



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR

ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE ECHAHID HAMMA LAKHDAR, EL OUED

FACULTE DE LA TECHNOLOGIE



Département de Génie des Procédés et Pétrochimie

Mémoire de fin d'étude

Présenté pour l'obtention du diplôme de :

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et Technologies

Filière : Industrie pétrochimique

Spécialité : Génie Pétrochimique

Thème

Calcul et optimisation des paramètres de marche de la colonne C1 d'une section de l'unité gaz-plant (raffinerie de Skikda –RA1/K)

Présenté par : - Azzabi Mohammed Lamine

- Messaoudi Abdennour

- Zemmouri Aymen

Soutenu publiquement le : **15 Juin 2022**

Devant le Jury composé de :

Mr. NASER CHAABIA	M.A.A	Président	Univ. El Oued
Mr. SAID SALMI	M.C.B	Examineur	Univ. El Oued
Mr. ISSAM BOUDOUH	M.C.A	Encadreur	Univ. El Oued

2021 - 2022

Remerciements

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

Je tiens tout d'abord à remercier mon encadreur **Dr .ISSAM BOUDOUH**, pour sa patience, sa disponibilité et surtout ses conseils avisés qui ont alimenté ma réflexion.

Dédicace

Nous dédions ce travail à nos chers parents, et à tous ceux qui nous ont donné amour et affection. A nos amis, notre famille, et tous nos proches, cet humble travail que nous avons travaillé dur et respecté.

Nous remercions également tous ceux qui nous ont aidés et ont fait des efforts de près ou de loin pour réaliser ce travail.

NOMENCLATURE

Symbole	Définition	Unités
F	Alimentation	mol/s
H^*	Constante de la loi de Henry (éq. 18)	fraction kPa/mole
K	y^*/x , rapport d'équilibre vapeur-liquide (éq. 1)	
L	débit de liquide molaire moyen pour la section	mol/s
L	débit massique de liquide	kg/S
m	une phase d'équilibre en dessous de l'alimentation	
N	nombre d'étapes	
Na	nombre d'étapes réelles	
NTU	nombre d'unités de transfert, base de concentration de vapeur	
Nt	nombre d'étages théoriques	
P	pression totale du système	
p	pression partielle	kPa
P^0	a pression de vapeur	kPa
T	Température	K
a	volatilité relative (éq. 2)	
γ^l	coefficient d'activité en phase liquide (éq. 6)	
$A_{12}; A_{21}$	constante dans le modèle de coefficient d'activité de Wilson (eq. 13)	
ρ	densité de phase fluide	kg/m ³
σ	tension superficielle	mN/m
μ	viscosité liquide	CP
v	viscosité cinématique liquide	CS
$\hat{\phi}$	coefficient de fugacité (éq. 20) à la pression du système température et composition	
Φ^0	coefficient de fugacité à la pression de vapeur du composant pur	
Φ_{dc}	densité relative moyenne de la mousse dans le déversoir	

A,B...F Points d'équilibre

B bas

C condenseur

D distillat

E end

F alimentation

f étape d'alimentation

L liquide

m numéro d'étape m

n numéro d'étape n

n numéro de composant n (Eq. 8 uniquement)

P pression

S rebouilleur

T colonne du haut

V vapeur

Indices

1,2,3...n numéros de composants

B bas

D distillat

F l'alimentation

G, g gaz

L liquide

Max maximum

Min minimum

P pression

R section de rectification

S section de décapage

T Température

Sommaire

Remerciements	2
Dédicace	3
NOMENCLATURE.....	4
Sommaire.....	6
Liste Des Figures.....	9
Liste De Tableaux	12
INTRODUCTION GÉNÉRALE.....	14
Bibliographie	17
CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION.....	18
I .presentation et fonctionnement de l’unité de raffinerie (RA1K) :.....	19
I.1. Origine de l'activité de raffinage :.....	19
I.1.1 Les Raffineries en Algérie :	20
I.1.1.1 La Raffinerie d’Alger (RA1/G) :	20
I.1.1.2 La Raffinerie d’Arzew (RA1/Z) :	21
I.1.1.3 La Raffinerie de Skikda (RA1/K) :.....	22
I.1.2 Description et fonctionnement de l’unité :	31
I.1.2.1 Le rôle des installations :	31
I.1.2.2 Spécification technique de la charge :	31
I.1.2.2.1 La charge :.....	31
I.1.2.2.2 Conditions requises à la sortie des tamis moléculaires :	32
I.1.2.2.3 Qualité des produits à la sortie de l’installation :	33
I.1.2.2.4 L’installation de GPL :.....	33
I.1.3 Description du procédé :	33
I.2. Généralités sur le GPL :.....	43
I.2.1. Définition des GPL :.....	43
I.2.2.Les sources des GPL:.....	43
I.2.3 Les propriétés des GPL :.....	44
I.2.3.1 Odeur :.....	44

Sommaire

I.2.3.2 Tension de vapeur :	44
I.2.3.3 Dilatation :	44
I.2.3.4 Densité :	44
I.2.3.5 Température d'ébullition :	44
I.2.3.6 Impureté :	44
I.2.4. Caractéristiques générales des GPL :	45
I.2.4.1 Pouvoir calorifique des GPL :	45
I.2.4.2 Pouvoir calorifique supérieur (PCS) :	45
I.2.4.3 Pouvoir calorifique inférieur (PCI) :	45
I.2.4.4 Point d'ébullition et la masse volumique :	46
I.2.5 Domaines d'utilisation des GPL :	47
I.2.5.1 Le GPL carburant :	47
I.2.5.2 Le GPL dans la pétrochimie :	47
A.2. Synthèse de l'acroléine :	48
A.3. Synthèse de l'éthylène, propylène et l'acétylène :	48
I.2.6 Les avantages et les inconvénients techniques des GPL :	49
I.3 Notions sur distillation:	50
I.3.1 Introduction:	50
I.3.2. Vapeur - Équilibre Liquide :	52
I.3.3 relations thermodynamiques :	54
I.3.4 système isotrope :	62
I.3.5 Processus de distillation :	65
Bibliographie	67
CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR	68
II.1 Définition:	69
II.2 Types d'échangeurs de chaleur:	69
II.2.1 Répartition de la température dans les échangeurs de chaleur à double tube:	74
II.3. Le coefficient de transfert de chaleur global :	82
II.4. Méthodes d'analyse :	85
II.4.1 Méthode de la différence de température moyenne logarithmique:	85
Bibliographie	89

Sommaire

CHAPITER III: PARTIE CALCUL	90
III. Partie Calcule :	91
III.1. Etude de l'unité d'affectation :.....	92
III.2. Etude de la colonne de dééthnisation C1:	92
III.2.1. Composition et débit de la charge de la colonne C1 :.....	93
III.2.2. Les conditions de fonctionnement de la colonne C1 :	94
III.2.3. Composition et débit massique du fuel gaz :	94
III.2.4. Composition et débit de produit du fond :	95
III.2.5. Propriétés des courants de la colonne C1 :	96
III.2.6. Présentation et interprétation des profils du dééthaniseur :	97
III.3. Etude de la colonne de dépropanisation C 3 :.....	98
III.3.1 : Les conditions de fonctionnement de la colonne C3 :.....	98
III.3.2: Composition et débit massique du propane à stock :.....	99
III.3.3. Composition et débit massique du butane à stock :	100
III.3.4. Propriétés du propane et du butane à stock :.....	100
III.3.5 Présentation et interprétation des profils du dépropaniseur :.....	101
III.4.Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de dééthanisation:.....	103
III.4.1. Les conditions de fonctionnement de la colonne C1 dans le cas optimisé:	104
III.4.2. La composition et le débit du fuel gaz et du produit du fond :	105
III.5. Evaluation du taux de récupération du propane en fonction des paramètres de marche de l'échangeur E9 :	108
III.6. Calcul de l'échangeur E9 :	108
III.6.1. Données de départ :	108
III.6.2. Les équations nécessaires pour le calcul d'échangeur :.....	109
III.6.3. Calcul de l'échangeur dans le cas actuel :.....	111
III.6.4. Optimisation des paramètres de fonctionnement de l'échangeur E9 :..	115
III.6.5. Calcul de l'échangeur dans le cas optimisé:	115
Conclusion générale :	122

Liste Des Figures

Titre	page
CHAPITRE I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION	
FigI.1: Situation géographique de la RA1/k dans la zone industrielle de Skikda	23
FigI.2 : Organigramme de la raffinerie de Skikda RA1/K.	25
FigI.3: Schéma synoptique de la RA1/K	26
FigI.4 : schéma unité de gaz plant.	42
FigI.5 : Coups de distillation. (a) Distillation simple en une seule étape. (b) Une simple tour de distillation continue à trois étapes.	51
FigI.6: Une tour de distillation équipée de plateaux.	53
Fig I.7 : Diagrammes VLE isobares : (a) point de rosée et de bulle ; (b) équilibre vapeur-liquide (y-x).	54
Fig I.8 : Coefficients d'activité binaires de systèmes à deux composants présentant des écarts (a) positifs et (b) négatifs par rapport à la loi de Raoult. Les conditions sont soit une pression constante soit une température constante et les coefficients finaux γ_i^∞ sont observés	57
Fig I.9 : Point d'ébullition (a) et diagramme de phase (b) du point d'ébullition minimum du système diisotrope à pression constante. A, B, C et D sont des points d'équilibre représentatifs ; Z est le point azéotropique.	64
Fig I.10. : Point d'ébullition (a) et diagramme de phase (b) du point d'ébullition minimum du système diisotrope à pression constante. A, B, C et D sont des points d'équilibre représentatifs ; Z est le point azéotropique.	64
Fig I.11 : Point d'ébullition (a) et diagramme de phases (b) du système azéotropique hétérogène eau/1-butanol à pression atmosphérique. A, B, C et D sont des points d'équilibre représentatifs ; Z est le point azéotropique ; M et N sont les limites du mélange liquide.	65
CHAPITRE II : Les échangeurs de chaleur	
Fig II. 1 : Types d'échangeurs de chaleur	72
Fig II. 2 : (A) Échangeurs de chaleur à coque et tube. (B) Plaque tubulaire et tubes de l'échangeur de chaleur. (C) Faisceau de tubes en U. (D) Échangeur de chaleur à courants croisés (les deux fluides non mélangés).	73
Fig II. 3 : (A) Petit échangeur de chaleur (extérieur). (B) Petit échangeur de chaleur (intérieur).	74
Fig II. 4 : Plaque tubulaire et tubes corrodés.	74
Fig II. 5 : Échangeur de chaleur à double tube.	75
Fig II. 6 : Répartition de la température dans les échangeurs à double tube.	77
Fig II. 7 : Flux d'énergie pour volumes de régulation différentiels.	78
Fig II. 8 : Evolution des températures dans un changeur tubulaire fonctionnant a co-courant	81
Fig II. 9 : Evolution des températures dans un changeur tubulaire fonctionnant a contre courant	82
Fig II. 10 : Coefficients de convection pour un échangeur de chaleur à double tube.	83
Fig II. 11 : Log Facteur de correction de la différence de température moyenne (LMTD) pour un échangeur de chaleur à un seul passage, multiple de deux tubes.	87
Fig II. 12 : Facteur de correction logarithmique de la différence de température moyenne (LMTD) pour l'échange de chaleur à deux passages de coque, multiple de quatre passages de tube.	87

Fig II. 13 : Facteur de correction logarithmique de la différence de température moyenne (LMTD) pour l'échangeur de chaleur à courants croisés : un fluide mélangé et un fluide non mélangé.	88
CHAPITER III : partie calcule	
Fig III .1 : Schéma de l'unité gas-plant simulé par le HYSYS	92
Fig III .2 : Le profil de la température dans le cas design et l'actuel	97
Fig III .3 : Le profile de la pression dans le cas design et l'actuel	97
Fig III .4 : Le profile de la température de la C3	102
Fig III .5 : Le profile de la pression de la C3	102
Fig III .6 : Le profile de la température dans les trois cas	105
Fig III .7 : Le profile de la concentration massique du propane en phase liquide	106
Fig III .8 : Le profile de la concentration massique du propane en phase vapeur	107
Fig III .9 : courbe de détermination du coefficient de transfert Jh facteur de friction ft en fonction du nombre de Reynolds à l'intérieur des tubes.	120
Fig III .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).	121

Liste De Tableaux

Titre	page
CHAPITRE I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION	
Tableau I.1 : Capacité de traitement des raffineries	20
Tableau I.2 : Composition de la charge de la GPL de Hassi-Messaoud	32
Tableau I.3 : Composition de la charge de la GPL du mélange d'Arzew.	32
Tableau I.4 : la période d'absorption.	35
Tableau I.5 : Le gaz de reformage catalytique.	38
Tableau I.6 :Caractéristiques du butane et propane commerciaux	45
Tableau I.7 : Caractéristiques des composants des GPL	46
Tableau I.8 : Point d'ébullition et masse volumique des GPL	46
Tableau I.9 : Coefficients d'activité finaux à pression atmosphérique	58
CHAPITRE II : LES ÉCHANGEURS DE CHALEUR	
Tableau II.1 Plages typiques du coefficient de transfert de chaleur global U.	84
Tableau II.2 : Facteurs d'encrassement typiques Rf.	85
CHAPITRE III: PARTIE CALCULE	
Tableau III.1 : Composition de la charge de la colonne C1 (dééthaniseur).	93
Tableau III.2 : Conditions de fonctionnement de la C1	94
Tableau III.3 : Composition et débit massique du fuel gaz.	95
Tableau III.4 : Composition et débit massiques de produit du fond.	95
Tableau III.5 : Propriétés physiques de la charge et les produits sortants de la colonne.	96
Tableau III.6 : Les conditions de fonctionnement de la C3.	98
Tableau III.7 : Composition et débit massique du propane à stock.	99
Tableau III.8 : Composition et débit massique du butane à stock.	100
Tableau III.9 : Propriétés du propane et du butane .	101
Tableau III.10 : Les conditions de fonctionnement de la C1 dans le cas optimisé.	104
Tableau III.11 : La composition et le débit massique dans le cas optimisé.	105
Tableau III.12 : L'évaluation du taux de récupération du propane.	108
Tableau III.13 : Dimension de l'échangeur E9.	109
Tableau III.14 : Résultats du calcul de l'échangeur E9 dans le cas actuel	113
Tableau III.15 : Résultats du calcul de l'échangeur E9 dans le optimisé	118

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Introduction générale :

Le développement du monde moderne que nous connaissons aujourd'hui n'est rendu possible que par la découverte du pétrole et du gaz. Au fil des années, la consommation mondiale du gaz et du pétrole n'a cessé d'augmenter pour satisfaire les besoins énergétiques nécessaires au développement d'un monde meilleur. Pour faire face à la demande croissante en énergie, les pays producteurs de pétrole et de gaz sont amenés à augmenter leur productivité, et pour cela, les techniques et les technologies les plus modernes et les plus sophistiquées sont employées pour optimiser leurs productions, dans le but de valoriser les produits du raffinage et en parallèle de réduire les pertes au maximum [1].

Les gaz de pétrole liquéfiés sont des sous-produits des activités pétrolières et gazières. Cependant, les qualités essentielles de ce produit et ses multiples avantages reconnus doivent être élevés au rang de noblesse. Le GPL est composé de 80 % de butane (C_4H_{10}) et de 20 % de propane (C_3H_8) et son principal avantage est de réduire les émissions de CO_2 à 10 % et de dioxyde d'azote à 35 % par rapport aux émissions de l'essence [2].

Au niveau de la raffinerie de Skikda (RA1/K), 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 la fraction C_3 , C_4 . Cette dernière est utilisée comme charge dans une deuxième colonne afin de séparer le propane et le butane. Cependant, la quantité du propane qu'on récupère actuellement est relativement faible par rapport à celle prévue par le design. L'objectif de notre étude est de proposer une solution technique afin d'améliorer le rendement en propane de l'unité Gaz-plant de la raffinerie de Skikda.

Introduction générale

Le mémoire est organisé en trois chapitres. Dans le premier chapitre, nous définirons la raffinerie de Skikda (RA1/K), nous présenterons des généralités sur le GPL et nous donnerons une notion sur la distillation et de ses types. Quant au deuxième chapitre, nous parlerons des échangeurs de chaleur et de leur mode de fonctionnement. Dans le dernier chapitre (chapitre III), nous présenterons les résultats et les calculs qui ont été obtenus avec l'analyse et la discussion de ces résultats. La conclusion générale terminera notre travail.

Bibliographie

[1]. (naftal,2018,p.17)

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

**CHAPTER I : NOTIONS SUR
RAFFINAGE, GPL ET
DISTILLATION**

I .presentation et fonctionnement de l'unité de raffinerie (RA1K) :

I.1. Origine de l'activité de raffinage :

A l'origine, le raffinage était une activité intégrée dans la société nationale SONATRACH.

A partir du 01 Janvier 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparées et érigées en Entreprise Nationale de Raffinage et de Distribution des Produits Pétroliers (ERDP- NAFTAL).

L'E.R.D. P créée par décret N°80-101 du 06 Avril 1980. Dans le cadre de la restructuration de la "SONATRACH", et mise en place le 01 Janvier 1982.

La "E.R.D. P" est placée sous tutelle du ministère de l'énergie et des industries pétrochimiques. A partir du 02 Février 1985, la "E.R.D. P" a été transformée sous le nom de "NAFTAL", cette dernière est subdivisée en 04 unités à savoir :

- ❖ Unité NAFTAL de "Raffinage".
- ❖ Unité NAFTAL de "Distribution".
- ❖ Unité NAFTAL "Portuaire".
- ❖ Unité NAFTAL de "Maintenance".

L'effectif de l'entreprise "NAFTAL" est environ de 35.000 travailleurs, elle est présente sur tout le territoire national.

A compter du 25 Août 1987 et par décret N°87-190 fut créée l'entreprise nationale "NAFTEC" de l'entreprise nationale "NAFTAL" et mise en place le 02 Janvier 1988.

L'entreprise "NAFTEC" a pour mission de promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie du raffinage : traitement du pétrole brut et du condensât, ainsi que du brut réduit importé en vue d'obtenir des produits raffinés destinés à la consommation nationale et à l'exportation.

Le nombre total des travailleurs est environ : 3500 travailleurs, présents sur l'ensemble de trois (03) raffineries plus la direction générale.

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

Actuellement, l'entreprise nationale de raffinage du pétrole "NAFTEC" gère l'ensemble des trois (03) raffineries se trouvant dans les villes de : Skikda, Alger et Arzew.

La capacité totale de l'entreprise "NAFTEC" seulement est de (28.895.000 T/AN) [1].

Tableau.I.1 : Capacité de traitement des raffineries [2].

Raffinerie	Capacité en millions tonnes/an	
	Avant Réhabilitation	Après Réhabilitation
Raffinerie de Skikda (RA1.K)	15,000	16,500
Topping Condensat (RA2.K)	5,000	5,000
Raffinerie d'Alger (RA1.G)	2,700	3,645
Raffinerie d'Arzew (RA1.Z)	2,500	3,750
Raffinerie de Hassi-Messaoud (RHM)	1,200	1,200
Raffinerie d'Adrar	0,600	0,600
Total	27,000	30,695

I.1.1 Les Raffineries en Algérie :

I.1.1.1 La Raffinerie d'Alger (RA1/G) :

Elle a pour objectif de traiter le pétrole brut de Hassi Messaoud, afin de satisfaire essentiellement la demande en carburants du marché nationale et de l'exportation (naphta et fuel).

Elle est située à 5 Km d'El Harrach et à 20 Km d'Alger, mise en service le 15 février 1964 avec une augmentation de la capacité de traitement de la raffinerie d'Alger pour porter sa capacité à 3, 645 millions tonnes/an de pétrole brut.

Soit une augmentation de 35%. Actuellement sa capacité de traitement est de 2,7 millions tonnes/an .

La raffinerie comprend les installations suivantes :

- ❖ Une unité de distillation atmosphérique.
- ❖ Une unité gas-plant pour la séparation et traitement de GPL.

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

- ❖ Une unité de reforming catalytique.
- ❖ Une unité de mélange (éthylation) pour la fabrication des essences.
- ❖ Une pompe d'expédition des produits par pipes line aux dépôts d'Alger, Blida, au port pétrolier et à l'aéroport houari Boumediene.
- ❖ Un central thermos – électrique pour les besoins énergétiques de la raffinerie (vapeur d'eau, électricité, air instrument).
- ❖ Port pétrolier équipé de 3 postes de chargement pour les exportations, les cabotages et une station de déballastage [2].

I.1.1.2 La Raffinerie d'Arzew (RA1/Z) :

La RA1/Z est mise en service en 1973 avec une augmentation de la capacité de traitement de la raffinerie d'Arzew pour porter sa capacité à 3,75 millions tonnes/an de pétrole brut.

Soit une augmentation de 50%. Actuellement la capacité de traitement est de 2,5 millions tonnes/an .

Elle répond aux impératifs suivantes :

- ❖ Traiter le pétrole de Hassi Messaoud (BHM) et le BRI.
- ❖ Satisfaire la consommation du marché national en carburants, lubrifiants, bitumes,
- ❖ Fuel et paraffines.
- ❖ Exporter les excédents : principalement les fuels, naphtha et kérosène.
- ❖ La raffinerie d'Arzew comprend les installations suivantes :
- ❖ Une unité de distillation atmosphérique.
- ❖ Une unité de reforming catalytique.
- ❖ Une unité de séparation des gaz.
- ❖ Une unité de distillation sous vide et d'oxydation pour la production de bitumes routiers.

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

- ❖ Deux unités de production de lubrifiants et graisses :
- ❖ Unité de désasphaltage au propane pour récupérer l'huile de base lourde.
- ❖ Extraction au furfural pour extraire les aromatiques et améliorer l'indice de viscosité des huiles de base.
- ❖ Traitement des paraffines pour abaisser la teneur en huile.
- ❖ Traitement à l'hydrogène destiné à améliorer la couleur, l'odeur et la stabilité des huiles de base.
- ❖ Fabrication et mélange des graisses.
- ❖ Unité de mélange (GPL, essence, fuels, gasoil).

Unité d'utilité qui assure la production des vapeurs, d'électricité et d'air instruments [2]

I.1.1.3 La Raffinerie de Skikda (RA1/K) :

I.1.1.3.1 Présentation de la Raffinerie de Skikda :

Le complexe de la raffinerie du pétrole de SKIKDA, baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud avec une augmentation de la capacité de traitement de la raffinerie de Skikda pour porter sa capacité à 16,5 millions tonnes/an de pétrole brut.

Soit une augmentation de 10%. Actuellement la capacité de traitement est de 15 millions tonnes/an [3].

a. Situation :

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1440 travailleurs environ.

Elle est alimentée en brut algérien par l'unité de transport ETU de Skikda (c'est une station intermédiaire de Hassi Messaoud)

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line à une distance de champs pétroliers jusqu'à le complexe de 760 K.

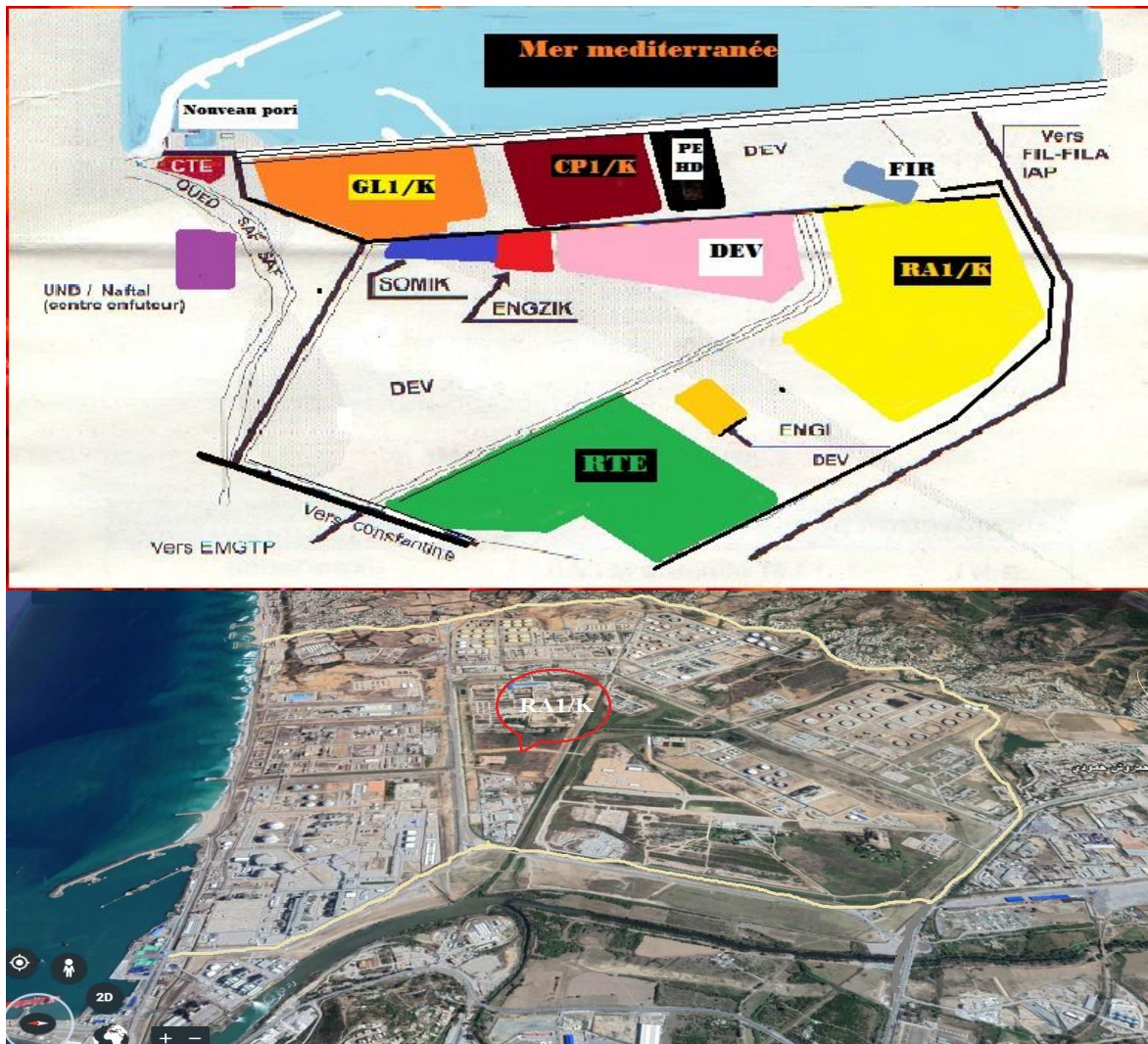


Fig. I.1: Situation géographique de la RA1/k dans la zone industrielle de Skikda [2].

b. Construction :

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

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

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

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

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

Il faut noter qu'il y a deux nouvelles unités, construites par la société japonaise J-G-C Corporation, ces deux unités sont : l'unité de prétraitement et de reformage catalytique (platforming U103) et l'unité de traitement et séparation des gaz (GPL.U104), ces deux unités ont été démarrées en octobre 1993 [2].

c. Structure hiérarchique de la raffinerie :

La structure hiérarchique de gestion de la raffinerie de Skikda prévoit à son sommet un directeur dont lequel dépend cinq services, techniques de ligne, plus deux staffs.

I.1.1.3.2 Organigramme de la raffinerie de Skikda RA1/K :

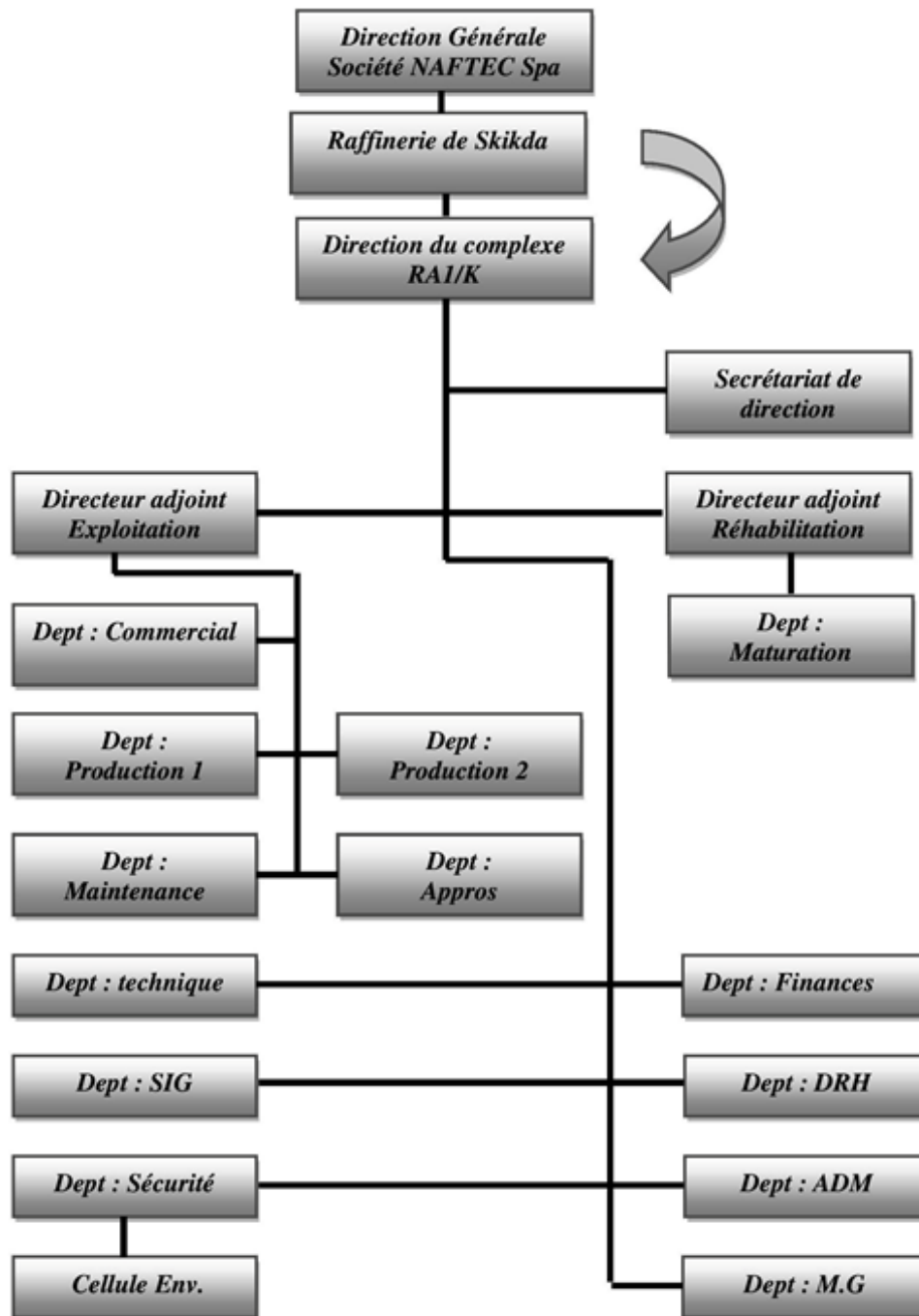


Fig I.2 : Organigramme de la raffinerie de Skikda RA1/K.

I.1.1.3.3 Présentation des différentes unités :

I.1.1.3.3.1 Département production I :

Il se compose des unités de production suivantes :

- ❖ Unité 103 de prétraitement : reformage catalytique (Plateforme).
- ❖ Unité 100 de prétraitement et de reformage catalytique (Magnaformage).
- ❖ Unité 30/31 et 104 de traitement et séparation des gaz (GPL).

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

- ❖ Unité 200 d'extraction des aromatiques.
- ❖ Unité 400 de cristallisation et séparation du para-xylène.
- ❖ Unité 70 de distillation sous vide (Production des bitumes) [3].

I.1.1.3.3.2 Unités annexes et utilités :

- ❖ Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MELEX).
- ❖ Unité 62 pour la déminéralisation des eaux.
- ❖ Unité 1050 : centrale thermique électrique et utilités (C. T. E).

Les principales installations de la raffinerie sont représentées ci-dessous.

(Fig I.3) .

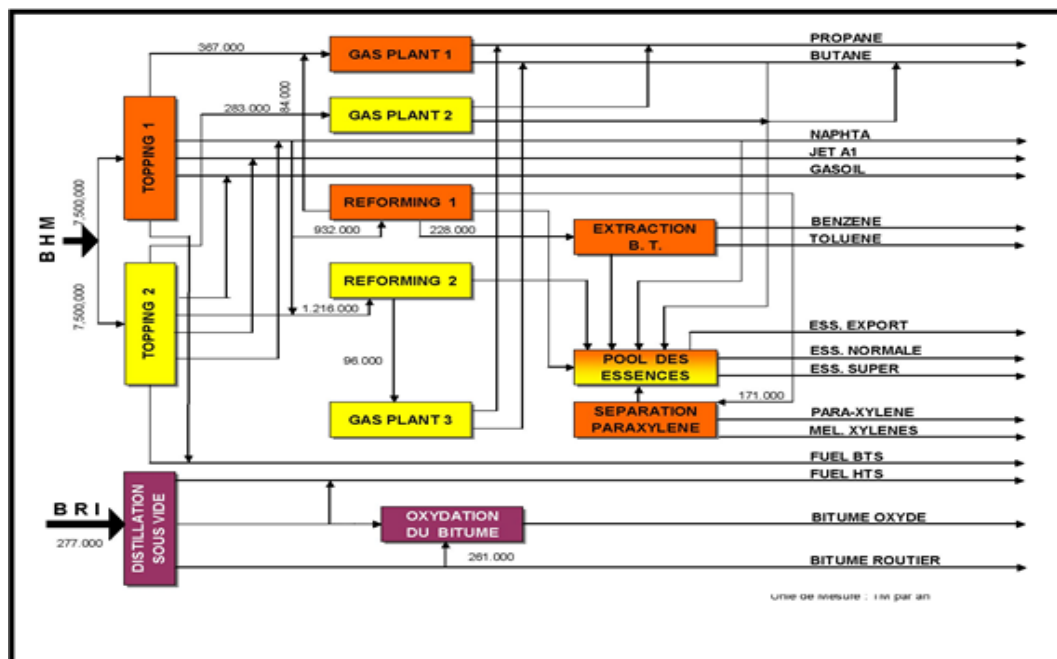


Fig. I.3: Schéma synoptique de la RA1/K [3].

a. Les unités 10-11 de la distillation atmosphérique :

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (naphta, gas-oil, jet..) ou devant alimenter d'autres unités situées en aval (Magnaformage, Plateforme, gaz-plant). Elles traitent le brut de Hassi Messaoud avec une capacité annuelle de 15.106 t/an pour produire les produits suivants :

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

- ❖ GPL → Unité 30
- ❖ Iso pentane → Mélange des essences
- ❖ Naphta A → Stockage
- ❖ Naphta B (65° à 150 °) → Reformage catalytique
- ❖ Naphta C (150° à 180°) → Huiles combustibles
- ❖ Kérosène à (180° à 225°) → Jet fuel, mélange des gasoils
- ❖ Gaz-oil léger (225° à 320°) → Mélange des gasoils.
- ❖ Gaz-oil lourd (320° à 360°) → Mélange des gasoils.
- ❖ Résidu (>360°) → Huiles combustibles [3].

b. Unités 100 et 103 (unité Magnaformage, plateforme) :

La Magnaformage le plateforme ont pour but de transformer la Naphta moyenne et lourde obtenues du Topping (réformât) utilisé comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400).

Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences [2].

c. Unité 200(extraction des aromatiques) :

L'installation d'extraction des aromatiques a été projetée pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures.

La charge est constituée par la coupe du réformât léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C5 splitter du réformât de l'unité 100.

1) Dans le premier stade : les aromatiques sont fractionnés à l'aide d'un solvant sélectif qui est le Sulfo.

2) Dans le deuxième stade : le raffinat constitué principalement des hydrocarbures paraffinés est envoyé vers le stockage.

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

L'extrait alimente la section fractionnement où il est séparé en benzène, toluène et en aromatiques lourds par distillation [2].

d. Unité 400(séparation du para-xylène):

Cette unité est conçue à récupérer le para-xylène produit très recherché sur le marché.

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

e. Unité 70(Production des bitumes) :

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

❖ **Charge A** : résidu TIA juan a médium 372°C plus.

❖ **Charge B** : résidu TIA juan a lourd 450°C plus.

❖ **Charge C** : résidu du brut du Koweït.

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

❖ Une partie vers le stockage.

❖ L'autre partie comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé [2].

f. Les unités 30-31-104(Séparation et traitement des gaz) :

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

Unité 30 : Traite le gaz liquide qui vient de l'unité 100 en particulier celui de tête de la colonne C7 où le GPL est séparé du pentane.

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

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

Unité 104 : Elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de Plateforme 103 afin de traiter le GPL venant de cette unité.

Le traitement des gaz dans ces unités est accompli en deux stades :

❖ Dans le premier stade : On fait subir au gaz un traitement qui consiste à passer la charge qui est le méthane, éthane, propane, butane, H_2S et l'humidité à travers une colonne contenant des tamis moléculaires qui possèdent la propriété de retenir l'humidité et l'acide H_2S par le phénomène d'absorption.

❖ Dans le deuxième stade : C'est l'étape de séparation des gaz effectuée par deux colonnes dont le premier (déthaniseur).

On fait le décapage des gaz incondensables (C_1 , C_2 , H_2) qu'on envoi à partir de la tête vers le réseau fuel gaz, le produit du fond (butane, propane) alimente la 2ème colonne où le propane est séparé du butane par simple distillation [3].

g. La centrale thermoélectrique (CTE 1050) :

C'est le système nerveux de la raffinerie, elle assure les utilités indispensables pour la marche de toutes les unités. Elle comprend les unités suivantes

g.1. Unité 1020 (Tour de refroidissement) :

Elle satisfait d'une manière continue les besoins de la raffinerie en eau de refroidissement, en travaillant en circuit fermé.

Les eaux polluées et chaudes proviennent des unités de production sont traitées chimiquement afin d'éliminer les acides chlorhydriques (HCL) entraînés dans le circuit puis refroidie à l'aide d'une batterie d'aéro-réfrigérant et enfin renvoyée vers les différentes unités aux moyens des pompes.

g.2. L'unité d'azote :

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

g.3. L'unité 1060(Circuit vapeur HP, MP, BP) :

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

- ❖ Vapeur haute pression (HP).
- ❖ Vapeur moyenne pression (MP).
- ❖ Vapeur basse pression (BP).

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

g.4. L'unité 1080(Air comprimé) :

L'air atmosphérique est aspiré à travers deux (02) filtres puis comprimé par deux (02) compresseurs.

Une partie de cet air filtré et comprimé est envoyé vers les différentes unités de production et l'autre partie subit un séchage à travers un lit d'alumine peut être utilisé dans le système de régulation pneumatique dans les différentes unités de production [3].

h. Unité melex (600) :

Mélange, chargement et expédition, elle s'occupe de :

- ❖ Les bacs de stockage des différentes charges et produits des unités.
- ❖ Expédition des produits vers les différents dépôts de stockage, exemple :
dépôt d'El Kheroub.
- ❖ Mélange des gasoils.
- ❖ Contrôle le chargement des produits au niveau du port de Skikda [3].

I.1.2 Description et fonctionnement de l'unité :

I.1.2.1 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 (Magnaformage), en particulier de la tête de la colonne 100-C7, Les gaz liquides venant directement des unités 10, 11 et 100 ne sont pas livrés directement à la commercialisation car ils contiennent des composés dangereux (en particulier les composés sulfurés), et autres incondensables comme H_2 , CH_4 , C_2H_6 qui altèrent la tension de vapeur.

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

I.1.2.2 Spécification technique de la charge :

I.1.2.2.1 La charge :

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

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 :

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

Tableau I.2: Composition de la charge de la GPL de Hassi-Messaoud

GPL de Hassi-Messaoud		
	Topping(U-10) kg/h	Magnaforme(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: saturé à cond.

Tableau I.3: Composition de la charge de la GPL du mélange d'Arzew.

GPL du mélange d'Arzew		
	Topping(U-10) kg/h	Magnaforme(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.

I.1.2.2.2 Conditions requises à la sortie des tamis moléculaires :

H₂S+ R-SH: 5 ppm max.

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

I.1.2.2.3 Qualité des produits à la sortie de l'installation :

❖ Propane :

Teneur en C₂ et plus légers : 1.5 % V. Liquide.

Teneur en C₄ et plus légers : 2.0 % V. Liquide.

❖ Butane :

Teneur en C₃ et plus légers : 4.0 % V. Liquide.

Teneur en C₅ et plus légers : 1.0 % V. Liquide.

I.1.2.2.4 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 magnaformage .
- ❖ Stabilisation (dééthanisation).
- ❖ Séparation C₃/C₄.

I.1.3 Description du procédé :

I.1.3.1 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.

I.1.3.2 Traitement du GPL venant du Topping à travers la colonne à tamis moléculaires :

Ce traitement a pour but d'éliminer les composés sulfurés (H_2S mercaptans) et l'eau présents dans le GPL venant du Topping, Le GPL venant du Reformes 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 :

CHAPITRE I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

Tableau I.4: La période d'absorption.

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 H_2S qu'il contient sont absorbées. La température de l'effluent est indiquée par le TI2 et la pression est contrôlée par le PIC7 ; après le traitement l'effluent est envoyé à l'accumulateur de charge V1.

a. Régénération des colonnes à tamis moléculaires :

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

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

1. Drainage du lit :

Cette opération est nécessaire vu que la direction d'écoulement du liquide est telle qu'au moment du remplacement, la colonne soit pleine du GPL. Pour cette opération, le circuit sera prédisposé de la manière suivante :

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

- ❖ 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(Reformage 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 a 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 Souffler 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 Souffler l'excès de gaz quand la pression dans le V5 atteint la valeur de 8.7 kg/cm^2 .

L'instrument 1LS -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.

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

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.

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 Souffler est refroidi dans le réfrigérant E13 jusqu'à la température indiquée par le TI-10.

La fin de l'opération est signalée par l'instrument IPS-16 qui pourvoit à la mise à zéro du temporisateur.

3. Chauffage du lit :

Le temps prévu pour cette opération est de 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 Reformage catalytique, rendu disponible à la limite de batterie aux conditions ci-après :

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

Tableau I.5: Le gaz de reformage catalytique.

Le gaz de reformage catalytique	
Débit	18.200 kg /hr max
Pression	7.7 kg /cm ² en amont des FRC IVA/B
Température	40 ⁰ C
Poids moléculaire	8.5
Composition	% mol :
H ₂	80.7
C ₁	5.9
C ₂	5.2
C ₃	4.1
iC ₄	1.2
nC ₄	1.4
C ₅ ⁺	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 a 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 a 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

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

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 serpentín 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 Souffler.

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.

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.

❖ 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/cm^2 .

L'échappement d'un tel gaz est convoyé dans le réseau du Souffler.

L'appareillage est protégé contre la surpression par la PSV-3(étalonnée à 8.7 kg/cm^2) qui décharge au Souffler.

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).

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

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.

UNITÉ DE GAS PLANT

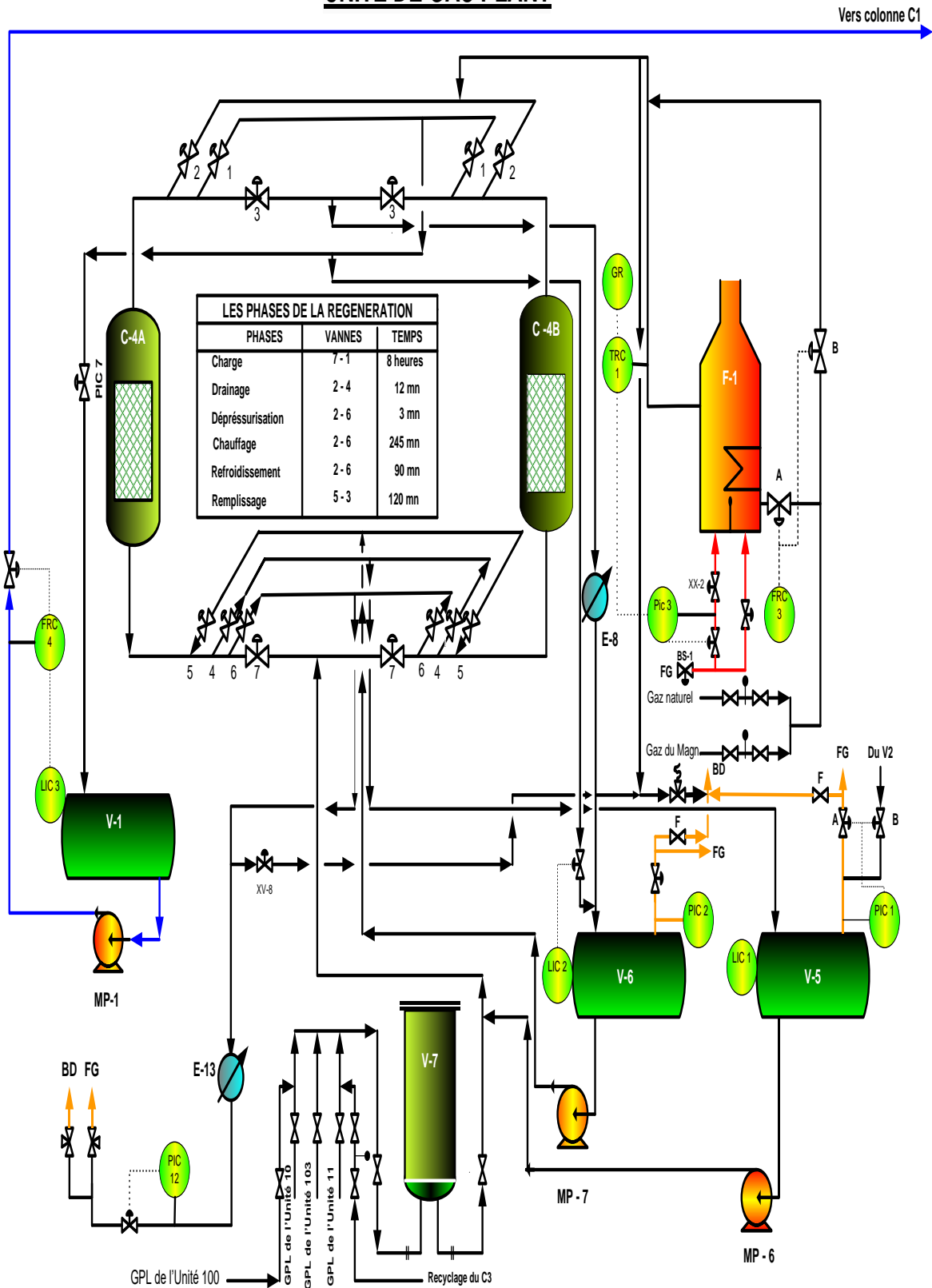


Fig I.4 : schéma unité de gaz plant.

I.2. Généralités sur le GPL :

I.2.1. Définition des GPL :

Le gaz de pétrole liquéfié communément appelé GPL est un mélange

d'hydrocarbure ayant un poids moléculaire peu élevé avec 3 ou 4 atomes de Carbone (propane, propylène, butane, butène) dans les proportions variables.

Le GPL est principalement constitué de propane et de butane, c'est-à-dire les hydrocarbures saturés de la famille des paraffines.

Ils sont gazeux aux conditions normales de température et de pression, mais ils sont facilement liquéfiables à la température ambiante sous une faible pression (4 à 18 atm).

Cette particularité permet un stockage et un transport plus simple que pour les gaz non condensables comme le méthane et le propane.

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

I.2.2. Les sources des GPL :

Nous pouvons obtenir les GPL généralement :

- ❖ Dans les raffineries, par la distillation du pétrole brut vu que le GPL représente 1 à 2.5% de brut traité et par les opérations de craquages catalytiques lors de la production des essences avec une quantité de 5%.
- ❖ Au cours des opérations de traitement et de séparation du gaz naturel (GN) sur les gisements, car il est indispensable de séparer les parties du reste (méthane et éthane) à fin d'éviter la condensation dans les gazoducs du transport sous pression.
- ❖ Par récupération directe des gaz séparés du brut. [4]

I.2.3 Les propriétés des GPL :

I.2.3.1 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 [4].

I.2.3.2 Tension de vapeur :

La TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20 °C [6].

I.2.3.3 Dilatation :

À l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors du leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies) [6].

I.2.3.4 Densité :

Aux conditions normales de température et pression, le GPL est plus lourd que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température à titre d'exemple : À 38 °C la densité est égale 0,534, la densité est très importante dans le GPL commercial [6].

I.2.3.5 Température d'ébullition :

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

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

❖ Iso-butane: PCS = 29460(Kcal/Kg).

❖ Normal butane: PCS= 29622(Kcal/Kg).

❖ Propane : PCS= 22506(Kcal/Kg).

I.2.3.6 Impureté :

Le plus important c'est les soufres, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0.005% en masse ainsi l'eau est l'un des impuretés importantes [4].

I.2.4. Caractéristiques générales des GPL :

I.2.4.1 Pouvoir calorifique des GPL :

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence, Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en (j/m³).

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

I.2.4.2 Pouvoir calorifique supérieur (PCS) :

C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau formée étant liquide.

I.2.4.3 Pouvoir calorifique inférieur (PCI) :

C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramènés à la température ambiante, l'eau restée à l'état vapeur, Le GPL a un pouvoir calorifique élevé et constant.

Le butane offre un pouvoir calorifique inférieur (PCI) de 12,66 kWh par kg, le propane un PCI de 12,78 kWh par kg.

Si l'on considère leur pouvoir calorifique supérieur (PCS), le butane et le propane affichent respectivement 13,7 kWh et 13,8 kWh par kg [6].

Tableau I.6 : Caractéristiques du butane et propane commerciaux [7].

	Butane Commercial	Propane Commercial
PCS (Pouvoir calorifique supérieur)	49,4 MJ ou par kg 120,5 MJ par m ³ à 15°C	49,8 MJ par kg 93,3 MJ par m ³ à 15°C
PCI (Pouvoir calorifique inférieur)	45,6 MJ par kg 109,6 MJ par m ³ à 15°C	46,0 MJ par kg 85,3 MJ par m ³ à 15°C
Pression de vapeur à 20°C (bar) à 50°C	2,9 6,6	9,6 12,9
Température Maximale l'air	19 20	192 0
la flamme (°C) l'oxygène	28 00	28 20

Un mélange GPL doit respecter les spécifications suivantes :

- Moins de 50% de propane et plus de 19% de butane en volume.
- Pression de vapeur comprise entre 7,5 et 11,5 bar à 50°C [7].

Tableau I.7: Caractéristiques des composants des GPL [7] :

	Propane	Isobutane	n-butane
Formule chimique	C_3H_8	iC_4H_{10}	nC_4H_{10}
Tension de vapeur à 10°C (kg/cm ²)	6,2	1,3	1,5
Point d'ébullition à 760mm Hg (°C)	-42	-11,7	-0,5
Densité du liquide à 15°C	0,51	0,56	0,58
Litres de gaz obtenus à partir d'un litre de Liquide	272,7	229,3	237,8
Densité de la vapeur à 15°C	1,86	2,45	2,45
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)	11 980	11828	11 586
Température d'auto inflammation (°C)	480	480	420
Nombre d'octane	96	97	89
Limite d'explosion (%)	2,2 à 9,4	--	1,9 à 8,5
TVR à -20°C	2,6	0,6	0,5
TVR à 0°C	5	1,7	1,1
TVR à +20°C	9	2,3	2,2

I.2.4.4 Point d'ébullition et la masse volumique :

Le point d'ébullition et la masse volumique des GPL sont représentés dans le tableau I.8.

Tableau I.8 : Point d'ébullition et masse volumique des GPL [7].

	Point d'ébullition (°C)	Masse volumique du liquide (kg/m ³) à 15°C	Masse volumique du gaz (kg/m ³) à 15°C
Propane	-42	515	1.85
Butane	0	585	2.50

❖ 1 litre de butane liquide libère 239 litres de gaz (15°C – 1bar).

❖ 1 litre de propane liquide libère 311 litres de gaz (15°C – 1 bar).

Ces caractéristiques physiques confèrent à cette énergie un avantage certain du point de vue du stockage et du transport.

I.2.5 Domaines d'utilisation des GPL :

I.2.5.1 Le GPL carburant :

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

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

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

En 2015 ; 260.000 automobilistes roulent au GPL en France, plus de 7.5millions en Europe et 25millions dans le monde, c'est l'énergie alternative la plus utilisée [5].

I.2.5.2 Le GPL dans la pétrochimie :

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

obtenir à partir de la transformation des GPL (propane, n-butane et isobutane) [5].

I.2.5.3 Synthèse de éthylbenzène :

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

On opère phase liquide à 70-90 °C en présence de $AlCl_3$ ou en phase vapeur à 275°C en présence d'acide phosphorique déposé sur kieselguhr [5].



I.2.5.4 Oxydation :

A.1. Synthèse de l'époxypropane :

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

L'intérêt de l'époxy propane réside dans la propanedoil 1-2 (propylène glycol) par hydratation de l'époxyde [5].

A.2. Synthèse de l'acroléine :



A.3. Synthèse de l'éthylène, propylène et l'acétylène :

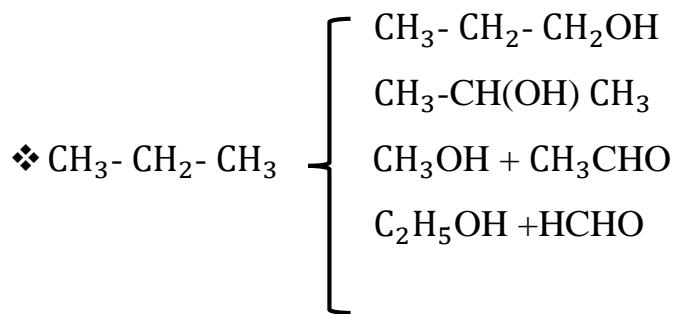
On peut obtenir de synthèse de l'éthylène, propylène et l'acétylène au moyen de pyrolyse selon le mécanisme radicalaire en chaîne.

A.4. Synthèse polypropylène :

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

A.5. L'obtention d'un mélange d'alcools et de composés carboxylés :

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



La température du procédé est de 400°C en présence d'un déficit d'oxygène est sous une pression de 0,7 / 2 MPa [5].

I.2.6 Les avantages et les inconvénients techniques des GPL :

❖ L'homogénéité du mélange air-GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ 58 % de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples.

❖ Le fonctionnement du moteur est plus silencieuse et les vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques, la combustion du GPL ne laisse aucun dépôt et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les révisions peuvent être espacées tous les 30000 Km.

❖ La surconsommation du GPL/C est de l'ordre de 15 à 20 % par rapport aux carburants traditionnels.

❖ Les gaz d'échappements sont exempts de poussières, de plomb et de soufre.

❖ Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.

❖ Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes.

I.3 Notions sur distillation:

I.3.1 Introduction:

La distillation sépare les produits d'un mélange liquide en fonction de leur point d'ébullition différences. Lorsqu'un liquide bout, il est plus volatil (température d'ébullition plus basse, généralement plus légers) les composants ont tendance à se concentrer dans la phase vapeur, tandis que moins Les composants volatils (température d'ébullition plus élevée, généralement plus lourds) ont tendance à se concentrer dans la phase liquide. Le résultat est une phase vapeur plus riche dans l'état le plus volatil Les ingrédients et la phase liquide sont plus riches en composants moins volatils. Distillation Comme c'est généralement le cas, cela implique plusieurs étapes pour condenser les riyals vaporisés, concentrant ainsi progressivement les composants les plus volatils dans la vapeur, et plusieurs étapes supplémentaires d'ébullition de la substance la plus volatile du liquide, Ainsi, la concentration des composants les moins volatils dans le liquide La séparation complète obtenue entre les composants provient principalement des pressions de vapeur effectives variables, ou volatilités, des composants du mélange liquide. Lorsqu'il n'y a pas une telle différence, comme dans le cas d'un point azéotropique, la séparation par simple distillation n'est pas possible. La séparation totale obtenue entre les composants dépend principalement de leur volatilité, du nombre d'étapes de contact et du rapport des débits en phase liquide aux débits en phase vapeur dans chaque section. La distillation diffère de l'évaporation (qv), qui est généralement appliquée pour séparer un liquide d'un solide, mais peut être appliquée à de simples processus de concentration de liquide. La distillation est de loin la technique de séparation prédominante dans les industries chimiques et pétrolières, du moins pour les mélanges normalement traités comme des liquides .

CHAPITRE I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

La Fig I.5. (a) montre un processus de distillation simple encore utilisé depuis des siècles dans la production Les boissons alcoolisées sont des produits de fermentation. La matière première fermentée, contenant généralement environ 5 % d'éthanol, et l'équilibre étant principalement de l'eau, est chauffée dans Toujours. Comme l'éthanol est plus volatil que l'eau, la phase vapeur est au-dessus du repos Le plus riche en éthanol. Cette vapeur monte et se condense dans le condenseur supérieur, Produire un mélange plus riche avec de l'éthanol, typiquement 30 %. Ce mélange peut être condensé et ce liquide bouilli à nouveau, jusqu'à ce que l'éthanol atteigne le niveau de mélange requis. Le liquide restant dans le boîtier de l'alambic après que la majeure partie de l'éthanol ait été vaporisée peut être retiré puis bouilli à nouveau, en excréant l'éthanol, jusqu'à ce qu'il en reste très peu. On dit qu'il donne encore une étape de chapitre.

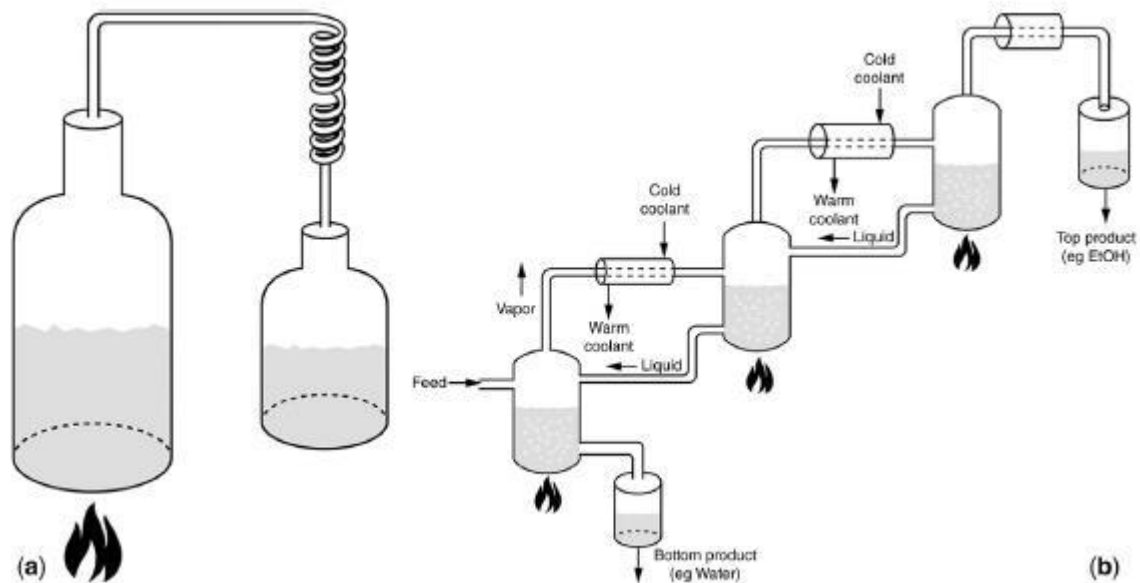


Fig. I.5: Coups de distillation. (a) Distillation simple en une seule étape. (b)

Une simple tour de distillation continue à trois étapes

La Fig I.5.a montre comment une simple distillation discontinue est encore transformée en une tour (ou colonne) de distillation continue, qui est en principe plusieurs alambics simples empilés les uns sur les autres. Sur la Fig I.5.b, il y a

trois phases de connexion. Contrairement au lot immobile de **la Fig.I.5.a**, le fourrage est introduit et les produits sont retirés en continu de **la Fig.I.5.b**. **La Fig. I.6** montre comment cette simple distillation évolue encore vers une véritable tour de distillation. Le chauffage et le refroidissement entre les étages de **la Fig.I.5.b** sont supprimés de **Fig. I.6**, de sorte que toute la chaleur est fournie en bas et tout le refroidissement est en haut (mais notez que dans certaines applications, un chauffage ou un refroidissement limité est conservé entre le étapes ou les deux). L'arbre est généralement un récipient cylindrique vertical contenant des dispositifs internes qui assurent le contact vapeur-liquide; Les appareils peuvent être classés en plateaux ou en emballages.

I.3.2. Vapeur - Équilibre Liquide :

Pour que le mélange continue à distiller, les compositions d'équilibre des composants dans la vapeur doivent différer de celles dans le liquide. Par conséquent, il est important que ces combinaisons d'équilibre soient connues. Les structures en équilibre thermodynamique sont appelées équilibre vapeur-liquide (VLE) et peuvent être liées ou prédites à l'aide de relations thermodynamiques. La force motrice de tout processus de distillation est le bon équilibre entre la vapeur et le liquide, qui fournit les différences de composition requises. Un VLE fiable est essentiel pour la conception et l'évaluation d'une colonne de distillation et pour la plupart des autres processus impliquant un contact en phase liquide vapeur.

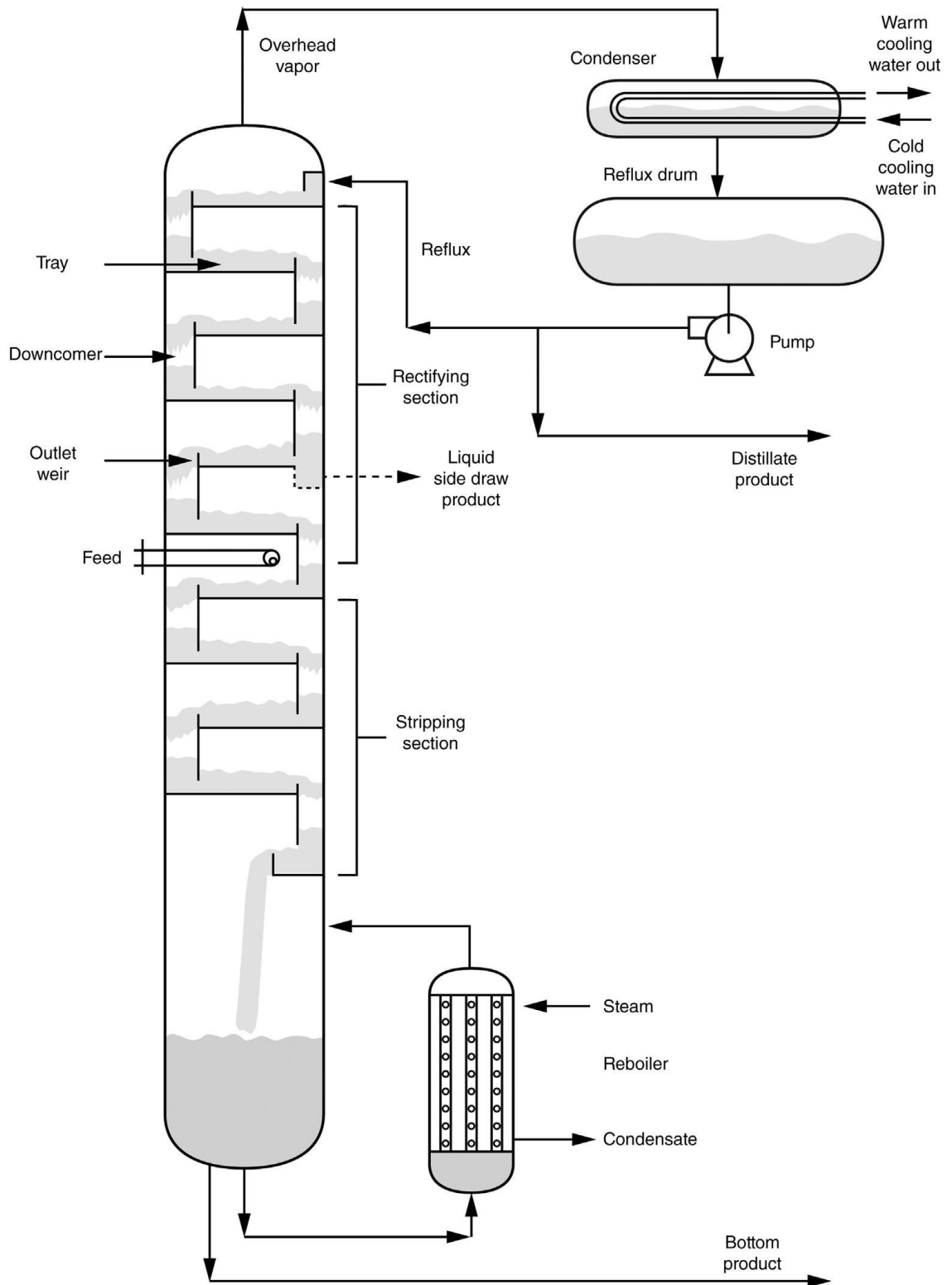


Fig I.6. Une tour de distillation équipée de plateaux

La Fig. I.7.a est un graphique représentatif du point d'ébullition montrant les formulations d'équilibre en fonction de la température à pression constante. La

ligne du bas est la ligne de point de bulle de liquide, qui est la position des points où le liquide lors du chauffage forme la première bulle de vapeur. La ligne supérieure est la ligne des points de condensation et représente les points auxquels la vapeur lors du refroidissement forme la première goutte de liquide condensé. Les compositions liquides et vapeur sont traditionnellement dessinées sur la base de la substance à faible point d'ébullition (plus volatile), L, dans le mélange. Le point A du système a une composition de vapeur en équilibre avec une composition de liquide à la température T^A . **La Fig. I.7.b** est une phase isobare typique ou un diagramme yx. Pour approfondir la discussion, plusieurs manuels sont disponibles [12].

I.3.3 relations thermodynamiques :

Un récipient fermé avec des phases vapeur et liquide peut être représenté à l'équilibre thermodynamique comme sur **La Fig. I.20** où il y a au moins deux composants d'un mélange dans chaque phase. Les composants se répartissent entre les phases en fonction de leur volatilité relative. Le rapport de distribution du composant i du mélange peut être déterminé à l'aide des fractions

moléculaires :
$$K_i = \frac{y_i^*}{x_i}$$

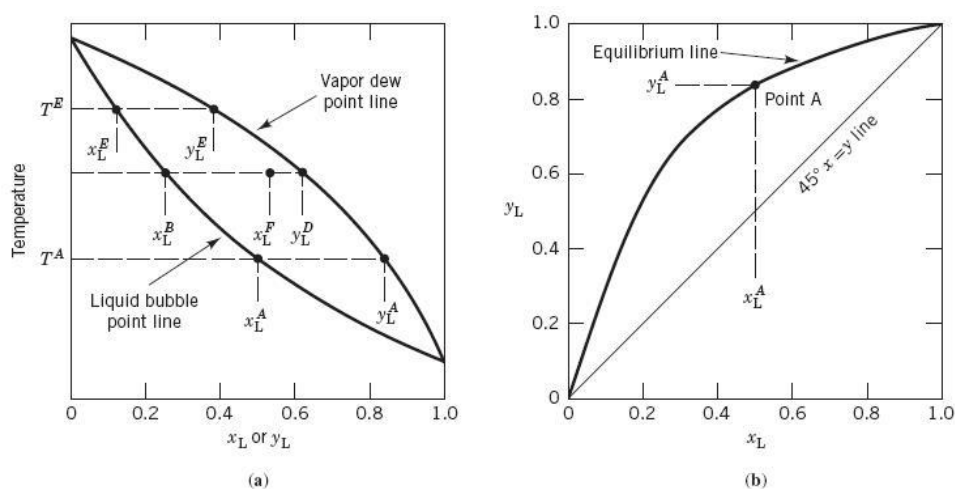


Fig I.7. Diagrammes VLE isobares : (a) point de rosée et de bulle ; (b) équilibre vapeur-liquide (y-x).

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

Il se répartit entre les phases en fonction de sa volatilité relative. une

Le rapport de distribution du composant i du mélange peut être déterminé à l'aide des fractions moléculaires :

$$K_i = y_i^*/x_i \quad (\text{I.1})$$

Où l'astérisque est utilisé pour indiquer l'état d'équilibre. Ce terme K , connu sous le nom de rapport d'équilibre vapeur-liquide, ou souvent la valeur K , est une mesure de la tendance d'un composant à s'évaporer. Un K plus élevé d'un composant signifie qu'il veut être dans la vapeur, et un K inférieur signifie qu'il veut être dans un liquide. $K > 1$ le composant passe préférentiellement du liquide à la vapeur, $K < 1$, de la vapeur au liquide. Pour deux composants quelconques d'un mélange i et j , leur volatilité relative, souvent appelée valeur alpha, est définie comme

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{y_i x_j}{x_i y_j} = \frac{y_i (1-x_i)}{x_i (1-y_i)} \quad (\text{I.2})$$

L'équation 2 peut être réarrangée pour former une expression de la courbe d'équilibre à **La Fig. I.7**

$$y_i = \frac{\alpha_{ij} x_i}{1 + (\alpha_{ij} - 1) x_i} \quad (\text{I.2a})$$

La volatilité relative α est une mesure directe de la facilité de séparation par distillation. La volatilité relative compare les propensions des deux composants à l'évaporation (**Eq. 2**). Si le composant ' i ' avait une tendance beaucoup plus élevée à s'évaporer que le composant j , le rapport dans l'équation 2, volatilité relative, serait élevé, il serait donc plus facile de séparer les composants par distillation. En revanche, si les propensions des composants i et j à s'évaporer sont sensiblement les mêmes, le rapport sera faible, proche de 1, ce qui signifie que chaque composant est aussi volatil que l'autre, et donc difficile à séparer par distillation. Si $\alpha = 1$, la séparation des composants est impossible puisque les

CHAPITRE I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

compositions des phases liquide et vapeur sont identiques. La distillation devient plus facile à mesure que la valeur de la volatilité relative devient de plus en plus supérieure à l'unité. Les distillations avec des valeurs α supérieures à 2 sont faciles, les séparations inférieures à 1,5 sont relativement difficiles et les séparations inférieures à 1,2 sont très difficiles. Bien que difficile, la séparation de systèmes à faible volatilité par distillation est souvent économique et a été pratiquée avec une volatilité relative aussi faible que 1,04 et même inférieure.

Lorsque les deux phases forment des solutions thermodynamiques idéales, c'est-à-dire qu'il n'y a pas de chaleur de mélange, pas de changement de volume lors du mélange, etc., la loi de Raoult s'applique :

$$P_i^V = x_i P_i^0 \quad (\text{I.3})$$

où P_i^0 est la pression de vapeur i à la température d'équilibre. Combinez cette expression avec la loi de Dalton pour les pressions partielles, les valeurs K et les fluctuations relatives peut être obtenu:

$$K_i = P_i^0 / P \quad (\text{I.4})$$

$$\alpha_{ij} = P_i^0 / P_j^0 \quad (\text{I.5})$$

Des exemples de systèmes binaires idéaux sont le benzène-toluène et l'éthylbenzène-styrène, les molécules sont similaires et au sein des mêmes familles chimiques. Les textes thermodynamiques doivent être consultés avant de supposer que la bobine binaire sélectionnée ou Système multicomposant parfait. Lorsque les pressions sont basses et que les températures sont ambiantes ou supérieures, mais que les solutions ne sont pas parfaites, c'est-à-dire qu'il existe des molécules dissemblables, des corrections peuvent être apportées aux équations 4 et 5 :

$$K_i = \gamma_i^L P_i^0 / P \quad (\text{I.6})$$

$$\alpha_{ij} = \gamma_i^L P_i^0 / (\gamma_j^L P_j^0) \quad (\text{I.7})$$

CHAPITRE I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

où le facteur de correction de la loi de Raoult γ^L est le coefficient d'activité de la phase liquide thermodynamiquement significatif.

L'évolution et la signification thermodynamique des paramètres d'activité sont discutées dans la plupart des textes thermodynamiques en génie chimique. Les coefficients d'activité en phase liquide sont des fonctions puissantes de la composition et de la température du liquide

et moins de pression. **La Fig. I.9.a** montre un système avec un biais positif, c'est-à-dire que les deux composants ont des coefficients d'activité supérieurs à un, de sorte que le logarithme du module est positif ; Le système avec un biais négatif, des coefficients inférieurs à l'unité et des logarithmes sont négatifs, comme le montre **La Fig. I.9.b**. Les déviations négatives indiquent l'attraction moléculaire, essayant de se maintenir dans le liquide et réduisant ainsi la tendance de chacun à s'échapper en vapeur. À leur tour, les déviations positives sont indicatives de la répulsion moléculaire, qui améliore l'échappement de l'autre de la phase liquide à la phase vapeur. Dans quelques cas, un composant du mélange binaire a une déviation positive et l'autre une déviation négative. Le plus souvent, cependant, les deux coefficients ont des écarts positifs.

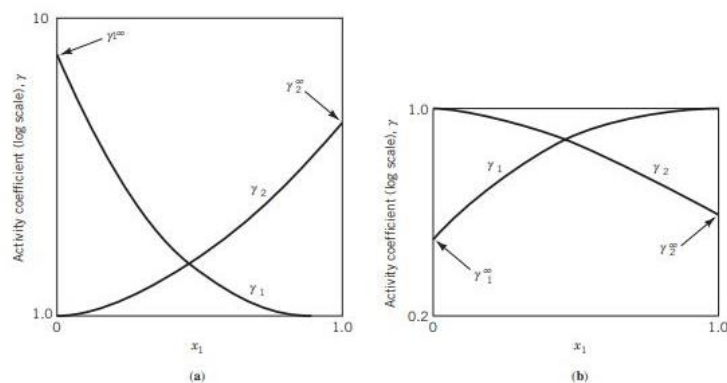


Fig I. 8. Coefficients d'activité binaires de systèmes à deux composants présentant des écarts (a) positifs et (b) négatifs par rapport à la loi de Raoult. Les conditions sont soit une pression constante soit une température constante et les coefficients finaux γ_i^∞ .sont observés

CHAPITRE I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

Tableau I.9 : Coefficients d'activité finaux à pression atmosphérique

composant 1	composant 2	γ_1^∞	γ_2^∞
Chloroforme	ethyl acetate	0.3	0.3
Chloroforme	benzene	0.9	0.7
n-hexane	n-heptane	1.0	1.0
ethyl acetate	ethanol	2.5	2.5
ethanol	toluene	6.0	6.0
benzene	methanol	9.0	9.0
ethanol	isooctane	11.0	8.0
methyl acetate	l'eau	20.0	7.0
ethyl acetate	l'eau	100.0	15.0
hexane	l'eau	> 100:0	>
100:0			

Les valeurs sont approximatives.

Les coefficients d'activité finaux γ_i^∞ sont indiqués sur **La Fig. I.9** Ils sont souvent appelés coefficients de dilution infinis et, dans certains systèmes, sont donnés dans le **Tableau I.9** . Le mélange d'hexane et d'heptane est inclus comme exemple de système idéal. Au fur et à mesure que les espèces moléculaires deviennent plus hétérogènes, elles ont tendance à être répulsives, tendent vers l'immiscibilité liquide et ont de grands coefficients d'activité positifs, comme dans le cas de l'hexane – eau. Si les espèces moléculaires dans le liquide ont tendance à former des complexes, alors le système aura des déviations négatives et des coefficients d'activité inférieurs à l'unité, par exemple, le système chloroforme - acétate d'éthyle. En distillation azéotropique et extractive et en extraction liquide et liquide, le liquide imparfait Le comportement est utilisé pour améliorer la séparation des composants Une discussion approfondie est disponible sur la sélection d'agents d'addition non idéaux [13-14].

CHAPITRE I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

De nombreuses études et recherches ont été effectuées pour développer des équations de travail pouvant représenter les courbes de **La Fig. I.9** Ces équations sont basées sur des solutions de l'équation de Gibbs-Duhem :

$$x_i \left[\frac{\alpha \ln \gamma_i}{\alpha x_i} \right]_{T,P} + \dots + x_n \left[\frac{\alpha \ln \gamma_n}{\alpha x_i} \right]_{T,P} = 0 \quad (\text{I.8})$$

L'une des équations ou des modèles les plus simples et les plus largement utilisés est l'équation de Van Laar. Pour un système binaire avec les composants 1 et 2, ces équations sont :

$$\ln \gamma_1 = \frac{A_{12}}{\left[1 - \frac{A_{12}x_1}{A_{21}x_2} \right]^2} \quad (\text{I.9})$$

$$\ln \gamma_2 = \frac{A_{21}}{\left[1 - \frac{A_{21}x_2}{A_{12}x_1} \right]^2} \quad (\text{I.10})$$

Il convient de noter que seuls deux paramètres sont inclus. Ils sont directement liés aux transactions de l'activité du terminal :

$$\ln \gamma_1^\infty = A_{12} \quad (\text{I.11})$$

$$\ln \gamma_2^\infty = A_{21} \quad (\text{I.12})$$

Un modèle très utile et populaire est le modèle de Wilson:

$$\ln \gamma_1 = - \ln(x_1 + A_{12}x_2) + \left(\frac{A_{12}}{x_1 + A_{12}x_2} - \frac{A_{21}}{A_{21}x_1 + x_2} \right) \quad (\text{I.13})$$

$$\ln \gamma_2 = - \ln(x_2 + A_{21}x_1) - \left(\frac{A_{12}}{x_1 + A_{12}x_2} - \frac{A_{21}}{A_{21}x_1 + x_2} \right) \quad (\text{I.14})$$

Ce modèle de Wilson est plus complexe que le modèle de Van Laar, mais conserve l'avantage des deux paramètres. Les paramètres de l'activité finale sont liés aux paramètres :

$$\ln \gamma_1^\infty = 1 - \ln A_{12} - A_{21} \quad (\text{I.15})$$

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

$$\ln \gamma_1^\infty = 1 - \ln A_{21} - A_{12} \quad (\text{I.16})$$

Bien que le modèle de Wilson représente une variété de VLE non idéales, il ne peut pas gérer l'état d'immiscibilité partielle en phase liquide ; À cette fin, une relation à trois paramètres a été développée, le modèle non aléatoire à deux liquides (NRTL) .

Le dernier modèle développé s'appelle UNIQUAC .Des comparaisons entre la VLE mesurée et les valeurs attendues sont disponibles à partir des modèles Van Laar ,Wilson ,NRTL et UNIQUAC ,ainsi qu'un modèle plus ancien par exemple, réf. [10-11] Des milliers de comparaisons ont été effectuées couvrant la base de données de Dortmund est disponible à l'achat et à l'utilisation avec des ordinateurs standard et est inestimable lors de l'examen de la mesure ou de la prédiction VLE. Les modèles VLE prédictifs pour les systèmes multicomposants peuvent être pris en charge grâce à l'utilisation de certaines règles d'agrégation. Ces règles nécessitent la paramétrisation de toutes les paires binaires possibles dans le mélange multicomposant. Il est possible d'utiliser plus d'un modèle pour déterminer les données de pair binaire pour un mélange donné .Des conseils pratiques pour appliquer différentes méthodes VLE dans des simulations commerciales sont décrits [12].

Pour estimer VLE lorsqu'aucune donnée expérimentale ou aucun paramètre de modèle n'est disponible et que le coût des mesures privées ne peut être justifié, une méthode de contribution d'ensemble a été développée sur la base des structures moléculaires respectives appelées UNIFAC [11- 15]. Toutes les combinaisons potentielles n'ont pas été évaluées, mais des rapports d'avancement réguliers sont publiés. La méthode UNIFAC, ainsi que les dix autres modèles de distillation, est cruciale pour étendre les données limitées sur les conditions dans les colonnes de distillation qui peuvent couvrir de larges plages de températures, de pressions et de compositions. Le maniement de tous ces modèles par des solutions informatiques est décrit en détail [11]

CHAPITRE I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

L'équilibre vapeur-liquide d'une solution diluée est souvent exprimé en termes de loi de Henry :

$$P_i^V = H_i^* x_i \quad (\text{I.17})$$

où, à partir de l'équation 6, le coefficient de la loi de Henry est

$$H_i^* = \gamma_i^L P_i^0 \quad (\text{I.18})$$

La loi d'Henry est utile pour traiter l'équilibre associé à l'absorption de gaz (qv) et à l'extraction. Les coefficients de la loi d'Henry sont utiles pour estimer les coefficients d'activité finaux et ont été tabulés pour de nombreux composés dans des solutions aqueuses diluées [16].

La discussion précédente a abordé les irréalités de la phase liquide dans des conditions où la phase vapeur se mélange parfaitement et où les effets de la pression et de la température ne conduisent pas à des écarts par rapport à la loi des gaz parfaits. De telles conditions sont rencontrées lorsque la pression de séparation est inférieure à environ 2 à 5 bars absolus. Pour des pressions plus élevées, il faut également tenir compte des écarts de la loi des gaz, en utilisant l'expression thermodynamique assez stricte de la valeur de K :

$$K_i = \frac{\gamma_i^L \phi_i^0 P_i^0 \exp\left(\frac{1}{R'T} \int_{p_i^0}^p v_i^L dP\right)}{\phi_i^P} \quad (\text{I.19})$$

Pour un comportement en phase vapeur non idéal, le coefficient d'évanescence du composant i dans le mélange doit être déterminé :

$$\ln \phi_i = \frac{1}{R'T} \int_0^P \left(v_i^V - \frac{R'T}{P} \right) dP \quad (\text{I.20})$$

Si la vapeur est une solution idéale

$$v_i^V = v^V = zR'T/P \quad (\text{I.21})$$

où z est le facteur de compressibilité du mélange. Le terme exponentiel du côté droit du numérateur dans l'équation 19 est appelé la correction de Pontin, PC :

$$PC = \exp\left(\frac{1}{R'T} \int_{P_i^0}^P v_i^L dP\right) \quad (I.22)$$

Lorsque le fluide est incompressible,

$$PC = \exp\left(\frac{v_i^L(P - P_i^0)}{R'T}\right) \quad (I.23)$$

A des pressions inférieures à 2 MPa (20 bar) et à des températures supérieures à 273 K, le PC est proche de 1. Lorsque la vapeur obéit à la loi des gaz parfaits, $z = 1.0$. Ensuite, pour les solutions de vapeur idéales et pour des conditions telles que $PC = 1.0$, réduisez l'équation 19 à l'équation 6.

L'écart du module méridien par rapport à l'irréalisme de la phase vapeur peut être évalué à partir des équations d'état ou, pour un travail approximatif, à partir de schémas d'estimation de compressibilité/incompressibilité. [11- 12] fournissent des informations précieuses à ce sujet. Les équations les plus courantes pour les méthodes de cas sont les équations cubiques de Soave-Redlich et Kwong (SRK) et Peng-Robinson (PR). L'une des faiblesses des méthodes originales d'équations cubiques était la difficulté à traiter les composantes polaires. Les modifications récentes de ces équations dans les simulations d'entreprise ont évolué à partir de l'application des règles de mélange Huron-Vidal modifiées, qui offrent la flexibilité de manipuler les coefficients d'activité polaires à l'aide d'un modèle de coefficients d'activité tels que ceux décrits précédemment. Les modèles de base de mélange modernes courants sont MHV2, PSRK et Wong-Sandler. Pour plus de détails, veuillez vous référer à la référence [11].

I.3.4 système isotrope :

Un mélange azéotropique est un mélange qui s'évapore sans changement de composition. Les Fig. I. 10 et I. 11 représentent des systèmes azéotropiques

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

homogènes. **La Fig I. 10** représente le système d'ébullition azéotropique minimal tel que l'éthanol et l'eau ; **La Fig I. 11** décrit le système d'ébullition maximale de l'azéotropique comme acétone-chloroforme. Le point Z détermine la composition azéotropique Ce mélange orbital azéo est également appelé mélange bouillant continu (CBM). Les coefficients d'activité positifs ont tendance à produire des azéotropes à ébullition minimale, et les coefficients négatifs ont tendance à produire Des azéotropes hétérogènes se forment lorsque les coefficients d'activité positifs sont suffisamment grands pour produire deux phases liquides qui sont présentes au point d'ébullition, et un mélange constant d'ébullition qui se forme à certaines compositions, généralement dans la plage d'une composition d'immiscibilité liquide. Exemple d'hétérogénéité

Le système azéotropique est le système eau / 1-butanol illustré à **la Fig. I .12** Dans la plage non miscible M – N, la vapeur d'équilibre est l'azéotrope hétérogène Z de formation constante et la température d'équilibre est constante. Dans les compositions liquides moins riches en eau que dans l'azéotrope, la volatilité relative eau/1-butanol est supérieure à 1 ; Dans les compositions liquides plus riches en eau que dans les azéotropes, la volatilité relative eau/1-butanol est inférieure à 1 otropes à ébullition maximale. Eau/1-butanol est supérieur à 1 ; Dans les compositions liquides plus riches en eau que dans les azéotropes, la volatilité relative eau/1-butanol est inférieure à 1

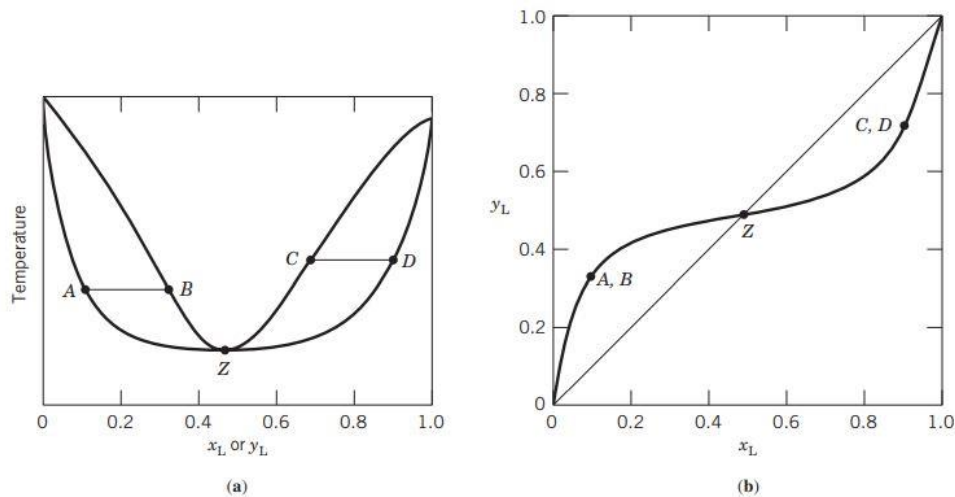


Fig I. 9. Point d'ébullition (a) et diagramme de phase (b) du point d'ébullition minimum du système d'isotrope à pression constante. A, B, C et D sont des points d'équilibre représentatifs ; Z est le point azéotropique.

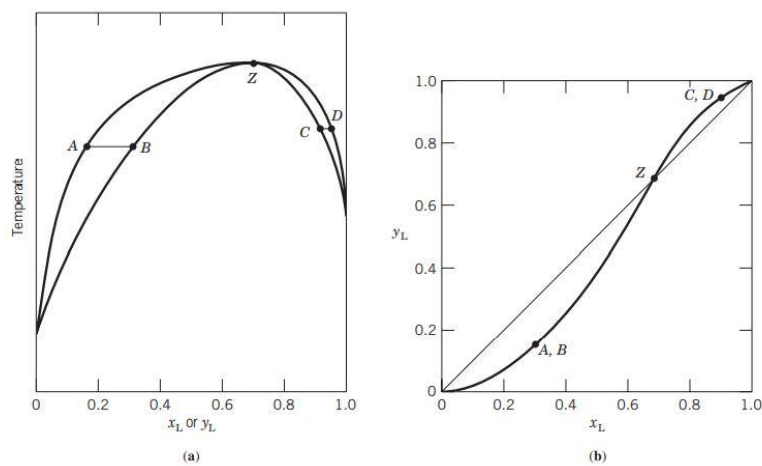


Fig I. 10. Point d'ébullition (a) et diagramme de phase (b) du point d'ébullition maximal d'un système azéotropique binaire à pression constante. A, B, C et D sont des points d'équilibre représentatifs ; Z est le point azéotropique.

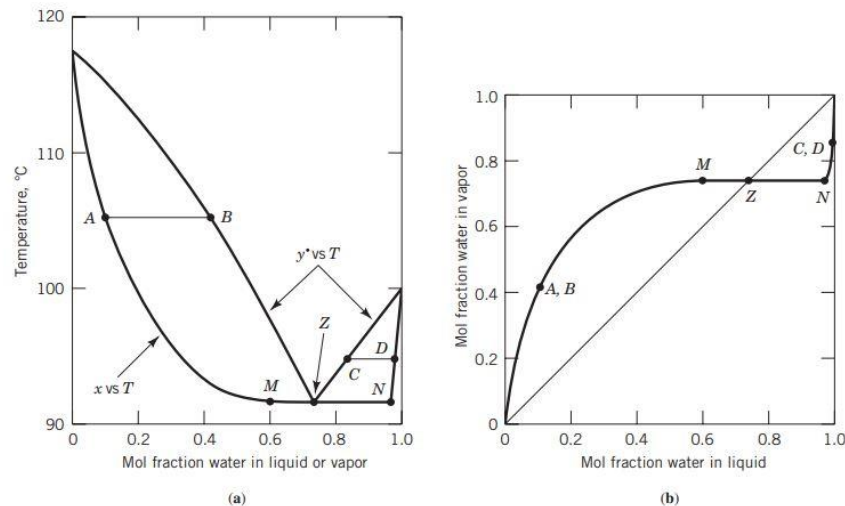


Fig I.11. Point d'ébullition (a) et diagramme de phases (b) du système azéotropique hétérogène eau/1-butanol à pression atmosphérique. A, B, C et D sont des points d'équilibre représentatifs ; Z est le point azéotropique ; M et N sont les limites du mélange liquide.

connue (à une certaine pression), cette information peut être utilisée pour calculer les paramètres d'activité. au point azéotropique, par définition, $y_i = x_i$; À partir de l'équation 6,

$$\gamma_i^L = P/P_i^0 \quad (\text{I.24})$$

La pression de vapeur P_i^0 peut être obtenue à partir de plusieurs sources telles que des brochures.

I.3.5 Processus de distillation :

La distillation de base consiste à appliquer de la chaleur à un mélange liquide, à évaporer une partie du mélange et à éliminer la chaleur de la partie vaporisée.

Le liquide condensé résultant, le distillat, est plus riche en composants plus volatils et les résidus non évaporés restants sont plus riches en composants moins volatils. La plupart des distillations commerciales impliquent une certaine forme de classement multiple afin d'obtenir un enrichissement supérieur à ce qui est possible par une seule évaporation et condensation.

CHAPITER I : NOTIONS SUR RAFFINAGE, GPL ET DISTILLATION

Pour faciliter la présentation et la compréhension, la discussion initiale des processus de distillation comprend des systèmes binaires. En examinant les diagrammes du point d'ébullition binaire **Fig I. 7.a** et de la phase **Fig I. 7.b**, l'enrichissement de la composition liquide x_L à la composition vapeur y_L représente une étape théorique, ou phase d'équilibre.

Bibliographie

- [1].IAP De SKIKDA, Description Du Complexe (SONATRACH), 2005, P.07.
- [2].Institut Algérien du Pétrole (SKIKDA) 2014.
- [3].Manuel opératoire de l'unité de séparation et traitement des gaz (Skikda).
- [4].Hanichi Ahmed, Attaoua Imane « Recalcul de la colonne de dépropaniseur C_3O_2 ». Diplôme d'ingénieur d'état en génie chimique option Raffinage, université M'Hamed Bougara Boumerdes, année 2014/2015.
- [5].Mount Nasserredine « simulation et optimisation des paramètres technologies de I unité de fractionnement des GPL à 1 laoud Berkaoui », mémoire de magister en génie des procédés, option Technologie des hydrocarbures, université M'Hamed Bougara Boumerde année 2012/ 2013.
- [6].Université Abou Bakr Belkaid – Tlemcen Mémoire de Master en Génie-industriel « Optimisation de la distribution des bouteilles en gaz butane (B13) Cas de l'entreprise Naftal GPL Tlemcen » présenté par Abdeldjalil Anissa Ikram , Djelti Mohammed le : 2015/2016 page 04-07
- [7].Université M'Hamed BougaraBoumerdes Mémoire magister en génie chimique option technologydrocarbures, «Simulation et optimisation des paramètres technologiques de l'unité de fractionnement des GPL à Haoud Berkaoui». Présenté par Mouni nasserredine année 2012/2013. Page 06-08
- [8]. A. Nag, Distillation & Hydrocarbon Processing Practices, PennWell Publishing, Tulsa,Okla., 2016.
- [9]. National Institute of Standards and Technology (NIST) Thermodynamic Research Center (TRC), Boulder. Co., <http://trc.nist.gov/thermolit/main/home.html#home>.
- [10]. The Korean Database (KDB), <http://www.thermo.com/research/kdb/hcvle/hcvle.php>.
- [11]. J. Gmehling, B. Kolbe, M. Kleiber, and J. Rarely, Chemical Thermodynamics for Process Simulation, Wiley-VCH Verlag GmbH, Weinheim, 2012.
- [12]. J. R. Elliott, C. T. Lira, T. C. Frank, and P. M. Mathias, in R. H. Perry and D. W. Green, eds., Chemical Engineers Handbook, 9th ed., McGraw-Hill, NY, 2017, Section 4.
- [13]. V. Gerbaud, and I. Rodriguez-Donis, in A. Gorak and Z. Olujić, eds., Distillation: Equipment and Processes, Elsevier, Amsterdam, 2014, Chapt. 6.
- [14]. V. Julka, M. Chiplunkar, and L. O'Young, Chem. Eng. Prog. 105, 47 (2009).
- [15]. Dortmund Data Bank, <http://www.ddbst.com/unifac-calculation.html>.
- [16]. R. Sandler, Atmos. Chem. Phys. 15, 4399 (2015).

CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR

II.1 Définition:

Les échangeurs de chaleur sont des dispositifs utilisés pour transférer de l'énergie thermique entre deux fluides. Lorsque les fluides traversent un échangeur, un fluide gagne de la chaleur et l'autre en perd. Si le processus n'inclut pas l'évaporation ou la condensation, les deux fluides subiront un changement de température, le fluide augmentant de température et l'autre diminuant de température.

Les échangeurs de chaleur ont une myriade d'applications. Dans les centrales électriques, ils servent de condenseurs de vapeur, de réchauffeurs d'eau d'alimentation, de générateurs de vapeur et de préchauffeurs.

II.2 Types d'échangeurs de chaleur:

Il existe trois principaux types d'échangeurs de chaleur : contact direct, régénérateur et récupérateur. Dans un échangeur à contact direct, les deux courants de fluide en entrée se combinent et se mélangent. Des exemples d'échangeurs à contact direct sont les tours de refroidissement, les réchauffeurs d'eau d'alimentation ouverts dans les centrales électriques et les processus où les fluides peuvent être mélangés. Il n'y a pas de paroi séparant les fluides pour corroder et encrasser et dégrader les performances de l'échangeur de chaleur. De plus la perte de charge de l'échangeur est inférieure à celle des échangeurs à tubes. Enfin, l'échangeur à contact direct peut être considérablement plus économique que les autres types d'échangeurs. Un inconvénient majeur, cependant, est que les fluides se mélangent.

Dans de nombreuses applications, la contamination d'un fluide par l'autre fluide est hautement indésirable. Par exemple, un fluide peut être radioactif, l'autre non radioactif. Ou, on peut être toxique, l'autre non toxique. Dans ces exemples, les échangeurs à contact direct sont définitivement inadaptés.

CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR

Dans un régénérateur, la chaleur est transférée à un milieu de stockage, le "cœur" ou la "matrice" de l'échangeur, par le fluide le plus chaud, puis le fluide le plus froid acquiert de la chaleur à partir du milieu de stockage. C'est un processus périodique, les deux fluides alternant au contact du noyau. Les régénérateurs sont du type à matrice fixe ou rotatif.

Les régénérateurs ont une grande surface par volume, et la grande surface rend l'échangeur particulièrement attrayant pour les applications gaz-gaz. Un inconvénient est qu'il peut y avoir un mélange mineur des courants de fluide.

Dans les récupérateurs, les deux fluides sont séparés par une paroi. Les fluides transfèrent de la chaleur par convection vers et du mur et conduction à travers le mur.

L'avantage majeur d'un récupérateur est que les deux fluides sont bien séparés, sans contamination croisée si la paroi conserve son intégrité.

Les inconvénients comprennent le coût en capital plus élevé des récupérateurs et la chute de pression accrue, ce qui entraîne des coûts de pompage plus élevés.

Le type de récupérateur le plus simple est l'échangeur de chaleur à double tube illustré à **la Fig. II.1.A**. Il se compose de deux tubes concentriques. Un fluide s'écoule dans le tube interne et l'autre fluide s'écoule dans la zone annulaire entre les tubes interne et externe. Si les fluides s'écoulent dans le même sens, comme c'est le cas sur **la figure II.1.A**, l'écoulement est dit parallèle. Si les fluides s'écoulent dans des sens opposés, le flux est à contre-courant. Chaque fluide fait un seul passage dans l'échangeur, ils ne traversent qu'une seule fois l'échangeur.

Dans un échangeur de chaleur à calandre et tube, un fluide s'écoule à travers les tubes et l'autre fluide s'écoule autour des tubes, enfermé par la « coque » de l'échangeur, **La figure II.1.B** montre un échangeur avec un passage de coque et deux passages de tube.

CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR

Les échangeurs peuvent également avoir plus de deux passages de tube et plus d'un passage de coque, Par exemple **la figure II. 1. C** montre un passage à deux coques, quatre tubes, passe échangeur.

Des chicanes sont placées dans des échangeurs de chaleur à coque et à tube pour canaliser le flux du fluide de coque à travers les tubes. Les chicanes améliorent le contact du fluide de coque avec les tubes. Ils minimisent le contournement des tubes par le fluide caloporteur.

Dans les échangeurs de chaleur à courants croisés, un fluide circule dans les tubes et l'autre fluide circule transversalement aux tubes, Le courant croisé augmente le transfert de chaleur par rapport aux écoulements longitudinaux le long des tubes comme dans l'échangeur à double tube.

La figure **II.1.D** montre deux échangeurs de chaleur à courants croisés. Dans un échangeur, un fluide circule dans les tubes et l'autre fluide circule librement sur les tubes. On dit que le fluide des tubes est « non mélangé » car il est confiné dans les tubes. L'autre fluide est « mixte » car il n'est pas confiné et peut se mélanger à lui-même. Dans le deuxième échangeur, il y a des ailettes à l'extérieur des tubes. Un fluide s'écoule à travers les tubes et est "non mélangé". L'autre fluide circule dans les canaux formés par les ailettes. Ce fluide est également dit « non mélangé » car il est confiné dans les canaux, ce qui gêne son mélange.

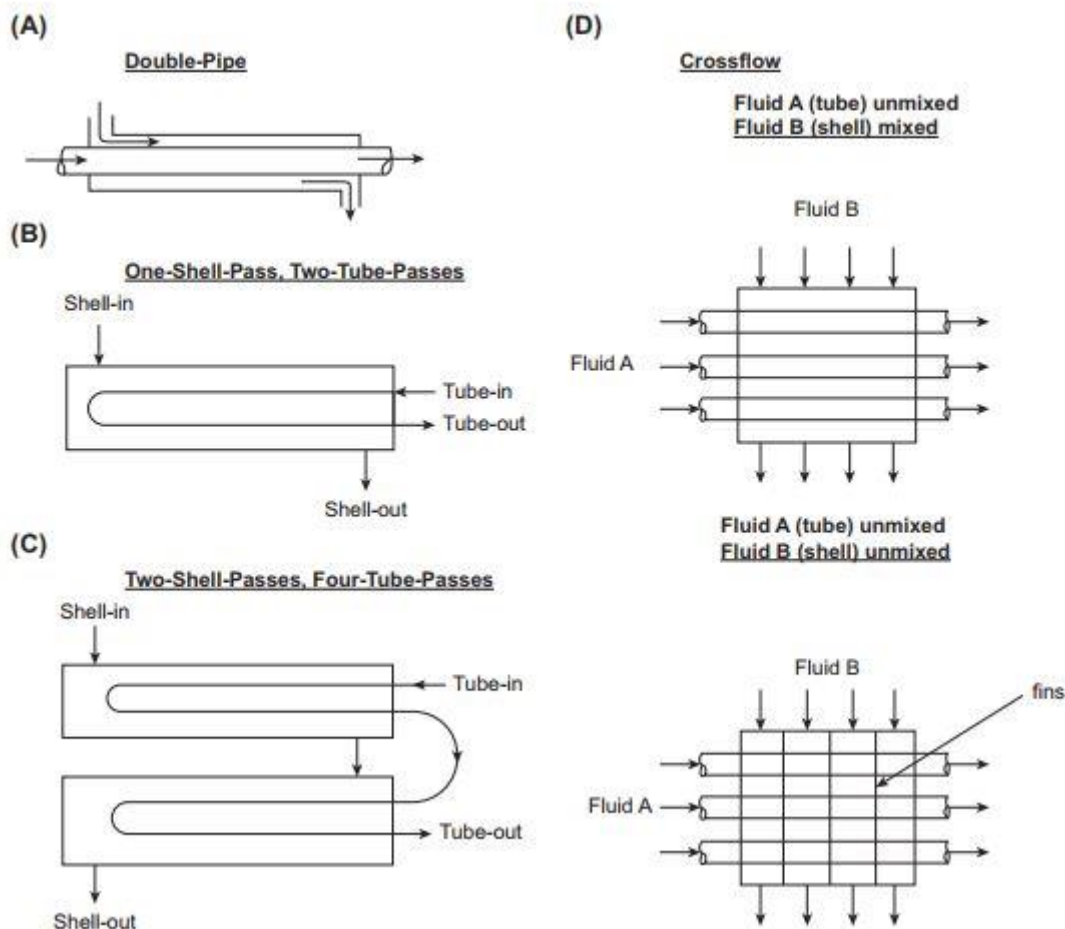


Fig II.1 : Types d'échangeurs de chaleur.

- ❖ La Figures. II.2 et II.3 sont des photographies d'échangeurs de chaleur.
- ❖ La figure II.2.A montre des échangeurs de chaleur à calandre et tube utilisés dans une usine chimique pour refroidir les gaz chauds avec de l'eau.
- ❖ La figure II.2.B montre un faisceau de tubes pour un échangeur de chaleur à calandre et tubes.
- ❖ La figure II.2.C montre des tubes en U pour un échangeur de chaleur à un passage et à deux tubes, Sur la gauche de la photo se trouve un échangeur de chaleur à calandre et tube.
- ❖ La figure II.2.D est un échangeur de chaleur à courants croisés. Un fluide circule dans les tubes en cuivre et l'autre fluide s'écoule sur les tubes. Les ailettes en aluminium sur les tubes empêchent le mélange du fluide extérieur. Par conséquent, on dit que les deux fluides sont "non mélangés".

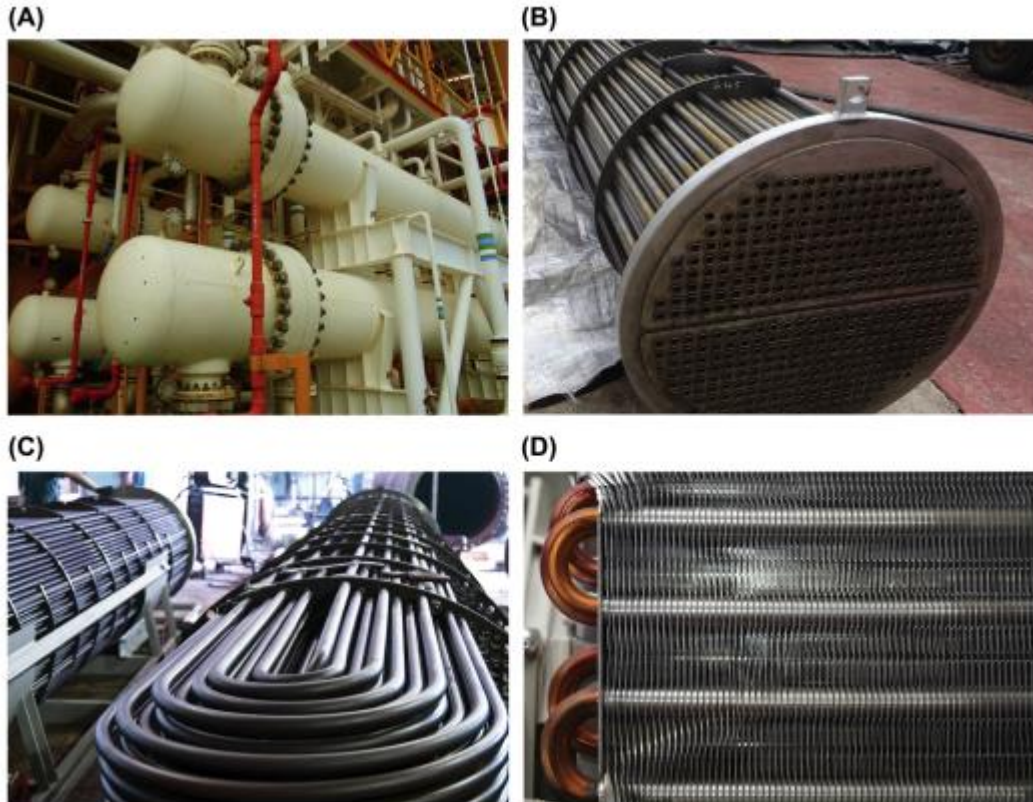


Fig II. 2 : (A) Échangeurs de chaleur à coque et tube. (B) Plaque tubulaire et tubes de l'échangeur de chaleur. (C) Faisceau de tubes en U. (D) Échangeur de chaleur à courants croisés (les deux fluides non mélangés).

❖ Les Fig. II.3.A et B montrent un petit échangeur de chaleur fabriqué par Exergy LLC, L'échangeur mesure 13,5 pouces de long, 3 pouces de diamètre et est en acier inoxydable 316 L brasé au nickel. Ce modèle comporte 253 tubes et sa surface de transfert de chaleur est de $0,60 \text{ m}^2$. Les utilisations de l'échangeur comprennent le traitement chimique, l'eau pour injection pour les usines pharmaceutiques et la fabrication de semi-conducteurs.

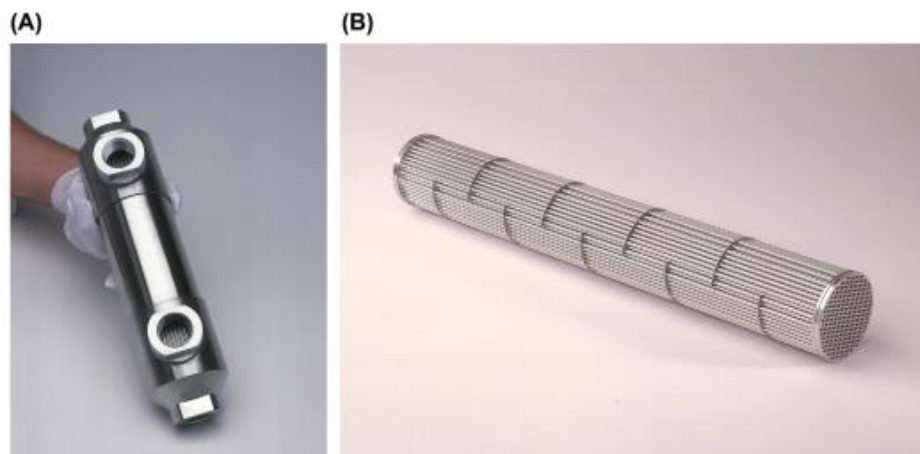


Fig II.3 : (A) Petit échangeur de chaleur (extérieur). (B) Petit échangeur de chaleur (intérieur).

❖ La figure **II.4** montre une plaque tubulaire et des tubes fortement corrodés. L'effet de la corrosion sur le transfert de chaleur est discuté dans la section **fig II.4** ci-dessous. Les échangeurs de chaleur corrodés peuvent souvent être réparés et remis en service grâce au remplacement du tube.



Fig II.4: Plaque tubulaire et tubes corrodés.

II. 2.1 Répartition de la température dans les échangeurs de chaleur à double tube:

❖ La figure 8.5 montre un échangeur de chaleur à double tube, composé de deux tubes (ou tubes) concentriques. Le fluide A s'écoule à travers le tube interne et le fluide B s'écoule dans la zone annulaire entre les tubes, appelée "coque".

La surface externe du tube externe est bien isolée de sorte que le transfert de chaleur entre l'échangeur de chaleur et l'environnement est insignifiant par

CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR

rapport au transfert de chaleur entre les fluides. La figure 8.5 montre les deux fluides circulant dans la même direction, de gauche à droite. Il s'agit d'un échangeur à double flux parallèles. Si le sens d'écoulement de l'un des fluides était inversé, l'échangeur serait un échangeur double-tuyau à contre-courant.

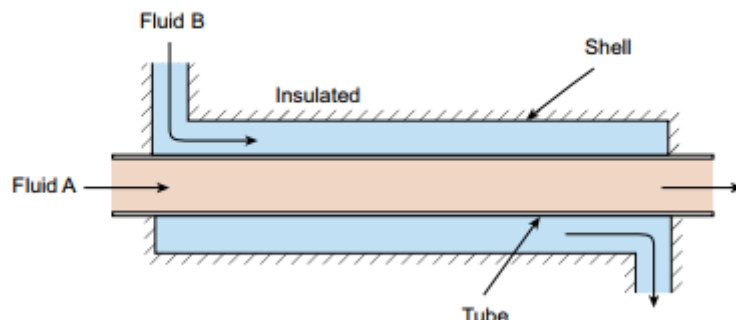


Fig II.5 : Échangeur de chaleur à double tube.

Disons que les températures des fluides, T_A et T_B , sont différentes, T_A étant supérieure à T_B : Ensuite, il y aura un transfert de chaleur à travers la paroi du tube du fluide A au fluide B. Le taux de transfert de chaleur q est :

$$q = \frac{\Delta T_{overall}}{\sum R} = \frac{T_A - T_B}{\sum R} \quad (\text{II.1}).$$

Où $\sum R$ est la somme des résistances entre les fluides A et B. Ces résistances sont la résistance convective à la surface interne du tube, la résistance conductrice de la paroi du tube et la résistance convective à la surface externe du tube. Le taux de transfert de chaleur entre les fluides peut également être exprimé en termes de chaleur globale coefficient de transfert U . Autrement dit,

$$q = UA (\Delta T)_{avg} \quad (\text{II.2}).$$

Où $(\Delta T)_{avg}$ est la différence de température "moyenne" entre les fluides et A est la surface de transfert de chaleur entre les fluides.

Un échangeur de chaleur à double tube n'a pas une seule et unique surface A . Il a la surface de la surface intérieure du tube et la surface de la surface extérieure du tube, qui sont différentes.

CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR

La surface intérieure a une aire $A_i = 2\pi r_i L$, où r_i est le rayon de la surface intérieure et L est la longueur du tube. De même, la surface extérieure du tube a une aire $A_o = 2\pi r_o L$, où r_o est le rayon de la surface extérieure et L est la longueur du tube. Les surfaces étant différentes, les valeurs U doivent être référencées sur une surface spécifique : U_i est référencée sur la surface intérieure et U_o est référencée sur la surface extérieure. Le taux de transfert de chaleur en Eq. (II.2) est donc

$$q = U_i A_i (\Delta T)_{avg} = U_o A_o (\Delta T)_{avg} \quad (\text{II.3}).$$

De l'éq. (II.3), on voit que $U_i A_i = U_o A_o$: Comme $A_i = 2\pi r_i L$ et $A_o = 2\pi r_o L$, les coefficients sont liés par

$$U_o = \left(\frac{r_i}{r_o}\right) U_i \quad (\text{II.4}).$$

❖ **La Fig. II.6** montre deux tubes doubles échangeurs. Celui de gauche est à flux parallèle ; celui de droite est à contre-courant. Sous chaque figure se trouve un schéma illustrant l'évolution de la température du fluide lors de son passage dans l'échangeur. Le fluide le plus chaud entre dans l'échangeur à T_{hi} et sort à T_{ho} : Le fluide le plus froid entre à T_{ci} et sort à T_{co} : On appellera l'extrémité gauche de l'échangeur "Emplacement 1" et l'extrémité droite de l'échangeur "Emplacement 2." Quelques éléments intéressants : Pour les échangeurs à flux parallèles, le fluide le plus froid ne peut pas sortir de l'échangeur à une température plus élevée que celle du fluide le plus chaud. Cependant, pour l'échangeur à contre-courant, la température de sortie du fluide le plus froid peut être supérieure à la température de sortie du fluide le plus chaud. Aussi, pour

CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR

l'échangeur à contre-courant, les courbes de température ne sont généralement pas parallèles.

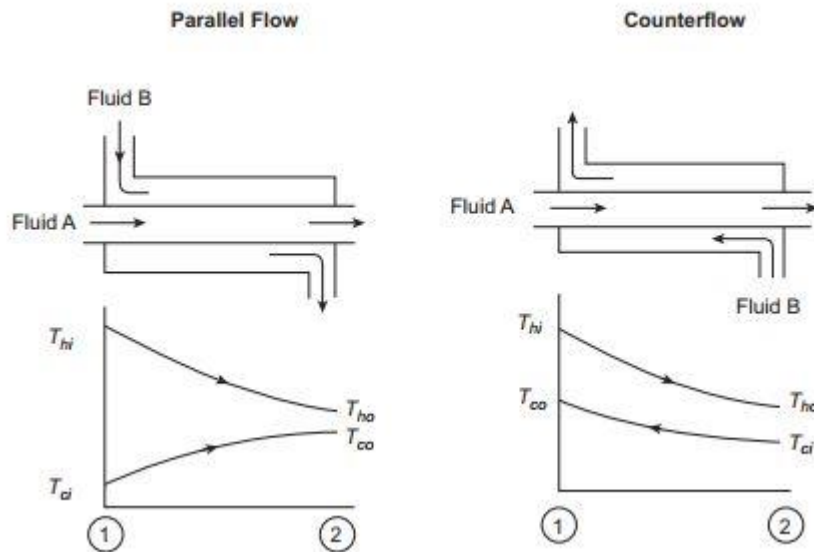


Fig II.6 : Répartition de la température dans les échangeurs à double tube.

La différence de température moyenne entre les fluides, qui est nécessaire dans l'éq. (II.2) et (II.3). L'échangeur à flux parallèles de la Fig II.6.

Nous allons prendre une coupe verticale de l'échangeur entre les emplacements x et $x + dx$. La Fig II.7 montre les volumes de contrôle pour les fluides A et B des deux côtés de la paroi du tube. L'aire du mur entre x et $x + dx$ est dA . Nous supposons que la température du fluide A est supérieure à la température du fluide B. Lorsque les fluides traversent leurs volumes de contrôle respectifs, le fluide A donne de la chaleur au fluide B et l'enthalpie du fluide A diminue. Le fluide B subit une augmentation d'enthalpie due à la chaleur reçue du fluide A. Les différents flux d'énergie sont illustrés à la Fig II.7.

Pour le fluide A, le bilan énergétique est :

$$\dot{m}_A C_A T_A = U dA (T_A - T_B) + \dot{m}_A C_A (T_A + dT_A) \quad (\text{II.5}).$$

CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR

Pour le Fluide B, le bilan énergétique est :

$$\dot{m}_B C_B T_A + U dA (T_A - T_B) + \dot{m}_B C_B (T_B + dT_B) \quad (\text{II.6}).$$

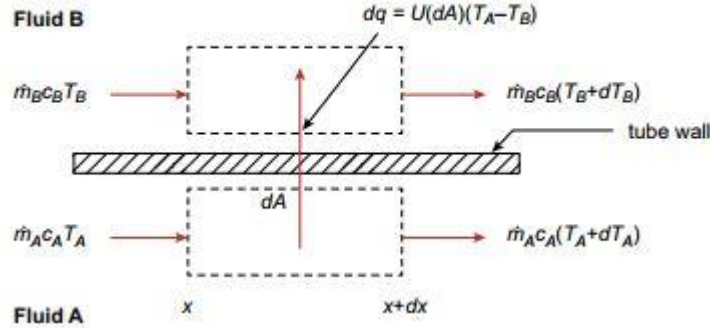


Fig II.7 : Flux d'énergie pour volumes de régulation différentiels.

Dans ces deux équations, \dot{m} est le débit massique, c est la chaleur spécifique, T est la température du fluide, U est le coefficient de transfert thermique global de l'échangeur et dA est la surface de paroi différentielle entre les fluides. Les indices indiquent le fluide particulier : le fluide chaud (Fluide A) et le fluide froid (Fluide B).

Réorganiser l'éq. (II.5), on obtient

$$dT_A = - \frac{U dA (T_A - T_B)}{\dot{m}_A C_A} \quad (\text{II.7}).$$

Réorganiser l'éq. (II.6), on obtient

$$dT_B = \frac{U dA (T_A - T_B)}{\dot{m}_B C_B} \quad (\text{II.8}).$$

Soustraire l'éq. (II.8) de l'éq. (II.7), on a

$$d(T_A - T_B) = -U dA (T_A - T_B) \left(\frac{1}{\dot{m}_A C_A} + \frac{1}{\dot{m}_B C_B} \right) \quad (\text{II.9}).$$

En divisant les deux côtés de l'équation. (IV.9) par $(T_A - T_B)$, on arrive à

$$\frac{d(T_A - T_B)}{T_A - T_B} = -U \left(\frac{1}{\dot{m}_A C_A} + \frac{1}{\dot{m}_B C_B} \right) dA \quad (\text{II.10}).$$

CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR

Les deux côtés de l'éq. (II.10) peut maintenant être intégré sur toute la longueur de l'échangeur de chaleur, de l'extrémité gauche (Emplacement 1) à l'extrémité droite (Emplacement 2). En supposant que U, les débits massiques et la les chaleurs spécifiques sont des constantes, on a

$$\ln \left(\frac{(T_A - T_B)_2}{(T_A - T_B)_1} \right) = -UA \left(\frac{1}{\dot{m}_A C_A} + \frac{1}{\dot{m}_B C_B} \right) \quad (\text{II.11}).$$

Comme le flux de chaleur différentiel dq pour les volumes de contrôle infinitésimaux illustrés à la Fig. II.7 est égal à $UdA(T_A - T_B)$, éq (II.7) peut s'écrire :

$$dq = - \dot{m}_A C_A dT_A \quad (\text{II.12})$$

Et Éq. (II.8) peut s'écrire :

$$dq = \dot{m}_B C_B dT_B \quad (\text{II.13})$$

Intégration des éq. (II.12) et (II.13) sur toute la longueur de l'échangeur de chaleur : c'est-à-dire, de l'extrémité gauche (Emplacement 1) à l'extrémité droite (Emplacement 2), nous obtenons des expressions pour le débit total de flux de chaleur q pour l'échangeur :

$$q = \dot{m}_A C_A [(T_A)_1 - (T_A)_2] \quad (\text{II.14}).$$

$$\text{et } q = \dot{m}_B C_B [(T_B)_2 - (T_B)_1] \quad (\text{II.15}).$$

En utilisant les É. (II.14) et (II.15) dans l'équation. (II.11), Éq (II.11) devient alors une troisième expression de la flux thermique q de l'échangeur :

$$q = UA \frac{[(T_A - T_B)_1 - (T_A - T_B)_2]}{\ln \left(\frac{(T_A - T_B)_1}{(T_A - T_B)_2} \right)} \quad (\text{II.16}).$$

En comparant cette équation à l'Eq. (II.2), on voit que le facteur de température est la différence de température moyenne entre les deux fluides dans l'échangeur de chaleur. Comme le facteur est la différence de température moyenne et

CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR

contient une fonction logarithmique, le terme de température est appelé Log Mean Temperature Difference (LMTD). En résumé, nous avons

$$q = UA(LMTD) \quad (II.17).$$

Où le LMTD est

$$LMTD = \frac{[(T_h - T_c)_1 - (T_h - T_c)_2]}{\ln\left(\frac{(T_h - T_c)_1}{(T_h - T_c)_2}\right)} \quad (II.18).$$

Dans l'éq. (II.18), nous avons changé les indices sur les températures de A et B au plus communément utilisé les indices h et c, respectivement. Nous pouvons le faire car le fluide A est le fluide chaud et le fluide B est le fluide froid.

Le calcul du LMTD semble difficile, mais ce n'est vraiment pas le cas. Le terme $(T_A - T_B)_1$ est la différence de température des fluides à l'extrémité gauche de l'échangeur et le terme $(T_A - T_B)_2$ est la différence de température des fluides à l'extrémité droite. Éq. (II.18) dit que LMTD est la différence de température des fluides à l'extrémité gauche de l'échangeur moins la différence de température des fluides à l'extrémité droite de l'échangeur divisée par le logarithme naturel du rapport des deux différences de température. En effet, l'éq. (II.18) peut s'écrire encore plus simplement comme :

$$LMTD = \frac{(\Delta T)_1 - (\Delta T)_2}{\ln\left(\frac{(\Delta T)_1}{(\Delta T)_2}\right)} \quad (II.19).$$

Nous avons dérivé les équations ci-dessus en utilisant un échangeur de chaleur à double tube à flux parallèle. Si nous avons fait la dérivation pour un échangeur à double tube à contre-courant, et le fluide froid est allé de droite à gauche, le seul changement dans les équations serait Eq. (II.15), qui serait remplacé par :

$$q = \dot{m}_B C_B [(T_B)_1 - (T_B)_2] \quad (II.20).$$

CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR

Exemple II.1 : LMTD pour échangeurs double tubes parallèles et contre-courant.

Problème :

Dans un échangeur de chaleur à double tube, le fluide le plus chaud entre à 150 C et sort à 80 C et le fluide le plus froid entre à 20 C et part à 60 C.

- Déterminer le LMTD si l'échangeur de chaleur est (a) flux parallèle et (b) contre-courant.

La Solution :

Flux parallèle. La première étape de la solution consiste à dessiner un croquis de la distribution de température de l'échangeur et à mettre les températures et les directions d'écoulement sur le croquis. En regardant la Fig. II.6, nous avons l'échangeur de chaleur parallèle dans la figure au dessous

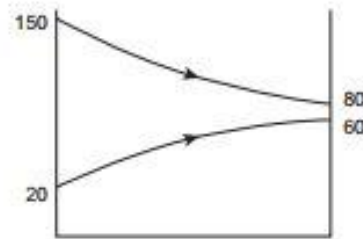


Fig. II. 8 : Evolution des températures dans un échangeur tubulaire fonctionnant à co-courant

De l'éq. (II.19), nous avons :

$$\text{LMTD} = \frac{(\Delta T)_1 - (\Delta T)_2}{\ln\left(\frac{(\Delta T)_1}{(\Delta T)_2}\right)} = \frac{(150-20) - (80-60)}{\ln\left(\frac{(150-20)}{(80-60)}\right)} = 58.8 \text{ C}$$

Contre-courant. Toujours en utilisant la Fig. II.6, le schéma de l'échangeur à contre-courant est donné ci-dessous.

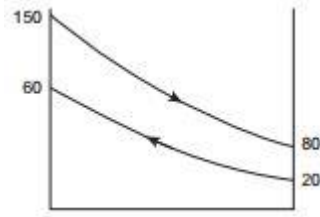


Fig II.9 : Evolution des températures dans un échangeur tubulaire fonctionnant à contre-courant

$$\text{LMTD} = \frac{(\Delta T)_1 - (\Delta T)_2}{\ln\left(\frac{(\Delta T)_1}{(\Delta T)_2}\right)} = \frac{(150-60) - (80-20)}{\ln\left(\frac{150-60}{80-20}\right)} = 74.0 \text{ C}$$

On voit que les LMTD sont différents pour les deux différents types d'échangeurs de chaleur à double tube, même si l'entrée et les températures de fluide sortant sont les mêmes.

Une autre observation intéressante est que le LMTD pour l'échangeur à contre-courant est supérieur au LMTD pour le parallèle échangeur de flux.

C'est une caractéristique générale et la raison pour laquelle les échangeurs à contre-courant sont généralement préférés aux échangeurs parallèles. Pour les mêmes U , A et températures d'entrée et de sortie du fluide, un échangeur à contre-courant aura un taux de transfert de chaleur q plus important qu'un échangeur à flux parallèles.

II.3. Le coefficient de transfert de chaleur global :

❖ La figure II.10 montre une vue en coupe du tube intérieur d'un échangeur de chaleur à double tube. Le coefficient de convection est h_i à la surface interne du tube et h_o à la surface externe. Le tube a des rayons intérieur et extérieur r_i et r_o et une longueur L perpendiculaire au plan de la figure. Fluide A à l'intérieur du tube, Le fluide B est dans la coquille, et le fluide A a une température plus élevée que le fluide B.

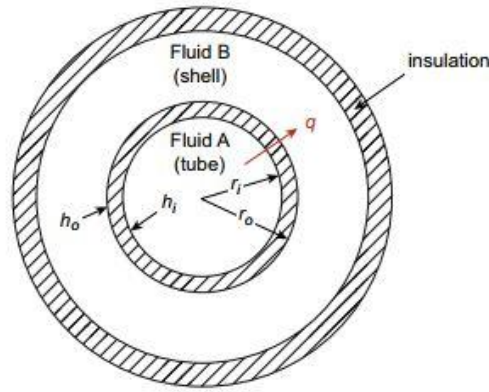


Fig II.10 : Coefficients de convection pour un échangeur de chaleur à double tube.

À partir des éq. (II.1) à (II.3), nous avons :

$$q = \frac{\Delta T}{\sum R} = U_i A_i \Delta T = U_o A_o \Delta T \quad (\text{II.21}).$$

À la surface intérieure du tube, la résistance convective est de $\frac{1}{h_i A_i}$, A la surface extérieure du tube, la résistance convective est $\frac{1}{h_o A_o}$.

Et, la résistance de la paroi du tube est $\frac{\ln(r_o/r_i)}{2\pi k L}$, où k est la conductivité thermique du tube matériau et L est la longueur du tube.

Les aires circonférentielles dans l'équation. (II.21) sont

$A_i = 2\pi r_i L$ et $A_o = 2\pi r_o L$. En insérant ces résistances dans Eq. (II.21), on a

$$U_i = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{r_i \ln(r_o/r_i)}{k} + \frac{r_i}{h_o r_o}} \quad (\text{II.22})$$

$$\text{Et } U_o = \frac{1}{\frac{r_o}{h_i r_i} + \frac{r_o \ln(r_o/r_i)}{k} + \frac{1}{h_o}} \quad (\text{II.23})$$

Les plages typiques du coefficient de transfert de chaleur global sont données dans le **tableau II.1**.

CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR

Tableau II.1 : Plages typiques du coefficient de transfert de chaleur global

Type d'échangeur	$U(W/m^2 C)$
Eau-à-eau	850-2500
Eau-à-huile	100-400
Gaz-à-gaz	10-50
Gaz-à-eau	10-250
Vapeur-mazout	100-400
Huile-à-huile	50-400
Chauffe-eau	1000-8500
Condenseur de vapeur	1000-6000
Tube à ailettes (eau/air)	30-60
Tube à ailettes (vapeur/air)	30-300

Les coefficients de transfert de chaleur globaux dans Eq. (II.22) et (II.23) concernent des échangeurs de chaleur neufs et propres. Avec un fonctionnement prolongé, les coefficients peuvent diminuer sensiblement en raison de la dégradation des surfaces de transfert de chaleur par la corrosion, les dépôts et éventuellement les salissures biologiques telles que les algues. Les surfaces intérieure et extérieure du tube peuvent être affectées. Des termes de résistance supplémentaires peuvent être ajoutés aux dénominateurs des équations. (II.22) et (II.23) pour tenir compte de la variation du coefficient global de transfert de chaleur. Les équations révisées sont

$$U_i = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + R_{fi} + \frac{r_o \ln(r_o/r_i)}{k} + \frac{r_i}{h_o r_o} + R_{fo}(r_i/r_o)} \quad (\text{II.24})$$

$$\text{Et } U_o = \frac{1}{\frac{r_o}{h_i r_i} + R_{fi}(r_o/r_i) + \frac{r_o + \ln(r_o/r_i)}{k} + \frac{1}{h_o} + R_{fo}} \quad (\text{II.25})$$

Où R_{fi} est le facteur d'encrassement ou résistance sur la surface intérieure du tube et R_{fo} est le facteur d'encrassement ou résistance sur la surface extérieure du tube.

CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR

Tableau II.2 : Facteurs d'encrassement typiques R_f .

Fluide	$R_f(m^2 C/W)$
Eau distillée et eau d'alimentation de chaudière	0,0001 (inférieur à 50 °C)
Eau distillée et eau d'alimentation de chaudière	0,0002 (au-dessus de 50 °C)
Eau (rivière)	0.0004
Essence	0.0009
Huile (hydraulique, de lubrification et transformateur)	0.0002
Éthylène glycol	0.00035
Vapeur	0.0001
Air	0.0004
Gaz d'échappement du moteur	0.0018
Réfrigérants (liquides)	0.0002
Réfrigérants (vapeur)	0.0004

II.4. Méthodes d'analyse :

II.4.1 Méthode de la différence de température moyenne logarithmique: Échangeurs de chaleur à double tube :

Les surfaces extérieures des échangeurs de chaleur sont bien isolées et le transfert de chaleur vers l'environnement est très petit. On suppose que ce transfert de chaleur est négligeable et que la quantité totale de chaleur sortant du fluide chaud est récupérée par le fluide froid. Il existe trois équations pour q , qui peuvent être utilisées pour résoudre des problèmes par la méthode LMTD :

Pour la chaleur sortant du fluide chaud, on a

$$q = \dot{m}_h C_{ph} (\Delta T)_h = \dot{m}_h C_{ph} (T_{hi} - T_{ho}) \quad (\text{II.26})$$

Pour la chaleur acquise par le liquide froid, on a

$$q = \dot{m}_c C_{pc} (\Delta T)_c = \dot{m}_c C_{pc} (T_{hi} - T_{ho}) \quad (\text{II.27})$$

CHAPITRE II : LES ECHANGEURS DE CHALEUR

Et l'équation avec le coefficient de transfert de chaleur global U et le LMTD est :

$$q = UA(LMTD) \quad (II.28)$$

❖ Échangeurs de chaleur à double tube :

Tous les échangeurs de chaleur ne sont pas du type à double tube. Par exemple, trois échangeurs non à double tube ont été représentés sur la Fig. II.1B-D. Si un échangeur de chaleur n'est pas un double tuyau, Eq. (II.26) et (II.27) sont toujours applicables. Cependant, l'éq. (II.28) doit être modifiée avec l'ajout d'un facteur de correction, F . L'équation devient

$$q = UAF(LMTD)_{dpcf} \quad (II.29)$$

Le facteur de correction F est une correction du LMTD que nous aurions si l'échangeur de chaleur était du type à contre-courant à double tuyau plutôt que du type sans double tuyau.

La valeur de F est fournie pour certains types courants d'échangeurs de chaleur dans les Fig. II.11, II.13 ci-dessous. Dans ces graphiques, F est une fonction des paramètres P et R , qui sont

$$P = \frac{t_o - t_i}{T_i - t_i} \quad (II.30)$$

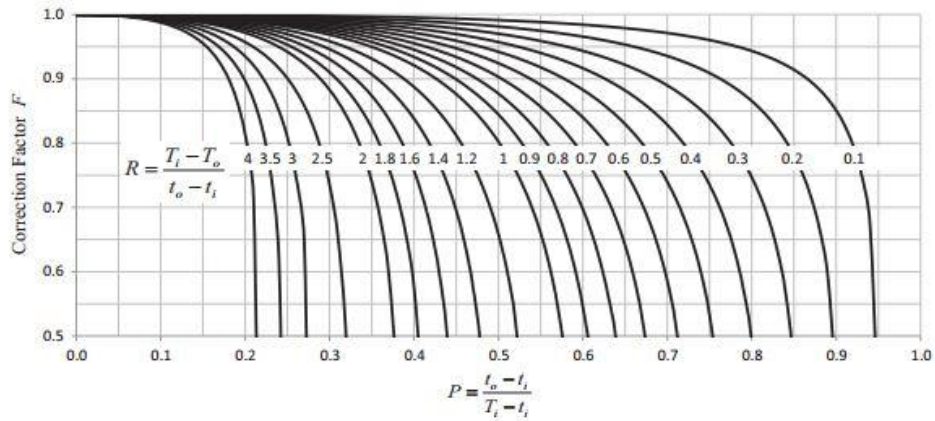


Fig II.11 : Log Facteur de correction de la différence de température moyenne (LMTD) pour un échangeur de chaleur à un seul passage, multiple de deux tubes.

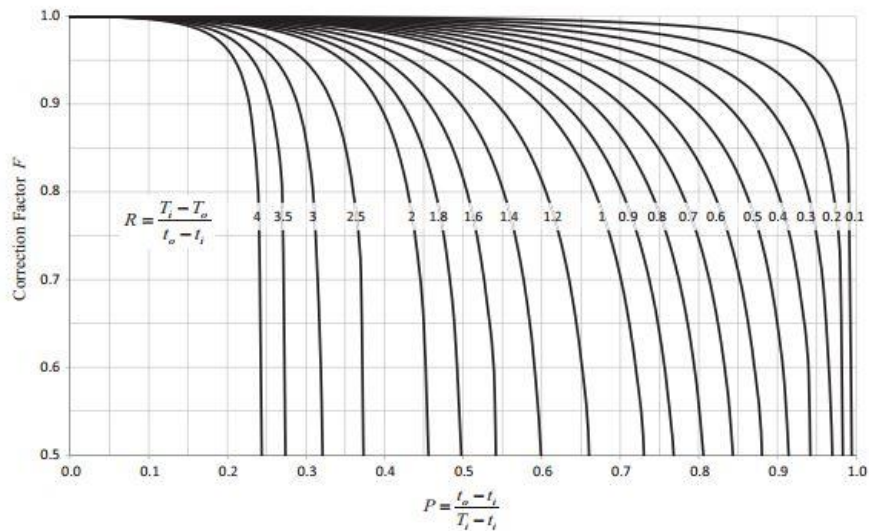


Fig II.12 : Facteur de correction logarithmique de la différence de température moyenne (LMTD) pour l'échange de chaleur à deux passages de coque, multiple de quatre passages de tube.

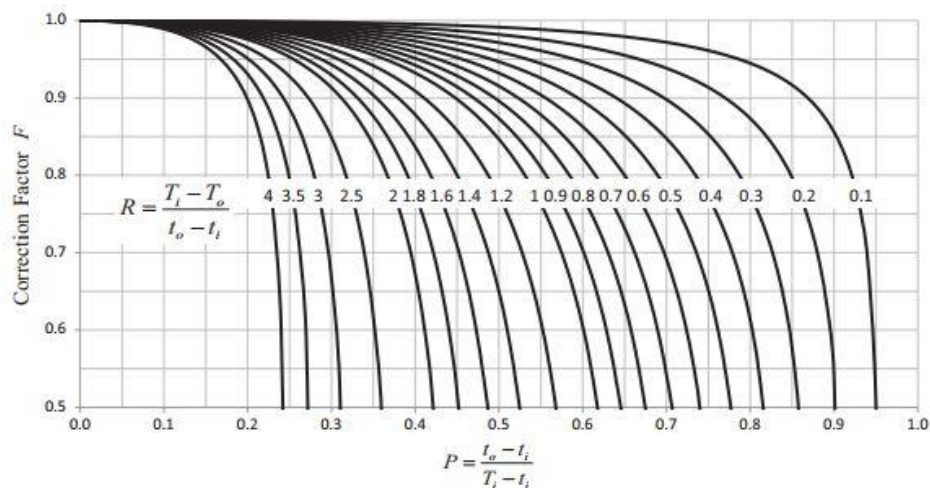


Fig II.13 : Facteur de correction logarithmique de la différence de température moyenne (LMTD) pour l'échangeur de chaleur à courants croisés : un fluide mélangé et un fluide non mélangé.

$$R = \frac{T_i - T_o}{t_o - t_i} \quad (\text{II.31})$$

Dans les éq. (8.30) et (8.31), les températures t sont pour le fluide côté tube et les températures T sont pour le fluide côté calandre. Cependant, le fluide affecté au tube ou à la coque ne fait aucune différence. Si le problème n'est pas spécifique, vous avez la liberté d'affecter l'un ou l'autre des fluides au tube ou à la coque. Les indices "i" et "o" font référence à l'entrée et à la sortie du fluide.

Il existe plusieurs facteurs autres que thermiques, qui doivent être pris en compte dans la sélection d'un échangeur de chaleur pour un usage particulier. Il faut tenir compte du coût de l'échange, à la fois le coût en capital et les coûts d'exploitation.[1-10]

Bibliographie

- [1] Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association, seventh ed., Tubular Exchanger Manufacturers Association, New York, 1988.
- [2] E.F.C. Somerscales, J.G. Knudsen, Fouling of Heat Transfer Equipment, Hemisphere Publishing, 1981. 340 Chapter 8 Heat exchangers
- [3] R.A. Bowman, A.C. Mueller, W.M. Nagle, Mean temperature difference in design, Trans. ASME 62 (1940) 283e294.
- [4] K. Gardner, J. Taborek, Mean temperature difference: a reappraisal, AIChE J. 23 (1977) 777e786.
- [5] A.S. Tucker, The LMTD correction factor for single-pass crossflow heat exchangers with both fluids unmixed, J. Heat Transf. 118 (1996) 488e490.
- [6] A. Fakheri, Log mean temperature correction factor: an alternative representation, Proc. ASME IMECE (2002) 111e115. New Orleans, 2002.
- [7] A. Fakheri, A general expression for the determination of the log mean temperature correction factor for shell and tube heat exchangers, J. Heat Transf. 125 (2003) 527e530.
- [8] L.C. Thomas, Heat Transfer e Professional Version, second ed., Capstone Publishing, 1999.
- [9] R.K. Shah, D.P. Sekulic, Fundamentals of Heat Exchanger Design, Wiley, 2003.
- [10] W. Kays, A.L. London, Compact Heat Exchangers, McGraw-Hill, 19

CHAPTER III: PARTIE CALCUL

III. Partie Calcule :

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.

$$T = \frac{\text{Débit massique de } C_3 \text{ vers stock}}{\text{Débit massique de } C_3 \text{ dans l'alimentation}} \cdot 100$$

$$T=40.56\%$$

Interprétation :

c'est-à-dire dans 36.74D'après le design, le taux de récupération est égale à 100kg, 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 :

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

$$6670.0.4056 = 2705.352 \text{ kg /h} = 64.92 \text{ tonnes/jour}$$

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

III.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 :

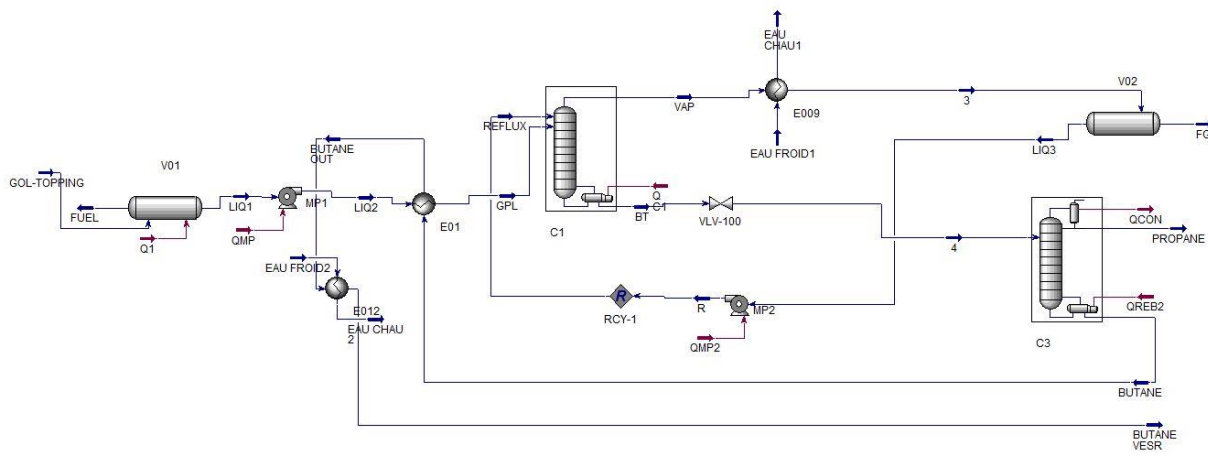


Figure - III -1: Schéma de l'unité gas-plant simulé par le HYSYS.

III.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} .

La C1 est d'une hauteur totale de 20.5 m, et de deux diamètres différents, le diamètre de la partie inferieure est de 1.98 m et celui de la partie

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

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.

III.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 – III -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	16.2638	0.0004	13.2874
C2	0.0704	2586.1033	0.0704	2112.8295
C3	0,2224	8164.8945	0,2224	6670,6654
iC4	0.1134	4165.7013	0.1134	3403.3507
nC4	0.5899	21661.6467	0.5899	17697.4238
iC5	0.0034	125.3904	0.0034	102.4432
totale	1.0000	36720	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.

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

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

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

Tableau – III -2 : Conditions de fonctionnement de la C1.

conditions opératoires		Cas design	Cas actuel
Pression (kPa)	Sommet	2340	2340
	Entrée	2400	2450
	Fond	2450	2450
Température (°C)	Sommet	38	58.3
	Entrée	62	60
	Fond	105	112.5
Débit massique (kg/h)	Charge	36720	30000
	Fuel gaz	3752.7	5977
	Produit du fond	32967.29	2453.03
Débit molaire (Kmole/h)	Charge	718.3	586.8
	Fuel gaz	112.9	157.7
	Produit du fond	605.3	429.9

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.

III.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 :

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

Tableau – III -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	0.0022	13.3350
C ₂	0.6850	2570	0.3550	2121.6709
C ₃	0.3105	1165	0.6170	3687.7970
iC ₄	0.0002	0.6199	0.0169	100.7733
nC ₄	0.0001	0.2131	0.0090	53.6849
iC ₅	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002
totale	1.0000	3752.7	1.0000	5977.26

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 conséquence une diminution de la quantité du propane récupérée.

III.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 – III -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	2.5026
C3	0.2123	6999.7	0.1247	2999.7508
iC4	0.1263	4165.08	0.1373	3303.4104
nC4	0.6571	21661.4	0.7336	17644.9244
iC5	0.0038	125.4	0.0043	102.4430
totale	1.0000	32967.3	1.0000	24053.03

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

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.

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

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

Tableau – III -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	486.9	45	47.64	420	417.3
Viscosité 10 ⁻² (cP)	9.577	9.754	1.032	1.069	6.924	6.937
Masse moléculaire (g/mol)	51.12	51.12	33.23	37.91	54.46	55.95
Conductivité thermique 10 ⁻² (W/m.k)	7.541	7.618	2.346	2.444	5.761	5.502
Tension superficielle (dyne/cm)	5.431	5.614	----	----	2.396	2.226
Enthalpie molaire 10 ⁴ (Kj/Kmol)	-12.99	-13.02	-9.147	-9.749	-12.84	-12.99
Enthalpie massique (Kj/Kg)	-2540	-2546	-2753	-2553	-2357	-2322
Chaleur spécifique (Kj/kg.°C)	2.942	2.941	2.404	2.404	4.143	4.122
Pouvoir calorifique massique (Kj/kg)	46000	46000	46740	46770	45810	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

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

cela traduit par une élévation du pouvoir calorifique, chaleur spécifique, ainsi que l'enthalpie.

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

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

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

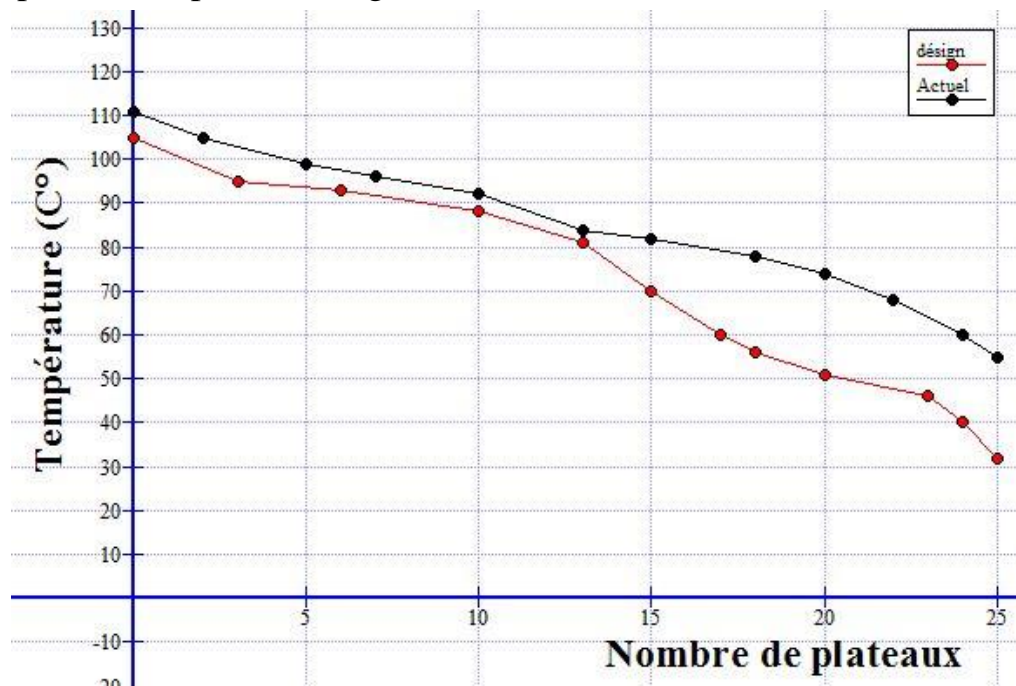


Figure - III -2: Le profil de la température dans le cas design et l'actuel.

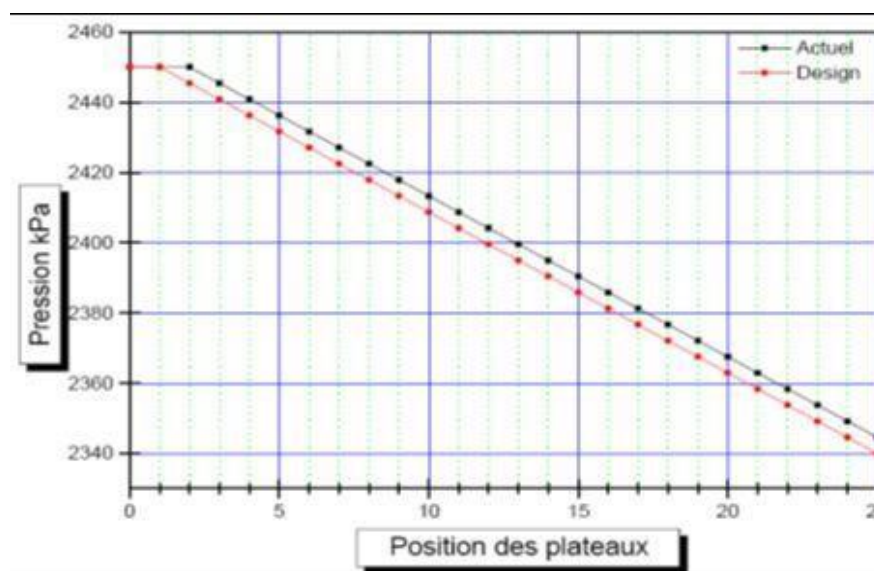


Figure - III -3: Le profil de la pression dans le cas design et l'actuel .

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

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.

III.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.

III.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 :

Tableau – III -6 : Les conditions de fonctionnement de la C3.

conditions opératoires		Cas design	Cas actuel
Pression (kPa)	Sommet	1290	1340
	Entrée	1300	1450
	Fond	1400	1450
Température (°C)	Sommet	37.42	38
	Entrée	75.55	86.49
	Fond	92.4	92
Débit massique (Kg/h)	Alimentation	32967.3	24053.03
	Propane à stock	6900	2850
	Butane à stock	26067	21203.02

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

Débit molaire (Kgmole/h)	Alimentation	605.3	429.9
	Propane à stock	155.96	63.89
	Butane à stock	449.3	366
Taux de reflux		5.3	8.8
Taux de rebouillage		1.5	1.17
Plateaux d'alimentation		13 ^{ème}	13 ^{ème}

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

III.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 ci dessous :

Tableau – III -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	0.0009	2.5025
C3	0.9800	6762	0.9500	2707.5014
iC4	0.0164	112.8	0.0439	125.2469
nC4	0.0014	9.5	0.0052	14.7533
iC5	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
totale	1.0000	6900	1.0000	2850.00

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

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.

III.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 si dessous :

Tableau – III -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	0.0000
C3	0.0091	237.7	0.0138	292.2494
iC4	0.1555	4052.25	0.1499	3178.1634
nC4	0.8306	21651.9	0.8315	17630.1711
iC5	0.0048	125..39	0.0048	102.4430
totale	1.0000	26067	1.0000	21203.02

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.

III.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 :

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

Tableau – III -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	470.8	474.2	554.9
Viscosité 10 ⁻² (cp)	8.907	8.833	9.144	9.003
Masse moléculaire (g/mol)	44.24	44.61	58.01	57.92
Conductivité thermique 10 ⁻² (W/m.k)	8.747	8.591	6.621	6.553
Tension superficielle (dyne/cm)	5.496	5.300	4.447	4.298
Enthalpie molaire 10 ⁴ (Kj/Kmol)	-11.93	-11.88	-13.79	-13.74
Enthalpie massique (Kj/Kg)	-2686	-2675	-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.

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

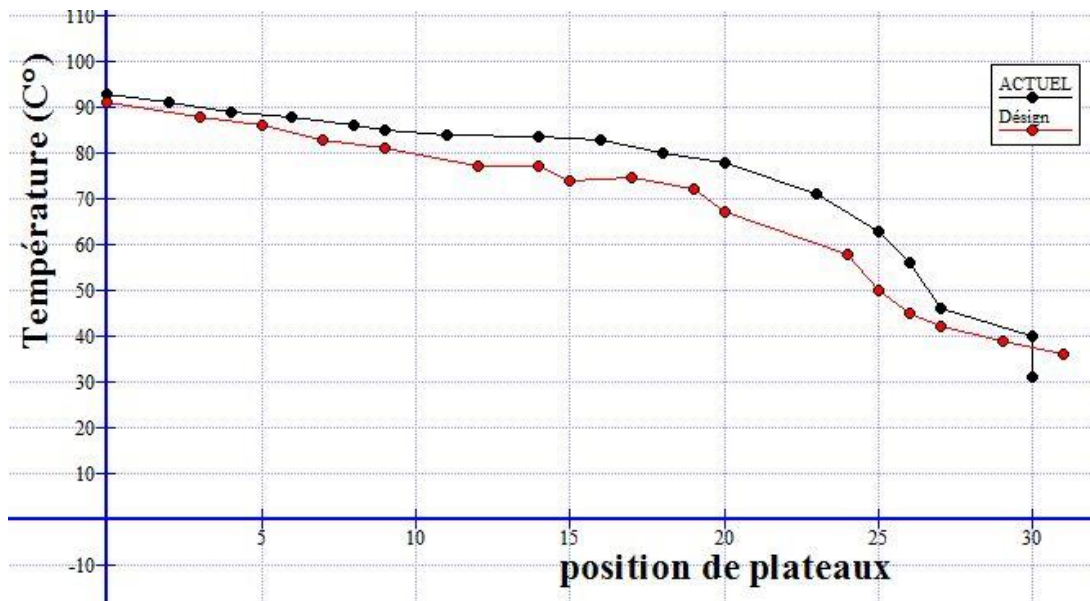


Figure - III -4: Le profil de la température de la C3.

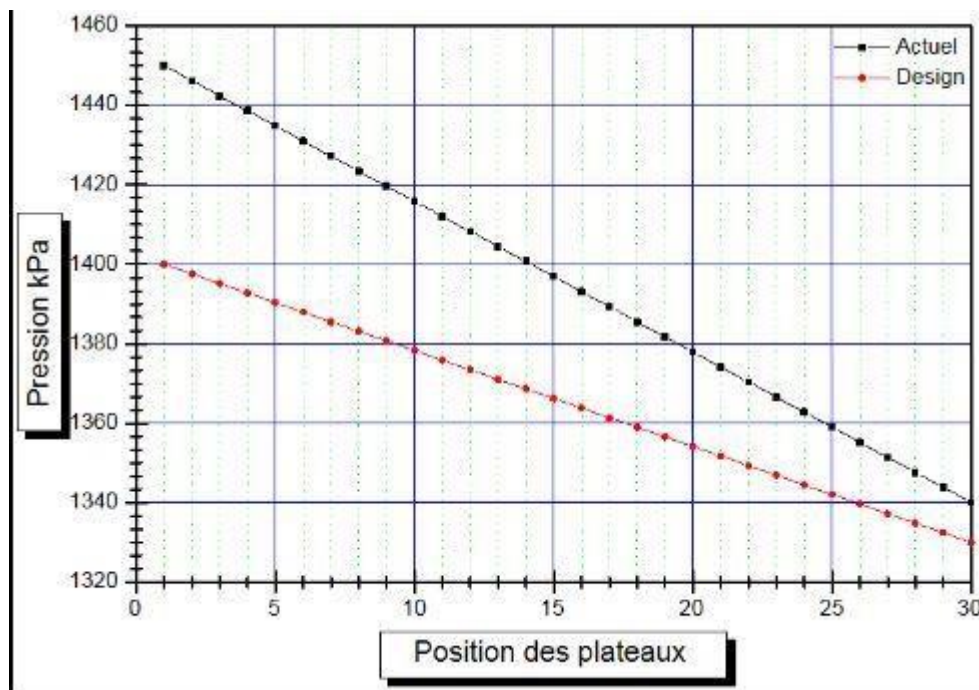


Figure - III -5: Le profil de la pression de la C3.

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.

III.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 faite 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.

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

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

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

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

conditions opératoires		Cas optimisé	Cas actuel
Pression (kPa)	Sommet	2390	2340
	Entrée	2445	2450
	Fond	2445	2450
Température (°C)	Sommet	48	58.30
	Entrée	60	60
	Fond	110	112.5
Débit massique (Kg/h)	Charge	30000	30000
	Fuel gaz	4857	5930
	Produit de fond	25190.57	24054.56
Débit molaire (Kgmole/h)	Charge	586.8	586.8
	Fuel gaz	130.8	156.4
	Produit de fond	455.1	430
Taux de reflux		1	2.043
Taux de rebouillage		1.6	1.85
Plateaux d'alimentation		13 ^{ème}	13 ^{ème}
Débit d'eau de refr-(kg/h)		73000	73000
Température d'entrée d'eau (°C)		25	29

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

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

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.

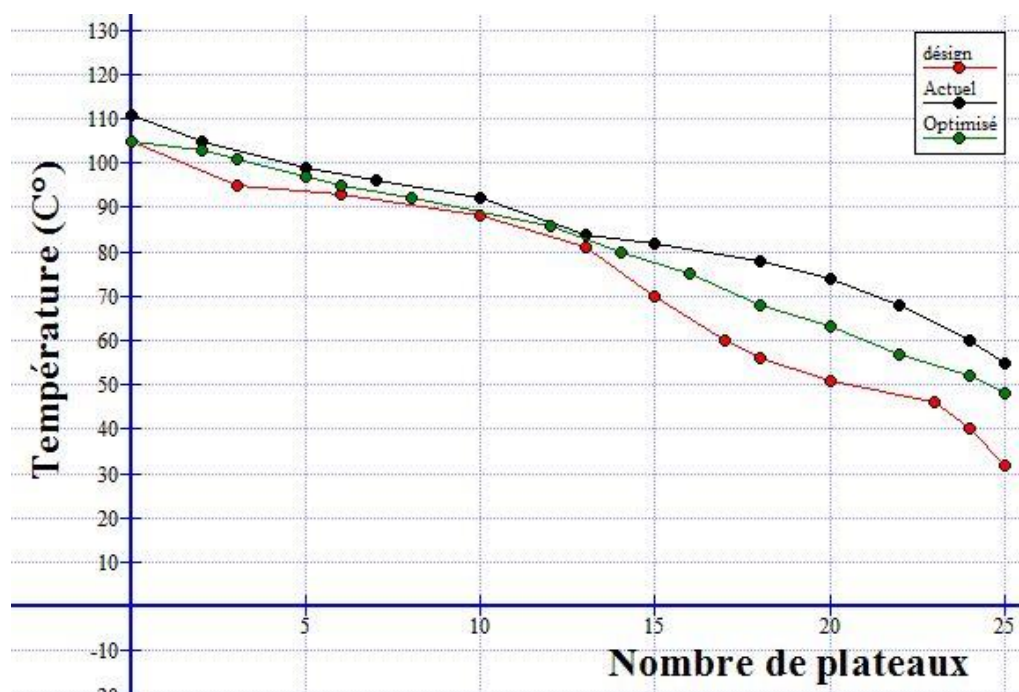


Figure - III -6: Le profil de la température dans les trois cas.

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

Tableau – III -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	13.2835	0.0000	0.0000
C2	0.4417	2105.9818	0.0003	6.4861
C3	0.5615	2628.6424	0.1588	4000.38
iC4	0.0029	13.9099	0.1345	3389.3011
nC4	0.0011	5.2671	0.7023	17692.2655
iC5	0.0000	0.0000	0.0021	102.4432
totale	1.000	4768.08	1.0000	25190.57

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

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.

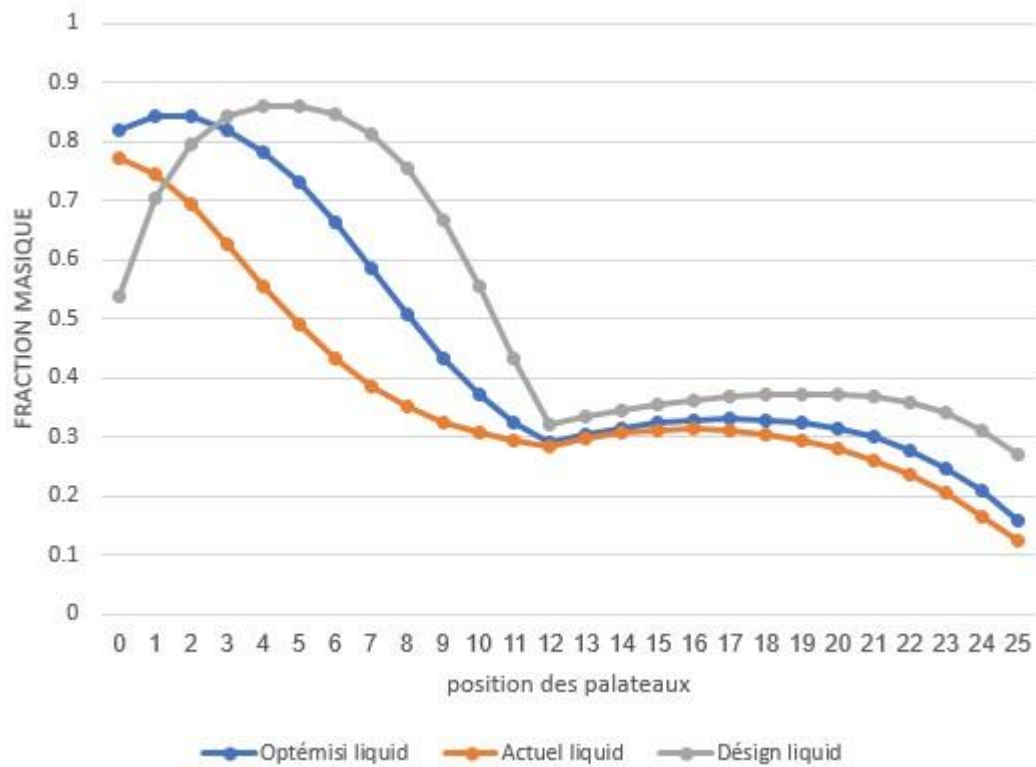


Figure - III -7: Le profil de la concentration massique du propane en phase liquide.

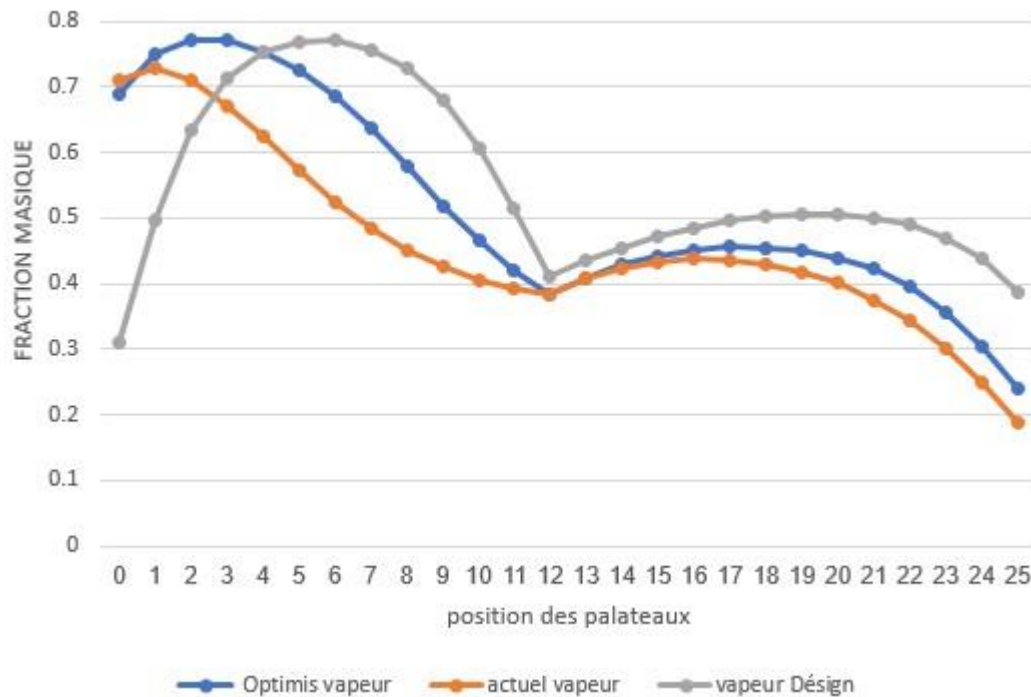


Figure - III -8: Le profil de la concentration massique du propane en phase vapeur.

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. III.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. III.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.

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

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.

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

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

	Cas design	Cas actuel	Cas optimisée
$Q_c \cdot 10^6$ (Kcal/h)	0.718	0.586	0.586
Débit de v-hc (kg/h)	24981.4	20267.22	17838.52
Débit d'eau (kg/h)	72060	73000	73000
Le taux de condensation	0.75	0.60	0.60
$[t_e \div t_s]$ de l'eau	26÷42.55	29÷42.34	25÷37.33
$[T_e \div T_s]$ de v-hc	54.53÷44.75	52.52÷43.15	47.01÷37.39
CTLM	16.55	13.34	12.33
Débit de C3 dans la charge (kg/h)	8165.3	6670	6670.66
Débit de C3 à stock (kg/h)	3000	2707.5	3388
Taux de récupération (%)	36.74	40.59	50.79

III.6. Calcul de l'échangeur E9 :

III.6.1. Données de départ :

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

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

Tableau – III -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

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

- Surface installé :

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

- Section de passage coté calandre :

$$a_c = \frac{D_c \cdot b \cdot (p - d_{ex})}{p} \quad (\text{III.2})$$

- Section de passage côté tube :

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

- Diamètre hydraulique coté calandre pour un pas triangulaire:

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

- La vitesse massique du fluide circulant coté calandre :

$$W_c = \frac{\Phi_{eau}}{a_c} \quad (\text{III.5})$$

CHAPITRE III: PARTIE CALCULE

- La vitesse massique du fluide circulant coté tube :

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

- Le nombre de Reynolds :

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

- Coefficient d'échange convectif:

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

On prend :

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

- La chaleur spécifique moyenne :

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

- La résistance d'encrassement rapportée au diamètre moyen :

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

- La résistance de la paroi :

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

CHAPITRE III: PARTIE CALCULE

- La résistance globale de transfert :

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

- Le coefficient global de transfert sale :

$$U_s = \frac{1}{R_G} \quad (\text{III.13})$$

- La surface d'échange nécessaire :

$$F = \frac{Q_c}{CTLM.U_s} \quad (\text{III.14})$$

III.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 :

$$a = a_c + a_T$$

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

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

- Vitesse massique W :

$$W = W_c + W_T$$

- $W_c = \frac{20267.22}{0.090375} = 2242567 \text{ kg/h.m}^2$

- $W_T = \frac{73000}{0.0112} = 65178571 \text{ kg/h.m}^2$

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

- Nombre de Reynolds Re :

$$Re_c = \frac{0.0175 \times (2242567)}{0.0391} = 100370$$

$$Re_T = \frac{0.01483 \times (65178571)}{2.93} = 3298.96$$

- la fonction de transfert J_h :

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

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

- Coefficient locale de transfert h :

$$h_{\text{tube}} = 85 \times \left(\frac{0.5307}{0.01483} \right) \times \left(\frac{1.03 \times 2.93}{0.5307} \right)^{\frac{1}{3}} = 5410.4 \left[\text{Kcal} / \text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C} \right]$$

$$h_{\text{calandre}} = 213 \times \left(\frac{0.0214}{0.0175} \right) \times \left(\frac{0.5895 \times 0.0391}{0.0214} \right)^{\frac{1}{3}} = 266.96 \left[\text{Kcal} / \text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C} \right]$$

- La résistance d'encrassement standart R'_{enc} : Abaque (2)

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

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

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

- La résistance d'encrassement intérieur de tube :

$$R_{\text{enc}} = 0.0002 \times \frac{0.01483}{0.01905} = 0.000155 \left[\text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{Kcal} \right]$$

- La résistance d'encrassement extérieur de tube :

CHAPITRE III: PARTIE CALCULE

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

- Résistance de la paroi R_p :

$$R_p = \frac{0.00211}{0.4454} = 0.000047 \left[\frac{hm^2 \cdot ^\circ C}{Kcal} \right]$$

- 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} :

$$F_{cal} = \frac{586000}{13.34 \times 440.52} = 100m^2$$

- Surface d'échange installé F_{ins} :

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

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

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

symbole	unité	désignation	Fluide coté tube (eau)	Fluide coté calandre (v.hc)	Source
Φ	[Kg/h]	Débit de fluide	73000	17840	Hysys
μ	[Kg/h.m]	Viscosité dynamique	2.93	0.03913	Hysys
C_p	[K.cal/Kg.°C]	Chaleur spécifique	1.3	0.5895	Hysys
λ	[Kcal/hmc°]	Conductivité thermique	0.5307	0.0214	Hysys
D_{eq}	[m]	Diamètre équivalent	0.01483	0.0175	L'eq (4)

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

a	[m ²]	Section transversale	0.0112	0.0903	L'eq (2.3)
W	[Kg/hm ²]	Vitesse massique	651785.71	224256.7	L'eq (5.6)
Re	[SD]	Nbr de Reynolds	3298.96	100370.6	L'eq (7)
T _{éc}	/	Régime d'écoulement	Turbulen	Turbulent	Abaque (1)
J _h	[SD]	la fnct- de transfert	85	213	Abaque (1)
h	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. locale de transfert	5410.4	266.99	L'eq (8)
R' _{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résist- d'encrstandart	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	13.37		Hysys
Q	[Kcal/h]	Chaleur échangée	586000		Hysys
F _{cal}	[m ²]	Surface d'éch. Calculé	100		L'eq (14)
F _{ins}	[m ²]	Surface d'éch. Installé	94.8		L'eq (1)

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

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

sale à partir des équations décrites précédemment, d'ou on a trouvé une surface d'échange $F_{cal} = 100 \text{ m}^2$.

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

III.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.

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

- Diamètre hydraulique coté calendre pour un pas triangulaire:

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

-

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

- Section transversal a :

$$a = a_c + a_T$$

- $a_c = \frac{0.482 \times 0.75 \times (0.0254 - 0.01905)}{0.0254} = 0.090375 m^2$
- $a_T = \frac{260 \times 3.14 \times 0.000219}{4 \times 4} = 0.0112 m^2$

- Vitesse massique W :

$$W = W_c + W_T$$

$$W_c = \frac{17840}{0.090375} = 197399.72 \text{ kg/h.m}^2$$

$$W_T = \frac{73000}{0.0112} = 6517857.14 \text{ kg/h.m}^2$$

- Nombre de Reynolds Re :

$$Re_c = \frac{0.0175 \times (197399.72)}{0.03899} = 88599.52$$

$$Re_T = \frac{0.01483 \times (6517857.14)}{3.2} = 30206.2$$

- la fonction de transfert J_h :

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

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

- Coefficient locale de transfert h :

$$h_{\text{tube}} = 85 \times \left(\frac{0.5257}{0.01483} \right) \times \left(\frac{1.03 \times 3.2}{0.5257} \right)^{\frac{1}{3}} = 5555.7 \left[\text{Kcal/hm}^2 \cdot ^\circ\text{C} \right]$$

$$h_{\text{calandre}} = 213 \times \left(\frac{0.0213}{0.0175} \right) \times \left(\frac{0.5877 \times 0.03913}{0.0213} \right)^{\frac{1}{3}} = 270.8 \left[\text{Kcal/hm}^2 \cdot ^\circ\text{C} \right]$$

- La résistance d'encrassement standart R'_{enc} : Abaque (2)

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

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

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

- 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} :

$$F_{cal} = \frac{586000}{12.33 \times 440.52} = 107.88 m^2$$

- Surface d'échange installé F_{ins} :

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

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

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

Tableau – III -15 : Résultats du calcul de l'échangeur E9 dans le optimisé

symbole	unité	désignation	Fluide coté tube (eau)	Fluide coté calandre (v.hc)	Source
Φ	[Kg/h]	Débit de fluide	73000	17480	Hysys
μ	[Kg/h. m]	Viscosité dynamique	3.2	0.03899	Hysys
C_p	[K.cal/Kg.°C]	Chaleur spécifique	1.03	0.5877	Hysys
λ	[Kcal/hm [°] C]	Conductivité thermique	0.5257	0.0213	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	65178557.14	197399.77	L'eq (5.6)
Re	[SD]	Nbr de Reynolds	30266.2	88599.52	L'eq (7)
$T_{éc}$	/	Régime d'écoulement	Turbulent	Turbulen t	Abaque (1)
J_h	[SD]	la fnct- de transfert	98	196	Abaque (1)
h	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. locale de transfert	5499.4	265.89	L'eq (8)
R'_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résist- d'encrstandart	0.0002	0.0002	Abaque (2)
R_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résistance d'encrassement	0.000156	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 parois	0.000047		L'eq (11)

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

R_G	[hm ² °C/Kcal]	Résistance globale	0.00227	L'eq (12)
Us	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. Globale de transfert	440.52	L'eq (13)
$CTLM$	[°C]	Diff.Log. de temp. moyenne	12.33	Hysys
Q	[Kcal/h]	Chaleur échangée	586000	Hysys
F_{cal}	[m ²]	Surface d'éch. Calculé	107.88	L'eq (14)
F_{ins}	[m ²]	Surface d'éch. Installé	94.80	L'eq (1)

L'augmentation de débit d'eau de refroidissement a permis d'augmenter le coefficient global de transfert sale (Us), afin d'obtenir une surface d'échange $F_{cal} = 107.88 m^2$.

Conclusion :

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

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

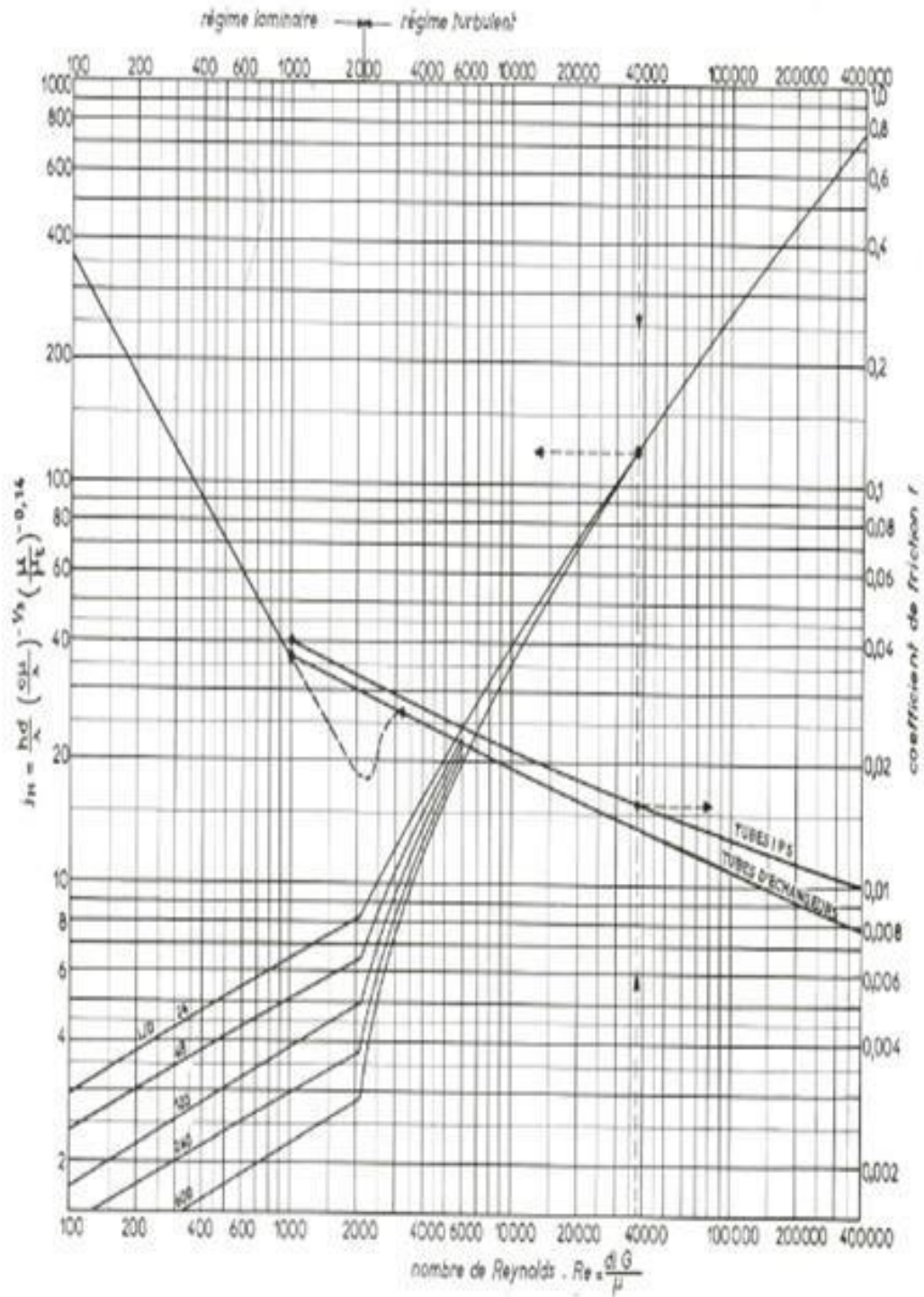


Figure - III -9: courbe de détermination du coefficient de transfert J_h facteur de friction f_t en fonction du nombre de Reynolds à l'intérieur des tubes.

CHAPITER III: PARTIE CALCULE

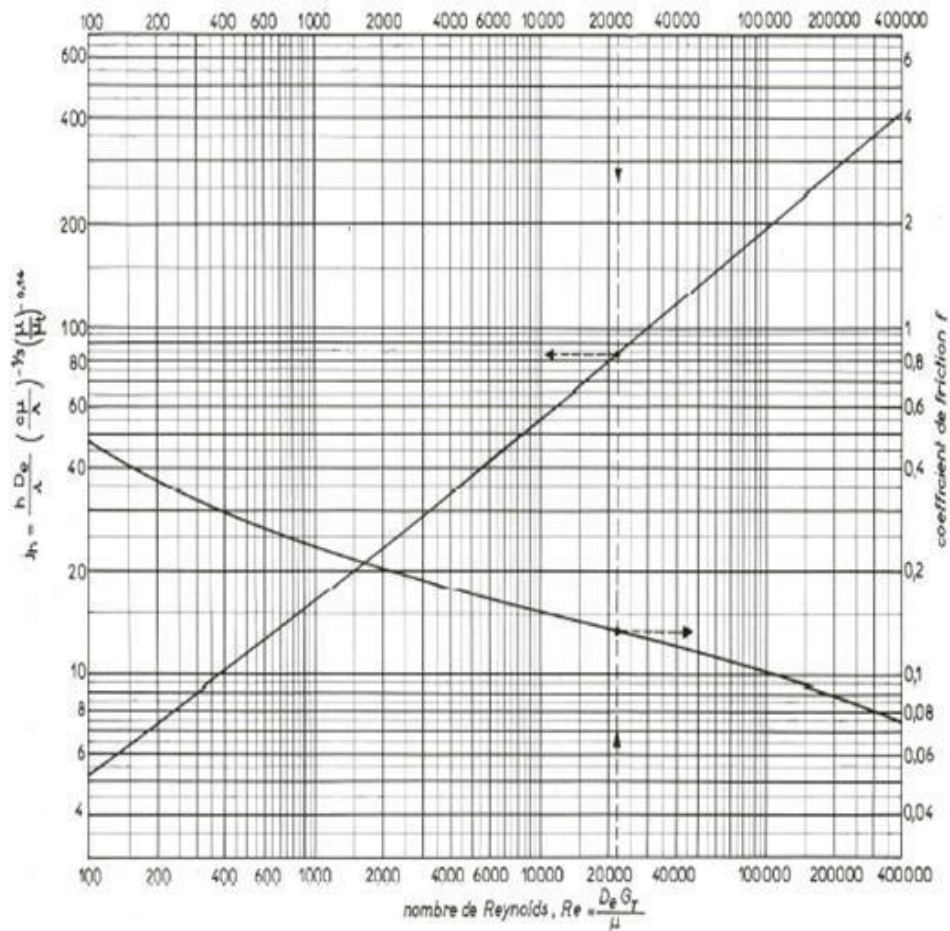


Figure - III -10 : courbe de détermination du coefficient j_h et le facteur de friction f_t en fonction du nombre Reynolds modifié à l'extérieur des tubes (coté calandre).

Conclusion générale :

L'unité de traitement de gaz de la raffinerie de skikda sépare le butane et le propane, mais ce dernier est produit en faible pourcentage, le taux actuel est estimé à 40.56% nous avons donc amélioré le niveau de la colonne de séparation et de l'échangeur de chaleur et nous sommes sortis avec ces résultats :

- ✓ remplacement du condenseur actuel par une autre zone de 107.88 m^2 de surface d'échangeur thermique.
- ✓ l'installation d'une pompe de refoulement pour augmenter le débit de 48 à 73 Tonnes/heure avec une diminution de la température de son entrée à 25 degrés Celsius.

après application de ces propositions , la proportion de propane passera à 50.79 %

Au final, notre travail vaut mieux l'étudier du côté technique et matériel pour appliquer à l'avenir.

الملخص :

درسنا إمكانية زيادة كمية البروبان المسترجعة على مستوى وحدة محطة الغاز في مصفاة سكيكدة. لحل هذه المشكلة ، نتحقق من الإعدادات والظروف التي تعمل هذه الوحدة في ظلها. وجدنا أن معدل استرداد البروبان (40%) منخفض إلى حد كبير مقارنة بالتصميم. ويرجع ذلك إلى خلل في المكثف العلوي لعمود إزالة الميثان ، مما أدى إلى زيادة درجة الحرارة في الأعلى ، ولهذا السبب اخترنا تحسين إعدادات التشغيل للعمود C1 لتحسين معدل الاسترداد بقيمة (50%).

الكلمات المفتاحية : هايسيس - غاز البروبان - محاكاة - الجودة .

Résumé :

Nous avons étudié la possibilité d'augmenter la quantité de propane récupéré au niveau de l'unité de gaz-plant dans la raffinerie de Skikda. Pour résoudre ce problème, nous vérifions les paramètres et les conditions dans lesquelles cette unité faire fonctionner. Nous avons constaté que le taux de récupération du propane (40%) est largement faible par rapport au design. Ceci est dû au mauvais fonctionnement du condenseur de tête de la colonne de dééthanisation, il en résulte une augmentation de température au sommet, pour cette raison nous avons opté pour l'optimisation des paramètres de marche de la colonne C1 pour améliorer le taux de récupération à une valeur de (50 %).

Mots clés : HYSYS - Propane - Simulation - Qualité.

Abstract :

We studied the possibility of increasing the quantity of propane recovered at the level of the gas-plant unit in the Skikda refinery. To resolve this issue, we check the settings and conditions under which this unit operates. We found that the propane recovery rate (40%) is largely low compared to the design. This is due to the malfunction of the top condenser of the deethanization column, resulting in an increase in temperature at the top, for this reason we have opted for the optimization of the operating parameters of the column C1 to improve the recovery rate at a value of (50%).

Keywords: HYSYS - Propane - Simulation - Quality.