IV.14 : Dimension de l'échangeur E9

symbole	Désignation	Valeur
N_T	Nombre de tubes	260
L_T (mm)	Longueur de tubes	6096
N_p	Nbr de passes coté calandre	1
n_p	Nombre de passes coté tube	4
d_{ex} (mm)	Diamètre extérieur du tube	19.05
d_i (mm)	Diamètre intérieur du tube	14.83

IV.7.1. Les équations nécessaires pour le calcul d'échangeur :

*Surface installé :

$$S' = \pi \cdot d_{ex} \cdot L_T \cdot N_T \dots \dots \dots \text{IV-1}$$

*Section de passage coté calandre :

$$a_c = \frac{D_c \cdot b \cdot (P - d_{ex})}{P} \dots \dots \dots \text{IV-2}$$

*Section de passage côté tube :

$$a_T = \frac{N_T \cdot \pi \cdot d_i^2}{4 \cdot N_P} \dots \dots \dots \text{IV-3}$$

*Diamètre hydraulique coté calandre pour un pas triangulaire :

$$D_{eq} = \frac{4P^2}{\pi \cdot P} - d_i \dots \dots \dots \text{IV-4}$$

*La vitesse massique du fluide circulant coté calandre :

$$W_c = \frac{\Phi_{eau}}{a_c} \dots \dots \dots \text{IV-5}$$

*La vitesse massique du fluide circulant coté tube :

$$W_T = \frac{\Phi_{HC}}{a_T} \dots \dots \dots \text{IV-6}$$

*Le nombre de Reynolds :

$$R_e = \frac{D_{eq} \cdot W}{\mu} \dots \dots \dots \text{IV-7}$$

*Coefficient d'échange convectif:

$$h = j_h \left(\frac{\lambda}{d_h} \right) \cdot \left(\frac{cp \cdot \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{1.4} \dots \text{IV-8}$$

On prend :

$$\left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{1.4} = 1 \text{ (terme de correction de la viscosité dynamique)}$$

*La chaleur spécifique moyenne :

$$CP_m = \frac{CP_1 \cdot T_1 + CP_2 \cdot T_2}{T_1 + T_2} \dots \dots \text{IV-9}$$

*La résistance d'encrassement rapportée au diamètre moyen :

$$R_{enc} = R'_{enc} \frac{d_i}{d_{ex}} \dots \dots \dots \text{IV-10}$$

*La résistance de la paroi :

$$R_p = \frac{e}{\lambda} \dots \dots \dots \text{IV-11}$$

*La résistance globale de transfert :

$$R_G = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e} + R_p + \sum R_{enc} \dots \text{IV-12}$$

*Le coefficient global de transfert sale :

$$U_s = \frac{1}{R_G} \dots \dots \dots \text{IV-13}$$

*La surface d'échange nécessaire :

$$F = \frac{Q_c}{CTLM \cdot U_s} \dots \dots \dots \text{IV-14}$$

Le calcul de l'échangeur dans le cas actuel est illustré dans le tableau suivant :

Tab IV.15: Résultats du calcul de l'échangeur E9 dans le cas actuel.

symbole	unité	désignation	Fluide coté tube (eau)	Fluide coté calandre (v.hc)	Source
Φ	[Kg/h]	Débit de fluide	61000	15800	Hysys
μ	[Kg/h. m]	Viscosité dynamique	2.88	0.0352	Hysys
C_p	[K.cal/Kg.°C]	Chaleur spécifique	0.998	0.67	Hysys
λ	[Kcal/hmc°]	Conductivité thermique	0.5322	0.0775	Hysys
D_{eq}	[m]	Diamètre équivalent	0.01483	0.0182	L'eq (4)
a	[m ²]	Section transversale	0.0112	0.0903	L'eq (2.3)
W	[Kg/hm ²]	Vitesse massique	5267857	169435,2	L'eq (5.6)
Re	[SD]	Nbr de Reynolds	27126	87605,7	L'eq (7)
$T_{éc}$	/	Régime d'écoulement	Turbulent	Turbulent	Donnée
J_h	[SD]	la fnc- de transfert	98	196	Donnée
h	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. locale de transfert	6169	925	L'eq (8)
R'_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résist-d'encr-standart	0.0002	0.0002	Donnée
R_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résistance d'encrassement	0.000155	0.000155	L'eq (10)
λ_m	[Kcal/hm°°C]	Cnd. thermique du métal	44.54		Constructeur
R_p	[hm ² °C/Kcal]	Résistance de la parois	0.000047		L'eq (11)
R_G	[hm ² °C/Kcal]	Résistance globale	0.0014		L'eq (12)
U_s	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. Globale de transfert	691		L'eq (13)
$CTLM$	[°C]	Diff.Log. de temp. moyenne	9.42		Hysys
Q	[Kcal/h]	Chaleur échangée	615832		Hysys
F_{cal}	[m ²]	Surface d'éch. Calculé	92.8		L'eq (14)
F_{ins}	[m ²]	Surface d'éch. Installé	93.36		L'eq (1)

➤ **Interpretation**

L'augmentation de débit d'eau de refroidissement a permis d'augmenter le coefficient global de transfert sale (Us), afin d'obtenir une surface d'échange $F_{cal} = 92.8 m^2$.

On peut conclure que La surface (F_{cal}) nécessaire pour la transmission de la chaleur voulue (Q_c) est inférieure à celle installé (F_{ins}) ce qui nous permet de dire que le condenseur E9 dans les nouvelles condition peut assurer la condensation désirée .

IV.7.3.Optimisation des paramètres de fonctionnement de l'échangeur E9 :

D'après le HYSYS on a tiré que pour assurer l'échange thermique nécessaire pour pouvoir augmenter le taux de récupération jusqu'à 64.8 % il est nécessaire de jouer sur les deux paramètres essentiels qui sont le débit et la température d'entrée de l'eau de refroidissement. Mais pour changer ces paramètres, on est limité par certaines contraintes vu que :

*Le débit d'eau qui alimente le condenseur ne dépasse pas les 60 tonnes/h.

*La température d'eau venant de la tour de refroidissement n'est pas suffisamment réduite.

Calcul de l'échangeur dans le cas optimisé:

Le calcul de l'échangeur dans le cas optimisé est illustré dans le tableau suivant :

Tab IV.16. Résultats du calcul de l'échangeur dans le cas optimisé

symbole	unité	désignation	Fluide coté tube (eau)	Fluide coté calandre (v.hc)	Source
Φ	[Kg/h]	Débit de fluide	48000	18720	Hysys
μ	[Kg/h. m]	Viscosité dynamique	2,46	0,0344	Hysys
C_p	[K.cal/Kg.°C]	Chaleur spécifique	0,999	0.5877	Hysys
λ	[Kcal/hmc°]	Conductivité thermique	0.5322	0.0797	Hysys
D_{eq}	[m]	Diamètre équivalent	0.01483	0.0182	L'eq (4)
a	[m ²]	Section transversale	0.0112	0.0903	L'eq (2.3)
W	[Kg/hm ²]	Vitesse massique	4285220	207334	L'eq (5.6)
Re	[SD]	Nbr de Reynolds	25815	109645	L'eq (7)
$T_{éc}$	/	Régime d'écoulement	Turbulent	Turbulent	Donnée
J_h	[SD]	la fnc- de transfert	85	213	Donnée
h	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. locale de transfert	5080.8	590.5	L'eq (8)
R'_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résist-d'encr-standart	0.0002	0.0002	Donnée
R_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résistance d'encrassement	0.000155	0.0002	L'eq (10)
λ_m	[Kcal/hm°°C]	Cnd. thermique du métal	44.54		Constructeur
R_p	[hm ² °C/Kcal]	Résistance de la paroi	0.000047		L'eq (11)
R_G	[hm ² °C/Kcal]	Résistance globale	0.0021		L'eq (12)
U_s	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. Globale de transfert	478.1		L'eq (13)
$CTLM$	[°C]	Diff.Log. de temp. moyenne	10.22		Hysys
Q	[Kcal/h]	Chaleur échangée	585853		Hysys
F_{cal}	[m ²]	Surface d'éch. Calculé	119.9		L'eq (14)
F_{ins}	[m ²]	Surface d'éch. Installé	93.36		L'eq (1)

➤ **Interpretation**

Le logiciel **HYSYS** donnée la valeur de la quantité de chaleur échangée ainsi que la CTLM, et on a calculé le coefficient de transfert global sale à partir des équations décrites précédemment, d'où on a trouvé une surface d'échange $F_{cal} = 119.9 \text{ m}^2$.

La surface (F_{cal}) nécessaire pour la transmission de chaleur voulue (Q_c) est supérieure à celle installé (F_{ins}) ce qui affirme la mauvaise condensation décrite au par avant.

Alors on propose de changer l'échangeur E9 par un autre de surface d'échange de 119.9 m^2 , Ou d'établir des autres paramètres pour aboutir à l'échange voulu.

Conclusion et recommandations

Le raffinage du pétrole est une industrie lourde qui transforme un mélange d'hydrocarbures, en produits énergétiques, tels que carburant, et en produits non énergétiques, Le gaz du pétrole liquéfié est un mélange gazeux, composé essentiellement de Butane et de Propane à température ambiante et pression atmosphérique, Durant notre étude nous avons cherché à étudier la possibilité d'augmenter la quantité de propane (C3) récupérée de la charge totale de gaz de pétrole liquéfié (GPL), Au niveau de l'unité gas-plant et partant des résultats obtenus nous avons constaté que la diminution du taux de récupération du propane est reliée **43.09%** au mauvais fonctionnement du condenseur de tête de la colonne de dééthanisation , il en résulte une augmentation de température au sommet , pour cette raison nous avons opté pour l'optimisation des paramètres de marche de la colonne C1, pour amener le taux de récupération à une valeur de **64.8 %** se qui permet un gain en propane de **38tonnes/jour**.

Pour réaliser cette amélioration on propose l'une des recommandations suivantes :

- Le remplacement du condenseur actuel par un autre de **119.9 m²** de surface d'échange.

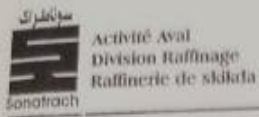
- L'installation d'une pompe de refoulement afin d'augmenter le débit d'eau de refroidissement de **48 à 59 t/h** avec une baisse de sa température d'entrée à 24°C.

A la fin, il est nécessaire de mentionner que notre travail doit être complété par une étude technico-économique pour choisir la solution la plus judicieuse.

Références bibliographiques

- [1] documentation interne de la raffinerie du pétrole de skikda .
 - [2] P. WUITHIER : raffinage et génie chimique, Tome I 2^{ème} édition 1972-Paris.
 - [3] P. WUITHIER : raffinage et génie chimique, Tome II 2^{ème} édition 1972-Paris.
 - [4] Manuel opératoire de l'unité de séparation et traitement des gaz (Skikda).
 - [5] Mr. HADJARAB : Cours de raffinage-I FHC(IGCR03) Boumerdès 2012/2013.
 - [6] Moteur de recherche Google.com (Les mots clés : Le GPL....)
 - [7] HYSYS : Version11Hypotech. Aspen Technology (www.Aspentech.com).
 - [8] Reid.R,1977 The Properties of Gases and Liquids.
 - [9] Bahadori.A,2014, Natural Gas Processing.
 - [10] Stewart, 2011,Gas Sweetening and Processing Field Manual.
-

Annexe



DEPARTEMENT TECHNIQUE
SERVICE LABORATOIRE

Analyses de Routine U. 30-31-GPL-MELEX-104

Date : 16.05.2021

Analyses	Echantillons	UNITE 30				UNITE 31							
		C3	C4	C3	C4	C3	C4	C3	C4	C3	C4	C3	C4
METHANE%V.		0	0			0	0						
ETHANE		0,01	0			0,02	0						
PROPANE		99,84	99,28			99,90	99,25						
ISO BUTANE		0,03	0,53			0,05	2,60						
N. BUTANE		0,12	7,14			0,03	70,85						
ISO PENTANE			0,69				0,16						
N. PENTANE			0,01				0,14						
INS. C4													
DENSITE A 15 C		50,77	50,88			50,76	50,74						
F.V.R. KG/CM2		15,6	15,30			17,3	15,31						
F.V.R. PSI		249,19	258,33			249,39	251,60						
EAU PPM		12				120							
H2S PPM													
HEURE		07h00				19h37							
Le Chef de Quart													
													Le Chef de Service