



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE  
SCIENTIFIQUE  
UNIVERSITE MOHAMED KHIDER BISKRA

---

FACULTE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE  
DÉPARTEMENT DE CHIMIE INDUSTRIELLE

---

Mémoire de fin d'études  
En vue de l'obtention du diplôme

**Master**

En Génie des procédés

Option : Génie chimique

**THEME**

CALCUL DES PARAMÈTRES DE FONCTIONNEMENT  
DU DÉPROPANISEUR (UNITÉ (38) ; TRAITEMENT DE GPL)  
"MODULE III À HASSI R'MEL"

*Présenté par :*

CHEBLI Laid et ABBASSI Youcef

Devant le jury composé de:

✦ M <sup>r</sup> .NEDJAR Zohir	Président
✦ M <sup>r</sup> .BENDJAOUAHDOU Chaouki	Rapporteur
✦ M <sup>elle</sup> .GHEBGHOUB Fatima	Examineur

Promotion Juin 2012

# TABLE DE MATIÈRE

TABLE DE MATIÈRE .....	i
LISTE DES TABLEAUX .....	iii
LISTE DES FIGURES .....	v
INTRODUCTION GÉNÉRALE.....	1

## CHAPITRE I : GAZ NATUREL DANS LE MONDE ET EN ALGERIE

I-1.Introduction .....	2
I-2.Le gaz naturel dans le monde .....	2
I-3.Le gaz naturel en Algérie .....	4
I-4.Caractéristiques du gaz naturel.....	7

## CHAPITRE II : PRESENTATION DU CHAMP DE HASSI R'MEL

II-1.Situation géographique .....	9
II-2.Historique et Développement du champ de Hassi R'mel .....	10
II-3.Exploitation du champ de Hassi R'mel .....	11
II-4.Technique de traitement du gaz naturel.....	14
II-4.1.procédé HUDSON.....	14
II-4.2.procédé PRITCHARD .....	14
II-5.Spécification du gaz brut de Hassi R'mel.....	15
II-6. Description générale de l'usine MPP III .....	16
II-6.1.Introduction .....	16
II-6.2.Spécifications des produits finis .....	17
II-6.3.Description du procédé .....	18

## CHAPITRE III : GENERALITES SUR LE GAZ DE PETROLE LIQUEFIE

III-1.Définition .....	20
III-2.Origine du GPL .....	20
III-3.Caractéristique du GPL.....	20
III-4.Utilisation du GPL.....	21
III-5.Avantages et inconvénients techniques des GPL.....	22
III-6.GPL en Algérie .....	22
III-6.1.Production des GPL issus des champs.....	23
III-6.2.Demande nationale des GPL.....	23
III-7.Consommation mondiale de GPL .....	24

# TABLE DE MATIÈRE

## CHAPITRE IV : LA RECTIFICATION

IV-1.Introduction.....	25
IV-2.Définition de la rectification .....	25
IV-3.Colonne de rectification .....	25
IV-3.1.Description et fonctionnement .....	26
IV-4.Types de colonnes de rectification.....	27
IV-4.1.Colonnes à plateaux.....	27
IV-4.2.Colonnes à garnissage .....	28
IV-5.Bilan matière de la colonne .....	29
IV-5.1.Bilan matière de la zone de rectification .....	30
IV-5.2.Bilan matière de la zone d'épuisement.....	30
IV-6.Choix de la pression dans la colonne .....	32
IV-7.Régime de température de la colonne de rectification .....	33
IV-8.Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge .....	34
IV-9.Fonctionnement d'une colonne à reflux minimal .....	35
IV-10.Taux de reflux optimal .....	35

## CHAPITRE V : DESCRIPTION DE LA SECTION DU DEPROPANISATION

V-1.spécification des produits.....	37
V-2.Description des installations .....	37
V-3.Procède.....	37
V-4.Section de chargement de butane .....	38

## CHAPITRE VI : PARTIE CALCUL

VI.Partie de calcul .....	39
---------------------------	----

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

VII.Modélisation De L'unité Dépropanisation Par Le Logiciel 'HYSYS' .....	51
---	----

CONCLUSION GÉNÉRALE .....	60
---------------------------	----

LES ANNEXES

LISTE DES RÉFÉRENCES

## LISTE DES TABLEAUX

# LISTE DES TABLEAUX

<b>Tableau (I-2.3):</b> Demande mondiale de gaz naturel par région .....	4
<b>Tableau (II.5) :</b> Spécifications du gaz brut de Hassi R'mel. ....	15
<b>Tableau (III-7) :</b> Consommation mondiale des GPL .....	24
<b>Tableau (IV-6.1) :</b> Différent valeurs des pressions dans la colonne de rectification :.....	33
<b>Tableau (IV-6.2) :</b> Equations des isothermes pour les différentes parties de la colonne .....	33
<b>Tableau (VI-1.1) :</b> Composition molaire de l'alimentation.....	39
<b>Tableau (VI-2.1) :</b> Quantités massiques et molaires des constituants .....	40
<b>Tableau (VI-2.2) :</b> Composition des constituants .....	43
<b>Tableau (VI-2.3.1) :</b> Coefficients d'équilibre à 18.2 bar et 45°C .....	44
<b>Tableau (VI-2.3.2) :</b> Coefficients d'équilibre à 18.5 bar et 51.5°C .....	45
<b>Tableau (VI-2.3.3) :</b> Coefficients d'équilibre à 18.9 bar et 96°C .....	45
<b>Tableau (VI-2.3.4) :</b> Coefficients d'équilibre à 18.7 bar et 64°C .....	46
<b>Tableau (VI-2.4.1) :</b> Volatilité relative des constituants aux différences niveaux de la colonne.....	47
<b>Tableau (VI-2.5.1) :</b> Taux de vaporisation $\bar{e}$ . ....	47
<b>Tableau (VI-2.6.1) :</b> Taux reflux minimal.....	48
<b>Tableau (VII-1.1) :</b> Paramètres de la colonne C801 en fonction de la température d'alimentation selon le cas DESIGN.....	52
<b>Tableau (VII-1.2) :</b> Composition d'alimentation selon le cas DESIGN.....	53
<b>Tableau (VII-1.3) :</b> Composition molaire des produits finis d'après le cas DESIGN.....	53
<b>Tableau (VII-2.1) :</b> Compositions molaires des produits finis d'après la simulation du cas design selon l'équation de Peng-Robinson. ....	54
<b>Tableau (VII-2.2) :</b> Comparaison entre les énergies du cas DESIGN et cette trouvées par la simulation selon l'équation Peng-Robinson. ....	54
<b>Tableau (VII-2.3) :</b> Résultats des paramètres simulés du cas DESIGN donnés par le logiciel HYSYS. ....	55

## LISTE DES TABLEAUX

<b>Tableau (VII-3.1) :</b> Paramètres de la colonne C801 en fonction de la température d'alimentation selon le cas actuel.....	56
<b>Tableau (VII-3.2) :</b> Composition de l'alimentation de la colonne est obtenue par les analyses chromatographiques au niveau du laboratoire du module 3 (14/02/2012).....	56
<b>Tableau (VII-3.3) :</b> Comparaison entre les paramètres simulés du cas actuel donnés par le logiciel HYSYS et ceux donner par le DCS.....	57

## LISTE DES FIGURES

<b>Figure (I-3.3) : Répartition des réserves gazières en Algérie.</b> .....	6
<b>Figure (II.1) : Situation géographique.</b> .....	9
<b>Figure (II.3) : Exploitation du champ de Hassi R'mel.</b> .....	12
<b>Figure II.3 : Schéma générale du module</b> .....	16
<b>Figure (III-6.2.1) : Demande nationale des GPL.</b> .....	23
<b>Figure (III-6.2.2) : Répartition de la demande du GPL</b> .....	24
<b>Figure (IV-5) : Schéma de la colonne de rectification.</b> .....	29
<b>Figure (VII-1.1) : Schéma générale de la section de dépropaniseur (l'unité 38) donnés par le Logiciel HYSYS.</b> .....	52
<b>Figure (VII-3.1) : Profil de température.</b> .....	57
<b>Figure (VII-3.2) : Profil de pression</b> .....	58
<b>Figure (VII-3.3) : Profil des débits liquide et vapeur.</b> .....	58
<b>Figure (VII-3.4) : Profil de la composition.</b> .....	58

## INTRODUCTION GÉNÉRALE

Le gaz naturel, une énergie primaire non renouvelable bien répartie dans le monde, propre et de plus en plus utilisée, il est connu depuis l'Antiquité, son utilisation s'est généralisée surtout après la seconde guerre mondiale. Il dispose de nombreux avantages : Abondance relative, souplesse d'utilisation, prix compétitifs en tant que combustible c'est un mélange de constituants à la phase gazeuse avec 75% à 95% de méthane; un pourcentage non négligeable de CO<sub>2</sub> et de H<sub>2</sub>O ainsi que des traces de certains éléments métallique ; sous cette forme il est pratiquement inutilisable, donc il faut le traiter pour obtenir les gammes des produits consommables.

Le marché international demande un traitement rigoureux, afin que le transport et la distribution se font par canalisation de gaz naturel est caractérisé par certaines spécifications notamment le pouvoir calorifique, la teneur C<sub>5</sub><sup>+</sup> 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 (43 plateaux) 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 ( été-hiver).

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

- La détermination des paramètres (T,P) dans la colonne et dans le ballon de reflux.
- Modélisation de la section de dépropaniseur par le logiciel 'HYSYS'.

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.

## I. GAZ NATUREL DANS LE MONDE ET EN ALGERIE

### I-1.Introduction :

Le gaz naturel est une énergie primaire bien répartie dans le monde, propre et de plus en plus utilisée. Elle dispose de nombreuses qualités abondance relative, souplesse d'utilisation, qualités écologiques, prix compétitifs. La mise en œuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de l'extraction aux utilisateurs, en passant par le stockage, le transport, et la distribution.

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal de 75 % à 95 % de méthane (CH<sub>4</sub>). [5]

### I-2.Le gaz naturel dans le monde :

#### I-2.1.Réserves de gaz :

La comparaison des taux d'épuisement des ressources d'hydrocarbures montre que le gaz naturel est une ressource énergétique relativement peu exploitée par rapport au pétrole brut.

En janvier 2004 les réserves totales de gaz dans le monde sont estimées à 202,404 Gm<sup>3</sup> plus de 2,2% par rapport à l'année de 2000 dont 146,800 Gm<sup>3</sup> de réserves récupérables prouvées. Les réserves prouvées de gaz représentent, en équivalent énergétique, plus de 95 % des réserves prouvées de pétrole brut.

La plus forte part (40%) des réserves totales se trouve en Europe de l'Est, Asie du Nord. En ce qui concerne les réserves prouvées, elles se situent pour 38% en Europe de l'Est, Asie du Nord et 31% au Proche-Orient, les parts des autres régions étant toutes inférieures à 10%.

Par comparaison avec le pétrole brut, dont les deux tiers des réserves prouvées se trouvent au Proche-Orient, le gaz naturel représente une diversification géographique des sources d'énergie dans le monde.

Après trois années de production, les réserves estimées ont encore augmenté de 4% par rapport à celles de janvier 1999. L'augmentation est particulièrement importante dans les régions d'Europe de l'Est Asie du Nord et d'Amérique du Nord.



Cette augmentation suit et confirme celle de 22% constatée en 1996 et 1999 et tient en grande partie à l'impact des nouvelles technologies sur le niveau de récupération des réserves avec des prix des énergies quasiment stables : l'essentiel de l'évolution est dû à des nouvelles estimations des ressources des champs de gaz déjà connus.

### **I-2.2. Production mondiale du gaz naturel :**

La concentration de la production de gaz naturel dans deux pays CEI (communauté des états indépendants) et les Etats Unis qui contribuent pour plus de 50% à la production annuelle est très frappante.

Le classement des pays producteurs illustre surtout les problèmes liés au coût élevé du transport du gaz naturel hors CEI et USA. Les principaux producteurs sont proches des grands marchés consommateurs : Canada, Pays- Bas, Royaume-Uni et Algérie.

L'offre mondiale croît rapidement pour se situer dans l'intervalle 2520-2890 Gm<sup>3</sup>/an en 2000, puis dans l'intervalle 2960-3640 Gm<sup>3</sup>/an en 2010. Cette croissance se ralentit ensuite dans les deux scénarios, le niveau d'offre potentielle en 2030 étant compris entre 3110 et 4130 Gm<sup>3</sup>/an

### **I-2.3. Demande actuelle de gaz naturel :**

Entre 1985 et 1995, la demande mondiale d'énergie a augmenté à un rythme moyen de 1,6 % par an. Durant la même période, la croissance a été de 2,2% par an pour le gaz naturel dont la consommation a atteint 2120 Gm<sup>3</sup> en 1996, soit presque 23 % de la demande d'énergie. Cette croissance de la demande de gaz est proche des prévisions à court terme des études réalisées au triennat précédent. Elle est observée en toutes régions, sauf toutefois en Europe de l'Est, et en Asie du Nord où une diminution importante a été enregistrée durant le dernier triennat.

Tableau (I-2.3): La Demande mondiale de gaz naturel par région. [3]

Unité : Gm <sup>3</sup> (10 <sup>9</sup> m <sup>3</sup> )	Réalisé	Potentiel			
		1994	1995	2000	2010
<b>Année</b>	1994	1995	2000	2010	<b>2020</b>
<b>Afrique</b>	43	49	68	105	<b>145</b>
<b>Asie Centrale &amp; de l'Est</b>	139	145	233	342	<b>441</b>
<b>Asie du Sud Est &amp; Océanie</b>	68	74	103	132	<b>157</b>
<b>Europe de l'Est - Asie du Nord</b>	548	522	614	740	<b>812</b>
<b>Proche-Orient</b>	128	144	203	278	<b>337</b>
<b>Amérique du Nord</b>	698	727	760	899	<b>980</b>
<b>Amérique du Sud</b>	68	75	99	134	<b>164</b>
<b>Europe Centrale &amp; Occidentale</b>	356	384	467	560	<b>614</b>
<b>Monde</b>	<b>2,048</b>	<b>2,120</b>	<b>2,547</b>	<b>3,190</b>	<b>3,650</b>

### I-3. Le gaz naturel en Algérie :

#### I-3.1. Introduction :

L'Algérie a une importante industrie du gaz naturel avec un important producteur de gaz au niveau mondial.

A la fin de 1953, plusieurs campagnes sismiques aboutirent à la mise en évidence d'une zone haute pouvant constituer un anticlinal, notamment dans la région de HASSI R'MEL, un premier forage (HR1) a été réalisé en 1956. Huit puits sont alors réalisés, délimitant ainsi une structure anticlinale constituant un grand réservoir de gaz.

Ce premier développement du champ permet de préciser les niveaux géologiques et d'approfondir les connaissances sur le réservoir et son effluent.

Quatre puits sont reliés à un centre de traitement permettant l'exploitation commerciale du champ, Dès février 1961 deux unités livrent du gaz à GL4-Z à travers un gazoduc reliant HASSI-R'MEL à ARZEW, le condensât était évacué à HAOUDH EL HAMRA via l'oléoduc «N°8 ».

Depuis la mise en exploitation, plusieurs étapes ont été marquées avant d'atteindre la phase actuelle de développement.

De **1961** à **1971**, la production annuelle de gaz brut passe de 0,8 à 3,2 milliards de m<sup>3</sup> et celle du condensât passe de 126 000 à 623 000 tonnes.

De **1971** à **1974** : des études des réservoirs permettent de définir le mode d'exploitation du champ.

En **1974**, parallèlement à ces études, une extension du centre de traitement était réalisée par l'adjonction de six nouvelles unités d'une capacité totale de 300.106 m<sup>3</sup>/j.

Un programme de forage complémentaire était porté sur 23 nouveaux puits réalisés entre **1971** et **1974**.

Depuis **1980**, l'Algérie est devenue l'un des grands exportateurs mondiaux de gaz naturel. Une particularité à souligner est que l'Algérie a pu réaliser diverses installations de liquéfaction de gaz naturel qui lui permettent de le commercialiser sous forme liquide et le transporter dans des méthaniers vers le marché extérieur (Etats-Unis, Europe.. etc.).

Parallèlement à ce mode de transport l'Algérie a pu transporter son gaz par des gazoducs reliant directement HASSI-R'MEL à l'Europe, c'est ainsi qu'elle exploite actuellement le fameux gazoduc transméditerranéen qui relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie via la Tunisie et à l'Espagne via la Maroc.

### **I-3.2.Richesse Algérienne en gaz naturel :**

L'Algérie possède des réserves immenses en gaz naturel à savoir le champ de HASSI-R'MEL, qui est le plus grand à l'échelle mondiale et celui de AIN-SALAH qui sera exploité en l'an 2002. L'Algérie est placée au quatrième rang, en possédant 10% environ des réserves mondiales.

L'exploitation de gaz naturel en provenance de l'Algérie atteindra 80 milliards m<sup>3</sup> de production. Autrement dit l'Algérie deviendra le premier exportateur dans ce secteur.

### I-3.3. Les réserves gazières en Algérie:

En janvier 2003 les réserves prouvées de gaz naturel sont estimées à 4,077.109 m<sup>3</sup>. Au cours des dix dernières années les bassins de BERKINE et d'ILLIZI ont enregistré les taux de réussite les plus élevées dans l'exploration, avec respectivement 51% et 50%. Parmi les autres bassins de BERKINE qui se classent comme les plus fructueux figure le bassin d'OUED MYA ou ils ont effectué une autre découverte de gaz et de pétrole en 2002, ainsi que les bassins de TIMIMOUN et HASSI MESSAOUD.

Il est estimé actuellement que des investissements de l'ordre de 7Milliards de \$ devront être débloqués les prochaines années afin de développer toutes les découvertes réalisées. [2]

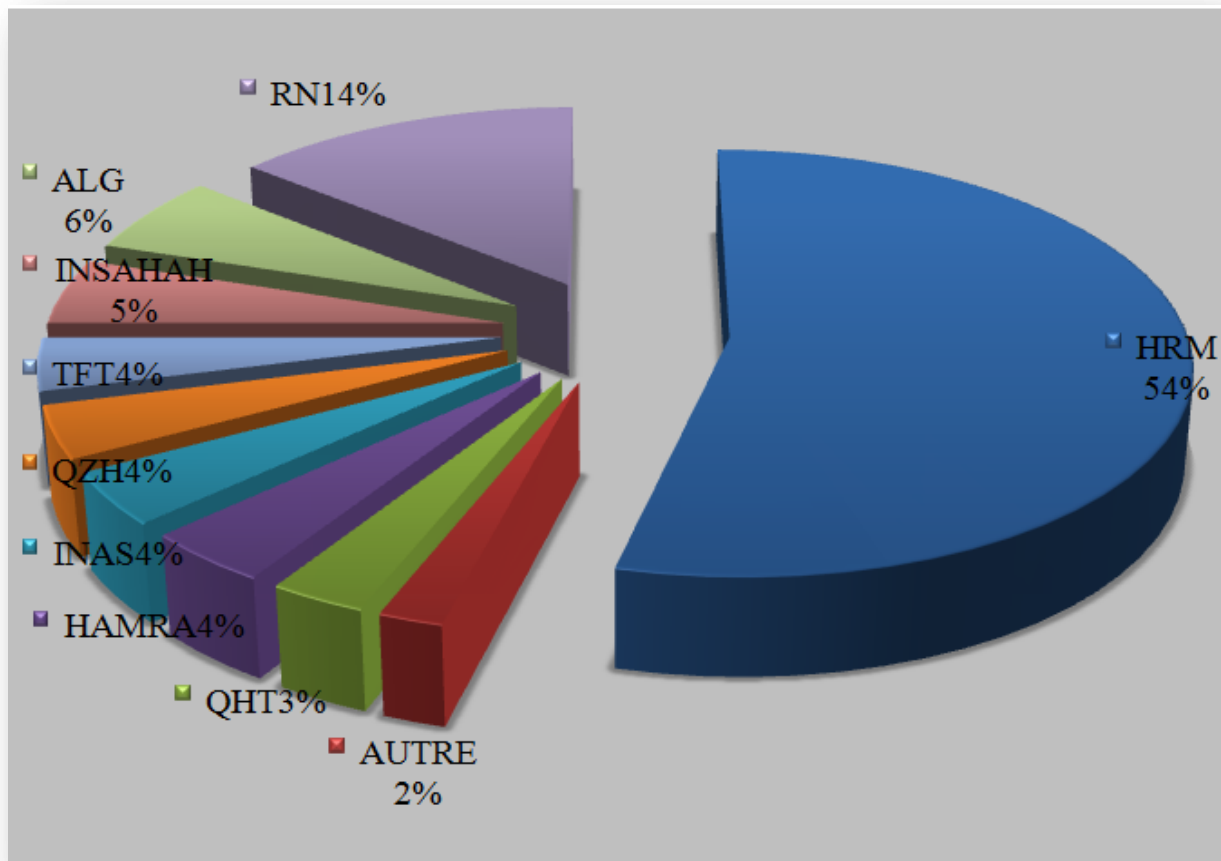


Figure (I-3.3) : Répartition des réserves gazières en Algérie

**I-4. Caractéristiques du gaz naturel :**

Au stade final de son exploitation, le gaz naturel peut être caractérisé par les propriétés suivantes :

**I-4.1. Densité :**

Pour un gaz elle est définie par le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans les conditions déterminées de la température et de la pression.

**I-4.2. Pouvoir calorifique :**

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 ( $\text{J}/\text{m}^3$ ).

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

**I-4.2.1. Pouvoir calorifique supérieur (PCS):**

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

**I-4.2.2. Pouvoir calorifique inférieur (PCI):**

C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramènes à la température ambiante, l'eau restée à l'état vapeur.

**I-5. Les types de gaz naturel :**

La présence et l'apparition d'une phase liquide avec le gaz selon les conditions de pression et la température dans le réservoir de gisement et en surface conduit à distinguer.

**I-5.1. Le gaz sec :**

Dans les conditions de production de ce gaz, il n'y a pas une formation de phase liquide et le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane.

**I-5.2.Le gaz humide :**

Dans les conditions de production de ce gaz, il y'a une formation de phase liquide dans les conditions de surface et le gaz est moins concentré en méthane.

**I-5.3.Le gaz à condensât :**

Dans les conditions de production de ce gaz, il y'a une formation de phase condensée riche en constituants lourds dans le réservoir.

**I-5.4.Le gaz associé :**

C'est un gaz de couverture qui existe avec la phase d'huile dans le réservoir d'huile (Gisement de pétrole). [8]

## II. PRESENTATION DU CHAMP DE HASSI R'MEL

## II-1. Situation géographique :

Hassi R'mel est située à environ 550 km au sud de la capitale à une altitude moyenne de 760 m, le paysage est constitué d'un vaste plateau rocailleux. Son climat est caractérisé par une humidité moyenne de 19% en été et 34% en hiver, les variations de température sont de  $-5^{\circ}\text{C}$  en hiver à  $45^{\circ}\text{C}$  en été. [4]

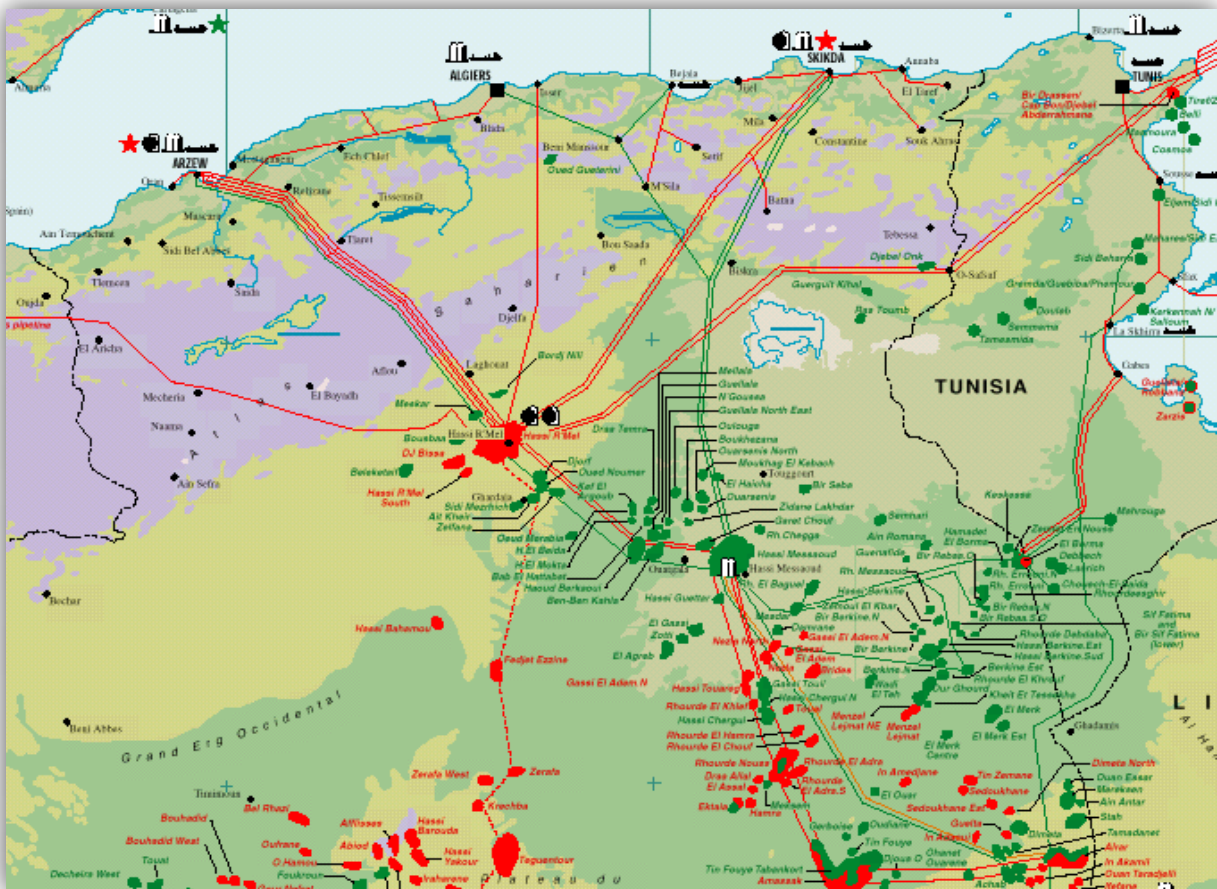


Figure (II.1) : La Situation géographique.

## II-2. Historique et Développement du champ de Hassi R'mel :

Les études du gisement ont prouvé que le réservoir contenait du gaz, du condensât et du GPL, les richesses initiales étaient de 200 g/m<sup>3</sup> pour le condensât et de 80 g/m<sup>3</sup> pour le GPL.

D'autres études ont mis en évidence la présence du pétrole brut tout au tour du gisement, mais plus particulièrement dans les parties « Est » et « Sud » du champ. On parle ainsi de présence d'anneau d'huile (pétrole brut).

Dans le champ de Hassi R'mel, le premier puits HR1 a été foré en 1956 sous le sommet de l'anticlinale que constitue le gisement de Hassi R'mel. Ce puits a mis en évidence la présence de gaz riche en condensât dans le trias gréseux à une pression de 310 atm et une température de 90°C, la profondeur atteinte est de 2332 m qui révéla la présence d'un réservoir de gaz humide.

Pendant la période de 1957 à 1960, furent forés huit puits (HR2, HR3, HR4, HR5, HR6, HR7, HR8, HR9), qui ont mis à jour l'existence de trois réservoirs (A, B, C).

Le développement du champ de Hassi R'mel est étroitement lié au développement de l'industrie du gaz dans le monde et les importantes réserves recelées par ce gisement, plus de 2800 milliards de m<sup>3</sup> ont constitué un atout important pour lancer une politique d'industrie gazière de grande envergure pour le pays. Trois étapes importantes ont marqué le développement du champ de Hassi R'mel.

### 1. Première étape :

- 1961 : La réalisation d'une petite unité de traitement du gaz à 1.3 milliards de m<sup>3</sup> par an, cette réalisation a coïncidé avec la construction de la première usine de liquéfaction de gaz en 1964.

- 1969 : Cette capacité est portée à 4 milliards de m<sup>3</sup> par an.

### 2. Deuxième étape :

La capacité de traitement de gaz du champ de Hassi R'mel atteint 14 milliards de m<sup>3</sup> par an après la nationalisation des hydrocarbures en 1971.



### 3. Troisième étape :

Cette période a permis de concrétiser un plan de développement qui concerne l'ensemble du champ en mesure de répondre aux besoins énergétiques du pays ainsi qu'aux besoins de nos partenaires.

Ce plan a permis de doter Hassi R'mel d'un modèle d'exploitation en mesure d'optimiser la récupération de différents produits.

La capacité de traitement a été portée à 94 milliards de m<sup>3</sup> par an avec :

- La réalisation de 4 complexes de traitement de 20 milliards de m<sup>3</sup> par an.
- Le forage de 150 puits producteurs.
- Le forage de 52 puits injecteurs.
- La réalisation de deux stations de réinjection de gaz d'une capacité unitaire de 30 milliards de m<sup>3</sup> par an.

### II-3. Exploitation du champ de Hassi R'mel

La forme géométrique, la nature de l'effluent et l'homogénéité du réservoir du champ de Hassi R'mel ont conduit au choix d'un schéma d'exploitation alterne comportant trois zones de production (nord, centre et sud) ; intercalées par deux stations de compression et de réinjection du gaz.

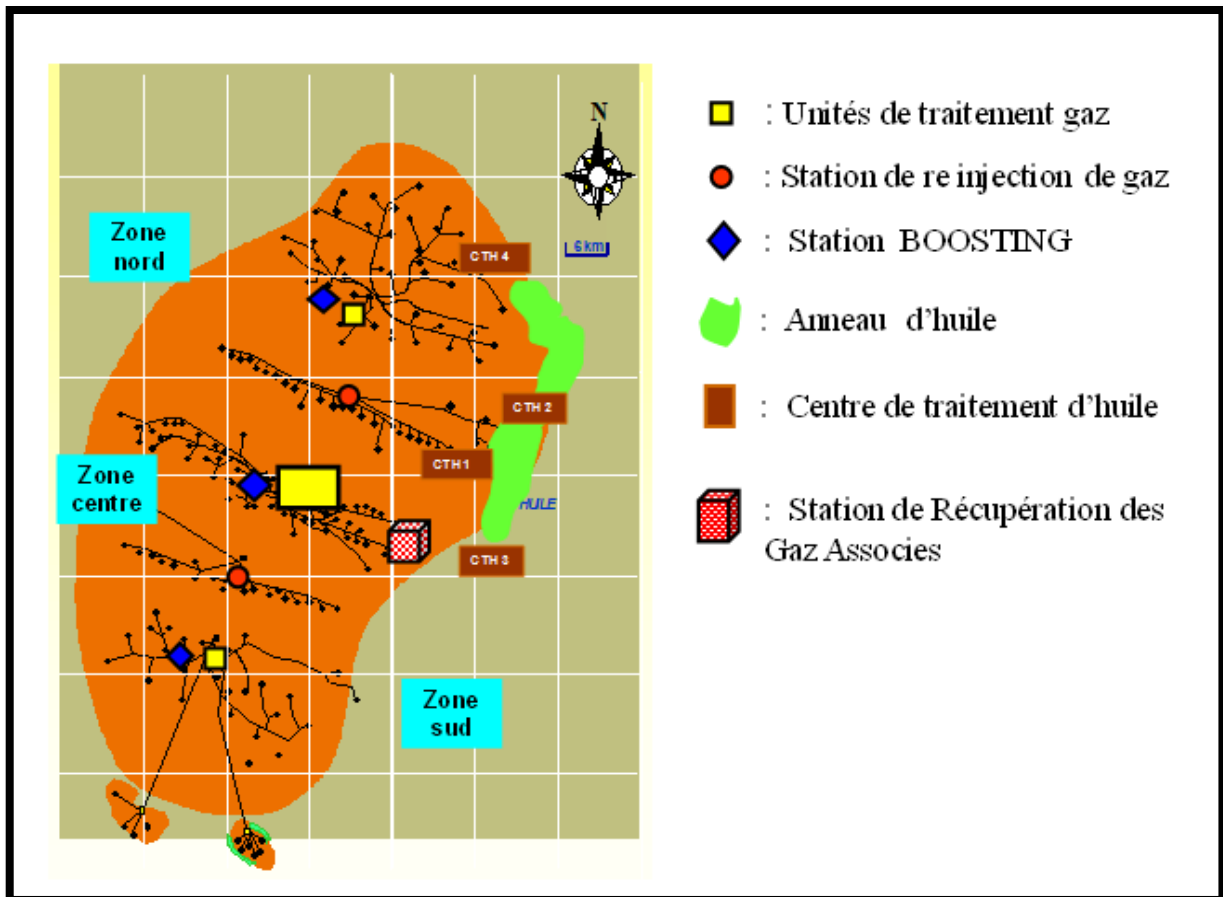


Figure (II.3) :L'exploitation du champ de Hassi R'mel

A- Module : C'est le diminutif de « Module Processing Plant » qui désigne une unité de traitement. Il est constitué d'un ensemble d'équipements conçus et réalisés pour permettre un traitement spécifique du gaz, condensat et GPL, conformément à un procédé approprié et répondant aux spécifications commerciales.

Cinq modules sont implantés à Hassi R'mel. Quatre ont une capacité unitaire de 60 millions de Sm<sup>3</sup>/jour. Le cinquième est le module « 0 » qui a une capacité de 30 millions/jour.

Un sixième module dessert le petit gisement de « Djebel Bissa », en rapport avec sa capacité modeste de 6 millions de m<sup>3</sup>/jour. Il est désigné par l'appellation de centre de traitement de gaz.

Les modules de traitement de gaz sont reliés pour le stockage des liquides au centre de stockage CSTF.

**B-** Stockage et Transfert des Hydrocarbures : Tout le condensat et le GPL produits par les différents modules sont acheminés vers le CSTF : « Central Storage and Transfer Facilities » qui est un centre de stockage et transfert des hydrocarbures liquides se trouvant dans la zone centrale de Hassi R'mel.

Ils y subissent une dernière décantation pour les débarrasser des éventuelles quantités d'eau résiduelles, avant de les expédier à travers un système de comptage vers Arzew au moyen d'un Oléoduc de 28 pouces pour le condensat et 24 pouces pour le GPL

**C-** CNDG (Le Centre National de Dispatching Gaz) : Il est constitué d'un ensemble d'installations « pipelines, vannes automatiques, équipements de régulation, équipements de comptage...etc. » commandées à partir d'une salle de contrôle et qui permettent la récupération de tout le gaz produit dans le sud Algérien et à Hassi R'mel et sa répartition vers les différents destinataires.

- Les centrales de production d'électricité.
- Les usines de liquéfaction du GN à Arzew et Skikda.
- Les gazoducs desservant l'Italie via la Tunisie
- Les gazoducs desservant l'Espagne via le Maroc
- Les stations de compression et de réinjection de gaz dans les gisements de Hassi R'Mel.
- La consommation domestique et industrielle du pays

**D-** Station Boosting : L'historique de production montre une baisse de pression du gisement conformément au programme de soutirage.

Les unités de traitement de gaz sont conçues pour fonctionner à une pression minimale de 100 bars à l'entrée. Tenant compte de ces deux paramètres, le Boosting est une nécessité incontournable.

Compte tenu du profil de soutirage considéré, l'échéance Boosting a été repoussée à 2003, moyennant les actions suivantes :

- Forage de puits additionnels,
- Mise en exploitation du collecteur W8 sur le Module 3, 4
- Modification sur le réseau de collecte existant.

Le projet consiste en la réalisation de :

- Un forage de 59 puits répartis sur les trois zones: Centre, Nord et Sud. Ce chiffre 59 a été optimisé par modèle.
- Un nouveau réseau de collectes et la modification du réseau de collectes existant pour le rendre compatible avec les nouveaux paramètres de service des modules à partir de l'année 2003.
- Trois stations Boosting implantées au niveau du Module 2, du Module 3 et de la zone centrale regroupant les Modules 0, 1 et 4.

**E-** La station compression : Le but de réinjection du gaz sec au niveau du gisement pour le maintien de pression afin de récupérer le maximum des liquides (GPL et condensat). La capacité de réinjections de chaque unité des deux stations de compressions nord et sud est de 90 millions standard de m<sup>3</sup>/jour. [2]

#### **II-4. Technique de traitement du gaz naturel:**

##### **II-4.1. procédé HUDSON:**

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par une série de détentes complétées d'une détente à travers une machine appelée «Joule Thomson» qui permet d'atteindre un niveau de température de -18°C puis par «Turbo-Expander» pour atteindre une température jusqu'à -38°C.

Le procédé Hudson est très performant car il permet une grande récupération des hydrocarbures liquides.

##### **II-4.2. procédé PRITCHARD :**

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par détente avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant pour atteindre en fin de cycle une température voisine de -23°C.

## II-5. Spécification du gaz brut de Hassi R'mel:

Tableau (II.5) : Les spécifications du gaz brut de Hassi R'mel.

Composants	% mol
N2	5,56
CO2	0,20
CH4	78,36
C2H6	7,42
C3H8	2,88
i-C4H10	0,62
n-C4H10	1,10
i-C5H12	0,36
n-C5H12	0,48
C6H14	0,59
C7H16	0,56
C8H18	0,45
C9H20	0,37
C10H22	0,27
C11H24	0,21
C12 plus	0,57
Total	100,00

## II-6. Description générale de l'usine MPP III

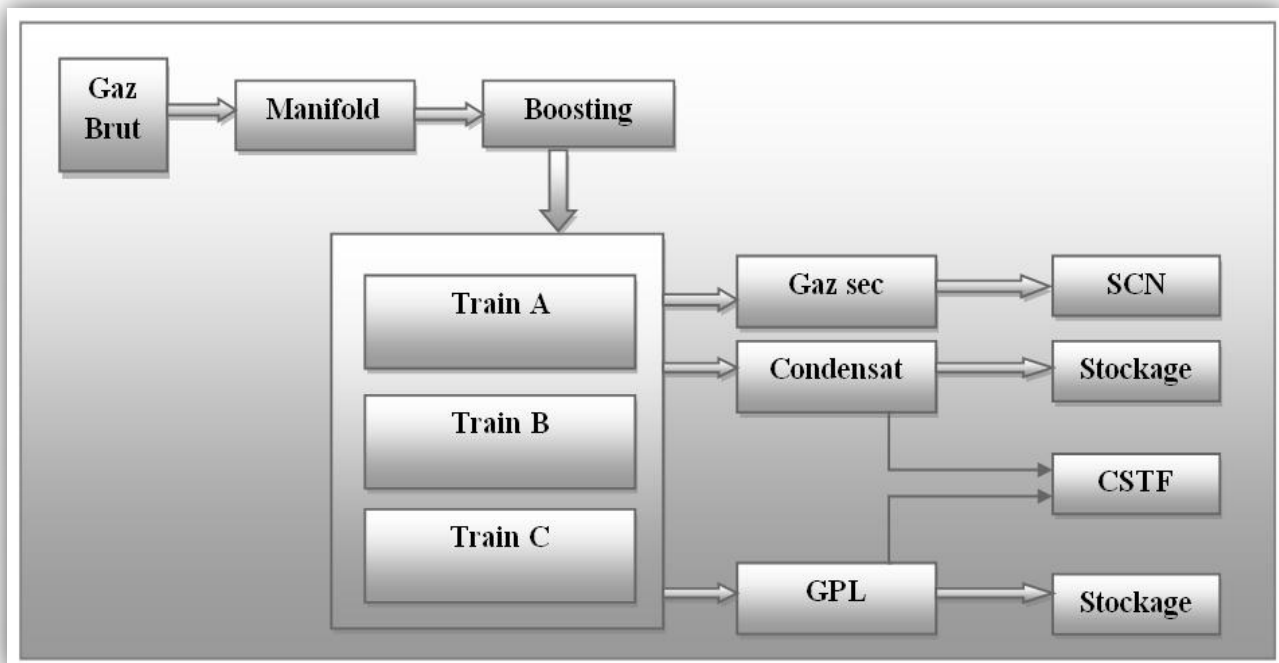


Figure II.3 : Schéma générale du module

## II-6.1.Introduction

L'usine MPPIII est un ensemble d'installations qui permettent de récupérer les hydrocarbures lourds (GPL et Condensât) des gaz bruts recueillis à partir de nombreux puits et de produire des gaz traités (gaz de vente ou gaz de réinjections).

Le MPPIII (Modul Processing Plant) se compose de trois trains, chaque train comporte les mêmes appareillages de process et sont de même capacité. Ce module assure une production journalière de :

- $60 \times 10^6$  m<sup>3</sup>/jour de gaz traitée. (Toute fois, il est prévu  $65 \cdot 10^6$  Sm<sup>3</sup> /jour).
- 1709 tonnes /jour de condensât.
- 4200 tonnes /jour de GPL.
- 215 tonnes/jour de butane

Les hydrocarbures liquides récupérés en GPL et Condensât s'écoulent vers les installations centrales de stockage et de transfert (CSTF). On distingue aussi dans ce module deux types de fonctionnement :

- ✓ Le fonctionnement normal qui se présente en fonction de la pression d'entrée du gaz brut et de pression de sortie du gaz traité
- ✓ Le fonctionnement spécial qui se présente dans le cas où un ou plusieurs des principaux appareillages sont à l'arrêt.

## II-6.2. Spécifications des produits finis :

### II-6.2-1. Spécifications des produits finis :

L'usine en exploitation normale permet d'obtenir les produits dont les spécifications sont les suivantes :

#### II-6.2-1.1. Spécifications du gaz de vente :

- ✓ Point de rosée : - 6°C (max) à 80,5 Kg/cm<sup>2</sup> G.
- ✓ Teneur en eau: 50 ppm en volume (Max).
- ✓ Pouvoir calorifique supérieur : 9350~9450 k cal/m<sup>3</sup> :( à 15°C ,1atm)
- ✓ Densité : 0.676~0.680
- ✓ Teneur en C<sub>5</sub><sup>+</sup> : 0,5 % molaire (max).

#### II-6.2-1.2. Spécifications du GPL :

- ✓ Teneur en C<sub>2</sub><sup>-</sup> : 3 % molaire (max).
- ✓ Teneur en C<sub>5</sub><sup>+</sup> : 0,5 % molaire (max).
- ✓ Densité : 0.540~0.547

#### II-6.2-1.3. Spécification du Condensât :

- ✓ Tension de vapeur Reid (TVR) :10 Psia (max).
- ✓ La densité : 0,7040. [1]

### II-6.3. Description du procédé :

Le gaz d'alimentation provenant des puits producteurs à 81.5 Kg/cm<sup>2</sup>G et 60 °C, pénètre dans les installations sous forme d'un mélange triphasique (gaz, condensât et H<sub>2</sub>O).

Il est envoyé via le collecteur d'entrée de la section de Boosting vers chaque unité de Boosting par le passage à travers les ballons de séparation gaz-liquide (D901-A, B/C) qui sert à séparer le liquide en gouttelettes du gaz pour assurer l'exploitation des machines turbocompresseurs.

Le gaz brut comprimé par les compresseurs (K901) de 81.5 Kg/cm<sup>2</sup>G à 112 Kg/cm<sup>2</sup>G après l'élimination des liquides par les ballons d'aspiration (D902) de (K901)

Le gaz brut sort à 112 Kg/cm<sup>2</sup>G et 75 °C alimente une batterie d'aéroréfrigérants (E901) qui le refroidit de 75 °C à 60 °C avant de passer à travers un diffuseur pour être distribué d'une manière égale aux trois trains parallèles de séparation de condensât – gaz.

Le gaz à 112 Kg/cm<sup>2</sup>G et 60 °C alimente la batterie d'aéroréfrigérants qui le refroidit de 60 °C à 40 °C, le mélange refroidit est récupéré dans un ballon haute pression (D101).

L'eau récupérée au niveau du ballon est évacuée vers le puisard.

Le gaz à 112 Kg/cm<sup>2</sup>g et une température de 40 °C est refroidit dans la batterie d'échangeurs de chaleur (E102-A/B...F), (E103-A/B) de 40 °C à -6 °C puis subit une détente isenthalpique dans une vanne « Joule Thomson » de (112 Kg/cm<sup>2</sup>G, - 6 °C) à (100Kg/ cm<sup>2</sup>G, - 15 °C).

Le mélange biphasique est récupéré dans un ballon (D102) où les hydrocarbures liquides et gazeux sont séparés.

Le gaz en tête du ballon (D102) subit une détente isentropique à travers une machine dynamique appelée Turbo – Expander (K101).

Le mélange ainsi obtenu (64 Kg/cm<sup>2</sup>G, -35 °C) est récupéré dans un ballon (D103) où il sera réchauffé dans une batterie d'échangeurs (E102) de -35°C à +30 °C, puis comprimé par le compresseur (K101) de (64 Kg/cm<sup>2</sup>G à 72 Kg/cm<sup>2</sup>G) et (+30 °C à 40 °C). Le gaz sec obtenu alimente la pipe «42"pouces» de gaz de vente.



Pour éviter la formation des hydrates aux niveaux des échangeurs à basse température, une solution de mono éthylène glycol (MEG) à 80 % est injectée dans la plaque tubulaire d'entrée de chaque échangeur.

Le liquide ( $C_5^+$ ) récupéré au niveau des ballons HP : (D901, D101) subit un flash de 112 Kg/cm<sup>2</sup>G, (60 °C et 40 °C) à (32 °C et 30 °C) dans un ballon MP (D105), le liquide sortant de ce ballon est réchauffé dans un échangeur liquide – liquide (E104) de 35 °C à 125 °C et constitue ainsi l'alimentation chaude de la colonne de distillation appelé déethaniseur (C101).

Le liquide récupéré au niveau des ballons (D102) et (D103) est flashé dans le ballon MP (D104) à 36 Kg/cm<sup>2</sup>G et - 42 °C.

Le liquide froid sortant du ballon (D104) refroidit les vapeurs de tête de la colonne C101 à travers un échangeur liquide – gaz (E106), et se réchauffe de - 40 °C à - 25 °C, et constitue ainsi l'alimentation froide de (C101). Les vapeurs de tête de (C101) sont condensées et récupérées au niveau du ballon de reflux (D107).

Les gaz froids sortant de (D107) et (D104) sont mélanges et réchauffés de - 38°C à 40 °C à travers un échangeur gaz – gaz (E103-A/B), puis envoyés vers le compresseur (K002) pour être comprimés jusqu'à 74Kg/cm<sup>2</sup>G et injectés dans le pipe contenant le gaz de vente.

La partie liquide soutirée de la colonne de la rectification (C101) est introduite dans le débutaniseur (C102). Le GPL sort en tête de colonne et refroidit dans la batterie des aéroréfrigérants (E108) de 65 °C à 48 °C.

Une partie de ce GPL sert de reflux froid pour la colonne (C102), tandis que la deuxième partie est envoyée vers CSTF pour commercialisation et vers une unité de dépropanisation pour l'extraction du butane destiné à la commercialisation.

Le condensât ( $C_5^+$ ) stabilisé est récupéré en fond de colonne à 14 Kg/cm<sup>2</sup>G et 185 °C préchauffe la charge du déethaniseur (E104) et circule vers le système de dégazage à travers le refroidisseur de condensât (E107) de 82 °C à 35 °C.

Après dégazage le condensât produit s'écoule par le pipeline vers CSTF s'il répond aux spécifications (On Spec), dans le cas où il ne répond pas aux spécifications (Off Spec) il est envoyé vers les bacs (T001 A/B). [5]

### III.GÉNÉRALITÉS SUR LE GAZ DE PÉTROLE LIQUÉFIE (GPL)

#### III-1.Définition :

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

- Pression relevée à la température ambiante.
- Pression atmosphérique et basse température.
- Pression modérée et température pas tellement basse.

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**. [9]

#### III-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.

#### III-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.

- **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 a une tension de vapeur à  $20^{\circ}\text{C}$  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  $-0.6^{\circ}\text{C}$  et celle du propane est de  $-40^{\circ}\text{C}$ .
- **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 inférieure 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.
- **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.
- **Pouvoir calorifique supérieur : (KCal / Nm<sup>3</sup>)**
  - $P_{CS (ic4)} = 29460.$
  - $P_{CS (c3)} = 22506.$
  - $P_{CS (nc4)} = 29622.$

#### III-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<sub>C</sub> (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.

### III-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<sub>C</sub> 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.

### III-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%).

### III-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 dû 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 .

### III-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.

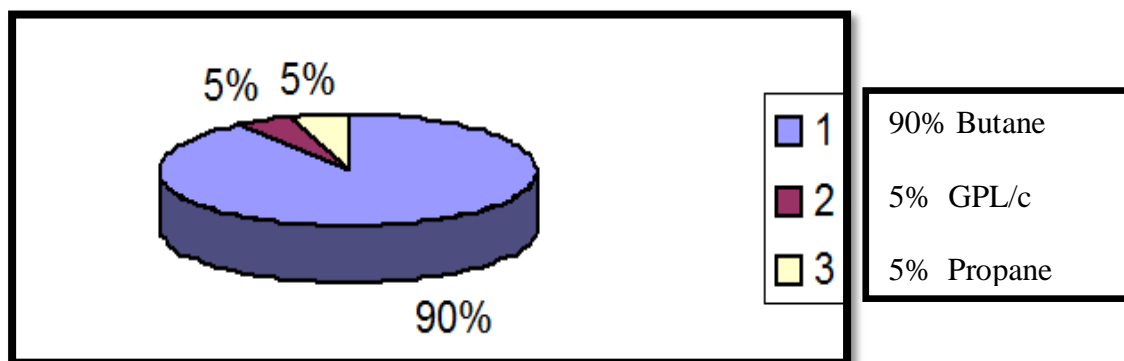
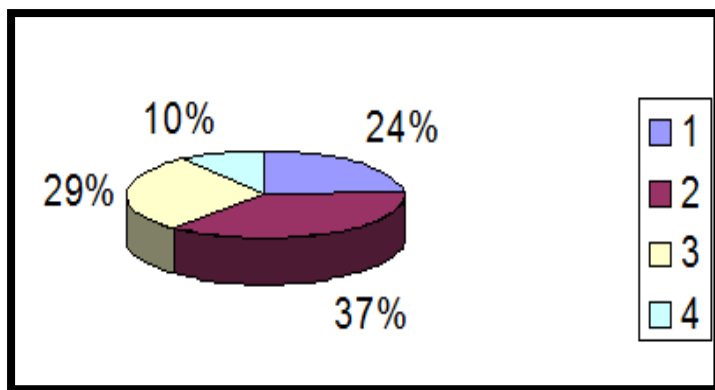


Figure (III-6.2.1) : La demande nationale des GPL.



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 (III-6.2.2) : Répartition de la demande du

### III-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**. [7]

Tableau (III-7) : 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	-	-

**IV.LA RÉCTIFICATION :****IV-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.

**IV-2. Définition de la rectification :**

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituants pratiquement purs de compositions dérivées, et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé « **colonne de rectification** ».

La rectification est une distillation fractionnée, autrement dit qualitative, et cette augmentation de qualité par rapport à la distillation est due au placement soit des plateaux, soit des garnissages à l'intérieur de la colonne, par conséquent il y'a augmentation de la surface de contact qui implique l'augmentation du degré de pureté.

**IV-3. Colonne de rectification :**

La colonne de rectification est une capacité cylindrique de hauteur et de diamètre variable, formé d'une virole et de deux fonds. L'intérieur est divisé en compartiments horizontaux appelés plateaux. Généralement la colonne peut atteindre près de **50m** de hauteur et **6m** de diamètre .Elle est montée verticalement et repose sur des pieds ou une jupe.

**IV-3.1. Description et fonctionnement :**

La colonne de rectification est un appareil qui sépare un mélange en deux ou plusieurs produits qui sont soit des corps purs, soit des mélanges comportant moins de constituants que le mélange initial.

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (virole) qui renferme des dispositifs permettant d'assurer un contact intime entre les flux liquide et gazeux qui les traversent à contre-courant. Ce sont des plateaux ou des garnissages.

- **Zone de flash :** la partie de la colonne où s'effectue l'alimentation.
- **Zone de rectification :** elle se trouve au dessus de la zone de flash, son rôle est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée.
- **Zone d'épuisement :** elle se trouve au dessous de la zone de flash, son rôle est de récupérer les éléments volatils entraînés par liquide.

La colonne de rectification est munie **toujours** d'un **rebouilleur** et d'un **condenseur partiel**.

**Rôle du condenseur :** A l'aide du condenseur partiel on enlève au sommet de la colonne une quantité du condensat qui est renvoyé dans la colonne en qualité de « **reflux froid** » qui ajuste la température en tête de colonne à la valeur choisie.

**Rôle du rebouilleur :** A l'aide du rebouilleur on apporte une quantité de chaleur, et c'est dans le rebouilleur que le liquide provenant du plateau inférieur se vaporise partiellement.

La vapeur obtenue retourne dans la colonne en qualité de « **reflux chaud** » et le résidu quitte l'appareil.

- La quantité de matière échangée dépend de :
  - Concentration initial et finale.
  - Pressions partielles.
  - Surface de l'élément (plateau).
  - Nature de l'écoulement (vitesse).



Le fonctionnement normal de la colonne de rectification pour l'obtention d'un **distillat**, et d'un **résidu** avec des compositions voulues dépend principalement de l'état de la charge et par conséquent, du lieu d'alimentation.

- La charge peut être envoyée dans la colonne à :
  - Etat **liquide** :  $\bar{e} = 0$ .
  - Etat **vapeur** :  $\bar{e} = 1$ .
  - Etat **liquide-vapeur** :  $0 < \bar{e} < 1$ . [3]

**Remarque** : Si la charge est à l'état liquide, l'alimentation doit se faire dans la partie supérieure de la colonne. Et si elle est à l'état liquide-vapeur, l'alimentation se fait dans la partie médiane de la colonne.

#### IV-4. Types de colonnes de rectification :

On distingue deux types de colonnes selon leurs plateaux :

- Colonne à plateaux.
- Colonne à garnissage.

##### IV-4.1. Colonnes à plateaux :

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact intime de ces deux phases circulant à contre-courant. Ce contact s'effectue en discontinu sur des plateaux. Les paramètres (T, P) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre ; sont fonction des bilans massiques et thermiques et des équations d'équilibres.

**Classification des plateaux** : On peut classer plusieurs types de plateaux :

1. Plateau perforé à déversoirs (seive **tray**).
2. Plateau sans déversoir.
3. Plateau à calottes (bubble **cap tray**).
4. Plateau (**Uniflux**).
5. Plateau à clapets (valve **tray**).
6. Plateau à jet directionnel (jet **tray**).

- **Plateau à clapets (valve tray) :**

Il constitue un compromis entre les deux types précédents , c'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets , la hauteur de soulèvement de ce dernier est fonction de la vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide , Exactly comme aux fentes des calottes , dans les marques « Flexitray » et « Ballast tray » , le clapet peut être taré à convenance en fonction du débit vapeur .

Il semble probable que les plateaux à clapets se substitueront progressivement aux plateaux à calottes car leur performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible, l'usage dira si un système dynamique a la même longévité qu'un système statique.

#### IV-4.2.Colonnes à garnissage :

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent un contre-courant continu. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides. On emploie comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché. Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, distribution du liquide et du gaz et faibles pertes de charges.

Les garnissages utilisés dans l'industrie sont de type « **RASHIG** » qui est des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur.

- **Avantage :**

- Prix moins élevé.
- Faible perte de charge.
- Rétention peu importante.

- **Inconvénients :**

- Faible flexibilité. [9]

IV-5. Bilan matière de la colonne :

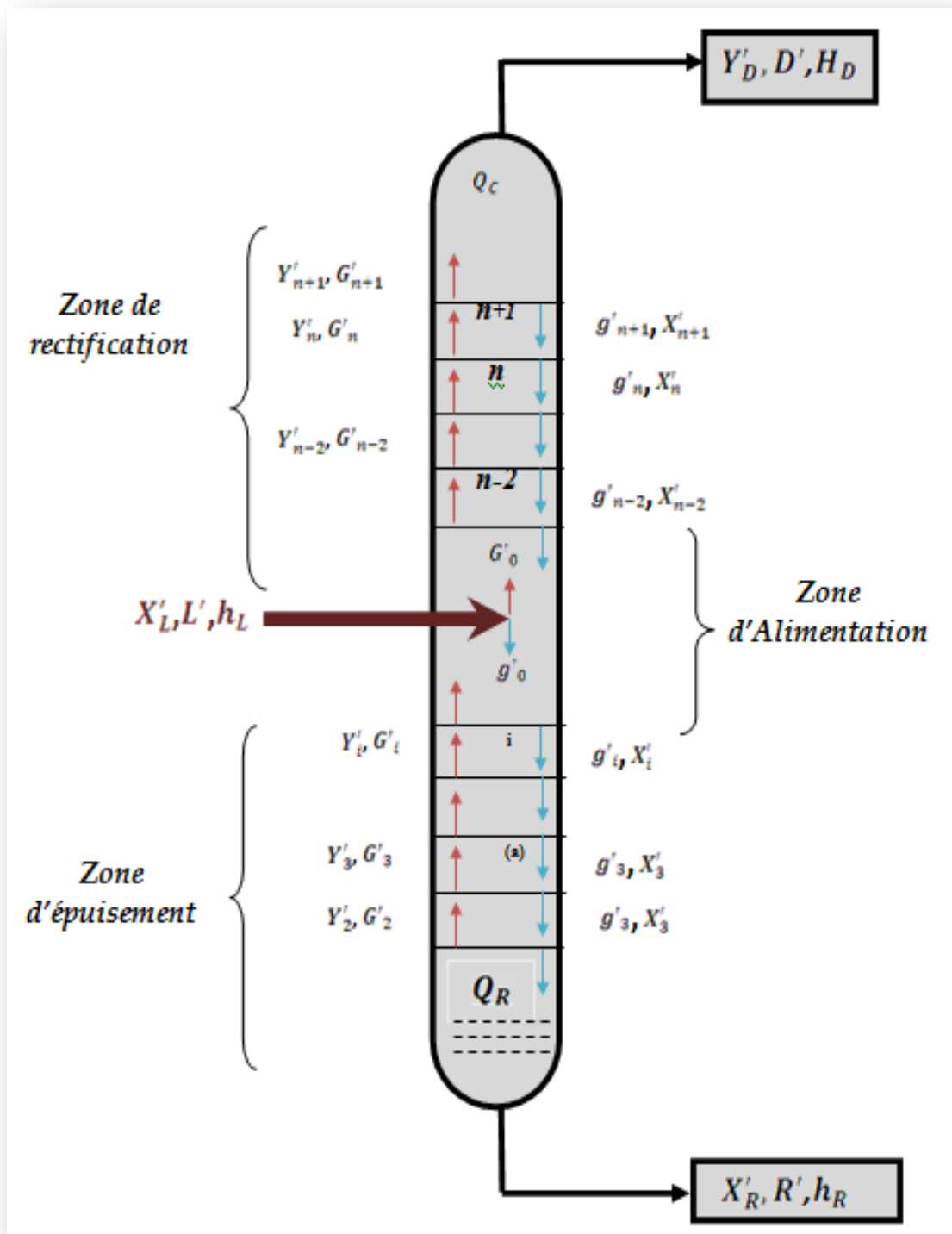


Figure (IV-5) : Schéma de la colonne de rectification.

- Bilan matière global :

$$L = D + R \quad \text{----- (IV-5.1)}$$

- Bilan matière partielle :

$$L X'_{L,i} = D Y'_{D,i} + R X'_{R,i} \quad \text{----- (IV-5.2)}$$

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 IV-5)

#### IV-5.1 Bilan matière de la zone de rectification :

$$G = g + D \quad \text{----- (IV-5.3)}$$

$$L Y'_{n,i} = g X'_{n-1,i} + D Y'_{D,i} \quad \text{----- (IV-5.4)}$$

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

$$Y'_{n,i} = m X'_{n-1,i} + (1-m) Y'_{D,i} \quad \text{----- (IV-5.5)}$$

Avec :

$$m = g / G = r_f / (r_f + 1) \quad \text{----- (IV-5.6)}$$

Où :  $r_f$  : est le taux de reflux.

#### IV-5.2 Bilan matière de la zone d'épuisement :

$$g' = G' + R \quad \text{----- (IV-5.7)}$$

$$g' X'_{n+1,i} = G' Y'_{n,i} + R X'_{R,i} \quad \text{----- (IV-5.8)}$$

La résolution de l'équation (IV.5.8) par rapport à  $X_{n+1,i}$ , permet d'obtenir l'équation de concentration de la zone d'épuisement :

$$X'_{n+1,i} = Y'_{n,i}/m' + [(m'-1)/m']X'_{R,i} \quad \text{--- (IV-5.9)}$$

Avec : 
$$m' = g'/G' = (r_b + 1) / r_b \quad \text{--- (IV-5.10)}$$

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.

$$g_m = g_k + g_D = G_K + R \quad \text{--- (IV-5.11)}$$

$$g_m X'_{m,i} = G_K Y'_{K,i} + R X'_{R,i} \quad \text{--- (IV-5.12)}$$

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 :

$$G_m = G_K + G_D = g_k + D \quad \text{--- (IV-5.13)}$$

$$G_m Y'_{m,i} = G_K Y'_{K,i} + G_D X'_{D,i} \quad \text{--- (IV-5.14)}$$

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  $\alpha_i$  qui est le rapport du coefficient d'équilibre de constituant  $i$  à celui d'un constituant de référence  $r$ .

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad \text{--- (IV-5.15)}$$

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

En tenant compte de (IV.5.15), l'équation d'équilibre peut être écrite sous la forme :

$$Y'_i = K_i X'_i = \alpha_i K_r X'_i \quad \text{--- (IV-5.16)}$$

$$X'_i = Y'_i / \alpha_i K_r \quad \text{--- (IV-5.17)}$$

La somme des équations (IV-5.16) et (IV-5.17) nous donne :

$$K_r = 1 / \sum \alpha_i X'_i \quad \text{--- (IV-5.18)}$$

$$K_r = \sum Y'_i / \alpha_i \quad \text{--- (IV-5.19)}$$

$$Y'_i = \alpha_i X'_i / \sum \alpha_i X'_i \quad \text{--- (IV-5.20)}$$

#### IV-6. 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** :

$$\sum (K_i \cdot X'_{D,i}) = 1 \quad \text{--- (IV-6.1)}$$

Les valeurs de la pression sont résumées dans le tableau (IV-6.1)

Tableau (IV-6.1) : Différentes valeurs des pressions dans la colonne de rectification :

		Pression	$\Delta P$ ( 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 :  $\Delta P_1$  : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du conducteur.

$\Delta P_2$  : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

IV-7. 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 (IV-6.2) : 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
De la charge	Vapeur	$\Sigma ( Y'_{L,i} / K_i ) = 1$	3
	Liquide	$\Sigma ( K_i \cdot X'_{L,i} ) = 1$	4
	Liquide	$\Sigma X'_{o,i} = \Sigma X'_{L,i} / 1 + e'( K_i - 1 ) = 1$	5
	- Vapeur		$X'_{o,i} = Y'_{o,i} / K_i$

(1): (IV-7.1) / (2): (IV-7.3) / (3): (IV-7.3) / (4): (IV-7.4) / (5): (IV-7.5) / (6): (IV-7.6)

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 .

**IV-8. Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge :**

Dans le calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquide et vapeur de la charge.

- **Taux de vaporisation :**

$$\bar{e} = G'_o / L$$

- **Taux de condensation :**

$$r'_o = g'_o / L$$

D'où :  $G'_o = \bar{e} \cdot L$  ..... (IV-8.1)

Où :  $g'_o = r'_o \cdot L$  ..... (IV-8.2)

$\bar{e}$ : Taux de vaporisation molaire de la charge.

$r'_o$ : Taux de condensation molaire.

$g'_o$ : Débit molaire de la phase liquide de la charge.

$G'_o$ : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.

**Remarque :**

A une température et une pression donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition de la charge sont déterminés par l'équation de **TREGOUBOV** :

$$\sum X'_{o,i} = \sum \frac{X'_{L,i}}{1 + \bar{e} (K_i - 1)} = 1$$
 ..... (IV-8.3)

Avec :  $\bar{e} + r'_o = 1$  ..... (IV-8.4)



**IV-9. Fonctionnement d'une colonne à reflux minimal :**

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d'UNDERWOOD :

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum Y'_{D,i} / \alpha_{i,L} - \varphi \quad \text{--- (IV-9.1)}$$

Où :

$$- (r_b)_{\min} = \sum \alpha_{i,L} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{i,L} - \varphi \quad \text{--- (IV-9.2)}$$

$\alpha_{i,L}$  : Coefficient de volatilité d'un constituant  $i$  par rapport au constituant clé lourd déterminé à la température d'entrée de la charge .

$\varphi$  : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives

$\bar{e}$  : Taux de vaporisation molaire de la charge.

- Autre formule déterminé  $(r_b)_{\min}$

$$(r_b)_{\min} = \frac{D(r_f)_{\min} / L + (1 - \bar{e}) \cdot R / L}{R / L} \quad \text{--- (IV-9.3)}$$

**IV-10. Taux de reflux optimal :**

A partir du taux de reflux opératoire choisi, l'étude du procédé de rectification montre qu'à chaque valeur du taux de reflux, correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît. Pour cela on utilise la formule proposée par GILLILAND. [6]

$$\frac{(r_f)_{op} - (r_f)_{\min}}{(r_f)_{op} + 1} = 0.1 \text{ à } 0.3 \quad \text{--- (IV-10.1)}$$

Pour le rapport , on aura :

$$(r_b)_{op} = 1.3(r_f)_{\min} + 0.30$$

## V. DESCRIPTION DE LA SECTION DU DEPROPANISATION :

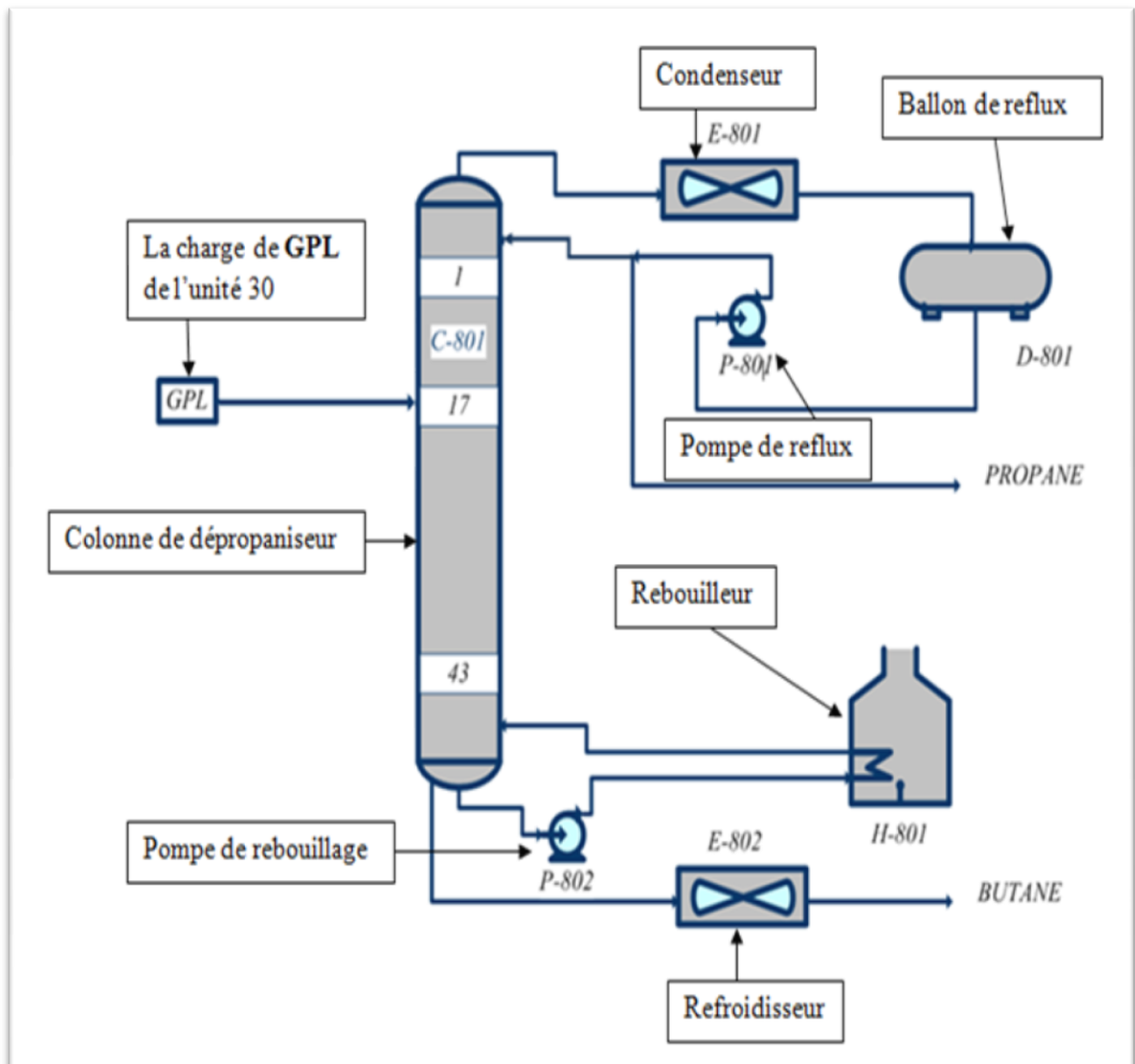


Figure (V) : Schéma générale de la section de dépropaniseur (l'unité 38)

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 V).

**V-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

**V-2.Description des installations**

Les installations de Dépropanisation sont constituées des unités suivantes

- Section dépropaniseur
- 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.

**V-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 :

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

- Rebouilleur du dépropaniseur (38 H-801).
- Pompes des produits dans le fond du dépropaniseur (38 P-802A/B).
- 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  $55^\circ\text{c}$  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).

#### **V-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. [1]

## VI - PARTIE CALCUL

## V1-1 : 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 (VI-1.1))

**Tableau (VI-1.1) : Composition molaire de l'alimentation.**

Constituant	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
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  $27^\circ\text{C}$

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

- Teneur en C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> dans le résidu (butane commercial) : **9,27%**
- Teneur de iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub> dans le distillat (propane commercial) : **0.01%**

## V1-2.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.

4-On calcul le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases liquides et vapeurs de la charge à l'entrée de la colonne.

5-Pour le fonctionnement à reflux total, on vérifie la justesse du choix des constituants distribués.

6-Pour le taux de reflux minimal et le taux de rebouillage minimal.

6-a-Pour le taux de reflux opératoire (optimal) on calcul la zone de rectification

6-b-pour le taux de rebouillage opératoire on calcul la zone d'épuisement.

7-Après avoir calculé la zone d'alimentation, on établit définitivement le nombre de plateaux théorique dans les zones de rectification et d'épuisement de la colonne.

Tableau (VI-2.1) : 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 <sub>4</sub>	16	0.0048	0.0768	0.00156	26.0625	<b>1.6289</b>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0.0091	0.273	0.0055	95.5625	<b>3.1854</b>
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0.5952	26.188	0.5321	9245.2375	<b>210.119</b>
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0.1475	8.555	0.1738	3019.775	<b>52.065</b>
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0.2434	14.1172	0.2868	4983.15	<b>85.9163</b>
Total	-	<b>1</b>	<b>49.21</b>	<b>1</b>	<b>17375</b>	<b>353.07</b>

**V1-2.1.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:**

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

$$G'_i = G / M_i \text{ (d'un constituant)}$$

**1-c-Concentration massique :**

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

## V1-2.2.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 :

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

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

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

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

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

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

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

On a :

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

Donc :

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

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

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

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

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

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 (VI-2.2) : La composition des constituants.**

Constituant	Charge		Distillat		Résidu	
	X'li	L.X'li	Y'Di	D.Y'Di	X'Ri	R.X'Ri
C <sub>1</sub>	0.0048	1.6947	0.0084	1.688	0	<b>0</b>
C <sub>2</sub>	0.0091	3.2130	0.016	3.2152	0	<b>0</b>
C <sub>3</sub>	0.5952	210.1472	0.9755	196.0462	0.1387	<b>14.1006</b>
iC <sub>4</sub>	0.1475	52.0778	0.0001	0.02	0.3314	<b>52.0486</b>
nC <sub>4</sub>	0.2434	85.9372	0	0	0.5295	<b>85.94.21</b>
Total	<b>1</b>	<b>353.07</b>	1	200.97	<b>1</b>	<b>152.1</b>

**V1-2.3. 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) (Figure III-1.8, Annexe), et par approximation successive on trouve :

$$T_b = 45^\circ\text{C} \text{ (température da le ballon)}$$

**Tableau (VI-2.3.1) : 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 <sub>1</sub>	0.0084	10.1	<b>0.0848</b>
C <sub>2</sub>	0.016	2.25	<b>0 .0368</b>
C <sub>3</sub>	0.9755	0.9	<b>0.878</b>
iC <sub>4</sub>	0.0001	4.2	<b>0.0004</b>
nC <sub>4</sub>	0	-	<b>0</b>
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>-</b>	<b>1</b>

**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 a l'aide du diagramme (Sheibel & Jenny)

$$\text{On trouve : } T_s = \mathbf{51.5^\circ\text{C}}$$

Tableau (VI-2.3.2) : 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	$Y'_{Di}/K_i$
<b>C<sub>1</sub></b>	0.0084	11	<b>0.0007</b>
<b>C<sub>2</sub></b>	0.016	2.6	<b>0.0061</b>
<b>C<sub>3</sub></b>	0.9755	0.985	<b>0.9903</b>
<b>iC<sub>4</sub></b>	0.0001	0.49	<b>0.0002</b>
<b>nC<sub>4</sub></b>	0	0.38	<b>0</b>
Total	<b>1</b>	-	<b>1</b>

### 3. 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 (VI-2.3.3) : Les coefficients d'équilibre à 18.9 bar et 96°C.

Constituant	$X'_{Ri}$	$K_i$ à 18.9 bar et 96°C	$X'_{Ri} \cdot K_i$
<b>C<sub>1</sub></b>	0	-	<b>0</b>
<b>C<sub>2</sub></b>	0	-	<b>0</b>
<b>C<sub>3</sub></b>	0.0927	1.8	<b>0.1668</b>
<b>iC<sub>4</sub></b>	0.3422	1	<b>0.3422</b>
<b>nC<sub>4</sub></b>	0.565	0.87	<b>0.4915</b>
Total	<b>1</b>	-	<b>1.0005</b>

#### 4. 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 (VI-2.3.4) : 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 <sub>1</sub>	0.0048	12.25	<b>0.0588</b>
C <sub>2</sub>	0.0091	3	<b>0.0273</b>
C <sub>3</sub>	0.5952	1.18	<b>0.7023</b>
iC <sub>4</sub>	0.1475	0.62	<b>0.0914</b>
nC <sub>4</sub>	0.2434	0.48	<b>0.1168</b>
Total	<b>1</b>	-	<b>1</b>

#### V1-2.4.Calcul de la volatilité relative des constituants aux différences niveaux de la colonne:

On se base sur les formules

$$\alpha_i = K_i / K_{ref}$$

$K_i$  : coefficient d'équilibre du constituant i

$K_{ref}$  : coefficient d'équilibre du constituant de référence, dans notre cas le iC<sub>4</sub> C'est à- dire le constituant clé lourd, les valeurs moyennes des volatilités relatives des les zones rectification et d'épuisement sont déterminées par les formules suivantes :

1-Pour la zone de rectification :  $\alpha_{Dim} = 0.5 (\alpha_{Li} + \alpha_{Di})$

2-Pour la zone d'épuisement :  $\alpha_{Rim} = 0.5 (\alpha_{Li} + \alpha_{Ri})$

**Tableau (VI-2.4.1) : la volatilité relative des constituants aux différences niveaux de la colonne:**

Constituant	Zone d'alimentation		Zone de rectification			Zone d'épuisement		
	$K_i$	$\alpha_{Li}$	$K_i$	$\alpha_{Di}$	$\alpha_{Dim}$	$K_i$	$\alpha_{Ri}$	$\alpha_{Rim}$
C <sub>1</sub>	12.25	19.758	11	22.449	21.1035	15	15	<b>17.379</b>
C <sub>2</sub>	3	4.8387	2.6	5.3061	5.0724	5.8	5.8	<b>5.3193</b>
C <sub>3</sub>	1.18	2.9032	0.985	2.0102	2.4567	1.8	1.8	<b>2.3516</b>
iC <sub>4</sub>	0.62	1	0.49	1	1	1	1	<b>1</b>
nC <sub>4</sub>	<b>0.48</b>	<b>0.7742</b>	<b>0.38</b>	<b>0.7755</b>	<b>0.7748</b>	<b>0.87</b>	<b>0.87</b>	<b>0.8221</b>

### V1-2.5.Taux de vaporisation $\bar{e}$

Taux de vaporisation de l'alimentation et les compositions de ses phases d'équilibre (vapeur et liquide) à l'entrée de la colonne C 801 (P = 18.7 bar et T = 64°C), sont déterminée par approximation successive selon l'équation de TREGOUBOV.

$$\sum X'_{oi} = \sum [X'_{Li}/1+\bar{e} (K_i- 1)]=1$$

$$Y'_{oi} = X'_{oi} \cdot K_i$$

$Y'_{oi}$ : concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur.

$X'_{oi}$ : concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide.

$X'_{Li}$ : concentration molaire du constituant (i) dans la charge GPL

**Tableau (VI-2.5.1) : Le taux de vaporisation  $\bar{e}$ .**

Constituant	$X'_{Li}$	$K_i$	$1+\bar{e} (K_i- 1)$	$X'_{Li}/1+\bar{e} (K_i- 1)$	$Y'_{oi}$
C <sub>1</sub>	0.0048	12.25	1.1125	0.0043	<b>0.0526</b>
C <sub>2</sub>	0.0091	3	1.02	0.009	<b>0.027</b>
C <sub>3</sub>	0.5952	1.18	1.0018	0.5941	<b>0.701</b>
iC <sub>4</sub>	0.1475	0.62	0.9962	0.1480	<b>0.0971</b>
nC <sub>4</sub>	0.2434	0.48	0.9948	0.2446	<b>0.1174</b>
Total	<b>1</b>	-	-	-	<b>0.9951</b>

## V1-2.6. Calcul du taux reflux minimal :

Se fait par la formule de ENDERWOOD

$$R_{f \min} = \Phi \sum [Y'_{Di} / (\alpha_{Li} - \Phi)]$$

$\Phi$  : paramètre conventionnel déterminé par approximation successive, d'une manière générale la valeur de  $\Phi$  se trouve dans l'intervalle ( $\alpha_{Li4} \leq \Phi \leq \alpha_{Li3}$ )

Etant respectivement les volatilités des clé- volatile et clé- lourd

$$\alpha_{Li} (\text{clé lourd}) \leq \Phi \leq \alpha_{Li} (\text{clé léger})$$

$$\bar{e} = \sum (X'_{Li} \alpha_{Li}) / (\alpha_{Li} - \Phi) = 0.01$$

Tableau (VI-2.6.1) : Le taux reflux minimal.

Constituant	$X'_{Li}$	$\alpha_{Li}$	$X'_{Li}\alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} - \Phi$	$X'_{Li}\alpha_{Li} / \alpha_{Li} - \Phi$
C <sub>1</sub>	0.0048	19.758	0.0948	18.5246	<b>0.0051</b>
C <sub>2</sub>	0.0091	4.8387	0.044	3.6053	<b>0.0122</b>
C <sub>3</sub>	0.5952	2.9032	1.758	1.6698	<b>1.0348</b>
iC <sub>4</sub>	0.1475	1	0.1475	-0.2334	<b>-0.6319</b>
nC <sub>4</sub>	0.2434	0.7742	0.1884	-0.4592	<b>-0.4102</b>
Total	<b>1</b>	-	-	-	<b>0.01</b>

- On trouve :  $\Phi = 1.2334$

Donc :  $(R_f)_{\min} = \Phi \sum [Y'_{Di} / (\alpha_{Li} - \Phi)]$

$$(R_f)_{\min} = 0.7213$$

- **Le taux de reflux optimal :**

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

$$(R_f)_{\text{opt}} = 1.2377$$

**V1-2.7. Le taux de rebouillage minimal :**

$$(R_b)_{\min} = -\sum (X'_{Ri} \alpha_{Li}) / (\alpha_{Li} - \Phi)$$

$$(R_b)_{\min} = 1.71$$

**▪ Le taux de rebouillage optimal :**

$$(R_b)_{\text{opt}} = [(D/R) (R_f)_{\text{opt}} + (1 - \bar{e}) (L/R) - 1]$$

$$(R_b)_{\text{opt}} = 2.9333$$

**V1-2.8. Calcul de nombre de plateaux théoriques :****a- Dans la zone de rectification** (Méthode approximative de Gilliland) :

Le nombre de plateaux théorique dans la zone de rectification est donné par l'équation suivante:

$$N_{R \min} = \text{Ln} [Y'_{D3} X'_{L4} / Y'_{D4} X'_{L3}] / \text{Ln} (\alpha_{Rm3} / \alpha_{Rmi4})$$

$$N_{R \min} = 8.66$$

On utilise le diagramme de Gilliland qui donne la relation entre le nombre de plateaux théorique et le taux de reflux :

$$(N_R - N_{R \min}) / (N_R + 1) = f [(R_{f \text{opt}} - R_{f \min}) / (R_{f \text{opt}} + 1)]$$

$$(N_R - N_{R \min}) / (N_R + 1) = (R_{f \text{opt}} - R_{f \min}) / (R_{f \text{opt}} + 1)$$

$$(N_R - N_{R \min}) / (N_R + 1) = 0.43 \text{ (à partir de la figure III 1.95, Annexe)}$$

$$\Rightarrow N_R = 16$$

$$\text{Donc : } N_{\text{Réal}} = N_R / \text{Efficacité}$$

$$N_{\text{Réal}} = 16 / 0.60 = 27$$

$$\Rightarrow N_{\text{Réal}} = 27$$

**b- Dans la Zone d'épuisement** (Méthode approximative de Gilliland)

$$N_{E \min} = \text{Ln} [(X'_{L3} X'_{RiC4}) / (X'_{L4} X'_{R3})] / \text{Ln} (\alpha_{Em3} / \alpha_{Emi4})$$

$$N_{E \min} = 3.15$$

Et on a :

$$(N_E - N_{E \min}) / (N_E + 1) = 0.75 [1 - (R_{f \text{ opt}} - R_{f \text{ min}} / R_{f \text{ opt}} + 1)^{0.566}]$$

$$(N_E - N_{E \min}) = 0.42(N_E + 1) \Rightarrow N_E(1 - 0.42) = 0.42 + 3.15$$

$$\Rightarrow N_E = 6.15$$

Donc  $N_{\text{Réal}} = N_R / \text{Efficacité}$

$$N_{\text{Réal}} = 6.15 / 0.60 = 1 \Rightarrow N_{\text{Réal}} = 10$$

➤ Le nombre des plateaux total sera donc :

$$N_T = 37$$



## VII. 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 nouvelle 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. [4]

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

Nous avons inclus un modèle dans logiciel de conception orientée objets HYSYS ;après les différents opérations effectuées à savoir les base 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 a la simulation du cas de fonctionnement selon le cas DESIGN , puis on a effectué une étude comparative des résultats obtenu 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 : [1]

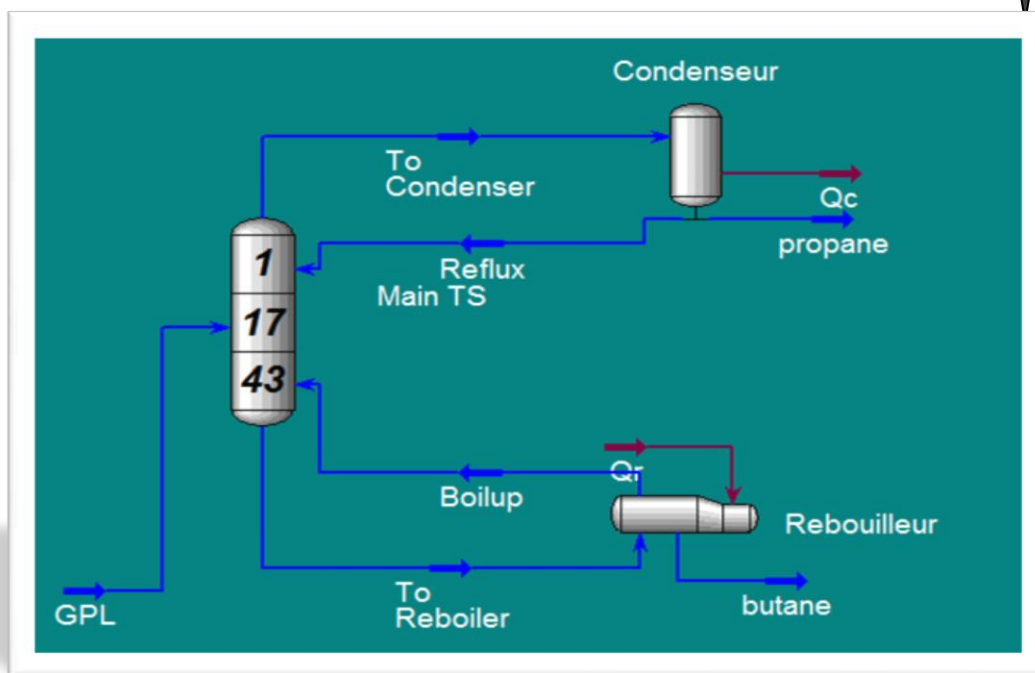


FIGURE (VII-1.1) : Schéma générale de la section de dépropaniseur (l'unité 38) donnés par le logiciel HYSYS.

Tableau (VII-1.1) : Paramètres de la colonne C801 en fonction de la température d'alimentation selon le cas DESIGN.

Paramètres	C801 T = 57,6 °C	T = 0 °C
Nbr de plateaux	43	43
Plateau d'alimentation	17	17
Température d'alimentation [°C]	57.6	0
Pression d'alimentation [bar]	31.51	31.51
Température de condenseur [°C]	56.4	56.1
Température de fond [°C]	110	108.8
Température du rebouilleur [°C]	109	109.9
Pression de condenseur [bar]	20.51	20.51
Pression de rebouilleur [bar]	21.01	21.01
Débit d'alimentation de GPL [Kmol /h]	334.9	334.9
Débit de distillat [Kmol /h]	194.5	193
Débit de résidu [Kmol /h]	140.4	141.9
Taux de reflux	3	3
Q <sub>C</sub> , chaleur à extraire de condenseur [KCal/h]	2.21x10 <sup>6</sup>	2.18x10 <sup>6</sup>
Q <sub>R</sub> , chaleur à du four [KCal/h]	2.53x10 <sup>6</sup>	3.13x10 <sup>6</sup>

Tableau (VII-1.2) : La composition d'alimentation selon le cas DESIGN.

Composition d'alimentation (%)
$C_2^-$ = 1,36
$C_3$ = 56,85
$iC_4$ = 16,38
$nC_4$ = 25,4
$C_5^+$ = 0,01
Total = 100%

Tableau (VII-1.3) : La composition molaire des produits finis d'après le cas DESIGN.

Constituants	T = 0 °C		T = 57,6 °C	
	$C_3$	$C_4$	$C_3$	$C_4$
$C_2^-$	2.36	0	2.34	0
$C_3$	96.43	3.00	95.71	3.00
$iC_4$	0.91	37.43	1.45	37.07
$nC_4$	0.30	59.55	0.5	59.9
$C_5^+$	0	0.02	0	0.02

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.

## VII-2.Simulation du cas design par l'équation de Peng robinson

Les résultats de simulation du cas design selon l'équation de Peng Robinson sont récapitulés dans les tableaux suivants :

**Tableau (VII-2.1) : Compositions molaires des produites finis d'après la simulation du cas design selon l'équation de Peng-Robinson.**

constituants	T = 0 °C		T = 57.6 °C	
	C <sub>3</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>3</sub>	C <sub>4</sub>
C <sub>2</sub>	0.023594	0	0.023417	0
C <sub>3</sub>	0.975542	0.01459	0.975253	0.004989
iC <sub>4</sub>	0.000819	0.385588	0.001261	0.38898
nC <sub>4</sub>	0.000045	0.599586	0.000069	0.605792
C <sub>5</sub> <sup>+</sup>	0	0.000236	0	0.000239

**Tableau (VII-2.2) : Comparaison entre les énergies du cas DESIGN et cette trouvées par la simulation selon l'équation Peng-Robinson.**

Equipements	Condenseur		Rebouilleur	
	T=57.6°C	T=0°C	T=57.6°C	T=0°C
Quantité d'énergie selon le cas DESIGN [Kcal /h]	2.21x10 <sup>6</sup>	2.18x10 <sup>6</sup>	2.53x10 <sup>6</sup>	3.13x10 <sup>6</sup>
Quantité d'énergie selon simulation par HYSYS [Kcal /h]	2.17x10 <sup>6</sup>	2.157x10 <sup>6</sup>	2.483x10 <sup>6</sup>	3.078x10 <sup>6</sup>

**Tableau (VII-2.3) : Les résultats des paramètres simulés du cas DESIGN donnés par le logiciel HYSYS.**

Paramètres	T = 57,6 °C	T = 0 °C
Température d'alimentation [°C]	57.6	0
Pression d'alimentation [bar]	31.51	31.51
Température de sommet [°C]	57.30	57.26
Température de condenseur [°C]	56.12	56.09
Température de fond [°C]	107.5	109.2
Température de rebouilleur [°C]	108.1	110.2
Pression de condenseur [bar]	20.51	20.51
Pression de Rebouilleur [bar]	20.01	21.01
Débit de distillat [Kmol /h]	194.5	193.0
Débit de résidu [Kmol /h]	140.4	141.9
Taux de reflux	3	3
Q <sub>C</sub> condenseur [Kj/h]	2.17x10 <sup>6</sup>	2.157x10 <sup>6</sup>
Q <sub>R</sub> du Rebouilleur	2.483x10 <sup>6</sup>	3.078x10 <sup>6</sup>

Par conséquent, on peut conclure que notre modèle avec l'équation Peng-Robinson donne des résultats satisfaisants.

### VII-3.Simulation du fonctionnement actuel

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 actuel de fonctionnement de la section ont été collectés au niveau de la salle de contrôle dans la quelle un système numérique (DCS).

Les données actuelles des charges d'alimentation de la colonne C801 sont consignées dans les tableaux suivants :

Tableau (VII-3.1) : Paramètres d'alimentation de la colonne C801 selon le cas actuel.

Paramètres	Les valeurs
Nbr de plateaux	43
Plateau d'alimentation	17
Température d'alimentation [°C]	27
Pression d'alimentation [bar]	32
Température de condenseur [°C]	45
Température de rebouilleur [°C]	96
Pression de condenseur [bar]	18.2
Pression de rebouilleur [bar]	18.9
Débit d'alimentation de GPL [Kmol /h]	353.07
Débit de distillat [Kmol /h]	200.97
Débit de résidu [Kmol /h]	152.1
Taux de reflux	1.2377

Tableau (VII-3.2) : La composition de l'alimentation de la colonne est obtenue par les analyses chromatographiques au niveau du laboratoire du module 3 (14/02/2012).

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

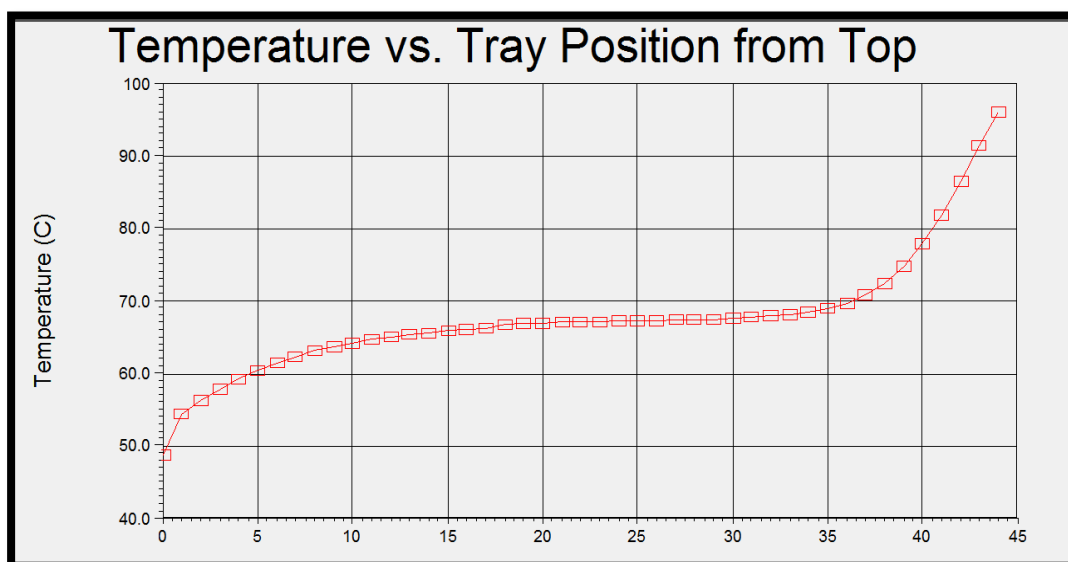
- ❖ La comparaison entre les paramètres de fonctionnement trouvés par la simulation du cas actuel et ceux donner par le DCS est présenté dans le tableau suivant :

**Tableau (VII-3.3) : 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 de distillat [kmol /h]	201	201
Débit de résidu [kmol /h]	151.3	152.07
Taux de reflux	1.755	1.2377
Q <sub>C</sub> énergie de condenseur [kcal/h]	1.691 x10 <sup>6</sup>	1.395x10 <sup>6</sup>
Q <sub>R</sub> énergie rebouilleur [kcal/h]	2.247 x10 <sup>6</sup>	1.94x10 <sup>6</sup>

❖ **Présentation et interprétation profils des différents paramètres de dépropaniseur :**

**Présentation**



**FIGURE (VII-3.1) : Le Profil de température**

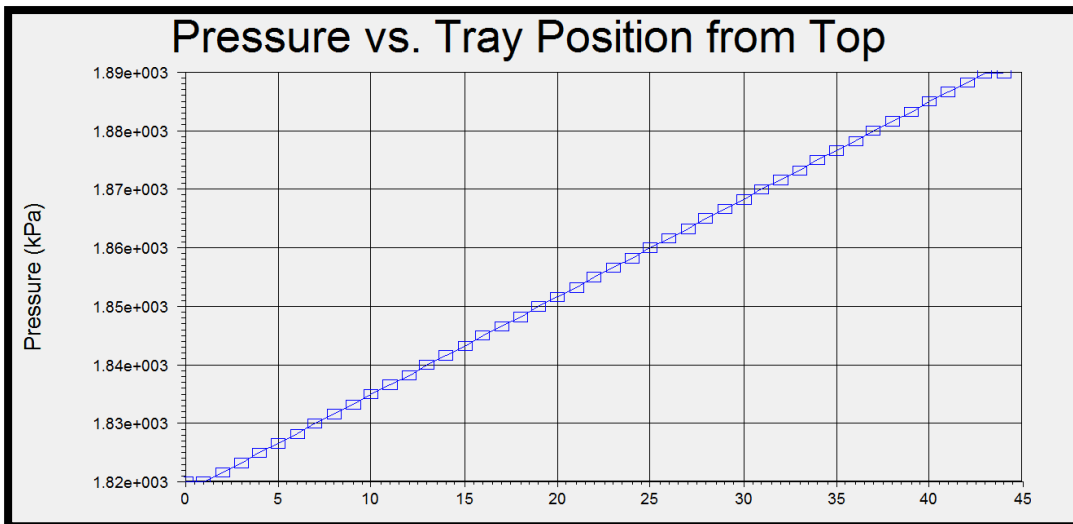


FIGURE (VII-3.2) : Le Profil de pression

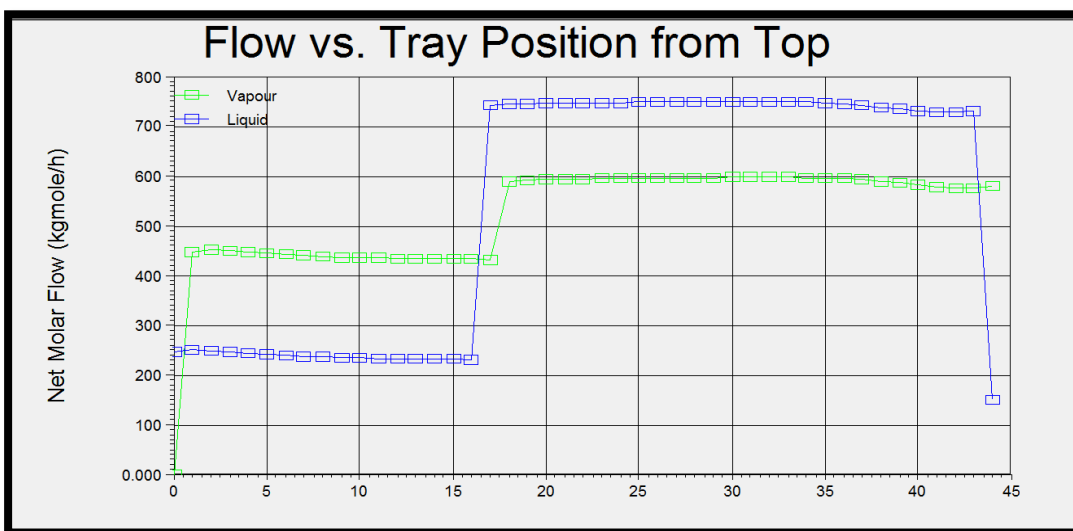


FIGURE (VII-3.3) : Le Profil des débits liquide et vapeur

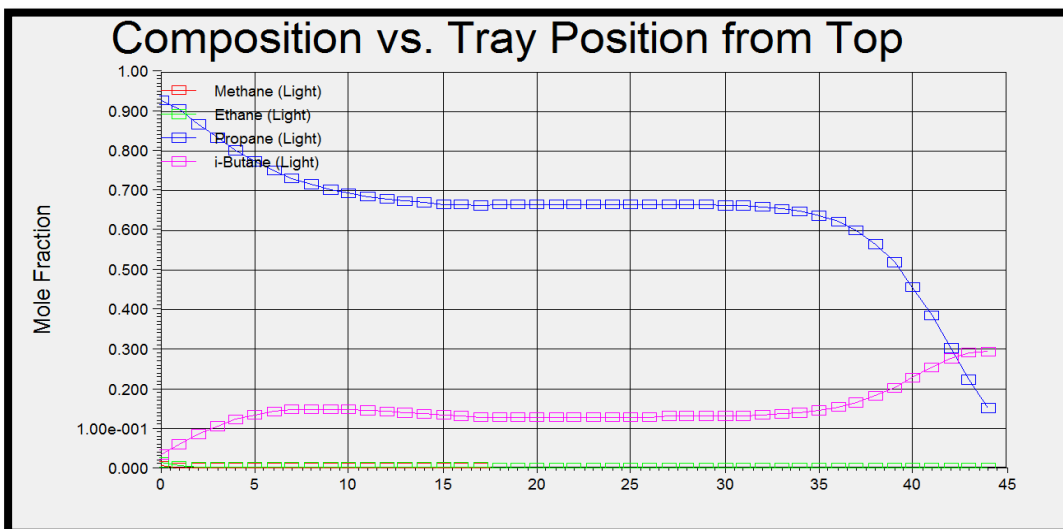


FIGURE (VII-3.4) : Le Profil de la composition



### Interprétation

- **Profil de température :**

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

- **Profil de pression :**

La figure (VII-3.2) montre que le profil de pression du cas actuel 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 (VII-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 (VII-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).

### **Conclusion**

D'après la comparaison entre les tableaux et l'étude des graphes de corrélation entre les produits finis trouvés par la simulation, on remarque une grande similitude des résultats des deux simulations.

Par conséquent, la vérification des données du design et celles actuelles en utilisant le modèle thermodynamique de PENG ROBINSON par le logiciel HYSIS, donne des résultats proches aux cas réels.

# CONCLUSION

## CONCLUSION

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 stage, on a calculé et simulé 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 conforme 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 calcules sont très voisins de ceux du cas actuel.

# ANNEXE-A-

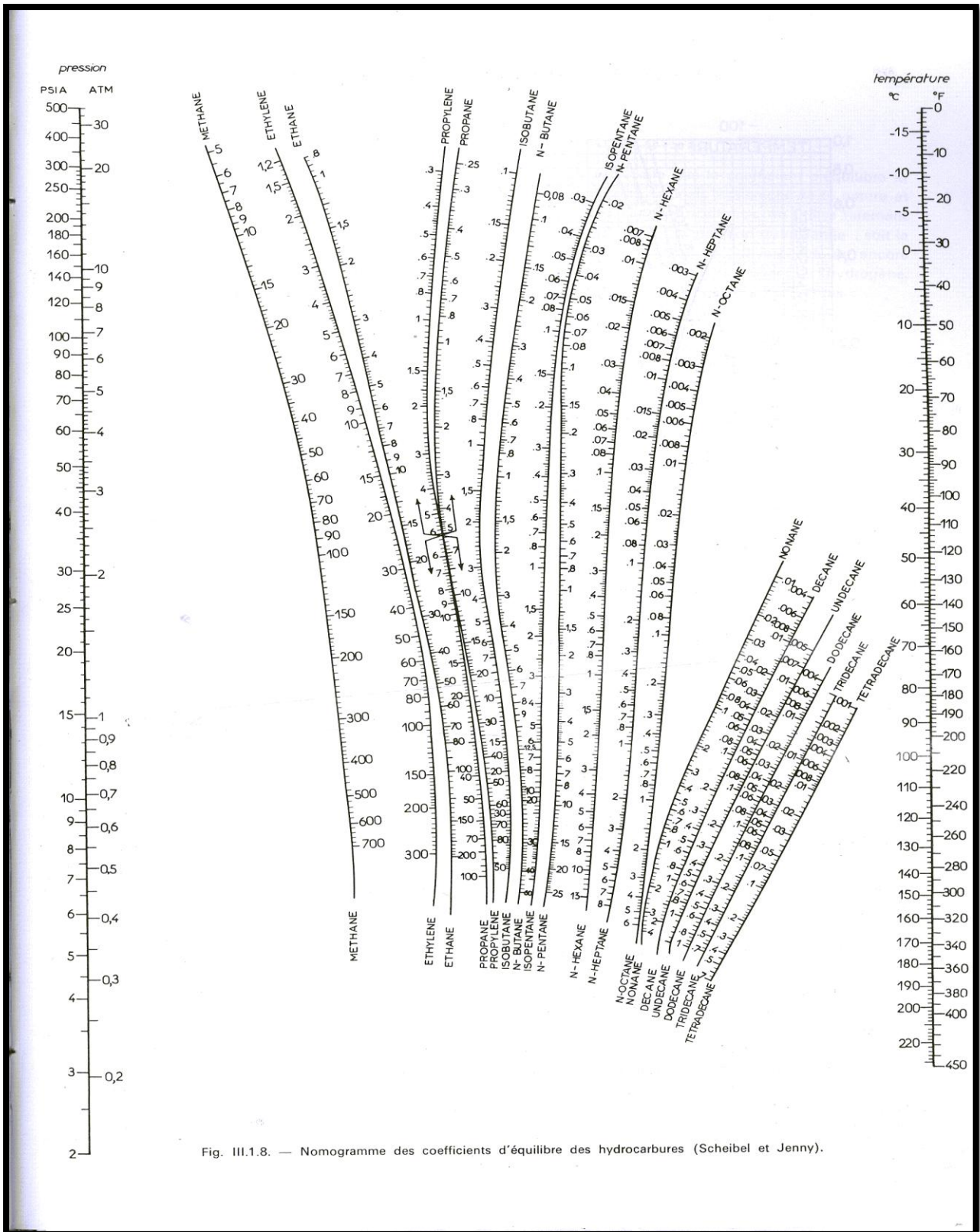


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

# ANNEXE-A-

## III.1 . DISTILLATION

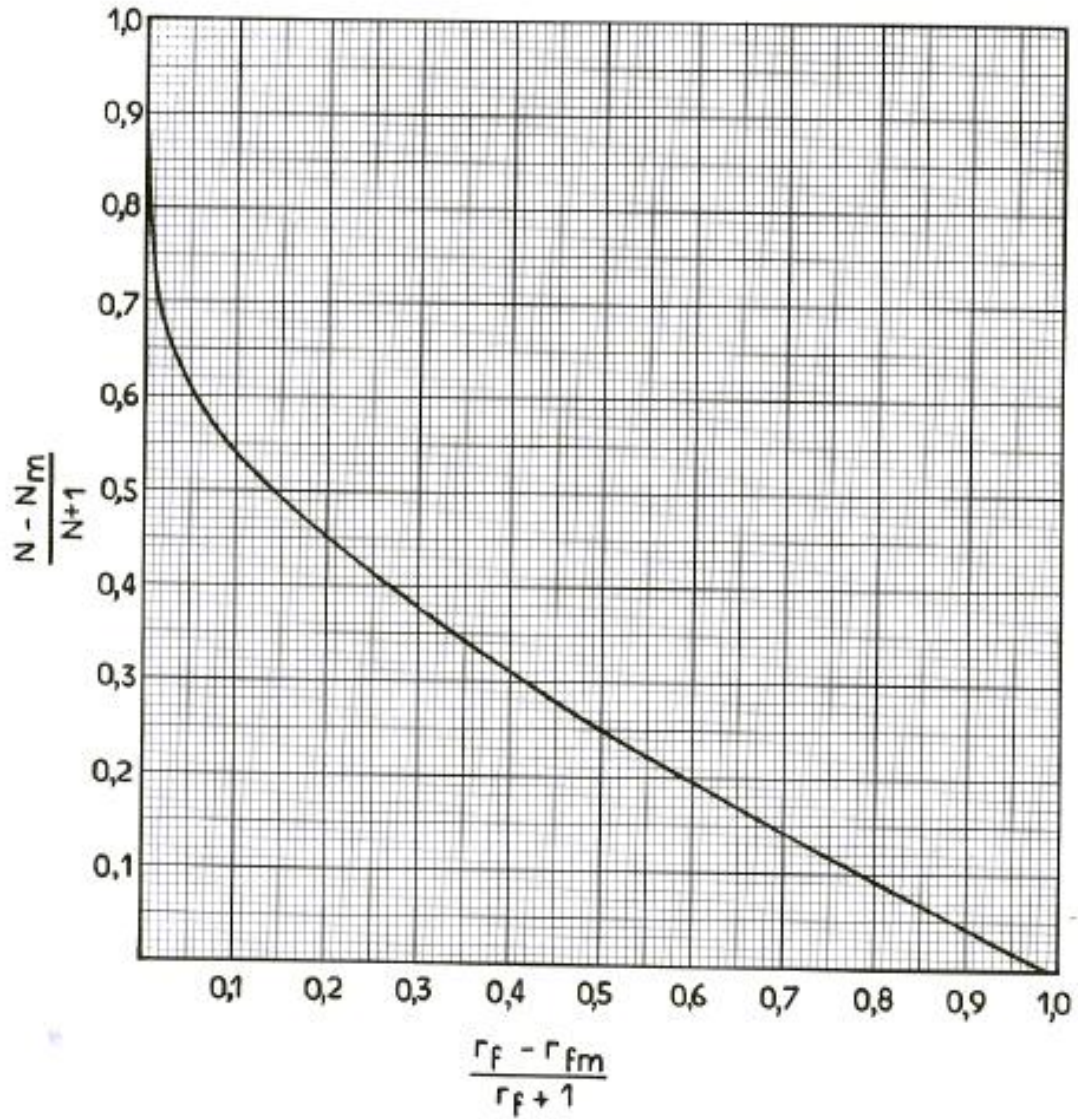




Fig. III.1.95. — Nombre d'étages théoriques  $N$  en fonction du taux de reflux  $r_f$  dans la distillation des mélanges complexes.

1	 <b>LEGENDS</b> Calgary, Alberta CANADA		Case Name: D:\MEMOIRE\PDFACTUEL.HSC						
2			Unit Set: SI						
3			Date/Time: Fri May 18 15:05:33 2012						
4									
5	<b>Distillation: T-100 @Main</b>								
6	<b>CONNECTIONS</b>								
7	Inlet Stream								
8	STREAM NAME		Stage			FROM UNIT OPERATION			
9	QR		Reboiler						
10	1		17 Main TS						
11	Outlet Stream								
12	STREAM NAME		Stage			TO UNIT OPERATION			
13	Qc		Condenser						
14	pro		Condenser						
15	but		Reboiler						
16	<b>MONITOR</b>								
17	Specifications Summary								
18		Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
19	Reflux Ratio	1.238 *	1.238	1.757e-008	1.000e-002 *	1.000e-002 *	On	On	On
20	Distillate Rate	201.0 kgmole/h *	201.0 kgmole/h	3.224e-004	1.000e-002 *	1.000 kgmole/h *	On	On	On
21	Reflux Rate	---	248.8 kgmole/h	---	1.000e-002 *	1.000 kgmole/h *	Off	On	Off
22	Btms Prod Rate	---	152.0 kgmole/h	---	1.000e-002 *	1.000 kgmole/h *	Off	On	Off
23	Comp Fraction	0.9270 *	0.1523	-3.690	1.000e-002 *	1.000e-003 *	Off	On	Off
24	<b>SPECS</b>								
25	Column Specification Parameters								
26	<b>Reflux Ratio</b>								
27	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
28	Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Specification:	---			
29	<b>Distillate Rate</b>								
30	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
31	Stream:	pro	Flow Basis:	Molar					
32	<b>Reflux Rate</b>								
33	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
34	Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Specification:	---			
35	<b>Btms Prod Rate</b>								
36	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
37	Stream:	but	Flow Basis:	Molar					
38	<b>Comp Fraction</b>								
39	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
40	Stage:	Reboiler	Flow Basis:	Mole Fraction	Phase:	Liquid			
41	Components:	Propane							
42	<b>SUBCOOLING</b>								
43			Condenser						
44	Degrees of Subcooling					---			
45	Subcool to					---			
46	<b>User Variables</b>								
47	<b>PROFILES</b>								
48	General Parameters								
49	Sub-Flow Sheet:	T-100 (COL1)			Number of Stages:	43 *			
50	<b>Profile Estimates</b>								
51			Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)		Net Vapour (kgmole/h)			
52	Condenser		45.00 *	248.8		5.076e-020			
53	1 Main TS		54.44	252.9		449.9			
54	Hyprotech Ltd. <span style="float: right;">Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)</span> <span style="float: right;">Page 1 of 11</span>								

1	 <b>LEGENDS</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: D:\MEMOIRE\PDFFACTUEL.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Fri May 18 15:05:33 2012
4		

## Distillation: T-100 @Main (continued)

### Profile Estimates


		Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
12	2_Main TS	56.40	250.3	454.0
13	3_Main TS	57.91	247.4	451.4
14	4_Main TS	59.26	244.7	448.4
15	5_Main TS	60.46	242.5	445.7
16	6_Main TS	61.50	240.6	443.5
17	7_Main TS	62.40	239.1	441.6
18	8_Main TS	63.15	237.8	440.1
19	9_Main TS	63.78	236.8	438.9
20	10_Main TS	64.31	235.9	437.8
21	11_Main TS	64.75	235.2	437.0
22	12_Main TS	65.12	234.6	436.3
23	13_Main TS	65.44	234.1	435.7
24	14_Main TS	65.71	233.7	435.2
25	15_Main TS	65.94	233.4	434.8
26	16_Main TS	66.14	233.1	434.4
27	17_Main TS	66.32	743.2	434.2
28	18_Main TS	66.79	746.2	591.2
29	19_Main TS	66.97	747.3	594.1
30	20_Main TS	67.07	747.9	595.3
31	21_Main TS	67.14	748.4	595.9
32	22_Main TS	67.20	748.9	596.4
33	23_Main TS	67.25	749.3	596.8
34	24_Main TS	67.30	749.6	597.2
35	25_Main TS	67.35	750.0	597.6
36	26_Main TS	67.40	750.3	597.9
37	27_Main TS	67.46	750.6	598.3
38	28_Main TS	67.52	750.8	598.5
39	29_Main TS	67.60	751.0	598.8
40	30_Main TS	67.69	751.2	599.0
41	31_Main TS	67.81	751.2	599.1
42	32_Main TS	67.97	751.0	599.1
43	33_Main TS	68.20	750.6	599.0
44	34_Main TS	68.54	749.9	598.6
45	35_Main TS	69.04	748.6	597.8
46	36_Main TS	69.79	746.7	596.6
47	37_Main TS	70.90	743.9	594.6
48	38_Main TS	72.54	740.3	591.9
49	39_Main TS	74.86	736.1	588.2
50	40_Main TS	77.99	732.1	584.0
51	41_Main TS	81.95	729.5	580.0
52	42_Main TS	86.55	729.7	577.5
53	43_Main TS	91.44	733.2	577.7
54	Reboiler	96.00 *	152.0	581.2

### EFFICIENCIES

#### Stage Efficiencies

Stages	Overall Efficiency	Methane	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane
59	Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
60	1_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
61	2_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
62	3_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
63	4_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
64	5_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
65	6_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
66	7_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
67	8_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
68	9_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000



1	 <b>LEGENDS</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: D:\MEMOIRE\PDFACTUEL.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Fri May 18 15:05:33 2012
4		
5		

## Distillation: T-100 @Main (continued)

Stage Efficiencies							
Stages	Overall Efficiency	Methane	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane	
10_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
11_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
12_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
13_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
14_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
15_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
16_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
17_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
18_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
19_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
20_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
21_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
22_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
23_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
24_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
25_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
26_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
27_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
28_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
29_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
30_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
31_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
32_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
33_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
34_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
35_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
36_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
37_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
38_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
39_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
40_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
41_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
42_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
43_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000

### SOLVER

Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out


Solving Options		Acceleration Parameters	
Maximum Iterations:	10000	Accelerate K Value & H Model Parameters:	Off
Equilibrium Error Tolerance:	1.000e-05		
Heat/Spec Error Tolerance:	5.000e-004		
Save Solutions as Initial Estimate:	On		
Super Critical Handling Model:	Simple K		
Trace Level:	Low		
Init from Ideal K's:	Off	Damping Parameters	
Initial Estimate Generator Parameters		Azeotrope Check:	Off
Iterative IEG (Good for Chemicals):	Off	Fixed Damping Factor:	1

### SIDE STRIPPERS

### SIDE RECTIFIERS

### PUMP AROUNDS

### VAP BYPASSES

1	 <b>LEGENDS</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	D:\MEMOIRE\PDFFACTUEL.HSC
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Fri May 18 15:05:33 2012
4			
5			

## Distillation: T-100 @Main (continued)

### RATING

#### Tray Sections

13	Tray Section	Main TS		
14	Tray Diameter (m)	1.500	*	
15	Weir Height (m)	5.000e-002	*	
16	Weir Length (m)	1.200	*	
17	Tray Space (m)	0.5500	*	
18	Tray Volume (m3)	0.9719		
19	Disable Heat Loss Calculations	No		
20	Heat Model	None		
21	Rating Calculations	No		
22	Tray Hold Up (m3)	8.836e-002		

#### Vessels


25	Vessel	Reboiler	Condenser	
26	Diameter (m)	1.193	1.193	
27	Length (m)	1.789	1.789	
28	Volume (m3)	2.000	2.000	*
29	Orientation	Horizontal	Horizontal	
30	Vessel has a Boot	No	No	
31	Boot Diameter (m)	---	---	
32	Boot Length (m)	---	---	
33	Hold Up (m3)	1.000	1.000	

#### Other Equipment In Column Flowsheet

#### Pressure Profile

39		Pressure (kPa)	Pressure Drop (kPa)
40	Condenser	1820 kPa *	0.0000 kPa
41	1_Main TS	1820 kPa	1.667 kPa
42	2_Main TS	1822 kPa	1.667 kPa
43	3_Main TS	1823 kPa	1.667 kPa
44	4_Main TS	1825 kPa	1.667 kPa
45	5_Main TS	1827 kPa	1.667 kPa
46	6_Main TS	1828 kPa	1.667 kPa
47	7_Main TS	1830 kPa	1.667 kPa
48	8_Main TS	1832 kPa	1.667 kPa
49	9_Main TS	1833 kPa	1.667 kPa
50	10_Main TS	1835 kPa	1.667 kPa
51	11_Main TS	1837 kPa	1.667 kPa
52	12_Main TS	1838 kPa	1.667 kPa
53	13_Main TS	1840 kPa	1.667 kPa
54	14_Main TS	1842 kPa	1.667 kPa
55	15_Main TS	1843 kPa	1.667 kPa
56	16_Main TS	1845 kPa	1.667 kPa
57	17_Main TS	1847 kPa	1.667 kPa
58	18_Main TS	1848 kPa	1.667 kPa
59	19_Main TS	1850 kPa	1.667 kPa
60	20_Main TS	1852 kPa	1.667 kPa
61	21_Main TS	1853 kPa	1.667 kPa
62	22_Main TS	1855 kPa	1.667 kPa
63	23_Main TS	1857 kPa	1.667 kPa
64	24_Main TS	1858 kPa	1.667 kPa
65	25_Main TS	1860 kPa	1.667 kPa
66	26_Main TS	1862 kPa	1.667 kPa
67	27_Main TS	1863 kPa	1.667 kPa
68	28_Main TS	1865 kPa	1.667 kPa



1	 <b>LEGENDS</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	D:\MEMOIRE\PDFACTUEL.HSC
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Fri May 18 15:05:33 2012
4			
5			

### Distillation: T-100 @Main (continued)

9	29_Main TS	1867 kPa	1.667 kPa
10	30_Main TS	1868 kPa	1.667 kPa
11	31_Main TS	1870 kPa	1.667 kPa
12	32_Main TS	1872 kPa	1.667 kPa
13	33_Main TS	1873 kPa	1.667 kPa
14	34_Main TS	1875 kPa	1.667 kPa
15	35_Main TS	1877 kPa	1.667 kPa
16	36_Main TS	1878 kPa	1.667 kPa
17	37_Main TS	1880 kPa	1.667 kPa
18	38_Main TS	1882 kPa	1.667 kPa
19	39_Main TS	1883 kPa	1.667 kPa
20	40_Main TS	1885 kPa	1.667 kPa
21	41_Main TS	1887 kPa	1.667 kPa
22	42_Main TS	1888 kPa	1.667 kPa
23	43_Main TS	1890 kPa	---
24	Reboiler	1890 kPa *	0.0000 kPa

#### Pressure Solving Options


27	Pressure Tolerance	1.000e-004 *	Pressure Drop Tolerance	1.000e-004 *	Damping Factor	1.000 *	Max Press Iterations	100 *
----	--------------------	--------------	-------------------------	--------------	----------------	---------	----------------------	-------

#### CONDITIONS

30	Name	1 @Main	pro @Main	but @Main	QR @Main	Qc @Main
31	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	---	---
32	Temperature (C)	27.0000 *	48.8449	96.1609	---	---
33	Pressure (kPa)	3200.0000 *	1820.0000	1890.0000	---	---
34	Molar Flow (kgmole/h)	353.0700 *	201.0348	152.0352	---	---
35	Mass Flow (kg/h)	17412.6527	8900.5177	8512.1350	---	---
36	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	32.6028	17.5736	15.0292	---	---
37	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.312e+005	-1.176e+005	-1.343e+005	---	---
38	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	88.35	103.7	107.1	---	---
39	Heat Flow (kJ/h)	-4.6331e+07	-2.3640e+07	-2.0412e+07	8.1032e+06	5.8330e+06

#### PROPERTIES

42	Name	1 @Main	pro @Main	but @Main
43	Molecular Weight	49.32	44.27	55.99
44	Molar Density (kgmole/m3)	10.72	10.19	7.996
45	Mass Density (kg/m3)	528.8	451.3	447.7
46	Act. Volume Flow (m3/h)	32.93	19.72	19.01
47	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2661	-2656	-2398
48	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.791	2.342	1.913
49	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	127.2	147.2	196.6
50	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.578	3.324	3.511
51	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	2.273e+006	2.052e+006	2.564e+006
52	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	4.608e+004	4.636e+004	4.580e+004
53	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	---	---
54	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	2.122e-314	2.122e-314
55	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000
56	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
57	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---
58	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	10.83	11.44	10.12
59	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	127.2	147.2	196.6
60	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8348	4753	3595
61	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	534.1	506.5	566.4
62	Act. Liq. Flow (m3/s)	9.147e-003	5.479e-003	5.282e-003
63	Z Factor	0.1196	6.669e-002	7.698e-002
64	Watson K	14.23	14.71	13.74
65	User Property	---	---	---
66	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000
67	Cp/(Cp - R)	1.070	1.060	1.044
68	Cp/Cv	1.330	1.060	1.044

1	 <b>LEGENDS</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	D:\MEMOIRE\PDFFACTUEL.HSC
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Fri May 18 15:05:33 2012
4			
5			

## Distillation: T-100 @Main (continued)

### PROPERTIES

Name	1 @Main	pro @Main	but @Main
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	9103	1.297e+004	1.381e+004
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2317	0.1763	0.1802
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	537.6	507.8	568.7
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	32.39	17.53	14.97
Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000
Molar Volume (m3/kgmole)	9.327e-002	9.811e-002	0.1251
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	184.6	292.9	246.7
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	0.0000
Surface Tension (dyne/cm)	8.258	4.272	3.243
Thermal Conductivity (W/m-K)	9.186e-002	8.042e-002	6.088e-002
Viscosity (cP)	0.1225	7.956e-002	8.067e-002
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	118.8	138.8	188.2
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.410	3.136	3.362
Cv (kJ/kgmole-C)	95.60	138.8	188.2
Mass Cv (kJ/kg-C)	1.938	3.136	3.362
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	136.6	---
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	3.085	---
Cp/Cv (Ent. Method)	---	1.078	---
Reid VP at 37.8 C (kPa)	941.4	1340	515.4
True VP at 37.8 C (kPa)	1034	1449	530.1
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	32.39	17.53	14.97

### SUMMARY


Flow Basis:	Molar	The composition option is selected		
Feed Composition				
	1			
Flow Rate (kgmole/h)	353.0700			
	---			
Methane	0.0048			
Ethane	0.0091			
Propane	0.5952			
i-Butane	0.1475			
n-Butane	0.2434			

Flow Basis:	Molar	The composition option is selected		
Feed Flows				
	1			
Flow Rate (kgmole/h)	353.0700			
	---			
Methane (kgmole/h)	1.6947			
Ethane (kgmole/h)	3.2129			
Propane (kgmole/h)	210.1473			
i-Butane (kgmole/h)	52.0778			
n-Butane (kgmole/h)	85.9372			

### Products

Flow Basis:	Molar	The composition option is selected		
Product Compositions				
	pro	but		
Flow Rate (kgmole/h)	201.0348	152.0352		
	---	---		
Methane	0.0084	0.0000		
Ethane	0.0160	0.0000		
Propane	0.9302	0.1523		
i-Butane	0.0350	0.2962		
n-Butane	0.0104	0.5515		

Flow Basis:	Molar	The composition option is selected		
Product Flows				

1	 <b>LEGENDS</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: D:\MEMOIRE\PDFACTUEL.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Fri May 18 15:05:33 2012
4		
5		

## Distillation: T-100 @Main (continued)

### SUMMARY

	pro		but		
12 Flow Rate (kgmole/h)	201.0348 *		152.0352 *		
13	---		---		
14 Methane (kgmole/h)	1.6947 *		0.0000 *		
15 Ethane (kgmole/h)	3.2129 *		0.0000 *		
16 Propane (kgmole/h)	186.9948 *		23.1524 *		
17 i-Butane (kgmole/h)	7.0457 *		45.0322 *		
18 n-Butane (kgmole/h)	2.0866 *		83.8506 *		

Flow Basis: Molar The composition option is selected

### Product Recoveries


	pro		but		
22 Flow Rate (kgmole/h)	201.0348		152.0352		
23	---		---		
24 Methane (%)	100.0000		0.0000		
25 Ethane (%)	100.0000		0.0000		
26 Propane (%)	88.9828		11.0172		
27 i-Butane (%)	13.5291		86.4709		
28 n-Butane (%)	2.4281		97.5719		

### COLUMN PROFILES

Reflux Ratio: 1.238 Reboil Ratio: 3.823 The Flows Option is Selected Flow Basis: Molar

### Column Profiles Flows

	Temperature (C)	Pressure (kPa)	Net Liq (kgmole/h)	Net Vap (kgmole/h)	Net Feed (kgmole/h)	Net Draws (kgmole/h)
34 Condenser	48.84	1820	248.8	---	---	201.0
35 1_Main TS	54.44	1820	252.9	449.9	---	---
36 2_Main TS	56.40	1822	250.3	454.0	---	---
37 3_Main TS	57.91	1823	247.4	451.4	---	---
38 4_Main TS	59.26	1825	244.7	448.4	---	---
39 5_Main TS	60.46	1827	242.5	445.7	---	---
40 6_Main TS	61.50	1828	240.6	443.5	---	---
41 7_Main TS	62.40	1830	239.1	441.6	---	---
42 8_Main TS	63.15	1832	237.8	440.1	---	---
43 9_Main TS	63.78	1833	236.8	438.9	---	---
44 10_Main TS	64.31	1835	235.9	437.8	---	---
45 11_Main TS	64.75	1837	235.2	437.0	---	---
46 12_Main TS	65.12	1838	234.6	436.3	---	---
47 13_Main TS	65.44	1840	234.1	435.7	---	---
48 14_Main TS	65.71	1842	233.7	435.2	---	---
49 15_Main TS	65.94	1843	233.4	434.8	---	---
50 16_Main TS	66.14	1845	233.1	434.4	---	---
51 17_Main TS	66.32	1847	743.2	434.2	353.1	---
52 18_Main TS	66.79	1848	746.2	591.2	---	---
53 19_Main TS	66.97	1850	747.3	594.1	---	---
54 20_Main TS	67.07	1852	747.9	595.3	---	---
55 21_Main TS	67.14	1853	748.4	595.9	---	---
56 22_Main TS	67.20	1855	748.9	596.4	---	---
57 23_Main TS	67.25	1857	749.3	596.8	---	---
58 24_Main TS	67.30	1858	749.6	597.2	---	---
59 25_Main TS	67.35	1860	750.0	597.6	---	---
60 26_Main TS	67.40	1862	750.3	597.9	---	---
61 27_Main TS	67.46	1863	750.6	598.3	---	---
62 28_Main TS	67.52	1865	750.8	598.5	---	---
63 29_Main TS	67.60	1867	751.0	598.8	---	---
64 30_Main TS	67.69	1868	751.2	599.0	---	---
65 31_Main TS	67.81	1870	751.2	599.1	---	---
66 32_Main TS	67.97	1872	751.0	599.1	---	---
67 33_Main TS	68.20	1873	750.6	599.0	---	---
68 34_Main TS	68.54	1875	749.9	598.6	---	---

1	 <b>LEGENDS</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: D:\MEMOIRE\PDFFACTUEL.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Fri May 18 15:05:33 2012
4		
5		


## Distillation: T-100 @Main (continued)

### COLUMN PROFILES

	Temperature (C)	Pressure (kPa)	Net Liq (kgmole/h)	Net Vap (kgmole/h)	Net Feed (kgmole/h)	Net Draws (kgmole/h)
12	35_Main TS	69.04	1877	748.6	597.8	---
13	36_Main TS	69.79	1878	746.7	596.6	---
14	37_Main TS	70.90	1880	743.9	594.6	---
15	38_Main TS	72.54	1882	740.3	591.9	---
16	39_Main TS	74.86	1883	736.1	588.2	---
17	40_Main TS	77.99	1885	732.1	584.0	---
18	41_Main TS	81.95	1887	729.5	580.0	---
19	42_Main TS	86.55	1888	729.7	577.5	---
20	43_Main TS	91.44	1890	733.2	577.7	---
21	Reboiler	96.16	1890	---	581.2	152.0

### Column Profiles Energy

	Temperature (C)	Liquid Enthalpy (kJ/kgmole)	Vapour Enthalpy (kJ/kgmole)	Heat Loss (kJ/h)
23	Condenser	48.84	-1.176e+005	-1.024e+005
24	1_Main TS	54.44	-1.186e+005	-1.046e+005
25	2_Main TS	56.40	-1.196e+005	-1.053e+005
26	3_Main TS	57.91	-1.206e+005	-1.058e+005
27	4_Main TS	59.26	-1.214e+005	-1.062e+005
28	5_Main TS	60.46	-1.220e+005	-1.066e+005
29	6_Main TS	61.50	-1.226e+005	-1.069e+005
30	7_Main TS	62.40	-1.230e+005	-1.071e+005
31	8_Main TS	63.15	-1.233e+005	-1.073e+005
32	9_Main TS	63.78	-1.236e+005	-1.074e+005
33	10_Main TS	64.31	-1.238e+005	-1.075e+005
34	11_Main TS	64.75	-1.239e+005	-1.076e+005
35	12_Main TS	65.12	-1.240e+005	-1.076e+005
36	13_Main TS	65.44	-1.241e+005	-1.077e+005
37	14_Main TS	65.71	-1.241e+005	-1.077e+005
38	15_Main TS	65.94	-1.242e+005	-1.077e+005
39	16_Main TS	66.14	-1.242e+005	-1.077e+005
40	17_Main TS	66.32	-1.242e+005	-1.077e+005
41	18_Main TS	66.79	-1.242e+005	-1.079e+005
42	19_Main TS	66.97	-1.242e+005	-1.080e+005
43	20_Main TS	67.07	-1.242e+005	-1.080e+005
44	21_Main TS	67.14	-1.242e+005	-1.080e+005
45	22_Main TS	67.20	-1.242e+005	-1.080e+005
46	23_Main TS	67.25	-1.242e+005	-1.080e+005
47	24_Main TS	67.30	-1.242e+005	-1.080e+005
48	25_Main TS	67.35	-1.242e+005	-1.080e+005
49	26_Main TS	67.40	-1.242e+005	-1.080e+005
50	27_Main TS	67.46	-1.242e+005	-1.080e+005
51	28_Main TS	67.52	-1.242e+005	-1.080e+005
52	29_Main TS	67.60	-1.242e+005	-1.080e+005
53	30_Main TS	67.69	-1.242e+005	-1.081e+005
54	31_Main TS	67.81	-1.242e+005	-1.081e+005
55	32_Main TS	67.97	-1.243e+005	-1.081e+005
56	33_Main TS	68.20	-1.244e+005	-1.082e+005
57	34_Main TS	68.54	-1.245e+005	-1.083e+005
58	35_Main TS	69.04	-1.248e+005	-1.085e+005
59	36_Main TS	69.79	-1.251e+005	-1.087e+005
60	37_Main TS	70.90	-1.256e+005	-1.091e+005
61	38_Main TS	72.54	-1.264e+005	-1.097e+005
62	39_Main TS	74.86	-1.275e+005	-1.106e+005
63	40_Main TS	77.99	-1.288e+005	-1.118e+005
64	41_Main TS	81.95	-1.303e+005	-1.134e+005
65	42_Main TS	86.55	-1.318e+005	-1.152e+005
66	43_Main TS	91.44	-1.332e+005	-1.171e+005
67	Reboiler	96.16	-1.343e+005	-1.189e+005

1	 <b>LEGENDS</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: D:\MEMOIRE\PDFFACTUEL.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Fri May 18 15:05:33 2012
4		
5		

## Distillation: T-100 @Main (continued)


### FEEDS / PRODUCTS

Flow Basis:			Molar								
	Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kgmole/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Temp (C)				
13	Condenser	Qc	Energy	5.833e+006 *		---	---				
14		pro	Draw	---	Liquid	201.0 *	-1.176e+005 *	48.84		*	
15	1_Main TS										
16	2_Main TS										
17	3_Main TS										
18	4_Main TS										
19	5_Main TS										
20	6_Main TS										
21	7_Main TS										
22	8_Main TS										
23	9_Main TS										
24	10_Main TS										
25	11_Main TS										
26	12_Main TS										
27	13_Main TS										
28	14_Main TS										
29	15_Main TS										
30	16_Main TS										
31	17_Main TS	1	Feed	---	Liquid	353.1 *	-1.312e+005 *	27.00		*	
32	18_Main TS										
33	19_Main TS										
34	20_Main TS										
35	21_Main TS										
36	22_Main TS										
37	23_Main TS										
38	24_Main TS										
39	25_Main TS										
40	26_Main TS										
41	27_Main TS										
42	28_Main TS										
43	29_Main TS										
44	30_Main TS										
45	31_Main TS										
46	32_Main TS										
47	33_Main TS										
48	34_Main TS										
49	35_Main TS										
50	36_Main TS										
51	37_Main TS										
52	38_Main TS										
53	39_Main TS										
54	40_Main TS										
55	41_Main TS										
56	42_Main TS										
57	43_Main TS										
58	Reboiler	QR	Energy	8.103e+006 *		---	---				
59		but	Draw	---	Liquid	152.0 *	-1.343e+005 *	96.16		*	

### SETUP

#### Sub-Flowsheet

Feed Streams			Product Streams		
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
QR	QR @Main	None Req'd	Qc	Qc @Main	None Req'd
1	1 @Main	P-H Flash	pro	pro @Main	P-H Flash
			but	but @Main	P-H Flash

1	 <b>LEGENDS</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	D:\MEMOIRE\PDFACTUEL.HSC
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Fri May 18 15:05:33 2012
4			
5			

## Distillation: T-100 @Main (continued)

### VARIABLES

#### Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description

### COMPONENT MAPS

#### Feed Streams

Feed Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet
QR		
1		

#### Product Stream

Product Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet
Qc		
pro		
but		

### DYNAMICS


#### Vessel Dynamic Specifications

Vessel		Reboiler	Condenser
Diameter	(m)	1.193	1.193
Height.0	(m)	1.789	1.789
Volume.0	(m3)	2.000 *	2.000 *
Liquid Volume Percent	(%)	50.00 *	50.00 *
Level Calculator		Horizontal cylinder	Horizontal cylinder
Fraction Calculator		Use levels and nozzles	Use levels and nozzles
Vessel Delta P	(kPa)	0.0000 *	0.0000 *
Fixed Vessel P Spec	(kPa)	1890	1820
Fixed P Spec Active		Not Active	Not Active

#### Other Equipment in Column Flowsheet

#### Holdup Details

	Pressure (kPa)	Volume (m3)	Bulk Liquid Volume (m3)
Condenser	0.0000	0.0000 *	0.0000
1_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
2_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
3_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
4_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
5_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
6_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
7_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
8_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
9_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
10_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
11_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
12_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
13_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
14_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
15_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
16_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
17_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
18_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
19_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
20_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
21_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
22_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000

1	 <b>LEGENDS</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: D:\MEMOIRE\PDF\FACTUEL.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Fri May 18 15:05:33 2012
4		
5		

**Distillation: T-100 @Main (continued)**

	Pressure (kPa)	Volume (m3)	Bulk Liquid Volume (m3)	
11	23_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
12	24_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
13	25_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
14	26_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
15	27_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
16	28_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
17	29_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
18	30_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
19	31_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
20	32_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
21	33_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
22	34_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
23	35_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
24	36_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
25	37_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
26	38_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
27	39_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
28	40_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
29	41_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
30	42_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
31	43_Main TS	0.0000	0.0000 *	0.0000
32	Reboiler	0.0000	0.0000 *	0.0000

**NOTES**

33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

### 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 stage, on a calculé et simulé 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 conforme 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.



## LISTE DES RÉFÉRENCES

# LISTE DES RÉFÉRENCES

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