



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي  
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA  
RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم  
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem  
كلية العلوم والتكنولوجيا  
Faculté des Sciences et de la Technologie  
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre : M...../IP/2019

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie pétrochimique

Thème

Intitulé du sujet  
**Étude d'optimisation des paramètres de récupération de  
GPL de la colonne Déethaniseur de l'unité CPF de  
GASSI TOUIL**

Présenté Par :

**1- REKRIS Mohamed El Amine**

**2- SAADA Tarek Amir**

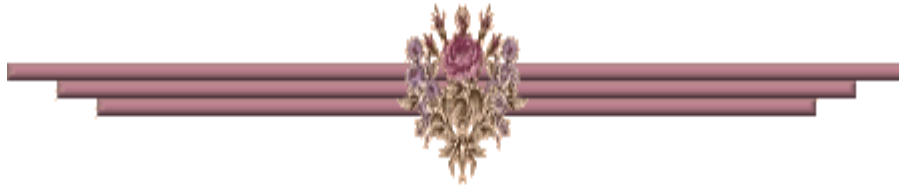
Soutenue le 26/06/2019 devant le jury composé de :

Président :	AGUEDAL Hakim	MCB	Université de Mostaganem
Examineur :	MOHAMED SEGHIR Zahira	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	DRIOUCH Aouatef	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019



# Remerciements



En premier lieu, nous remercions le bon DIEU, notre créateur, pour la force, le courage et la patience qu'il nous a offert afin d'accomplir ce travail.

Nous remercions tout le personnel de la CPF - Gassi Touil, du service exploitation particulier, messieurs : *AIBECHE Skander* ingénieur en laboratoire, BAKHA Bilal ingénieur d'exploitation et surtout YAHIAOUI Anissa qui nous ont aidés et soutenus pendant toute la période de stage.

Nous adressons nos profonds remerciements à notre promoteur Mme DRIOUCH AOUATEF pour son aide et ses conseils durant la réalisation de ce projet.

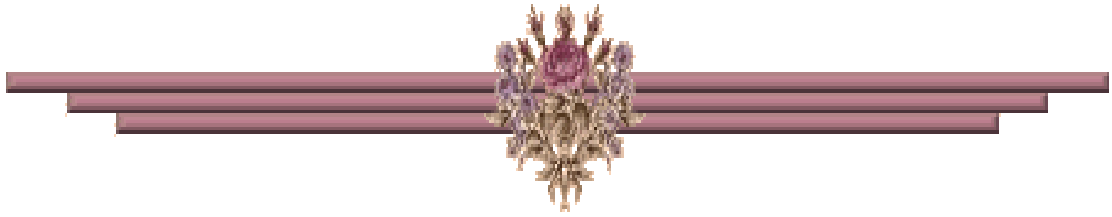
Nous remercions également Mr AGHUEDAL Hakim , d'avoir accepté de présider ce jury  
Nous remercions Mme MOHAMED SEGHIR d'avoir accepté d'examiner ce travail.

Enfin, nous remercions tous les enseignants de  
Département Génie De Procédés

Enfin, nos remerciements vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail dans les meilleures conditions.

Amine et Amir

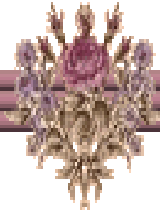
# Dédicace



Je dédie ce modeste travail à :  
Ma très chère mère;  
Mon très cher père;  
Mes très chers frères et sœurs;  
Toute ma famille;  
A tous les enseignants et à tous mes amis.

Amine

# Dédicace



Du profond de mon cœur, je dédie ce travail à tous ceux qui me sont chers,  
A MA CHERE MERE

Aucune dédicace ne saurait exprimer mon respect, mon amour éternel et ma  
considération pour les sacrifices que vous avez consenti pour mon  
instruction et mon bien être.

Je vous remercie pour tout le soutien et l'amour que vous me portez depuis  
mon enfance et j'espère que votre bénédiction m'accompagne toujours.

Que ce modeste travail soit l'exaucement de vos vœux tant formulés, le  
fruit de vos innombrables sacrifices. Puisse Dieu, le Très Haut, vous  
accorder santé, bonheur et longue vie.

A LA MEMOIRE DE MON PERE

Ce travail est dédié à mon père, décédé qui m'a toujours poussé et motivé  
dans mes études.

J'espère que, du monde qui est sien maintenant, il apprécie cet humble  
geste comme preuve de reconnaissance de la part d'un fils qui a toujours  
prié pour le salut de son âme,

Puisse Dieu, le tout puissant, l'avoir en sa sainte miséricorde.

Et à tout le reste de la famille, chers amis, a mes formateurs.

Amir

# SOMMAIRE

## REMERCIEMENTS

## DEDICACE

## INTRODUCTION GENERALE.....01

### CHAPITRE I : PARTIE THEIORIQUE

I.1 Présentation de la région de Gassi Touil.....	03
I.1.1 Introduction.....	03
I.1.2 Description de la région de Gassi Touil.....	03
I.1.3 Description de la nouvelle unité de traitement du gaz.....	04
I.1.4 Description du procédé.....	04
I.1.4.1 Zone d'admission (G01).....	04
I.1.4.2 Zone Boosting (G05).....	05
I.1.4.3 Zone de traitement de gaz brut (récupération de GPL) (G11) .....	05
I.1.4.4 Zone de compression de gaz résiduel (G50) .....	06
I.1.4.5 Zone de stabilisation de condensât/débutanisation (P10).....	06
I.1.4.6 Zones de stockage de GPL et de condensât.....	07
I.2 Généralités sur le gaz naturel.....	07
I.2.1 Définition du gaz naturel.....	07
I.2.2 Les différents types de gaz naturel.....	08
I.2.3 Les procédés de traitement de gaz.....	08
I.2.4 Avantages et Inconvénients du Gaz Naturel.....	09
I.2.4.1 Avantages du gaz naturel.....	09
I.2.4.2 Inconvénients du gaz naturel.....	09
I.3 Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié GPL.....	09
I.3.1 Définition.....	09
I.3.2 Origine du GPL.....	09
I.3.3Caractéristiques du GPL.....	10
I.3.4 Spécifications du GPL.....	10
I.3.5 La production du GPL.....	10
I.3.6 Extraction des GPL du gaz naturel.....	10
I.3.7 Utilisation du GPL.....	11
I.3.8 Stockage du GPL.....	11
I.4 Généralités sur le condensât.....	11
I.4.1 Définition du Condensât .....	11
I.4.2 Caractéristiques du Condensât.....	12
I.4.3 Domaines d'utilisation du Condensât.....	12
I.5 Simulation et Optimisation et des Procédés.....	12
I.5.1 Introduction.....	12
I.5.2 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs.....	13

# SOMMAIRE

I.5.3 Modes de fonctionnement des simulateurs.....	14
----------------------------------------------------	----

## CHAPITRE II : Résultats et Discussions

II. Introduction.....	15
II.1 Matérielle et méthode.....	15
II.1.1 Calcul du dimensionnement du Déethaniseur « G11-CC-32-201 ».....	15
II.1.1.1 Bilan de matière de la colonne.....	15
II.1.1.2 Masse moléculaire moyenne.....	16
II.1.1.3 Paramètres opératoires.....	16
II.1.1.3.1 Choix de la pression dans la colonne.....	16
II.1.1.3.2 Choix de la température dans la colonne.....	17
II.1.1.4 Volatilités relatives.....	17
II.1.1.5 Taux de vaporisation et compositions des phases vapeurs et liquides des Alimentations.....	18
II.1.1.5.1 Taux de reflux minimal.....	18
II.1.1.6 Taux de rebouillage.....	18
II.1.1.6.1 Taux de rebouillage minimal.....	18
II.1.1.6.2 Taux de rebouillage optimal.....	18
II.1.1.7 Nombre de plateaux dans la colonne.....	19
II.1.1.7.1 Nombre de plateaux réels.....	19
II.1.1.8 Diamètre de la colonne.....	19
II.1.1.9 Hauteur de la colonne.....	21
II.1.1.10 Bilan thermique de la colonne.....	21
II.1.1.10.1 Charge thermique de l'alimentation chaude.....	22
II.1.1.10.2 Charge thermique de l'alimentation froide.....	22
II.1.1.10.3 Charge thermique du distillat.....	22
II.1.1.10.4 Charge thermique du résidu.....	22
II.1.1.10.5 Charge thermique du rebouilleur.....	22
II.2 Composition et Débit molaire / massique des deux charges.....	22
II.2.1.1 Composition et Débit molaires / massiques et la masse moléculaire de la charge froide (charge 1).....	22
II.2.1.2 Composition, Débits molaires / massiques et la masse moléculaire de la charge chaude (charge 2).....	23
II.2.1.3 Débits et des compositions du distillat et du résidu.....	24
II.2.1.4 Bilan matière global de la colonne.....	25
II.2.1.5 Bilan matière partiel pour chaque constituant du mélange.....	25
II.2.2 La pression et la température dans les différentes zones de la colonne.....	27
II.2.2.1 Au sommet de la colonne.....	27
II.2.2.2 Au fond de la colonne.....	28
II.2.2.3 Dans l'alimentation de la colonne.....	29
II.2.2.3.1 Pour la 1 <sup>ère</sup> charge.....	29
II.2.2.3.2 Pour la 2 <sup>ème</sup> charge.....	29
II.2.3 La clé légère et la clé lourde.....	30
II.2.4 Volatilités relatives.....	31
II.2.5 Coefficient conventionnel.....	32

# SOMMAIRE

II.2.6 Taux de vaporisation et compositions des phases vapeurs et liquides des alimentations.....	32
II.2.7 Taux de rebouillage.....	33
II.2.7.1 Taux de rebouillage minimal.....	33
II.2.7.2 Taux de rebouillage optimal.....	34
II.2.8 Nombre de plateaux dans la colonne « G11-CC-32-201 » .....	34
II.2.8.1 Nombre d'étages minimal.....	34
II.2.8.2 Nombre d'étages théoriques.....	34
II.2.8.3 Calcul de l'efficacité des plateaux.....	35
II.2.8.4 Le nombre de plateaux réels dans la colonne.....	35
II.2.9 Le diamètre de la colonne « G11-CC-32-201 » .....	35
II.2.9.1 Diamètre de la zone de flash.....	35
II.2.9.2 Diamètre de la zone d'épuisement.....	37
II.2.10 La hauteur de la colonne.....	39
II.3 Simulation du procédé.....	40
II.3.1 Problématique et le Plant de la Simulation.....	40
II.4 La simulation du cas design de l'unité cryogénique de [G11].....	42
II.4.1 Introduction.....	42
II.4.2 Les caractéristiques de la charge.....	44
II.4.3 Introduction des modèles thermodynamiques.....	44
II.4.4 Simulation du cas de design de l'unité de récupération de GPL.....	46
II.4.4.1 Les caractéristiques de la charge.....	46
II.4.4.2 Les paramètres opératoires de l'absorbeur et du déethaniseur .....	47
II.5 Simulation du cas actuel de l'unité de récupération de GPL.....	48
II.5.1 Introduction.....	48
II.5.2 Les caractéristiques de la charge.....	49
II.6 Etude comparative entre les cas design et actuel simulés.....	50
II.6.1 Etude comparative de la composition du gaz de vente des cas design et actuel simulés.....	50
II.6.2 Etude comparative de la composition de la charge vers P10 des cas design et actuel simulés.....	51
II.7 Optimisation des paramètres opératoires.....	53
II .7.1 Introduction.....	53
II .7.2 Objectif de l'optimisation.....	53

# SOMMAIRE

II .7.3 Etude des paramètres de marche de l'unité déethanisation.....	53
II.8 Optimisation.....	55
II.8.1 Le choix du stream qu'on veut optimiser.....	56
II.8.2 Choix des variables.....	56
II.8.3 Insertion Des Plages De Variation Ainsi Que Les Incréments.....	57
II.8.4 Exécution du programme.....	57
II.8.5 Discussion et comparaison des résultats (cas design, cas actuel simule et optimisation).....	61
Conclusion .....	63
<b>CONCLUSION GENERALE.....</b>	<b>64</b>

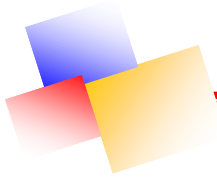
## **REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES**

## **LES ANNEXES**

<b>Tableau II.1</b> : Les champs en exploitation de Gassi Touil.....	04
<b>Tableau II.2.1</b> : Les propriétés des différentes charges d'alimentation actuelle.....	15
<b>Tableau II.2.2</b> : La composition, Débit molaire/massique et la masse moléculaire de la 1 <sup>ère</sup> charge froide.....	23
<b>Tableau II.2.3</b> : La Composition, Débits molaires/massiques et la masse moléculaire de la 2 <sup>ème</sup> charge.....	24
<b>Tableau II.2.4</b> : Débits molaires, massiques et des compositions du distillat.....	26
<b>Tableau II.2.5</b> : Débits molaires, massiques et des compositions du résidu.....	27
<b>Tableau II.2.6</b> : La température de rosée au sommet de la colonne.....	28
<b>Tableau II.2.7</b> : La température de bulle au fond de la colonne.....	28
<b>Tableau II.2.8</b> : La température de la 1 <sup>ère</sup> charge dans l'alimentation.....	29
<b>Tableau II.2.9</b> : La température de la 2 <sup>ème</sup> charge dans l'alimentation.....	30
<b>Tableau II.2.10</b> : Volatilités relatives de la zone d'alimentation.....	31
<b>Tableau II.2.11</b> : Volatilités relatives de la zone de rectification.....	31
<b>Tableau II.2.12</b> : Volatilités relatives de la zone d'épuisement.....	32
<b>Tableau II.2.13</b> : Compositions molaires des phases vapeurs et liquides des deux charges...33	
<b>Tableau II.2.14</b> : Calcul du taux de rebouillage minimal.....	34
<b>Tableau II.2.15</b> : Calcul des paramètres critiques.....	36
<b>Tableau II.2.16</b> : Calcul de la masse volumique a (20°C).....	37
<b>Tableau II.2.17</b> : calcule la pression critique moyenne et la température critique moyenne.....	38
<b>Tableau II.2.18</b> : calcule de la densité moyenne des constituants à 15.5 (°C) et à 1 (atm).....	39
<b>Tableau II.4.1</b> : Comparaison entre le cas design et cas design simulé.....	41
<b>Tableau II.4.2</b> : Comparaison entre nombre d'étage, et la hauteur de la colonne.....	42
<b>Tableau II.3.3</b> : Comparaison entre les résultats.....	42
<b>Tableau II.4.1</b> : Domaine d'application des modèles thermodynamiques.....	45
<b>Tableau II.4.2</b> : Condition d'alimentation de la section déethanisation.....	46
<b>Tableau II.4.3</b> : Condition d'alimentation de la section déethanisation (compositions).....	46
<b>Tableau II.5.1</b> : Conditions de fonctionnement des charges d'alimentation de notre section cryoginique.....	49
<b>Tableau II.6.2</b> : Compositions des charges d'alimentation de notre section cryoginique.....	49
<b>Tableau II.6.1</b> : Les compositions molaire du gaz de vente cas actuel simulé et cas design simulé.....	51

<b>Tableau II.6.2</b> : composition molaire de la charge vers P10 cas actuel simulé et cas design simulé.....	52
<b>Tableau II.8.1</b> : Afficahge des resultas après l'execution du programe.....	58
<b>Tableau II.8.2</b> : Résultats récapitulatifs de la simulation.....	61
<b>Tableau II.8.3</b> : Spécification de fonctionnement dans cas actuel et optimisé.....	62
<b>Tableau II.8.4</b> : Les prix en USD selon les débits des produits dans cas Actuel et optimisée.....	63

<b>Figure I.1</b> : Situation géographique de la région de Gassi Touil (vue satellite).....	03
<b>Figure 1.2</b> : les champs de Gassi Touil.....	03
<b>Figure I.3</b> : Environnements de développement dans HYSYS.....	14
<b>Figure II.1</b> : simulation cryogénique unité G11.....	41
<b>Figure II.4.1</b> :Diagramme de simulation (PFD) G11 simulée par HYSYS V7.3.....	41
<b>Figure II.4.2</b> : Caractéristiques et Composition de la charge après les sécheurs (1090).....	44
<b>Figure II.4.3</b> : Diagramme PFD de la section dééthanisation.....	45
<b>Figure II.4.6</b> : Variation de la température dans la colonne de dééthanisation.....	47
<b>Figure II.4.7</b> : Profil des débits liquide et vapeur dans le dééthaniseur.....	47
<b>Figure II.5.1</b> : schémas (PFD) de la section dééthanisation de l'unité G11 simulé par HYSYS.....	48
<b>Figure II.5.2</b> : différentes charges alimentant notre colonne deéthaniseur ainsi que les soutirages et produits de tête et celui du fond.....	50
<b>Figure II.6.1</b> : Histogramme de la composition du gaz de vente cas design et actuel.....	51
<b>Figure II.6.2</b> : Histogramme de la composition des liquides de fond de deéthaniseur.....	52
<b>Figure II.7.1</b> paramètres et composition du gaz de vente cas actuel.....	54
<b>Figure II.7.2</b> : paramètres et composition des $(C_3+)$ recuperés du fond de deéthaniseur cas actuel.....	54
<b>Figure II.7.1</b> : choix des Stream qui contiennent les paramètres à vouloir optimiser.....	56
<b>Figure II.7.2</b> : Choix des variables dépendantes "l'affichage".....	57
<b>Figure II.8.3</b> : variation du PCS (HHV) en fonction de la température à la sortie d'expandre.....	59
<b>Figure II.8.4</b> : Variation de la chauffe du fond de dééth (QRE) en fonction de la température à la sortie de l'expandre.....	59
<b>Figure II.8.5</b> : Variation de la fraction molaire de $C_3$ à la tête d'absorber en fonction de la température à la sortie de l'expandre.....	59



# Introduction générale

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie de l'être humain. Les sciences et les progrès technique ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques à savoir tous les produits à vocation énergétique dont nous citons le pétrole et le gaz naturel ; seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergies.

L'intérêt croissant pour le gaz naturel vient du fait que la demande mondiale en énergie ne cesse de croître. Pour l'heure, la majorité de cette consommation est assurée par les énergies fossiles, avec une part grandissante pour le gaz naturel. Celui-ci est choisi pour sa souplesse d'utilisation, sa propriété et enfin l'abondance relative des ressources.

Les progrès technologiques, les nouvelles approches économiques et commerciales, les stratégies, la globalisation, les fusions et alliances, se sont combinés pour donner au gaz le dynamisme nécessaire à la matérialisation de l'espoir qu'il nourrit pour devenir << l'énergie du 21<sup>ème</sup> siècle >>.

Une bonne gestion industrielle de l'énergie dépend de l'optimisation de son utilisation lors de la production, la consommation et le transport.

L'Algérie est le sixième exportateur du gaz naturel à travers le monde, sa politique d'exportation consiste à maximiser les revenus en optimisant la récupération, et la valorisation de tous les dérivés du gaz naturel notamment le condensat et le GPL. Ces derniers connaissent une hausse des prix et une libre vente sur le marché internationale, procurent une importante source de devises pour le pays. C'est dans cette vision que l'Algérie accorde un intérêt particulier à la valorisation du gaz par son traitement avant sa commercialisation. Elle a lancé les travaux de réalisation de la nouvelle unité de traitement de gaz à GASSI TOUIL fin 2009 et la mise en service au mois de janvier 2014. Cette unité a permis à l'Algérie de disposer d'une capacité supplémentaire de traitement de 3,6 milliards standard de mètres cubes ( $\text{Sm}^3$ ) par an, soit un volume quotidien de 12 millions standard de mètres cubes ( $\text{Sm}^3$ ) de gaz. Il s'agit, en effet de la première du genre opérée et exploitée uniquement par **SONATRACH**.

Le GPL s'est imposé essentiellement grâce à ses caractéristiques propres et occupe une place de grande importance dans la stratégie de commercialisation des hydrocarbures de **SONATRACH**.

La production de GPL doit répondre aux normes de commercialisation bien spécifique (Teneur de C<sub>2</sub>- ≤3% ; Teneur de C<sub>5</sub>+ ≤ 0,4%).

Les procédés utilisés dans les unités d'extraction de GPL à GASSI TOUIL sont basés sur la condensation des hydrocarbures lourds (C<sub>3</sub><sup>+</sup>). Cette condensation est réalisée par refroidissement du gaz brut. Dans la section de traitement cryogénique du gaz naturel (la section froide G11), le taux de récupération actuel des liquides reste faible par rapport aux résultats souhaités.

Dans l'objectif de maximiser du taux de récupération des C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub>, nous avons procédé à une optimisation des paramètres opératoires dans l'unité de récupération. Cette optimisation a été réalisée sans pour autant toucher aux spécifications du GPL et sans conséquence sur une surconsommation énergétique. Cela permettra une exploitation à moindre coût et à meilleur profit.

De nos jours, la simulation et l'optimisation des procédés chimiques nécessitent la connaissance précise des propriétés d'équilibre des mélanges sur de larges gammes de températures, des pressions et des compositions. Ces méthodes représentent les modèles thermodynamiques qui ont connu un développement progressif depuis leurs apparitions.

### **L'objectif de notre travail est :**

- 1- d'étudier l'influence du changement de la charge sur les conditions opératoires de l'unité de récupération de GPL et la qualité des produits finaux;
- 2- de simuler l'unité cryogénique de G11 à l'aide d'un simulateur ASPEN HYSYS 7.3.
- 3- de simuler le cas actuel en optimisant les paramètres technologiques dans le but de contribuer à l'amélioration de la quantité et la qualité des produits finaux satisfaisant les normes commerciales exigées.



## I.1 Présentation de la région de Gassi Touil

### I.1.1 Introduction

La région de GASSI TOUIL est à vocation pétrolière et gazière. Elle est avec In-Amenas l'une des plus anciennes régions où ont été réalisées des découvertes d'hydrocarbures. Les équipements et les installations datent des années 60. C'est pour permettre le développement de cette région qu'il a été fait appel aux nouvelles structures dans le projet intégré de production de gaz de Gassi Touil.

### I.1.2 Description de la région de Gassi Touil

La région de Gassi Touil se situe à 150 km au sud de Hassi Messaoud wilaya d'Ouargla, vue par satellite (figure I.1 et I.2).

Il existe plusieurs champs de collecte qui s'étendent sur une superficie à caractère désertique sujette aux tempêtes de sable d'environ 170 km de long et 105 km de large qui produit du gaz, GPL et condensât ainsi que du pétrole brut.

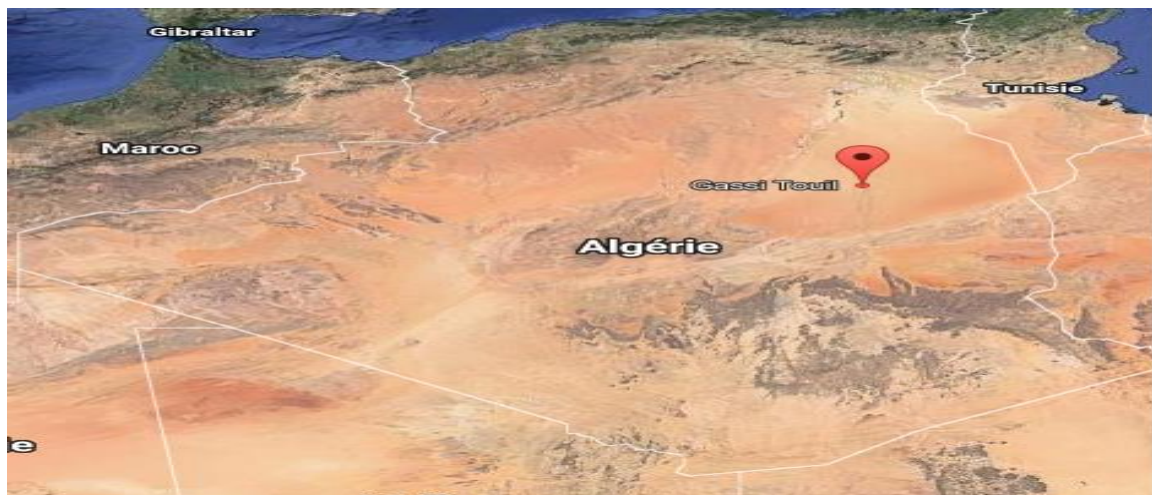


Figure II.1 : Situation géographique de la région de Gassi Touil (vue satellite).

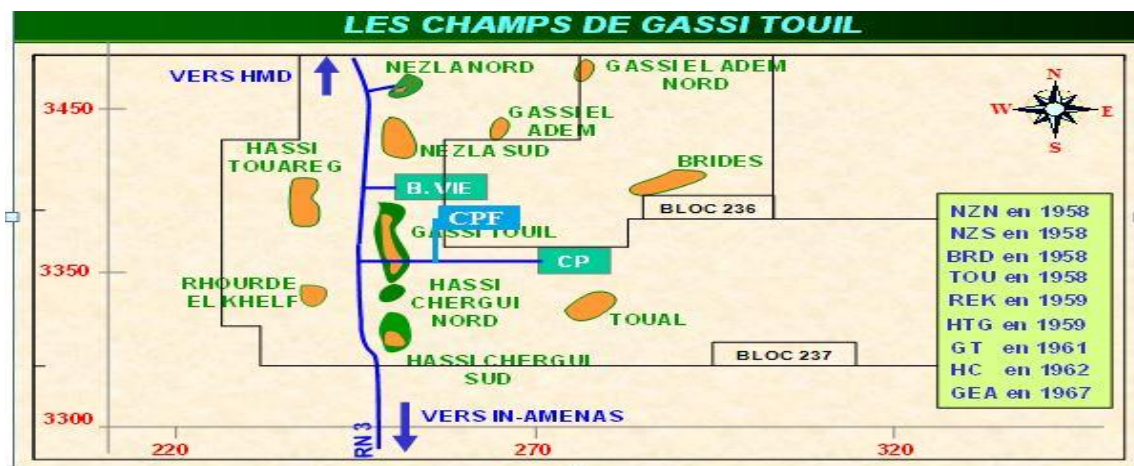


Figure 1.2 : les champs de Gassi Touil



### III.1.3 Description de la nouvelle unité de traitement du gaz

La nouvelle unité de traitement de gaz **CPF (centre production facilites)** de Gassi Touil a été inaugurée **lundi 24 Février 2014** par le ministre de l'Energie et des Mines, à l'occasion de la célébration du 43<sup>ème</sup> anniversaire de la nationalisation des hydrocarbures.

Les travaux de construction et des équipements de cette usine ont été assurés par la firme japonaise **JGC (JAPENESE GAS COMPANY)** en partenariat avec des sociétés algériennes filiales de Sonatrach et Sonelgaz. Il s'agit, en effet de la première du genre opérée et exploitée uniquement par Sonatrach. Le gaz à traiter provient des champs de : **Hassi Touareg, Gassi Touil, Roud El khalef, Nezla, Toul et Bridesse.**

L'usine CPF 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). Le CPF se compose d'un train, comporte les appareillages de process. Ce train assure une production journalière de :

- **11 .10<sup>6</sup> Sm<sup>3</sup>/jour** de gaz traité.
- **1047,144 - 1113,1 tonnes /jour** de GPL.
- **1644,89 - 1644 ,26 tonnes /jour** de condensats.
- Les hydrocarbures liquides récupérés en GPL et Condensats s'écoulent vers les installations de stockage.

Cette nouvelle usine est composée essentiellement des zones suivantes :

- La zone d'admission (G01).
- La zone boosting "compresseur booster" (G05).
- La zone de récupération de GPL (G11).
- La zone de compression de gaz résiduel (G50).
- La zone de stabilisation de condensat / débutanisation (P10).
- La zone de stockage GPL et de condensat (310).
- La zone de comptage de gaz et canalisation d'expédition (360).

### I.1.5 Description du procédé

Nous allons dans ce qui suit vous présenter une description du procédé de traitement du gaz :

#### I.1.5.1. Zone d'admission (G01)

Le système d'admission des installations centrales de traitement (**CPF**) reçoit le fluide de production (BP et HP) suivant la pression des puits. Cette zone est conçue pour séparer le gaz



brut arrivant des différents champs. Le gaz brut à haute pression (70bar) des champs de NEZLA, TOUAL et RHOUD EL KHLEF, arrive à travers 03 lignes. Il subit une séparation primaire dans le séparateur HP. Le gaz brut à basse pression (28bar) des champs de HASSI TOUARG et GASSI TOUIL, arrive à travers 02 lignes. Il subit une séparation primaire dans le séparateur BP. Le gaz sortant du séparateur BP (28bar) est acheminé vers la zone boosting (G05).

Le gaz sortant du séparateur HP (70bar) collecté avec le gaz sortant de la zone boosting pour l'acheminer vers la zone de traitement de gaz brut (G11).

Le liquide brut récupéré des séparateur HP et BP, est collecté dans le ballon de détente de condensat HP. Il est envoyé vers la zone (P10) pour le traitement. L'eau huileuse récupérée est collectée dans le ballon de détente d'eau, envoyée au pour traitement.

#### **I.1.5.2. Zone Boosting (G05)**

Cette zone contient deux moto-compresseurs à deux étages chacun. Le gaz arrivant du séparateur BP (28bar) et le ballon de détente HP (28bars) entre dans le 2<sup>ème</sup> étage HP pour être comprimé jusqu'à 70bar.

Le 1<sup>er</sup> étage BP est installé pour comprimer le gaz arrivant de la tête de stabilisateur à 12bar. Le gaz sortant de séparateur HP et la zone de boosting est envoyé à la zone (G11).

#### **I.1.5.3 Zone de traitement de gaz brut "récupération de GPL" (G11)**

Cette zone a pour rôle de traiter le gaz brut provenant de la zone boosting (G05) à 70bar à travers différentes phases pour obtenir du gaz sec et un mélange liquide (GPL et condensats). Elle est composée essentiellement des équipements suivants : (Ballon de séparation, Filtre coalesceur, démercuriseur, déshydrateurs, compresseur centrifuge de régénération, turbo-expander, échangeurs de chaleur, absorbeur, et déethaniseur).

Les flux combinés de gaz provenant du slug-catcher HP (G01) et du compresseur booster (G05) sont envoyés vers l'adsorbeur démercuriseur (G11-VW-24-101). Le but de cet adsorbeur de mercure est de réduire sa concentration dans le gaz pour protéger les roues de l'expander (G11-KH-32-201) et du compresseur-expander (G11-KA-32-201) contre la corrosion qui sont en Aluminium.

Le gaz provenant de l'adsorbeur de mercure après être passé par le filtre de gaz d'alimentation et le coalesceur (accumulateur des gouttelettes d'eau) pénètre dans deux des trois déshydrateurs de gaz (G11-VK-24-101A/B/C). Le système de déshydratation est conçu pour éliminer l'eau du gaz pour la réduire à une valeur inférieure à 0,1ppm au moyen des



déshydrateurs à lit de tamis moléculaires, évitant ainsi la formation d'hydrates dans la section froide du procédé.

Après la déshydratation, le gaz entre dans la section froide du procédé où il va subir plusieurs refroidissements et séparations pour obtenir deux charges : une charge liquide (froide) et une charge liquide-gaz (chaude) qui vont alimenter le dééthaniseur afin de produire principalement du méthane et de l'éthane, et un liquide du fond comme mélange (GPL, condensats) qui est envoyé vers la zone (P10).

#### **I.1.5.4. Zone de compression de gaz résiduel (G50)**

Cette unité consiste en deux trains identiques (Compresseur de gaz résiduel) entraîné par une turbine à gaz. Pendant le traitement du gaz, la pression baisse. Pour expédier le produit de gaz résiduel, la pression doit être augmentée pour permettre le transfert du gaz.

Dans les conditions normales, les deux trains du procédé sont en fonctionnement. La tuyauterie est disposée de manière à ce que, en cas de fonctionnement d'un seul train, l'un ou l'autre des compresseurs puisse être utilisé. Le compresseur est entraîné par la turbine à gaz du compresseur de gaz résiduel (G50-DT-27-101A).

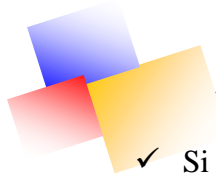
Le gaz combustible HP provenant du système de gaz combustible est utilisé pour entraîner la turbine. Le gaz d'échappement de la turbine est utilisé dans le système d'huile chaude. Le gaz entre dans l'épurateur d'aspiration des compresseurs de gaz résiduel où tout liquide restant est séparé. Après la phase de compression jusqu'à environ 70bar, le gaz est refroidi.

#### **I.1.5.5. Zone de stabilisation de condensât / débutanisation (P10)**

Le condensât d'hydrocarbures récupéré provenant du ballon de détente du slug catcher HP (G01-VD-20-201) passe par les filtres et le coalescer d'alimentation avant d'entrer dans l'unité (P10), ensuite il sera pompé vers la colonne de stabilisation pour éliminer les fractions légères.

Le gaz de tête de la colonne de stabilisation est acheminé vers le système de gaz combustible BP comme source ou vers la zone de compression de boosting (G05).

Le liquide stabilisé provenant du fond de la colonne de stabilisation (P10-CB-21-101) entre dans le plateau de tête du débutaniseur (P10-CC-21-101) comme charge. De même, pour le liquide récupéré provenant du fond du dééthaniseur (G11-CC-32-201) dans l'unité de récupération de GPL (G11) est envoyé, vers le débutaniseur (P10-CC-21-101) pour séparer le GPL et le condensat :



- ✓ Si le GPL répond aux caractéristiques exigées (Teneur en  $C_{5+} < 0,4\%$  mol. au maximum, et la teneur en  $C_{2.>} > 3\%$  mol. au maximum) il est pompé vers les sphères de stockage de GPL "On-Spec" (31G-RD-33-101A/B).
- ✓ Si le GPL produit ne répond pas aux exigences, il est détourné vers la sphère de stockage de GPL "Off-Spec" (39G-RD-33-101).
- ✓ Le condensât est acheminé vers les réservoirs de stockage "On-Spec" (31C-RA-35101A/B) si ses caractéristiques exigées (Eté : TVR= 0,476atm, Hiver : TVR = 0,680atm) sont respectées.
- ✓ En cas de production de condensât non conforme aux caractéristiques exigées, ce dernier doit être dévié vers le réservoir de condensât "Off-Spec" (39C-RM-35-101). Le condensât "Off-Spec" est renvoyé vers le ballon de détente de condensât du slug catcher HP (G01-VD-20-201) pour retraitement.

#### I.1.5.6. Zones de stockage de GPL et de condensats

Le GPL et les condensats produits par l'usine CPF sont stockés temporairement sur site avant d'être expédiés via les conduites de transport exploitées par SONATRACH.

Les dispositifs de stockage du GPL sont les suivants : Trois sphères de stockage de GPL, d'un volume de  $500\text{m}^3$ , dont une pour le produit "Off-Spec".

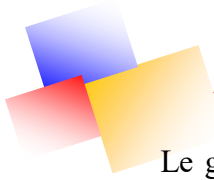
Les dispositifs de stockage de condensât sont les suivants :

- ✓ Deux réservoirs à toit flottant de stockage de condensât conformes aux spécifications, d'un volume de  $5000\text{m}^3$  à chacun.
- ✓ Un réservoir à toit fixe de stockage de condensât hors spécifications d'un volume de  $3000\text{m}^3$ .

## I.2 Généralités sur le gaz naturel

### I.2.1 Définition du gaz naturel

Le gaz naturel est une énergie primaire non renouvelable, propre et de plus en plus utilisé. Il dispose de nombreuses qualités : abondance relative, souplesse d'utilisation, qualités écologiques, prix compétitif. La mise en œuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de la production, du traitement, jusqu'au transport. Le gaz naturel, matière première de plus en plus recherchée tant pour des raisons d'environnement que d'efficacité, est désormais considéré comme une énergie de premier choix, en raison de sa disponibilité et de sa qualité d'énergie propre qui joue un rôle de plus en plus grand dans la génération électrique.



Le gaz est une énergie fossile comme l'huile ou le charbon présent naturellement dans des roches poreuses sous forme gazeuse. C'est un mélange dont le constituant principal est le méthane ( $\text{CH}_4$ ) 75% à 95%. Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom hydrocarbure.

### I.2.2 Les différents types de gaz naturel

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

**a. 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.

**b. 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.

**c. 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.

**d. Le gaz associé :**

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

### I.2.3 Les procédés de traitement de gaz

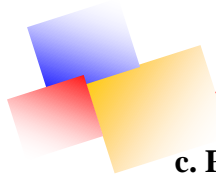
**a. Procédé PRICHARD:**

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par détente avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigèrent, pour atteindre en fin de cycle des températures voisines de  $-23^\circ\text{C}$ .

**b. 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 **Turbo-Expender**, qui permet d'atteindre une température de  $-40^\circ\text{C}$ .

Le procédé Hudson est plus performant, il permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.



**c. Procédés mixtes :**

Ils utilisent le **Turbo-Expander**, la vanne **Joule Thomson** et la **Boucle de propane**, où on atteint une température de **-66°C**.

Les procédés mixtes sont plus performants, car ils permettent une meilleure récupération des hydrocarbures liquides. Le gaz en provenance des puits producteurs est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau de gisement ; il se présente à une pression de **140 bars** et une température de **65°C**.

**I.2.4 Avantages et Inconvénients du Gaz Naturel**

**I.2.4.1 Avantages du gaz naturel**

- Le gaz naturel est l'énergie fossile le moins générateur de gaz à effet de serre et de polluants locaux.
- Il est distribué aux consommateurs sans avoir subi des transformations majeures après extraction.
- Le gaz naturel est l'un des énergies les plus économiques du marché qui devrait rester compétitif par rapport aux autres énergies.

**I.2.4.2 Inconvénients du gaz naturel**

- L'approvisionnement en gaz est soumis aux aléas de la situation politique des régions productrices (Moyen-Orient) et peut être un moyen de pression sur le plan géopolitique (dépendance de l'Europe envers la Russie).
- La nature volatile du gaz donne lieu à des règles d'installation très strictes.

**I.3 Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié GPL**

**I.3.1 Définition**

Le gaz du pétrole liquéfié appelé communément GPL; est un mélange gazeux composé essentiellement du butane et du propane à la température ambiante et à la pression atmosphérique, mais il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basse (4-18 atmosphère) , ceci présente l'intérêt de stocker une importante quantité d'énergie dans un volume réduit , ce qui permet de le transporter plus facilement que les gaz non condensable (méthane, éthane) qui exigent des pressions très élevées. .

**I.3.2 Origine du GPL**

Les GPL sont extraits à partir de diverses sources comme :

- Le pétrole brut après raffinage comme sous-produit.
- La récupération à partir des champs gaziers.



- La récupération à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel (GNL).

### I.3.4 Caractéristiques du GPL

Ci-dessous les propriétés générales des GPL :

- Les GPL sont incolores, inodores, mais pour des raisons de spécifications, ils doivent présenter une odeur caractéristique.
- Les GPL ont la particularité de se trouver à l'état gazeux à température ambiante et à pression atmosphérique, et de passer à l'état liquide sous une pression de quelques bars seulement.
- Les GPL ne sont pas corrosifs vis à vis de l'acier, ce qui facilite considérablement leurs transport et leurs stockage dans des canalisations et des bacs en acier.
- Le GPL a une tension de vapeur à (20°C) égale à **2bars** pour le butane et **8 bars** pour le propane.
- La température d'ébullition à la pression atmosphérique est de (-6°C) pour le butane et (-42°C) pour le propane.
- A pression atmosphérique, il se liquéfie à une température de l'ordre de (- 30°C).

### I.3.5 Spécifications du GPL

Cette fraction doit répondre aux spécifications :

- Teneur en C2<sup>-</sup> ≤ 3% molaire.
- Teneur en C5<sup>+</sup> ≤ 0.4% molaire.

### I.3.6 La production du GPL

D'une manière générale la charge qui constitue l'alimentation de l'unité de production de GPL est introduite successivement dans six sections à savoir : La section compression ; la section de refroidissement et séparation ; la section de déshydratation ; la section de réfrigération ; la section de fractionnement et enfin la section de Stockage.

### I.3.7 Extraction des GPL du gaz naturel

Les procédés utilisés dans les unités d'extraction de GPL en Algérie sont basés sur la condensation des hydrocarbures lourds (C3<sup>+</sup>). Cette condensation est réalisée par refroidissement du gaz brut selon un mode de réfrigération propre à chaque procédé.

D'une manière générale, le gaz brut se refroidit par détente et, par conséquent, produit du Liquide.



### I.3.10 Utilisation du GPL

Les principaux domaines d'utilisation du GPL sont :

- **Comme combustible**

Cuisine, production d'eau chaude ou chauffage, livré par les distributeurs sous forme liquide, en bouteilles ou en vrac. Dans certains cas, les clients sont alimentés à partir de réseaux propane ou d'air propane ou butane comme en Corse.

Il est utilisé par des particuliers ou des industriels comme gaz de combustion.

- **Comme carburant**

Le GPL/C, dont la composition diffère d'une région à une autre, est un carburant qui est utilisé dans des nombreux pays dans le monde, essentiellement en Amérique, en Europe et dans le sud asiatique.

#### **Domaine pétrochimique**

La demande pétrochimique globale du GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 10 %. Il est utilisé dans ce domaine comme charge de vapocraqueur à fin d'obtenir des oléfines. Le butane et le propane qui ont obtenu par la séparation du GPL utilisés pour la déshydrogénation dans la production du propylène qui vont servir comme matière première pour la synthèse des caoutchoucs.

## I.4 Généralités sur le condensât

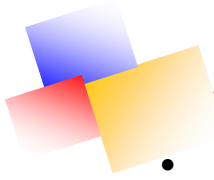
### I.4.1 Définition du Condensât

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de ( $iC_5H_{12}$ ) jusqu'au ( $C_{12}H_{26}$ ) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

### I.4.2 Caractéristiques du Condensât

Les principales caractéristiques du condensât sont :

- **Aspect** : C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- **Poids spécifique** : Densité du condensât est compris entre **0,7** à **0,8**.
- **Point d'éclair** : Son point d'éclair est inférieur à **(- 40 °C)**.



- **Limites d'inflammabilités :** Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : **1,4** et **7,6%** (dans l'air).
- **Densité de vapeur (TVR) :** Les vapeurs des condensats sont plus lourdes que l'air, la densité de ces vapeurs est de **3 à 4** plus grande que celle de l'air.

### I.4.3 Domaines d'utilisation du Condensats

La particularité du condensât résidu dans son utilisation dans deux secteurs industriels entièrement stratégiques : le raffinage et la pétrochimie.

#### a- Utilisation des condensats dans la pétrochimie

La valorisation des condensats, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie où la demande est très importante.

Il est principalement utilisé pour la production des oléfines par le vapocraquage.

#### b- Utilisation des condensats dans le raffinage

Les condensats est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites a partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensat sont moins coûteuses, et sa composition chimique riche en éléments légers.

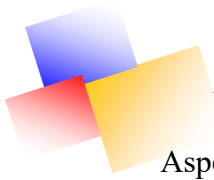
Il est utilisé dans le procédés d'isomérisation pour produire l'essence <<isomérie>>, en transformant les normales paraffines en iso paraffine qui ont un haut indice octane utilisé également dans le reforming catalytique.

## I.6 Simulation et Optimisation et des Procédés

### I.6.1 Introduction

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche, en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant d'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé. Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé.

Aspen tech HYSYS est un outil de modélisation des processus. Il est le leader du marché pour la conception, l'optimisation, la planification d'entreprise, la gestion d'actifs et de suivi des performances de production de pétrole et de gaz, de traitement du gaz, du raffinage du pétrole.



Aspen HYSYS est un élément central d'Aspen ONE qui est l'une des applications de l'ingénierie d'Aspen Tech ®.

### I.6.2 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs

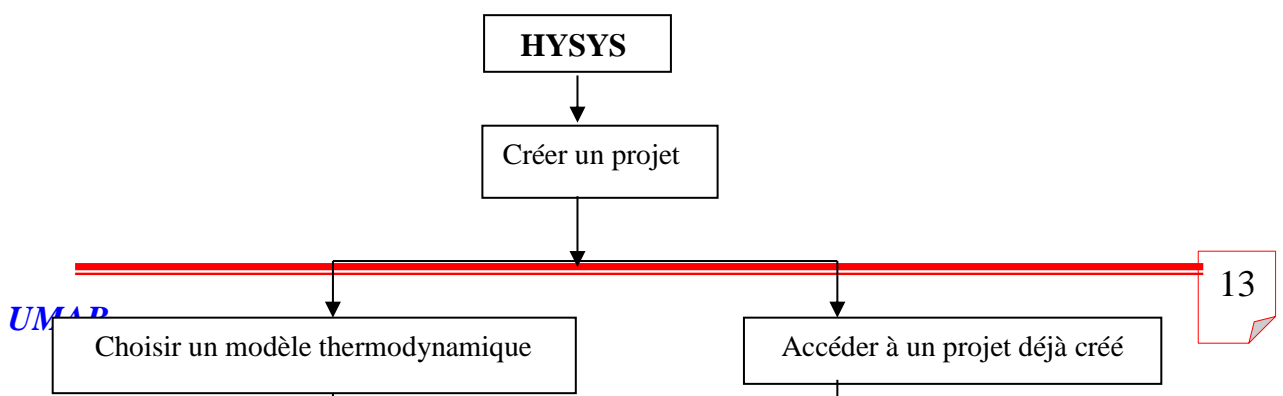
Les simulateurs de procédés, utilisés classiquement dans l'industrie, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques. Ils sont à même de fournir l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareil, analyse du fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation). Pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation de changements effectués sur les conditions opératoires, il faut des modèles pour prédire les propriétés physiques de la matière.

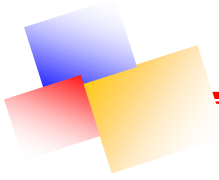
C'est pourquoi tous ces simulateurs disposent d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions normales, paramètres des lois de tension de vapeur, etc.). Cette base de données est enrichie d'un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges.

Avec ce type de logiciel, les ingénieurs peuvent à partir des données des corps purs présents dans le procédé et du schéma de procédé, développer un modèle du processus reposant sur la mise en commun des équations décrivant les différentes opérations unitaires, les réactions chimiques, les propriétés des substances et des mélanges.

### I.6.3 Modes de fonctionnement des simulateurs

Il y a deux modes de fonctionnement dans un simulateur : statique (ou stationnaire) et dynamique. Les simulateurs statiques résolvent des équations statiques qui traduisent le fonctionnement en régime permanent (à l'équilibre), tandis que les simulateurs dynamiques permettent d'évaluer l'évolution des variables dans le temps à partir de la résolution de systèmes d'équations différentielles, Les simulateurs industriels, les plus connus mondialement sont : **Les simulateurs statiques et les simulateurs dynamiques.**





**Figure I.3 :** Environnements de développement dans HYSYS

On a présenté un aperçu sur la modélisation et la simulation des procédés, le principe de fonctionnement des simulateurs de procédés et leur rôle dans le domaine de l'engineering, ainsi qu'une brève explication sur la manière dont HYSYS<sup>®</sup> procède.

Ceci qui nous facilite la tâche dans les chapitres suivants pour entamer la simulation du procédé de fractionnement, ainsi que son calcul.



II. Introduction

Notre travail consiste, en premier lieu, à calculer et à vérifier les différents paramètres opératoires actuels et de simuler via HYSYS le cas du design, ensuite faire une optimisation des paramètres de fonctionnement pour obtenir des produits finis qui répondent aux spécifications commerciales.

II.1 Partie Calcul

II.1.1 Calcul du dimensionnement du Déethaniseur « G11-CC-32-201 »

Le complexe de Gassi Touil (CPF) est en cours d'exploitation grâce à de nouvelles gisements de gaz a fort charge récemment découvert, ceci dit dans un avenir proche le complexe va connaitre une diminution de débit dû à l'épuisement des puits, ce qui nécessite une vérification des paramètres opératoires des différents équipements de l'usine.

Le dimensionnement du Déethaniseur « G11-CC-32-201 » consiste à déterminer son bilan de matière (Composition de la charge, du distillat et du résidu).

Le déethaniseur « G11-CC-32-201 » compte deux alimentations, une provenant d'un absorbeur « G11-CA-32-201 » (charge froide) et une provenant d'un ballon « G11-VA-32-202 » (charge chaude). Le tableau II.2.1 donne les propriétés de chaque charge.

Tableau II.2.1 : Les propriétés des différentes charges d'alimentation actuelle

	Pression (bar)	Température (°C)	Débit (Kmol/h)
Charge froide (1)	29,01	-60,41	2689
Charge chaude (2)	24,27	25	779,2

II.1.1.1 Bilan de matière de la colonne

F'Fr : Débit molaire de la charge froide [kmol/h].

F'Ch : Débit molaire de la charge chaude [kmol/h].

R' : Débit molaire du résidu [kmol/h].

D' : Débit molaire du distillat [kmol/h].

X'Fr,i : Concentrations molaires du constituant « i » dans la charge froide.

X'Ch,i : Concentrations molaires du constituant « i » dans la charge chaude.

Y'D,i : Concentrations molaires du constituant « i » dans le distillat.

X'R,i : Concentrations molaires du constituant « i » dans le résidu.

Le bilan de matière global de la colonne s'écrit :

F' = D' + R'

F'Fr + F'Ch = D' + R' .....[II.1.1]

Et pour chaque constituant « i » le bilan sera écrit :

X'Fr,i . F'Fr + X'Ch,i . F'Ch = Y'D,i . D + X'R,i . R' ..... [II.1.2]

L'équation obtenue sert à calculer le résidu (R') et le distillat (D'), si la concentration d'un constituant « i » dans le distillat et dans le résidu est connue.

II.1.1.2 Masse moléculaire moyenne

La masse moléculaire est calculée à partir de l'équation suivante :

Mmoy = Σ Mi . Xi' .....[II.1.3]

II.1.1.3 Paramètres opératoires



II.1.1.3.1 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 soit la complexité du mélange, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleure et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais dans notre cas, on n'a pas de ballon de reflux parce que notre charge se recycle dans l'absorbeur.

o Pression au sommet de la colonne :

Les pertes de charge entre le ballon de reflux et le sommet de la colonne sont estimées entre 0,2 et 0,4 bar, ce qui nous permet de calculer la pression au sommet de la colonne mais comme on n'a pas de ballon de reflux on prend la pression du sommet Ps.

o Pression au fond de la colonne :

Au long de la colonne, les composants passent par une série de plateaux qui provoquent une perte de charge d'environ 0,1 à 0,3 bar.

D'où :

Pf = Ps + ΔP1 ..... [II.1.4]

II.1.1.3.2 Choix de la température dans la colonne

A la pression du sommet Ps, la température au sommet de la colonne Ts est déterminée par approximations successives à partir de l'équation d'isotherme de la phase vapeur :

Σ X's,i = 1 → Σ Y's,i / Ki = 1 ..... [II.1.5]

Y's,i : Concentrations molaires du constituant « i » dans le sommet de la colonne.

La température au fond de la colonne Tf est calculée à la pression Pf par approximations successives à partir de l'équation d'isotherme de la phase liquide :

Σ Y'r,i = 1 → Σ X'r,i . Ki = 1 ..... [II.1.6]

II.1.1.4 Volatilités relatives

Dans les calculs de la rectification des mélanges complexes nous serons amenés à effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau. Pour éviter le travail long et fastidieux des approximations successives, nous pouvons utiliser une méthode simplifiée rapide donnant une précision souvent satisfaisante. Cette méthode fait intervenir la notion de volatilité relative «αi» qui est le rapport du coefficient d'équilibre du constituant « i » à celui d'un constituant de référence « r » :

αi = Ki / Kr ..... [II.1.7]



Le constituant de référence dans notre cas, est le **C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>** « clé lourde ». Les valeurs moyennes des volatilités sont déterminées par les formules suivantes :

- Dans la zone d'alimentation :

$$\alpha_{i,m} = 0,5 (\alpha_{i,1} + \alpha_{i,2}) \dots\dots\dots [\text{II.1.8}]$$

- Dans la zone de rectification :

$$\alpha_{D,i} = 0,5 (\alpha_i + \alpha_{i,m}) \dots\dots\dots [\text{II.1.9}]$$

- Dans la zone d'épuisement :

$$\alpha_{R,i} = 0,5 (\alpha_i + \alpha_{i,m}) \dots\dots\dots [\text{II.1.10}]$$

### II.1.1.5 Taux de vaporisation et compositions des phases vapeurs et liquides des Alimentations

Le taux de vaporisation ainsi que les compositions des phases vapeurs et liquides de la charge sont déterminés par approximations successives, d'après l'équation de « TREGOUBOV » :

$$\sum X'_i = \sum Y'_i = 1 \rightarrow \sum \frac{X_{F,i}}{1+e_0*(K_i-1)} = 1 \dots\dots\dots [\text{II.1.11}]$$

Avec :

- **X'i**: Concentration molaire du constituant « i » dans la phase liquide.
- **Y'i**: Concentration molaire du constituant « i » dans la phase vapeur.
- **X'F,i**: Concentration molaire du constituant « i » dans l'alimentation.

#### II.1.1.5.1 Taux de reflux minimal

Le fonctionnement à taux de reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux, le calcul se fait à partir de la formule connue de « UNDERWOOD ».

$$(r_f)_{\min} = \varphi_{\text{moy}} * \sum \frac{Y_{D,i}}{\alpha_{i,m} - \varphi_{\text{moy}}} \dots\dots\dots [\text{II.1.12}]$$

La valeur du coefficient conventionnel «  $\varphi$  » sera tirée par itération à partir de la formule suivante :

$$e_0 = \sum \frac{\alpha_i * X'_{F,i}}{\alpha_i - \varphi} \dots\dots\dots [\text{II.1.13}]$$

#### II.1.1.6 Taux de rebouillage

##### II.1.1.6.1 Taux de rebouillage minimal

Le taux de rebouillage minimal est calculé d'après l'équation suivante :

$$-(r_b)_{\min} = \sum \frac{\alpha_{i,m} * X'_{R,i}}{\alpha_{i,m} - \varphi_{\text{moy}}} \dots\dots\dots [\text{II.1.14}]$$

##### II.1.1.6.2 Taux de rebouillage optimal

Le taux de rebouillage optimal est calculé d'après l'équation suivante :



$$(r_b)_{opt} = [(D'/R')*(r_f)_{opt} + (1-e_0)*(L'/R')] - 1 \dots\dots\dots [II.1.15]$$

**II.1.1.7 Nombre de plateaux dans la colonne**

GILLILAND propose une corrélation empirique unique, entre le taux de reflux et le nombre d'étages théoriques pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbures légers. Si N<sub>min</sub> est le nombre minimal d'étages théoriques à reflux total.

$$\frac{N_{th}-N_{min.th}}{N_{th+1}} = Y \dots\dots\dots [II.1.16]$$

$$\frac{(r_f)_{opt}-(r_f)_{min}}{(r_f)_{opt} + 1} = X \dots\dots\dots [II.1.17]$$

Les deux fonctions sont reliées entre elles par l'équation suivante :

$$Y = 0,75*(1 - (X)^{0.5668}) \dots\dots\dots [II.1.18]$$

Le nombre de plateaux minimal dans la colonne est calculé à partir de l'équation de Fenske suivante :

$$N_{min} = \log\left(\frac{Y'D.C2 * X'R.C3}{Y'D.C3 * X'R.C2}\right) / \text{Log}\left(\frac{\alpha_v}{\alpha_L}\right)_{avg} \dots\dots\dots [II.1.19]$$

$$\alpha_{avg} = (\alpha_{rect} + \alpha_{épuis}) / 2 \dots\dots\dots [II.1.20]$$

**II.1.1.7.1 Nombre de plateaux réels**

$$\eta = 0.542 - 0.285 * \log(\alpha_{th} * \mu_l) \dots\dots\dots [II.1.21]$$

$$N_{réel} = \frac{N_{th}}{\eta} \dots\dots\dots [II.1.22]$$

- N<sub>th</sub>: Nombre de plateaux théorique.
- N<sub>réel</sub>: Nombre de plateaux réel dans la colonne.

**II.1.1.8 Diamètre de la colonne**

Le diamètre de la colonne est calculé d'après le premier plateau de la zone de rectification car la tête de la colonne est l'endroit le plus chargé par les vapeurs que les autres sections.

$$q_v = U \cdot S = U * \frac{\pi D_c}{4} \quad \rightarrow \quad D_c = \sqrt{\frac{4 * q_v}{\pi \cdot U}} \dots\dots\dots [II.1.23]$$

• **Débit volumique des vapeurs q<sub>v</sub> :**

Le débit des vapeurs quittant la tête de colonne est évalué selon l'équation suivante :

$$q_v = \frac{22,4 \cdot Z \cdot V_m \cdot Z \cdot (T_s+273)}{273 \cdot P_s} \dots\dots\dots [II.1.24]$$

$$V = D' * ((r_f)_{opt} + 1) \dots\dots\dots [II.1.25]$$

• **Coefficient de compressibilité Z :**

Le facteur de compressibilité est déterminé d'après les paramètres critiques (température et Pression), qui sont calculés d'après les équations suivantes :

$$T_{C_{moy}} = \sum T_{c_i} \cdot Y'_{s_i} \dots\dots\dots [II.1.26]$$

$$P_{C_{moy}} = \sum P_{c_i} \cdot Y'_{s_i} \dots\dots\dots [II.1.27]$$



Connaissant ces derniers, on calcule les paramètres réduits d'après les formules suivantes :

$$Tr = \frac{T_s}{T_{cmoy}} \dots\dots\dots [II.1.28]$$

$$Pr = \frac{P_s}{P_{cmoy}} \dots\dots\dots [II.1.29]$$

Le facteur de compressibilité Z est tiré d'après le diagramme des constantes thermodynamiques [Annexe 5].

• **Vitesse admissible des vapeurs :**

La vitesse admissible des vapeurs notées U est donnée par la formule de «**SOUDERS & BROWN**».

$$U = 8,78 \cdot 10^{-5} \cdot C \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \dots\dots\dots [II.1.30]$$

Avec : C = Le coefficient dépend du type de plateau, de la distance entre les plateaux et de la charge sur les plateaux [Annexe 3].

○ **Masse volumique des vapeurs ρV :**

Elle est calculée d'après l'équation qui suit :  $\rho_V = \frac{V_m \cdot M_{moy}}{q_v} \dots\dots\dots [II.1.31]$

○ **Masse volumique du liquide ρL :**

La masse volumique du liquide à température T est donnée par l'équation suivante :

$$\rho_L = \rho_T = (\rho_{4^{20}} - \alpha(T-20)) \dots\dots\dots [II.1.32]$$

Avec :

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \cdot \rho_{4^{20}} \dots\dots\dots [II.1.33]$$

**II.1.1.9 Hauteur de la colonne**

La hauteur de la colonne est la somme des distances suivantes :

$$H_t = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 \dots\dots\dots [II.1.34]$$

○ Hauteur de la colonne :

$$h_2 = h_p (N_{réel} - 1) \dots\dots\dots [II.1.35]$$

**II.1.1.10 Bilan thermique de la colonne**

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur. L'équation des bilans thermique de la colonne entière s'écrit comme suit :

$$Q_{Rb} + Q_{Ch} + Q_{Fr} = Q_R + Q_D \dots\dots\dots [II.1.36]$$

Avec :

D'où le débit de rebouillage est calculé par :

$$Gr = R \cdot (rb)_{opt} \dots\dots\dots [II.1.38]$$

Les différentes enthalpies sont calculées à partir de l'équation suivante :



$H = Cp \cdot T$  ..... [II.1.39]

- o L'enthalpie de la charge chaude :

$H_{Ch} = e_0 \cdot H_{Ch} + (1 - e_0) \cdot h_{Ch}$  ..... [II.1.40]

- o L'enthalpie de la charge froide :

$H_{Fr} = e_0 \cdot H_{Fr} + (1 - e_0) \cdot h_{Fr}$  ..... [II.1.41]

**II.1.1.10.1 Charge thermique de l'alimentation chaude**

$Q_{Ch} = H_{Ch} \cdot F_{ch}$  ..... [II.1.42]

**II.1.1.10.2 Charge thermique de l'alimentation froide**

$Q_{Fr} = H_{Fr} \cdot F_{Fr}$  ..... [II.1.43]

**II.1.1.10.3 Charge thermique du distillat**

$Q_D = H_D \cdot D$  ..... [II.1.44]

**II.1.1.10.4 Charge thermique du résidu**

$Q_R = h_R \cdot R$  ..... [II.1.45] **II.1.10.5**

**Charge thermique du rebouilleur**

$Q_{Rb} = -Q_{Ch} - Q_{Fr} + Q_R + Q_D$  ..... [II.1.46]

**II.2.1 Composition et Débit molaire / massique des deux charges**

D'après les analyses sur les débits de la charge 1 et 2, on détermine la masse moléculaire moyenne de chaque charge un ainsi que le débit massique et molaire de chaque constituant des deux charges.

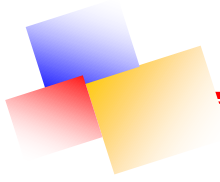
**II.2.1.1 Composition et Débit molaires/massiques et la masse moléculaire de la charge froide (charge 1)**

$X_{Fri}$  est calculé d'après la formule suivante :  $X_{Fri} = (M_i \cdot X'_{Fri}) / \sum (M_i \cdot X'_{Fri})$

- o La masse moléculaire est calculée à partir de l'équation [II.1.3]
- o Le débit massique de la charge est calculé à partir de la formule suivante :

Débit Massique (kg/h) = Débit Molaire (kmol/h)\* masse moléculaire (kg/kmol)

Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau II.2.2 suivant :



**Tableau II.2.2 :** La composition, Débit molaire/massique et la masse moléculaire de la 1<sup>ère</sup> charge froide.

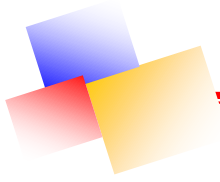
Constituants	M <sub>i</sub> (g/mol)	X' <sub>fr(i)</sub>	M <sub>moy</sub> = M <sub>i</sub> * X' <sub>fr(i)</sub> (g/mol)	X <sub>fr(i)</sub>	Débit molaire (Kmol/h)	Débit massique (Kg/h)
N <sub>2</sub>	28,013	0,002363418	0,066206424	0,0020618	6,355230513	177,9701542
CO <sub>2</sub>	44,009701	0,016310036	0,717799798	0,0223534	43,85768642	1929,524841
C <sub>1</sub>	16,0429	0,335087303	5,375772126	0,16741	901,0497585	14450,66701
C <sub>2</sub>	30,069901	0,308789328	9,285264362	0,2891577	830,3345021	24959,81233
C <sub>3</sub>	44,097	0,245686521	10,83403857	0,3373889	660,6510562	29123,08782
iC <sub>4</sub>	58,124001	0,02967493	1,724825673	0,0537138	79,79588793	4636,521204
nC <sub>4</sub>	58,124001	0,034579754	2,009913668	0,0625919	92,98495978	5402,869105
iC <sub>5</sub>	72,151001	0,011471391	0,827672369	0,025775	30,84657138	2224,874404
nC <sub>5</sub>	72,151001	0,009757221	0,703993227	0,0219235	26,23716597	1892,41126
nC <sub>6</sub>	86,177902	0,004895529	0,421886419	0,0131382	13,16407746	1134,077117
nC <sub>7</sub>	100,205	0,001053604	0,105576395	0,0032878	2,833141274	283,8009675
nC <sub>8</sub>	114,232	0,000295456	0,033750531	0,001051	0,794481199	90,72514146
nC <sub>9</sub>	128,259	2,34952E-05	0,003013476	9,384E-05	0,063178701	8,100555278
nC <sub>10</sub>	142,285	1,20129E-05	0,00170925	5,323E-05	0,032302582	4,594651822
nC <sub>11</sub>	156,313	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	18,0151	0	0	0	0	0
Σ	-	0,999669036	32,11142229	0,9988019	2688,110038	86319,03657

La masse moléculaire moyenne est :  $M_{moy} = 32,11142229 \text{ g/mol}$

Le débit massique de la charge est :  $F_{Fr} = 2689 * 32,11142229 \longrightarrow F_{Fr} = 86347,61453 \text{ kg/h}$

### II.2.1.2 Composition, Débits molaires / massiques et la masse moléculaire de la charge chaude (charge2)

Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau II.2.3 suivant :



**Tableau II.2.3 :** La Composition, Débits molaires/massiques et la masse moléculaire de la 2<sup>ème</sup> charge.

Constituants	M <sub>i</sub> (g/mol)	X' <sub>fr(i)</sub>	M <sub>moy</sub> = M <sub>i</sub> * X' <sub>fr(i)</sub> (g/mol)	X <sub>fr(i)</sub>	Débit molaire (Kmol/h)	Débit massique (Kg/h)
N <sub>2</sub>	28,013	0,004794089	0,134296828	0,0034666	3,735554443	104,6440884
CO <sub>2</sub>	44,009701	0,012242816	0,538802673	0,013908	9,53960231	419,8350432
C <sub>1</sub>	16,0429	0,406594313	6,522951945	0,1683759	316,818289	5082,684155
C <sub>2</sub>	30,069901	0,177436221	5,3354895	0,1377241	138,2583031	4157,413418
C <sub>3</sub>	44,097	0,142486239	6,28321569	0,1621876	111,0252773	4895,881666
iC <sub>4</sub>	58,124001	0,031875213	1,852714879	0,0478238	24,83716571	1443,635434
nC <sub>4</sub>	58,124001	0,050984786	2,963439746	0,0764948	39,72734547	2309,11225
iC <sub>5</sub>	72,151001	0,034957958	2,522251662	0,0651065	27,23924088	1965,338495
nC <sub>5</sub>	72,151001	0,038915403	2,807785262	0,0724769	30,32288182	2187,826276
nC <sub>6</sub>	86,177902	0,049627312	4,276777606	0,1103957	38,6696012	3332,465111
nC <sub>7</sub>	100,205	0,025904726	2,595783124	0,0670045	20,18496256	2022,63421
nC <sub>8</sub>	114,232	0,017435712	1,991716333	0,0514118	13,58590707	1551,945367
nC <sub>9</sub>	128,259	0,003175762	0,407320029	0,0105141	2,474553517	317,3837662
nC <sub>10</sub>	142,285	0,00356945	0,507879256	0,0131098	2,781315712	395,7395162
nC <sub>11</sub>	156,313	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	18,0151	0	0	0	0	0
Σ	-	0,975819076	38,74042453	1	779,2	30186,5388

La masse moléculaire est calculée à partir de l'équation [II.1.13] :

$$M_{moy} = 38,74042453 \text{ kg/kmol}$$

Le débit massique de la charge est :  $F_{ch} = 779,2 * 38,74042453 \rightarrow F_{ch} = 30186,539394$   
kg/h

### II.2.1.3 Débits et des compositions du distillat et du résidu

Pour la commodité, on fera le calcul en estimant que la concentration de propane dans le



Distillat :  $Y'_{D,C3} = 0,05218$  et la concentration d'éthane dans le résidu :  $X'_{R,C2} = 0,00035$

On à les constituants  $N_2$ ,  $CO_2$  et  $C_1$  sont pratiquement absents dans le résidu c'est-à-dire :

$$X'_{R,N2} = X'_{R,CO2} = X'_{R,C1} = 0$$

On à les constituants  $iC_4$ ,  $nC_4$ ,  $iC_5$ ,  $nC_5 \dots nC_{10}$  sont pratiquement absents dans le distillat c'est-à-dire :

$$Y'_{D,iC4} = Y'_{D,nC4} = Y'_{D,iC5} = Y'_{D,nC5} = \dots = Y'_{D,nC10} = 0$$

**II.2.1.4 Bilan matière global de la colonne**

En effectuant un bilan de matière global sur la colonne « G11-CC-32-201 » d'après l'équation [II.1] :

$$F' = D' + R'$$

**II.2.1.5 Bilan matière partiel pour chaque constituant du mélange**

En effectuant un bilan de matière partielle de chaque constituant, d'après l'équation [V.2]

$$X'_{Fr,i} \cdot F'_{Fr} + X'_{Ch,i} \cdot F'_{Ch} = Y'_{D,i} \cdot D' + X'_{R,i} \cdot R'$$

$$X'_{Fr,N2} \cdot F'_{Fr} + X'_{Ch,N2} \cdot F'_{Ch} = Y'_{D,N2} \cdot D' \dots \dots \dots (1)$$

$$X'_{Fr,CO2} \cdot F'_{Fr} + X'_{Ch,CO2} \cdot F'_{Ch} = Y'_{D,CO2} \cdot D' \dots \dots \dots (2)$$

$$X'_{Fr,C1} \cdot F'_{Fr} + X'_{Ch,C1} \cdot F'_{Ch} = Y'_{D,C1} \cdot D' \dots \dots \dots (3)$$

$$X'_{Fr,C2} \cdot F'_{Fr} + X'_{Ch,C2} \cdot F'_{Ch} = Y'_{D,C2} \cdot D' + X'_{R,C2} \cdot R' \dots \dots \dots (4)$$

$$\begin{matrix} // & // & // & // \\ // & // & // & // \end{matrix}$$

$$X'_{Ch,nC10} \cdot F'_{Ch} = X'_{R,nC10} \cdot R' \dots \dots \dots (14)$$

$$X'_{Ch,nC11} \cdot F'_{Ch} = X'_{R,nC11} \cdot R' \dots \dots \dots (15)$$

En additionnant les équations (1), (2), (3) et (4):

$$2249,9489 = D' \cdot (Y'_{D,N2} + Y'_{D,CO2} + Y'_{D,C1} + Y'_{D,C2}) + 0,00035 \cdot R'$$

Et on a :  $\sum Y'_{D,i} = 1$

$$\rightarrow Y'_{D,N2} + Y'_{D,CO2} + Y'_{D,C1} + Y'_{D,C2} + Y'_{D,C3} = 1$$

$$\rightarrow Y'_{D,N2} + Y'_{D,CO2} + Y'_{D,C1} + Y'_{D,C2} = 1 - Y'_{D,C3}$$

Donc :

$$2249,9489 = D' \cdot (1 - Y'_{D,C3}) + 0,00035 R'$$

$$2249,9489 = D' \cdot (1 - 0,05218) + 0,00035 R' \dots \dots \dots (I)$$

En additionnant les équations (5), (6), (7), (8), (9), (10), (11), (12), (13) et (14) :



$$1218,2511 = 0,0537 D' + R' (X'_{R,C3} + X'_{R,iC4} + X'_{R,nC4} + X'_{R,iC5} + X'_{R,nC5} + X'_{R,nC6} + X'_{R,nC7} + X'_{R,nC8} + X'_{R,nC9} + X'_{R,nC10} + X'_{R,nC11})$$

Et on a :

$$\sum X'_{R,i} = 1 \rightarrow X'_{R,C2} + X'_{R,C3} + X'_{R,iC4} + X'_{R,nC4} + X'_{R,iC5} + X'_{R,nC5} + X'_{R,nC6} + X'_{R,nC7} + X'_{R,nC8} + X'_{R,nC9} + X'_{R,nC10} + X'_{R,nC11} = 1$$

$$\rightarrow X'_{R,C3} + X'_{R,iC4} + X'_{R,nC4} + X'_{R,iC5} + X'_{R,nC5} + X'_{R,nC6} + X'_{R,nC7} + X'_{R,nC8} + X'_{R,nC9} + X'_{R,nC10} + X'_{R,nC11} = 1 - X'_{R,C2}$$

Donc :

$$1218,2511 = 0,00537 D' + (1 - X'_{R,C2}) \cdot R'$$

$$1218,2511 = 0,00537 D' + 0,9996 \cdot R' \dots \dots \dots \text{(II)}$$

D'après (I) et (II) :

$$2249,9489 = (1 - 0,05218) D' + 0,00035 R' \dots \dots \dots \text{(I)}$$

$$1218,2511 = 0,0537 D' + 0,9996 R' \dots \dots \text{(II)}$$

Donc on trouve :

**D' = 2373,411303 Kmol/h**

D'après (I) on a :

2249,9489 = (1 - 0,05218) \cdot 2373,4113 + 0,00035 R'

On trouve :

**R' = 1094,788697 Kmol/h**

Après on retrouve les différents composants des constituants dans le distillat et le résidu dans les tableaux suivants [II.2.4] et [II.2.5] :

**Tableau II.2.4** : Débits molaires, massiques et compositions du distillat.

Constituants	M <sub>i</sub> (g/mol)	Y' <sub>d(i)</sub>	M <sub>i</sub> * Y' <sub>d(i)</sub>	Y <sub>(i)</sub>	Débit molaire (Kmol/h)	Débit massique (Kg/h)
N <sub>2</sub>	28,013	4,36E-03	0,122032334	0,0051669	10,33923239	288,3049839
CO <sub>2</sub>	44,009701	2,29E-02	1,008086203	0,0426828	54,36535915	2381,633342
C <sub>1</sub>	16,0429	0,524435564	8,413467356	0,3562298	1244,701295	19877,0644
C <sub>2</sub>	30,069901	0,391534874	11,7734147	0,4984915	929,273295	27815,03895
C <sub>3</sub>	44,097	5,22E-02	2,301086726	0,097429	123,8502671	5436,385155
Σ	-	9,95E-01	<b>23,61808732</b>	1	2362,529449	55798,42683

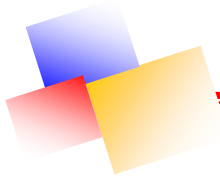
La masse moléculaire est calculée à partir de l'équation [II.1.3] :

**M<sub>moy</sub> = 23,61808732 Kg/Kmol**

Le débit massique de distillat est calculé à partir de la formule suivante :

Débit massique (kg/h) = Débit Molaire (kmol/h) \cdot Masse moléculaire (kg/kmol)

**D = 2362,529449 \* 23,61808732 → D = 55798,426 kg/h**



**Tableau II.2.5 :** Débits molaires, massiques et des compositions du résidu.

Constituants	M <sub>i</sub> (g/mol)	Y' <sub>d(i)</sub>	M <sub>i</sub> * Y' <sub>d(i)</sub>	Y <sub>(i)</sub>	Débit molaire (Kmol/h)	Débit massique (Kg/h)
C <sub>2</sub>	30,069901	0,000354306	0,010653959	0,0001949	0,387890677	11,66383408
C <sub>3</sub>	44,097	0,595150869	26,24436794	0,4800911	651,5644444	28732,03739
iC <sub>4</sub>	58,124001	0,09151086	5,318977296	0,0973006	100,1850556	5823,156224
nC <sub>4</sub>	58,124001	0,118589678	6,892906481	0,1260927	129,8306386	7546,276106
iC <sub>5</sub>	72,151001	0,05326232	3,842929677	0,0702991	58,31098555	4207,195975
nC <sub>5</sub>	72,151001	0,052060453	3,756213775	0,0687128	56,99519521	4112,260385
nC <sub>6</sub>	86,177902	0,049225362	4,242138475	0,0776019	53,89137046	4644,245254
nC <sub>7</sub>	100,205	0,021440922	2,148487674	0,0393025	23,47327956	2352,140021
nC <sub>8</sub>	114,232	0,013440515	1,53533693	0,0280861	14,71452381	1680,869517
nC <sub>9</sub>	128,259	0,002354339	0,301965225	0,0055239	2,577504175	330,588115
nC <sub>10</sub>	142,285	0,002610375	0,371417246	0,0067944	2,857809275	406,6234032
nC <sub>11</sub>	156,313	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	18,0151	0	0	0	0	0
Σ	-	1	<b>54,66539468</b>	1	1094,788697	59847,05622

La masse moléculaire est calculée à partir de l'équation [II.1.3] :

$$M_{\text{moy}} = 54,66539468 \text{ Kg/Kmol}$$

Le débit massique de distillat est calculé à partir de la formule suivante :

$$\text{Débit massique (kg/h)} = \text{Débit Molaire (kmol/h)} * \text{masse moléculaire (kg/kmol)}$$

$$R = 1094,788 * 54,66539468 \longrightarrow R = 59847,056 \text{ kg/h}$$

## II.2.2 La pression et la température dans les différentes zones de la colonne

### II.2.2.1 Au sommet de la colonne

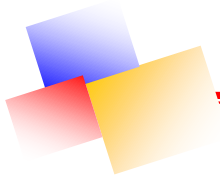
Au sommet de la colonne, nous aurons une pression de **P<sub>s</sub> = 24,78bar**, On déterminée la température par approximations successives à partir de l'équation d'isotherme de la phase vapeur au point de rosée [II.1.5].

Et pour la détermination des coefficients d'équilibre « K<sub>i</sub> », nous utilisons [ANNEXES 6]

Les valeurs de **K<sub>i</sub>** sont représentées dans le tableau II.2.6 suivant :

**Tableau II.2.6 :** La température de rosée au sommet de la colonne.

Constituants	Y' <sub>d(i)</sub>	K <sub>i</sub>	Y' <sub>d(i)</sub> / K <sub>i</sub>
N <sub>2</sub>	0,0044	16	0,0003
CO <sub>2</sub>	0,0229	1,5	0,0153



C <sub>1</sub>	0,5244	4,5	0,1165
C <sub>2</sub>	0,3915	0,43	0,9105
C <sub>3</sub>	0,0522	0,93	0,0561
Σ	0,9954	-	1,0987

Donc on trouve la température égale à **T<sub>s</sub> = -17 C°**

**II.2.2.2 Au fond de la colonne**

Au fond de la colonne, nous aurons d’après l’équation [II.1.4]

On prend : ΔP<sub>1</sub> = 0,14 (les pertes de charge dans la colonne)

$$P_f = 24,78 + 0,14 \rightarrow P_f = 24,92 \text{ bar}$$

La température est déterminée par approximations successives à partir de l’équation d’isotherme de la phase liquide au point de bulle [II.1.6].

Les valeurs de **K<sub>i</sub>** sont représentées dans le tableau II.2.7 suivant :

**Tableau II.2.7** : La température de bulle au fond de la colonne.

Constituants	X' <sub>r(i)</sub>	K <sub>i</sub>	K <sub>i</sub> * X' <sub>r(i)</sub>
C <sub>2</sub>	0,0004	3	0,0011
C <sub>3</sub>	0,5952	1,38	0,8213
iC <sub>4</sub>	0,0915	0,8	0,0732
nC <sub>4</sub>	0,1186	0,6	0,0712
iC <sub>5</sub>	0,0533	0,3	0,0160
nC <sub>5</sub>	0,0521	0,23	0,0120
nC <sub>6</sub>	0,0492	0,16	0,0079
nC <sub>7</sub>	0,0214	0,1	0,0021
nC <sub>8</sub>	0,0134	0,025	0,0003
nC <sub>9</sub>	0,0024	0,011	0,0000
nC <sub>10</sub>	0,0026	0,004	0,0000
nC <sub>11</sub>	0,0000	0	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0	0,0000
Σ	1	-	1,005078716

Donc on trouve la température égale à **T<sub>f</sub> = 95 C°**

**II.2.2.3 Dans l’alimentation de la colonne**

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

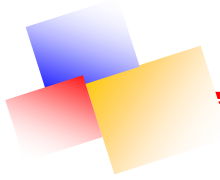
$$P = 0.5 (P_f + P_s) = 0.5 (24,92 + 24,78) \rightarrow P = 24,85 \text{ bar}$$

La température dans les zones d’alimentation est déterminée par approximations successives selon l’équation de l’isotherme de la phase liquide [II.1.6] et de l’équation d’isotherme de la phase vapeur [II.1.5] et à l’aide du diagramme (Scheibel & Jenny).

**II.2.2.3.1 Pour la 1<sup>ère</sup> charge :**

Pour une **P=29,01bar** on a la charge complètement liquide, Les valeurs de **K<sub>i</sub>** sont représentées dans le tableau II.2.8 suivant :

**Tableau II.2.8** : La température de la 1<sup>ère</sup> charge dans l’alimentation.



Constituants	X <sub>r(i)</sub>	K <sub>i</sub>	X <sub>r(i)</sub> * K <sub>(i)</sub>
N <sub>2</sub>	0,0024	12	0,0284
CO <sub>2</sub>	0,0163	0,7	0,0114
C <sub>1</sub>	0,3351	2,8	0,9382
C <sub>2</sub>	0,3088	0,1	0,0309
C <sub>3</sub>	0,2457	0,001	0,0002
iC <sub>4</sub>	0,0297	0,004	0,0001
nC <sub>4</sub>	0,0346	0,0002	0,0000
iC <sub>5</sub>	0,0115	0,0004	0,0000
nC <sub>5</sub>	0,0098	0,0002	0,0000
nC <sub>6</sub>	0,0049	0	0,0000
nC <sub>7</sub>	0,0011	0	0,0000
nC <sub>8</sub>	0,0003	0	0,0000
nC <sub>9</sub>	0,0000	0	0,0000
nC <sub>10</sub>	0,0000	0	0,0000
nC <sub>11</sub>	0,0000	0	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0	0,0000
Σ	0,999669036	/	1,009279263

Donc on trouve la température égale à **T<sub>fr</sub> = -58 C°**

**II.2.2.3.2 Pour la 2<sup>ème</sup> charge**

La 2<sup>ème</sup> charge n'est pas complètement vaporiser elle contient un pourcentage de liquide, donc on applique le bilan flash isotherme pour vérification de l'équation  $|\sum x_i - \sum y_i| = 0$  dans tableau II.2.9, Avec :  $X_i = [x_F] / [e_0 * (k_i - 1) + 1]$  et  $Y_i = K_i * X_i$ .

Pour trouver la température par approximation successives : **F=L+V**

$$F * X_F = L * X_i + V * Y_i * X_F = (V/F) * Y_i + (L/F) * X_i$$

**e<sub>0</sub> = (V/F) = 0,596321394** : Taux de vaporisation calculer d'après la relation de

«TREGOUBOV»

$$X_F = e_0 * y_i + ((F-V)/F) * x_i$$

$$X_F = e_0 * y_i + (1-e_0) * x_i$$

$$X_F = q * (x_i * K_i) + (1-e_0) * x_i$$

$$X_i = [x_F] / [(e_0 * k_i - e_0) + 1]$$

Donc:

$$X_i = [x_F] / [e_0 * (k_i - 1) + 1]$$

**Tableau II.2.9** : La température de la 2<sup>ème</sup> charge dans l'alimentation.

Constituants	X' i	K i	X i	Y i
N <sub>2</sub>	0,0048	20	0,0004	0,0078
CO <sub>2</sub>	0,0122	3,43	0,0050	0,0171
C <sub>1</sub>	0,4066	7,6	0,0824	0,6261

C <sub>2</sub>	0,1774	1,55	0,1336	0,2071
C <sub>3</sub>	0,1425	0,56	0,1932	0,1082
iC <sub>4</sub>	0,0319	0,26	0,0571	0,0148
nC <sub>4</sub>	0,0510	0,159	0,1023	0,0163
iC <sub>5</sub>	0,0350	0,08	0,0774	0,0062
nC <sub>5</sub>	0,0389	0,058	0,0888	0,0052
nC <sub>6</sub>	0,0496	0,021	0,1192	0,0025
nC <sub>7</sub>	0,0259	0,007	0,0635	0,0004
nC <sub>8</sub>	0,0174	0,0027	0,0430	0,0001
nC <sub>9</sub>	0,0032	0,0013	0,0079	0,0000
nC <sub>10</sub>	0,0036	-	-	-
nC <sub>11</sub>	0,0000	-	-	-
H <sub>2</sub> O	0,0000	-	-	-
Σ	1,0000	-	0,97374448	1,0117878

Donc on trouve :  $|\sum xi - \sum yi| = 0,038043$  donc :  $T_{ch} = 26 \text{ }^\circ\text{C}$

**NB : La clé légère et la clé lourde**

- Clé légère : C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>
- Clé lourde : C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>

### II.2.3 Volatilités relatives

Nous calculons maintenant les volatilités relatives des constituants aux différents niveaux de la Colonne en se basant sur l'équation [II.1.7]. les valeurs moyennes des volatilités dans la zone d'alimentation sont déterminées par l'équation [II.1.8]. les résultats sont illustrés dans les tableaux II.2.10 ci-dessous:

**Tableau II.2.10** : Volatilités relatives de la zone d'alimentation.

Constituants	Charge froide		Charge chaude		$\alpha_{i,m}$
	Ki	$\alpha_{i,1} = Ki / K_{(C3)}$	Ki	$\alpha_{i,2} = Ki / K_{(C3)}$	
N <sub>2</sub>	12,0000	1090,9091	20,0000	35,7143	563,3117
CO <sub>2</sub>	0,7800	70,9091	3,4300	6,1250	38,5170
C <sub>1</sub>	3,0000	272,7273	7,6000	13,5714	143,1494
C <sub>2</sub>	0,2050	18,6364	1,5500	2,7679	10,7021
C <sub>3</sub>	0,0110	1,0000	0,5600	1,0000	1,0000
iC <sub>4</sub>	0,0062	0,5636	0,2600	0,4643	0,5140
nC <sub>4</sub>	0,0009	0,0818	0,1590	0,2839	0,1829
iC <sub>5</sub>	0,0004	0,0364	0,0800	0,1429	0,0896
nC <sub>5</sub>	0,0002	0,0182	0,0580	0,1036	0,0609
nC <sub>6</sub>	—	—	0,0210	0,0375	0,0188
nC <sub>7</sub>	—	—	0,0070	0,0125	0,0063
nC <sub>8</sub>	—	—	0,0027	0,0048	0,0024
nC <sub>9</sub>	—	—	0,0013	0,0023	0,0012
nC <sub>10</sub>	—	—	—	—	—

nC <sub>11</sub>	—	—	—	—	—
H <sub>2</sub> O	—	—	—	—	—

Les valeurs moyennes des volatilités relatives dans la zone de rectification et d'épuisement sont calculées à partir des équations [II.1.9] et [II.1.10] les résultats sont illustrés dans les tableaux II.2.11 et II.2.11 ci-dessous:

**Tableau II.2.11 :** Volatilités relatives de la zone de rectification.

Constituants	K <sub>i</sub>	$\alpha_i = K_i / K_{(C3)}$	$\alpha_{i,m}$	$\alpha_{i,D}$
N <sub>2</sub>	16	106,6667	563,3117	334,9892
CO <sub>2</sub>	1,78	11,8667	38,5170	25,1919
C <sub>1</sub>	4,8	32	143,1494	87,5747
C <sub>2</sub>	0,6	4	10,7021	7,3511
C <sub>3</sub>	0,15	1	1	1

**Tableau II.2.12 :** Volatilités relatives de la zone d'épuisement.

Constituants	K <sub>i</sub>	$\alpha_i = K_i / K_{(C3)}$	$\alpha_{i,m}$	$\alpha_{i,R}$
C <sub>2</sub>	3	2,2222	10,7021	6,4622
C <sub>3</sub>	1,35	1,0000	1,0000	1,0000
iC <sub>4</sub>	0,7	0,5185	0,5140	0,5162
nC <sub>4</sub>	0,54	0,4000	0,1829	0,2914
iC <sub>5</sub>	0,26	0,1926	0,0896	0,1411
nC <sub>5</sub>	0,23	0,1704	0,0609	0,1156
nC <sub>6</sub>	0,11	0,0815	0,0188	0,0501
nC <sub>7</sub>	0,05	0,0370	0,0063	0,0216
nC <sub>8</sub>	0,025	0,0185	0,0024	0,0105
nC <sub>9</sub>	0,011	0,0081	0,0012	0,0047
nC <sub>10</sub>	0,004	0,0030		0,0015
nC <sub>11</sub>	-	-	-	-
H <sub>2</sub> O	-	-	-	-

### II.2.4 Coefficient conventionnel

La valeur de  $\varphi$  dans l'équation varie généralement entre les volatilités relatives des constituants clés :

$$\alpha_{m,C3} = 1 < \varphi < \alpha_{m,C2} = 10,702110$$

Les résultats de calcul montrent que pour :

La charge froide la valeur supposée de  $\varphi_F = 1,37$  est correcte.

La charge chaude la valeur supposée de  $\varphi_{ch} = 1,66$  est correcte.



**II.2.5 Taux de vaporisation et compositions des phases vapeurs et liquides des alimentations**

Le taux de vaporisation « e<sub>0</sub> », de l'alimentation à l'entrée de la colonne est déterminé par itération successive dans tableau II.2.13 de façon à vérifier l'équation [II.1.11].

**Tableau II.2.13** : Compositions molaires des phases vapeurs et liquides des deux charges.

Constituants	Charge froide	Charge chaude
	Taux de vaporisation $e_0(fr) = \frac{(X'_{fri} * \alpha_i)}{(\alpha_i - \phi)}$	Taux de vaporisation $e_0(ch) = \frac{(X'_{chi} * \alpha_i)}{(\alpha_i - \phi)}$
N <sub>2</sub>	0,00236639	0,005027781
CO <sub>2</sub>	0,016631362	0,016794457
C <sub>1</sub>	0,336779057	0,463258093
C <sub>2</sub>	0,333290224	0,443304548
C <sub>3</sub>	-0,664017626	-0,215888241
iC <sub>4</sub>	-0,020742341	-0,012376875
nC <sub>4</sub>	-0,002196315	-0,01051983
iC <sub>5</sub>	-0,000312785	-0,00329171
nC <sub>5</sub>	-0,000131234	-0,002589598
nC <sub>6</sub>	0	-0,00114701
nC <sub>7</sub>	0	-0,000196546
nC <sub>8</sub>	0	-5,07891E-05
nC <sub>9</sub>	0	-4,44737E-06
nC <sub>10</sub>	0	0
nC <sub>11</sub>	0	0
H <sub>2</sub> O	0	0
$\Sigma$	<b>0,001666732</b>	<b>0,682319833</b>

- Donc le taux de vaporisation de la 1<sup>ère</sup> Charge (charge froide) égale à : **e<sub>0.1</sub> = 0,0016**
- Donc le taux de vaporisation de la 2<sup>e</sup> Charge (charge chaude) égale à : **e<sub>0.2</sub> = 0,6823**

**II.2.7 Taux de rebouillage**

**II.2.7.1 Taux de rebouillage minimal**



Le taux de rebouillage minimal est déterminé à partir de la formule [II.1.14] et exprimée dans tableau II.2.15 :

$$(r_b)_{\min} = -1.224741$$

Tableau II.2.14 : Calcul du taux de rebouillage minimal

Constituants	X' i,R	Taux minimal (i)
C <sub>2</sub>	3,54E-04	0,000412733
C <sub>3</sub>	0,595150869	-1,155632755
iC <sub>4</sub>	9,15E-02	-0,046984202
nC <sub>4</sub>	0,118589678	-0,016279905
iC <sub>5</sub>	5,33E-02	-0,003348458
nC <sub>5</sub>	5,21E-02	-0,002179502
nC <sub>6</sub>	4,92E-02	-0,000616859
nC <sub>7</sub>	2,14E-02	-8,88191E-05
nC <sub>8</sub>	1,34E-02	-2,1421E-05
nC <sub>9</sub>	2,35E-03	-1,80516E-06
nC <sub>10</sub>	2,61E-03	0
nC <sub>11</sub>	0,00E+00	0
H <sub>2</sub> O	0,00E+00	0
Σ	1,00E+00	-1,224741

### II.2.7.2 Taux de rebouillage optimal

Le taux de rebouillage optimal est calculé d’après l’équation [II.1.15] et on trouve que :

$$(rb)_{opt} = 0,817842$$

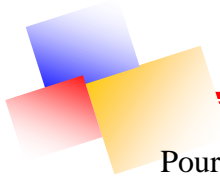
### II.2.8 Nombre de plateaux dans la colonne « G11-CC-32-201 »

#### II.2.8.1 Nombre d’étages minimal

Pour effectuer ce calcul, on doit calculer d’abord le nombre de plateaux minimal en utilisant les équations [II.1.19] [II.1.20], on trouve :

$$N_{\min} = 8,3188$$

#### II.2.8.2 Nombre d’étages théoriques



Pour calculer le nombre d'étage théorique on utilise les équations [II.1.16], [II.1.17] [II.1.18], on trouve :

$$X = \frac{(rf)_{opt} - (rf)_{min}}{(rf)_{opt} + 1}$$

$$Y = \frac{N_{th} - N_{min}}{N_{th} + 1}$$

Les deux fonctions sont reliées entre elles par l'équation [II.1.18] Ou bien par le diagramme de GILLILAND [ANNEXE 9]. Donc on a :

$$X = -0,0469 \text{ (il n'ya pas de reflux)}$$

$$\text{Et } Y = 0,617$$

$$\text{Donc : } \frac{N_{th} - N_{min}}{N_{th} + 1} = 0,617$$

$$N_{th} = 23,359$$

### II.2.8.3 Calcul de l'efficacité des plateaux

L'efficacité de la colonne a été estimée en utilisant l'équation [II.1.21] :

$$\eta = 0,542 - 0,285 * \log(\alpha_{lh} * \mu_l)$$

Où :

- o  $\eta$ : Efficacité de l'étape globale ( $0 < \eta < 1$ )
- o  $\alpha_{lh}$ : Volatilité relative entre les composants clés = 10,702
- o  $\mu_l$ : Viscosité de l'alimentation en conditions de colonne moyennes ( $mN.s.m^{-2}$ )  
 $\mu_l = 0,03123$

Donc on trouve :

$$\eta = 0,67762$$

### II.2.8.4 Le nombre de plateaux réels dans la colonne

Le nombre de plateaux dans la colonne est calculé d'après la relation [II.1.22] :

$$N_{réel} = 34 \text{ plateaux}$$

### II.2.9 Le diamètre de la colonne « G11-CC-32-201 »

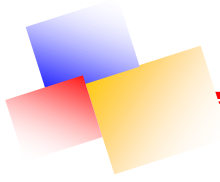
#### II.2.9.1 Diamètre de la zone de flash :(entre le sommet et le 10<sup>ème</sup> plateaux)

L'estimation du diamètre dépend du débit volumique des vapeurs quittant la tête de la colonne.

Le diamètre est calculé par l'expression [II.1.23], [II.1.24]

#### o Débit volumique des vapeurs quittant le sommet :

Le débit molaire des vapeurs quittant la tête de la colonne est évalué selon le débit total du liquide V, déterminé par l'équation [II.1.25] comme suit :



$$V = 2666,69 \text{ Kmol/h}$$

o **Coefficient de compressibilité Z :**

Le facteur de compressibilité est déterminé en fonction des paramètres critiques qu'on trouve dans [Annexe 5], les résultats sont illustrés dans le tableau II.2.16 ci-dessous :

**Tableau II.2.15 :** Calcul des paramètres critiques.

Constituants	$Y_{i,s}$	$T_{c,i}$ (°C)	$P_{c,i}$ (bar)	$Y_{i,s} * T_{c,i}$ (°K)	$Y_{i,s} * P_{c,i}$ (bar)
N <sub>2</sub>	4,36E-03	-146,96	33,944	-0,6402	0,1479
CO <sub>2</sub>	2,29E-02	30,95	73,7	0,7089	1,6882
C <sub>1</sub>	0,524435564	-82,45	46,407	-43,2397	24,3375
C <sub>2</sub>	0,391534874	32,278	48,839	12,6380	19,1222
C <sub>3</sub>	5,22E-02	96,748	42,567	5,0485	2,2212
$\Sigma$	9,95E-01	-	-	<b>-25,4845</b>	<b>47,5169</b>

La température et la pression critique moyenne sont calculées par les équations [II.1.26] et [II.1.27] :

$$T_{cmoy} = 247,6655 \text{ °K} \quad , \quad P_{cmoy} = 47,516942 \text{ bar}$$

Calculons alors les paramètres réduits d'après les formules [II.1.28] et [II.1.29]

$$D'où : \quad Tr = 1,0401 \text{ °K} \quad , \quad Pr = 0,5214 \text{ bar}$$

D'après le diagramme des constantes thermodynamiques [Annexe 4], nous trouvons :

$$Z = 0,7983$$

Le débit volumique calculé par l'équation [II.1.24] est de :

$$qv = 1409,239 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$qv = 0,39145 \text{ m}^3/\text{s}$$

o **La vitesse admissible des vapeurs :**

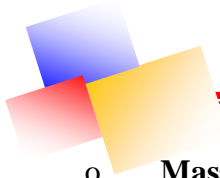
Elle est calculée par l'équation [II.1.30]:

$$Où : C = 0,11 \text{ m/s}, D'après [Annexe 3] : (C = f(\phi) = f\left(\frac{L}{V} * \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}\right))$$

o **Masse volumique des vapeurs  $\rho_v$  :**

A partir de l'équation [II.1.31], on trouve :

$$\rho_v = 34,7018 \text{ Kg/m}^3$$



o Masse volumique du liquide  $\rho_L$  :

$$\rho_L = \rho_4^t$$

La masse volumique du liquide à température T est donnée par l'équation [II.1.32] et [II.1.33] :

$\rho_4^{20}$ : La masse volumique à 20°C

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132 * (1/\rho_4^{20})$$

Avec :

$$1/\rho_4^{20} = \sum (x_{Di} / \rho_{4i}^{20})$$

$X_{D,i}$  : Concentration massique de l'élément « i ».

$$X_{Di} = (X'_{Di} * M_i) / \sum (X'_{Di} * M_i)$$

Les concentrations massiques sont données dans le tableau II.2.17 suivant:

**Tableau II.2.16** : Calcul de la masse volumique a 20(°C).

Constituants	$\rho_4^{20}$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$X_{D,i}$	$X_{D,i} / \rho_4^{20}$
N <sub>2</sub>	806,374	5,17E-03	6,41E-06
CO <sub>2</sub>	825,335	4,27E-02	5,17E-05
C <sub>1</sub>	299,394	3,56E-01	1,19E-03
C <sub>2</sub>	355,683	4,98E-01	1,40E-03
C <sub>3</sub>	506,678	9,74E-02	1,92E-04
$\Sigma$		1,00E+00	2,84E-03

Donc:  $\rho_4^{20} = 351,8953 \text{ kg/m}^3$

Avec:  $\alpha = 0.001828 - 0.00132 * (1/\rho_4^{20})$   
 $\alpha = 0.001824$

La masse volumique du liquide est :  $\rho_L = 351,9601694 \text{ kg/m}^3$

D'où la vitesse admissible des vapeurs :

$$U = 0,105128318 \text{ m/s}$$

Donc le diamètre de la colonne d'après l'équation [II.1.23] est:

$$D_c = 2,177942431 \text{ m}$$

**II.2.9.2 Diamètre de la zone d'épuisement** (du 10<sup>ème</sup> plateaux jusqu'au fond de la colonne) :

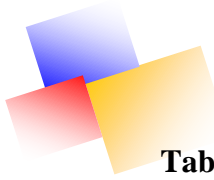
$$M_{\text{moy}} = 54,66539 \text{ Kg/Kmol}$$

$$V = V' = 2666,69 \text{ Kmole/h}$$

$$V'_{\text{mass}} = V'_{\text{mol}} * M_{\text{moy}} = 145775,64886 \text{ Kg/h}$$

o Coefficient de compressibilité Z :

Le facteur de compressibilité est déterminé en fonction des paramètres critiques, les résultats sont illustrés dans le tableau II.2.18 ci-dessous :



**Tableau II.2.17 :** calcule la pression critique moyenne et la température critique moyenne.

Constituants	X <sub>R,i</sub>	T <sub>C,i</sub> (°K)	X <sub>R,i</sub> * T <sub>C,i</sub>	P <sub>C,i</sub> (bar)	X <sub>R,i</sub> * P <sub>C,i</sub>
C <sub>2</sub>	0,0002	305,32	0,0595	48,72	0,0095
C <sub>3</sub>	0,4801	369,83	177,5521	42,48	20,3943
iC <sub>4</sub>	0,0973	425,12	41,3644	37,96	3,6935
nC <sub>4</sub>	0,1261	407,65	51,4017	36,4	4,5898
iC <sub>5</sub>	0,0703	469,7	33,0195	33,7	2,3691
nC <sub>5</sub>	0,0687	461	31,6766	34,1	2,3431
nC <sub>6</sub>	0,0776	507,6	39,3907	30,25	2,3475
nC <sub>7</sub>	0,0393	540,2	21,2312	27,4	1,0769
nC <sub>8</sub>	0,0281	568,7	15,9726	24,9	0,6993
nC <sub>9</sub>	0,0055	594,6	3,2845	22,9	0,1265
nC <sub>10</sub>	0,0068	617,17	4,1933	21,1	0,1434
nC <sub>11</sub>	0	639	0	19,8	0
H <sub>2</sub> O	0	0	0	0	0
Σ	1		<b>419,1461</b>		<b>37,7928</b>

Calculer par les équations: [II.1.26] et [II.1.27] :

$$P_{cmoy} = 37,7928 \text{ bar} \quad , \quad T_{cmoy} = 419,1461^\circ\text{K}$$

On calcul la température et la pression réduite a la température et pression du fond de colonne à T=95°C par les équations [II.1.28] et [II.1.29] :

$$T_{r1} = 0,6883 \quad , \quad P_{r1} = 0,0026$$

$$T_{r2} = 0,8779 \quad , \quad P_{r2} = 0,6593$$

D'après [Annexe 5] on trouve le facteur de compressibilité Z=0,69 et le coefficient d'expansion on trouve ω<sub>1</sub> = 0,11 et ω<sub>2</sub> = 0,093 [ANNEXE 10]

$$\rho_v = \frac{P_f * M_f}{Z * R * T} = \frac{(24,92 * 10^5) * (54,6635 * 10^{-3})}{0,69 * 8,314 * (95 + 273)} = 64,5335 \text{ Kg/m}^3$$

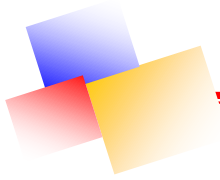
o **Le débit de vapeur volumique V'<sub>vol</sub> :**

$$V'_{vol} = \frac{v'_{mass}}{\rho_v} = \frac{145775,64886}{64,5335} = 2258,9143 \text{ m}^3/\text{h} = 0,6274 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\left(\frac{d_1}{\omega_1}\right)_{15,5} = \left(\frac{d_2}{\omega_2}\right)_{95} \quad \text{avec} \quad d_1 = \frac{\sum M_i * X_i}{\sum \left(\frac{M_i * X_i}{d_i}\right)}$$

Pour calculer d<sub>1</sub> on doit prélever de [Annexe 4] les densités des constituants à 15,5°C, tableau II.2.19 est donne la densité moyenne des constituants.

**Tableau II.2.18 :** calcule de la densité moyenne des constituants à 15.5 (°C) et à 1 (atm).



Constituants	Mi * X' R <sub>i</sub>	Densités	(Mi * X' R <sub>i</sub> )/ densité
C <sub>2</sub>	0,01065396	0,374	0,028486522
C <sub>3</sub>	26,2443679	0,5008	52,40488806
iC <sub>4</sub>	5,3189773	0,563	9,447561804
nC <sub>4</sub>	6,89290648	0,58	11,88432152
iC <sub>5</sub>	3,84292968	0,625	6,148687484
nC <sub>5</sub>	3,75621378	0,7	5,366019679
nC <sub>6</sub>	4,24213847	0,9	4,713487194
nC <sub>7</sub>	2,14848767	1	2,148487674
nC <sub>8</sub>	1,53533693	1,04	1,476285509
nC <sub>9</sub>	0,30196522	-	-
nC <sub>10</sub>	0,37141725	-	-
nC <sub>11</sub>	0	-	-
H <sub>2</sub> O	0	-	-
Σ	54,6653947	-	<b>93,61822544</b>

$$d_1 = \frac{54,6653}{93,6182} = 0,5839183, \quad d_2 = \frac{0,583918 \cdot 0,093}{0,11} = 0,49367638$$

$$\rho_L = 0,493676 \cdot 1000 = 493,676 \text{ Kg/m}^3$$

$$C = f(\phi) = f\left(\frac{L}{V} * \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}\right) \text{ De [Annexe 3] en trouve } \phi = 0,19 \text{ alors } C = 0,11 \text{ m/s.}$$

o **La vitesse admissible des vapeurs :**

$$U = 0,11 * \sqrt{\frac{493,676 - 64,5335}{64,5335}} \quad \text{donc} \quad \mathbf{U = 0,089659812 \text{ m/s}}$$

Alors :

$$D_c = \sqrt{\frac{4 * 0,6274}{3,14 * 0,0896}} \quad \text{D'où} \quad \mathbf{D_c = 2,358345 \text{ m}}$$

### II.2.11 La hauteur de la colonne

La hauteur de la colonne est la somme des distances suivantes :

$$\text{Ou :} \quad \mathbf{H_t = h_1 + h_2 + h_3 + h_4}$$

H<sub>t</sub> : La hauteur totale de la colonne.

h<sub>1</sub> : La hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur qui est égal à 1,2 m.

h<sub>2</sub> : La Hauteur de la colonne.

h<sub>3</sub> : La hauteur entre le plateau 9 et le plateau 10, elle est de 4,05 m

h<sub>4</sub> : La hauteur de l'espace libre au- dessous du plateau inférieur, qui est égale à 5,39 m

o La Hauteur de la colonne :

À partir de la formule [II.6.35], on trouve :

$h_p$  : L'espace entre les plateaux (0.6m)  $\longrightarrow h_2 = 20,08356223$  m  
Alors la hauteur totale de la colonne est :

$$H_t = 34,96356223 \text{ m}$$

### II.3 Simulation du procédé

#### II.3.1 Problématique et le Plan de la Simulation

La simulation peut être définie comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer une description du comportement d'un système physique (procédés).

Les paramètres de fonctionnement de la colonne 'déethaniseur' sont obtenus actuellement par ajustement par le personnel exploitant en coopération avec le constructeur japonais « **JGC-Algeria - YOKOGAWA** » qui ont fait des simulations à partir des données design afin d'arriver à réduire les pertes en production en gardant toujours le bon fonctionnement de cette colonne tout en respectant la qualité des produits.

Notre travail consiste à étudier l'influence de la chute de pression et de température sur les paramètres de fonctionnement de la colonne « G11-CC-32-201 », nous avons procédé dans un premier temps à une comparaison entre les résultats de la simulation du cas actuel et notre résultat obtenu par les calculs. Ensuite nous avons étudié le fonctionnement de la colonne « G11-CC-32-201 » en utilisant les valeurs du cas design et du cas actuel. Ensuite, nous avons effectué une étude comparative des résultats obtenus par la simulation.

On s'est basé sur la variation des paramètres opératoires de la colonne en respectant la conformité des produits aux normes exigées

- Pour le distillat: Teneur max de  $C_3 = 4,635\%$
- Pour le résidu : Teneur max de  $C_2 = 3\%$

La colonne Déethaniseur « G11-CC-32-201 » comporte les équipements suivants :

- L'échangeur a plaque (condenseur) « G11-CA-32-203 »
- Absorbeur « G11-CA-32-203 »
- La pompe « G11-PA-32-201 »
- Le rebouilleur « G11-GA-32-204 »
- Le Déethaniseur « G11-CC-32-201 »

Nous avons intégré ces équipements dans notre simulation d'unité cryogénique G11

Comme l'indique le figure II.1 suivant :

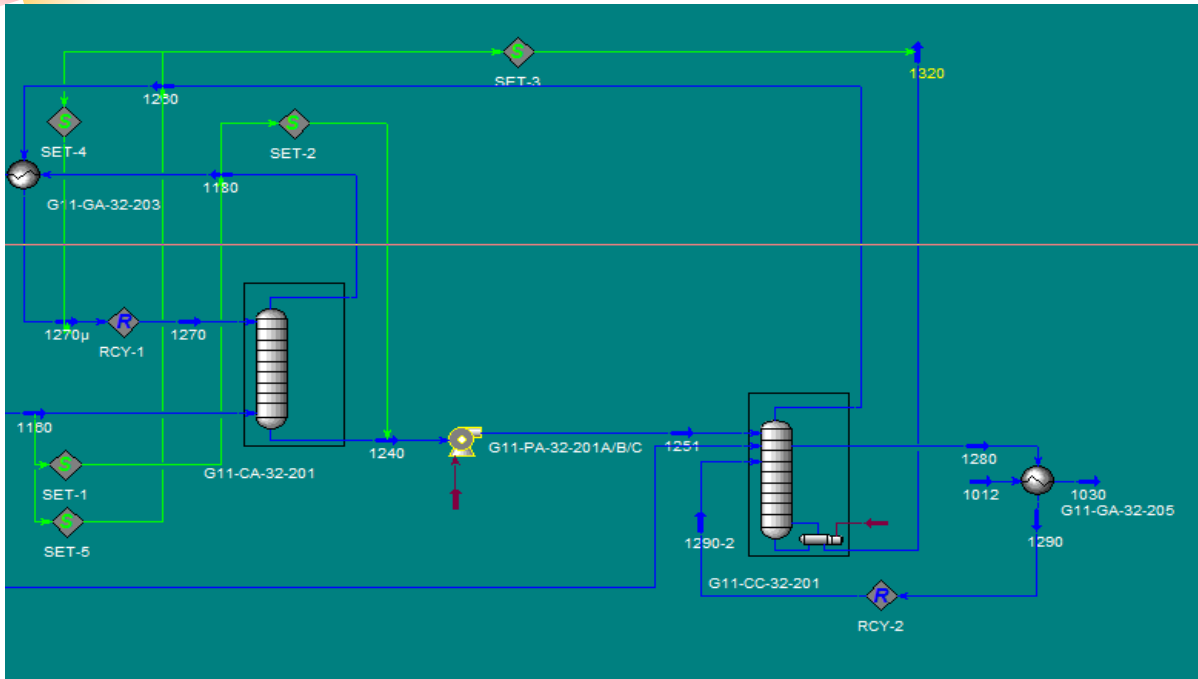


Figure II.1 : simulation cryogénique unité G11

- Comparaison entre le cas design et cas design simulé dans tableau II.4.1 :

Tableau II.3.1 : Comparaison entre le cas design et cas design simulé.

Paramètres	Valeurs design	Valeurs design simulée
Température de charge (1)	-64,1	-63,54
Température de charge (2)	32,7	32,77
Température de distillat	-18,1	-18,05
Température de rebouilleur	101,1	95,78
Débit de distillat (Kmol/h)	2168	1926
Débit de résidu (Kmol/h)	1026	998,6
Quantité de la chaleur 'distillat' ( $10^6$ kcal/h)	-45,9	-40,81
Quantité de la chaleur 'résidu' ( $10^6$ kcal/h)	-31,8	-30,95

➤ **Interprétation des résultats obtenus :**

D'après les tableaux II.4.2 et II.4.3, Nous remarquons que les résultats du cas design simulé sont identiques aux résultats du cas design, donc le modèle thermodynamique utilisé est bien choisi.

- Dimension de la colonne :

Tableau II.3.2 : Comparaison entre nombre d'étage, et la hauteur de la colonne.

	Cas design simulé	Cas actuel simulé	Cas calculé
--	-------------------	-------------------	-------------

Nombre d'étage	35	35	34,47
Hauteur de la colonne (m)	30,74	30,74	34,96

➤ Comparaison entre les résultats :

Tableau II.3.3 : Comparaison entre les résultats.

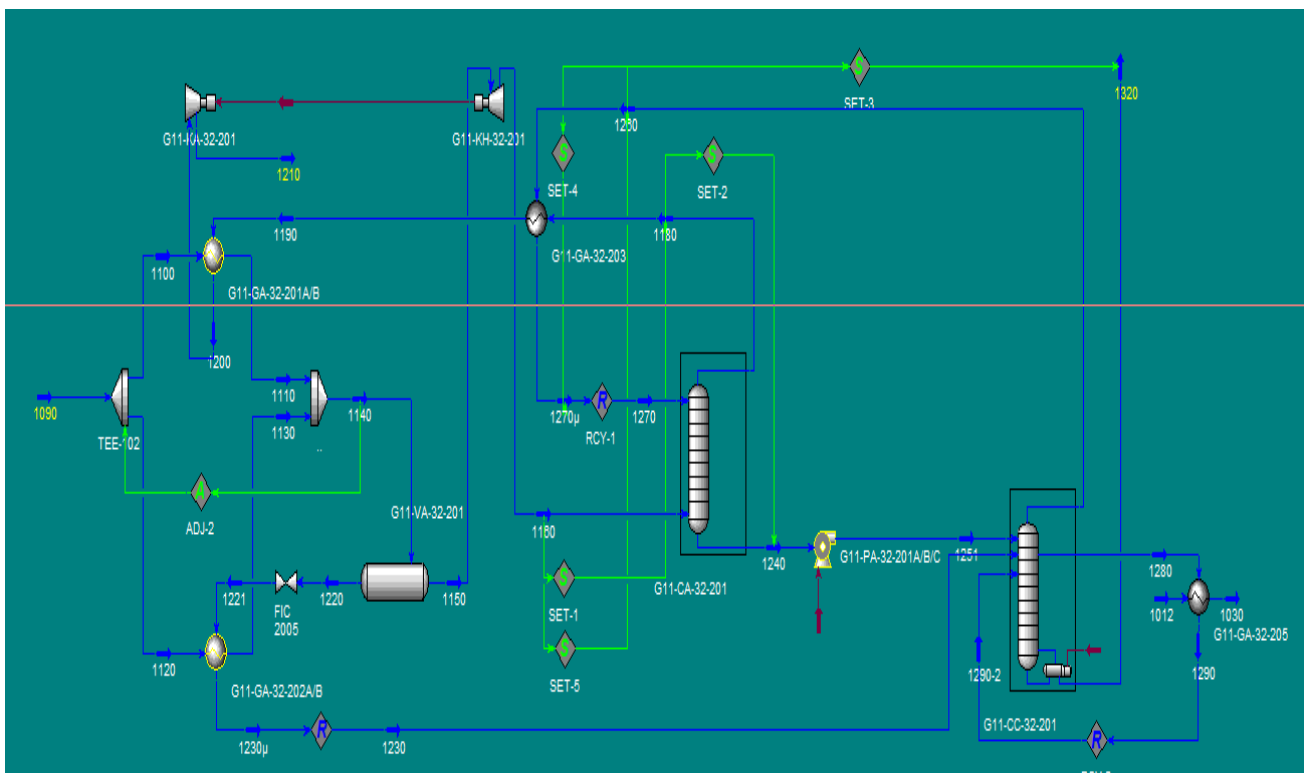
Distillat			
	Cas design	Cas actuel	Cas calculé
Température (C°)	-18,09	-15,55	-17
Pression (Bar)	25,20	24,78	24,78
Résidu			
	Cas design	Cas actuel	Cas calculé
Température (C°)	94,74	93,93	95
Pression (Bar)	25,30	24,92	24,92

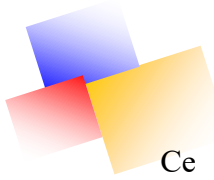
II.4 La simulation du cas design de l'unité cryogénique de [G11]

II.4.1 Introduction

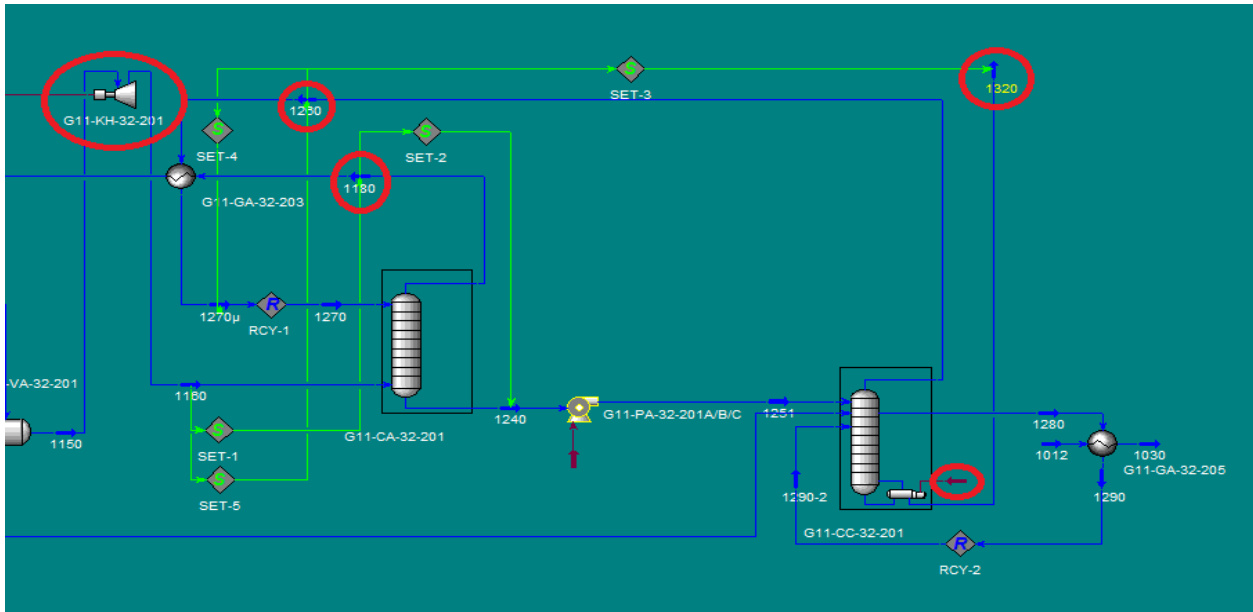
Cette partie a pour but de simuler et vérifier le cas de design de l'unité de récupération GPL, afin de déduire le modèle thermodynamique qui vérifie et valide les résultats de simulation du cas de design.

Ce dernier sera, ensuite, utilisé dans notre simulation du cas actuel (tableau II.5.2) et aussi lors de l'optimisation, en utilisant le logiciel AspenTech HYSYS V7.3. On va présenter la procédure de simulation du cas de design ainsi que les principales étapes à suivre comprenant l'introduction des données, et le choix du modèle thermodynamique qui assure une convergence bonne et rapide.





Ce qui nous intéresse le plus, c'est la partie EXPANDER, ABSORBEUR et DEETHANISEUR vue dans figure II.5.2 c'est la partie la plus importante de notre unité G11.



IND : LE CAS CHOISI EST LE CAS 1 MIVET :

Mole Fractions	
Nitrogen	0.0259
CO2	0.0115
Methane	0.8298
Ethane	0.0897
Propane	0.0280
i-Butane	0.0035
n-Butane	0.0045
i-Pentane	0.0020
n-Pentane	0.0020
n-Hexane	0.0018
n-Heptane	0.0008
n-Octane	0.0005
n-Nonane	0.0001
n-Decane	0.0001
n-C11	0.0000
H2O	0.0000

Total: 1.00000

Stream Properties	
Stream Name	1090
Vapour / Phase Fraction	1.0000
Temperature [C]	29.40
Pressure [bar]	67.01
Molar Flow [kgmole/h]	2,877e+004
Mass Flow [kg/h]	5,621e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1661
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-1,932e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	150,2
Heat Flow [kcal/h]	-5,559e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>
Fluid Package	Basis-1
Utility Type	

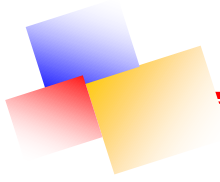


Figure II.4.2 : Caractéristiques et Composition de la charge après les sècheurs (1090)

### II.4.3 Introduction des modèles thermodynamiques

Après l'introduction de la nature de la charge, et pour effectuer la simulation de l'unité de récupération de GPL, on utilise les différents modèles thermodynamiques. Le simulateur HYSYS contient une base de données riche telle que : les équations d'état et les corrélations empiriques et semi-empiriques. Dans notre étude, on s'est basé sur les modèles thermodynamiques représentant la nature de notre charge, et les plus utilisés pour les systèmes des hydrocarbures (Peng Robinson, Soave Redlichkwong, Lee-kesler-Plöcker, Chao Seader, Grayson Streed) est représentées dans le tableau II.5.1.

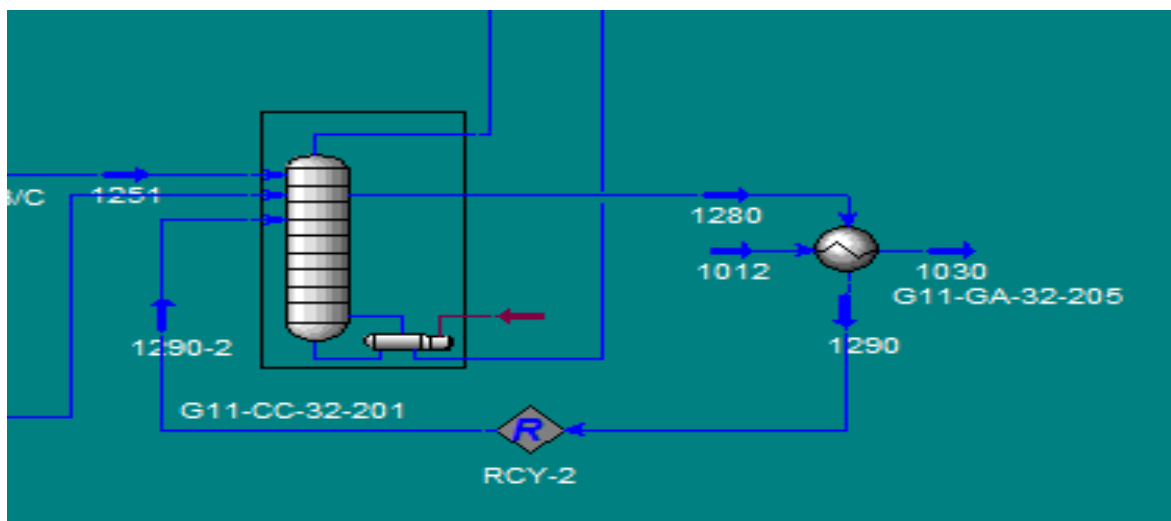
Tableau II.4.1 : Domaine d'application des modèles thermodynamiques.

Modèle	Température (°C)	Pression (kPa)
<i>Soave Redlich Kwong</i>	> -100	< 15000
<i>Peng Robinson</i>	> -271	< 100000
<i>Lee, Kesler et Plöcker</i>	18 à 260	< 10000

Pour le choix du modèle thermodynamique, on va opter pour le plus utilisé dans le domaine des hydrocarbures et de la pétrochimie c'est-à-dire Peng Robinson. Il sera utilisé comme une référence pour effectuer les simulations suivantes.

### II.4.4 Simulation du cas de design de l'unité de récupération de GPL

La parte cryogénique section déethaniseur est reprisent dans la figure II.5.4.



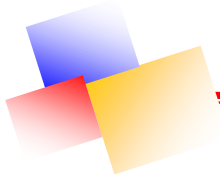


Figure II.4.3 : Diagramme PFD de la section déethanisation

II.4.4.1 Les caractéristiques de la charge

Des caractéristiques physico-chimiques telles que la nature de la charge et les produits finaux et les paramètres opératoires ont été pris en compte pour les besoins de la simulation du cas design. Les Tableaux [II.5.2], [II.5.3] regroupent ces données.

Tableau II.4.2 : Condition d'alimentation de la section déethanisation

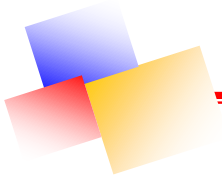
Column: CC-32-201 / COL2 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson							
Worksheet	Name	1251 @COL2	1230 @COL2	1290* @COL2	1260 @COL2	1280 @COL2	
Conditions	Vapour	0,0000	0,6749	0,1894	1,0000	0,0000	
	Temperature [C]	-63,54	32,77	32,50	-18,09	20,00	
Properties	Pressure [bar]	25,30	25,60	25,22	25,20	25,22	
	Molar Flow [kgmole/h]	1818	1106	2100	1925	2100	
Compositions	Mass Flow [kg/h]	5,913e+004	3,930e+004	8,338e+004	4,430e+004	8,338e+004	
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	138,8	85,74	182,4	127,1	182,4	
PF Specs	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-2,733e+004	-2,564e+004	-2,669e+004	-2,119e+004	-2,744e+004	
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	95,56	143,4	125,1	157,4	114,7	
	Heat Flow [kcal/h]	-4,969e+007	-2,836e+007	-5,605e+007	-4,079e+007	-5,762e+007	
	Name	1320 @COL2					
	Vapour	0,0000					
Conditions	Temperature [C]	94,75					
	Pressure [bar]	25,30					
Properties	Molar Flow [kgmole/h]	999,5					
	Mass Flow [kg/h]	5,412e+004					
Compositions	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	97,49					
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-3,103e+004					
PF Specs	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	123,3					
	Heat Flow [kcal/h]	-3,101e+007					

Design Parameters Side Ops Rating **Worksheet** Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Delete Column Environment... Run Reset Converged  Update Outlets  Ignored

Tableau II.4.3 : Condition d'alimentation de la section deethanisation (compositions)

Column: CC-32-201 / COL2 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson							
Worksheet		1251	1230	1290*	1260	1280	1320
Conditions	Nitrogen	0,0019	0,0044	0,0002	0,0043	0,0002	0,0000
	CO2	0,0136	0,0102	0,0028	0,0187	0,0028	0,0000
Properties	Methane	0,3433	0,4437	0,0508	0,5792	0,0509	0,0000
	Ethane	0,2804	0,1608	0,3921	0,3453	0,3918	0,0238
Compositions	Propane	0,2462	0,1380	0,4075	0,0470	0,4077	0,5097
	i-Butane	0,0417	0,0454	0,0558	0,0029	0,0558	0,1206
PF Specs	n-Butane	0,0486	0,0728	0,0624	0,0023	0,0624	0,1645
	i-Pentane	0,0127	0,0392	0,0149	0,0002	0,0149	0,0660
	n-Pentane	0,0072	0,0293	0,0085	0,0001	0,0085	0,0454
	n-Hexane	0,0036	0,0370	0,0041	0,0000	0,0041	0,0474
	n-Heptane	0,0008	0,0192	0,0009	0,0000	0,0009	0,0227



#### **II.4.4.2 Les paramètres opératoires de l'absorbeur et du déethaniseur**

Les paramètres opératoires sont introduits tels que la pression de tête est de 24,60 bar et celle du fond 24,80 bar. Pour la simulation a été effectuée en utilisant les paramètres de marche cas design du déethaniseur tels que la pression de tête 25,20 bar et celle du fond 25,30 bar, en fixant la température de tête à -18,09 °C.

Dans cette partie on a regroupé tous les graphes de simulation du cas design, tout en représentant le profil de température (figure II.4.5) et les débits molaires liquide et vapeur (figures II.4.6).

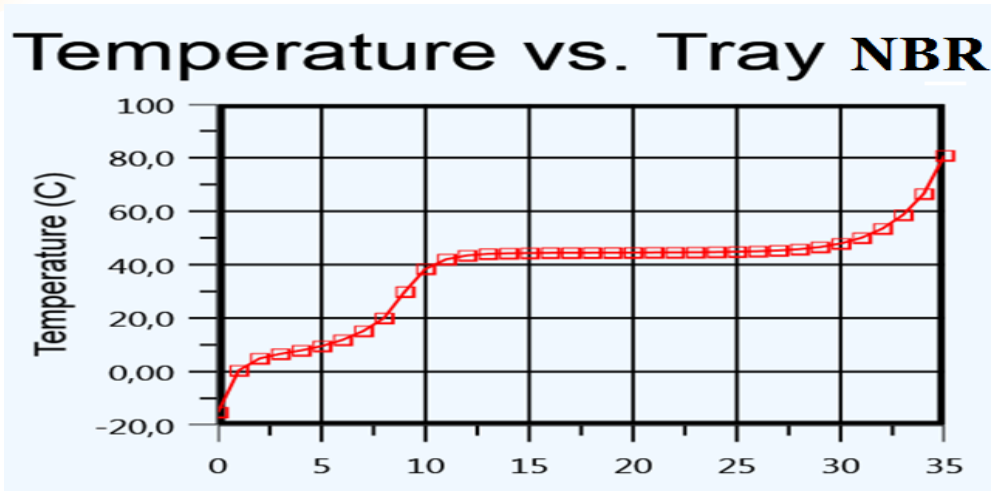


Figure II.4.5 Variation de la température dans la colonne de dééthanisation

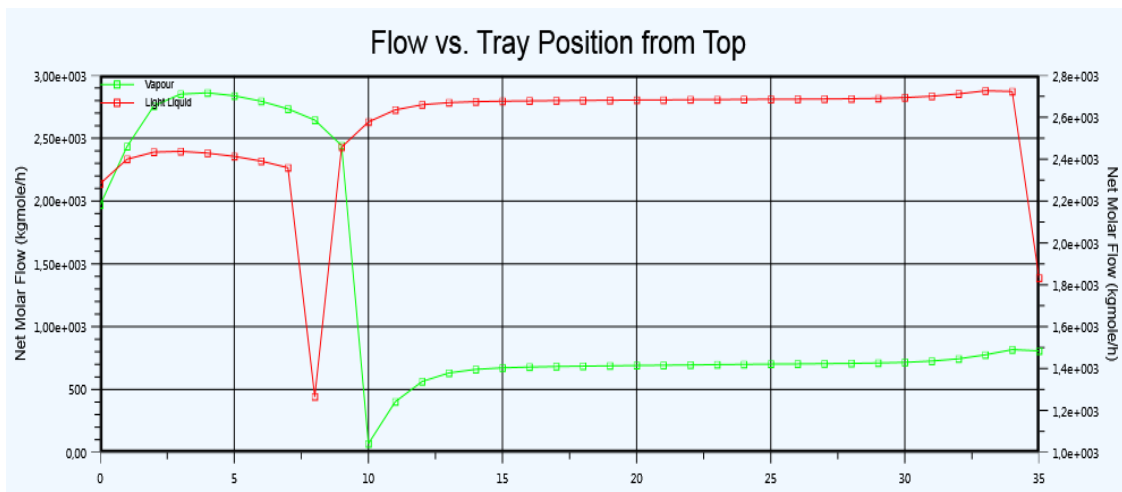


Figure II.4.6 : Profil des débits liquide et vapeur dans le dééthaniseur.

Les résultats de la simulation obtenus, montrent que la simulation du cas design utilisant le modèle thermodynamique Peng Robinson a convergé.

La convergence des résultats permet de conserver ce modèle pour étudier et effectuer la simulation du cas actuel de la section froide du complexe.

## II.5 Simulation du cas actuel de l'unité de récupération de GPL

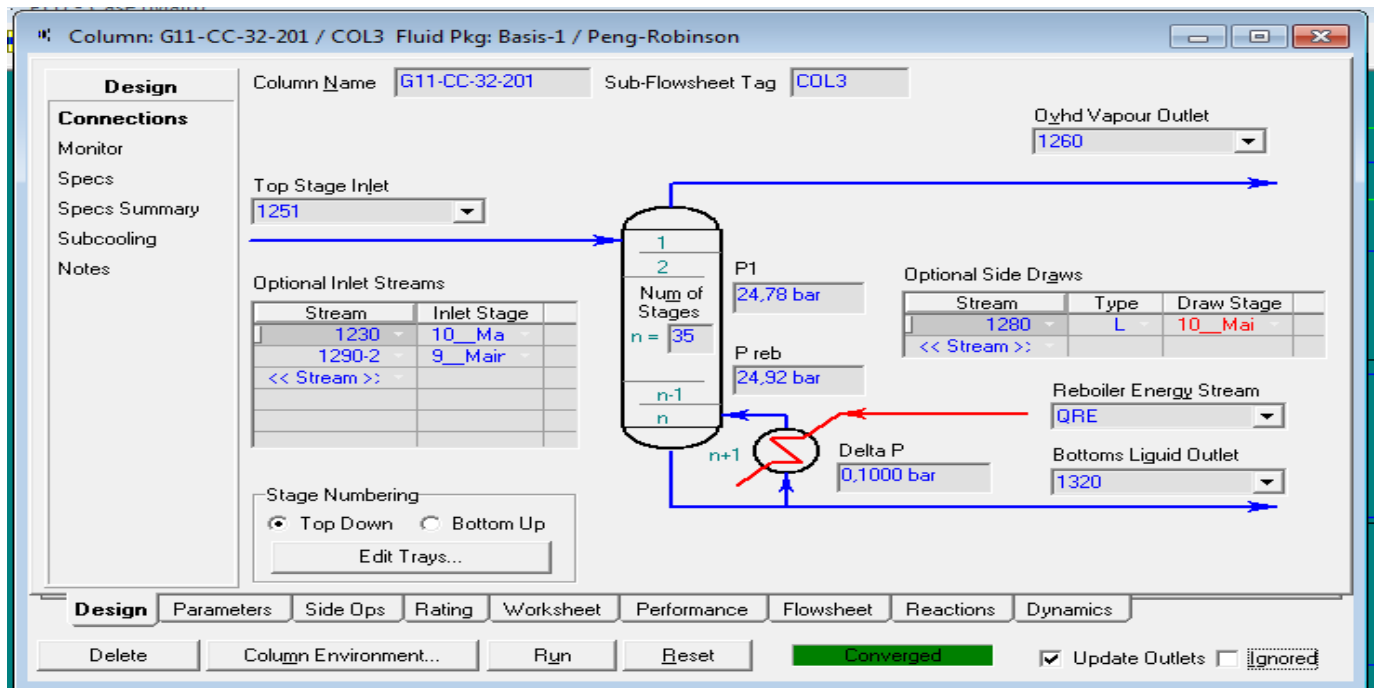
### II.5.1 Introduction

Cette partie a pour but de simuler le cas actuel de l'unité de récupération de GPL. Ceci permet d'analyser la qualité des produits finaux actuels et d'établir des bilans de matière pour déceler les points de dysfonctionnement et d'apporter les solutions adéquates applicables avec les équipements existants.

### II.5.2 Simulation du cas actuel de l'unité de l'absorbeur et du dééthaniseur



différentes charges alimentant notre colonne ainsi que les soutirages et produits de tête et ceux du fond



Après avoir simulé les deux cas design et actuel, on va procéder à la comparaison des résultats obtenus pour ces deux derniers à savoir : comparaison en composition, en débit...etc

L'utilité de l'unité G11 soit, la section froide est de traiter le gaz brut de manière à avoir du gaz sec et de récupérer des GPL.

Alors dans cette comparaison on va s'intéresser aux points suivants :

- La sortie de tête de l'ABSORBEUR (gaz de vente C<sub>2</sub>).
- Le liquide de fond de DEETHANISEUR (vers section débutaniseur).

### II.6.1 Etude comparative de la composition du gaz de vente des cas design et actuel simulés

L'étude comparative concernant la composition molaire du gaz de vente cas actuel simulé et cas design simulé est présentée dans le tableau II.7.1.

**Tableau II.6.1 :** Les compositions molaire du gaz de vente cas actuel simulé et cas design simulé.

Compositions	Cas Actuel	Cas Design
N <sub>2</sub>	0.0270	0.0225

CO <sub>2</sub>	0.0119	0.0097
C <sub>1</sub>	0.8642	0.8814
C <sub>2</sub>	0.0912	0.820
C <sub>3</sub>	0.0056	0.0044
iC <sub>4</sub>	0.000	0.0001
nC <sub>4</sub>	0.000	0.000
iC <sub>5</sub>	0.000	0.000
nC <sub>5</sub>	0.000	0.000
nC <sub>6</sub>	0.000	0.000
nC <sub>7</sub>	0.000	0.000

La composition du gaz de vente dans le cas de design simulé et le cas actuel simulé sont présentés dans l’histogramme (figure II.7.8) suivant :

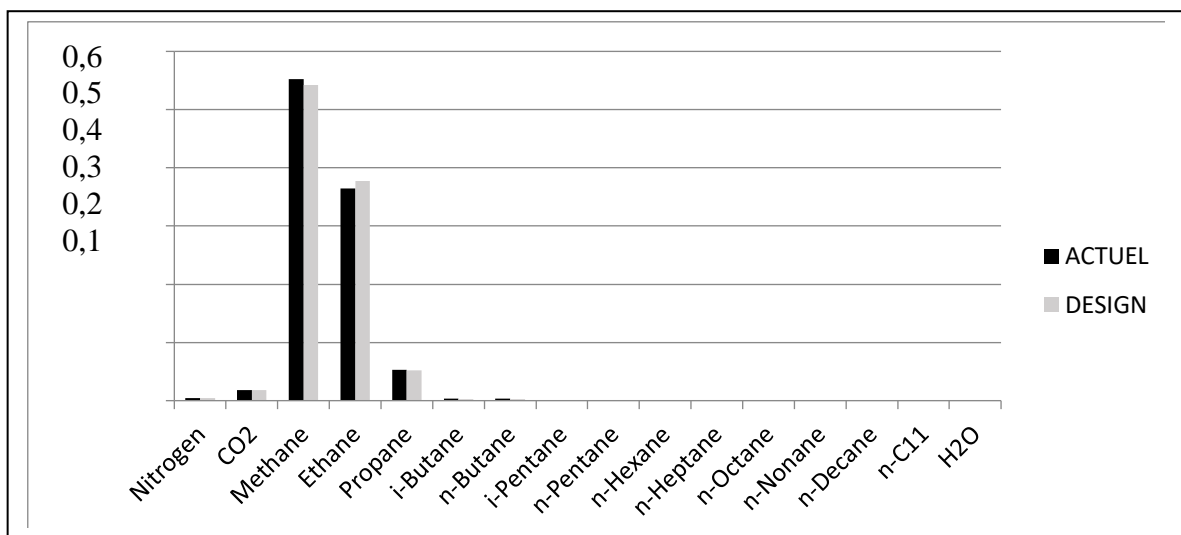


Figure II.6.8 : Histogramme de la composition du gaz de vente cas design et actuel simulés

On remarque que les deux compositions des cas actuel et design simulés sont pratiquement identiques, et se confondent, alors on pourra conclure que l’ABSORBER est bien simulé.

### II.6.2 Etude comparative de la composition de la charge vers P10 des cas design et actuel simulés

L’étude comparative concernant la composition molaire de la charge vers P10 cas actuel simulé et cas design simulé sont regroupés dans le tableau II.7.2.

Tableau II.6.2 : composition molaire de la charge vers P10 cas actuel simulé et cas design simulé.

Conpositions	Cas Actuel	Cas design
N <sub>2</sub>	0.000	0.000
CO <sub>2</sub>	0.000	0.000
C <sub>1</sub>	0.000	0.000
C <sub>2</sub>	0.0004	0.0238
C <sub>3</sub>	0.5952	0.5097

iC <sub>4</sub>	0.0915	0.1206
nC <sub>4</sub>	0.1186	0.1645
iC <sub>5</sub>	0.5330	0.0660
nC <sub>5</sub>	0.0521	0.0454
nC <sub>6</sub>	0.0492	0.0474
nC <sub>7</sub>	0.0214	0.0227

La composition du gaz de vente dans le cas de design simulé et le cas actuel simulé sont présentés dans l’histogramme (figure II.7.9) suivant :

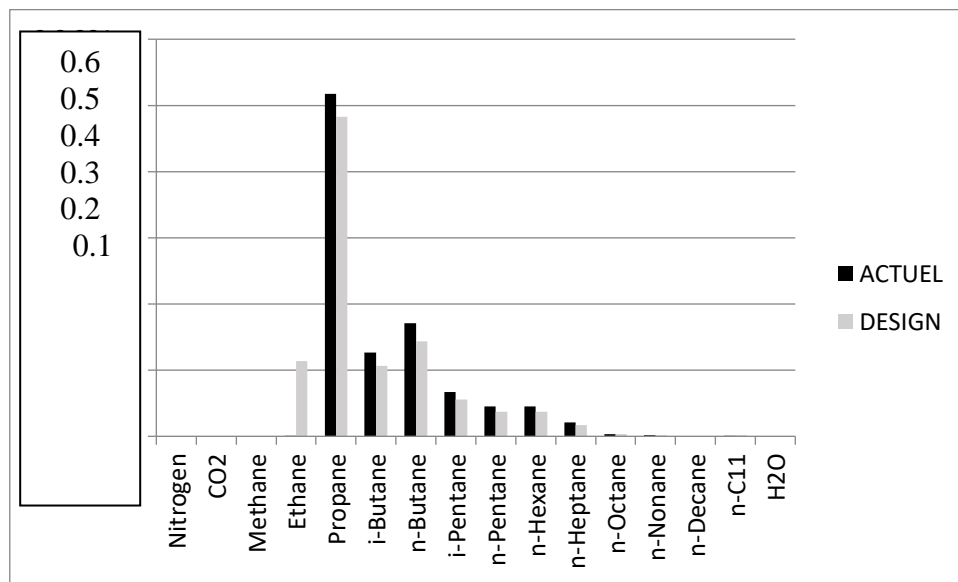


Figure II.6.9 : Histogramme de la composition des liquides de fond de deethaniseur

De cet histogramme on constate qu’il y’a une légère différence entre les deux compositions et ce en ETHANE due à la différence des pressions et températures de service de la colonne de déethanisation. La simulation du cas actuel nous a permis de connaître l’influence du changement des charges entrantes sur la qualité des produits finaux (gaz de vente, liquide vers P10) qui doivent répondre aux spécifications commerciales. Les résultats de simulation nous montrent nettement le rôle des paramètres de fonctionnement sur la composition des produits finaux.

## II.7 Optimisation des paramètres opératoires

### II .7.1 Introduction

La modélisation des processus, la simulation et l’optimisation sont pratiquées pour réduire le prix de la production, raccourcir la recherche et la période de développement, en augmentant l’efficacité. Elles contribuent à l’amélioration de la qualité des produits et résolvent les problèmes industriels. Le simulateur du processus, tel que l’Aspentech HYSYS joue un rôle



très important pour accomplir ces objectifs et peut aussi être utilisé pour concevoir une usine ou optimiser les paramètres de fonctionnement. OPTIMISATION DES PARAMETRES OPERATOIRES

### II .7.2 Objectif de l'optimisation

L'objectif principal de l'optimisation est de trouver de nouveaux paramètres de fonctionnement d'une telle sorte à aboutir à une augmentation de la production des Gaz de vente ( $C_2^-$ ), GPL ( $C_3$  et  $C_4$ ) et condensat ( $C_5^+$ ) répondant aux spécifications commerciales en minimisant l'énergie fournie à condition que ça ne déstabilise pas le bon fonctionnement du reste du train de production.

### II .7.3 Etude des paramètres de marche de l'unité déethanisation

La comparaison des résultats de simulation obtenus des différentes charges d'alimentation et des produits finaux des deux équipements absorber et déethaniseur a montré une convergence claire par rapport aux paramètres actuels.

De ce fait on va effectuer une optimisation des paramètres opératoires de tel sorte à avoir une récupération plus importante de liquides au niveau du fond du Déethaniseur (liquide vers P10) et sans pour autant perdre en qualité des gaz de vente et perturber notre procès.

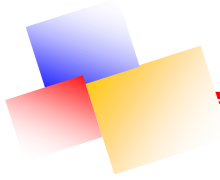
Pour cela on va exposer les paramètres du cas actuel simulé concernant le produit de fond du déethaniseur (liquide récupéré de G11) et celui de la tête d'absorber (gaz de vente).

La composition ainsi que les paramètres essentiels, du flux de gaz sortant de l'absorber (gaz de vente) sont mentionnés dans la figure II.8.1 ci-dessous :

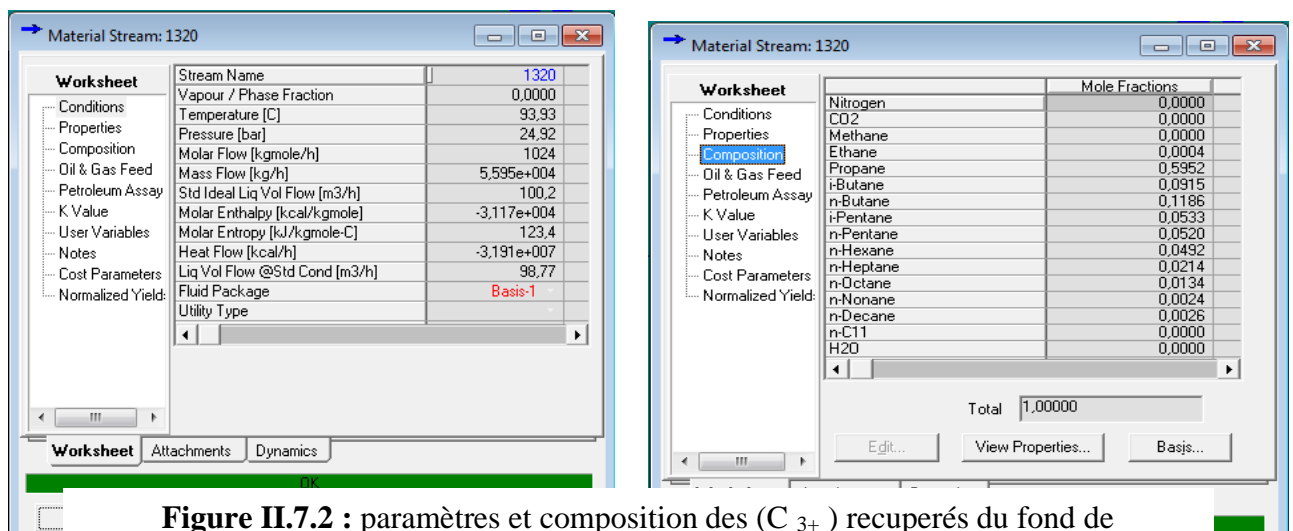
Worksheet	Stream Name	1180
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.9999
Properties	Temperature [C]	-66.06
Composition	Pressure [bar]	24.49
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	2.763e+004
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	5.011e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1549
User Variables	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-1.961e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole.C]	144.9
Cost Parameters	Heat Flow [kcal/h]	-5.416e+008
Normalized Yield:	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	6.513e+005
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

Worksheet	Mole Fractions	
Conditions	Nitrogen	0.0270
Properties	CO2	0.0119
Composition	Methane	0.8642
Oil & Gas Feed	Ethane	0.0912
Petroleum Assay	Propane	0.0056
K Value	i-Butane	0.0000
User Variables	n-Butane	0.0000
Notes	i-Pentane	0.0000
Cost Parameters	n-Pentane	0.0000
Normalized Yield:	n-Hexane	0.0000
	n-Heptane	0.0000
	n-Octane	0.0000
	n-Nonane	0.0000

Total 1.00000

**Figure II.7.1** paramètres et composition du gaz de vente cas actuel

La composition ainsi que les paramètres essentiels, du flux de liquide de fond de déethaniseur (vers P10) sont mentionnés dans la figure II.8.2 ci-dessous :

**Figure II.7.2** : paramètres et composition des (C<sub>3+</sub>) récupérés du fond de déethaniseur cas actuel.

Ceux-là sont les compositions et les paramètres de fonctionnement actuel de notre unité de récupération de GPL.

On va s'intéresser maintenant à l'optimisation, c'est-à-dire trouver les paramètres optimaux pour en tirer plus de profits de notre unité sans pour autant déstabiliser notre train de production. Les paramètres essentiels de contrôle et de limites sont :

- La température à la sortie d'expendre (1160) :  $T = -61.18^{\circ}\text{C}$
- Le pouvoir calorifique supérieur à la tête d'absorbeur (1180) :  
 $\text{PCS} = 39.24 \text{ Mj/Sm}^3 = 9387.55 \text{ Kcal/m}^3$
- La fraction molaire du C<sub>3</sub> à la tête d'absorbeur (1180) :  $\text{C}_3 = 0.0056$
- La chauffe au niveau du rebouilleur du déethaniseur :  $\text{QRE} = 6.913 * 10^6 \text{ kcal/h}$
- Le débit volumique à la sortie du fond déethaniseur :  $125.9 \text{ m}^3/\text{h}$
- Le débit massique à la sortie du fond déethaniseur :  $55936.08 \text{ kg/h}$
- La fraction molaire de C<sub>2</sub> dans le résidu (1320) est :  $\text{C}_2 = 0.0004$

Pour cela on va se référer à l’outil **TOOLS, DATABOOK** du logiciel HYSYS, dont le rôle est de faire une infinité de calculs dans des temps très brefs. En utilisant notre simulation du cas actuel et en donnant une marge de fonctionnement aux paramètres qui peuvent avoir une influence directe sur les paramètres à vouloir optimiser, l’outil **DATABOOK** nous affiche tous les résultats des simulations qu’a exécutées ce dernier.

**II.8 OPTIMISATION :**

**II.8.1 LE CHOIX DU STREAM QU’ON VEUT OPTIMISER**

Dans ce qui suit on va détailler, encore plus les démarches et les étapes suivies, pour arriver à optimiser nos paramètres de fonctionnement en utilisant l’outil HYSYS.

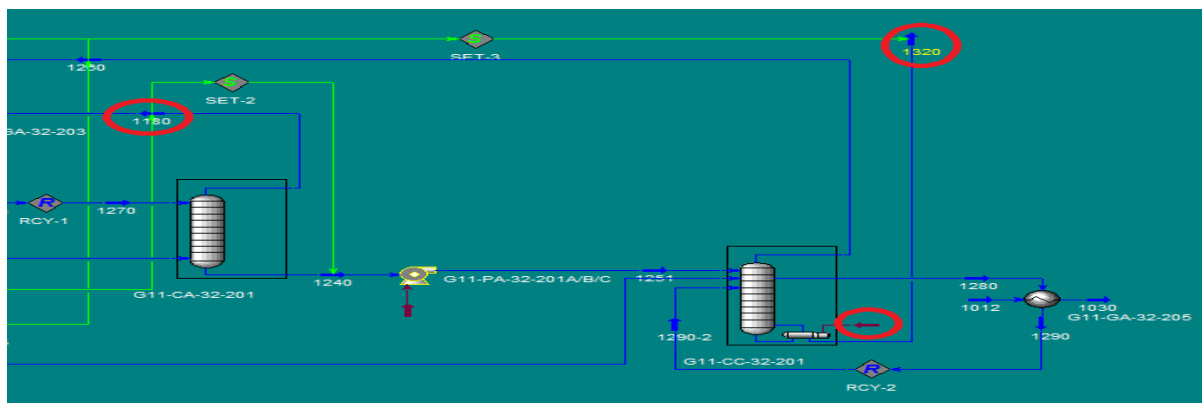
En premier, il faut se fixer un objectif, c'est-à-dire: fixer les paramètres à vouloir maximiser ou bien minimiser.

Dans notre cas on voudrait :

- Avoir plus de liquides au niveau du fond de Déethaniseur, entre autre maximiser le débit de liquide allant vers la zone P10.
- Baisser la fraction molaire de C<sub>3</sub> à la tête d’absorber ce qui nous permet de diminuer le pouvoir calorifique supérieur.
- Avoir un gain d’énergie au niveau du rebouilleur 204.

On commence d’abord par sélectionner notre fonction, pour cela on doit choisir les STREAMS dont on veut minimiser ou maximiser le paramètre.

Dans notre cas ça sera les Streams 1320, 1180 et la chauffe QRE tel qu’illustré sur la figure (figure II.8.1) suivante :



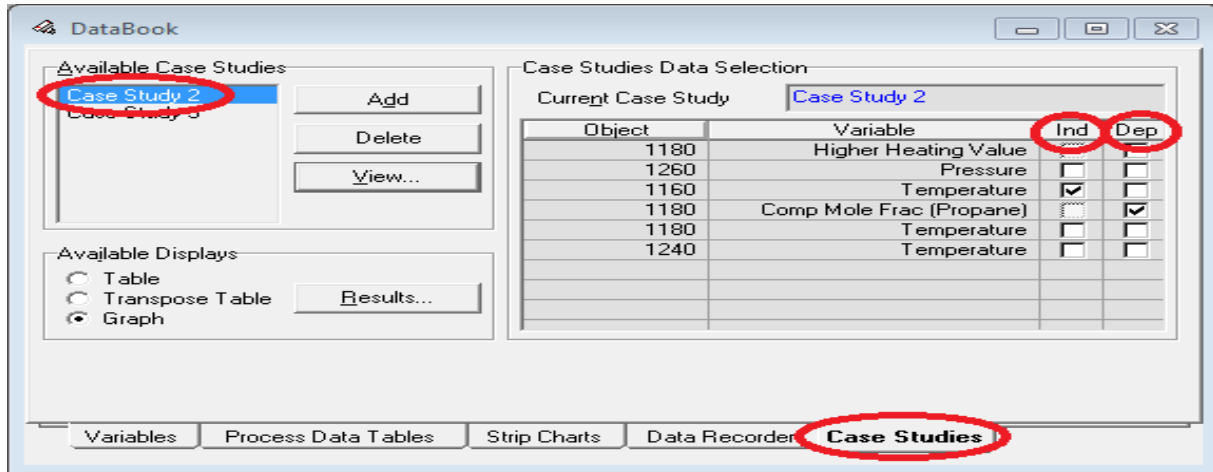
laquelle on peut faire des manipulations de sorte a aboutir a une optimisation.

Dans notre cas, on a pris une variable essentielle à laquelle on va déterminer une plage de fonctionnement pour que HYSYS **DATABOOK** puisse opérer, et effectuer toutes les simulations possibles dans l’intervalle de variable qu’on lui a injecté. Où :

1. C’est la sélection du Stream
2. Représente la nature de la variable.
3. C’est pour valider.

Une fois le choix de la variable indépendante fait ” dans notre cas c’est la température à la sortie de l’expander”, on doit insérer les variables dépendantes, c'est-à-dire celles qui vont changer en fonction de la variable indépendante.

Les variables dépendantes citées précédemment, ne sont que l’affichage des résultats obtenus après l’exécution du CASE STUDY. La figure suivante illustre ces variables. La figure II.8.4 nous montre brièvement, la sélection des variables “ indépendantes et dépendantes”.



On a opté pour l’affichage des variables dépendantes suivantes: HHV (le pouvoir calorifique supérieur "higher heating value"), Température, la fraction molaire du PROPANE.

**II.8.3 Insertion des plages de variation ainsi que les incréments**

Maintenant, on doit effectuer un réglage de l’outil CASE STUDY 2, d’une manière à insérer une plage de variation et une incrémentation pour chaque variable, c'est-à-dire attribuer un incrément pour la variable indépendante.

**NB :** le choix de l’incrément est très important dans les opérations qui exigent une précision. Une fois que toutes ces préparatifs effectués, on passe à l’exécution de l’outil CASE STUDY2.

**II.8.4 Exécution du programme**

A l’exécution, le programme commencera à faire toutes les combinaisons possibles selon l’incrément attribué à chaque variable. Cet outil, qu’est CASE STUDY nous fera gagner beaucoup de temps.

Dans ce qui suit, on n’affichera que les résultats dans tableau II.9.1 dont nous avons besoin pour la simulation :

**Tableau II.8.1** Afficahge des resultas après l'execution du programme.



Cas	Température (°C)	La chauffe "QRE" (Kcal/h)	Sorti de l'Absorber		Résidu
			Fraction molaire de C3	HHV (Mj/m <sup>3</sup> )	Débit massique de C3 (Kg/h)
1	-60	21452237,5	7,77E-03	39,2705	27616,10712
2	-60,5	19452237,5	6,25E-03	39,2685	30163,7072
3	-61	16452237,5	5,61E-03	39,2611	29473,00887
4	-61,5	14452237,5	5,26E-03	39,2446	30094,08913
5	-62	12809620,87	5,13E-03	39,2301	29853,8147
6	-62,5	7204611,127	4,51E-03	39,2264	29281,41773
7	-63	3512301,072	4,70E-03	39,2298	31439,97529
8	-63,5	2672134,452	4,90E-03	39,2377	33781,25576
9	-64	7823879,511	5,60E-03	39,2444	39203,11508
10	-64,5	11744787,1	6,40E-03	39,2481	40119,59419
11	-65	14091804,47	7,10E-03	39,2537	45909,47426

Dans ce tableau on remarque que l'outil CASE STUDY a exécuté l'opération de la manière suivante :

Fixer un paramètre tel que la température, puis faire la variation des autres tout en respectant l'incrément inséré auparavant. Tout cela aurait pris un temps fou si nous l'avions fait manuellement, dans notre cas : 11 cas à simuler chacun ses résultats, plus le risque de se tromper...etc. Donc cet outil nous a été très bénéfique côté gain de temps. Pour déterminer lequel de ces cas répond à nos besoins d'optimisation, on va choisir un cas pour avoir :

- Un débit massique plus important que le cas actuel.
- Le pouvoir calorifique moindre que le cas actuel.
- Une valeur de la fraction molaire de C<sub>3</sub> inférieure au cas actuel.

Du tableau (tableau II.9.1) on déduit que c'est la simulation <cas 6> qui répond à notre exigence, et qui consiste à obtenir **un débit max de liquides** de fond de déethaniseur, dont la valeur est de **29281,41 Kg/h**; et un pouvoir calorifique supérieur : **inférieur au cas actuel 39,22 Mj/Sm<sup>3</sup> = 9403,36 Kcal/Sm<sup>3</sup>**, une fraction molaire de C<sub>3</sub> **inférieure au cas actuel : 0,00451** et une quantité de chaleur **légèrement supérieur** que le cas actuel.

Les graphes (figure II.8.7, II.8.8, II.9.9 et II.8.10) suivants sont déduits des résultats obtenus de la simulation du 'cas 6'

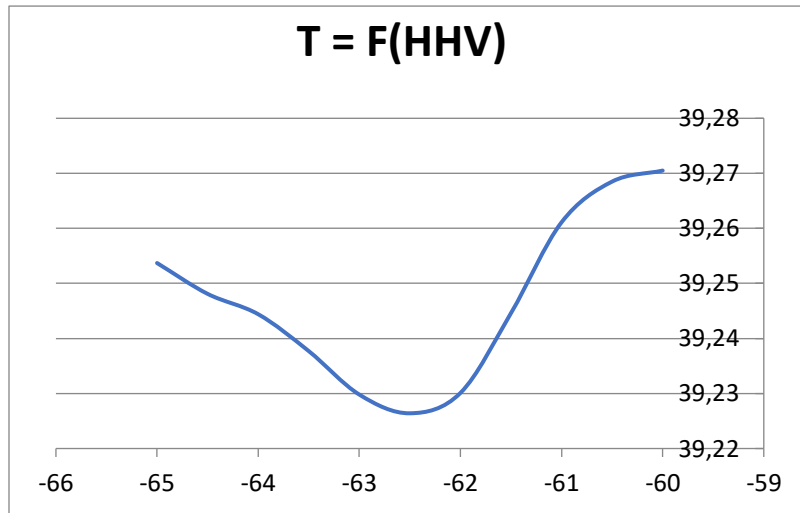
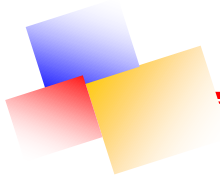


Figure II.8.3: variation du PCS (HHV) en fonction de la température à la sortie d'expander.

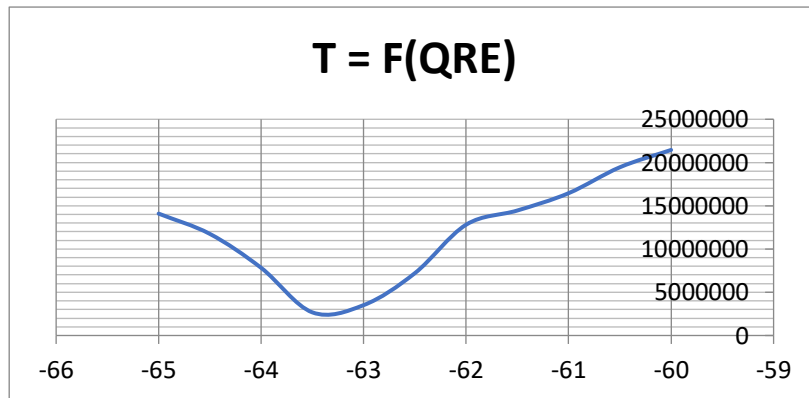


Figure II.8.4: Variation de la chauffe du fond de déeth (QRE) en fonction de la température à la sortie de l'expander.

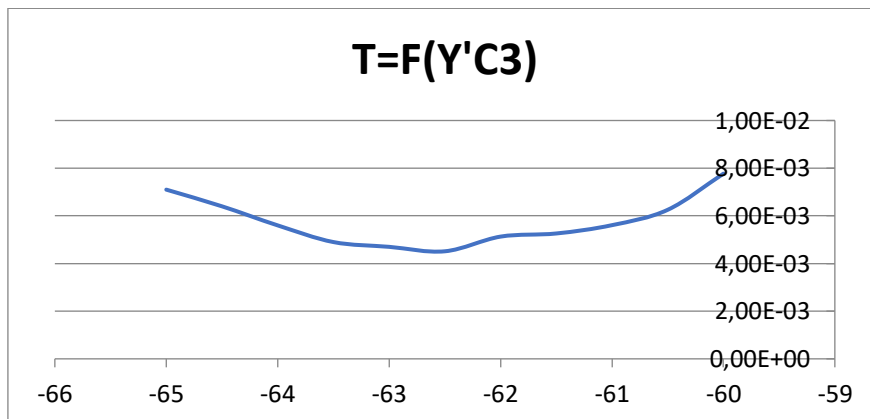


Figure II.8.5 : Variation de la fraction molaire de C<sub>3</sub> à la tête d'absorber en fonction de la température à la sortie de l'expander.

Ceci représente, la variation de débit massique récolté au niveau de fond de déethaniseur, la variation de la fraction massique de C<sub>3</sub> à la tête d'absorber, la variation de la chauffe du fond de déethaniseur, la variation du PCS en fonction de la variation de température de refoulement du turbo-expander

De ces graphes on déduit que la température qui nous permet d'avoir un débit maximum, un PCS plus au moins égal au cas actuel et un taux de  $C_3$  inférieur au cas actuel est : **-62,5 °C.**

• **Le gain de notre optimisation :**

Débit massique de résidu du cas actuel est : **55949,38 kg/h**

Débit massique de résidu du cas optimisé est : **61238,02 kg/h**

Donc on aura : **le gain = 61238,02 - 55949,38 = 12,693 T/J**

D'après cette optimisation on remarque que la chauffe QRE au niveau du fond de déethaniseur ( **$7,078 * 10^6$  Kcal/h**) est légèrement supérieure à celle de notre cas actuel ( **$6,912 * 10^6$  Kcal/h**); donc on a une consommation légèrement supérieure du fuel gaz. Pour avoir une chauffe satisfaisante on va optimiser le déethaniseur ;

Les paramètres opératoires du cas actuel sont :

- La température du fond du déethaniseur est de **93,934 °C**
- Le taux de  $C_2^-$  au fond du déethaniseur est de **0,000379** ou **0,0379 %mol**

On va spécifier un paramètres (figure II.9.11), le taux des  $C_2^-$  au fond du déethaniseur tel que :

- Le taux des  $C_2^-$  est de **0,025 (2,5% mol inférieur à 3%mol)** dans le résidu du déethaniseur.
- En appliquant les spécifications précédentes, le logiciel nous a calculé les nouveaux paramètres, tels que la température du fond de déethaniseur qu'est égale à **86,84 °C.**

Les résultats de la nouvelle optimisation sont :

Le pouvoir calorifique supérieur est de : **9368,536 Kcal/Sm<sup>3</sup>**

Le débit massique : **62172,47 kg/h**

Le taux de  $C_3^+$  à la tête de l'absorber : **0,4597 %**

La température du fond du déethaniseur est de : **86,85 °C**

**II.8.5 Discussion et comparaison des résultats (cas design, cas actuel simulé et optimisation)**

On va dresser le tableau II.8.2 contenant les résultats obtenus tout au long de notre travail :

**Tableau II.8.2 :** Résultats récapitulatifs de la simulation.

Cas \ Conditions	Température (°C)	Taux de $C_3$ (tête d'absorber)	Débit massique vers P10 Kg/h	La chauffe QRE Kcal/h
DESIGN	-63,07	0,0044	54123,53	4,676 E+06
ACTUEL (simulé)	-61,18	0,0056	55949,38	6,912 E+06
OPTIMISATION	-62,50	0,0046	62172,47	6,263 E+06

Du tableau précédant on pourra déduire ce qui suit :

La différence, en termes de débit massique, la chauffe et le taux de  $C_3^+$  entre le cas design et les cas simulés a conduit l'ensemble des exploitants à modifier les paramètres design vers ceux avec quoi l'unité de récupération fonctionne de nos jours.

Après, simulation on a pu effectuer une optimisation des paramètres opératoires de l'unité de telle sorte à obtenir plus de débit massique de liquides sortant du fond de la colonne de déethaniseur, qui sera ensuite envoyé vers l'unité de fractionnement, là ou se fera la séparation finale.

La différence des débits massique entre le cas actuel simulé et cas après optimisation est de :  
 $62172,47 - 55949,38 = 14,93$

Ce qui fait qu'on a pu avoir un gain de 14,93 Tonnes par jour dans la charge de résidu vers la zone G11

• **Bilal énergétique :**

La quantité de chaleur dans le cas actuel simulé est de : **6,912 E+06 Kcal/h**

La quantité de chaleur dans le cas optimisé avec spécification est de : **6,263 E+06 Kcal/h**

**Le gain d'énergétique est de : 6,49 E+05 Kcal/h**

En calculant le débit massique du fuel gaz on aura :

On estime la quantité de fuel gaz, en divisant cette valeur par le pouvoir calorifique supérieur :

$$\frac{6,49 E + 05 \text{ Kcal/h}}{9368,536 \text{ Kcal/m}^3} = 69,274 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 1662,586 \text{ m}^3/\text{J}$$

On va maintenant appliquer ces paramètres après optimisation à notre simulation pour vérifier les compositions des **Gaz de vente** et ceux des **Liquides récupérés** du fond de déethaniseur.

Notre gaz de vente après optimisation a :

Un pouvoir calorifique supérieur d'une valeur de 9368,536 Kcal/Sm<sup>3</sup>

- Une teneur en CO<sub>2</sub> inférieure à 2%.
- Le taux des C<sub>2</sub> au fond du déethaniseur est de 0,025.

Donc notre produit est conforme aux spécifications et reprinted dans tableau II.8.3.

**Tableau II.8.3 :** Spécification de fonctionnement dans cas actuel et optimisé.

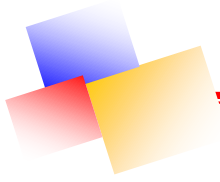
	Cas actuel	Cas optimisé
Température de refoulement d'expender	-61.18 °C	-62.5 °C
Température de fond de deethaniseur	93.93 °C	86.84 °C
Taux de C <sub>3</sub> a la tête d'absorber	0.0056	0.0046
Pouvoir calorifique supérieur	9372.792 kcal/Sm <sup>3</sup>	9368.536 kcal/Sm <sup>3</sup>
Débit de fuel gaz au niveau de deethaniseur	737.5301 m <sup>3</sup> /h	668.5956 m <sup>3</sup> /h

Comparaison chiffre d'affaire avant et après l'optimisation :

**NB :** les prix des produits expéditions au niveau marché internationale dans l'usine CPF

- GAZ NATUREL : 1000 Sm<sup>3</sup> = 0,945 TEP
- GPL: 1 Tonne = 1,153 TEP
- 1 TEP = 7,3 baril

(Le 12/05/2019, le prix de baril dans marché égale 71,126 USD. LIVECHARTS.CO.UK - BRENT OIL CHART)



**Tableau II.8.4** : Les prix en USD selon les débits des produits dans cas Actuel et optimisée.

	Actuel	Actuel Optimisée
Débit gaz de vente (Sm <sup>3</sup> /h)	486 520,493	486 952,545
Débit gaz de vente (Sm <sup>3</sup> /j)	11 676 491,84	11 686 861,09
Prix de gaz (USD/j)	5 768 366,553	5 773 489,145
Débit de GPL (Kg/h)	5 613,110	62 172,47
Débit de GPL (T/j)	134 714,6516	1 492,1392
Prix de GPL (USD/j)	81 269,8212	900 168,497
Débit Fuel de gaz (Sm <sup>3</sup> /j)	17 700,72474	16 046,296
Prix de Fuel de gaz (USD/j)	8 743,546	7 927,117
La somme (USD/j)	6 569 690,134	6 665 730,526

D'après ce tableau en remarque on a :

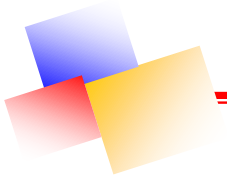
- le prix de la production cas actuel : 6 569 690,134 USD
- le prix de la production cas optimisé : 6 665 730,526 USD

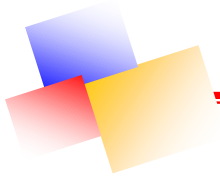
Donc on aura un chiffre d'affaire:

$$6\ 665\ 730,526 - 6\ 569\ 690,134 = \mathbf{96\ 040,392\ USD/j}$$

### Conclusion

En appliquant les paramètres optimaux autrement dit une température de **-62,5°C** en aval du TURBO-EXPANDER à notre simulation, on a obtenu deux produits conforme aux normes c'est-à-dire un gaz vente prêt à être expédié, un liquide de fond de déethaniseur pauvre en C<sub>2</sub>, un débit massique plus au moins important par rapport au cas actuel simulé un gain de **14,93 tonnes par jour** et chiffre d'affaire **96 040,392 USD/j**.





## CONCLUSION GENERALE

La grande préoccupation des sociétés pétrolières est de maîtriser les dépenses et de réduire le coût de l'exploitation de sa production, qui a une grande influence sur la productivité des installations du gaz traité. A cet égard, nous avons orienté notre étude sur l'optimisation des paramètres de fonctionnement de l'unité de récupération de GPL avec l'énergie disponible dans le but d'améliorer la production, qui est le premier intérêt des sociétés.

Les résultats obtenus suite aux différents calculs effectués sur le module considéré nous permettent de dire que la variation des fractions de la composition du gaz brut ainsi que la pression à l'entrée de l'unité de traitement des gaz (CPF) influent directement sur les paramètres d'exploitations des différents équipements composant le procédé de traitement.

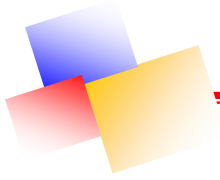
Notre objectif était de vérifier le dimensionnement de la colonne déethaniseur, essayé de présenter et de discuter l'utilisation du logiciel de simulation "ASPEN HYSYS 7.3" pour éviter le problème de calcul manuel long, notamment les résolutions des bilans de matière et de chaleur ainsi que d'optimisation.

Le dimensionnement et la vérification a été faite par une méthode analytique itérative, les résultats obtenus des calculs effectués ont conclu que la colonne déethaniseur est optimisée avec les paramètres de fonctionnement actuels, de plus cette étude nous a permis de mieux comprendre le fonctionnement du déethaniseur avec les changements actuels.

L'étude de la variation des paramètres opératoires du TURBO-EXPANDER nous a permis de trouver les paramètres opératoires optimaux qui permettent d'améliorer la récupération du GPL dans gaz de vente ( $C_1$  et  $C_2$ ) surtout que les dimensionnements ne seront pas modifiés.

➤ vis-à-vis des résultats obtenus :

- La température optimum de la charge sortie du Turbo-Expander est **-62,5°C**.
- La température au niveau du plateau (#35) dans déethaniseur est **86,84°C**.



Après l'optimisation, on obtient un gain de **14,93** tonnes par jour de  $C_{3+}$  et chiffre d'affaire **96 040,392** USD par jour.

Suite aux différents résultats que nous avons obtenus, nous pouvons déduire que La variation de la composition du gaz brut, le débit, la température ainsi que la pression à l'entrée de l'usine GTL-CPF influent directement sur les paramètres d'exploitations et la récupération des produits finis.

Enfin, cette période de stage pratique, a enrichie mes connaissances techniques et scientifique, et m'a permis de développer une méthodologie rigoureuse et efficace pour mener à bien un projet industriel.

Notre training au niveau des différentes structures de cette société nous a offert l'occasion de nous familiariser avec le système et l'environnement du travail dans le secteur pétrolier et de nouer des relations professionnelles intimes qui facilitent nos tâches d'avenir.

Aussi nous souhaitons que notre modeste travail apporte son fruit à la société SONATRACH-DP-GTL.

## Références Bibliographiques

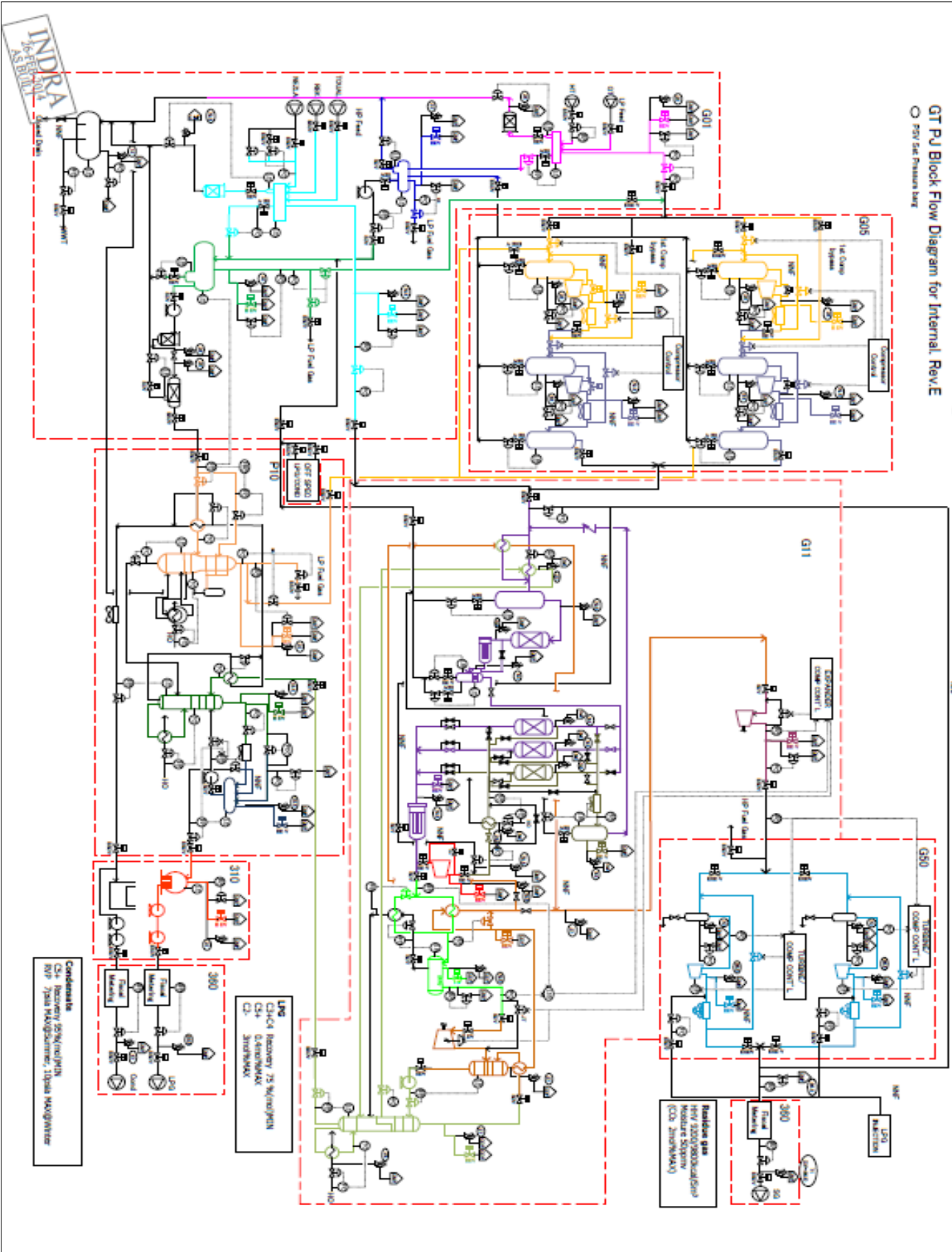
- [1] : **Manuel opératoire de l'unité de traitement de gaz de GASSI TOUIL.**
- [2] : **BP** (2010).”*BP Statistical Review of World Energy: June 2010*”, by BP Plc Accessed online.
- [3] : **BP** (2015). ”*BP Statistical Review of World Energy, June 2015*”, by BP Plc Accessed online.
- [4] : **SONATRACH GASSI TOUIL PROJECT - DOC. TITRE : CAUSE EFFECTCHARTS FOR FIRE PROTECTION SYSTEM**
- [5] : **P.Wuithier**, « *Raffinage et génie chimique* », TOMES 1 et 2, Editions Technip, 1972, 2<sup>eme</sup> édition, Paris.
- [6] : **J.P.Waquier**, Le raffinage du pétrole 2 «*Procédés de séparation*», *technip, paris 1993.*
- [7] : **Engineers Data Book**, « *Gas process suppliers association (GPSA)* », Stanford University, 1977, Fourth Edition revision, USA.
- [8] : Grand jean-Bpa, distillation – chapitre 3.
- [9] : «*Techniques de l'ingénieur*».

# Attachment 1 : Overall Block Flow Diagram

GT PJ Block Flow Diagram for Internal Rev E

○ 750V 24k Pressure barz

F-CPF-1283-101

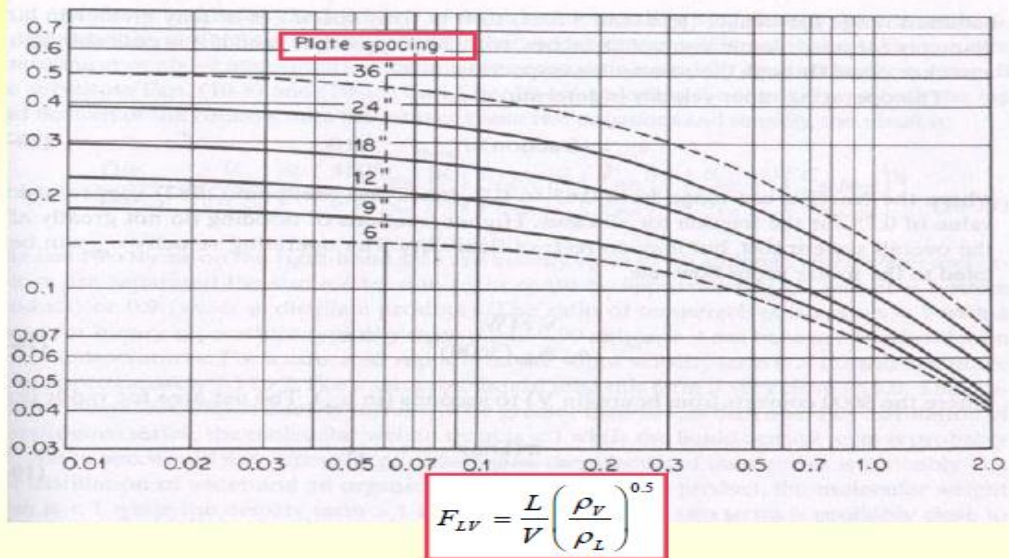


ANNEXE 1 : diagramme de process de l'usine CPF.



ANNEXE 2 : dessin technique de colonne déethaniseur.

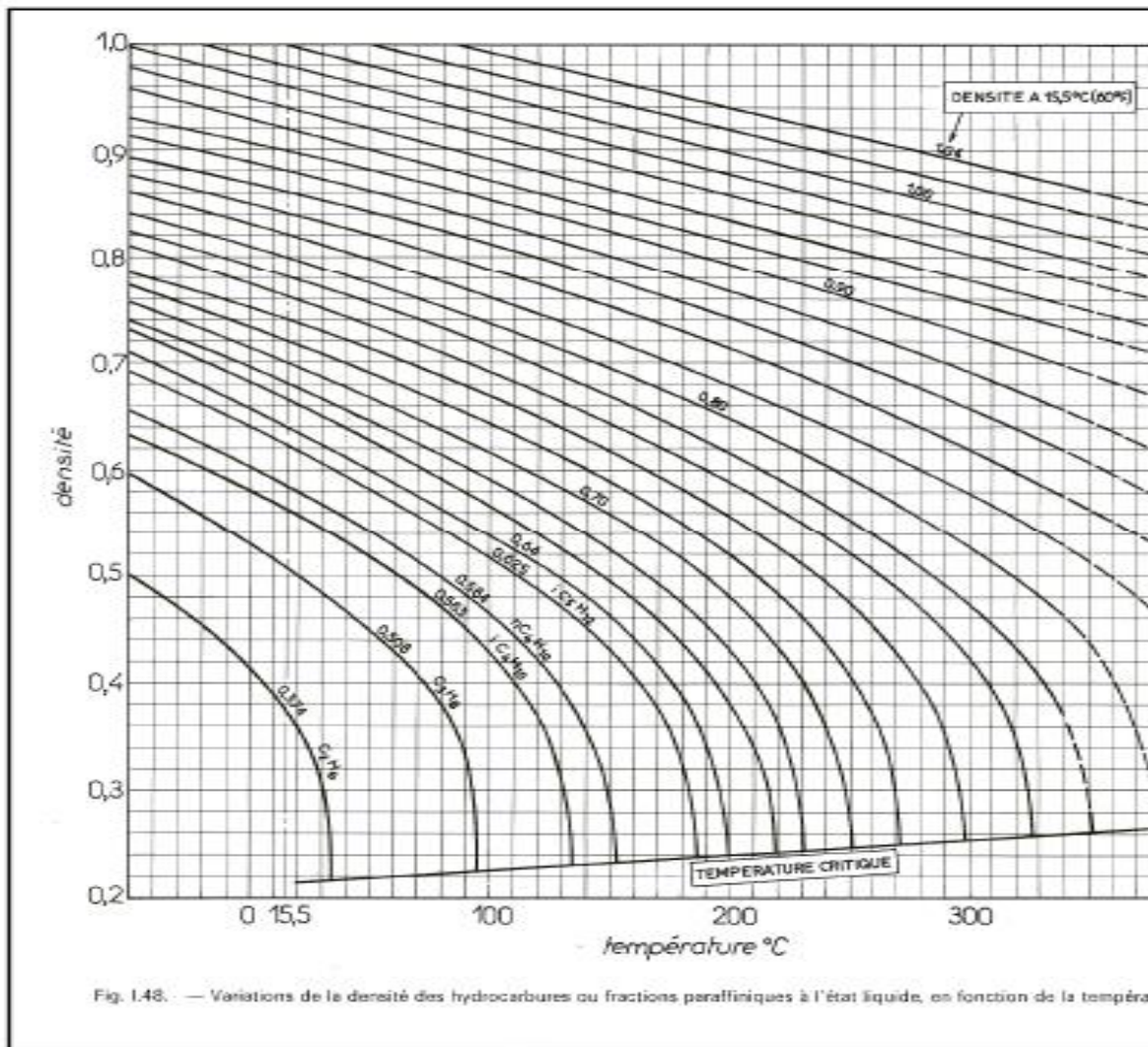
$C_F$



$V, L$  débits molaires de vapeur et de liquide

$\rho_V, \rho_L$  masses volumiques de la vapeur et du liquide

ANNEXE 3 : Diagramme type GPDC pour la vitesse l'engorgement.





**SONATRACH  
PROJET GASSI TOUIL**

***RAPPORT D'ANALYSE CHROMATOGRAPHIQUE***

Date : 25/02/2018  
Heure : 07H00  
Point d'échantillonnage: 45,PI,1008  
Description : **RESIDUE GAS EXP**  
Zone : 36V

Pression : 69 BARS

Composition	Mol%
N <sub>2</sub> , Nitrogène	2,710
CO <sub>2</sub> , Dioxyde de Carbone	1,258
C <sub>1</sub> , Méthane	85,950
C <sub>2</sub> , Ethane	9,522
C <sub>3</sub> , Propane	0,527
i-C <sub>4</sub> , iso-butane	0,011
n-C <sub>4</sub> , normal butane	0,007
i-C <sub>5</sub> , iso-pentane	0,004
n-C <sub>5</sub> , normal pentane	0,004
C <sub>6</sub> , hexane	0,007
<b>TOTAL</b>	<b>100%</b>
<b>Pouvoir Calorifique Supérieur [kcal/Sm3]</b>	<b>9383,253</b>
<b>Poids Moléculaire [g/mol]</b>	<b>18,220</b>
<b>Densité Relative [-]</b>	<b>0,631</b>

Analysé par:  
SH / DP Gassi Touil / Labo CPF

Nom: M, GUERTI

Signature: .....

**ANNEXE 7** : la composition et spécification du gaz de vente expédié.

**SONATRACH  
PROJET GASSI TOUIL**

*RAPPORT D'ANALYSE CHROMATOGRAPHIQUE*

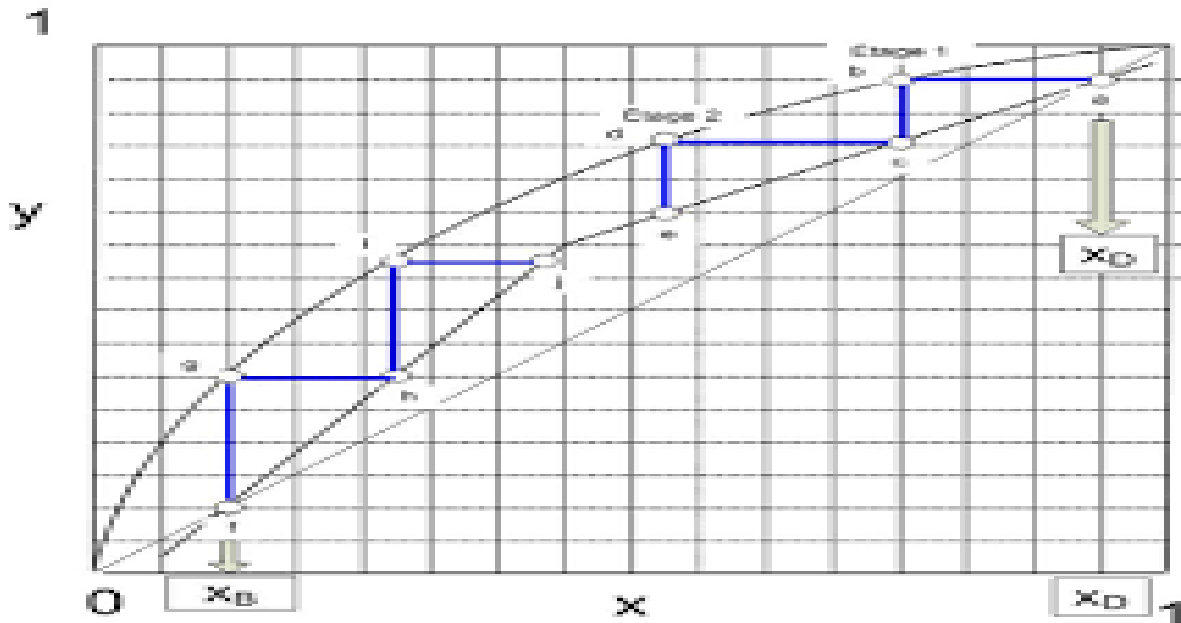
Date : 25/02/2019  
 Heure : 13H30  
 Point d'Echantillonnage : SC-033  
 Description : **GPL EXP**  
 Zone : 31G  
 Pression : 20 BAR

Composition	Mol%
N <sub>2</sub> , Nitrogène	0,228
CO <sub>2</sub> , Dioxyde de Carbone	0,000
C <sub>1</sub> , Méthane	0,000
C <sub>2</sub> , Ethane	0,769
C <sub>3</sub> , Propane	54,312
i-C <sub>4</sub> , iso-butane	17,251
n-C <sub>4</sub> , normal butane	27,234
i-C <sub>5</sub> , iso-pentane	0,188
n-C <sub>5</sub> , normal pentane	0,018
C <sub>6</sub> , hexane	0,000
<b>TOTAL</b>	100,000
<b>C2-</b>	0,769
<b>C5+</b>	0,206
<b>Pouvoir Calorifique Supérieur [kcal/Sm3]</b>	25333,995
<b>Poids Moléculaire [g/mol]</b>	50,250
<b>Masse Volumique standard [kg/m3]</b>	535,671

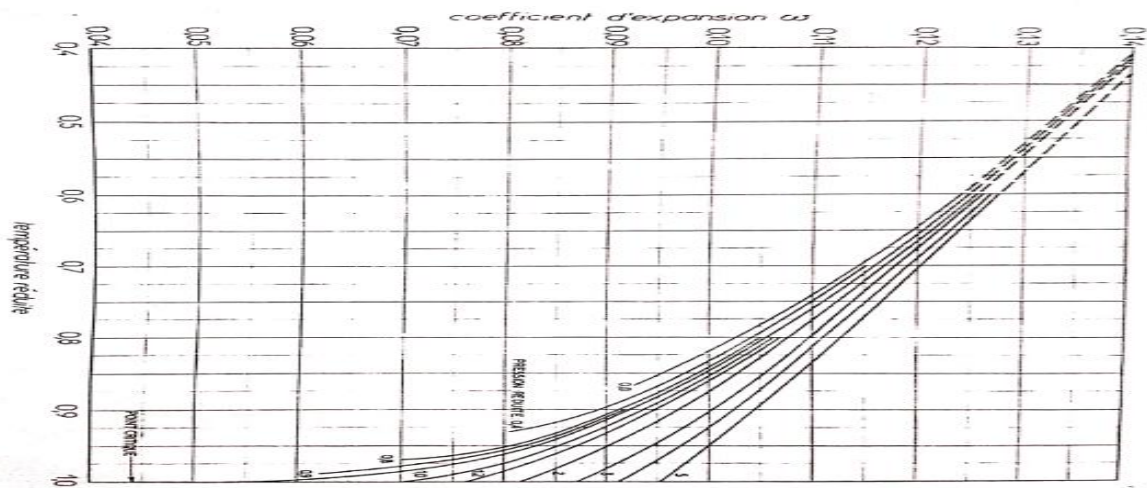
Analysé par:	CONDENSAT	P10
SH / DP Gassi Touil / Labo CPF	HEURE	13H40
Nom: M, GUERTI	TVR(Psi)	7,10
	D 15 C	0,7160

Signature: .....

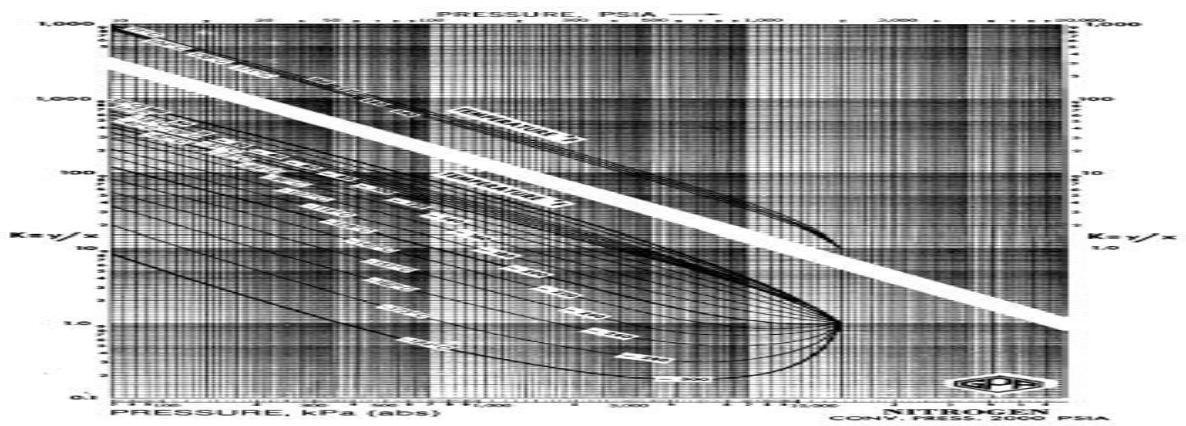
ANNEXE 8 : la composition et spécification de GPL expédier.



ANNEXE 9 : diagramme de GILLILAND.



ANNEXE 10 : Diagramme Coefficient d'expansion des liquides.



ANNEXE 11 : Diagramme de monogramme des coefficients d'équilibre d'azote.