



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université Amar Thelidji- Laghouat

FACULTE : TECHNOLOGIE

DEPARTEMENT : GÉNIE DES PROCÉDÉS

MEMOIRE DE MASTER

Présenté par : Bensaad Nadir

Chikhaoui Billal

DOMAINE : Sciences et Technologies

FILIERE : Industrie pétrochimique

OPTION : Pétrochimique

Thème

Centribution à la réduction de l'apport énergétique au sein du dépropaniseur

Jury de soutenance :

Nom et Prénom	qualité
Djedid mebrouk	President
Abdelmouiz ahmed	Examineur
Merigui Khaled	Rapporteur

Année Universitaire 2020/2021

REMERCIEMENTS**DEDICACES****TABLE DE MATIÈRE****LISTE DES TABLEAUX ET DES FIGURES****INTRODUCTION GÉNÉRALE1****TABLE DEMATIÈRE****CHAPITRE I : GENERALITES SUR LE GAZ DE PROPANE LIQUEFIE**

I-1.Définition	2
I-2.Origine du GPL	2
I-3.Caractéristique du GPL	2
I-4.Utilisation du GPL.....	3
I-5.Avantages et inconvénients techniques des GPL	4
I-6.GPL en Algérie.....	4
I-6.1.Production des GPL issus des champs	5
I-6.2.Demande nationale des GPL	5
I-7.Consommation mondiale de GPL	6

CHAPITRE II : RECTIFICATION

II-1.Introduction.....	7
II-2.Bilan matière de la colonne.....	7
II-2.1.Bilan matière de la zone de rectification.....	8
II-2.2.Bilan matière de la zone d'épuisement	8
II-3.Choix de la pression dans la colonne	10
II-4.Régime de température de la colonne de rectification	11

CHAPITRE III : DESCRIPTION DE LA SECTION DU DEPROPANISATION

III-1.spécification des produits.....	13
III-2.Description des installations	13
III-3.Procède	13
III-4.Section de chargement de butane.....	14

CHAPITRE IV : PARTIE DE CALCUL

IV-Partie de calcul.....	15
IV-1 : Données de départ.....	15
IV-2.Procédure de calcul.....	15
IV-2.1.La masse moléculaire moyenne de d'alimentation.....	16
IV-2.2.Détermination des Débit et composition de distillat D et le résidu R.....	17
IV-2.3.La température et la pression dans le dépropaniseur.....	20

CHAPITRE V : MODÉLISATION DE L'UNITÉ 38 PAR LE LOGICIEL HYSYS

V-Modélisation De L'unité Dépropanisation Par Le Logiciel 'HYSYS'	23
V-2.Choix du modèle thermodynamique.....	24
V-3.Vérification de cas actuel de la section de dépropaniseur.....	24
V-4.modification dans la section de dépropaniseur pour diminué la consommation D'énergie Du four (rebouilleur).....	29

CONCLUSION GÉNÉRALE	31
----------------------------------	-----------

LES ANNEXES

LISTE DES RÉFÉRENCES

LISTE DES TABLEAUX

Tableau (I-1) : Consommation mondiale des GPL.....	6
Tableau (II-1) : Différent valeurs des pressions dans la colonne de rectification.....	11
Tableau (II-2) : Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne...11	
Tableau (IV-1) : Composition molaire de l'alimentation	15
Tableau (IV-2) : Quantités massiques et molaires des constituants	16
Tableau (IV-3) : Composition des constituants	19
Tableau (IV-4) : Coefficients d'équilibre à 18.2 bar et 45°C	20
Tableau (IV-5) : Coefficients d'équilibre à 18.5 bar et 51.5°C	21
Tableau (IV-6) : Coefficients d'équilibre à 18.9 bar et 96°C	21
Tableau (IV-7) : Coefficients d'équilibre à 18.7 bar et 64°C	22
Tableau (V-1) : La composition de l'alimentation de la colonne est obtenue par les analyses chromatographiques au niveau du laboratoire du module 3.....	24
Tableau (V-2) : La comparaison entre les paramètres simulés du cas actuel donnés par le logiciel HYSYS et ceux donnés par le DCS.....	25
Tableau (V-3) : Les températures des fluides entré et sorte dans E803.....	30
Tableau (V-4) : La comparaison entre les énergies du cas actuel donnés par le logiciel HYSYS et ceux donnés par le DCS.....	30

LISTE DES FIGURES

Figure (I-1) : La demande nationale des GPL.....	5
Figure (I-2) : Répartition de la demande du GPL.....	6
Figure (II-1) : Schéma de la colonne de rectification	7
Figure (III-1) : Schéma générale de la section de dépropaniseur (l'unité 38).....	12
Figure (V-1) : Schéma générale de la section de dépropaniseur (l'unité 38) donnés par le Logiciel HYSYS	24
Figure (V-2) : Profil de température	26
Figure (V-3) : Profil de pression	26
Figure (V-4) : Profil des débits liquide et vapeur	27
Figure (V-5) : Profil de la composition.....	27
Figure (V-6) : Schéma modifié de la section de dépropaniseur (l'unité 38) donnés par le logiciel HYSYS.....	29

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Malgré l'évolution de l'industrie pétrolière et sa vaste demande dans le marché industriel international, le gaz naturel reste à présent l'une des principales sources d'énergie pour chaque pays producteur où non producteurs.[1]

Le gaz naturel algérienne est un mélange des constituants à la phase gazeuse avec 78 % de méthane et des quantités non négligeables de CO₂ et H₂O ainsi que des traces de certains éléments métalliques, sous cette forme il est pratiquement inutilisable, donc il faut le traiter pour obtenir un produit fini .

Les exigences du marché exigent des traitements rigoureux , s'impose pour faciliter son transport et sa distribution par canalisation, la qualité de gaz naturel est caractérisée par certains spécifications notamment le pouvoir calorifique, la teneur en C₅⁺ et la teneur en eau.

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

La séparation de GPL nécessite une colonne à nombre de plateau élevé a cause du point d'ébullition proche de Propane et Butane, et cette colonne sera l'objet de notre étude.

Il nous à été proposé d'étudier la possibilité d'actualiser l'unité de dépropaniseur afin de conserver la composition du butane demandé par NAFTAL à différentes saisons .

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

- a. La détermination des paramètres (T,P) dans la colonne et dans le ballon de reflux.
- b. Modélisation de la section de dépropaniseur par le logiciel 'HYSYS'.
- c. Modification dans la section de dépropaniseur pour diminué la consommation d'énergie De four (rebouilleur) .

Pour ce faire, On peut dire que le travail se divisera en deux parties, une partie théorique contient une généralité sur le gaz naturel et le GPL, et aussi la présentation de champ HASSI R'MEL et description de l'unité Dépropanisation, et en fin la théorie de rectification.

Et l'autre partie est basée sur la détermination des différents paramètres opératoires et en outre la modélisation du dépropaniseur par le logiciel HYSYS. [1]

I. GÉNÉRALITÉS SUR LE GAZ DE PROPANE LIQUÉFIE (GPL)

I-1.Définition :

Le GPL est un mélange gazeux composé essentiellement de butane et du propane , et peut passer à l'état liquide sous les conditions suivantes :

- $P = 14 \text{ bar.}$
- $T = 48 \text{ }^{\circ}\text{C.}$

Cette propriété lui permet d'être stocké dans un volume réduit (**250 litres** de GPL gazeux égale à un litre de GPL liquide).

La composition des GPL est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays. Il peut contenir ; le **propylène**, **butène**, une faible quantité de **méthane**, **éthylène**, **pentane**, exceptionnellement des hydrocarbures tels que le **butadiène**, **l'acétylène** et le **méthylacrylique**. [2]

I-2.Origine du GPL :

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

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

I-3.Caractéristique du GPL :

- **Densité** : Dans l'état gazeux il est plus lourd que l'air : La densité du propane est de 0.51 et celle du butane est de 0.58.
- **Dilatation** : à l'état liquide, il a un coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage, car les sphères ne doivent jamais être remplies complètement.

- **Impuretés** : Le GPL produit au niveau des différents champs doit répondre aux spécifications suivantes :
 - ✓ Teneur en gaz sec inférieure ou égale à **3 % mol.**
 - ✓ Teneur en condensât inférieur ou égale à **0.4 % mol.**
- **Odeur et couleur** : Le GPL est incolore, soit à l'état vapeur ou liquide et pratiquement inodore. Pour des raisons de sécurité un odorant doit être ajouté pour la détection des fuites. Cet odorant est à base de sulfures appelés Mercaptans (R-SH).
- **Tension de vapeur** : Soumis à des températures supérieures à leur point d'ébullition, le propane et le butane ne peuvent être amenés à l'état liquide sous pression ou par réfrigération .Le GPL à une tension de vapeur à **20 °C** égale à :
 - ✓ Pour le butane : **2 bars.**
 - ✓ Pour le propane : **8 bars.**
- **Température d'ébullition** : A la pression atmosphérique, la température d'ébullition du butane est de **-0.6 °C** et celle du propane est de **-40 °C**.
- **Toxicité** : Le GPL s'enflamme dans l'air, il émet un gaz considéré comme toxique. Le gaz en question dénommé le monoxyde de carbone est formé suite à une combustion incomplète .
- **Pouvoir calorifique supérieur** : (KCal / Nm³)

$$P_{CS (ic4)} = 29460.$$

$$P_{CS (c3)} = 22506.$$

$$P_{CS (nc4)} = 29622.$$

I-4.Utilisation du GPL :

Il est utilisé dans plusieurs domaines tels que :

- **Source d'énergie domestique** :

Actuellement de nombreux appareils de cuisson et de chauffage, sont conçus de manière à s'adapter à l'utilisation des GPL.

- **Climatisation** :

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

- **GPL_C (carburant) :**

Les GPL, en plus de leur utilisation domestique, ils sont utilisés comme carburants dans les véhicules. La consommation mondiale du GPL comme carburant s'élevait à près de **10 millions tonne en 1993**, un pourcentage de **7 à 8 %** des GPL consommé mondialement l'est sous forme de carburant. .[3]

I-5.Avantages et 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 silencieux 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 des GPL_C est de l'ordre de **15 à 20 %** par rapport aux carburants traditionnels.
- Il existe un inconvénient majeur d'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL /c avec réservoir intégré.
- 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.
- Les GPL carburant répondent bien aux problèmes de pollution des villes.

I-6.GPL en Algérie:

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

En Algérie la majeure partie des GPL provient des champs pétroliers (79%) suite à la séparation du gaz et du traitement du pétrole brut, soit **4.35 millions de tonnes**, L'autre partie est produite au niveau des raffineries du pétrole de Skikda ; Alger et Arzew (10%).[4]

I-6.1. Production des GPL issus des champs :

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

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

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

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

I-6.2. Demande nationale des GPL :

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

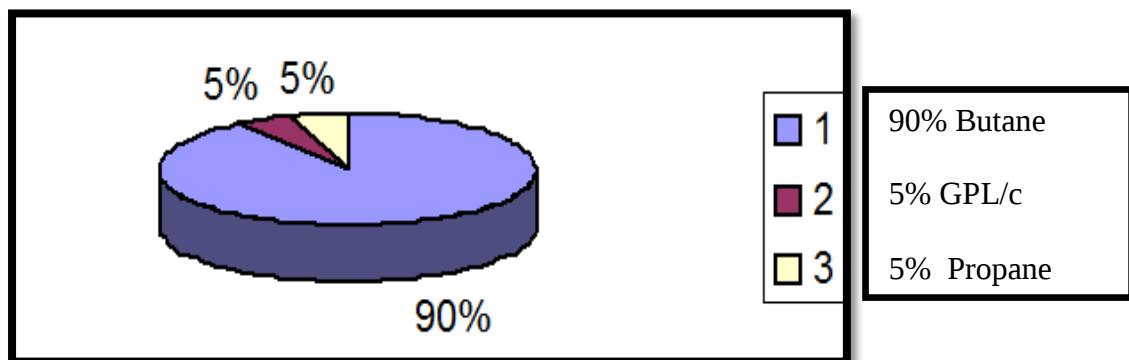
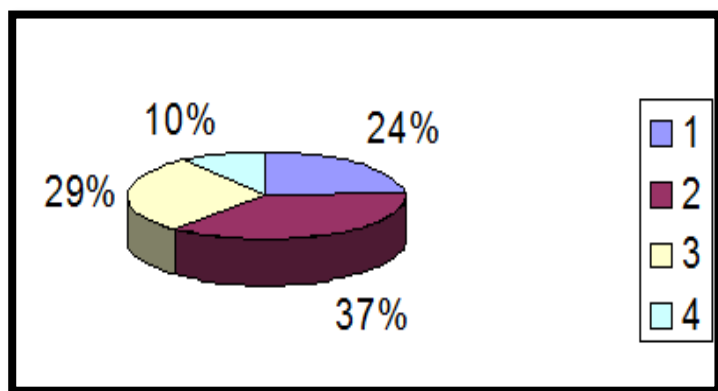


Figure (I-1) : La demande nationale des GPL.



Elle repartit comme suit :

336.000 tonnes (24 %) dans la région Ouest.

516.000 tonnes (37 %) dans la région Est.

401.000 tonnes (29 %) dans la région Centre.

Et en fin (10%) au Sud.

Figure (I-2) : Répartition de la demande du GPL

I-7.Consommation mondiale de GPL :

La consommation mondiale de GPL a augmenté de **50 %** entre **1980** et **1981** alors que celle du pétrole restait quasiment stable pendant cette période.

En **2002**, la consommation totale de pétrole de gaz pétrole liquéfié est de **134.6 Mt**, alors Qu'elle a été en **1970** de **69 Mt**. [6]

Tableau (I-1) : Consommation mondiale des GPL

Pays	Consommation (Mt)	Pays	Consommation (Mt)
U.S.A	41.000	Espagne	2.327
Japon	18..900	Russie	8.600
Italie	3.430	Algérie	3.600
Grande Bretagne	2.750	Australie	1.400
Allemagne	2.677	Chine	2.300
France	2.655	Inde	2.000
Hollande	2.5	-	-

II. LA RÉCTIFICATION :

II-1.Introduction :

Si l'on vaporise un mélange de deux constituants miscibles ou qu'on condense leurs vapeurs, on obtient respectivement une vapeur plus riche et un liquide plus pauvre en constituant le plus volatil. Bien que l'opération simple permette d'enrichir la vapeur en constituant le plus volatil et le liquide en constituant le moins volatil, elle ne peut pas conduire à un degré de séparation raisonnable. C'est par une vaporisation fractionnée qu'on peut obtenir un liquide ou une vapeur de composition voulue encore que la fraction obtenue soit négligeable par rapport à la quantité de liquide de départ ; cette solution n'est donc satisfaisante que d'un point de vue purement qualitatif. On ne peut pas obtenir une séparation complète des constituants puisqu'au cours de l'opération d'importantes quantités de vapeur et de liquide de titres différents seront éliminées.

II-2.Bilan matière de la colonne :

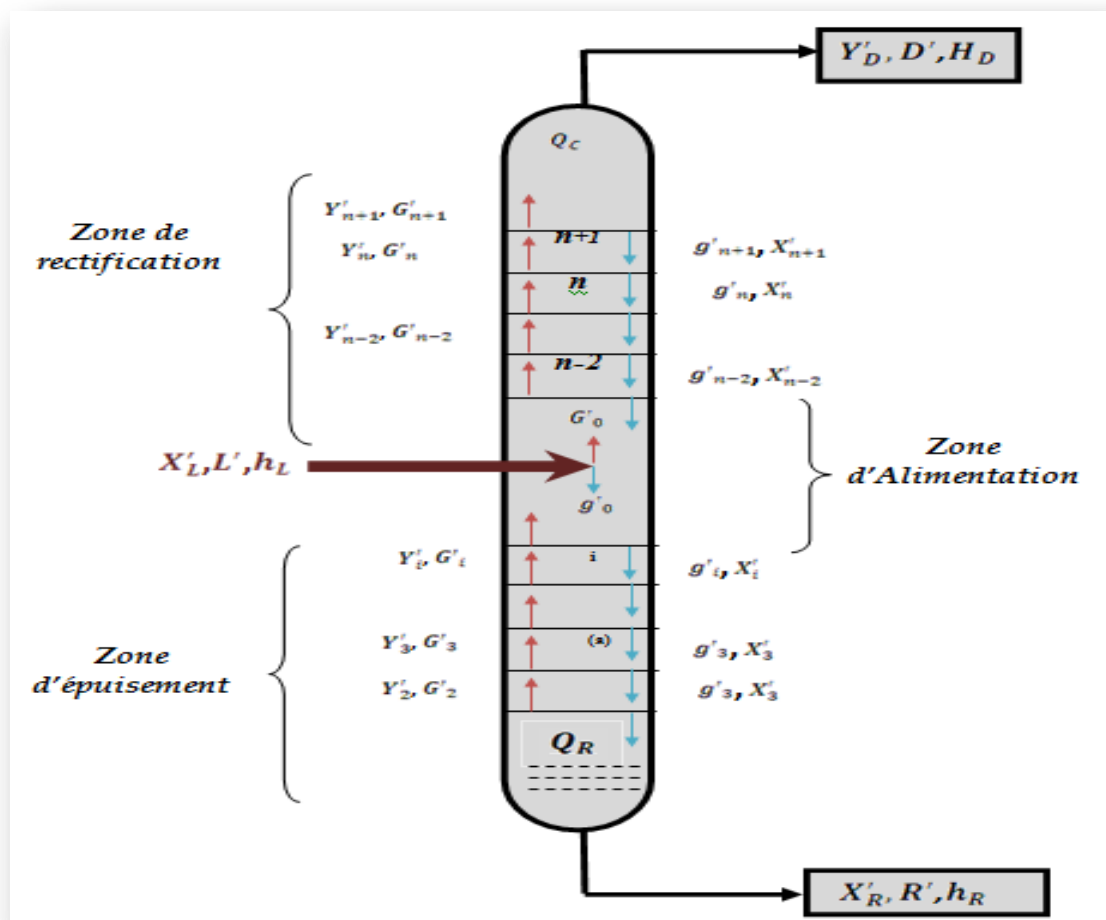


Figure (II-1) : Schéma de la colonne de rectification.

- Bilan matière global :

$$L = D + R \quad \text{-----} \quad (1)$$

- Bilan matière partielle :

$$L X'_{L,i} = D Y'_{D,i} + R X'_{R,i} \quad \text{-----} \quad (2)$$

Avec :

L, D, R : Sont respectivement les débits de la charge, du distillat et du résidu (Kg / h).

X' _L , Y' _D , X' _R : Concentrations molaires du constituant le plus volatil respectivement dans la charge , dans le distillat et dans le résidu .(Figure II-2)

II-2.1 Bilan matière de la zone de rectification :

$$G = g + D \quad \text{-----} \quad (3)$$

$$L Y'_{n,i} = g X'_{n-1,i} + D Y'_{D,i} \quad \text{-----} \quad (4)$$

La résolution de cette équation par rapport à $Y'_{D,i}$, donne l'équation de concentration (opératoire) de la zone de rectification :

$$Y'_{n,i} = m X'_{n-1} + (1-m) Y'_{D,i} \quad \text{-----} \quad (5)$$

Avec :

$$m = g / G = r_f / (r_f + 1) \quad \text{-----} \quad (6)$$

Où : r_f : est le taux de reflux.

II-2.2 Bilan matière de la zone d'épuisement :

$$g' = G' + R \quad \text{-----} \quad (7)$$

$$g' X'_{n+1,i} = G' Y'_{n,i} + R X'_{R,i} \quad \text{-----} \quad (8)$$

La résolution de l'équation (II.2.8) par rapport à $X_{n+1, i}$ permet d'obtenir l'équation de concentration de la zone d'épuisement :

$$X'_{n+1, i} = Y'_{n, i} / m' + [(m' - 1) / m'] X'_{R, i} \quad \text{-----} \quad (9)$$

Avec :

$$m' = g' / G' = (r_b + 1) / r_b \quad (10)$$

Où : r_b : est le taux de rebouillage.

Il y a lieu de procéder au bilan matière de la zone d'alimentation. On a donc le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau supérieur de cette zone.

$$g_m = g_k + g_D = G_K + R \quad \text{-----} \quad (11)$$

$$g_m X'_{m, i} = G_K Y'_{K, i} + R X'_{R, i} \quad \text{-----} \quad (12)$$

De même, la vapeur G_m alimentant la zone de rectification est la somme de vapeur G_K et de la phase G_D . Ainsi, le bilan matière effectué juste au- dessous du plateau inférieur de la zone de rectification donne :

$$G_m = G_K + G_D = g_K + D \quad \text{-----} \quad (13)$$

$$G_m Y'_{m, i} = G_K Y'_{K, i} + G_D X'_{D, i} \quad \text{-----} \quad (14)$$

Dans le cas de la rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau. Pour éviter le travail long et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée rapide donnant une précision souvent suffisante. Cette méthode fait intervenir la notion de volatilité α_i qui est le rapport du coefficient d'équilibre de constituant i à celui d'un constituant de référence r .

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad \text{-----} \quad (15)$$

En qualité de constituants de référence, on peut choisir n'importe quel constituant (habituellement le constituant moins volatil du mélange).[7]

En tenant compte de (II.2.15), l'équation d'équilibre peut être écrite sous la forme :

$$Y'_i = K_i X'_i = \alpha_i K_r X'_i \quad \text{-----} \quad (16)$$

$$X'_i = Y'_i / \alpha_i K_r \quad \text{-----} \quad (17)$$

La somme des équations (II-2.16) et (II-2.17) nous donne :

$$K_r = 1 / \sum \alpha_i X'_i \quad \text{-----} \quad (18)$$

$$K_r = \sum Y'_i / \alpha_i \quad \text{-----} \quad (19)$$

$$Y'_i = \alpha_i X'_i / \sum \alpha_i X'_i \quad \text{-----} \quad (20)$$

II-3.Choix de la pression dans la colonne :

Le choix de la pression dans la colonne dépend essentiellement de la composition et de la nature physique et chimique des mélanges à séparer. Quelle que soient leurs complexités, le choix de la pression est avant tout un problème économique.

A faible pression, la sélectivité de la séparation est meilleure, on peut éviter l'altération thermique des produits, mais en contre partie, à faible pression, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression de la colonne.

Si la température de condensation des vapeurs de distillat à la pression atmosphérique est plus basse que celle de l'air ou de l'eau, la colonne doit fonctionner sous haute pression pour que la condensation des vapeurs du distillat puisse être réalisée par réfrigération ordinaire.

Quelle que soit la température de service, la température de la combustion totale des vapeurs du distillat doit être prise au moins de **15 à 20 °C** plus grande que celle du fluide réfrigérant.

La pression dans le ballon de reflux P_b est déterminée par approximation successive d'après l'équation d'**isotherme** de la phase **liquide** :

$$\sum (K_i \cdot X'_{D,i}) = 1 \quad \text{-----} \quad (21)$$

Les valeurs de la pression sont résumées dans le tableau (II-1)

Tableau (II-1) : Différentes valeurs des pressions dans la colonne de rectification [1]

		Pression	ΔP (atm)
1	Au sommet de la colonne	$P_S = P_b + \Delta P_1$	0.2 – 0.4
2	Au fond de la colonne	$P_f = P_S + \Delta P_2$	0.3 – 0.5
3	Dans la zone d'alimentation	$P_L = (P_S + P_f)/2$	-

Où : ΔP_1 : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du conducteur.

ΔP_2 : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

II-4. Régime de température de la colonne de rectification :

En utilisant les équations d'isotherme des différentes phases, on détermine par approximations successives les différentes températures dans la colonne de rectification :

Tableau (II-2) : Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne

Température	Phase	Equation d'isotherme	
Au sommet de la colonne	Vapeur	$\Sigma (Y'_{D,i} / K_i) = 1$	1
Au fond de la colonne	Liquide	$\Sigma (K_i \cdot X'_{R,i}) = 1$	2
	Vapeur	$\Sigma (Y'_{L,i} / K_i) = 1$	3
	Liquide	$\Sigma (K_i \cdot X'_{l,i}) = 1$	4
De la charge	Liquide	$\Sigma X'_{o,i} = \Sigma X'_{L,i} / 1 + e' (K_i - 1) = 1$	5
	-	$X'_{o,i} = Y'_{o,i} / K_i$	6
	Vapeur		

(1): (II-4.1) / (2): (II-4.3) / (3): (II-4.3) / (4): (II-4.4) / (5): (II-4.5) / (6): (II-4.6)

Où $X'_{o,i}$: Concentration molaire du constituant i dans la phase liquide .

$Y'_{o,i}$: Concentration molaire du constituant i dans la phase vapeur .

$X'_{L,i}$: Concentration molaire du constituant i dans la charge .

III. DESCRIPTION DE LA SECTION DU DEPROPANISATION :

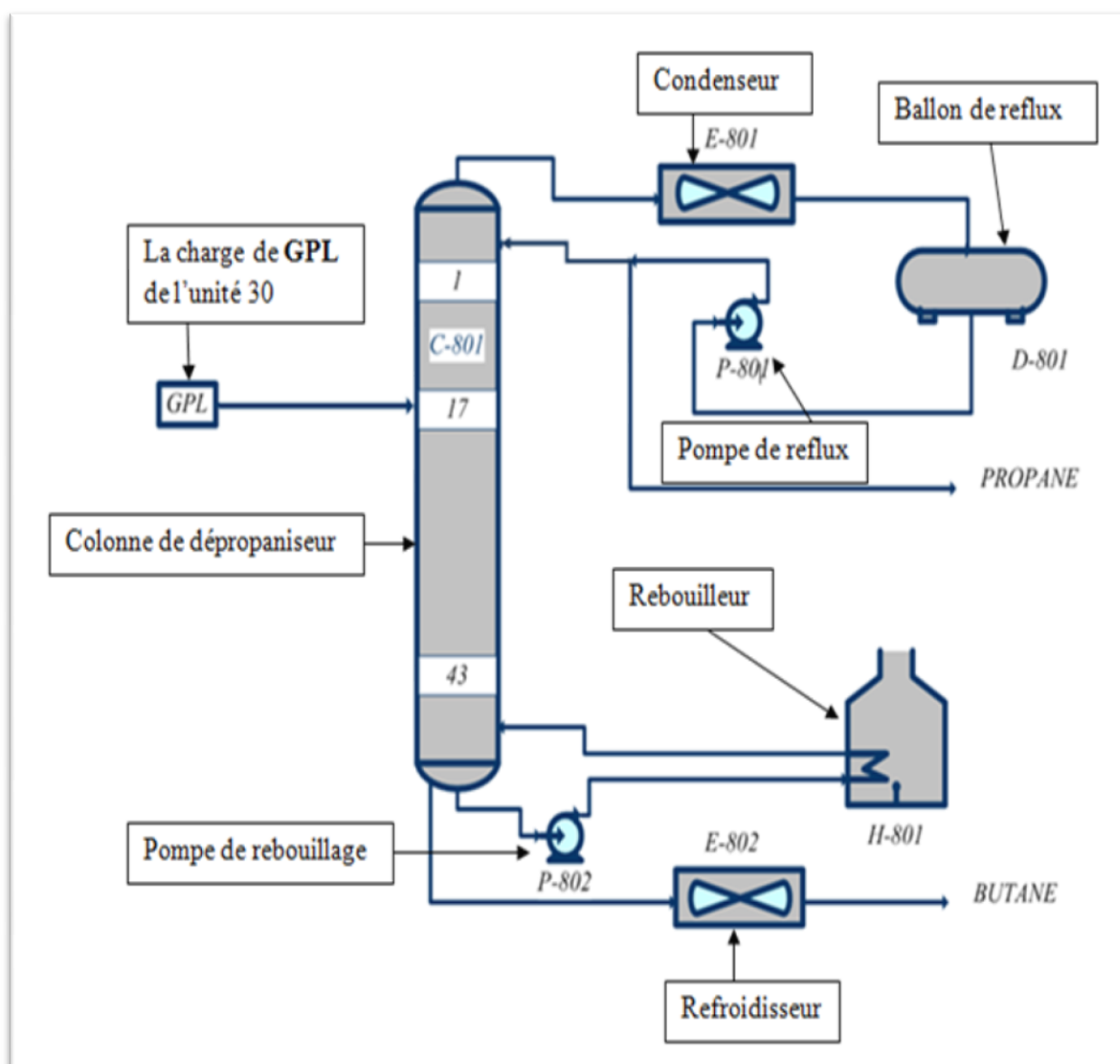


Figure (III-1) : Schéma générale de la section de dépropaniseur

L'unité de Dépropanisation est conçue dans le but d'avoir des produits propane et butane commerciaux, mais actuellement il n'y a que le butane qui est commercialisé. (Figure III-1).

III-1.spécification des produits

Les spécifications du propane et du butane sont comme suit :

Propane :

- | | |
|----------------------|------------------------|
| ▪ Densité | 0.502 |
| ▪ Pression de vapeur | 11.5 – 19.3 bar à 50°C |

Butane :

- | | |
|----------------------|--------------------|
| ▪ Densité | 0.559 Min |
| ▪ Pression de vapeur | 6.9 bar à 50°C max |

III-2.Description des installations

Les installations de Dépropanisation sont constituées des unités suivantes

- a. Section dépropaniseur
- b. Section de chargement du butane

La production des installations de Dépropanisation est :

Charge d'entrée	400 tonnes/ jour
Production de propane	206 tonnes/jour
Production de butane	194 tonnes/jour

Le but du dépropaniseur consiste à obtenir du propane et du butane après séparation du GPL On-Spec dans la section de stockage de GPL existante.

III-3.Procède :

La charge, venant du pipeline d'expédition de GPL, entre dans la colonne (38 C-801) qui est à une pression de 18.4 bar et une température de 50.6°C pour les produits de tête et de 99°C pour les produits du fond.

Cette section s'équipe de nombreux accessoires, comme suit :

- i. Ballon de reflux du dépropaniseur (38 D-801).
- ii. Pompes de reflux du dépropaniseur (38 P-801A/B).
- iii. Condenseur des produits de tête du dépropaniseur (38 E-801).
- iv. Refroidisseur du butane (38 E-802).

- v. Rebouilleur du dépropaniseur (38 H-801).
- vi. Pompes des produits dans le fond du dépropaniseur (38 P-802A/B).
- vii. Ballon tampon de gaz combustible (38 D-802).

Les produits de tête, dont la production est de $8.566\text{m}^3/\text{h}$ de Propane (cas maximum $8.481\text{m}^3/\text{h}$) sont délivrés au gazoduc de GPL et mélangés au GPL ON-SPEC de l'expédition.

Les produits de fond, dont la production de $8.101\text{m}^3/\text{h}$ de butane (cas maximum $8.186\text{m}^3/\text{h}$) sont refroidis dans le refroidisseur du Butane (38 E-802 à 55°C et transférés dans la section de chargement de butane.

Les produits Off-Spec, Propane et butane sont mélangés et retournés au ballon de détente de GPL existant (30-D-005). [1]

III-4.Section de chargement de butane :

Le butane On-Spec, qui est refroidi dans la section de Dépropanisation, est transféré au ballon de stockage du butane (38-D-804-A-H) et stocké jusqu'au chargement sur camion. [8]

IV - PARTIE CALCUL

IV-1 : Données de départ :

1-Débit l'alimentation de la charge de GPL est : $L = 417 \text{ T/ J}$

2-Composition de l'alimentation (%mol) (Tableau (IV-1.1))

Tableau (IV-1) : Composition molaire de l'alimentation.

Constituant	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	iC_4H_{10}	nC_4H_{10}
Fraction molaire	0.0048	0.0091	0.5952	0.1475	0.2434

3-Température d'alimentation : $t = (0 - 57.6^\circ\text{C})$ actuellement est de 27°C

4-A partir les caractéristiques du butane commercial et propane commercial :

- Teneur en C_3H_8 dans le résidu (butane commercial) : **9,27%**
- Teneur de iC_4H_{10} dans le distillat (propane commercial) : **0.01%**

IV-2.Procédure de calcul :

1- À partir du débit et de la composition de la charge on détermine les quantités massiques et molaires de chaque constituant.

2-On calcul les débits et les compositions de distillat et de résidu.

3-On détermine la pression de service et les températures au sommet et au fond de la colonne.

Tableau (IV-2) : Les quantités massiques et molaires des constituants.

Constituant	M_i	X'_{Li}	$M_i X'_{Li}$	X_{Li}	Quantité	
					G_i Kg/ h	G'_i K mole / h
CH ₄	16	0.0048	0.0768	0.00156	26.0625	1.6289
C ₂ H ₆	30	0.0091	0.273	0.0055	95.5625	3.1854
C ₃ H ₈	44	0.5952	26.188	0.5321	9245.2375	210.119
iC ₄ H ₁₀	58	0.1475	8.555	0.1738	3019.775	52.065
nC ₄ H ₁₀	58	0.2434	14.1172	0.2868	4983.15	85.9163
Total	-	1	49.21	1	17375	353.07

1V-2.1.La masse moléculaire moyenne de d'alimentation :

$$M_m = \sum X'_{Li} M_i = 49.21 \text{ g/mole.}$$

1-a-Débit massique:

$$G = 417 \times 1000 / 24 = 17375 \text{ Kg/h (de l'alimentation)}$$

$$G_i = G \cdot X_{Li} \text{ (Débit massique d'un constituant).}$$

1-b-Débit molaire:

$$G' = G / M_m = 17375 / 49.21 = 353.07 \text{ K mole/ h (de l'alimentation)}$$

$$G'_i = G' \cdot X'_{Li} \text{ (d'un constituant)}$$

1-c-Concentration massique :

$$X_{Li} = G_i / \sum G_i$$

IV-2.2.Détermination des Débit et composition de distillat D et le résidu R :

✚ Constituant clé volatil C_3H_8

✚ Constituant clé lourd C_4H_{10}

D'après les données de départ le débit de la charge est égal à 17375 Kg /h à savoir 353.07 kmole /h

- Etant donnée les concentration admise de butane dans le distillat $Y_{D,i4}=0.0001$ et propane dans le résidu $X_{R,3}=0.0927$
- Le bilan de matière dans la colonne entière pour un constituant « i » quelconque s'écrit :

✚ Bilan de matière global :

$$L = D + R$$

✚ Bilans de matière partielle :

$$LX'_{Li} = DY'_{Di} + RX'_{Ri}$$

L'application de cette équation pour chaque constituant (i) la de charge donne :

$$C_1: \quad LX'_{L1} = D Y'_{D1} + RX'_{R1} \quad (1)$$

$$C_2: \quad LX'_{L2} = D Y'_{D2} + RX'_{R2} \quad (2)$$

$$C_3: \quad LX'_{L3} = D Y'_{D3} + RX'_{R3} \quad (3)$$

$$iC_4: \quad LX'_{Li4} = D Y'_{Di4} + RX'_{Ri4} \quad (4)$$

$$nC_4: \quad LX'_{Ln4} = D Y'_{Dn4} + RX'_{Rn4} \quad (5)$$

On a :

$$X'_{R1} = 0 \quad , \quad X'_{R2} = 0 \quad \text{Et} \quad Y'_{Dn4} = 0$$

Donc :

$$C_1: \quad LX'_{L1} = DY'_{D1} \quad (1)$$

$$C_2: \quad LX'_{L2} = DY'_{D2} \quad (2)$$

$$C_3: \quad LX'_{L3} = DY'_{D3} + RX'_{R3} \quad (3)$$

$$\mathbf{iC_4:} \quad LX'_{Li4} = DY'_{Di4} + RX'_{Ri4} \quad (4)$$

$$\mathbf{nC_4:} \quad LX'_{Ln4} = RX'_{Rn4} \quad (5)$$

$$(1) + (2) + (3) \Leftrightarrow L (X'_{L1} + X'_{L2} + X'_{L3}) = D (Y'_{D1} + Y'_{D2} + Y'_{D3}) + RX'_{R3}$$

$$L (X'_{L1} + X'_{L2} + X'_{L3}) = D (Y'_{D1} + Y'_{D2} + Y'_{D3} - X'_{R3}) + LX'_{R3} \dots\dots\dots (a)$$

On a :

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

Donc :

$$Y'_{D1} + Y'_{D2} + Y'_{D3} + Y'_{Di4} = 1$$

$$\Rightarrow Y'_{D1} + Y'_{D2} + Y'_{D3} = 1 - 0.0001 = 0.9999$$

$$(a) \Leftrightarrow D = L (X'_{L1} + X'_{L2} + X'_{L3} - X'_{R3}) / (Y'_{D1} + Y'_{D2} + Y'_{D3} - X'_{R3})$$

$$D = 353.07(0.0048+0.0091+0.5952-0.0927) / (0.9999-0.0927)$$

$$\mathbf{D = 200.97 \text{ K mole/ h}}$$

On a :

$$R = L - D = 353.07 - 200.97$$

$$\mathbf{R = 152.1 \text{ K mole/ h}}$$

2-b Détermination de X'_{Ri} et Y'_{Di}

$$(1) LX'_{L1} = DY'_{D1} \Rightarrow Y'_{D1} = (L/D) X'_{L1}$$

$$\mathbf{Y'_{D1} = 0.0084}$$

$$(2) LX'_{L2} = DY'_{D2} \Rightarrow Y'_{D2} = (L/D) X'_{L2}$$

$$\Rightarrow Y'_{D2} = 0.016$$

$$(3) LX'_{L3} = DY'_{D3} + RX'_{R3} \Rightarrow Y'_{D3} = (LX'_{L3} - RX'_{R3})/D$$

$$\Rightarrow Y'_{D3} = 0.9755$$

$$(4) LX'_{Li4} = DY'_{Di4} + RX'_{Ri4} \Rightarrow X'_{Ri4} = (L/R) X'_{Li4} - (D/R) Y'_{Di4}$$

$$\Rightarrow X'_{Ri4} = 0.3422$$

$$(5) LX'_{Ln4} = RX'_{Rn4} \Rightarrow X'_{Rn4} = (L/R) X'_{Ln4}$$

$$\Rightarrow X'_{Rn4} = 0.565$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau ci-dessous.

Tableau (IV-3) : La composition des constituants.

Constituant	Charge		Distillat		Résidu	
	X'_{Li}	$L.X'_{Li}$	Y'_{Di}	$D.Y'_{Di}$	X'_{Ri}	$R.X'_{Ri}$
C_1	0.0048	1.6947	0.0084	1.688	0	0
C_2	0.0091	3.2130	0.016	3.2152	0	0
C_3	0.5952	210.1472	0.9755	196.0462	0.1387	14.1006
iC_4	0.1475	52.0778	0.0001	0.02	0.3314	52.0486
nC_4	0.2434	85.9372	0	0	0.5295	85.94.21
Total	1	353.07	1	200.97	1	152.1

IV-2.3. La température et la pression dans le dépropaniseur :

1. Dans le ballon de reflux

La pression de la condensation totale du distillat c'est à- dire la pression dans le ballon de reflux sera **P = 18.2 bar** ainsi la température nécessaire dans ce ballon est calculée à une pression fixe par la formule d'isotherme de la phase liquide :

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

Les coefficients d'équilibre sont déterminés à partir du diagramme (**Sheibel & Jenny**), et par approximation successive on trouve :

T_b = 45°C (température du ballon)

Tableau (IV-4) : Les coefficients d'équilibre à 18.2 bar et 45°C.

Constituant	$X'_{Di} = Y'_{Di}$	K_i à 18.2 bar et 45°C	$X'_{Di} K_i$
C ₁	0.0084	10.1	0.0848
C ₂	0.016	2.25	0.0368
C ₃	0.9755	0.9	0.878
iC ₄	0.0001	4.2	0.0004
nC ₄	0	-	0
Total	1	-	1

2. Dans le sommet de la colonne

Ps : La pression au sommet de la colonne

Pb : La pression du ballon de reflux

$$P_s = P_b + 0.3 = \mathbf{18.5 \text{ bar}}$$

La température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase vapeur $\sum Y'_{Di} / K_i = 1$ et à l'aide du diagramme (**Sheibel & Jenny**)

On trouve : **T_s = 51.5°C**

Tableau (IV-5) : Les coefficients d'équilibre à 18.5 bar et 51.5°C.

Constituant	Y'_{Di}	K_i à 18.5 bar et 51.5°C	Y'_{Di} / K_i
C_1	0.0084	11	0.0007
C_2	0.016	2.6	0.0061
C_3	0.9755	0.985	0.9903
iC_4	0.0001	0.49	0.0002
nC_4	0	0.38	0
Total	1	-	1

1. Dans le fond de la colonne :

On estime les pertes de charge dans la colonne :

$$\Delta P_2 = 0.4$$

On peut trouver approximativement la pression au fond P_f de la colonne :

$$P_f = P_s + 0.4 = 18.5 + 0.4 = \mathbf{18.9 \text{ bar}}$$

La température au fond de la colonne est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase liquide $\sum X'_{Ri} \cdot K_i = 1$ et à l'aide du diagramme (Sheibel & Jenny), On trouve : $T_f = \mathbf{96^\circ C}$

Tableau (IV-6) : Les coefficients d'équilibre à 18.9 bar et 96°C.

Constituant	X'_{Ri}	K_i à 18.9 bar et 96°C	$X'_{Ri} \cdot K_i$
C_1	0	-	0
C_2	0	-	0
C_3	0.0927	1.8	0.1668
iC_4	0.3422	1	0.3422
nC_4	0.565	0.87	0.4915
Total	1	-	1.0005

3. Dans l'alimentation de la colonne

On calcule la pression dans la zone d'alimentation par l'équation suivant :

$$P = 0.5(P_f + P_S) = 0.5 (18.5 + 18.9) = \mathbf{18.7 \text{ bar}}$$

La température dans la zone d'alimentation est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase liquide $\sum X_{Ri} \cdot K_i = 1$ et a l'aide du diagramme (Sheibel & Jenny)

On trouve : $T_a = 64^\circ\text{C}$

Tableau (IV-7) : Les coefficients d'équilibre à 18.7 bar et 64°C.

Constituant	X'_{Ri}	K_i à 18.7 bar et 64°C	$X'_{Ri} \cdot K_i$
C_1	0.0048	12.25	0.0588
C_2	0.0091	3	0.0273
C_3	0.5952	1.18	0.7023
iC_4	0.1475	0.62	0.0914
nC_4	0.2434	0.48	0.1168
Total	1	-	1

V. MODÉLISATION DE LA SECTION DE DEPROPANISEUR PAR LE LOGICIEL 'HYSYS' :

Introduction :

La simulation est devenue de nos jours la méthode de modélisation des procédés industriels, la plus importante dans le monde.

La simulation est l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer le comportement d'un procédé, L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un aperçu du comportement d'un système réel, qui est difficile de l'avoir à travers l'expérience en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables.

La simulation peut être classée comme une méthode commode qui ne coûte pas chère et sans intervention sur le procédé réel en cours de fonctionnement, les simulateurs disponibles pour la conception des nouvelles unités ou pour l'optimisation des procédés réels sont : ASPENS PLUS, PRO-II, HYSIS.

Le logiciel de simulation HYSIS, développé par la société canadienne HYPROTECH, est spécifique pour les procédés de génie chimique, séparation bi-phasiques et tri-phasiques, la distillation et la transformation chimique. [2]

V-1.Présentation du modèle de simulation de la section de Dépropanisation du MPP3

Nous avons inclus un modèle dans le logiciel de conception orientée objets HYSYS ;après les différentes opérations effectuées à savoir les bases des données et l'introduction des équations d'états thermodynamique ainsi que la construction des équipements dans le but de confirmer l'exactitude de notre modèle et de connaître l'influence des différents paramètres sur le procédé , on a procédé à la simulation du cas de fonctionnement selon le cas DESIGN , puis on a effectué une étude comparative des résultats obtenus par la simulation dans notre modèle et ceux du cas DESIGN donnés par le constructeur JGC.

Les résultats de la simulation sont publiés dans le manuel opératoire du MPP3 (la simulation est faite par la société japonaise "JGCORPORATION" pour réaliser l'unité dépropaniseur 2000).

Selon le constructeur les conditions et les paramètres du cas DESIGN adaptés sont représentés dans les tableaux ci-dessus : [8]

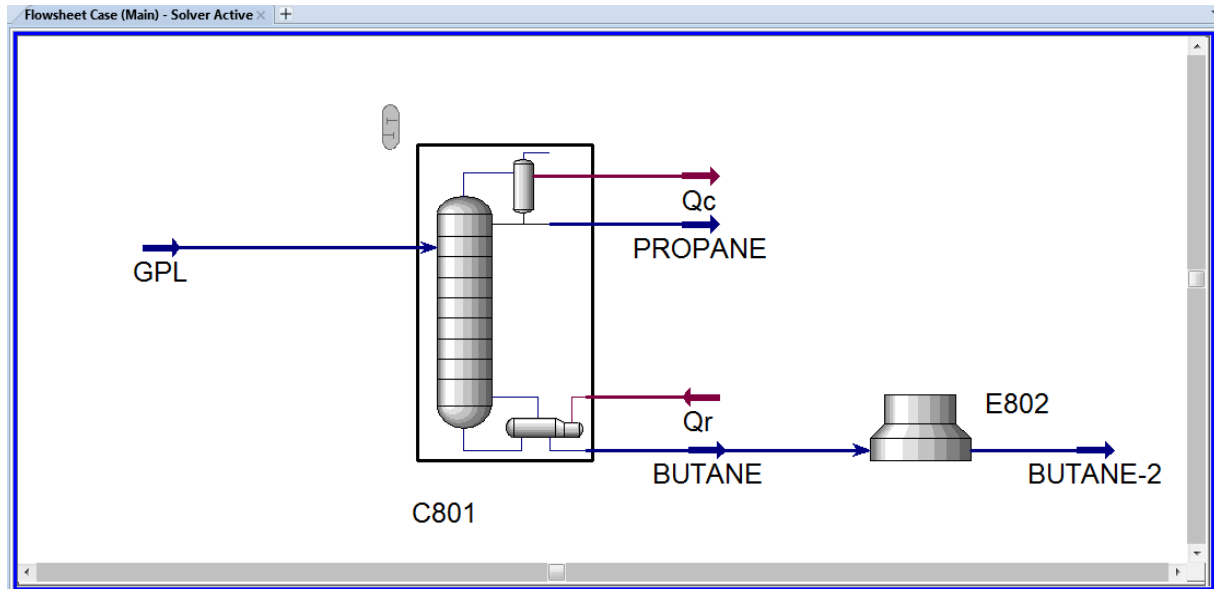


FIGURE (V-1) : Schéma générale de la section de dépropaniseur (l'unité 38) donnés par le logiciel HYSYS.

V-2.Choix du modèle thermodynamique :

La fiabilité du modèle de simulation dépend essentiellement du choix de l'équation d'état, Or le constructeur n'a pas défini le modèle thermodynamique utilisé dans sa propre simulation. Nous avons procédé à la recherche d'un modèle qui donne des résultats similaires avec ceux trouvés Par le constructeur, On basé notre modèle sur l'équation d'état « **Peng-Robinson** ». Qui est la plus répandue dans le domaine de l'industrie gazière et pétrolière.

V-3.Vérification de cas actuel de la section de dépropaniseur :

Dans l'intention d'actualiser notre projet d'une part et effectuer des études avancées sur la section de fonctionnement d'autre part, et mieux encore l'étude du comportement de cette dernière, on a procédé à la simulation du fonctionnement actuel de cette section. Les paramètres actuels de fonctionnement de la section ont été collectés au niveau de la salle de contrôle dans laquelle un système numérique (DCS).

Tableau (V-1) : La composition de l'alimentation de la colonne est obtenue par les analyses chromatographiques au niveau du laboratoire du module 3

Constituants	%
C ₁	0.48
C ₂	0.91
C ₃	59.52
iC ₄	14.75
nC ₄	24.34
TOTAL	100%

Tableau (V-2) : La comparaison entre les paramètres simulés du cas actuel donnés par le logiciel HYSYS et ceux donnés par le DCS

Paramètres	Actuel (DCS)	Actuel simulé
Température d'alimentation [°C]	27	27
Pression d'alimentation [bar]	32	32
Température de sommet [°C]	50.2	54.44
Température de condenseur [°C]	45.2	48.84
Température de rebouilleur [°C]	99	96.16
Pression de sommet [bar]	18.2	18.2
Pression fond [bar]	20	18.9
Débit d'alimentation de GPL [kmol /h]	353.07	353.1
Débit de distillat [kmol /h]	201	201
Débit de résidu [kmol /h]	151.3	152.07
Q _C énergie de condenseur [kcal/h]	1.59 x10 ⁶	1.47x10 ⁶
Q _R énergie rebouilleur [kcal/h]	4.83 x10 ⁵	4.72x10 ⁵

D'après ces tableaux on tire les remarques suivantes :

- les résultats obtenus par la simulation sont très proches résultats réels.
- Le modèle thermodynamique **Peng Robinson** donne des résultats proches de valeurs réels.

❖ Présentation et interprétation profils des différents paramètres de dépropaniseur :

Présentation :

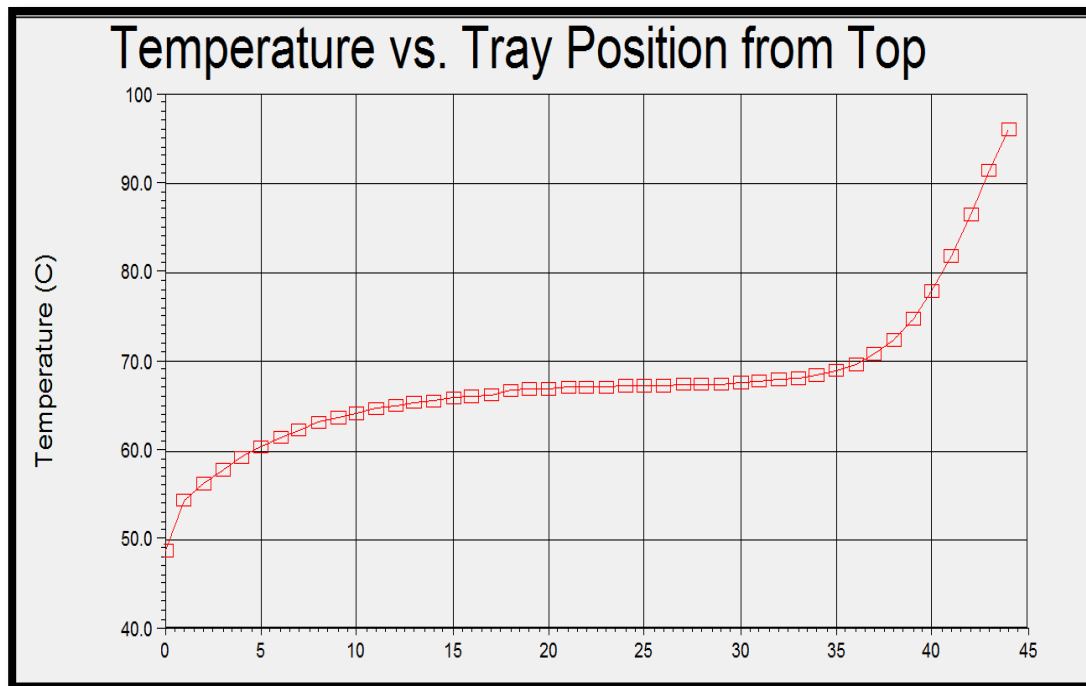


FIGURE (V-2) : Le Profil de température

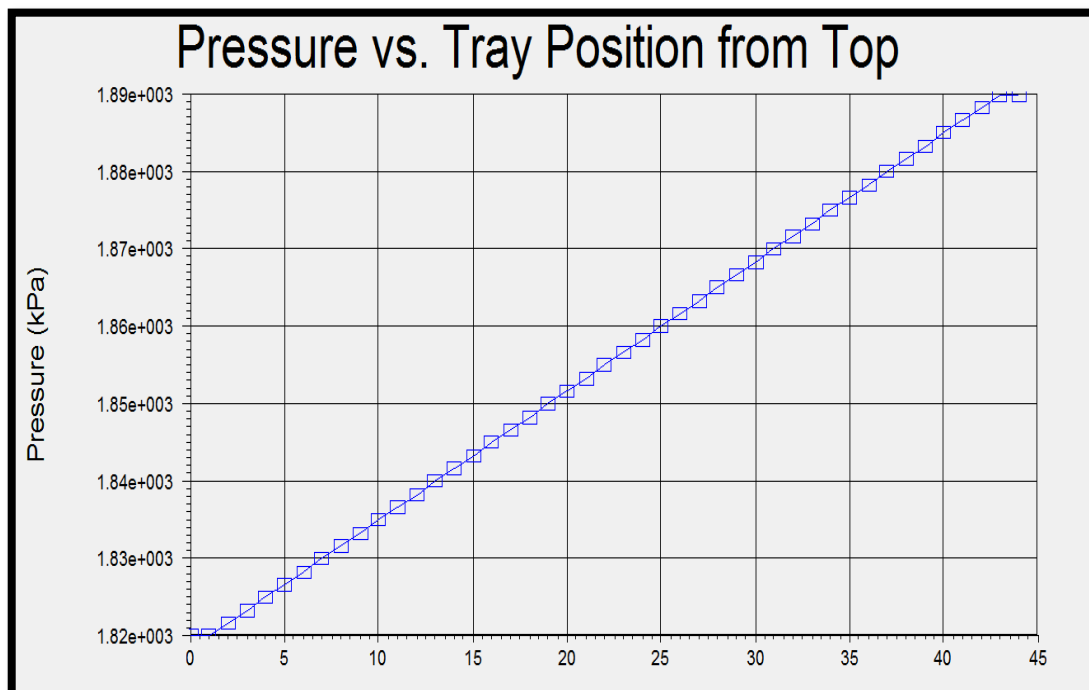


FIGURE (V-3) : Le Profil de pression

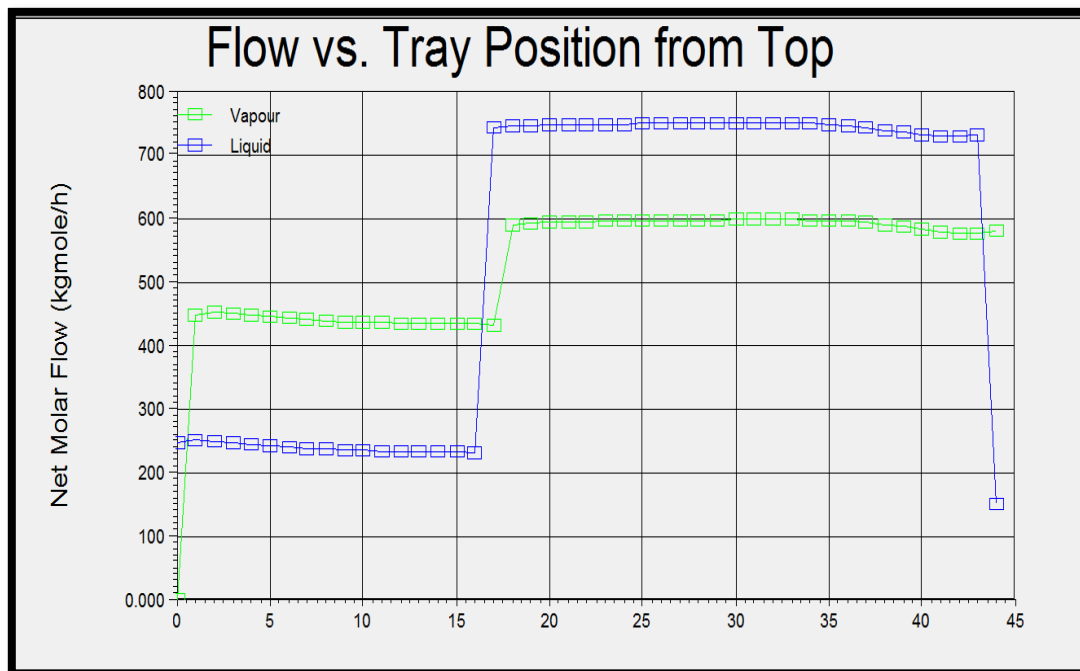


FIGURE (V-4) : Le Profil des débits liquide et vapeur

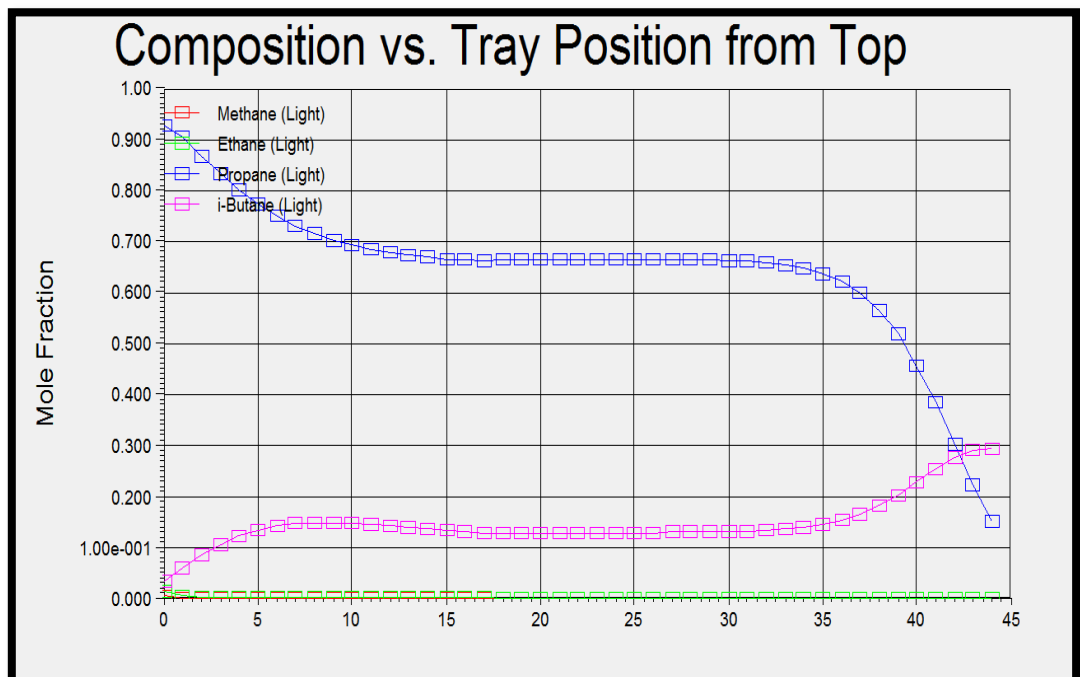


FIGURE (V-5) : Le Profil de la composition

Interprétation :

- **Profil de température :**

La figure (V-3.1) montre que le profil de température présente une augmentation graduelle le long de la colonne

- **Profil de pression :**

La figure (V-3.2) montre que le profil de pression présente croissance linéaire le long de la colonne (augmentation de la pression de premier plateau en tête jusqu'à au dernier plateau du fond)

On a noté que la pression du condenseur et du rebouilleur reste toujours constante (les valeurs sont 18,2 bar et 18,9 respectivement).

- **Profil des débits liquide et vapeur :**

La figure (V-3.3) montre que le profil des débits molaires liquide et vapeur présente une variation parallèle cela prouve une stabilité dans le fonctionnement de la colonne

- **Profil de la composition :**

La figure (V-3.4) montre que le profil de la composition présente une variation normale du Propane et du Butane (diminution de la teneur de Propane en même temps il y a augmentation de la teneur du Butane de la tête vers le fond de colonne.

V-4.modification dans la section de dépropaniseur pour diminué la consommation D'énergie Du four (rebouilleur) :

La quantité de la charge (GPL) a changé de celle du design suivant la demande de la section de chargement de butane (NAFTAL) qui implique un changement des conditions de fonctionnement de la colonne dépropaniseur et de la pureté en propane dans le produit de tête.

Malgré le changement des paramètres de fonctionnement la séparation a lieu dans les normes spécifiées et dans de bonnes propositions selon les caractéristiques demandées par NAFTAL et SONATRACH. Donc, dans cette étude nous nous concentrerons sur la réduction de la consommation d'énergie du four (rebouilleur).

Alors nous allons donc changer le schéma de section dépropaniseur comme indiqué suivant :

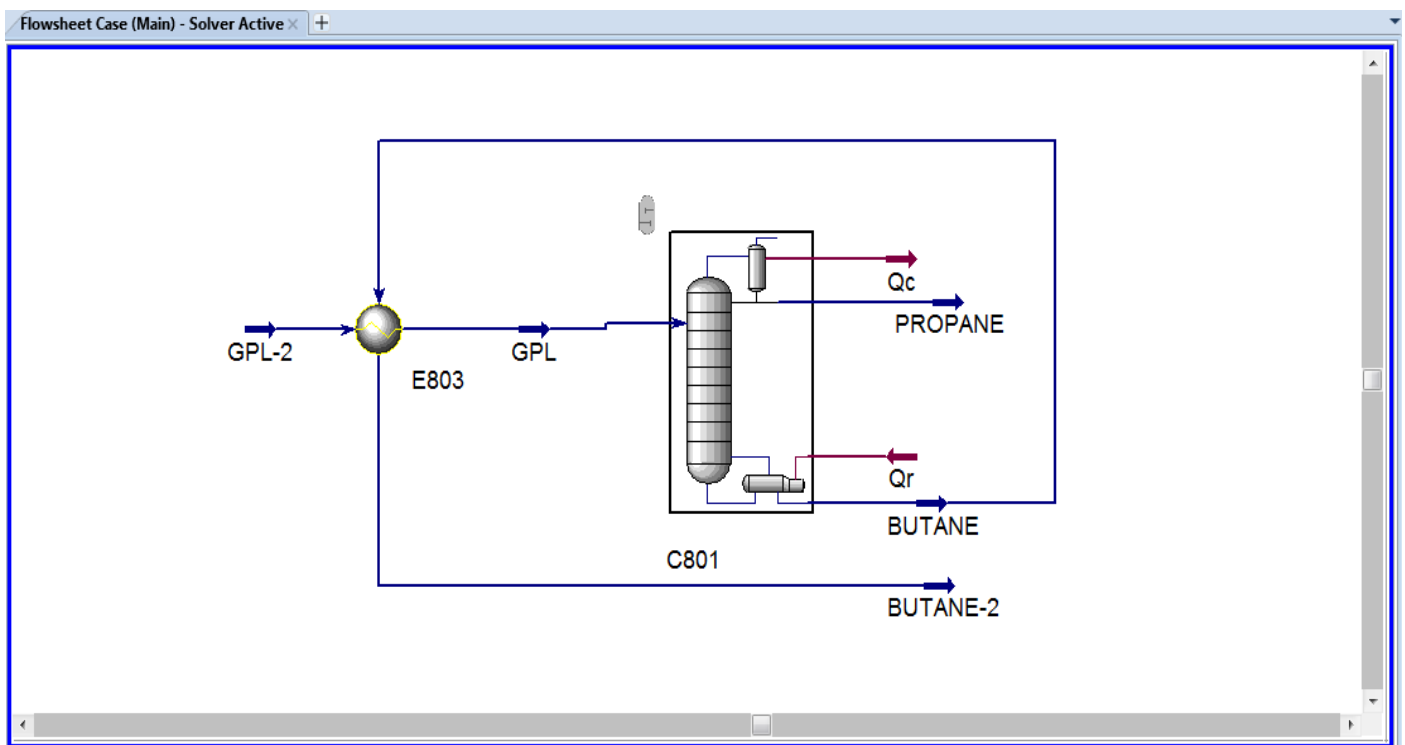


FIGURE (V-6) : Schéma modifié de la section de dépropaniseur (l'unité 38) donnés par le logiciel HYSYS.

Pour diminué la consommation d'énergie du four on a changé l'**AERO-REFRIGERANT E802** par un **Echangeur thermique E803**.

Pour que le butane produit à haut température entre le coté calandre et le GPL de l'alimentation a moyenne température entré coté tube.

Ainsi, un échange de chaleur a lieu pour que le BUTANE produit chauffe le GPL de l'alimentation et que le GPL refroidisse le BUTANE

Tableau (V-3) : Les températures des fluides entré et sortie dans E803.

Les fluides	Température De entre E803 C°	Température de sortir E803 C°
Butane produit	84.14	41.35
GPL de l'alimentation	27	60

Nous avons remarqué une grande diminution de l'énergie consommée par le rebouilleur (four) comme indiqué dans le tableau suivant :

Tableau (V-4) : La comparaison entre les énergies du cas actuel modifié donnés par le logiciel HYSYS et ceux donnés par le DCS

Paramètres	Actuel (DCS)	Actuel modifié simulé
Q_C énergie de condenseur [kcal/h]	1.59×10^6	1.48×10^6
Q_R énergie rebouilleur [kcal/h]	4.83×10^5	2.371×10^5

$$\Delta Q_R = Q_{R,A} - Q_{R,m}$$

$$\Delta Q_R = 2.459 \times 10^5 \text{ [kcal/h]}$$

Avec le changement que nous avons apporté au schéma de section depropaniseur, nous pouvons économiser Environ 2.459×10^5 [kcal/h] de l'énergie consommée par le four.

En plus d'économiser l'énergie consommée par l'**AERO-REFRIGERANT E802**

Conclusion

D'après la comparaison entre les tableaux et l'étude des graphes de relation entre les paramètres trouvés par la simulation, on remarque une grande similitude des résultats des cas actuel et cas actuel simulé.

L'utilisation du modèle thermodynamique de PENG ROBINSON par le logiciel HYSIS, donne des résultats proches aux cas réels.

La modification sur l'unité du dépropaniseur sur l'échangeur de chaleur en remarque un gain important dans la consommation d'énergie du rebouilleur et de l'aero-refrigrant sans changer les spécification des produit finit (butane – propane).

CONCLUSION GÉNÉRALE

L'Algérie procède depuis plusieurs années à une gestion optimale et efficace des hydrocarbures dont dispose le pays. Dans sa stratégie de valorisation de ces ressources en hydrocarbures, l'Algérie par le biais de la société nationale SONATRACH a mis en place un important plan développement actuellement en cours de réalisation.

La théorie de procédé de rectification joue un rôle très important dans l'industrie de traitement des hydrocarbures, ce procédé est basé sur le transfert de matière et de chaleur.

Actuellement la crise du pétrole (diminution des réserves et augmentations de prix de revient) a donné une importance croissante au gaz naturel comme source d'énergie alternative. C'est la moins polluante et la plus performante des énergies fossiles. Une énergie d'avenir en plein développement.

Le GPL est devenu de plus en plus demandé par les secteurs utilisant ce dernier comme source d'énergie. Les deux tiers environ de GPL dans le monde sont produits à partir des usines de gaz naturel, et un tiers est issu des raffineries de pétrole brut.

Au cours de notre travail, on a calculé les paramètres de marche de la section de fractionnement de la colonne de dépropaniseur, pour cela on a fait une étude sur toute la section qui a été basée sur la vérification des appareils afin de maintenir le rendement et les teneurs admises de Butane et de Propane respectivement dans le résidu et le distillat qui doivent être conformes aux normes exigées.

En guise de conclusion, on peut souligner que le fonctionnement de l'unité de séparation du GPL (sur le champ de HASSI R'MEL) permet de satisfaire les besoins nationaux, en Butane et Propane.

La présente étude permet de conclure que :

- La colonne de rectification C801 peut fonctionner sous des conditions optimums en respectant tous les spécifications de teneur de Butane et Propane exigées.
- Les résultats des paramètres du dépropaniseur (pression, température) obtenus par la simulation HYSYS et calculs sont très voisins de ceux du cas actuel.

ANNEXE

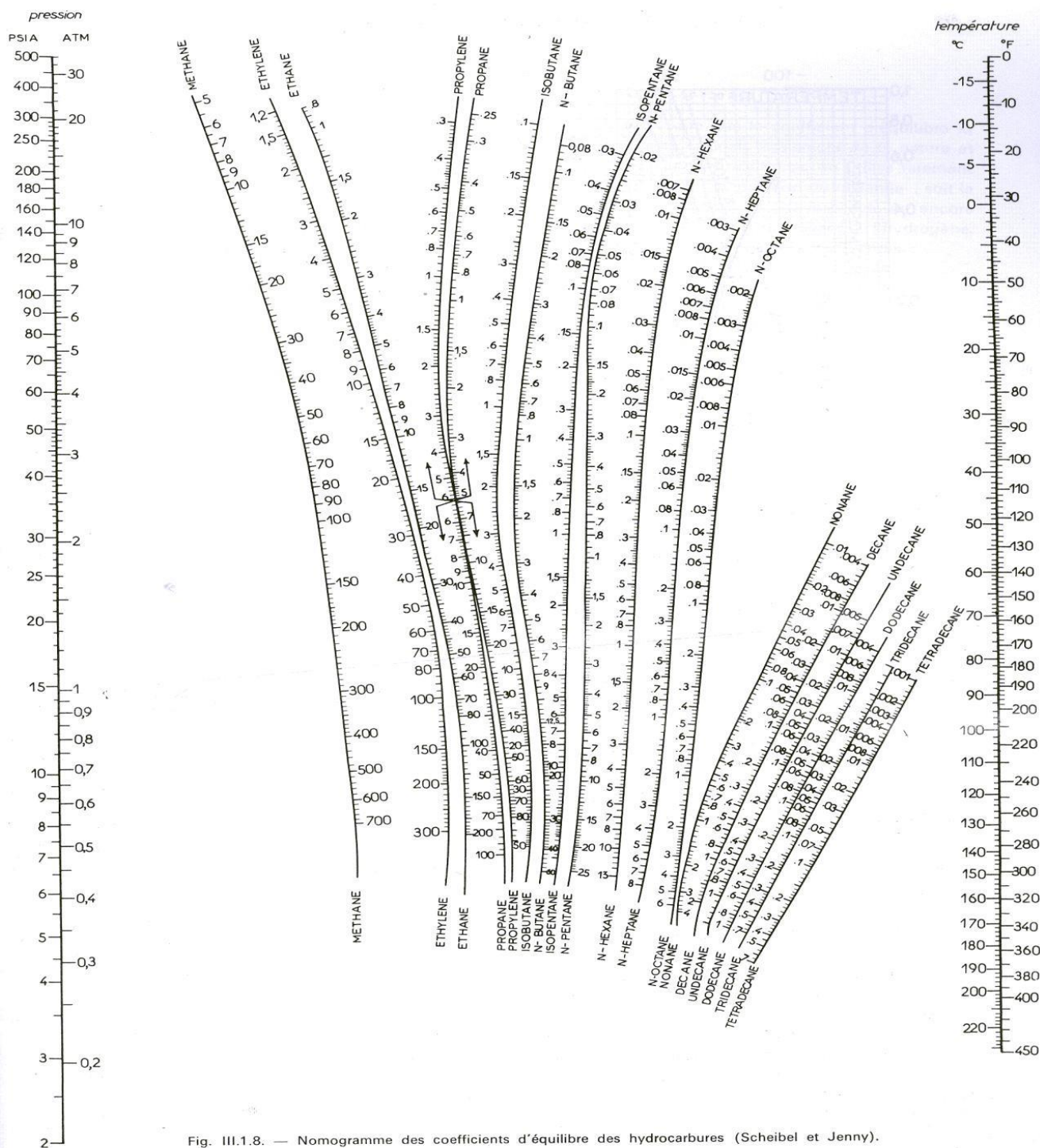
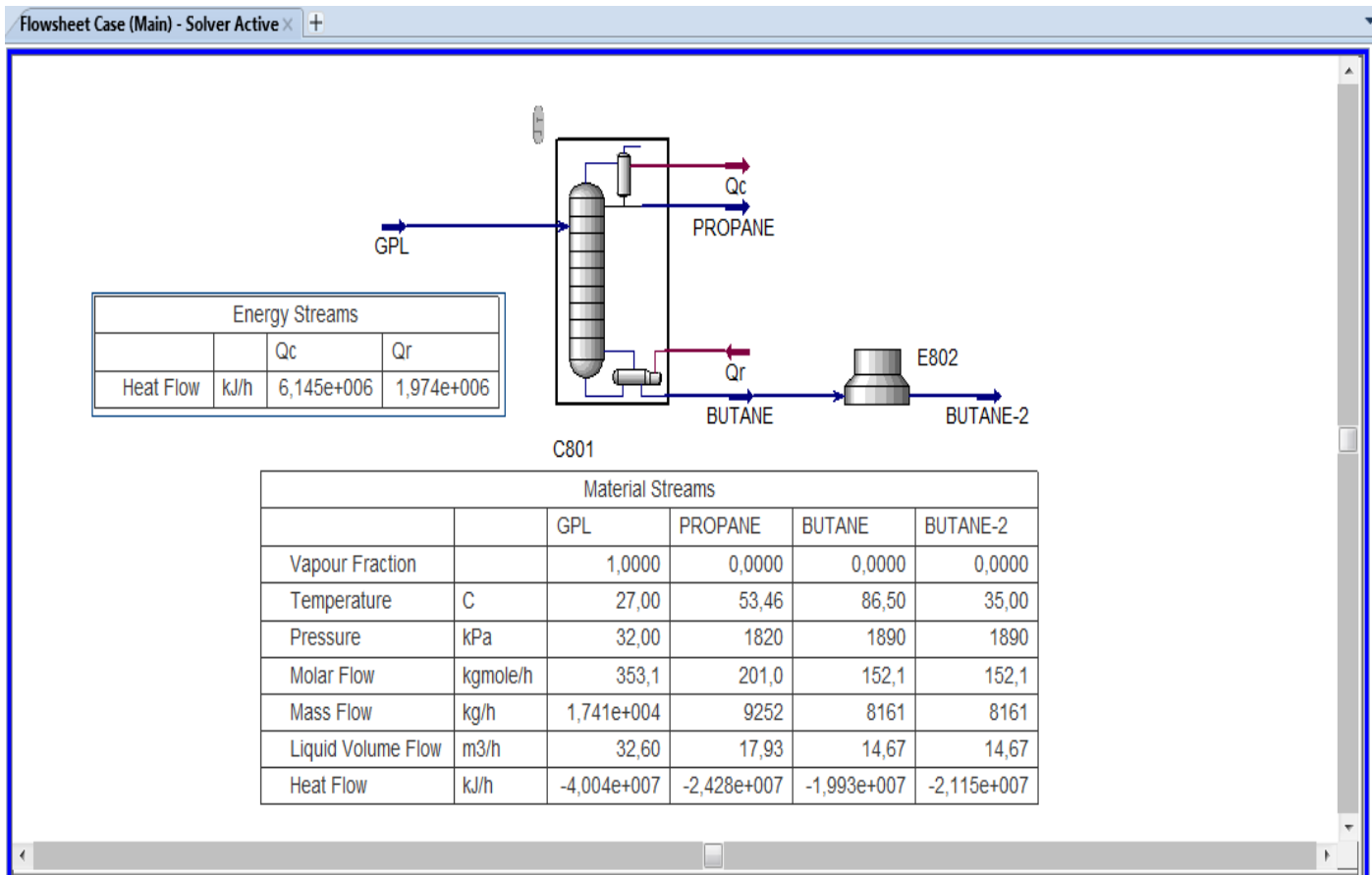
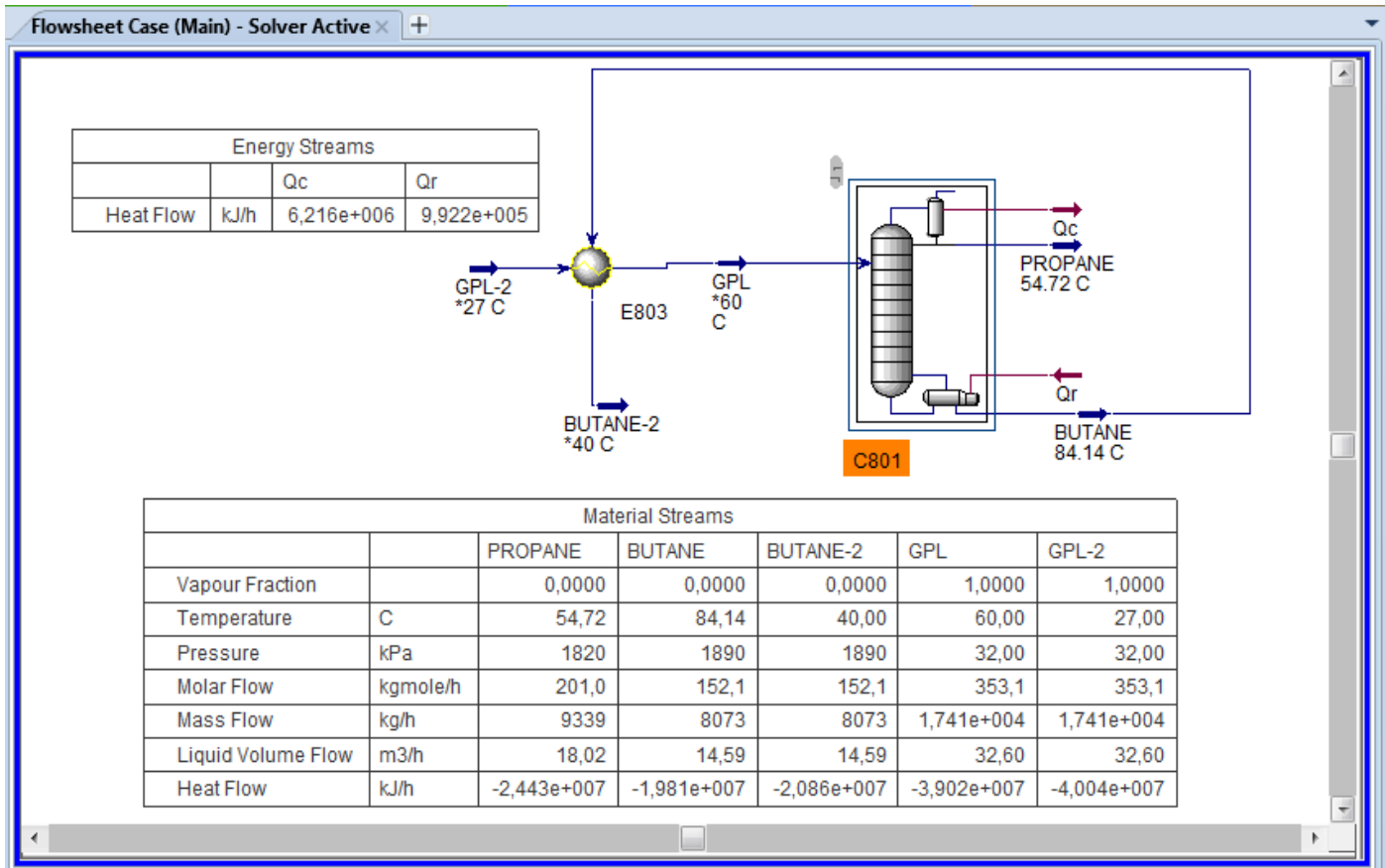


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

ANNEXE



LISTE DES RÉFÉRENCES

- [1] : L.CHEBLI, Y.ABBASSI ; « Rapport de stage de centre de formation » ; Hassi R'mel ; Mars 2012.
- [2] : Z.HANICHI ; «Optimisation des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseuse» ; Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES ; 2005.
- [3] : A.ROJEY, B.DURAND, C.JAFFRET, S. JULLIAN, M. VALAIS ; «Le gaz naturel : production, traitement, transport»; Editions Technip-Paris ; 1994.
- [4] : Revue trimestriel de SONATRACH, Revue n°15 ; Décembre 2005.
- [5] : A.SKOBLO, I.TREGOUBOV, N.EGOROV; «Méthode et appareils de l'industrie du pétrole» ; Edition Technip-Paris ; 1986.
- [6] : Proceeding du Séminaire sur le GPL (Développement, promotion) ; Alger ; Avril 1999.
- [7] : P.WUITHIER «Le pétrole, raffinage et génie chimique 2» ; Edition Technip-Paris ; 1972
- [8] :Manuel opératoire de l'unité de dépropaniseur (JGC CORPORATION).
- [9] : I.OTHMANI ; « Optimisation des paramètres de fonctionnement du turbo-expander» ; Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES ; 2007.

الملخص :

في هذا العمل قمنا بدراسة وحدة فصل غاز البروبان المميع على مستوى المعمل رقم 3 في حقل حاسي رمل. كما أننا اقترحنا بعض التعديل الذي من شأنه أن يمنحنا بعض الطاقة المستهلكة من طرف الفرن مع الاحتفاظ بخصائص المواد الناتجة من هذه الوحدة

RESUME :

Dans ce travail, nous étudions l'unité de séparation de gaz propane liquéfié au niveau de module n ° 3 du champ Hassi Rmel. Nous avons également suggéré une modification qui nous donnerait de l'énergie consommée par le four tout en préservant les propriétés des matériaux produits à partir de cette unité.

ABSTRACT :

In this work, we are studying the liquefied propane gas separation unit at plant n ° 3 of the Hassi Rmel field. We also came up with a modification that gave us energy consumed by the four while preserving the properties of the materials produced from that unit.