



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur
et de la Recherche Scientifique
Université Echahid Hamma Lakhdar-
EL-Oued



Faculté de Technologie
Département de Génie des Procédés et Pétrochimie
Mémoire de fin d'étude
Présenté pour l'obtention du diplôme de
Master Académique
Domaine : Sciences et Technologies
Filière : Industrie Pétrochimique
Spécialité : Génie de Raffinage

Thème

**Simulation et optimisation des paramètres de
fonctionnement d'une section de l'unité gaz-plant de la
raffinerie de Skikda**

Présenté par :

- RAMDANI MOHAMMED YACIN
- FRIOUA HOUSSAM EDDINE
- ATOUSSI ABDELGHANI

Soutenu publiquement le : 17/06/2021 devant le Jury composé de:

Mr. BOUGHEZAL Abdeslam
Mr. GUERRAM Abdelmadjid
Mr. BOUDOUH Issam

M.A.A
M.A.A
M.C.B

Université d'El-Oued
Université d'El-Oued
Université d'El-Oued

Président
Examineur
Rapporteur

2020-2021



Remerciements

Nous tenons tout d'abord à remercier Dieu le tout puissant et miséricordieux,
qui nous a donné la force et la patience d'accomplir ce modeste travail.

En suite, nous tenons à remercier notre encadreur :

Dr .ISSAM BOUDOUH

Pour ses qualités humaines et son aide durant toute la période du travail.

Nos vifs remerciements vont également aux membres du jury pour l'intérêt qu'ils ont porté à
notre recherche en acceptant d'examiner notre travail

Nous remercions nos «parents» pour leur soutien moral et financier, Le courage qu'ils nous
ont donné pour surmonter toutes les difficultés durant nos années d'études et
pour Aidez-nous à élaborer ce modeste projet.

Enfin, nous tenons également à remercier toutes les personnes qui ont participé de près ou de
loin à réaliser ce travail.



Dédicace

Nous dédions ce travail :

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

En reconnaissance

Des sacrifices consentis avec dévouement

Pour notre éducation et notre formation.

A nos amis et à toute notre famille ainsi

Qu'à tous ceux qui nous sont chers veuillez trouver ici le symbole de

l'amour

Et l'intime attachement que vous nous portez



NOMENCLATURE

M_i : Masse moléculaire du constituant « i » (kg/ K mole).

M_{moy} : Masse moléculaire du mélange (kg/ K moles).

X_i : Concentration massique du constituant « i » en phase liquide.

X_i^v : Concentration molaire du constituants « i » en phase vapeur.

Y_i^v : Concentration molaire du constituants « i » en phase vapeur.

p_i^L : La pression partielle du constituant « i » en phase liquide (mm Hg).

p_i^v : La pression partielle du constituant « i » en phase vapeur (mm Hg).

P_i : La pression de vapeur du constituant « i » (mm Hg).

P : La pression totale du système (mm Hg).

K_i : Facteur d'équilibre des phases.

Φ : Flux de chaleur (W).

T : Température (°C).

λ : Conductivité thermique (w/m°C).

ρ : Masse volumique du fluide (kg/m³).

L' : Débit molaire de la charge (K mole/h).

D' : Débit molaire du distillat (K mole/h).

R' : Débit molaire du résidu (K mole/h).

Q_R : Charge thermique du four (kcal/h).

Q_C : Charge thermique du condenseur (kcal/h).

h_L : Enthalpie de la charge biphasique de l'alimentation (Kcal/K mole).

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

H_0 : Enthalpie de la phase vapeur (Kcal/K mole).

h_0 : Enthalpie de la phase liquide de la charge (Kcal/K mole).

H_D : Enthalpie de la phase vapeur du distillat à l'état vapeur (Kcal/K mole).

H_R : Enthalpie de la phase vapeur provenant du four (Kcal/K mole).

h_D : Enthalpie de la phase liquide du distillat à l'état liquide (Kcal/K mole).

h_R : Enthalpie du résidu (Kcal/K mole).

h_I : Enthalpie de la phase liquide alimentant le rebouilleur (Kcal/K mole).

g'_x : Débit de reflux froid (K mole/h).

G'_R : Débit de reflux chaud (k mole/h).

$Y'_{R,i}$: Concentration molaire du constituant « i » dans la vapeur sortante du four.

$X'_{R,i}$: Concentration molaire du constituant « i » dans le résidu.

K_i : Constante d'équilibre du constituant « i » dans les conditions de service (température et pression).

K_B : Constante d'équilibre du constituant clé lourd.

$Y'_{D,v}$: Concentration molaire du constituant léger du distillat.

$Y'_{D,L}$: Concentration molaire du constituant lourd du distillat.

$X'_{L,v}$: Concentration molaire du constituant léger dans l'alimentation.

$X'_{L,L}$: Concentration molaire du constituant lourd dans l'alimentation.

$\alpha_{v,L}$: Volatilité relative du constituant léger dans l'alimentation.

$\alpha_{(v,L)T_s}$: Volatilité relative du constituant léger à la température du sommet.

$\alpha_{(v,L)T_a}$: Volatilité relative du constituant léger à la température de l'alimentation.

SOMMAIRE

Sommaire

Sommaire.....	II
La liste de tableaux.....	VI
La liste de figures	VII
Introduction générale :.....	1
Chapitre N° I : Généralités sur le GPL et théorie sur la rectification	
I -1.Définition des GPL :	6
I -2. Les sources des GPL :.....	6
I -3. Les caractéristiques générales des GPL :.....	6
I -4. Domaines d'utilisation du GPL :	7
I -5. Le GPL dans le monde :	9
I -5-1. La production mondiale du GPL :.....	9
I -5-2. La consommation mondiale en GPL :.....	10
I -6. Le GPL en Algérie :.....	11
I -6-1. La production nationale du GPL :.....	11
I -6-2. La consommation nationale du GPL :.....	13
I -7. Le marché du GPL :.....	13
I -7-1. La demande en GPL :	13
I -7-2. Les marchés en GPL :.....	14
I -8. Stockage de GPL:	15
I -9.Conclusion pour le GPL :	16
I -10. Définition Théorie sur la rectification:	16

I -11. Lois fondamentales de transfert de matière :	16
I -12. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :	17
I -13. Types de colonnes de rectification :	17
I -14. Bilan matière et thermique de la colonne :	18
I -14-1- La colonne ENTIERE :	18
I -14-2- La zone de rectification :	20
I -14-3- La zone de flash :	21
I -14-4- Le condenseur :	21
I -14-5- Le rebouilleur :	21
I -15. Choix de la pression dans la colonne:	22
I -16. Régimes de température de la colonne:	22
I -17. Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge:	23
I -18. Fonctionnement à reflux total:	23
I -18-1- Calcul du reflux :	23
I -19. Le calcul du nombre des plateaux:	23

Chapitre N° II : Théorie sur les échangeurs

II. 1. Echangeurs de chaleur :	26
II.1.1. Introduction :	26
II.1.2. Définition :	26
II.1.3. Echangeur à plaques tubulaires fixes (type BEM) :	26
II.2.2. La corrosion :	30

Chapitre N° III : Description, fonctionnement, et simulation de l'unité

III.1. Le rôle des installations :	34
III.2. Spécification technique de la charge :	34
III.2.1. Charge :	34
III.3. Conditions requises à la sortie des tamis moléculaires :	35
III.4. Qualité des produits à la sortie de l'installation :	36
III.5. L'installation de GPL :	36
III.6. Description du procédé :	36
III.6.1. Section de traitement :	36
III.6.2. Section fractionnement :	44
III. 7. Introduction la simulation :	47
III.8. Généralités sur la simulation:	47
III.9.Modèle thermodynamique :	47
III. 9 .1. Choix de modèle thermodynamique :	47
III.10. Les équations les plus utilisées:	48
III.10.1. L'équation de Peng-Robinson :	48
III.11. Description du simulateur Hysys:	49
III.11. 1. Présentation du logiciel de simulation Aspen HYSYS :	49

IV.Partie Calcul

IV.1. Etude de l'unité d'affectation :	55
IV.2. Etude de la colonne de dééthnisation C1:	55
IV.2.1. Composition et débit de la charge de la colonne C1 :	56

IV.2.3. Composition et débit massique du fuel gaz :.....	57
IV.2.4. Composition et débit de produit du fond :.....	58
IV.2.5. Propriétés des courants de la colonne C1 :.....	59
IV.2.6. Présentation et interprétation des profils du dééthaniseur :.....	59
IV.3. Etude de la colonne de dépropanisation C 3 :.....	61
IV.3.1. Les conditions de fonctionnement de la colonne C3 :	61
IV.3.2. Composition et débit massique du propane à stock :	62
V.3.3. Composition et débit massique du butane à stock :.....	63
IV.3.4. Propriétés du propane et du butane à stock :.....	63
IV.4.Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de dééthanisation:	66
IV.4.1. Les conditions de fonctionnement de la colonne C1 dans le cas optimisé :	66
IV.4.2. La composition et le débit du fuel gaz et du produit du fond :	68
IV.5. Evaluation du taux de récupération du propane en fonction des paramètres de marche de l'échangeur E9 :.....	70
IV.6.2. Les équations nécessaires pour le calcul d'échangeur :	71
IV.6.3. Calcul de l'échangeur dans le cas actuel :.....	73
IV.6.4. Optimisation des paramètres de fonctionnement de l'échangeur E9 :.....	77
IV.6.5. Calcul de l'échangeur dans le cas optimisé:.....	77
Conclusion générale	86
Les Références Bibliographiques	88

La liste des tableaux

Tableau	Le titre	Page
I.1	Le GPL est l'un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne le contrôle de l'environnement	6
I.2	Le tableau ci dessous indique le potentiel de pénétration du GPL/C dans les pays utilisateurs	8
I.3	raffinage du pétrole brut aux raffineries de Skikda, Arzew, Alger	12
III.1	Composition de la charge de la GPL de Hassi-Messaoud	35
III.2	Composition de la charge de la GPL du mélange d'Arzew	35
III.3	Teneur en <i>Composition</i> des produits à la sortie de l'installation	36
III.4	Traitement du GPL venant du Topping à travers la colonne à tamis moléculaires	37
III.5	la limite de batterie aux conditions ci-après	39
III.6	Limites d'application de l'équation de PENG ROBINSON	49
IV.1	Composition de la charge de la colonne C1 (dééthaniseur)	56
IV.2	Conditions de fonctionnement de la C1	67
IV.3	Composition et débit massique du fuel gaz	58
IV.4	Composition et débit massiques de produit du fond	58
IV.5	Propriétés physiques de la charge et les produits sortants de la colonne	59
IV.6	Les conditions de fonctionnement de la C3	62
IV.7	Composition et débit massique du propane à stock	63
IV.8	Composition et débit massique du butane à stock	63
IV.9	Propriétés du propane et du butane	64
IV.10	Les conditions de fonctionnement de la C1 dans le cas optimisé	67
IV.11	La composition et le débit massique dans le cas optimisé	68
IV.12	L'évaluation du taux de récupération du propane	70
IV.13	Dimension de l'échangeur E9	71
IV.14	Résultats du calcul de l'échangeur E9 dans le cas actuel	76
IV.15	Résultats du calcul de l'échangeur dans le cas optimisé	80

La liste des figures

Figure	Le titre	page
I.1	Consommation domestique per capita de GPL dans des pays d'Europe 2015	10
I.2	Demande mondial du GPL	11
I.3	Production de produits raffinés (milliers tonnes)	11
I.4	Offr prèvisionnelle national de GPL (en MT)	13
I.5	Structure de la demande du GPL pour les différents marchés en(2000-2012)	14
I.6	Tracé schématique de la colonne à plateaux	19
I.7	Zone de rectification	20
II.1	un échangeur pour lequel le fluide, qui passe côté tube	27
III.1	Section traitement	43
III.2	Section fractionnement	46
III.3	Face de simulateur Aspen HYSYS	51
III.4	Structure générale du HYSYS	52
IV.1	Schéma de l'unité gas-plant simulé par le HYSYS	55
IV.2	Le profil de la température dans le cas design et l'actuel	60
IV.3	Le profil de la pression dans le cas design et l'actuel	60
IV.4	Le profil de la température de la C3	65
IV.5	Le profil de la pression de la C3	65
IV.6	Le profil de la température dans les trois cas	68
IV.7	Le profil de la concentration massique du propane en phase liquide	69
IV.8	Le profil de la concentration massique du propane en phase vapeur	69
IV.9	courbe de détermination du coefficient de transfert Jh facteur de friction ft en fonction du nombre de Reynolds à l'intérieur des tubes	82
IV.10	courbe de détermination du coefficient jh et le facteur de friction ft en fonction du nombre Reynolds modifié à l'extérieur des tubes (coté calandre)	83

INTRODUCTION

Introduction générale :

Durant la dernière vingtaine d'années, une nouvelle énergie a réussi à se frayer un chemin à côté du pétrole et du gaz naturel ; il s'agit des gaz de pétrole liquéfiés (GPL). Grâce à leurs atouts d'énergie propre et transportable, les GPL ont réussi à pénétrer des secteurs aussi divers que la pétrochimie, l'agriculture, l'industrie et l'automobile (GPL/c) [1]. La compagnie "Purvin & Gertz" a estimé que le marché mondial va croître pour atteindre environ 270 millions de tonnes en 2012, ainsi que la demande totale va augmenter d'environ 3.1% par an [2].

Le GPL s'est imposé essentiellement grâce à ses caractéristiques propres, sa souplesse d'utilisation, en tant que combustible dans de nombreuses applications, le coût raisonnable que présente son stockage et son transport, sa sécurité d'approvisionnement, son prix compétitif, et d'autres avantages d'un point de vue écologique. L'atout majeur du propane est la réduction importante considérée comme l'une des préoccupations prioritaires de l'heure à travers le monde, la destruction de la couche d'ozone, l'utilisation du propane pourrait réduire à néant les émissions de dioxyde de soufre, 60% celles de dioxyde de carbone et 50% celles des dioxydes d'azote.

Le GPL occupe une place de grande importance dans la stratégie de commercialisation des hydrocarbures de Sonatrach. Cependant, l'évolution qu'a connue le secteur de l'énergie, offre aujourd'hui de meilleures opportunités de commercialisation. D'autre part, la production du GPL doit répondre aux normes de commercialisation et c'est pour cela qu'on doit optimiser les paramètres opératoires dans les unités de fractionnement de ce dernier.

De nos jours, la simulation et l'optimisation des procédés chimiques nécessitent la connaissance précise des propriétés d'équilibre des mélanges sur de larges gammes de températures, de pressions et de compositions. Ces équilibres entre phases peuvent être mesurés par différentes méthodes. Les calculs d'équilibres liquide-vapeur sont très souvent réalisés à l'aide d'équations d'état cubiques, lorsque ces équations d'état sont appliquées aux mélanges, les interactions moléculaires sont prises en compte par un coefficient d'interaction binaire, appelé k_{ij} , dont le choix est très délicat, même pour des mélanges simples [3]. Ces méthodes représentent les modèles thermodynamiques qui ont connu un développement progressif depuis leurs apparitions.

La modélisation et la simulation de ces opérations en utilisant les modèles thermodynamiques bien choisis permettent d'aboutir à une meilleure utilisation de l'énergie,

Introduction générale

un accroissement de laproductivité et une diminution des coûts de fonctionnement. Beaucoup de travaux ont été menés dans ce domaine, ce qui a conduit à l'élaboration de plusieurs algorithmes de simulation. Ces derniers se

différencient en fonction de la manière de gérer les équations descriptives de la colonne. Bien que celles-ci soient d'apparences simples, elles sont fortement non linéaires et indépendantes. Ainsi, leur résolution fait appel à des méthodes numériques itératives et très compliquées, à cela vient s'ajouter la difficulté liée à la taille du problème car souvent, lenombre d'équations à résoudre est très élevé [4].

La compétition de plus en plus rude entre les sociétés, la volonté de réduire les coûts de production nécessitent plus de rigueur dans la conception et l'exploitation des procédés chimiques et plus généralement des procédés de transformation de la matière. C'est la raison pour laquelle depuis de nombreuses années, il est très largement fait appel à l'informatique, d'une manière générale, et plus particulièrement à l'utilisation de simulateurs généraux de procédés aussi appelés programmes de flowsheeting [5].

Ces simulateurs sont utilisés soit lors de la conception d'unités de production soit pour la vérification du fonctionnement des processus de production et d'optimiser les conditions opératoires pour contrôler la qualité des produits finaux.

Le mémoire est organisé en quatre chapitres. Dans le premier chapitre, nous décrivons l'historique et présentation de la raffinerie de Skikda (RA1/K). Dans le second chapitre, nous présenterons des généralités sur le GPL et la théorie de la rectification. Dans le chapitre III, seront détaillés les échangeurs les plus usuels recensés dans la littérature. Nous décrivons dans le chapitre IV la modélisation qui a permis l'optimisation nécessaire et nous présenterons les résultats et les calculs obtenus avec l'analyse et la discussion de ces résultats. Une conclusion générale terminera notre travail.

CHAPITRE I

Chapitre N° I : Généralités sur le GPL et théorie sur la rectification

I -1. Définition des GPL :

Le GPL (gaz du pétrole liquéfié) est un mélange gazeux constitué essentiellement de propane (C_3H_8), et de butane (C_4H_{10}), et un peu de traces de méthane (CH_4), de l'éthane (C_2H_6) et le pentane (C_5H_{12}).

Le GPL est un produit gazeux à la température ambiante et pression atmosphérique.

Il est liquéfié à faible pression (**4 à 5 bar**) et une température très basse pour faciliter son transport, stockage et sa commercialisation, il se gazéifie au moment de son utilisation.

La composition molaire du GPL est variable selon leur source.

Tableau- I-1 : Le GPL est l'un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne le contrôle de l'environnement. [7]

Le composant du GPL	Le % molaire
Méthane	0,32
Ethane	1,12
Propane	60,95
Iso butane	15,46
Normal butane	22,14
Iso pentane	0,01

I -2. Les sources des GPL :

Le GPL est obtenu principalement :

- 1) Dans les raffineries, soit au cours de distillation du pétrole brut ou lors cracking ou de Reforming des produits en vue de la production des essences.
- 2) Au cours des séparation du gaz naturel (GN) qui à pour but de séparer et de récupérer les condensât et GPL (**propane, butane, C_5^+**) dans les champs.
- 3) -Par liquéfaction du gaz naturel (GP2Z – GL1K). [6]

I -3. Les caractéristiques générales des GPL :

- ♦ **Odeur** : le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant, ce sont des composés sulfures tel que le diéthylmercaptane ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fin des commercialisation.
- ♦ **Tension de vapeur** : la TVR du GPL est de **8 et 2 bars** pour le propane et le butane respectivement à **20°C**.

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

♦ **Densité** : aux conditions normales de température et pression, le GPL sont plus lourds que l'air, il est diminué 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 commerciale.

De petites quantités de GPL dans l'eau peuvent former un mélange, c'est pour cela qu'il n'est pas toléré de négliger la moindre consigne de sécurité dans l'industrie du gaz

♦ **Température d'ébullition** : a la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de **-42°C**, celle de butane est de **-6°C**.

♦ **Pouvoir calorifique** : c'est la propriété la plus intéressante étant que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :

Iso-butane : PC = **29460** (kcal/kg).

Normal butane : PC = **29622** (kcal/kg).

Propane : PC = **22506** (kcal/ kg).

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

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

♦ Le GPL n'est aucune propriété de lubrification et cet effet doit être prise en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs) Le GPL est incolores, que ce soit phase liquide ou gazeux. [7]

I-4. Domaines d'utilisation du GPL :

➤ Le GPL carburant :

Si les projecteurs de l'actualité se braquent aujourd'hui sur le GPL/C, il n'en pas moins une déjà une longue histoire.

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

Le GPL/C est largement prouvé ses qualités à être un carburant alternatif avantageux tant au plan économique qu'un plan écologique .Actuellement de nombreux pays possédant une flotte de véhicules roulant au GPL/C, ce sont principalement :

Les Pays-Bas, le Japon, l'Italie, l'Allemagne, la Grande-Bretagne, la France, les USA, l'Espagne, la CIE, le Canada.

Le GPL / C est adopté sous le nom commercial « **SIRGHAZ** » .

L'indice d'octane élevé du GPL / C permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur.

Le niveau alarmant de pollution devrait au contraire favoriser l'utilisation des véhicules GPL/C, car il produit moins de **CO₂** et de **CO**, il ne contient pas de Plomb.

L'introduction massive du GPL/C en Algérie est aujourd'hui une option stratégique , d'une part en raison de l'accroissement de la demande nationale en carburant et d'autre part pour des raisons environnementales cruciales .il a été introduit en Algérie en **1980**.^[8]

La demande mondiale en GPL/C atteint **9,6MT** en **1994**, **12,3MT** en **2000**, le scénario fort table sur **20MT** en **2010**.

Tableau- I-2: Le tableau ci dessous indique le potentiel de pénétration du GPL/C dans les pays utilisateurs :

La consommation sur le continent africain est très faible et environ **1%**.

Pays	Taxis	Véhicules légers	Flottes de véhicules légers	Bus poids lourds	Camions poids lourds
Italie	+	+++			
Pays-Bas	+	+++		+	
CEI		+	+		+++
Japon	+++	+			
Corée du Sud	+++		+		
Thaïlande	++	+			
Australie	++	++	+		
Mexique	+	+	+		
USA			+++		
Canada	+		+++		

➤ **Le GPL dans la pétrochimie :**

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

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

Le butane utilisé dans la fabrication MTBE qui sert comme booster d'octane des essences en substitution au plomb, il ainsi utilisé comme charge des unités d'alcoylation Le propane et le

butane sont utilisés pour la production d'acétaldehyde, formaldéhyde, l'acide acétique et l'acétone.

En Algérie cette activité présente le double avantage de permettre la production des produits nécessaires à la consommation interne ainsi que pour l'exportation.

➤ **Le GPL dans la production d'électricité :**

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

La production d'électricité en Algérie est s'effectué uniquement par le gaz naturel, le GPL n'ont pas introduit jusqu'à ici dans la génération d'électricité ou dans la combustion.

➤ **Le GPL dans les ménages :**

Le butane et le propane qui sont obtenu 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, la consommation nationale représentée l'équivalent de **11millions** de bouteilles de **13kg** en **1996**.

Le propane représenté **4,8%** de la consommation national du GPL, il est utilisé comme combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans les régions non reliées au gaz naturel.

➤ **Le GPL dans la climatisation :**

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

➤ **Le GPL dans L'agriculture :**

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

I -5. Le GPL dans le monde :

I -5-1. La production mondiale du GPL :

Il existe deux source de GPL : la récupération du propane et du butane sur les champs de pétrole et gaz naturel représente **60%** des ressources. La production sur champs est particulièrement importante :

- Aux Etats-Unis ou une longue tradition d'utilisation importante existe. la production et la consommation sont équilibrées.
- Au Moyen- Orient la production de GPL s'est considérablement développée à la fin des années **70** lorsque l'augmentation du prix de l'énergie a rendu attractive la récupération du propane et du butane. au paravent ces produits étaient brûlés avec le gaz associé. le Moyen-Orient est la principale source d'exportation de GPL dans le monde.
- En Afrique du Nord et tout particulièrement en Algérie ou le GPL sont surtout récupérés à partir de gaz naturel dans les unités de liquéfaction.

La production des raffineries assure le complément, le propane et le butane sont récupérés au niveau de la distillation du pétrole brut et par craquage des molécules lourdes dans la plupart des unités de transformation et de conversion.

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

La production mondiale du GPL représentait **162 MT** en **2015**, elle croîtra à un rythme de **5%** par an.

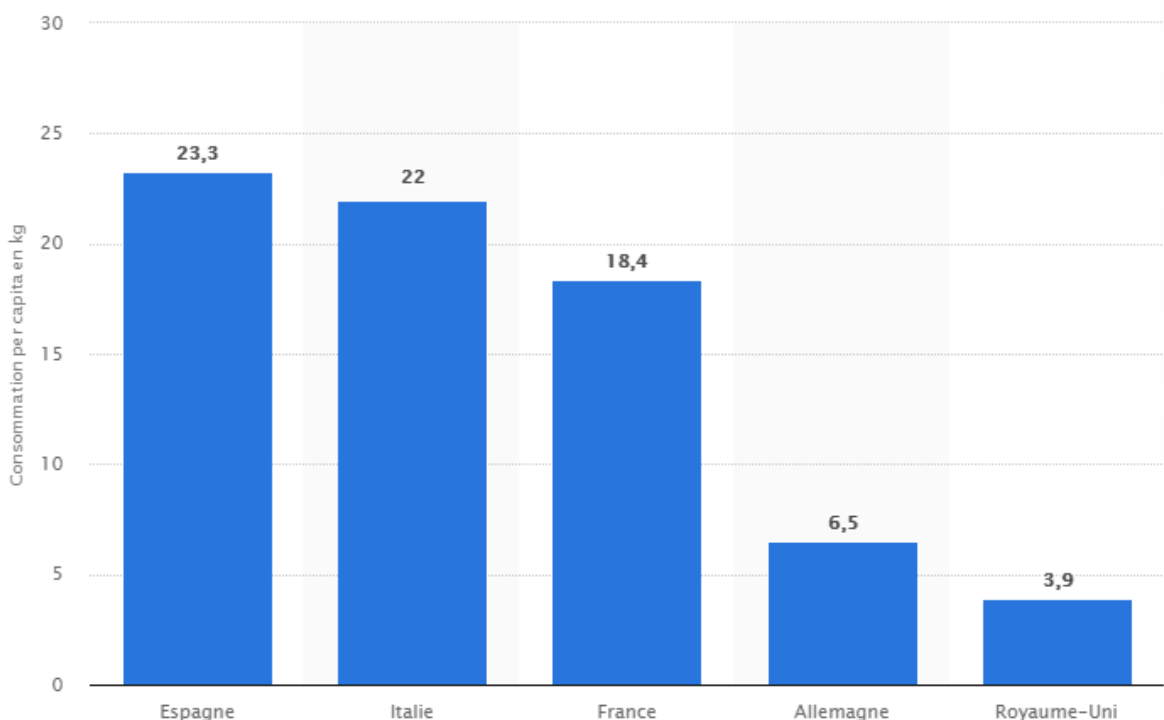


Figure -I-1 : Consommation domestique per capita de GPL dans des pays d'Europe 2015

I -5-2. La consommation mondiale en GPL :

Actuellement, les GPL représentent **9%** de la consommation énergétique mondiale. La demande mondiale en GPL a augmenté à un rythme bien supérieur à celui de la demande

énergétique totale en atteignant **100 MT** en **2020**. Cette demande est dominée par le secteur résidentiel dans le marché asiatique et par leur secteur de raffinage (**18%**) et de la pétrochimie (**43%**) aux Etats-Unis. La demande en Europe est équilibrée entre ces trois secteurs.

Le secteur résidentiel et commercial constitue la plus grande part du marché des principaux consommateurs, soit **42%** de la demande totale en **1995**. En raison de la pénétration du gaz naturel, ce secteur se stabilise dans les pays occidentaux : Amérique, Europe de l'Ouest.

Les secteurs de transports et de la pétrochimie sont appelés à se développer dans le futur.

Dans le secteur pétrochimique, l'Amérique du nord et l'Europe de l'Ouest dominent la consommation mondiale du GPL (**78%** en **1995**).

Au Moyen Orient et en Europe de l'Est, une des fortes perspectives de développement de ce secteur avec des taux de croissance de **23 %** et **18%** en **1985** et **2000** respectivement.

Pour le secteur de transport, la consommation du GPL reste relativement modeste comparativement aux secteurs (**6%** en moyenne).

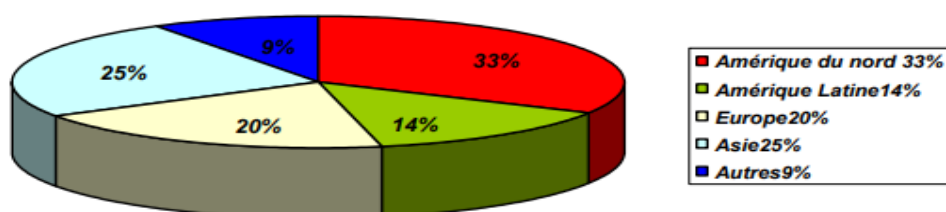


Figure- I-2 : Demande mondiale du GPL.

I -6. Le GPL en Algérie :

I -6-1. La production nationale du GPL :

Puisque l'Algérie est un pays pétrolier et gazier, l'industrie du GPL est très importante, sa production suit une croissance soutenue en raison de l'intérêt suscité chez les pays industrialisés par cette forme d'énergie idéale pour la protection de l'environnement.

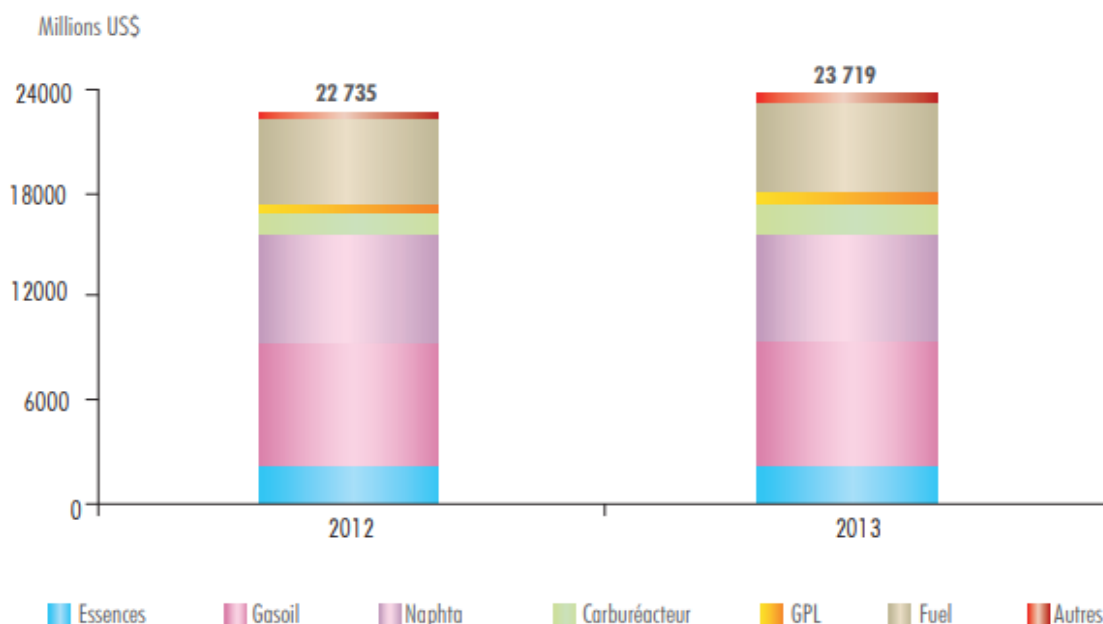


Figure I-3: Production de produits raffinés (milliers tonnes)

Jusqu'à **1984** l'Algérie importait du butane en période de pointe, depuis cette date et suite, à la mise en service du complexe GP1Z. La production nationale est largement excédentaire par rapport à la demande d'un marché national.

Durant les dernières années, l'industrie Algérienne du GPL a connue des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime. Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au début des années **90** fait bénéficier aujourd'hui des disponibilités importantes du GPL.

Depuis la mise en exploitation du champ gazier de Hamra en **1996**, la production du GPL en Algérie connue un développement rapide. [8]

Le niveau de l'offre nationale du GPL est de l'ordre de **5,5 millions** de tonnes en **1996**, et plus de **7,3 millions** de tonnes en **1998**, et environ **9 millions** de tonnes en **2001**, un pic de **12,5 millions** de tonnes sera atteint en **2006** lorsque les projets développés auront été mise en service. Cette offre provenant de trois sources différentes :

- **10%** obtenus à la suite du raffinage du pétrole brut aux raffineries de Skikda, Arzew, Alger. La production moyenne annuelle de ces raffineries est de l'ordre de **530.000 tonnes** réparties dans le tableau suivant :

Tableau- I-3: raffinage du pétrole brut aux raffineries de Skikda, Arzew, Alger.

	SKIKDA	ARZEW	ALGER
GPL	340.000 tonnes	100.000 tonnes	90.000 tonnes
Butane	83%	74%	93%

- 11% sont obtenus à l’issue de la liquéfaction du gaz naturel aux complexes de liquéfaction de Sonatrach GL2Z, GL1K et réparti comme suit :

GL2Z : 405.000 tonnes dont **50%** en butane.

GL1K : 170.000 tonnes dont **40%** en butane.

- **79%** sont produits à partir des gisements d’hydrocarbures, suite à la séparation du gaz et le traitement du pétrole brut ; soit 4,35 millions de tonnes .

l’offre du GPL est localisée essentiellement dans la région Ouest à Arzew avec **87%** , **9%** dans la région Est (Skikda), **2%** au Centre et **2%** dans le Sud au niveau des champs de Hassi R’mel, Haoudh - Berkaoui et l’Hamra .[9]

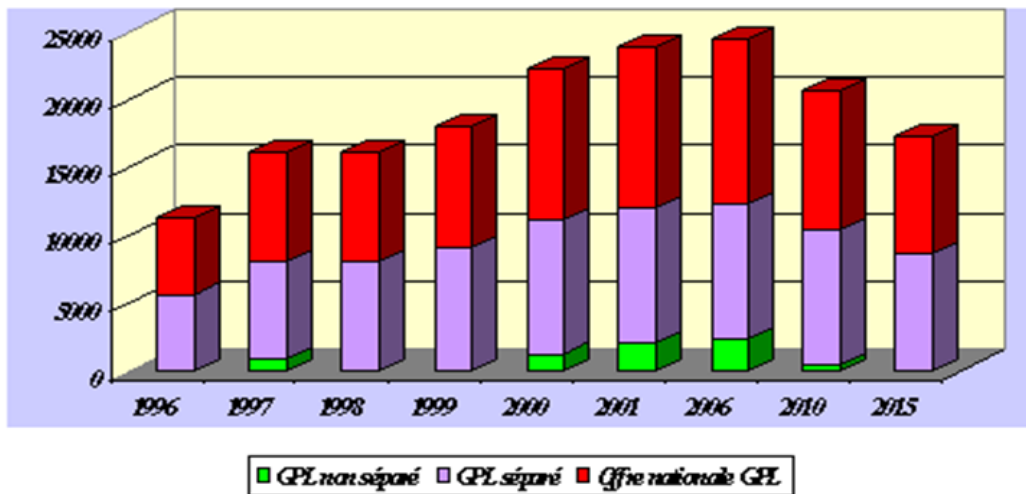


Figure- I-4: Offre prévisionnelle nationale de GPL (en MT)

I -6-2. La consommation nationale du GPL :

La consommation nationale du GPL a connu un rythme très élevé à partir de **1970**, suite à la mise en place de nouvelles capacités d’enfûtage en **1980** par **29** centres en futeurs portant la capacité de **1,2 millions de tonnes/an** en une équipe, soit l’équivalent de **43** centres en futeurs implantés à travers l’ensemble du territoire national.

la consommation est passé de **148.000 tonnes** en **1970 (11kg / habitant)** et à **720.000 tonnes** en **1975 (38kg/habitant)** pour atteindre **1,4 millions** de tonnes en **1996**

(51 kg/habitant). [8]

I -6-3. Exportation du GPL :

Accroissement substantiel des quantités à l'exportation en 2005; 8,5 millions de tonnes dont 6 millions de tonnes en propane.

L'année **1997** illustre parfaitement le rôle de notre industrie sur le marché international

Les marchés méditerranéens et américains (U S A) restent les principaux marchés et représentent près de **75%** des exportations.

I -7. Le marché du GPL :

I -7-1. La demande en GPL :

La demande est caractérisée par trois facteurs :

- Une très forte croissance dans les pays en voie de développement avec une distinction entre l'Asie, l'Afrique, le Moyen - Orient (**8%** par an pour **1989–1995**).
- Une croissance de la demande en Europe qui sera du plus à la pétrochimie qui à la demande de combustible.
- Un marché du GPL carburant stagnant en raison de la fiscalité.

Le niveau de la demande national du GPL est de l'ordre de **1,4millions** de tonnes

(Source **Naftal**), dont **90%** de butane, **5%** propane et de **5%** de GPL / C

Elle repartit comme suit :

336.000 tonnes (24%) dans la région Ouest.

516.000 tonnes (37%) dans la région Est.

401.000 tonnes (29%) dans la région Centre.

Et en fin (**10%**) au Sud.

I -7-2. Les marchés en GPL :

Les GPL sont très souples d'emploi et présentent l'avantage d'une grande propreté, ils sont principalement utilisés dans les secteurs : résidentiel, industriel, pétrochimie et transports.

La répartition entre ces différents marchés est très variable d'un continent à l'autre et d'un pays à l'autre est représenté dans le tableau suivant :

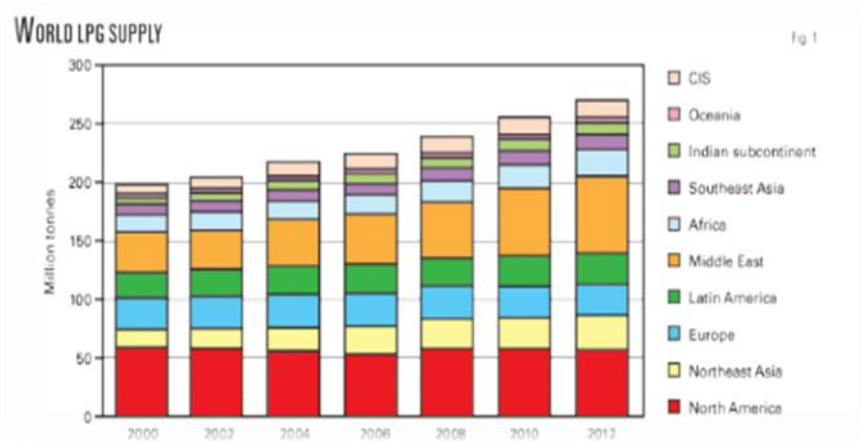


Figure- I-5: Structure de la demande du GPL pour les différents marchés en(2000-2012).

1. Aux Etats – Unis la demande est orientée vers le domestique tertiaire du fait de la concurrence du gaz naturel, mais la demande globale du GPL croit.
2. Les débouchés pétrochimiques connaissent un fort développement en raison de l'augmentation de la demande de butane pour la production de MTBE et le propane comme charge des vapocraqueurs .le débouché automobile (GPL/C) devrait conforter la progression des GPL à la future.
3. Le marché Japonais présente une particularité forte : l'utilisation du GPL comme gaz de ville, ce créneau devrait constituer le secteur le plus dynamique de la croissance des GPL, les autres marchés porteurs sont le résidentiel tertiaire et la pétrochimie pour les raison déjà évoquées. les marchés industriels et automobiles stagnent au niveau actuel.
4. Au niveau Européen, il serait nécessaire de décrire au cas par cas tant la diversité est grande. deux axes principaux se dégagent cependant. la demande traditionnelle (résidentiel) devrait stagner notamment de fait de la forte concurrence du gaz naturel. Sur ce continent aussi, la croissance sera le fait de la pétrochimie.
5. L'utilisation du GPL dans les pays en voie de développement reste faible en terme de volume comparée aux régions précédemment citées , mais le potentiel de développement dans le secteur résidentiel (pour la cuisine) est très important.

Certains gouvernements, notamment en Afrique, encouragent le développement du GPL dans le secteur domestique, c'est un moyen de lutter contre la déforestation, conséquence de l'utilisation intensive du bois pour la cuisson de la nourriture. le gaz naturel est moins adapté à cet objectif car il nécessite de fait le développement d'un réseau de transport au prix d'investissement peu en rapport avec les possibilités de la plus part de ces pays .

Notons cependant que les coûts d'approvisionnement du GPL, surtout en quantités faibles, sont un frein puissant à son développement dans ces pays.

Au niveau national un accroissement substantiel des quantités à l'exportation en **2005 : 8,5 millions de tonnes** dont **6 millions** de tonnes en propane. [9]

I -8. Stockage de GPL:

Il est indispensable de penser, d'ores et déjà, à la valorisation des excédents de G.P.L. pour ne pas avoir à les torcher ; il faut prévoir des moyens efficaces pour le stockage. Les G.P.L. sont stockés sous pression dans des réservoirs sphériques, lors de leur stockage, des vapeurs de G.P.L. (ou Boil off) se dégagent par ébullition sous l'effet de : • La convection et la radiation de la chaleur atmosphérique. • L'échauffement dû à la friction des G.P.L. produits dans les canalisations • La différence de température entre le liquide stocké et celui à introduire dans le réservoir. [12] Pour éviter la perte de ces vapeurs ; Les paramètres de stockage doivent être

maintenus dans une plage bien déterminée, pour cette raison, un système de réfrigération par compression, refroidissement et détente des vapeurs est utilisé.

Ces vapeurs sont comprimées de 5.3 bars à 19 bars et 115°C par un compresseur alternatif puis condensées à 54°C dans un aéroréfrigérant et enfin détendues à 5 bars et 15°C, ceci permet le refroidissement de la sphère et par conséquent la réduction de sa pression.

Stockage dans des sphères à des pressions variables entre 12.5 et 14.5 bars. • Stockage comme fuel gaz dans des cigares Une extension de la capacité de stockage en surface pour recevoir de grandes quantités de G.P.L. Excédentaires est à écarter à cause de ses coûts élevés et l'incertitude des quantités de G.P.L. à stocker, quant aux techniques de stockage souterrain en usage actuellement dans le monde, elles peuvent apparaître difficiles à envisager à cause des investissements élevés qu'elles requièrent.

Certains experts de SONATRACH proposent un procédé de stockage qui consiste à réinjecter le G.P.L. sous forme liquide au sein même du gisement du gaz où il est produit à l'aide d'un ou plusieurs puits injecteurs de G.P.L. liquide et possibilité de stocker de grands volumes de G.P.L. avec un investissement minime en plus de la possibilité de déstocker à n'importe quel moment.

I -9. Conclusion pour le GPL :

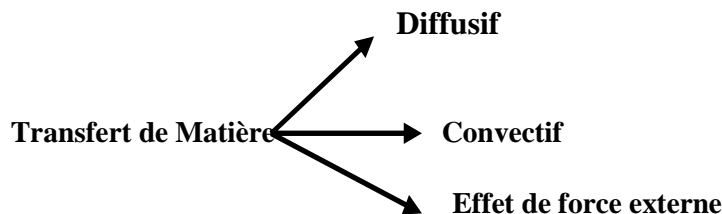
L'industrie des GPL et par l'intermédiaire des organisations telle que le forum mondiale du GPL a pour mission de promouvoir ces combustible gazeux et doit le faire tout provoque dans le choix de combustible saluaires pour l'environnement et à combustion propre , gaz naturel

et GPL peuvent servir cet objectif et ont leur place dans la résolution des problèmes actuels en matière de l'environnement car il y a une diminution importante de la pollution , donc il permette de réduire la dépendance vis à vis des autres sources d'énergie .

I -10. Définition Théorie sur la rectification:

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

I -11. Lois fondamentales de transfert de matière :



La diffusion est le mécanisme de transport de la matière sous l'effet d'un gradient de concentration, depuis les zones concentrées en matière vers les zones moins concentrées.

La loi empirique de Fick décrit ce phénomène en énonçant que le flux de matière, N, est proportionnel au gradient de concentration par l'intermédiaire du coefficient de diffusivité D.

I -12. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :

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

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

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

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

La partie située au dessus de la zone de flash est appelée zone de rectification, caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur

sortante de la tête de colonne. Une partie de ce mélange est envoyée en tant que reflux froid vers la partie supérieure de la colonne pour garder le gradient de la température et corriger la composition des produits de tête.

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

La partie située au dessous de la zone de flash est appelée zone d'épuisement, caractérisée elle aussi par la présence d'un rebouilleur, qui sert à apporter une certaine quantité de chaleur au liquide soutiré du dernier plateau afin de récupérer les constituants légers entraînés par les lourds.

I -13. Types de colonnes de rectification :

- colonnes de rectification complexes
- colonnes de rectification discontinue
- industrie chimique colonnes de rectification

I -14. Bilan matière et thermique de la colonne :

I -14-1- La colonne ENTIERE :

Bilan global :

$$L' = D' + R' \tag{I -1}$$

Bilan matière partiel:

$$L' X'_{L,i} = D' Y'_{D,i} + R' X'_{R,i} \tag{I -2}$$

Bilan thermique:

$$L' h_L + Q_R = D' H_D + R' h_R + Q_C \tag{I -3}$$

$$L' h_L = (H_D + Q_C / D') + (h_R - Q_R / R') \tag{I -4}$$

$$L' h_L = D' H'_D + R' h'_R \tag{I -5}$$

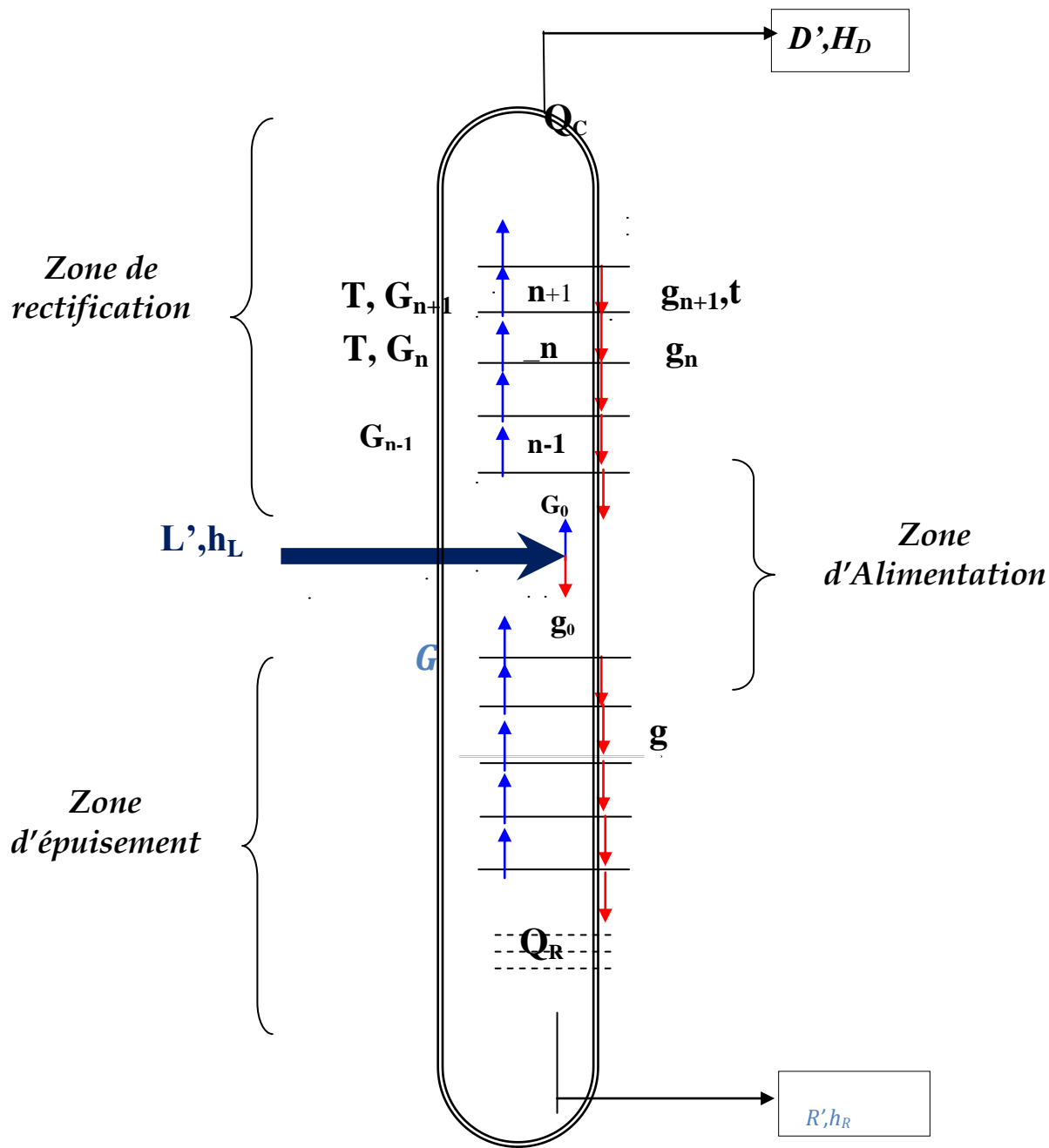


Figure- I-6: Tracé schématique de la colonne à plateaux.

I -14-2- La zone de rectification :

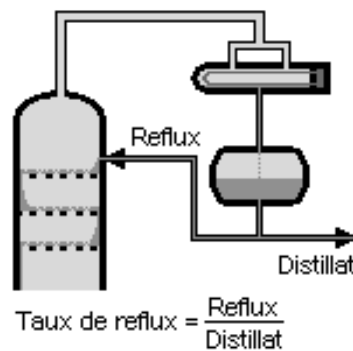


Figure- I-7: Zone derectification.

Bilan matière global :

$$G'_n = D' + g'_{n1} \tag{I-6}$$

Bilan matière partiel:

$$G'_n Y'_{n,i} = D' Y'_{D,i} + g'_{n-1} X'_{n-1} \tag{I-7}$$

Le taux de reflux r_f est défini comme étant la quantité de reflux g'_x renvoyée à la colonne sur la quantité de distillat D' :

$$r_F = g'_x / D' \tag{I-8}$$

En admettant que les débits liquides et vapeur sont constants le long de la colonne c'est à dire que :

$$g_{n-1} = g'_n = g'_x = g'$$

Et

$$G'_{n-1} = g'_n = G' = D' + g'$$

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' H_D + Q_C \tag{I-9}$$

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' [H_D + (Q_C / D')]$$

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' H^*_D \tag{I-10}$$

$$Y'_n = (g'/G') X'_{n-1} + (D'/D' + g') Y'_D \tag{I-11}$$

$$Y'_n = (r'_F / 1 + r'_F) X'_{n-1} + (1 / 1 + r'_F) Y'_D \tag{I-12}$$

Bilan thermique :

I -14-3- La zone de flash :

Bilan matière :

$$L' = G_0 + g'_0 \quad (\text{I-13})$$

Bilan matière partiel:

$$L' X'_{L,i} = G'_0 Y'_{0,i} + g'_0 X'_{0,i} \quad (\text{I-14})$$

Bilan thermique:

$$L' h_L = G'_0 H_0 + g'_0 h_0 \quad (\text{I-15})$$

Soit le taux de vaporisation de la charge :

$$e'_0 = G'_0 / L' \quad (\text{I-16})$$

$$h_L = (G'_0 / L') H_0 + g'_0 h_0 \quad (\text{I-17})$$

$$h_L = e'_0 H_0 + (1 - e'_0) h_0 \quad (\text{I-18})$$

I -14-4- Le condenseur :

Bilan matière :

$$(D' + g'_x) = D' + g'_x \quad (\text{I-19})$$

Bilan thermique:

$$(D' + g'_x) H_D = D' h_D + g'_x h_D + Q_C \quad (\text{I-20})$$

I -14-5- Le rebouilleur :

Dans le cas où la température du fond de la colonne est relativement élevée, l'apport de chaleur s'effectue à l'aide d'un four tubulaire. Une partie du résidu est pompée à travers le four où elle reçoit la chaleur nécessaire et se vaporise partiellement. Ce mélange liquide-vapeur est envoyé dans la colonne et se mélange avec le liquide¹. La quantité de chaleur apportée au fond de la colonne située au dessous du dernier plateau.

Bilan matière:

$$g'_1 = G'_R + R' \quad (\text{I-21})$$

Bilan thermique:

$$g'_1 h_1 + Q_R = G'_R h_R + R H_R.$$

$$(G'_R + R')h_1 + Q_R = G'_R H_R + R'H_R \quad (\text{I-22})$$

$$QR = G'_R(H_R - h_1) + R'(H_R - h_1) \quad (\text{I-23})$$

I -15. Choix de la pression dans la colonne:

Quelque soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleure et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais en contre partie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle, donc c'est le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne. En générale, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau douce, eau de mer ou l'air) qui permet d'obtenir un condensât de 30 à 45 °C environ.

La pression dans la colonne sera alors au moins égale à la pression de bulle à ces températures.

Lorsque le distillat est constitué de constituants très légers, il est nécessaire (car à la température ordinaire on se trouve au dessus de la température critique du distillat) de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à basse température quelque soit la pression de service. La température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise entre 15 et 20 °C plus grande que celle du fluide réfrigérant, ainsi la pression dans le ballon de reflux P_b est déterminée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide, par approximation successive.

$$\sum K_i x'_i = 1 \quad (\text{I-24})$$

I -16. Régimes de température de la colonne:

a- Au sommet de la colonne:

En se basant sur l'équation de l'isotherme de la phase vapeur, la température en tête de colonne est calculée par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum Y'_{D,i} / K_i = 1 \quad (\text{I-25})$$

b- Au fond de la colonne:

En se basant sur l'équation de l'isotherme de la phase liquide, la température au fond de la colonne est calculée par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum K_i X'_{R,i} = 1 \quad (\text{I-26})$$

c- Température d'alimentation :

Dans notre cas l'alimentation se fait par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum X_{0,i} = \sum (Y_{0,i}/K_i) = \sum (X_{L,i} / [1+e'(K_i-1)]) \quad (\text{I-27})$$

- Si l'alimentation est purement gazeuse, on utilise l'équation de l'isotherme de la phase vapeur.
- Si l'alimentation est purement liquide, on utilise l'équation de l'isotherme de la phase liquide.

I -17. Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge:

- Le taux de vaporisation molaire de la charge est calculé d'après l'équation. (I-28)
- Le taux de condensation molaire de la charge est calculé d'après l'équation suivante :

$$r'_0 = g'_0 / L' \quad (\text{I-29})$$

- le taux de vaporisation est déterminé par approximations successives d'après l'équation de **TRGOUBOV** :

$$\sum X_{0,i} = \sum (X_{L,i} / [1+e'(K_i-1)]) \quad (\text{I-30})$$

I -18. Fonctionnement à reflux total:**I -18-1- Calcul du reflux :****I -18-1-1- Calcul du reflux minimal :**

Le reflux minimal est calculé d'après la formule d'**UNDERWOOD** :

$$(\text{rf})_{\min} + 1 = \sum (\alpha_{L,i} Y'_{D,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) \quad (\text{I-31})$$

$$(\text{rf})_{\min} + 1 = \sum Y'_{D,i} / (\alpha_{L,i} - \Phi) \quad (\text{I-32})$$

$$(\text{rb})_{\min} = \sum (\alpha_{L,i} X'_{R,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) \quad (\text{I-33})$$

Φ : est calculé par approximations successives d'après l'équation suivante:

$$e'_0 = \sum (\alpha_{L,i} X'_{L,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) \quad (\text{I-34})$$

$$\alpha_L < \Phi < \alpha_V$$

I -18-1-2- Calcul du reflux optimal:

D'après la formule de **GILLILAND** on a le rapport :

$$((\text{rf})_{\text{opt}} - (\text{rf})_{\text{opt}}) / ((\text{rf})_{\text{opt}} + 1) = (0.1 - 0.33) \quad (\text{I-35})$$

I -19. Le calcul du nombre des plateaux:

Gilliland propose une corrélation empirique unique, entre le taux de reflux et le nombre d'étages théoriques pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbures légers.

Si N_{\min} est le nombre minimal d'étages théoriques à reflux total, $(rf)_{\min}$ le taux de reflux minimal, le taux de reflux pour un nombre infini d'étages.

N:un nombre d'étages finis associés à un taux de reflux fini.

$$F(N) = (N - N_{\min}) / (N + 1) \quad (\text{I-36})$$

$$F(rf) = (rf - (rf)_{\min}) / (rf + 1) \quad (\text{I-37})$$

- Sont réunies entre elles par une corrélation traduite graphiquement.
- Le nombre minimal de plateaux théoriques est déterminé comme suit:

1) Dans la zone de rectification :

$$N_{\text{R}}^{\min} = \log[(Y'_{D,v} X'_{L,L}) / (Y'_{L,L} X'_{R,v})] / \log \alpha_{v,L} \quad (\text{I-38})$$

2) Dans la zone d'épuisement :

$$N_{\text{E}}^{\min} = \log[(X'_{L,v} X'_{R,L}) / (X'_{L,L} X'_{R,v})] / \log \alpha_{v,L} \quad (\text{I-39})$$

Avec :

$$\alpha_{v,L} = (\alpha_{(v,L)Ts} - \alpha_{(v,L)Ta})^{1/2} \quad (\text{I-40})$$

Pour la colonne entière:

$$N_{\min} = N_{\text{E}}^{\min} + N \quad (\text{I-41})$$

CHAPITRE II

Chapitre N° II : Théorie sur les échangeurs**II. 1.Échangeurs de chaleur :****II.1.1.Introduction :**

Les processus les plus couramment rencontrés dans l'industrie du raffinage des produits pétroliers font intervenir l'échange de chaleur entre deux fluides qui sont réchauffés ou refroidis, avec ou sans changement de phase. Le système utilisé dans cette situation est un échangeur de chaleur.

Le choix d'un échangeur de chaleur pour une application donnée dépend de nombreux paramètres : Les propriétés physiques des fluides, leurs agressivités, les températures ainsi que les pressions de service. Les contraintes d'encombrement et de maintenance doivent aussi être prises en compte, ainsi que les considérations économiques.

II.1.2. Définition :

Un échangeur de chaleur est un appareil destiné à réchauffer ou refroidir un fluide au moyen d'un autre fluide circulant à une température différente. Cet échange de chaleur se traduit par le passage d'un flux de chaleur du fluide chaud vers le fluide froid.

L'optimisation d'un échangeur de chaleur est un problème complexe lié à la dualité transfert de chaleur - perte de charge qui domine tout le problème. Le calcul de tout appareil comporte toujours deux études parallèles : transfert de chaleur et perte de charge.

II.1.3. Echangeur à plaques tubulaires fixes (type BEM) :**II.1.3.1. Principe de circulation des fluides et technologie :**

Un des fluides circule dans un faisceau de tubes monté sur deux plaques tubulaires. Il est logé dans une calandre munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le fluide circulant à l'extérieur des tubes le chemin imposé par les chicanes qui sont supportées par le faisceau. A chaque extrémité du faisceau sont fixés des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide qui passe à l'intérieur des tubes.

Le schéma de principe ci-dessous (**Figure II.1**) représente un échangeur pour lequel le fluide, qui passe côté tube, pénètre dans la boîte de distribution par la tubulure intérieure. Une plaque de séparation de passe force son passage dans environ la moitié des tubes du faisceau.

A l'autre extrémité du faisceau, le fluide est dirigé par la boîte de retour dans les tubes au-dessous de la plaque de séparation de passe avant de sortir par la tubulure supérieure de la boîte de distribution.

Le fluide parcourt donc deux fois le faisceau tubulaire d'où l'appellation : 2 passes côtés tubes.

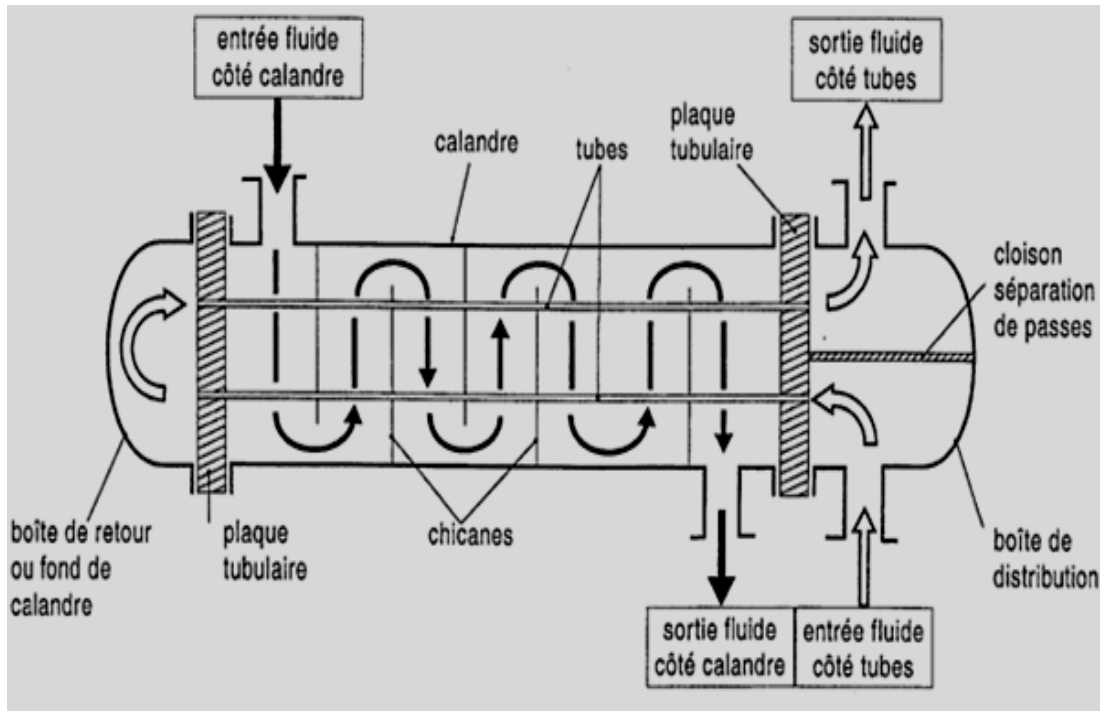


Figure II.1: un échangeur pour lequel le fluide, qui passe côté tube.

II.2.1.1. L'encrassement :

L'encrassement englobe tout processus d'accumulation de particules solides contenues dans un fluide en circulation, soit par dépôt de tartre, soit par apparition de micro-organismes d'origine biologique.

II.2.1.2. Types d'encrassement :

Selon le mécanisme de dépôts, on convient de classer les différents types d'encrassement en six catégories :

- ✓ encrassement particulaire.
- ✓ Corrosion.
- ✓ Entartrage.
- ✓ Encrassement biologique.
- ✓ Encrassement par réaction chimique.
- ✓ Encrassement par solidification.

a) Encrassement particulaire :

Ce type d'encrassement concerne les phénomènes de dépôts, puis d'accumulation de particules solides sur les surfaces d'échange, charriées par un fluide en écoulement.

Ainsi, l'eau d'une chaudière (produits de corrosion), ou d'une tour de refroidissement (poussières, oxydes et hydroxydes de fer) ou encore les fumées industrielles qui déposent un résidu solide de combustion sont considérés comme des systèmes provoquant de l'encrassement particulaire.

***Corrosion :**

Il s'agit ici du résultat d'une réaction chimique (ou électrochimique) entre la surface d'échange et le fluide en écoulement. Cela se traduit par un encrassement dû aux produits de la réaction qui se déposent sur la surface d'échange (on parle alors de corrosion in situ). En revanche, les produits de corrosion créés ailleurs, entraînent un encrassement particulaire (corrosion ex situ).

***Entartrage :**

Il intervient généralement quand on est en présence d'une production de solution solide à partir d'une solution liquide. Ce phénomène est rencontré surtout dans les échangeurs refroidis à l'eau, dans les unités de dessalement d'eau de mer ou saumâtre, dans les chaudières et les systèmes géothermiques.

b) Encrassement biologique :

Le développement de micro-organismes tels que les bactéries, les algues,...., crée un film au contact de la surface thermique. Ce type d'encrassement bien qu'apparaissant comme un processus naturel (les bactéries sont omniprésentes dans l'eau) peut être particulièrement favorisé par les conditions physico-chimiques rencontrées dans les échangeurs.

c) Encrassement par réaction chimique :

Il apparaît quand une réaction chimique se déroule près de la surface d'échange et que les solides produits par la réaction s'y déposent. Ce phénomène se traduit souvent par une polymérisation. En général, les domaines concernés sont l'industrie pétrochimique (craquage thermique des hydrocarbures lourds), l'industrie agroalimentaire (pasteurisation du lait) et les systèmes de chauffage utilisant des fluides organiques.

d) Encrassement par solidification :

La solidification d'un liquide pur au contact d'une surface d'échange sous-refroidie se traduit parfois par la formation d'une couche de glace ou givre entraînant l'encrassement par solidification des conduites. On peut tout simplement observer le dépôt d'hydrocarbures

paraffiniques (possédant un point de congélation élevé) au contact d'une surface d'échange froide.

Enfin, on peut assister en réalité plutôt à un mode combiné, car la plupart des dépôts sont le résultat d'au moins deux types d'encrassement. Ainsi, un échangeur refroidi par eau peut être sujet à l'entartrage, à l'encrassement particulaire et à l'encrassement biologique par exemple.

II.2.1.3. Impact de l'encrassement sur le dimensionnement des échangeurs :

D'un point de vue thermique, l'encrassement d'un échangeur se traduit par la diminution de ses performances. En effet, les différents dépôts localisés sur la surface d'échange génèrent une résistance thermique supplémentaire qui s'oppose au transfert de chaleur à travers la paroi et par suite une diminution du coefficient d'échange global est observée conformément à l'expression suivante:

$$\frac{1}{U_p} = R_G = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_p} + R_P + \sum R_{enc}$$

En d'autres termes, la résistance thermique (R_G) de l'échangeur après encrassement, est égale à la résistance thermique de l'échangeur neuf ($\frac{1}{U_p}$) majorée des résistances d'encrassement interne et externe.

II.2.1.4. Prévention contre l'encrassement :

Il existe des procédés mécaniques ou chimiques de prévention contre l'encrassement pendant le fonctionnement de l'échangeur. L'objectif de ces procédés est non seulement une amélioration notable des performances, mais également une augmentation de la durée de service entre deux arrêts programmés (pour maintenance).

a) Procédés mécaniques :

Les techniques utilisées pour prévenir l'encrassement des échangeurs diffèrent selon la nature des fluides en service, le type de dépôt, la nature de la surface d'échange....etc.

A titre d'exemple, pour les liquides, le nettoyage en continu de la surface tubulaire intérieure de l'échangeur est adapté quand il s'agit de dépôts tendres et friables (avec une résistance de réentraînement faible). Notons toutefois, que ces techniques nécessitent l'emploi de filtres en amont de l'échangeur. Le nettoyage en continu (parfois discontinu) de la surface interne des tubes s'effectue au moyen de boules en caoutchouc spongieux circulant en permanence (ou non) dans les tubes. Le diamètre des boules doit être légèrement supérieur au diamètre

intérieur des tubes afin d'assurer un bon raclage de ces derniers (dans des situations difficiles, les boules sont recouvertes d'abrasif).

Ce procédé semble bien indiqué pour les échangeurs de centrales énergétiques (conventionnelles et nucléaires) ainsi que sur les installations de dessalements d'eau de mer.

Pour les échangeurs fonctionnant avec des gaz chargés de poussière, on peut être amené à utiliser le nettoyage in situ (vapeur, air comprimé, eau), le grenailage, le soufflage acoustique.

b) Procédés chimiques :

En général, ce procédé est réservé au traitement de l'eau pour minimiser les dépôts de tartre (adoucissement de l'eau, inhibiteurs d'entartrage, ...).

En particulier, la lutte contre l'encrassement biologique consiste à détruire les micro-organismes ou encore empêcher leur développement par l'emploi de biocides (il est essentiel de maintenir la concentration du produit pendant le temps de réaction). Le biocide le plus utilisé reste le chlore pour son action rapide et sa toxicité pour la plupart des micro-organismes.

II.2.2. La corrosion :

II.2.2.1. Définition :

On définit la corrosion comme un processus de dégradation des matériaux métalliques (on convient également d'utiliser cette définition pour les matériaux non métalliques) sous l'action d'un milieu agressif. En principe les mécanismes de dégradation des matériaux métalliques et non métalliques sont différents, mais conduisent au même résultat pratique : la destruction du matériau.

II.2.2.2. Types de corrosion :

Selon l'aspect des dégradations, la corrosion peut se présenter sous différentes formes à savoir la corrosion généralisée ou la corrosion localisée.

a) Corrosion généralisée :

Elle est caractérisée par une même vitesse de corrosion sur toute la surface métallique en contact avec le milieu agressif. En général, une surépaisseur de corrosion peut être adoptée sur les pièces, en tenant compte de la durée de vie de fonctionnement à prévoir pour la pièce considérée.

b) Corrosion localisée :

Elle apparaît dans le cas où la vitesse de corrosion diffère d'un endroit à l'autre de la surface du métal exposé à l'agent corrosif. Plusieurs formes de corrosion localisées sont observées dont on peut citer :

***corrosion par piqûres :** seuls quelques endroits ponctuels de la surface métallique sont corrodés.

***corrosion inter cristalline :** apparaît aux joints des grains du réseau cristallin.

***corrosion sous tension :** cette forme de corrosion se manifeste dans les zones soumises à des contraintes mécaniques.

***fatigue-corrosion :** elle concerne tout matériau en milieu corrosif marqué par désassures et une rupture se produisant pour un nombre de cycles et une contrainte bien inférieurs au cas d'une fatigue en milieu non corrosif.

***corrosion galvanique :** si deux métaux possédant un potentiel électrochimique différent sont mis en contact dans un milieu corrosif, il se produit alors passage d'un courant (création d'une pile électrique) conduisant à la corrosion du métal le plus négatif.

Retenons enfin, que la corrosion des métaux peut se faire selon des processus chimiques ou électrochimiques influencés par plusieurs paramètres dont : la nature du métal, son état de surface, la nature de l'agent agressif et les conditions physico-chimiques (température, vitesse d'écoulement, ...).

II.2.2.3. Protection contre la corrosion :

Devant la complexité des mécanismes de corrosion, on trouve une panoplie de mesures permettant de lutter contre la corrosion, mais le choix optimal d'une solution de protection reste difficile. Néanmoins, la majorité des actions entreprises sont localisées autour de deux axes principaux :

*action sur le matériau.

*action sur le milieu agressif.

En agissant sur le matériau, il est naturel de penser à des métaux et alliages ou matériaux non métalliques résistants à la corrosion, tout en gardant à l'esprit que les traitements de surface améliorent le comportement global d'une pièce.

Par ailleurs, l'emploi d'inhibiteurs de corrosion s'avère comme une action susceptible de diminuer l'agressivité du milieu ambiant.

Citons enfin, une solution non négligeable qui est la protection cathodique et la protection anodique.

Conclusion :

Retenons enfin que quel que soit le type d'échangeur utilisé, il s'agit pour nous d'évaluer ses performances thermiques pour proposer un appareil capable de réaliser un service conforme à celui exigé par le client tout en restant économique.

Il est possible par ailleurs, qu'on soit amené tout simplement à évaluer les performances d'un échangeur existant (en service) par rapport à celles prévues initialement par le constructeur.

CHAPITRE III

Chapitre N° III: Description, fonctionnement, et simulation 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 répond aux spécifications internationales^[1].

III.2. Spécification technique de la charge :

III.2.1. 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 mélange d'Arzew^[1].

III.2.1.1. Caractéristiques de la charge à l'installation :

La charge de projet à l'installation, fournie à la température de 40 °C et à la pression de 8.7 Kg/cm², est ainsi définie :

Tableau- III -1: Composition de la charge de la GPL de Hassi-Messaoud^[1].

GPL de Hassi-Messaoud		
	Topping(U-10) kg/h	Magnaforming(U-100) kg/h
C ₁	-	2.3
C ₂	468.7	49.0
C ₃	8070.0	488.9
iC ₄	3651.5	911.1
nC ₄	22864.5	1537.3
iC ₅	260.9	1.4
nC ₅	88.4	-
Total	35386	2990

H₂S+ R-SH: 50 ppm max.H₂O: saturée à cond.**Tableau- III -2:** Composition de la charge de la GPL du mélange d'Arzew^[1].

GPL du mélange d'Arzew		
	Topping(U-10) kg/h	Magnaforming(U-100) kg/h
C ₁	-	0.9
C ₂	456.3	33.6
C ₃	3190.4	372.0
iC ₄	2618.0	569.7
nC ₄	13706.4	1061.5
iC ₅	153.0	1.3
nC ₅	50.9	-
Total	20375.0	2039.0

H₂S+ R-SH: 50 ppm max.H₂O: saturée à cond.

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

H₂S+ 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 :

Tableau- III -3: Teneur en *Composition* des produits à la sortie de l'installation ^[1] .

Propane		Butane	
Teneur en C ₂ et plus légers	Teneur en C ₄ et plus légers	Teneur en C ₃ et plus légers	Teneur en C ₅ et plus légers
1. 5 % V. Liquide	2. 0 % V. Liquide	4. 0 % V. Liquide	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 du 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^[6].

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.

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^[1] :

Tableau- III -4: Traitement du GPL venant du Topping à travers la colonne 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^[6].

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 .

a.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. Pour cette opération, le circuit sera prédisposé de la manière suivante :

- **Soupapes ouvertes :** FRC-IVB
XX-IVA2

XX-IVA4

XX-IVB7

XX-IVBI

➤ **Soupapes fermées** : toutes les autres

Durée de l'opération 12mn (pouvant être réglée entre 10 et 20mn).

Le drainage du lit de la colonne C4A se réalise en envoyant au sommet de la colonne C4A du gaz de régénération provenant de l'unité 100(Reforming catalytique).

Au cas où le gaz produit par l'unité 100 ne serait pas disponible, on utilisera le gaz naturel que l'on introduira à la température indiquée par le TI-8.

Le gaz de régénération au débit réglé par FRC-1B entre dans la colonne C4A, en passant à travers la soupape XX-1AV2 ; il déplace le GPL contenu dans l'appareillage dans l'accumulateur V5.

La pression dans l'accumulateur V5 (maintenue normalement à 6.5 kg/cm^2) est indiquée et contrôlée par le PIC-1 qui agit en Split-range sur la PIC-1VA de décharge de gaz au Blow – down et sur la PIC- 1VB d'intégration de gaz de la colonne de dééthanisation C1 l'appareillage est protégé contre les surpressions par PSV-1 qui décharge au Blow – down l'excès de gaz quand la pression dans le V5 atteint la valeur de 8.7 kg/cm^2 .

L'instrument ILS -10, monté sur la ligne du drainage, signale le vidange de la colonne et, en conséquence, la fin de la phase, obtenant ainsi le consentement pour passer à la phase successive.

Le programme commande à ce point la fermeture de la soupape XX- 1VA4.

Les alarmes HLA-1 et ILA-1 signalent en salle de contrôle respectivement les positions de haut et bas niveau dans l'accumulateur V5.

Le GPL déplacé dans l'accumulateur V5 est aspiré par la pompe MP6 et envoyé en charge aux colonnes C4A/B.

Le fonctionnement de la pompe MP6 est réglé par l'instrument ILSA-1 installé sur l'accumulateur V5 ^[6].

a.2. Dépressurisation :

La dépressurisation consiste à réduire la pression dans la colonne C4A de 8.5 kg/cm^2 à 4.5 kg/cm^2 (Valeur indiquée et contrôlée par PIC-12V). La durée de telle opération est fixée à

3 minutes. L'ouverture de la soupape XX-1VA6, 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 ^[1].

a.3. Chauffage du lit :

Le temps prévu pour cette opération est de 3heures. 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 :

Tableau- III -5: la limite de batterie aux conditions ci-après

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 270-280⁰C ; l'augmentation de température à réaliser en environ 2 heures, la température sera maintenue à la valeur de 270-280⁰C 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 ^[1].

a.4. Refroidissement du lit :

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 ^[1].

a.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 6.5 kg /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 le E8 et successivement recueillis dans le V6.

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

La phase de condensation, conduite à la pression de 6.7 kg/cm^2 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 programmeur provoquera alors la fermeture des soupapes XX-1VA3, XX-1VA5 et l'arrêt des pompes MP7 A/B ^[1].

La figure V.1 représente la section de régénération.

UNITÉ DE GAS PLANT

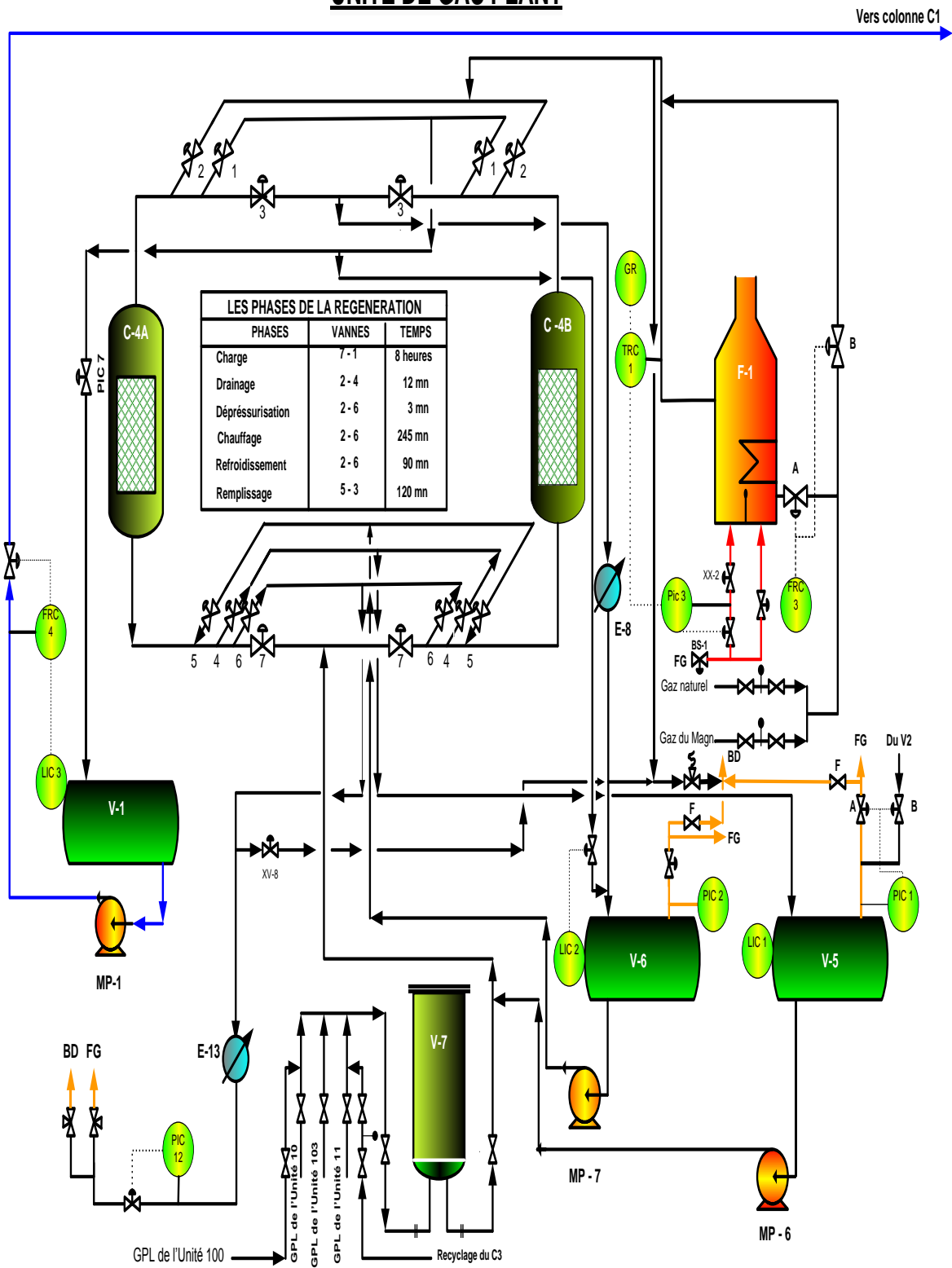


Figure - III -1: Section traitement ^[1].

III.6.2. Section fractionnement :**Note :**

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 C_3/C_4 .

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 C_3/C_4 .

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 ^[6].

a. Colonne de dééthanisation C2 :

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 C2, 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-9V.

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 C2 (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 C2, 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 C2, est effectué en agissant sur la soupape automatique TRC-5V du condenseur d'échappement du rebouilleur E4.

Le fond de la colonne C2, 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 [6].

b. 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 C2 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 ^[1].

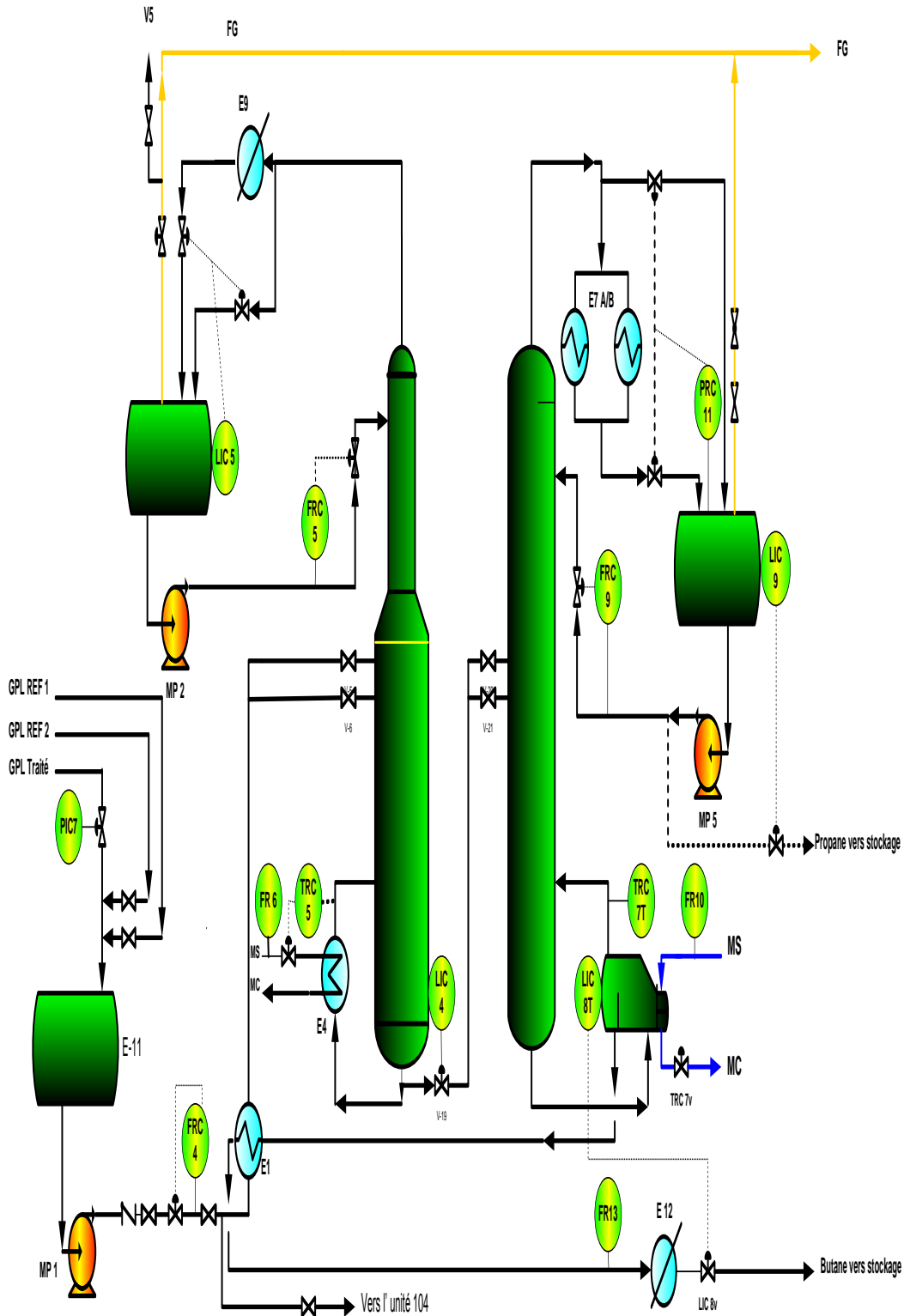


Figure - III -2: Section fractionnement ^[1].

III. 7. Introduction la simulation :

Les progrès des méthodes numériques et l'augmentation des performances des ordinateurs permettent, grâce à des simulations de plus en plus détaillées, de prédire le comportement des systèmes complexes ou les propriétés de nouveaux matériaux.

L'industrie utilise de plus en plus la simulation numérique, validée par des expériences, pour raccourcir le cycle de développement de ses nouveaux produits.

La simulation des procédés et leur optimisation supposent que soient bien connues les propriétés thermodynamiques et les équilibres des phases des mélanges traités. Cette connaissance repose encore sur les mesures expérimentales, mais elle découle également de méthodes de calcul fondées sur les principes de la thermodynamique qui en contrôlent et en assurent la cohérence, et leur confèrent un vaste champ d'application [35].

Pour notre étude nous avons choisi comme logiciel le logiciel HYSYS [36].

III.8. Généralités sur la simulation:

De façon très générale, simuler signifie "représenter la réalité par un moyen quelconque". De façon un peu plus particulière, on peut utiliser la définition de Shubik (réf. Naylor et al).

"La simulation d'un système ou d'un organisme est l'opération d'un modèle (ou simulateur) qui est une représentation du système ou organisme. Le modèle se prête à des manipulations qui seraient impossibles, trop coûteuses ou non pratiques à effectuer sur le système. L'opération du modèle peut être étudiée et on peut en tirer les propriétés du comportement du système réel ou d'un de ses sous-systèmes".

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement, autrement dit, la simulation permet de représenter les différents phénomènes : transfert de matière et de chaleur, se dans les différentes opérations unitaires par modèles thermodynamiques, qui traduisent leur comportement par l'intermédiaire de résolution des équations analytiques [37].

III.9. Modèle thermodynamique :

III. 9 .1. Choix de modèle thermodynamique :

Les modèles thermodynamiques sont nécessaires pour le calcul des propriétés physiques des fluides dont les hydrocarbures sur un éventail de conditions de fonctionnement [35].

Le choix de telle ou telle équation d'état reste dicté par la recherche d'un compromis entre les trois critères suivants :

- Simplicité de la forme mathématique.
- Etendue du domaine d'application.
- Précision souhaitée.

III.10. Les équations les plus utilisées:

III.10.1. L'équation de Peng-Robinson :

Pour notre étude nous avons choisi comme modèle l'équation d'état de Peng -Robinson.

$$P = \frac{R.T}{(V-b) - \frac{a}{[V(V+b)+b(V-b)]}} \tag{III -1}$$

Elle peut s'écrire sous la forme polynomiale :

$$Z^3 - (A-B).Z^2 + (A-2B-3B^2).Z - (A.B - B^2 - B^3) = 0 \tag{III -2}$$

$$\text{Avec : } b = \sum X_i . b_i \tag{III -3}$$

Z : le facteur de compressibilité

$$\text{Et: } b_i = \frac{77796}{100000} R \frac{T_{ci}}{P_{ci}} \tag{III -4}$$

$$a = \sum_i \sum_j x_i . x_j (a_i . a_j)^{0.5} . (1 - K_{ij}) \tag{III -5}$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i$$

$$a_{ci} = \frac{457235}{1000000} \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}} \dots$$

$$\alpha_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$$

$$m_i = 0.37646 + 1.54226w_i - 0.26992w_i$$

Tr : température réel

w_i : Facteur acentrique.

$$\text{Avec } A = \frac{a.p}{(R.T)^2} \quad ; \quad B = \frac{b.p}{R.T} \quad ;$$

(III -5)

$$\text{Et } A = \frac{1}{a} \left[2.a^{0.5} \sum_i x_i a_i^{0.5} (1 - K_i) \right] \quad ; \quad B_i = \frac{b_i}{h}$$

(III -6)

P_c : pression critique

T_c : Température critique

Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement de gaz.

L'équation de Peng-Robinson résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations [35].

L'équation de Peng-Robinson est recommandée pour les calculs d'équilibres liquide- vapeur des hydrocarbures sous pression (application en pétrochimie, au gaz naturel) [40]. Ses résultats sont comparables à l'équation SRK. Avec cette dernière, l'équation de Peng-Robinson est essentielle et relativement irremplaçable pour les calculs d'équilibres liquide-vapeur sous pression [41].

Tableau – III -6 : Limites d'application de l'équation de PENG ROBINSON.

Equation	Température °C	Pression <u>KPa</u>
PR	>-271	100000(10 ³ bar)

III.11. Description du simulateur Hysys:

III.11. 1. Présentation du logiciel de simulation Aspen HYSYS :

Aspen HYSYS est un environnement de procédé de simulation conçu pour servir les techniciens et les ingénieurs de pétrole, du gaz et du raffinage [38].

Le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation. Le simulateur HYSYS peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin d'établir des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel et de dimensionner les équipements de ce procédé ou bien dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements et de déterminer les performances des équipements [39].

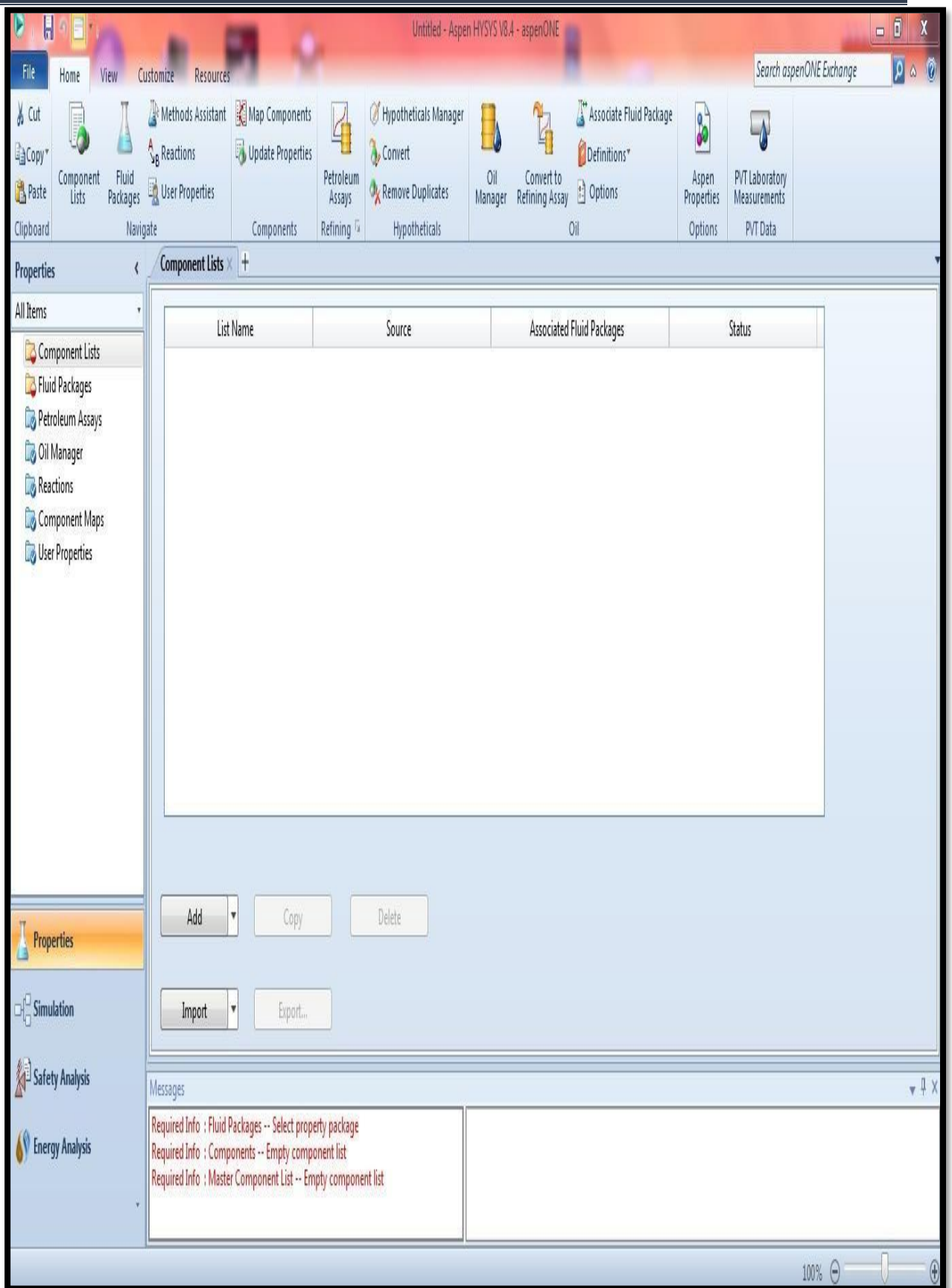


Figure - III -3: Face de simulateur Aspen HYSYS.

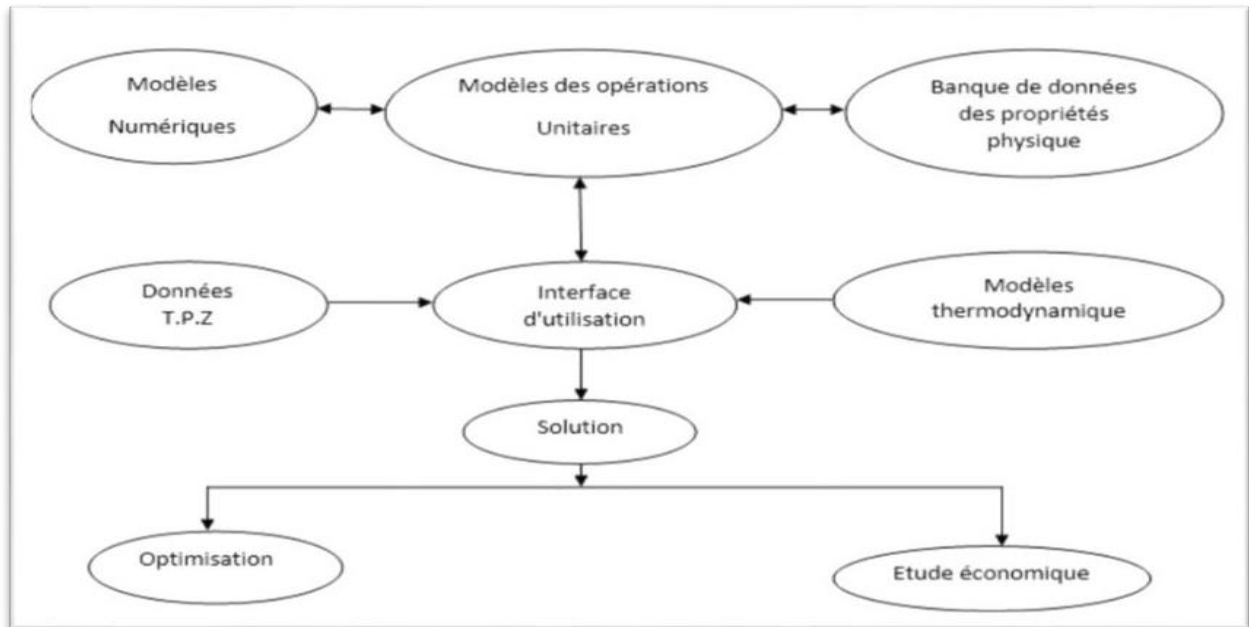


Figure - III -4: Structure générale du HYSYS.

Tout simulateur industriel de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants :

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles.

Nous avons d'abord parlé de Hysys et nous avons pris un profil simple à son sujet, nous avons introduit l'objectif d'utiliser des simulations et le mécanisme du programme, le programme de simulation a une interface de données multiples, cela nous permet de vivre l'expérience pratique comme si c'était un fait, ensuite, des modèles thermiques ont été introduits et nous nous sommes concentrés sur le modèle de Bing Robinson et SRK, où il y a une équation pour chaque modèle, et des conditions spécifiques pour l'utilisation de tout modèle, tous sont de bases sur les coupes de pétrole et de gaz actuellement à l'étude.

Partie Calcul

Partie Calcul

IV. Partie Calcul

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.

Malheureusement, la quantité du propane que l'on récupère actuellement est faible par rapport à celle prévue par le design (taux de récupération bas).

Calcul du taux de récupération :

Débit massique d'alimentation : 30000 kg/h.

Débit massique de C₃ dans l'alimentation : 6670 kg/h.

Débit massique de C₃ vers stock : 2706 kg/h.

$$T = \frac{\text{Débit massique de C}_3 \text{ vers stock}}{\text{Débit massique de C}_3 \text{ dans la charge}} \cdot 100$$

$$T=40.56\%$$

Interprétation :

D'après le design, le taux de récupération est égale à 82,81 c'est-à-dire dans 100 kg, on perd 17,19 kg.

Actuellement, les pertes par rapport à 100 kg sont de 59.44 kg. Ainsi, les pertes de propane par rapport au design sont égales à (59.44 -17,19)=42.25 kg. Donc :

Dans 100 kg on perd 42.25 kg, c'est-à-dire que les pertes de propane sont de :

$$6670 \cdot 0.4225 = 2818.075 \text{ kg/h} = 67.6338 \text{ tonnes/jour}$$

A partir du calcul du taux de récupération pour les cas design et actuel, on peut conclure que la quantité de propane perdu par jour est très importante.

Partie Calcul

IV.1. 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 s'intéressé à la section traitement plus précisément à la colonne C1 (dééthaniseur) et la colonne C3 (dépropaniseur). 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 :

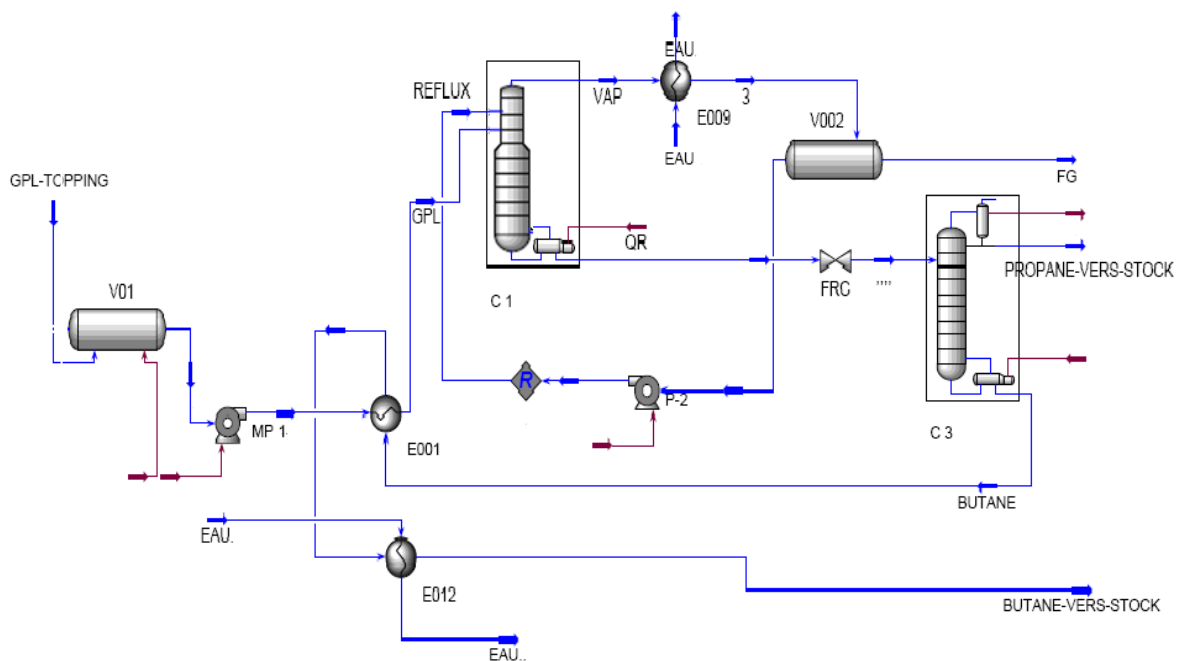


Figure -IV-1: Schéma de l'unité gas-plant simulé par le HYSYS.

IV.2. 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} .

Partie Calcul

La 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.

IV.2.1. 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 :

Tableau –IV-1 : Composition de la charge de la colonne C1 (dééthaniseur).

Constituants	Cas design		Cas actuel	
	Fraction massique	Débit massique	Fraction massique	Débit massique
C1	0.0004	16.2600	0.0004	13.2800
C2	0.0704	2586.1000	0.0704	2112.8200
C3	0,2224	8165.0000	0,2224	6670,6600
iC4	0.1134	4166.0000	0.1134	3403.3500
nC4	0.5899	21660.0000	0.5899	17697.4200
iC5	0.0034	125.4000	0.0034	102.4400
totale	1.0000	36720.00	1.0000	30000,00

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.

IV.2.2. Les conditions de fonctionnement de la colonne C1 :

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

Partie Calcul

Tableau –IV-2 : 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	30000
	Fuel gaz	3753	6204
	Produit du fond	32970	23810
Débit molaire (Kmole/h)	Charge	718.3	586.8
	Fuel gaz	112.9	161.3
	Produit du fond	605.3	425.7
Taux de reflux		4	3.04
Plateaux d'alimentation		14 ^{ème}	14 ^{ème}

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 la température a conduit à une élévation de débit des vapeurs ainsi une diminution du taux de reflux.

IV.2.3. 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 :

Partie Calcul

Tableau –IV-3 : 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	13.29
C ₂	0.6850	2570.4245	0.3406	2113.18
C ₃	0.3105	1165.1855	0.5913	3668.72
iC ₄	0.0002	0.6199	0.0345	213.89
nC ₄	0.0001	0.2131	0.0315	195.32
iC ₅	0.0000	0.0000	0.0000	0.0017
totale	1.0000	3752.7067	1.0000	6204.40

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.

IV.2.4. Composition et débit de produit du fond :

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

Tableau –IV-4 : Composition et débits 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	1.816
C3	0.2123	6999.7090	0.1260	3000
iC4	0.1263	4165.0814	0.1341	3193
nC4	0.6571	21661.4337	0.7355	17510
iC5	0.0038	125.3904	0.0043	102.4
totale	1.0000	32967.2933	1.0000	23810

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.

Partie Calcul

IV.2.5. Propriétés des courants de la colonne C1 :

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

Tableau –IV-5 : 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	487.9	45.00	45.16	420.2	417.3
Viscosité 10 ⁻² (cP)	9.574	9.763	1.032	1.061	6.922	6.939
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	7.618	2.346	2.426	5.761	5.511
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
Pouvoir calorifique massique (Kj/kg)	46000	46000	46720	47170	45870	45820

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.

IV.2.6. Présentation et interprétation des profils du dééthaniseur :

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

Partie Calcul

- Le profil de la température (Fig V.2).
- Le profil de la pression (Fig V.3).

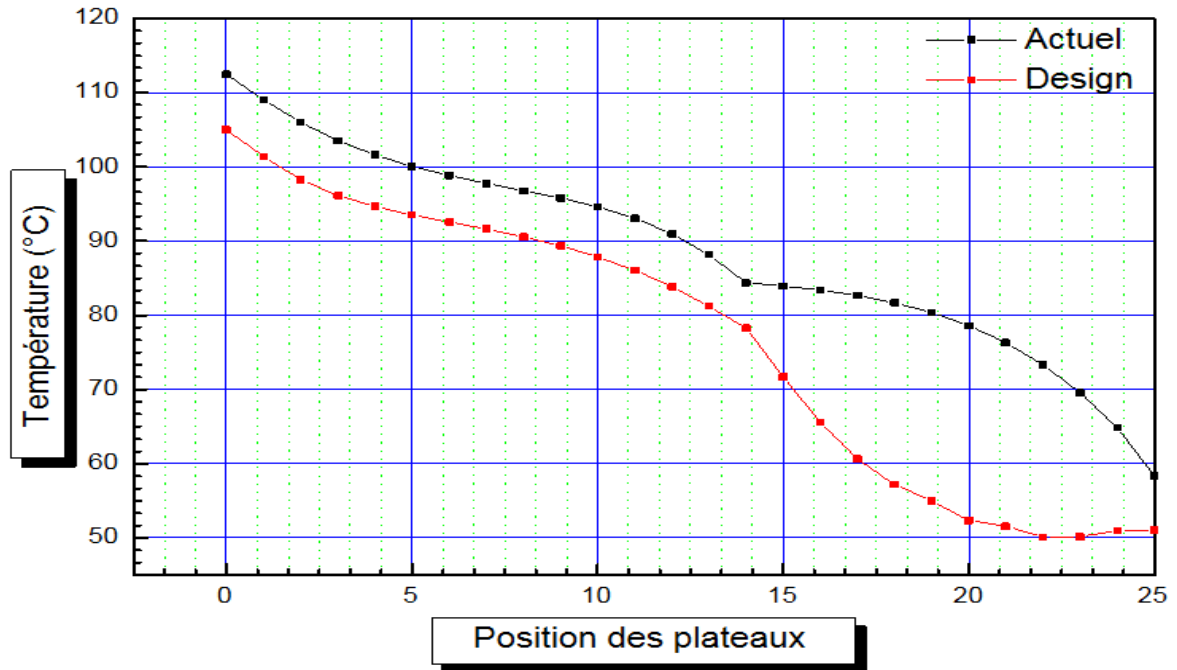


Figure -IV-2: Le profil de la température dans le cas design et l'actuel.

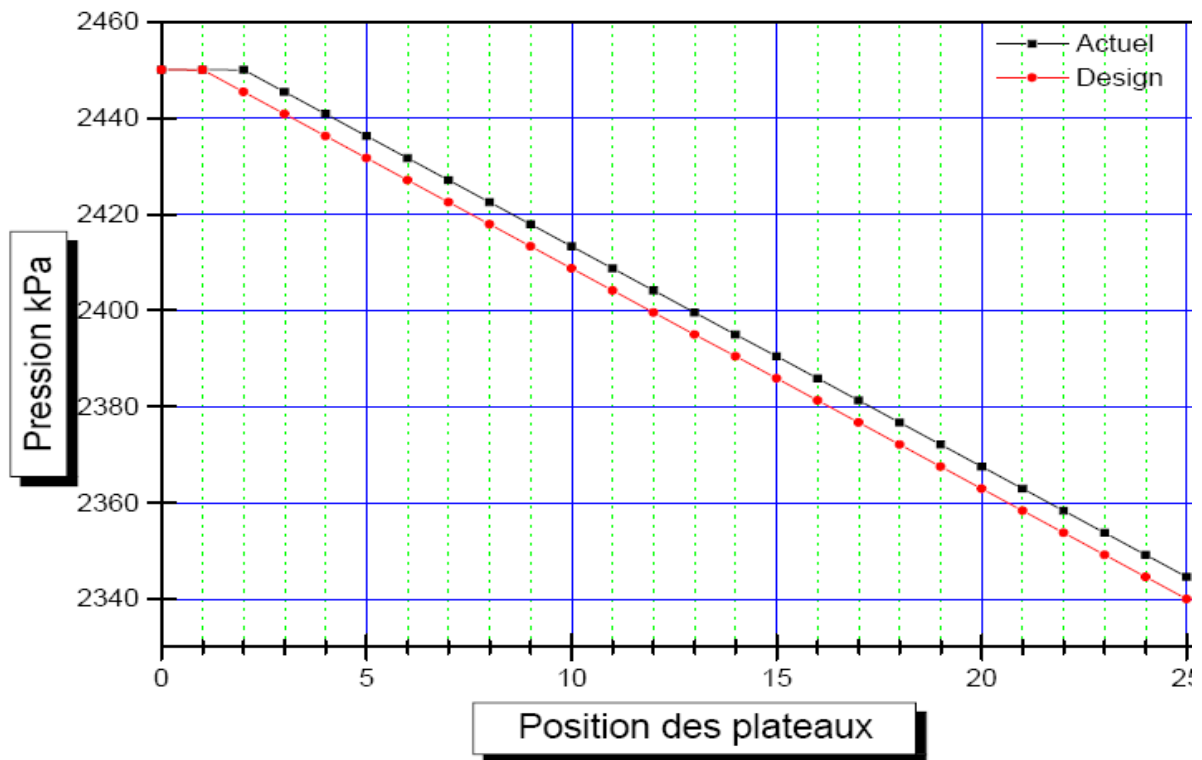


Figure -IV-3: Le profil de la pression dans le cas design et l'actuel .

Partie Calcul

Interprétation :

1- 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.

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.3. Etude de la colonne de dépropanisation C 3 :

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.

IV.3.1. 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 :

Partie Calcul

Tableau –IV-6 : 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	23810
	Propane à stock	6900	2849
	Butane à stock	26070	20960
Débit molaire (Kgmole/h)	Alimentation	605.3	425.7
	Propane à stock	156.0	63.85
	Butane à stock	449.4	361.8
Taux de reflux		4.376	5.35
Taux de rebouillage		1.37	1.82
Plateaux d'alimentation		13 ^{ème}	13 ^{ème}

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

IV.3.2. 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 si dessous :

Partie Calcul

Tableau –IV-7 : Composition et débit massique du propane à stock.

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	0.0006	1.8156
C3	0.9800	6762.005	0.9500	2706.4400
iC4	0.0164	112.8221	0.0358	101.9500
nC4	0.0014	9.5096	0.0136	38.6800
iC5	0.0000	0.0000	0.0000	0.0003
totale	1.0000	6900.01	1.0000	2848.89

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.

IV.3.3. 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 :

Tableau –IV-8 : Composition et débit massique du butane à stock.

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	0.0001
C3	0.0091	237.7036	0.0140	293.28
iC4	0.1555	4052.2590	0.1475	3090.89
nC4	0.8306	21651.9200	0.8336	17471.32
iC5	0.0048	125.3904	0.0049	102.44
totale	1.0000	26067.2800	1.0000	20957.94

Partie Calcul

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.

IV.3.4. 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 :

Tableau –IV-9 : Propriétés du propane et du butane .

Constituants	Propane à stock		Butane à stock	
	Cas design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel
Densité (Kg/m ³)	472.9	470.9	474.2	471.4
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
Pouvoir calorifique massique (Kj/Kg)	46360	46340	45740	45750

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.

IV.3.5 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.4).
- Le profil de la pression (Fig. IV.5).

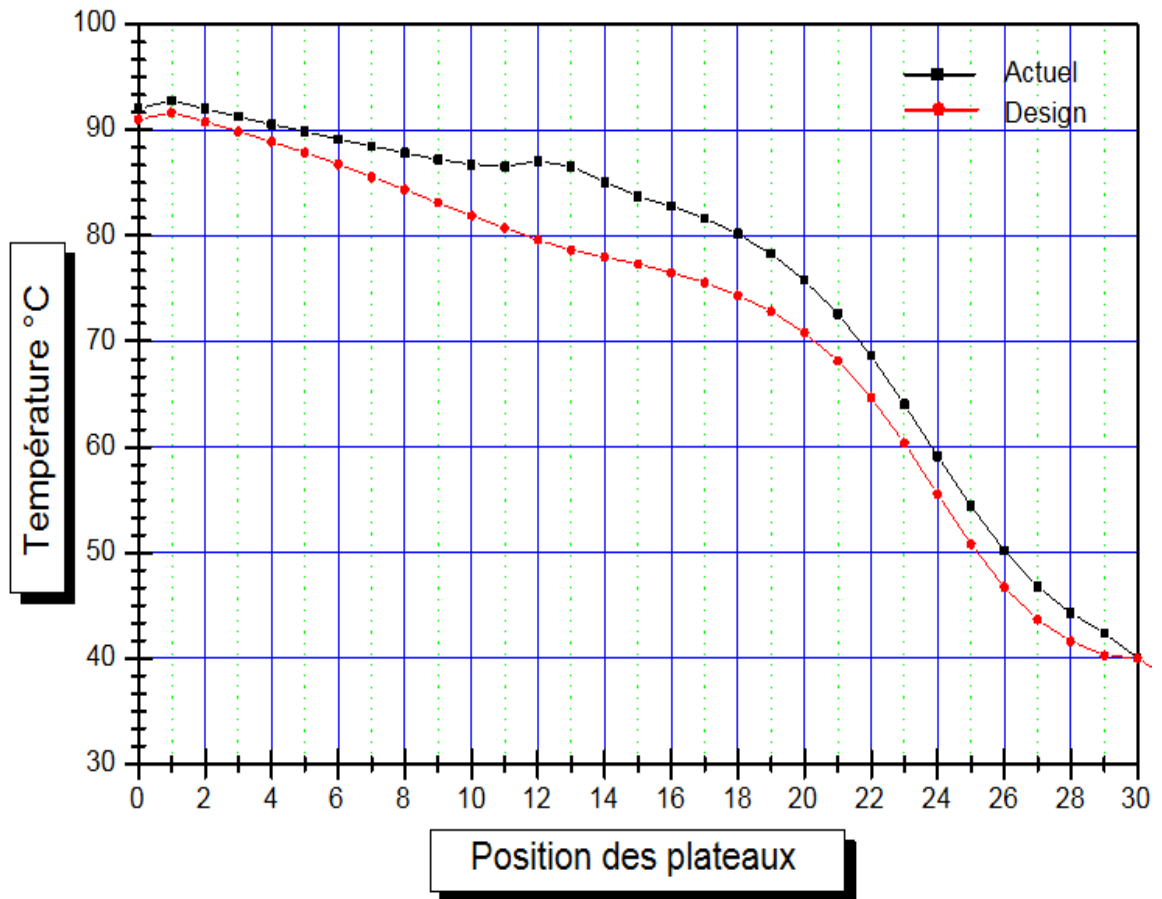


Figure -IV-4: Le profil de la température de la C3.

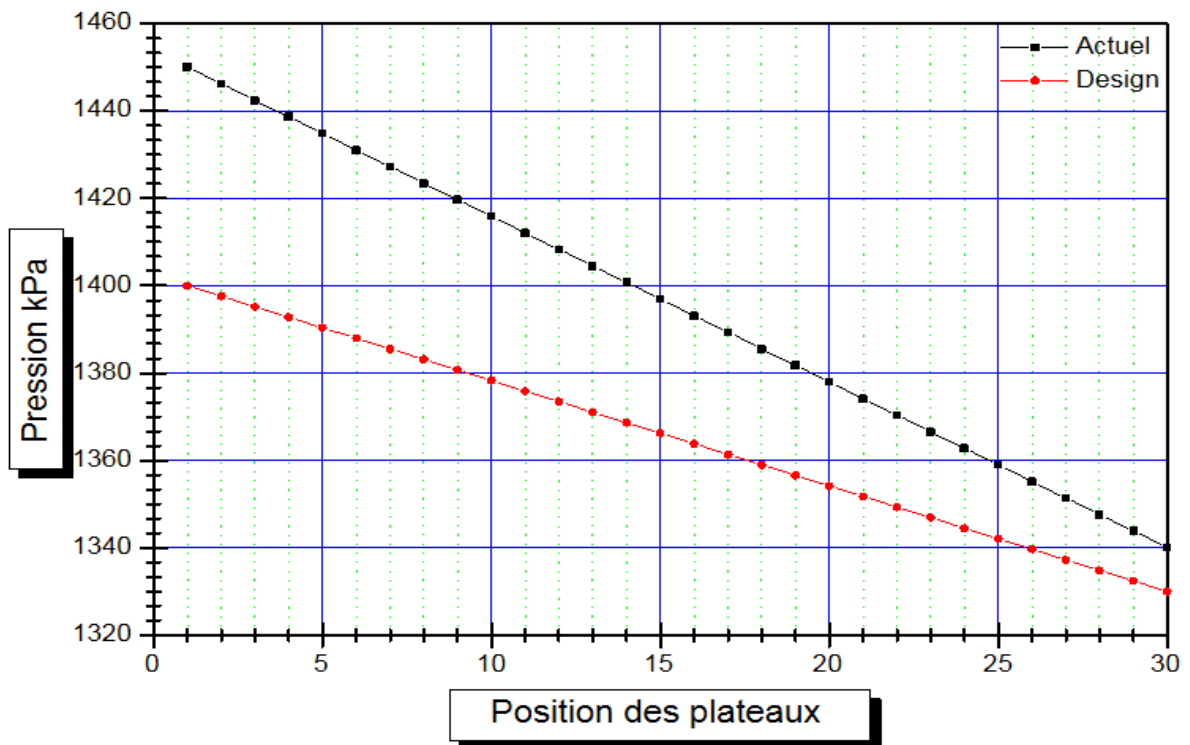


Figure -IV-5: Le profil de la pression de la C3.

Partie Calcul

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.4.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.4.1. Les conditions de fonctionnement de la colonne C1 dans le cas optimisé :

Partie Calcul

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

Tableau –IV-10 : Les conditions de fonctionnement de la C1 dans le cas optimisé.

conditions opératoires		Cas optimisé	Cas actuel
Pression (kPa)	Sommet	2380	2340
	Entrée	2500	2500
	Fond	2450	2450
Température (°C)	Sommet	48.76	57.70
	Entrée	60	60
	Fond	108.9	112.5
Débit massique (Kg/h)	Charge	30000	30000
	Fuel gaz	4580	6204
	Produit de fond	25390	23810
Débit molaire (Kgmole/h)	Charge	586.8	586.8
	Fuel gaz	125.9	161.3
	Produit de fond	460.2	425.7
Taux de reflux		2.065	2.040
Taux de rebouillage		1.41	1.82
Plateaux d'alimentation		15 ^{ème}	14 ^{ème}
Débit d'eau de refr-(kg/h)		59810	48000
Température d'entrée d'eau (°C)		24	29

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.

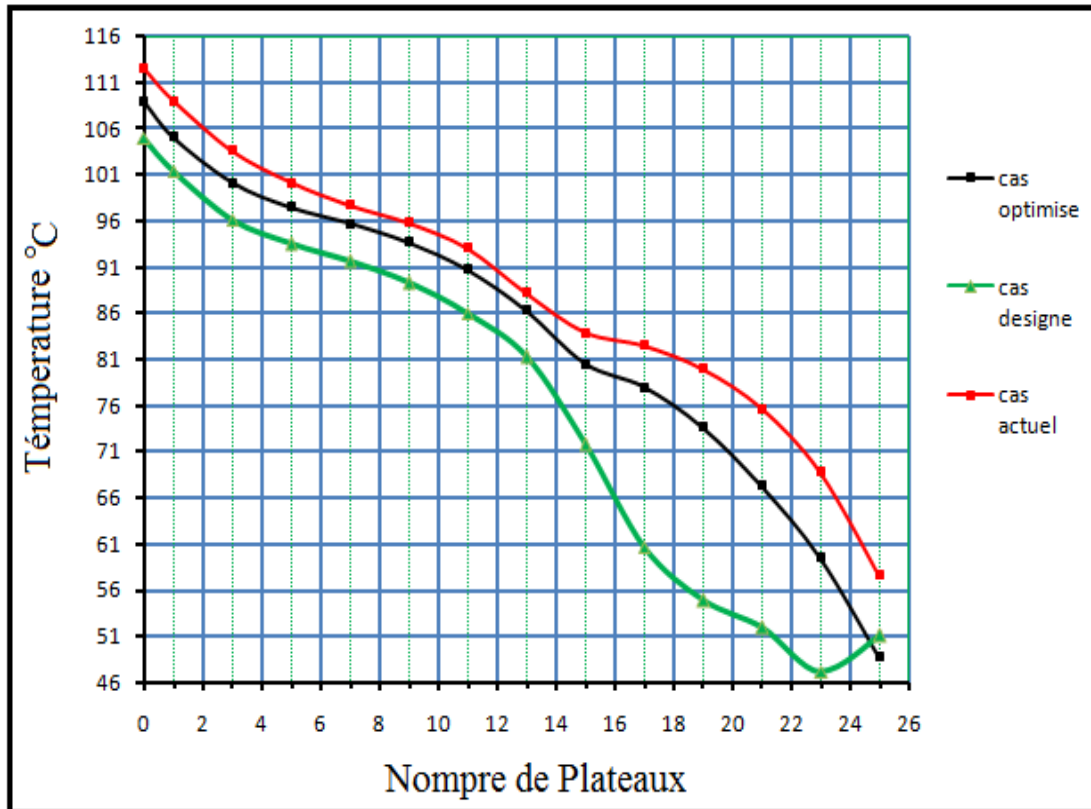


Figure -IV-6: Le profil de la température dans les trois cas.

IV.4.2. La composition et le débit du fuel gaz et du produit du fond :

Tableau –IV-11 : 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	0.0028	13.279	0.0000	0.0000
C2	0.458105	2098.1	0.0003	8.8313
C3	0.512773	2348.5	0.1656	4312.3
iC4	0.015588	71.392	0.1327	3326.8
nC4	0.010635	48.709	0.6973	17636
iC5	0.0000	0.0001	0.0040	102
totale	1.000	4579.9998	1.0000	25385.9986

On remarque d’après le tableau 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.

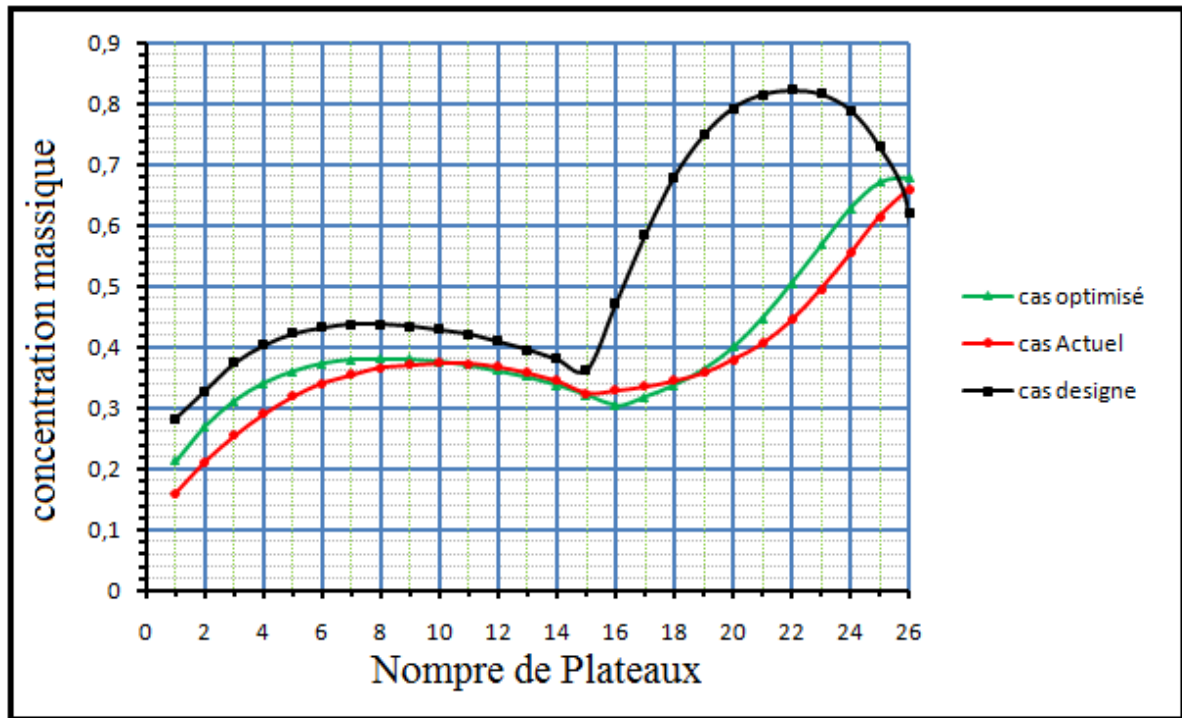


Figure -IV-7: Le profil de la concentration massique du propane en phase liquide.

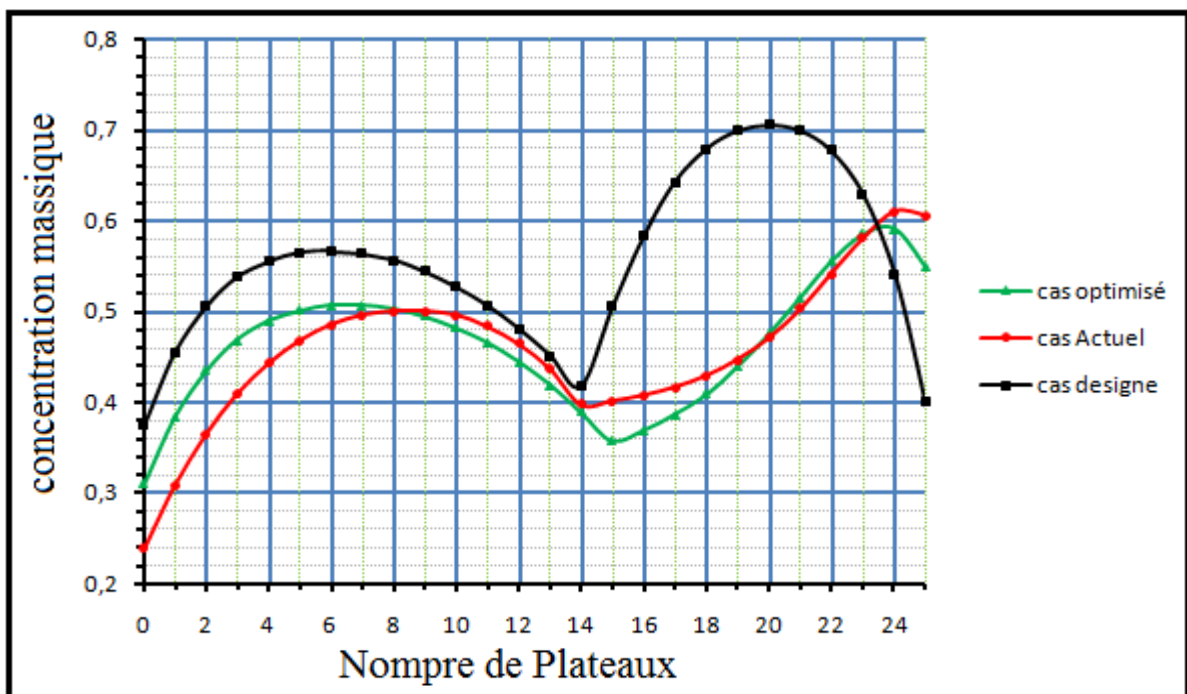


Figure -IV-8: Le profil de la concentration massique du propane en phase vapeur.

Partie Calcul

Interprétation : On voit que la concentration massique du propane dans les phases liquide et vapeur le long de la zone d'épuisement varie de la même manière dans les trois cas, design, actuel et optimisé.

En passant à la zone de rectification, et d'après le profil (Fig. IV.7) on remarque que la concentration massique du propane en phase liquide augmente en allant de haut en bas dans le cas design d'une façon significative, qui ce n'est pas le cas pour l'actuel où il y a une diminution de la concentration.

Et d'après le profil (Fig. IV.8) on voit que la concentration massique du propane en phase vapeur diminue en allant de bas vers le dernier plateau dans le cas design, par contre dans le cas actuel il n'y a pas une variation appréciable.

Les profils du cas optimisé représentent des valeurs intermédiaires où il ya une correction désirée concernant la concentration des courants du propane ascendants et descendants.

IV.5. Evaluation du taux de récupération du propane en fonction des paramètres de marche de l'échangeur E9 :

Tableau –IV-12 : L'évaluation du taux de récupération du propane.

	Cas design	Cas actuel	Cas optimisée
$Q_c \cdot 10^6$ (Kcal/h)	0.620	0.586	0.615
Débit de v-hc (kg/h)	17230	18720	15300
Débit d'eau (kg/h)	60000	48000	59810
Le taux de condensation	0.75	0.60	0.66
$[t_e \div t_s]$ de l'eau	29÷39	29÷42	24÷35.4
$[T_e \div T_s]$ de v-hc	50÷39	58÷43	48.79÷37.61
CTLM	9.20	10.22	11.73
Débit de C3 dans la charge (kg/h)	8165	6670	6670
Débit de C3 à stock (kg/h)	6762	2706	4753.50
Taux de récupération (%)	82.81	40.56	71.27

Partie Calcul

IV.6. Calcul de l'échangeur E9 :

IV.6.1. Données de départ :

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

Tableau –IV-13 : 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
e (mm)	Epaisseur du tube	2.11
D_c (mm)	Diamètre de la calandre	482
P (mm)	Pas	25.4
b (mm)	Distance entre chicanes	750

IV.6.2. Les équations nécessaires pour le calcul d'échangeur :

*Surface installé :

$$S' = \pi \cdot d_{ex} \cdot L_T \cdot N_T \quad (\text{IV.1})$$

*Section de passage coté calandre :

$$a_C = \frac{D_C \cdot b \cdot (P - d_{ex})}{P} \quad (\text{IV.2})$$

*Section de passage côté tube :

$$a_T = \frac{N_T \cdot \pi \cdot d_i^2}{4 \cdot N_P} \quad (\text{IV.3})$$

*Diamètre hydraulique coté calandre pour un pas triangulaire:

$$D_{eq} = \frac{4P^2}{\pi \cdot P} - d_i \quad (\text{IV.4})$$

*La vitesse massique du fluide circulant coté calandre :

Partie Calcul

$$W_C = \frac{\Phi_{eou}}{a_C} \quad (\text{IV.5})$$

*La vitesse massique du fluide circulant coté tube :

$$W_T = \frac{\Phi_{HC}}{a_T} \quad (\text{IV.6})$$

*Le nombre de Reynolds :

$$R_e = \frac{D_{eq} W}{\mu} \quad (\text{IV.7})$$

*Coefficient d'échange convectif:

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

On prend :

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

*La chaleur spécifique moyenne :

$$CP_m = \frac{CP_1 T_1 + CP_2 T_2}{T_1 + T_2} \quad (\text{IV.9})$$

*La résistance d'encrassement rapportée au diamètre moyen :

$$R_{enc} = R'_{enc} \frac{d_i}{d_{ex}} \quad (\text{IV.10})$$

*La résistance de la paroi :

$$R_P = \frac{e}{\lambda} \quad (\text{IV.11})$$

*La résistance globale de transfert :

$$R_G = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e} + R_P + \sum R_{enc} \quad (\text{IV.12})$$

*Le coefficient global de transfert sale :

$$U_S = \frac{1}{R_G} \quad (\text{IV.13})$$

*La surface d'échange nécessaire :

$$F = \frac{Q_C}{CTLM \cdot U_S} \quad (\text{IV.14})$$

Partie Calcul

IV.6.3. Calcul de l'échangeur dans le cas actuel :

*Diamètre hydraulique coté calandre pour un pas triangulaire:

$$D_{eq} = \frac{4 \times (0.0254)^2}{3.14 \times 0.0254} - 0.01483 = 0.0175m$$

*Section transversal a :

$$a = a_c + a_T \quad (\text{IV.15})$$

$$a_c = \frac{0.482 \times 0.75 \times (0.0254 - 0.01905)}{0.0254} = 0.090375m^2$$

$$a_T = \frac{260 \times 3.14 \times 0.000219}{4 \times 4} = 0.0112m^2$$

*Vitesse massique W :

$$W = W_c + W_T \quad (\text{IV.16})$$

$$W_c = \frac{18720}{0.090375} = 207136.92 \text{ kg/h.m}^2$$

$$W_T = \frac{48000}{0.0112} = 4285714 \text{ kg/h.m}^2$$

*Nombre de Reynolds Re :

$$Re_c = \frac{0.0175 \times (207136.92)}{0.0344} = 105374.88$$

$$Re_T = \frac{0.01483 \times (4285714)}{2.46} = 25836.23$$

* la fonction de transfert J_h :

$$J_{h \text{ tube}} = 85$$

$$J_{h \text{ calandre}} = 213$$

*Coefficient locale de transfert h :

$$h_{tube} = 85 \times \left(\frac{0.5322}{0.01483} \right) \times \left(\frac{0.999 \times 2.46}{0.5322} \right)^{\frac{1}{3}} = 5079.58 \left[\text{Kcal/hm}^2 \cdot ^\circ\text{C} \right]$$

Partie Calcul

$$h_{calandre} = 213 \times \left(\frac{0.0797}{0.0175} \right) \times \left(\frac{0.5877 \times 0.0344}{0.0797} \right)^{\frac{1}{3}} = 614.07 \left[\frac{Kcal}{hm^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

* La résistance d'encrassement standard R'_{enc} : Abaque (2)

$$R'_{enc} \text{ intérieur de tube} = 0.0002$$

$$R'_{enc} \text{ extérieur de tube} = 0.0002$$

* La résistance d'encrassement rapportée au diamètre moyen R_{enc} :

➤ La résistance d'encrassement intérieur de tube :

$$R_{enc} = 0.0002 \times \frac{0.01483}{0.01905} = 0.0001556 \left[\frac{hm^2 \cdot ^\circ C}{Kcal} \right]$$

➤ La résistance d'encrassement extérieur de tube :

$$R_{enc} = 0.0002 \times \frac{0.01905}{0.01483} = 0.000257 \left[\frac{hm^2 \cdot ^\circ C}{Kcal} \right]$$

* Résistance de la paroi R_p :

$$R_p = \frac{0.00211}{44.54} = 0.000047 \left[\frac{hm^2 \cdot ^\circ C}{Kcal} \right]$$

* Résistance globale R_G :

$$R_G = \frac{1}{5079.58} + \frac{1}{614} + 0.000047 + 0.00041 = 0.00227 \left[\frac{hm^2 \cdot ^\circ C}{Kcal} \right]$$

* Coefficient Globale de transfert U_s :

$$U_s = \frac{1}{0.00227} = 440.52 \left[\frac{Kcal}{hm^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

* Surface d'échange calculé F_{cal} :

$$F_{cal} = \frac{585853}{10.22 \times 440.52} = 130.1 m^2$$

* Surface d'échange installé F_{ins} :

Partie Calcul

$$S' = 3.14 \times 0.01905 \times 6.096 \times 260 = 94.80m^2$$

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

Partie Calcul

Tableau –IV-14 : Résultats du calcul de l'échangeur E9 dans le cas actuel.

<i>symbole</i>	<i>unité</i>	<i>désignation</i>	<i>Fluide coté tube (eau)</i>	<i>Fluide coté calandre (v.hc)</i>	<i>Source</i>
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/hm°C]	Conductivité thermique	0,5322	0,0797	Hysys
D_{eq}	[m]	Diamètre équivalent	0,01483	0,0175	L'eq (4)
a	[m ²]	Section transversale	0,0112	0,0903	L'eq (2.3)
W	[Kg/hm ²]	Vitesse massique	4285714	207136	L'eq (5.6)
Re	[SD]	Nbr de Reynolds	25836.23	105374.88	L'eq (7)
$T_{éc}$	/	Régime d'écoulement	Turbulent	Turbulent	Abaque (1)
J_h	[SD]	la fnct- de transfert	85	213	Abaque (1)
h	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. locale de transfert	5079.58	614.07	L'eq (8)
R'_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résist-d'encr-standart	0.0002	0.0002	Abaque (2)
R_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résistance d'encrassement	0.000155	0.000257	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	0.00227		L'eq (12)
U_s	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. Globale de transfert	440.52		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	130.1		L'eq (14)
F_{ins}	[m ²]	Surface d'éch. Installé	94.8		L'eq (1)

Partie Calcul

Le logiciel HYSYS nous a donné 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 $F_{cal} = 130.1 \text{ m}^2$.

Conclusion :

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 130.1 m^2 , Ou d'établir des autres paramètres pour aboutir à l'échange voulu.

IV.6.4. 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 60 % 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.

IV.6.5. Calcul de l'échangeur dans le cas optimisé:

*Diamètre hydraulique coté calandre pour un pas triangulaire:

$$D_{eq} = \frac{4 \times (0.0254)^2}{3.14 \times 0.0254} - 0.01483 = 0.0175m$$

*Section transversal a :

$$a = a_c + a_T$$

$$a_c = \frac{0.482 \times 0.75 \times (0.0254 - 0.01905)}{0.0254} = 0.090375m^2$$

$$a_T = \frac{260 \times 3.14 \times 0.00022}{4 \times 4} = 0.0112m^2$$

*Vitesse massique W :

Partie Calcul

$$W = W_c + W_T$$

$$W_c = \frac{14040}{0.090375} = 155352.69 \text{ kg/h.m}^2$$

$$W_T = \frac{59810}{0.0112} = 5340178.57 \text{ kg/h.m}^2$$

*Nombre de Reynolds Re :

$$Re_c = \frac{0.0175 \times (155352.69)}{0.039114} = 69506.36$$

$$Re_T = \frac{0.01483 \times (5340178.57)}{2.92} = 27121.52$$

*Coefficient locale de transfert h :

$$h_{tube} = 98 \times \left(\frac{0.5383}{0.01483} \right) \times \left(\frac{0.999 \times 2.92}{0.5383} \right)^{\frac{1}{3}} = 6248.13 \left[\text{Kcal/hm}^2 \cdot ^\circ\text{C} \right]$$

$$h_{calandre} = 196 \times \left(\frac{0.0775}{0.0175} \right) \times \left(\frac{0.65 \times 0.039114}{0.0775} \right)^{\frac{1}{3}} = 598.64 \left[\text{Kcal/hm}^2 \cdot ^\circ\text{C} \right]$$

* La résistance d'encrassement rapportée au diameter moyen R_{enc} :

➤ **La résistance d'encrassement interieur de tube :**

$$R_{enc} = 0.0002 \times \frac{0.01483}{0.01905} = 0.0001556 \left[\text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C/Kcal} \right]$$

➤ **La résistance d'encrassement exterieur de tube :**

$$R_{enc} = 0.0002 \times \frac{0.01905}{0.01483} = 0.000257 \left[\text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C/Kcal} \right]$$

*Résistance de la paroi R_p :

$$R_p = \frac{0.00211}{44.54} = 0.000047 \left[\text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C/Kcal} \right]$$

*Résistance globale R_G :

$$R_G = \frac{1}{6248.13} + \frac{1}{598.64} + 0.000047 + 0.00041 = 0.0022 \left[\text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C/Kcal} \right]$$

Partie Calcul

*Coefficient Globale de transfert U_s :

$$U_s = \frac{1}{0.0022} = 454.54 \left[\frac{\text{Kcal}}{\text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \right]$$

*Surface d'échange calculé F_{cal} :

$$F_{cal} = \frac{615824}{454.54 \times 11.73} = 115.5 \text{m}^2$$

*Surface d'échange installé F_{ins} :

$$S' = 3.14 \times 0.01905 \times 6.096 \times 260 = 94.80 \text{m}^2$$

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

Partie Calcul

Tableau –IV-15 : 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	59810	14040	Hysys
μ	[Kg/h. m]	Viscosité dynamique	2.92	0.0391	Hysys
C_p	[K.cal/Kg.°C]	Chaleur spécifique	0.999	0.65	Hysys
λ	[Kcal/hmc°]	Conductivité thermique	0.5383	0.0775	Hysys
D_{eq}	[m]	Diamètre équivalent	0.01483	0.0175	L'eq (4)
a	[m ²]	Section transversale	0.0112	0.0903	L'eq (2.3)
W	[Kg/hm ²]	Vitesse massique	5340178.5	155352.69	L'eq (5.6)
Re	[SD]	Nbr de Reynolds	27121	69506.36	L'eq (7)
$T_{éc}$	/	Régime d'écoulement	Turbulent	Turbulent	Abaque (1)
J_h	[SD]	la fnct- de transfert	98	196	Abaque (1)
h	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. locale de transfert	6248	598.46	L'eq (8)
R'_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résist-d'encr-standart	0.0002	0.0002	Abaque (2)
R_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résistance d'encrassement	0.000155	0.000255	L'eq (10)
λ_m	[Kcal/hm°C]	Cnd. thermique du métal	44.54		Construc-teur
R_p	[hm ² °C/Kcal]	Résistance de la parois	0.000047		L'eq (11)
R_G	[hm ² °C/Kcal]	Résistance globale	0.0022		L'eq (12)
U_s	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. Globale de transfert	454.54		L'eq (13)
$CTLM$	[°C]	Diff.Log. de temp. moyenne	11.73		Hysys
Q	[Kcal/h]	Chaleur échangée	615824		Hysys
F_{cal}	[m ²]	Surface d'éch. Calculé	115.5		L'eq (14)
F_{ins}	[m ²]	Surface d'éch. Installé	94.80		L'eq (1)

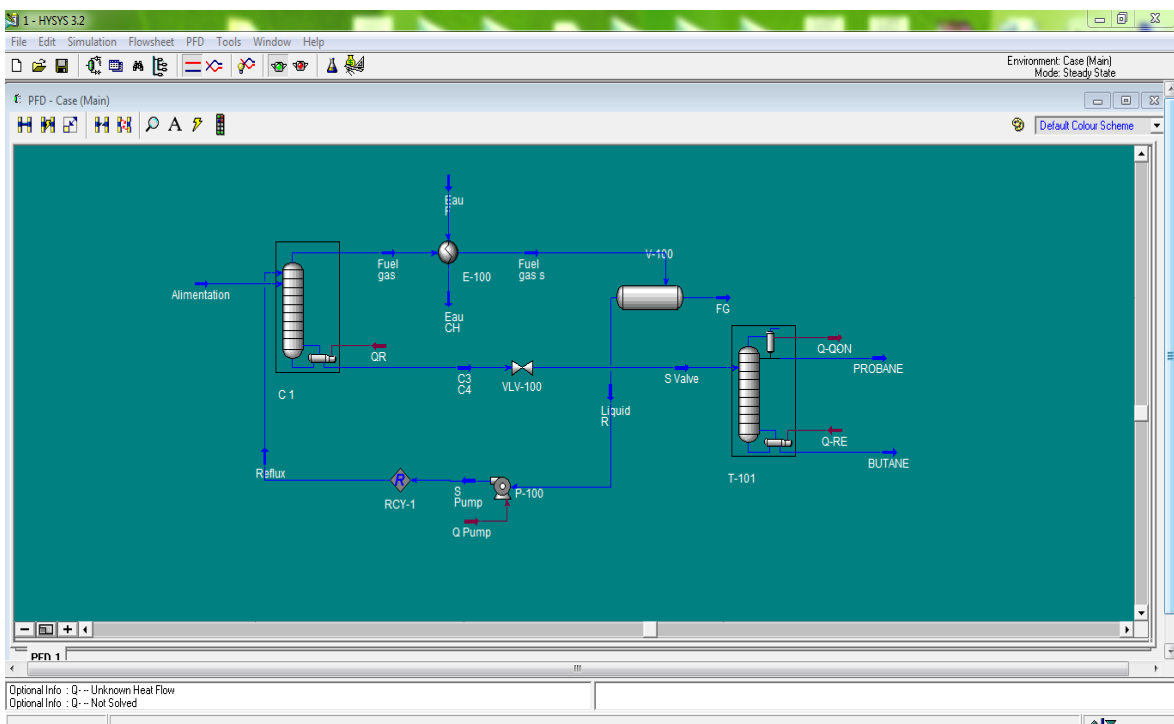
Partie Calcul

L'augmentation de débit d'eau de refroidissement a permis d'augmenter le coefficient global de transfert de chaleur (U_s), afin d'obtenir une surface d'échange

$$F_{cal} = 115.5 \text{ m}^2.$$

Conclusion :

La surface (F_{cal}) dans le cas optimisé, nécessaire pour la transmission de la chaleur voulue (Q_c) est inférieure à celle calculée (F_{cal}) dans le cas actuel, ce qui nous permet de dire que le condenseur E9 dans les nouvelles conditions peut assurer la condensation désirée.



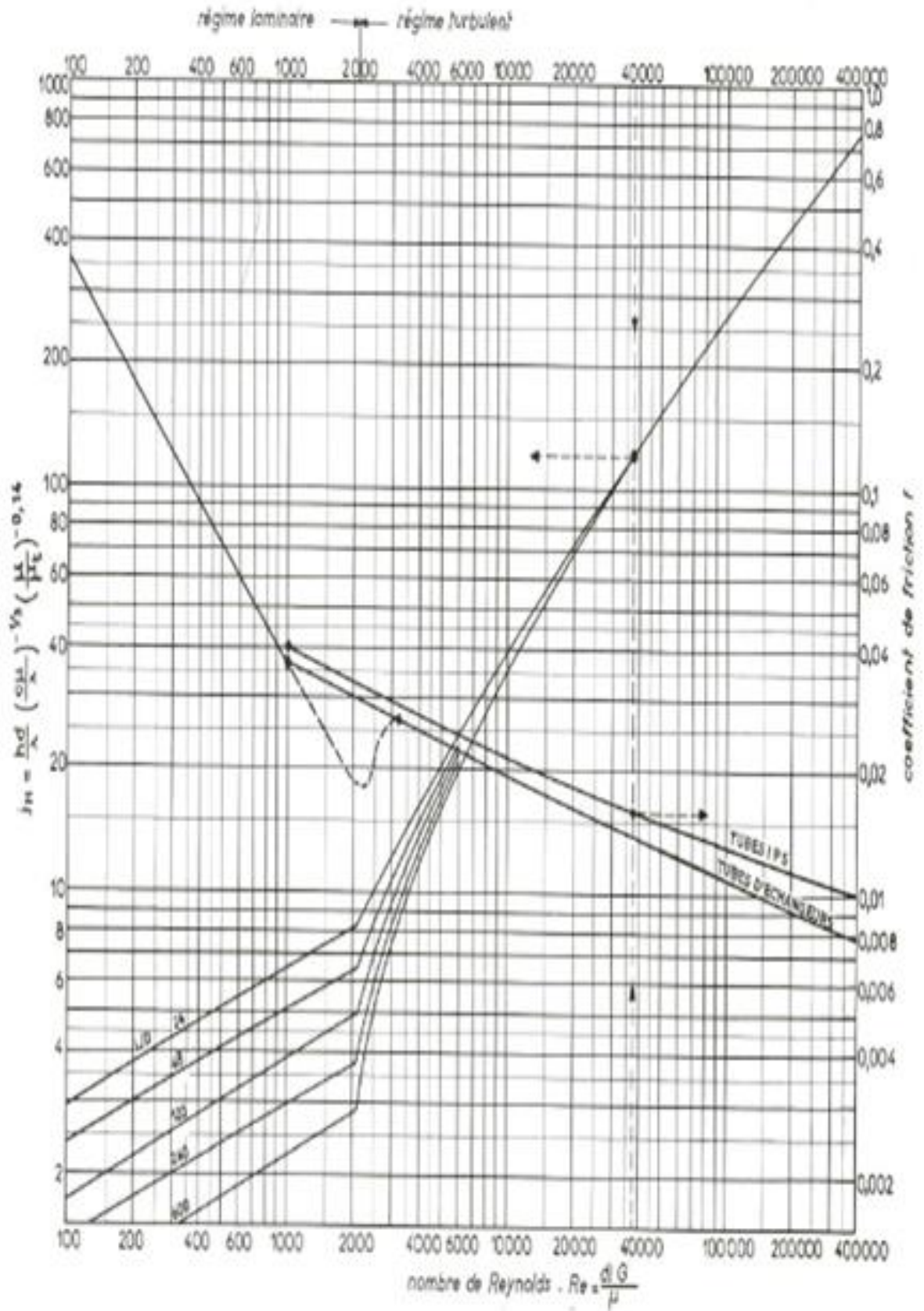


Figure -IV-9: courbe de détermination du coefficient de transfert J_h facteur de friction f en fonction du nombre de Reynolds à l'intérieur des tubes.

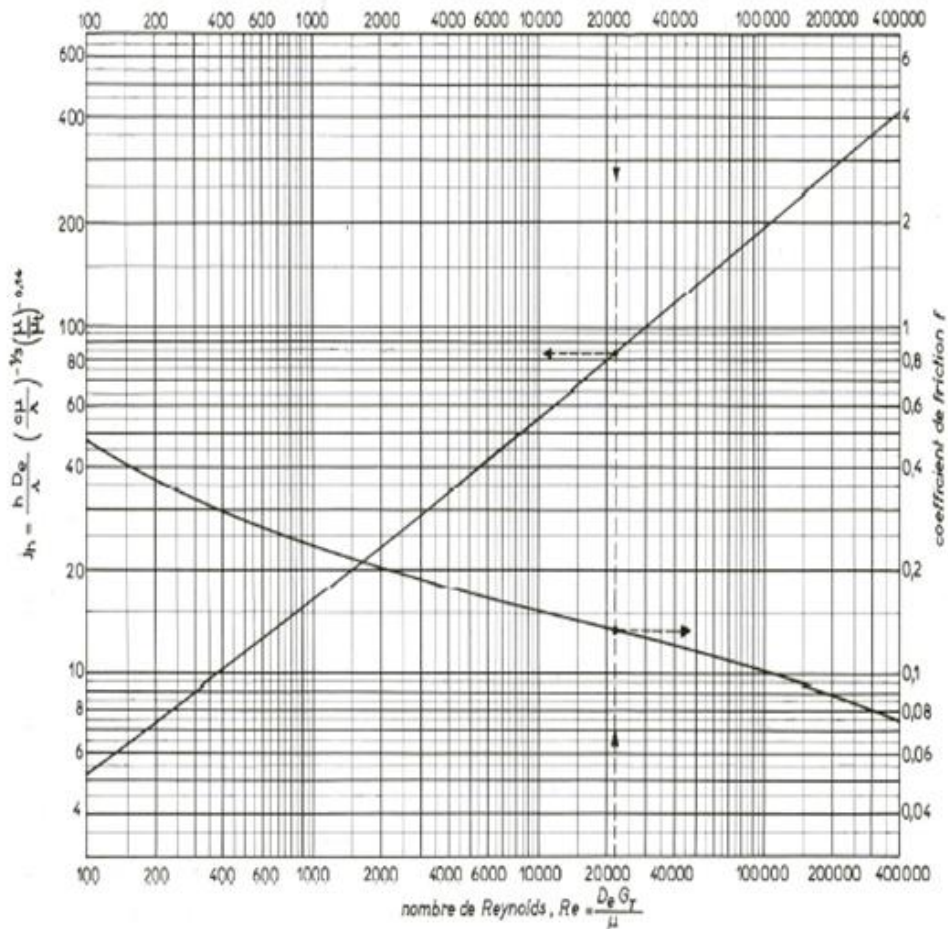


Figure -IV-10: courbe de détermination du coefficient j_h et le facteur de friction f en fonction du nombre Reynolds modifié à l'extérieur des tubes (coté calandre).

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 C_1 , C_2 (utilisé comme fuel gaz), de fraction C_3 , C_4 . Cette dernière est utilisée comme charge dans une deuxième colonne afin de séparer le propane et le butane.

Malheureusement, la quantité du propane que l'on récupère actuellement est faible par rapport à celle prévue par le design (taux de récupération bas).

Calcul du taux de récupération :

Débit massique d'alimentation : 30000 kg/h.

Débit massique de C_3 dans l'alimentation : 6670 kg/h.

Partie Calcul

Débit massique de C₃ vers stock : 2706 kg/h.

$$T = \frac{\text{Débit massique de C}_3 \text{ vers stock}}{\text{Débit massique de C}_3 \text{ dans la charge}} \cdot 100 \quad (\text{IV.17})$$

$$T = 40.56\%$$

Interprétation :

D'après le design, le taux de récupération est égale à 82,81 c'est-à-dire dans 100 kg, on perd 17,19 kg.

Actuellement, les pertes par rapport à 100 kg sont de 59.44 kg. Ainsi, les pertes de propane par rapport au design sont égales à (59.44 - 17,19)=42.25 kg. Donc :

Dans 100 kg on perd 42.25 kg, c'est-à-dire que les pertes de propane sont de :

$$6670 \cdot 0.4225 = 2818.075 \text{ kg/h} = 67.6338 \text{ tonnes/jour}$$

A partir du calcul du taux de récupération pour les cas design et actuel, on peut conclure que la quantité de propane perdu par jour est très importante.

CONCLUSION

Conclusion générale

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.

Malheureusement, la quantité du propane que l'on récupère actuellement est faible par rapport à celle prévue par le design (Taux = **40,56 %**). 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 (**71 %**) se qui permet un gain en propane de 33 tonnes / Jour.

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

- ✓ Le remplacement du condenseur actuel par un autre de 130,10 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 modeste travail doit être complété par une étude technico-économique pour choisir la solution la plus judicieuse.

Les références bibliographiques

Les Références Bibliographiques

- [1]. Y. Abchi, Perspective des exportations des GPL et place de Sonatrach sur le marché méditerranéen, revue de l'Institut Algérien de Pétrole, Vol. 04, 1, (Jan 2010), p. 10.
- [2]. K. Otto, Global LPG Market Outlook, Purvin & Gertz Inc, LP Gas exceptional energy Journal, Edition of International Systems and Communications Limited (ISC) & the World LP Gas Association (WLPGA), (Septembre 2009), p. 12.
- [3]. S. Vitu, Développement d'une méthode de contributions de groupes pour le calcul du coefficient d'interaction binaire de l'équation d'état de Peng-Robinson et mesures d'équilibres L-V de systèmes contenant du CO₂, thèse de doctorat en science de l'Institut National Polytechnique de Lorraine, (2007), p. 05.
- [4]. B. Ait Aissa, Contribution à l'étude des algorithmes de simulation des colonnes à plateaux de séparation liquide vapeur avec implémentation de modèles thermodynamiques rigoureux, thèse de Magister en génie chimique doctorat de l'Institut Algérien de Pétrole, (1999), p. 01.
- [5]. Manuel d'utilisation Prosim Plus Simulateur des procédés industriels continus, (Mai 2010), p. 05.
- [6] Manuel opératoire de l'unité de séparation et traitement des gaz (Skikda).
- [7] IAP De SKIKDA , Description Du Complexe (SONATRACH) , 2005 , P.07.
- [8] J.P.WAUQUIER. Procèdes de séparation, édition technip, (1998).
- [9] P. WUITHIER, raffinage et génie chimique, Tome I , 2^{ème} édition, (1972).
- [10] P. WUITHIER, raffinage et génie chimique, Tome II , 2^{ème} édition, (1972).
- [11] M. Gollac, S. Volkoff, Les conditions de travail. La Découverte Collection, (2000).
- [12] A. Laurent, Sécurité des procédées chimiques, 2^{ème} Edition, (2011).
- [13] T. Pierini, Transport de gaz de pétrole liquéfié (GPL), Sécurité et gestion des risques. Techniques de l'ingénieur, réf: SE8120, (2015).
- [14] F. MEUNIER , C. MEUNIER/CASTELAIN, Adieu Pétrole... Vive les énergies renouvelables, Edition Dunod, (2006).
- [15] Moteur de recherche Google.com (Les mots clés : Le GPL....).
- [16] Association Algérienne de l'industrie de gaz , site web www.aegpl.eu , (Mai 2010)
- [17] HANICHI.Z(2005); «Optimisation des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseuse» ; Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES.

Les références bibliographiques

- [18] J.P.Wauquier , Raffinage et génie chimique , (tome I) , édition Technip , (1972).
- [19] Les caractéristiques du butane et propane Algérien, Naftal site web : www.naftal.dz, (2010).
- [20] P. Belov, Principes technologiques de synthèse pétrochimique, édition école supérieure Moscou, (1954).
- [21] K, Otto, Global LPG Market Outlook, Purvin & Gertw Inc, LP Gas exceptional energy Journal, Edition of International Systems & Communications Limited (ISC) and the World LP Gas Association (WLPGA), (2009).
- [22] US, Energy information administration, site web www.eia.gov, (2010).
- [23] A. ROJEY, Le gaz naturel Production-Transport-Traitement : Propriétés physico-chimique du gaz naturel, Technip, (1994).
- [24] Bilan énergétique national de l'année 2009, édition Ministère algérien de l'énergie et les mines, (2010).
- [25] Source APRU (Agence nationale pour la promotion et la rationalisation de l'utilisation de l'énergie)
- [26] P. TRAMBOUZE : Matériels et équipements, Edition technip, (1999).
- [27] Pierre Le Prince. Le Raffinage Du Pétrole. Tome 4. Matériels et Equipements. Edition Technip. (1999).
- [28] J.P. MOULIN, Génie chimique .Tome 1. Operations unitaires idéales, 2^{ème} année d'études ,Ecole Centrale, Paris, (2005) .
- [29] Manuel de république TOTALE (ou cours TOTAL) Exploration & Production ,Les Équipements , Les Échangeurs. Support de Formation EXP-PR-EQ120-FR. Dernière Révision: 16/04/2007.
- [30] A. BONTEMPS, A. GREIGUE, CH.GOUBIER, J. HUETZ, CH. MARVILLET et R. VIDIL : Description des échangeurs de chaleur, technique de l'ingénieur, (1993).
- [31] JEAN-FRANCOIS SCADURA : initiation au transfert de chaleur, Lavoisier, (1982).
- [32] Risques et précaution liés au matériel, ENSPM Formation industrie, (2000).
- [33] A. ZIOUCHI, IAP, Maintenance industrielle, les échangeurs, (2007).
- [34] J. HAYDARY, Chemical Process Design and Simulation, Wiley-Blackwell, (2019).
- [35] A. KECHICHEB, Optimisation des paramètres de marche de la colonne 100-t-201 après l'arrêt des deux pompes 100-pm-203a/b, mémoire fin d'étude pour l'obtention du diplôme d'ingénieur, Raffinage du pétrole, IAP, Génie chimique, (2017).

Les références bibliographiques

- [36] G. Towler, R.K. Sinnott, Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, Second Ed. Ed. Butterworth-Heinemann, (2012).
- [37] ABBES Gouri, page consulté le 23/042018, simulation d'un train de traitement de gaz à l'aide des outils HYSYS et PRO II, Ecole nationale supérieure polytechnique – ingénieur en génie chimique, (2009)
- [38] H. KHEBBECHE, S. HAFIAN, Modélisation et simulation d'une unité d'absorption des gaz acides (CO₂) par solvants chimiques alkanolamine, mémoire fin d'étude de master académique, Génie des Procédés Spécialité, Ingénierie du Gaz Naturel, (2013).
- [39] W. L. Luyben, Distillation Design and Control Using Aspen Simulation, 2nd Edition, John Wiley & Sons, (2006).
- [40] B. BAPTISTE, Introduction aux méthodes thermodynamiques pour le génie des procédés, rapport de stage de Choix d'un modèle thermodynamique et simulation, (2016).
- [41] C. McDermott, N. Ashton, Note on the definition of local composition, Fluid Phase Equilibria, (1977).

ABSTARCT

The world consumption of LPG is in continuous growth, due to its balance sheet and reliable economic as a clean and efficient fuel for the future, it is highly recommended to produce it respecting standards and specifications well determined.

The objective of this work is to optimization the production of butane gas. For this purpose we selected the gas processing unit of the Skikda refinery as a working example and we studied the various thermodynamic patterns and calculation algorithms.

We had used the simulator HYSYS to evaluate the current case and optimize the technological parameters of fractionation columns in order to get the final products respecting the standards and specifications required.

Key words: Simulation, Optimization, GPL, Propane, HYSYS.

ملخص

إن الاستهلاك العالمي لمادة غاز البترول المميع في ازدياد مستمر، باعتبارها حسيبة اقتصادية مربحة و بأنه و قود نظيف و فعال للغد، لذا فإن إنتاج هذا الأخير يخضع لمقاييس وخصائص محددة بدقة إن الهدف من هذا العمل هو تحسين نسبة إنتاج غاز البيوتان ولهذا الغرض قمنا باختيار وحدة معالجة الغاز لمصفاة سكيكدة كمثل عملي و قمنا بدراسة مختلف الأنماط الترموديناميكية و خوارزميات الحساب لتحسين دقة نتائج المحاكاة لقد قمنا بإستخدام برنامج المحاكاة هاييسيس لتقييم حالة وحدة الغاز حاليا والقيام بمفاضلة العوامل التكنولوجية على أعمدة الفصل للحصول على منتجات نهائية تخضع للمقاييس و الخصائص المطلوبة الكلمات المفتاحية: المحاكاة, تحسين, غاز البيوتان, هاييسيس.

Résumé:

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

L'objectif de ce travail est d'optimisation le taux de production de gaz butane et pour cela nous avons choisi l'unité de traitement de gaz de la raffinerie de Skikda comme exemple de travail et nous avons étudié les différents modèles thermodynamiques et algorithmes de calcul..

Nous avons utilisé le simulateur HYSYS pour évaluer le cas actuel et optimiser les paramètres technologiques dans les colonnes de fractionnement pour avoir les produits finaux en respectant les normes et les spécifications exigées.

Mots Clés : Simulation, Optimisation, GPL, Propane, HYSYS.