

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Mémoire de Master

Présenté par

BENDAAS Okba

OUKACHA Cylia

Département : Génie des procédés chimiques et pharmaceutiques

Option : Technologie de la Pétrochimie

Thème

Optimisation des paramètres de fonctionnement du déethaniseur (C-701) et du débutaniseur (C-702) de la section de fractionnement du gaz à l'UTG de Guellala

Devant le jury :

Mr. HAMADA Boudjema	Professeur	UMBB	Président
Mr. KADDOUR Omar	Professeur	UMBB	Examineur
Mme. BENCHATHAT Amel	M Assistante	UMBB	Examineur
Mme. BEDDA Kahina	M Assistante	UMBB	Encadreur

Année Universitaire : 2016/2017

RESUME

Dans ce travail, nous présentons une étude d'optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne déethaniseur et débutaniseur, dont l'objectif est de maximiser la composition en propane dans le GPL.

La réalisation de cette optimisation a été menée à l'aide du logiciel de simulation HYSYS en utilisant le model thermodynamique Peng-Robinson qui est un modèle adéquat pour l'étude du comportement des gaz.

Notre procédure de simulation a été validée en comparant les résultats obtenus par notre simulation avec les données du design et les données du laboratoire de l'unité de traitement des gaz.

Les nouveaux paramètres ont été estimés en étudiant l'influence des températures de fond et de tête sur la composition des produits.

ABSTRACT

In this work, we present a study to optimize the operating parameters of the deethanizer and debutanizer column, the objective of which is to maximize the propane composition in LPG.

This optimization was carried out using the HYSYS simulation software using the Peng-Robinson thermodynamic model, which is a suitable model for the study of the behavior of gases.

Our simulation procedure was validated by comparing the results obtained by our simulation with the design data and the laboratory data of the gas processing unit.

The new parameters were estimated by studying the influence of background and head temperatures on the composition of the products.

نبذة مختصرة

في هذا العمل، نقدم دراسة لتحسين معايير التشغيل لكل من ديثانيزر و ديبوتانيزر، والهدف منها هو تحقيق أقصى قدر من تكوين البروبان في غاز البترول المسال.

وقد تم هذا التحسين باستخدام برنامج محاكاة HYSYS باستخدام النموذج الحراري "بنغ-روبينسون"، وهو نموذج مناسب لدراسة سلوك الغازات.

تم التحقق من إجراءات المحاكاة لدينا بمقارنة النتائج التي تم الحصول عليها من المحاكاة مع بيانات التصميم والبيانات المخبرية من وحدة معالجة الغاز .

وقد تم تقدير المعايير الجديدة من خلال دراسة تأثير درجة الحرارة في اعلى و أسفل العمود على تكوين المنتجات.

Remerciements

Un grand merci à Mme BEDDA notre promotrice pour sa disponibilité, ses conseils et ses encouragements, son exigence nous a grandement stimulé.

Nous tenons à remercier monsieur B.HAMADA pour avoir accepté d'évaluer ce travail et de nous avoir fait l'honneur de présider le jury,

Nos vifs remerciements s'adressent à Mr O. KADDOUR et Mme A. BENHATHAT pour avoir accepté d'examiner ce travail et de prendre part du jury.

Nous tenons à remercier chaleureusement le Pr A. BOUCENNA et Dr H. MIMOUN pour leurs précieux encouragements et conseils, ainsi que tous les enseignants du département.

Nous sommes également reconnaissants envers l'ensemble du personnel de l'usine de Guellala (DP-SONATRACH) à Haoud Berkaoui, pour l'accueil qu'ils nous ont réservé et le temps qu'ils nous ont consacré, en particulier EDDALIA Mohammed, TALBI Hamou, Abdelmalek, Fayçal, Youcef, qu'ils trouvent ici le témoignage de notre profonde gratitude.

Dédicace

Dieu Merci

C'est avec grande joie que je dédie ce travail :

A ma Mère, Tu m'as donné la vie, la tendresse et le courage pour réussir. Tout ce que je peux t'offrir ne pourra exprimer l'amour et la reconnaissance que je te porte.

A mon Père, L'épaule solide, l'œil attentif compréhensif et la personne la plus digne de mon estime et de mon respect.

Mes Chers Parents je vous offre ce modeste travail pour vous remercier pour vos sacrifices. Aucune dédicace ne saurait exprimer mes sentiments, que dieu vous préserve et te procure santé et longue vie.

A mes chers Grands-Parents,

A mes chers Tantes et Oncles,

A mes chers Amis,

A tous ceux qui m'aiment.

Okba

Dédicace

À la mémoire de nana ALDJIA, ce travail est pour moi le fruit de tes prières ; que la terre te soit légère, et que dieu tout puissant t'accorde son infinie miséricorde et t'accueille dans son éternel paradis.

À mes parents, merci de m'avoir donné des racines et des ailes, de m'avoir inculqué de vraies valeurs et de m'avoir permis de devenir la personne que je suis aujourd'hui. Grâce à vous j'ai pu m'épanouir et m'ouvrir à la vie.

À mon très cher frère et à ma sœur, du fond du cœur je vous remercie, vous incarnez la douceur, la gentillesse et la bienveillance.

À mes cousins, mes amis, merci pour tout l'amour et le soutien, que vous m'avez apporté.

À tous ceux que j'aime

C'est avec un grand honneur que je vous dédie ce travail

Cylia

SOMMAIRE

SOMMAIRE

Résumé.....i
Sommaire.....ii
Liste des abréviationsiii
Liste des figuresiv
Liste des tableauxv
Introduction générale1

Chapitre I : Présentation de HBK

I.1 Situation géographique3
I.2 La périphérie4
I.3 Historique5
I.4 Développement de la région6
I.5 Protection de l’environnement.....6
I.6 Caractéristiques de la région6
I.7 Les divisions de Haoud Berkaoui7

Chapitre II : GENERALITES SUR LE GN, LE GPL ET LE CONDENSAT

II.1 Généralités sur le gaz naturel9
 II.1.1 Définition9
 II.1.2 Types du gaz naturel.....9
 II.1.3 Le torchage du gaz.....10
II.2 Généralités sur le GPL12
 II.2.1 Introduction12
 II.2.2 Définition12
 II.2.3 Origines des GPL12
 II.2.4 Composition chimique13
 II.2.5 Propriétés des GPL13
 II.2.6 Caractéristiques.....14
 II.2.7 Utilisations16
 II.2.8 Avantages écologiques du GPL19
II.3 SONATRACH et le gaz20
 II.3.1 Production nationale du GPL20
 II.3.2 Consommation nationale du GPL22
 II.3.3 L’Algérie et le GPL-c22
 II.3.4 Le GPL dans le monde22
II.4 Stockage des gaz liquéfiés23
 II.4.1 Introduction23
 II.4.2 Types de stockage23
II.5 LE CONDENSAT25
 II.5.1 Définition du condensat26
 II.5.2 Caractéristiques et domaines de valorisation du condensat.....26
 II.5.3 Utilisations du condensat27

II.5.4 Condensat dans le monde	27
II.6 Bilan énergétique de production national de l'année 2015.....	28

Chapitre III : LA RECTIFICATION

III.1 Introduction	29
III.2 Définition	29
III.3 Fonctionnement d'une colonne	31
III.4 Types des colonnes	32
III.4.1 Colonnes à plateaux	32
III.4.2 Colonnes à garnissage.....	34
III.5 Transfert de matière	35
III.5.1 Introduction	35
III.5.2 Les lois de transfert de matière	36
III.6 Paramètres de température et de pression de la colonne	37
III.6.1 Choix de la pression dans une colonne	37
III.6.2 Choix de la température dans une colonne	37
III.7 Taux de reflux et taux de rebouillage	38
III.8 Transfert de chaleur	39
III.8.1 Echangeurs de chaleur	39
III.8.2 Types des échangeurs de chaleur	40
III.8.3 Equipements	41
III.9 Dysfonctionnements en rectification	41

Chapitre IV : DESCRIPTION DE L'UTG DE GLA

IV.1 Capacité de production et spécifications des produits de l'UTG.....	43
IV.2 Section Boosting	44
IV.3 Section de stabilisation	44
IV.4 Section de déshydratation	45
IV.5 Section de fractionnement	45
IV.5.1 Déethaniseur	45
IV.5.2 Débutaniseur	46
IV.6 Section de réfrigération	48
IV.7 Section de compression de gaz de vente	48
IV.8 Section de gaz lift	48
IV.9 Utilités	49

Chapitre V : SECURITE

V.1 Introduction	50
V.2 Prévention	50
V.3 Intervention	50
V.4 Risques liés aux GPL.....	50
V.4.1 Fuite des gaz liquéfiés	51
V.4.2 Combustion	51
V.4.3 BLEVE	52

Chapitre VI : SIMULATION ET OPTIMISATION

VI.1 Généralités53

VI.1.1 Principe du fonctionnement et rôle des simulateurs53

VI.1.2 Le simulateur HYSYS54

VI.1.2.1 Description du simulateur54

VI.1.2.2 Caractéristiques principales du simulateur56

VI.1.2.3 Les nouveautés de la dernière version V956

VI.1.2.4 Structure générale d'un simulateur de procédé58

VI.1.2.5 Modèles thermodynamiques sur HYSYS59

VI.2 Présentation du sujet60

VI.3 Vérification des paramètres de fonctionnement des colonnes
C-701 et C-70261

VI.3.1 Simulation du cas design du déethaniseur62

VI.3.2 Simulation du cas design du débutaniseur66

VI.3.3 Vérification du cas actuel du déethaniseur70

VI.3.4 Vérification du cas actuel du débutaniseur73

VI.3.5 Comparaison entre cas design et cas actuel.....76

VI.4 Optimisation des paramètres de marche77

VI.4.1 Influence de la température de fond du déethaniseur77

VI.4.2 Influence de la température de tête du déethaniseur78

VI.4.3 Influence de la température de fond du débutaniseur79

VI.4.4 Comparaison entre le cas optimisé et le cas actuel81

VI.5 Détermination du gain en fuel gaz83

Conclusion85

Références bibliographiques.....87

Annexes88

LISTE DES ABREVIATIONS

APG : gaz associé au pétrole

BKA : Benkahla

BLEVE : boiling liquid expanding vapour explosion / détente explosive des vapeurs
d'un liquide en ébullition

BP : basse pression

HBK : Haoud Berkaoui

HP : haute pression

GLA : Guellala

GN : gaz naturel

GNL : gaz naturel liquéfié

GPL : gaz du pétrole liquéfié

GPL-c : gaz de pétrole liquéfié-carburant

MP : moyenne pression

PFD : process flow diagram

RON : indice d'octane recherché

UTG : unité de traitement de gaz

LISTE DES FIGURES

Figure :	page
Figure I.1 : situation géographique de HBK.....	03
Figure II.1 : les pays qui torchent le plus de gaz.....	11
Figure II.2 : la TVR du butane et du propane à température ambiante.....	15
Figure II.3 : l'évolution de la production nationale en GPL.....	21
Figure II.4 : vue extérieure de réservoirs sous pression.....	24
Figure II.5 : sphère existante sous talus.....	25
Figure III.1 : principe du contact entre phases.....	29
Figure III.2 : écoulement 3D d'une colonne de rectification.....	30
Figure III.3 : différentes zones d'une colonne.....	32
Figure III.4 : colonne à plateaux.....	32
Figure III.5 : plateaux à trous avec déversoirs.....	33
Figure III.6 : plateaux à cloches.....	33
Figure III.7 : plateaux à clapets.....	33
Figure III.8 : colonne à garnissage.....	34
Figure IV.1 : unité de fractionnement de l'UTG.....	47
Figure V.1 : éléments d'étiquetage du GPL (FDS)	51
Figure V.2 : étapes de déroulement d'un BLEVE.....	52
Figure VI.1 : Interface du simulateur HYSYS	55
Figure VI.2: PFD de simulation de la section fractionnement.....	61
Figure VI.3: interface de construction d'un PFD de simulation du déethaniseur.....	63
Figure VI.4 : PFD de simulation de la section déethanisation.....	63
Figure VI.5 : comparaison entre le cas design et design simulé fond du déethaniseur.....	65
Figure VI.6 : comparaison entre le cas design et design simulé tête du déethaniseur.....	65
Figure VI.7 : interface de construction d'un PFD de simulation du débutaniseur.....	67
Figure VI.8 : PFD de simulation de la section débutanisation.....	67
Figure VI.9 : comparaison entre le cas design et design simulé au fond du débutaniseur.....	69
Figure VI.10 : comparaison entre le cas design et design simulé en tête du débutaniseur.....	69
Figure VI.11 : comparaison entre le cas actuel et actuel simulé au fond du déethaniseur.....	72

Figure VI.12 : comparaison entre le cas actuel et actuel simulé en tête du déethaniseur.....	72
Figure VI.13 : comparaison entre le cas actuel et actuel simulé au fond du débutaniseur.....	75
Figure VI.14 : comparaison entre le cas actuel et actuel simulé en tête du débutaniseur.....	75
Figure VI.15 : variation de la concentration du propane en fonction de la température de fond de C701.....	77
Figure VI.16 : variation de la concentration du propane en fonction de la température de tête de C701.....	80
Figure VI.17 : variation de la concentration du propane en fonction de la température de fond de C702.....	81

LISTE DES TABLEAUX

Tableaux :	page
Tableau II.1 : Composition approximative des APG.....	10
Tableau II.2 : Caractéristiques des composants du GPL.....	15
Tableau II.3 : comparaison entre le pouvoir calorifique du GPL et l'essence	17
Tableau II.4 : comparaison des rejets de différents combustibles.....	20
Tableau II.5 : bilan énergétique national.....	28
Tableau VI.1 : paramètres et composition de la charge du déethaniseur, cas design.....	62
Tableau VI.2 : comparaison entre cas design et design simulé du déethaniseur.....	64
Tableau VI.3 : paramètres et composition de la charge du débutaniseur, cas design.....	66
Tableau VI.4 : comparaison entre le cas design et design simulé du débutaniseur	68
Tableau VI.5 : paramètres et composition de la charge du déethaniseur, cas actuel.....	70
Tableau VI.6 : comparaison entre les cas actuel et actuel simulé du déethaniseur.....	71
Tableau VI.7 : paramètres et composition de la charge du débutaniseur, cas actuel.....	73
Tableau VI.8 : comparaison entre les cas actuel et actuel simulé du débutaniseur.....	74
Tableau VI.9 : comparaison entre cas design et actuel du déethaniseur.....	76
Tableau VI.10 : comparaison entre cas design et actuel du débutaniseur.....	76
Tableau VI.11 : influence de la variation de la température du fond et de C701 sur la teneur en propane dans le gaz lift et GPL.....	77
Tableau VI.12 : variation de la concentration du propane en fonction de la température de tête de C701.....	78
Tableau VI.13 : variation de la concentration du propane en fonction de la température de fond de C702.....	80
Tableau VI.14 : comparaison entre le cas actuel et optimisé du le déethaniseur.....	81
Tableau VI.15 : comparaison entre le cas actuel et optimisé du le débutaniseur.....	82

INTRODUCTION GENERALE

INTRODUCTION GENERALE

Les branches de l'industrie sont nombreuses, et parmi elles, celle des hydrocarbures dont la matière de base est le pétrole ainsi que le gaz, ces derniers sont les plus répandus et seuls capables de satisfaire l'accroissement des besoins en énergie.

Issu de la distillation du pétrole et du traitement du gaz, le GPL s'est imposé essentiellement grâce à sa souplesse d'utilisation, en tant que combustible dans de nombreuses applications, le coût raisonnable que présente son stockage et son transport, sa sécurité d'approvisionnement, son prix compétitif, et d'autres avantages d'un point de vue écologique. [1]

L'obtention de produits pétroliers répondant à des spécifications données nécessite une séparation préalable en différentes fractions ou coupes, qui doivent être purifiées, ou subir des transformations, notamment en vue des besoins pétrochimiques ultérieurs [3]. De telles opérations occupent donc une place essentielle dans tous les schémas de fabrication des produits, la rectification en particulier, est parmi les opérations les plus utilisées dans l'industrie, qui a d'ailleurs été développée en 1813, en France par Cellier-Blumenthal ; opération pouvant être réalisée par des mises en contact d'un liquide et d'une vapeur en continu, en discontinu, à contre-courant, etc.

La compétition est de plus en plus rude entre les sociétés, la volonté d'assurer la production tout en minimisant les coûts, nécessite plus de rigueur dans la conception et l'exploitation des procédés chimiques, et plus généralement les procédés de transfert de matière ; raison pour laquelle on fait appel à l'informatique, et à la simulation en particulier [2]. La simulation et l'optimisation des procédés chimiques nécessitent la connaissance précise des propriétés d'équilibre des mélanges sur de larges gammes de température, de pressions et de compositions, ces équilibres entre phases peuvent être mesurés par différentes méthodes, représentant les modèles thermodynamiques qui ont connu un développement progressif depuis leur apparition. Le bon choix du modèle thermodynamique, assure l'accroissement de la productivité, une diminution des coûts de fonctionnement, et une meilleure utilisation de l'énergie.

L'exploitation pétrolière et gazière en Algérie consiste principalement à maximiser les revenus en optimisant la récupération, et la valorisation de tous les dérivés, qui connaissent une hausse des prix et une libre vente sur le marché international, notamment le condensât et le GPL.

Dans ce cadre, la société nationale SONATRACH a investi dans un projet d'implantation d'une usine de traitement de gaz associé au pétrole au niveau de Guellala traitant le gaz, autrefois torché ; produisant essentiellement du gaz lift, gaz de vente (C_1C_2) et du GPL. Dans cette usine (l'UTG), il a été constaté une mauvaise séparation au niveau du déethaniseur, une grande partie de propane, accompagne le gaz de tête, affectant le gaz de vente, qui ne répond plus aux normes de commercialisation, mais aussi le GPL produit, qui présente une faible quantité en propane. Dans le cadre de notre projet de fin de cycle Master, il nous a été proposé d'optimiser les paramètres de fonctionnement du déethaniseur C701, et du débutaniseur C-702.

Notre but est d'augmenter la quantité en propane dans le GPL, cela sans affecter les spécifications technico-commerciales requises pour le GPL et le gaz de vente. Pour ce faire, nous avons procédé par une simulation du cas design de l'unité et du cas actuel, à l'aide du simulateur HYSYS, puis une optimisation, des paramètres de marche, dans le but d'améliorer la qualité et la quantité des produits, tout en satisfaisant les normes commerciales exigées.

Ce mémoire est structuré en 6 chapitres :

Dans le premier, on présente la région de Haoud Berkaoui, sa situation géographique, centres de production, ainsi que ses différentes divisions.

Le second chapitre, s'oriente sur des généralités sur le gaz naturel, gaz associé, le GPL, son origine caractéristiques, domaines d'utilisations.

Le troisième chapitre traite la théorie de la rectification, le fonctionnement de la colonne, le transfert de matière et les équipements de transfert de chaleur

Dans le 4 -ème chapitre, on décrit l'unité de traitement du gaz de Guellala et différentes sections.

Le 5 -ème chapitre est consacré à la sécurité, les risques liés aux gaz liquéfiés, et les mesures de sécurité à prendre.

Et on terminera avec la partie simulation, du cas design, actuel, et l'optimisation pour atteindre l'objectif qu'on s'est fixé.

Chapitre I

**PRESENTATION DE LA
REGION DE HAOU
BERKAOUI**

I. PRESENTATION DE LA REGION DE HAUD BERKAOUI

I.1 Situation géographique

La région de HAUD BERKAOUI représente l'une des dix (10) principales zones productrices d'hydrocarbures du Sahara algérien.

Sur la route RN° 49 dite des pétroliers reliant GHARDAIA à HASSI MESSAOUD, et à 35 Km au SUD-OUEST D'OUARGLA, un carrefour indique la présence d'un champ pétrolier, il s'agit de la région de HAUD BERKAOUI.

Cette région est située à 100 Km de HASSI MESSAOUD, à 770 Km au sud de la capitale (Alger), elle est très importante en raison de sa part de production des hydrocarbures dans le pays.

Elle s'étend du sud-est de GHARDAIA jusqu'au champ extrême BOUKHZANA, près de la route de Touggourt.

A ce jour-là, plus de 100 puits sont en exploitation, répartis sur l'ensemble des champs, dont 73 puits en gaz lift, et plus de 27 éruptifs. La production cumulée depuis l'origine est de 86 millions de m³, pour des réservoirs globaux en place de 472 millions de m³.

Toutes les quantités d'huiles et de gaz récupérés sont acheminées vers les différents centres de production de la région.

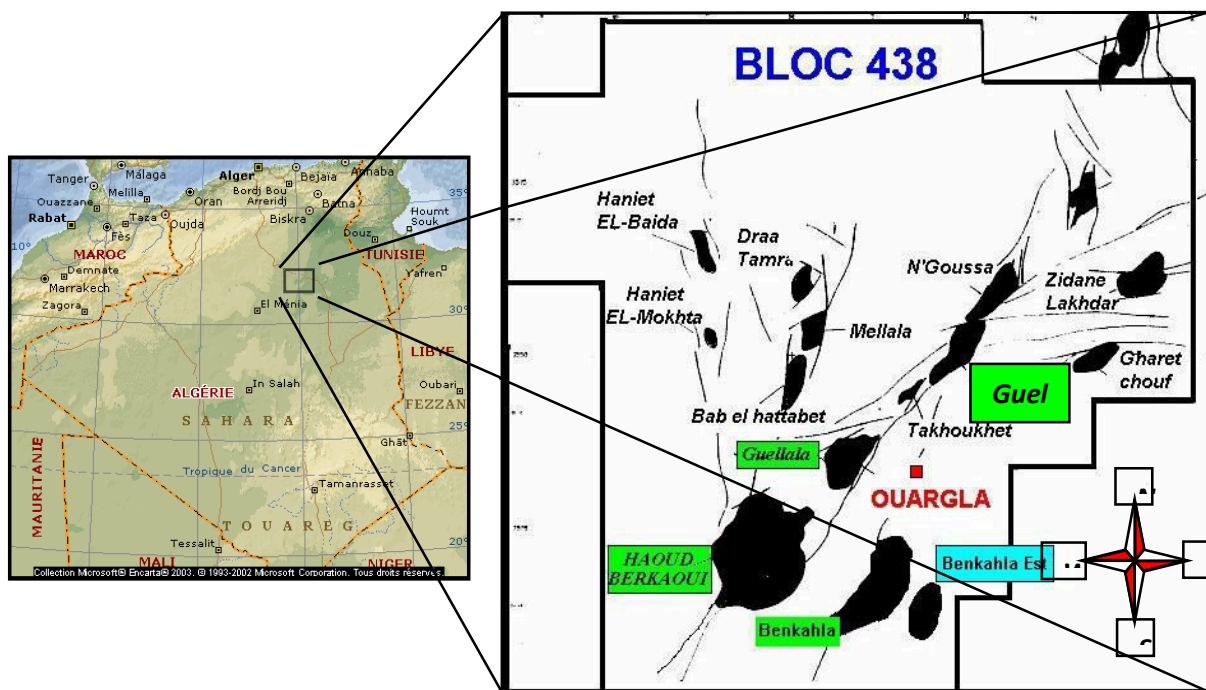


Figure I.1. Situation géographique

Il existe trois centres principaux de production situés à HAUD BERKAOUI, BENKAHLA et GUELLALA.

I.1.1 Haoud Berkaoui

Sur une superficie de 175 km², ce champ découvert en mars 1965 par la CFPA (compagnie française du pétrole algérien) par le forage du puits OK101, situé au sommet de l'anticlinal.

La mise en production de ce gisement a eu lieu en janvier 1967, la production HBK se compose d'une unité de séparation d'huile avec une capacité de 8000 m³/j, d'une autonomie de stockage de 13000 m³, d'une unité de Boosting gaz de 1 million m³/J, et d'une unité de station d'injection d'eau à raison de 6000 m³/j.

I.1.2 Le champ de Benkahla

Le gisement de BENKAHLA a été découvert en novembre 1966 par la même compagnie (FCPA) par le forage du puits OKP24.

Il s'étend sur une superficie de 72 km², le centre de production de BENKAHLA, est composé d'une unité de séparation d'huile de 5000 m³/J, et d'une unité de Boosting gaz de 560000 m³/j, toute la production d'huile de BENKAHLA est expédiée vers le centre de production HBK.

I.1.3 Le champ de Guellala

Son gisement a été découvert le 28 octobre 1969 par le forage de GLA01, sa mise en production date de février 1973.

Il s'étend sur une superficie de 35 km², avec une profondeur moyenne des puits de 3500 m.

Actuellement, le centre de production se compose d'une unité de séparation d'huile, d'une capacité de 7000 m³/J, d'une unité de stockage de 15000 m³/j, et d'une unité de Boosting gaz de 762000 m³/j.

Cette station est également dotée d'une unité de traitement de gaz d'environ 2,4 millions m³/j, sa capacité de récupération de GPL, est estimée aujourd'hui à 252 tonnes par jour, et une production de 57.6 tonnes par jour pour le condensât.

Cette unité de traitement est accompagnée d'une unité de compression du gaz commercial à 75 bars, et de 150 bars pour le gaz lift, sa capacité est de 1 660 000 m³/J.

I.2 La périphérie

Elle est composée de plus de 10 puits, la production de quelques puits est assurée par déplétion naturelle, les champs de la périphérie sont : N'gaussa, DRAA TAMRA, GUELLALA NORD-EST, HANIET EL BEIDA et BOUKHZANA.

I.3 Historique

Les études géologiques réalisées à Ouargla ont permis de connaître l'existence de deux structures appelées HAOUD BERKAOUI, et BENKAHLA.

En mars 1965, un gisement d'huile fut localisé dans la série du trias argilo-gréseux (Tag) plus exactement à HAOUD BERKAOUI par la compagnie (CFPA), la zone pétrolière de HAOUD BERKAOUI, est constituée de près de 20 champs pétroliers, répartis sur 63 km² sur le bord oriental de la dépression OUED MYA, les plus importants de cette région sont ceux de HAOUD BERKAOUI, BENKAHLA, GUELLALA, elle reforme les accumulations d'huile essentielle de cette zone, la série inférieure du trias argileux Gréseux (TAG) située à une profondeur moyenne de 3350 m, est le principale réservoir, productif d'huile du bloc 438 parmi les autres champs constituant la périphérie de cette région figurent DRAA TAMRA (DRT) et GUELLALA –NORD-EST.

HAOUD BERKAOUI est devenue une région autonome en 1976, alors qu'elle dépendait de la région de HASSI MESSAOUD, depuis le début de son exploitation.

I.4 Développement de la région

En espace de 30 ans, la région a connu des changements très importants au fur et à mesure de son développement dont voici les plus importants :

- 1963 : Découverte du champ OULOGA par le sondage OA1.
- 1965 : Découverte du champ HBK par le sondage OK101, situé au sommet de la structure.
- 1966 : Découverte du champ BKH par le sondage OK24.
- 1967 : Mise en production d'un centre de traitement d'huile à HBK composé de deux batteries de séparation, trois bacs de stockage et deux motopompes diesel pour l'expédition par la mise du premier puits Ok101.
- 1969 : Découverte du camp de GLA par le sondage GLA01.
- 1970 : Extension du centre de HBK pour recevoir la production la production de BKH.
- 1971 : Mise en service du centre de BKH.
- 1972 : Découverte du champ GLA-NE par le sondage GLANE01.
- 1976 : Mise en service du centre de production de GLA.
- 1978 : Mise en service du service de production GLA-NE et création de la région HBK.
- 1979 : Mise en service du centre de traitement de DRT.
- 1981 : Démarrage de l'injection d'eau à HBK, et BKH.
- 1984 : Extension du centre de BKH.

- 1985 : Démarrage de l'unité de traitement des gaz associés à Oued Noumer.
- 1986 : Extension du centre de GLA-NE.
- 1989 : Passation de la consigne entre la région HBK et Hassi R'mel pour les champs d'Oued Noumer.
- 1992 : Mise en service de l'unité de récupération des gaz torchés de HBK, BKH et GLA (Booster) et mise en service de l'usine de traitement de gaz à GLA.
- 1993 : Mise en service de nouvelles unités électriques d'injection d'eau à GLA et BKH.
- 1995 : Mise en service de la nouvelle unité électrique d'injection d'eau à HBK.
- 1996 : Mise en service d'une unité de dessalage au centre de HBK.
- 1999 : Découverte du champ de BKHE par le sondage BKHE 1.
- 2001 : Mise en service d'une station de traitement des eaux domestiques (en mars).

I.5 Protection de l'environnement

La région de Haoud Berkaoui est l'une des premières régions à fournir de grands efforts dans le domaine de la protection de l'environnement, cette région est dotée d'une station de déshuilage, d'une unité de récupération des gaz torchés, d'une station d'eau potable, et aura prochainement une station d'épuration des eaux usées.

I.6 Caractéristiques de la région

I.6.1 Données climatiques

- La température maximale sous l'abri : 45°C.
- La température minimale sous l'abri : -5°C.
- La température souterraine maximale en été (à une profondeur de 1 m : 38°C).
- La température souterraine minimale en hiver (à une profondeur de 1 m : 18 °C).

I.6.2 Humidité relative

- Humidité maximale moyenne journalière : 45%.
- Humidité minimale moyenne journalière : 19%.

I.6.3 Altitude

Le niveau du sol est défini comme point standard, l'altitude du site (niveau fini)

- HBK : Niveau de la mer +225 m.
- BKH : Niveau de la mer +192 m.
- GLA : Niveau de la mer +222 m.

I.7 LES DIVISION DE HOUAD BERKAOUI :

I.7.1 Division approvisionnement et transport :

Elle comprend trois services :

- Gestion de Stock.
- Service Matériel.
- Service Maintenance.

I.7.2 Division engineering et production

Elle comprend cinq services :

- Service Géologie.
- Service Technique puits.
- Service Essai et Mesure.
- Service Intervention.

I.7.3 Division exploitation

Elle comprend deux services :

- Service Exploitation GLA.
- Service Exploitation HBK.
- Service Corrosion.
- Service Etude et Programmation.

I.7.4 Division finance

Elle comprend quatre services :

- Service comptabilité Générale.
- Service Trésorerie.
- Service Comptabilité Analytique.
- Service Juridique.

I.7.5 Division intendance

Elle comprend quatre services :

- Service Restauration.
- Service Hébergement.
- Service intendance.
- Service plantation.

I.7.6 Division maintenance

Elle comprend quatre services :

- Service Instrumentation.
- Service Méthode Planification.
- Service Mécanique.

- Service électricité.

I.7.7 Division réalisation

Elle comprend quatre services :

- Service travaux.
- Service construction.
- Service travaux entretien.
- Service électromécanique.

I.7.8 Division sécurité

Elle comprend deux services :

- Service prévention.
- Service intervention.

I.7.9 Division personnel

Elle comprend trois services :

- Service gestion paie.
- Service planification.
- Service Administration.

Chapitre II

GENERALITES SUR LE GAZ NATUREL LE GPL ET LE CONDENSAT

II. GENERALITES SUR LE GN, LE GPL ET LE CONDENSAT

II.1 Généralités sur le gaz naturel

Troisième source d'énergie consommée dans le monde (21.3%), derrière le pétrole (31.4%) et le charbon (23%), le gaz naturel occupe désormais une place majeure dans le bouquet énergétique. Historiquement, l'exploitation des hydrocarbures a commencé par celle du pétrole, au sens large du terme. Dans la classification des hydrocarbures, on a alors distingué cette phase liquide facilement valorisable de la phase gazeuse. L'intérêt croissant pour le gaz naturel vient du fait que celui-ci est choisi pour sa souplesse d'utilisation, sa propreté et en fin l'abondance relative des ressources.

II.1.1 Définition

Le gaz naturel est un combustible fossile présent naturellement sous forme gazeuse dans les roches poreuses du sous-sol, c'est un mélange dont le constituant principal, de 75 % à 95 %, est le méthane (CH₄) mais on y trouve aussi l'éthane, le propane ainsi que le butane. Le gaz naturel est généré à partir de la sédimentation de la matière organique vieille de plusieurs millions d'années. Le plus souvent enterré dans le sous-sol et sous l'effet de la pression et de la température, la matière organique se transforme d'abord en kérogène lorsque la température augmente (entre 50 et 120°C), le kérogène se décompose, (pyrolyse), expulsant le pétrole et le gaz naturel, qui constituent dans une roche imperméable, un gisement. [4]

II.1.2 Types du gaz naturel

L'apparition d'une phase liquide dépend des conditions de température et de pression dans le réservoir et en surface, ce qui conduit à distinguer les types suivants:

- **Gaz sec** : les conditions de formation n'ont pas favorisé la phase liquide dans les conditions de production, le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures lourds.
- **Gaz humide** : suite à la pression élevée, l'action des bactéries anaérobies, une phase liquide s'est formée, le gaz est moins concentré en méthane.
- **Gaz à condensât** : une phase liquide se forme dans le réservoir, au cours de la production, la phase condensée est riche en constituants lourds.
- **Gaz associé** : Le gaz de pétrole associé (APG), ou gaz associé, est une forme de gaz naturel qui se trouve avec des dépôts de pétrole, soit dissous dans l'huile, soit sous forme de "bouchon de gaz" au-dessus de l'huile dans le réservoir.

Historiquement, ce type de gaz a été libéré en tant que produit de rebut de l'industrie de l'extraction du pétrole. [5]

Appelé aussi gaz de torchère, Il est séparé directement lors de l'extraction du pétrole. Pendant longtemps, ce gaz était considéré comme un parent pauvre de l'exploitation du pétrole, que l'on voyait sur les champs pétroliers mondiaux, des centaines de torchères brûlant à l'air libre la plus grande partie du gaz produite en même temps que le pétrole. Il était considéré comme un déchet, ce qui constitue un gaspillage de ressources énergétiques non renouvelables et une pollution inutile.

Constituant	Fraction volumique (%)	Fraction massique (%)
Méthane	81	60
Ethane	5.5	7.7
Propane	6.6	3.5
Butane	4.0	10.8
Pentane	1.4	4.8
Nitrogène	1.0	1.3
Dioxyde de carbone	0.17	0.33

Tableau II-1 Composition approximative des APG : [6]

La Banque mondiale estime que plus de 150 milliards de mètres cubes de ce gaz sont torchés ou évacués annuellement. Cette quantité de gaz représente environ 30,6 milliards de dollars et équivaut à 25 pour cent de la consommation annuelle de gaz des États-Unis ou à 30 pour cent de la consommation annuelle de gaz de l'Union européenne. [6]

II.1.3 Le torchage du gaz

II.1.3.1 Pourquoi torcher un gaz ?

Le torchage se pratique principalement par faute d'infrastructures de traitement et de transport (gazoduc ou unité de liquéfaction) qui permettraient sa commercialisation.

Ces infrastructures sont différentes de celles utilisées pour le pétrole et leur rentabilité n'est pas assurée si les volumes de gaz associé sont faibles, ou si les zones d'exploitation sont très reculées. Le gaz est parfois aussi rejeté dans l'atmosphère sans être brûlé, c'est la pire des solutions car on remet directement dans l'atmosphère du méthane, gaz à effet de serre au potentiel de réchauffement 30 fois supérieur à celui du CO₂ produit par le torchage, ainsi que des hydrocarbures volatiles.

Cette pratique constitue une problématique environnementale sensible : elle engendrerait au niveau mondial l'émission de près de 350 millions de tonnes de CO₂ par an, soit l'équivalent des émissions annuelles de 70 millions de voitures.

Le torchage de l'APG est controversé, car il s'agit d'un polluant, une source de réchauffement climatique et un gaspillage d'une source de carburant précieuse. [4]

II.1.3.2 Les pays qui torchent le plus de gaz

Les pays torchant du gaz sont la Russie, le Nigéria et l'Iran selon les dernières estimations, réalisées sur la base d'images satellitaires de la NOAA le 14 avril 2015 [6]

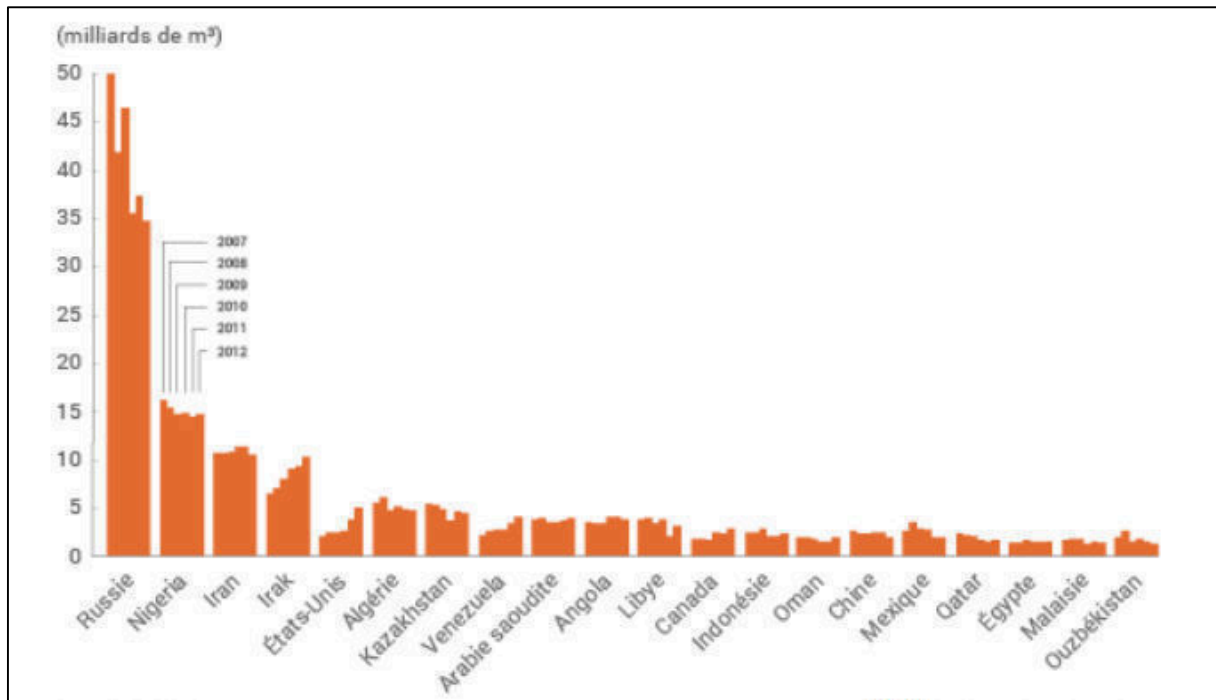


Figure II-1 Les pays qui torchent le plus de gaz

La plupart des pays ont rapidement réagi contre un tel gaspillage d'énergie en interdisant de brûler ainsi le gaz à l'air libre.

II.1.3.3 Alternatives au torchage

A défaut de pouvoir commercialiser le gaz associé, Ce gaz peut être utilisé de plusieurs façons après le traitement :

- Il peut être transformé en carburants synthétiques ou utilisés comme matières premières pour l'industrie pétrochimique.
- Le gaz peut être injecté dans le gisement de pétrole afin d'y renforcer la pression et améliorer le taux de récupération. Cette opération peut toutefois être techniquement compliquée (risque de corrosion des canalisations)
- Production d'électricité sur site avec des moteurs, actionner les turbines électriques et satisfaire une partie des besoins énergétiques du site de production.

Sur ce, la consommation du gaz a connu un accroissement rapide, la NOAA indique que les quantités brûlées sont diminuées, ce résultat signifie une amélioration relative sensible, déjà que la production a crû d'environ 50%.

II.2 Généralités sur le GPL

II.2.1 Introduction

L'usage des GPL est aujourd'hui largement répandu en raison de leur facilité de stockage et de transport. Leur distribution a débuté dans les bouteilles dès les années 30 et s'est étendue avec le développement du stockage en citernes (ou vrac) dans les années 60. Les GPL sont aujourd'hui largement exploités par les industriels mais aussi par les particuliers dans leurs activités itinérantes, grâce à leur avantage écologique, en n'émettant presque aucun carbone.

II.2.2 Définition

L'appellation Gaz de Pétrole Liquéfiés ou GPL (LPG en anglais) peut qualifier deux gaz à l'état liquide : le propane C_3H_8 et le butane C_4H_{10} . Ce sont tous les deux des hydrocarbures saturés qui sont composés de liaisons simples d'atomes de carbone et d'hydrogène. Ils présentent l'intérêt de se liquéfier sous une pression moins forte que les autres gaz (notamment le méthane) : entre 1.5 et 7 bars, soit une pression équivalente à celle de l'eau du robinet ou à celle de l'air dans la peau.

Plus de 60% des volumes de propane et du butane produits dans le monde proviennent de champs de gaz le reste étant issu du raffinage du pétrole brut.

L'usage des GPL est aujourd'hui largement répandu en raison de leur facilité de stockage et de transport. Leur distribution a débuté dans les bouteilles dès les années 30 et s'est étendue avec le développement du stockage en citernes (ou vrac) dans les années 60. Les GPL sont aujourd'hui largement exploités par les industriels mais aussi par les particuliers dans leurs activités itinérantes.

Mélangés, les GPL peuvent également être utilisés comme carburant pour véhicules (GPL-c). Notons que les GPL ne doivent pas être confondus avec le GNL dont la température de liquéfaction est beaucoup plus basse.

II.2.3 Origine des GPL

Le GPL provient de deux origines :

II.2.3.1 Fractions lourdes de l'extraction de gaz naturel

Les champs de gaz (pour plus de 60%). En moyenne, un champ de gaz naturel fournit près de 90% de méthane (CH_4) mais aussi 5% de propane et 5 % d'autres gaz dont le butane. Schématiquement, on refroidit le gaz naturel extrait pour en séparer les différents constituants.

On obtient alors des GPL (butane et propane à l'état liquide), alors que le méthane se trouve encore à l'état gazeux, ces gaz ayant des points de liquéfaction différents. Du butane et du propane sont également récupérés lors de l'extraction de pétrole, sous forme de gaz associés dissous (d'où l'appellation de « de gaz de pétrole » liquéfiés). Les pourcentages de butane et du propane contenus dans le gaz naturel et le pétrole brut sont très variables d'un gisement à un autre.

II.2.3.2 Fractions légères du raffinage du pétrole

Lors du raffinage du pétrole brut, le butane et le propane constituent entre 2 et 3% de l'ensemble des produits obtenus. Ils constituent les coupes les plus légères issues de la distillation du pétrole brut. Ces gaz sont également récupérés à l'issue d'opérations de traitement « secondaires », après la phase de distillation. Selon sa provenance, une tonne de pétrole brut traitée produit 20 à 30 kg de GPL, dont 2/3 de Butane et 1/3 de Propane. Au total, les GPL ne pourront dépasser 5% de la ressource mondiale en hydrocarbures.

II.2.4 Composition chimique

La composition chimique du GPL est variable, selon les normes et sa provenance. Il peut contenir du propylène, du butène, une faible quantité en méthane, éthylène, pentane, et exceptionnellement du butadiène, de l'acétylène et du méthylacétylène. Les atomes du butane et du propane sont tous reliés par des liaisons simples (ou covalentes), cela signifie que tous ces atomes liés entre eux mettent en commun un électron de leurs couches externes afin de former des doublets d'électrons qui maintiennent l'attraction entre atomes. [4]

II.2.5 Propriétés des GPL

Le propane et le butane sont naturellement gazeux à pression atmosphérique (1bar) et à température ambiante(15°C). Ils peuvent toutefois facilement être liquéfiés et sont alors qualifiés de GPL. Cet état liquide permet de les manipuler, de les stocker dans de faibles volumes. En effet, 1 litre de butane liquide libère 239 litres de gaz (à 15°C sous 1 bar de pression) et 1 litre de propane liquide libère 311 litres de gaz (15°C sous 1bar de pression).

Le propane et le butane se différencient l'un de l'autre par la température et la pression auxquelles ils passent de l'état gazeux à l'état liquide. A pression atmosphérique (1 bar), le propane devient liquide en dessous de -42°C tandis que le butane passe à cet état dès que la température descend en dessous de 0°C.

A titre de comparaison, le méthane (CH₄), principal composant du gaz naturel, se liquéfie sous la haute pression (47 bar à -82°C) ou à très basse température (1 bar à -161°C).

II.2.6 Caractéristiques

- **Indication des dangers** : gaz liquéfié extrêmement inflammable.
- **Gelures provoquées par le GPL** : Le GPL, lorsqu'il se réprend sous sa forme liquide, hors d'un container sous pression, il s'évapore en produisant du froid : au contact de la peau, il provoque des brûlures caractéristiques appelées "brûlures froides".
S'il y a risque de contact l'utilisateur devra faire usage de lunette, gants ou toute autre revêtement de protection.
- **Odeur** : Le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant, ce sont des composés sulfures tel que le diéthylmercaptan ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité.
- **Toxicité** : Les GPL ne sont pas vraiment toxiques. Ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant, s'ils sont inhalés longuement ils peuvent provoquer des migraines et des maux d'estomac, ne présentant aucun danger d'empoisonnement.
- **Dilatation** : A l'état liquide, les GPL ont un haut coefficient de dilatation, ils se dilatent de 0,25% par degré de température dont il faut tenir compte lors de leur stockage dans les récipients que le remplissage ne doit jamais être dépassé au maximum 85% de sa capacité.
- **Réactivité** : Le propane et le butane sont chimiquement réactifs et ils peuvent détériorer certains caoutchoucs naturels ou certaines matières plastiques. Il est donné primordial de n'utiliser que des accessoires et des équipements spécialement congrus pour ces gaz.
- **Solubilité** : Les GPL sont insolubles dans l'eau, et ils n'ont pas de propriétés lubrifiantes, chose qui doit être prise en considération, lors du dimensionnement des compresseurs et des pompes.
- **Tension de vapeur** : La pression qui règne dans les récipients dépend :
 - De la température initiale du liquide.
 - Du soutirage éventuel effectué.

Le graphique donne les tensions de vapeur relatives en fonction de la température ambiante [8]

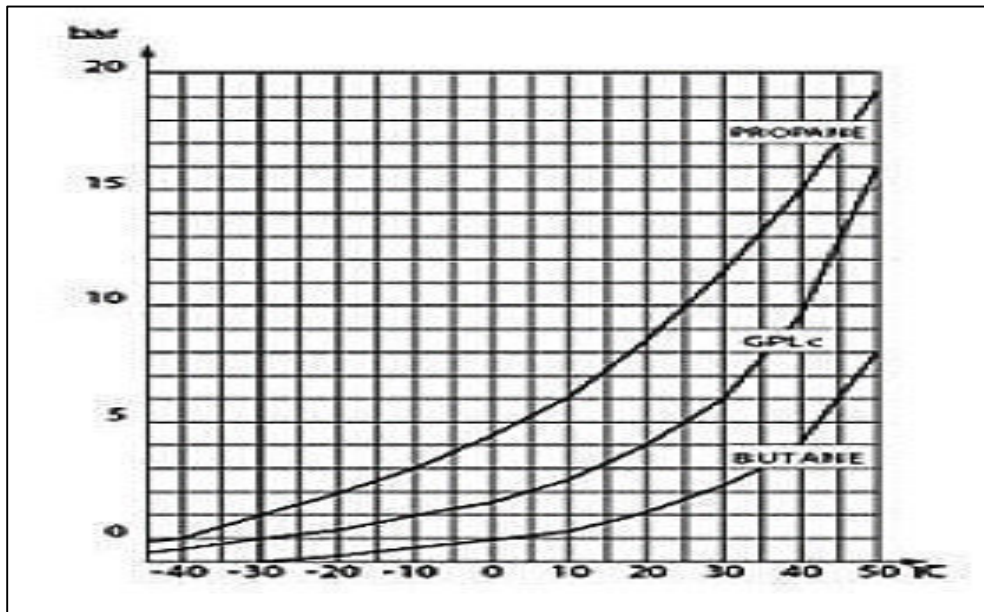


Figure II-2 Tension de vapeur du butane et du propane à la température ambiante

Autres caractéristiques :

Propriétés	Butane	Propane
Densité	0.51	0.58
Pression de vapeur à 50°C (absolue)	≤ 7.5 bar	Max 19.3 bar
Teneur en soufre	-	≤ à 0.005% en masse
Teneur en eau	Absence d'eau séparable par décantation	Non décelable par l'essai au bromure de cobalt
Température d'ébullition	-0.5°C	-44°C
Limite inférieure d'inflammabilité dans l'air	1.8%	2.4%

Limite supérieure d'inflammabilité	8.8%	9.3%
Pouvoir calorifique à 15°C et 1 atm	PCI : 12.66 kWh/kg PCS : 13 kWh/kg	PCI :12.78 kWh/kg PCS : 13.80 kWh/kg
La masse volumique (kg/m³) à 15°C	Liquide : 585 Gaz : 2.5	Liquide : 515 Gaz : 1.85
Température d'auto-inflammation	420	480°C
Nombre d'octane	89	96

Tableau II-2 Caractéristiques du GPL

Les GPL sont d'une pureté parfaite et brûlent sans aucun déchet, n'encrassent ni les conduites, ni les brûleurs des appareils d'utilisation.

II.2.6.1 Propane l'hiver, butane l'été

Le butane se liquéfiant à une température plus élevée que le propane (autour de -5°C contre -39°C), par temps froid, un mélange riche en butane aura du mal à se vaporiser, rendant la combustion difficile, voire impossible. C'est pourquoi les distributeurs proposent des GPL ayant une plus forte proportion de propane l'hiver et de butane l'été.

II.2.7 Utilisations

Les gaz butane, propane, et le GPL, représentent une source d'énergie exceptionnelle en raison de leurs origines, de leurs caractéristiques et de leurs applications. En tant qu'énergie moins polluante, faiblement émettrice de CO₂, performante et novatrice, le GPL offre de nombreux avantages pour les consommateurs et les secteurs professionnels comme pour l'environnement. Avec une disponibilité immédiate et en tous points du globe des atouts environnementaux du fait qu'ils produisent moins de gaz à effet de serre que l'essence, le gasoil et l'électricité d'origine thermique, stockables, faciles à transporter présentant une variété d'usages, chose qui leur procure une accessibilité les rendant indispensables pour des centaines de millions de personnes dans le monde d'aujourd'hui, le GPL permet d'assurer et de contribuer, sans délai, à un modèle énergétique durable, compétitif et plus sûr.

II.2.7.1 Le GPL carburant (GPL-c)

A. Definition

Le GPL est utilisé comme carburant automobile depuis des décennies. Il constitue un produit exceptionnel sur le plan de la préservation de la qualité de l'air. Il ne contient ni soufre, ni benzène, ni d'autres substances toxiques.

Le pouvoir calorifique du GPL est pratiquement égal à celui de l'essence, si on l'exprime en kilocalories par kilogramme de carburant (kcal/kg), mais ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilocalories par litre de carburant liquide à 15°C ; cette diversité provient de la différence des densités entre le GPL et l'essence. En moyenne, la masse volumique à 15°C d'un GPL est de 0,555 Kg/litre.

Le GPL est caractérisé par un indice d'octane recherche (RON) naturellement élevé atteignant aisément 98. Cette propriété découle en fait directement des valeurs de RON de chacun de ces constituants. Par ailleurs, son indice d'octane moteur (MON) est, lui aussi légèrement plus élevé que celui des essences classiques. Le GPL est stocké dans le réservoir à une pression comprise entre 8 et 10 bars.

Comparaison entre le pouvoir calorifique de GPL et celui de l'essence :

Pouvoir calorifique	GPL	Essence
Pouvoir calorifique supérieur (Kcal/ kg)	11300	11850
Pouvoir calorifique inférieur (Kcal/kg)	10500	11000
Pouvoir calorifique supérieur (Kcal/L)	8200	6480
Pouvoir calorifique inférieur (kcal/L)	7600	6050

Tableau II-3 Comparaison entre le pouvoir calorifique de GPL et celui de l'essence

B. Les avantages techniques du GPL carburant sont :

- Homogénéité du mélange air- GPL donnant une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ 5% de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples. Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibrations diminuent.
- Contrairement aux carburants classiques, la combustion du GPL ne laisse aucun dépôt et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les révisions peuvent être espacées tous les 30 000 km.

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

Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL avec réservoir intégré.

II.2.7.2 Le GPL dans la pétrochimie

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

Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone...

Le propylène est actuellement la matière première pour la fabrication de nombreuses substances tel que le polypropylène, l'alcool isopropylique, et l'isopropylbenzène servant de base à la production de glycérine et de l'épichlorhydrine, des tétramères de propylène pour les détergents, le méthylstyrène, l'oxyde de propylène l'acroléine, l'alcool amylique ...

Le n-butane est utilisé pour la production de plusieurs oléfines, tel que l'éthylène, propylène, divers butylènes ou bien acétylène et butadiène, le n butane s'oxyde en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique, le formaldéhyde, l'acétone etc. L'isobutane intervient dans de nombreuses alcoylations, qui se produisent lors de la préparation des supercarburants à indice d'octane élevé. Le butylène joue un rôle très important dans la synthèse des caoutchoucs.

Le polyisobutylène à bas et à haut point moléculaire est utilisé comme épaisseurs des huiles de garnissage et pour d'autres buts. [9]

II.2.7.3 Le GPL dans la production d'électricité

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

La production d'électricité en Algérie est effectuée uniquement par le gaz naturel, les GPL ne sont pas introduits jusqu' ici dans la génération d'électricité.

II.2.7.4 Le GPL dans les ménages

Le butane et le propane qui sont obtenus par la séparation du GPL ont une grande importance dans les ménages ; Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage, la consommation nationale représente l'équivalent de 11 millions de bouteilles de 13 kg par ans. Le propane représenté 4,8% de la consommation national du GPL, il est utilisé comme

combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans les régions non reliées au gaz naturel.

II.2.7.5 Le GPL dans la climatisation

Le GPL est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs (moyenne capacité) comme fluide caloporteur du fait de ces caractéristiques thermiques importantes.

II.2.7.6 Le GPL dans L'agriculture

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

La distribution des GPL est assurée par voie routière et ferroviaire depuis les centres de stockage vers les citernes, les revendeurs de bouteilles et les stations de GPL carburant.

II.2.8 Avantages écologiques du GPL

Toutes les études menées jusqu'à aujourd'hui ont abouti aux mêmes conclusions : le GPL pollue moins que les autres carburants ; il n'y a aucun rejet de plomb, de soufre ou de particules, car ils n'entrent pas dans sa composition chimique, faite uniquement de butane et de propane.

En outre, sa combustion dans le moteur est très complète, ce qui limite les rejets d'imbrûlés. Grâce à sa composition, le GPL permet de baisser les rejets de monoxyde de carbone (CO), responsable de troubles respiratoires et de maux de tête en empêchant l'oxygénation du sang, les hydrocarbures imbrûlés (HC), qui sont cancérigènes et donnent des nausées, et surtout les oxydes d'azote (NOx), irritants du système respiratoire et gros point faible du diesel, avec les particules.

Le fameux dioxyde de carbone (CO₂) n'est pas un polluant direct. Sur ce point, si le GPL est un peu plus performant que l'essence, les résultats obtenus par le diesel sont meilleurs, mais ce dernier génère d'autres polluants plus directement néfastes (NOx, ainsi que des particules et suies qui atteignent l'appareil respiratoire en se diffusant dans l'atmosphère).

Les mesures effectuées sur les oxydes d'azote (NOx), responsables lors des journées ensoleillées de la formation d'ozone, le monoxyde de carbone (CO) ou le dioxyde de carbone (CO₂), contribuant à l'effet de serre, montrent une diminution sensible des rejets comparés à l'essence et au diesel. Les émissions de NOx seraient réduites de 40 à 75%, ceux de CO de 45 à 85% alors que le CO₂ diminuerait de l'ordre de 15%.

Pollution en g/km	GPL	Essence	Diesel	GNV
CO ₂	140	190	100	115
CO	0.6	2	2	0.52
NOx	0.1	0.4	0.8	0.05
Composés organiques	0.15	0.3	0.3	0.27
Particules	--	0.01	0.2	--
Benzène	--	1	4	--

Tableau II-4 Comparaison des rejets des différents combustibles

II.3 SONATRACH et le gaz

Hassi R'mel, l'un des plus grands gisements de gaz au monde ; Mais aussi Ain Salah, Ohanet, Tin Fouyé Tabenkort, Rhourde Nous, Hamra et Alrar pour ne citer que les plus importants. Ces réserves gazières représentent 56 % du total des réserves en hydrocarbures.

Une production brute de 150 milliards de m³ de gaz en 2006, soit près de 62 % de la production totale d'hydrocarbures.

Une production commercialisée nette de près de 81 milliards de m³ de gaz, dont 66% provenant du champ de Hassi R'mel.

SONATRACH est la 4ème société exportatrice mondiale de GNL (gaz naturel liquéfié) et la 2ème de GPL (gaz pétrole liquéfié).

SONATRACH pionnière dans le GNL, dispose aujourd'hui de quatre complexes de liquéfaction du gaz naturel : trois (03) à Arzew (GL1Z, GL2Z et GL4Z), un (01) à Skikda GL1K (gaz liquéfié Skikda). SONATRACH signe une série de contrats d'approvisionnement en GN et GNL avec différents clients en Europe et aux Etats-Unis. Une nouvelle impulsion est ainsi donnée aux exportations de GNL.

II.3.1 Production nationale du GPL

La production a suivi une croissance soutenue en raison de l'intérêt suscité chez les pays industrialisés pour cette forme d'énergie idéale pour la protection de l'environnement.

Jusqu'à 1984, l'Algérie importait du butane en période de pointe. Dès la mise en service du complexe GP-1Z, la production nationale est devenue largement excédentaire par rapport à la demande du marché national.

Durant la dernière décennie, l'industrie algérienne du GPL a connu des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime. Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au

début des années 90 fait bénéficier aujourd'hui l'Algérie de disponibilités importantes en GPL.

Depuis la mise en exploitation du champ gazier de Hamra en 1996, la production de GPL a connu un développement rapide.

Le niveau de l'offre nationale de GPL était de l'ordre de 13.3 millions de tonnes en 2012. Cette offre provient de trois sources différentes :

- 10% obtenus par raffinage du pétrole brut aux raffineries de Skikda, Arzew, Alger.
- 11% sont obtenus à l'issue de la liquéfaction du gaz naturel aux complexes de liquéfaction GL-2Z, GL-1K.
- 79% sont produits à partir des gisements d'hydrocarbures, par séparation du gaz et le traitement du pétrole brut ; soit 4,35 millions de tonnes.

Deuxième exportateur mondial de GPL, SONATRACH a exporté 7 millions de tonnes de GPL en 2006 vers 20 pays répartis sur quatre continents.

Le marché Méditerranéen des GPL demeure la principale destination des exportations de SONATRACH avec 63% du total. Le reste a été livré vers les USA 26%, Amérique Latine 2% et 9% vers les marchés de l'Europe du Nord.

Durant la dernière décennie, l'industrie algérienne des GPL a connu des changements profonds, notamment en termes de production, d'exportation et transport maritime.

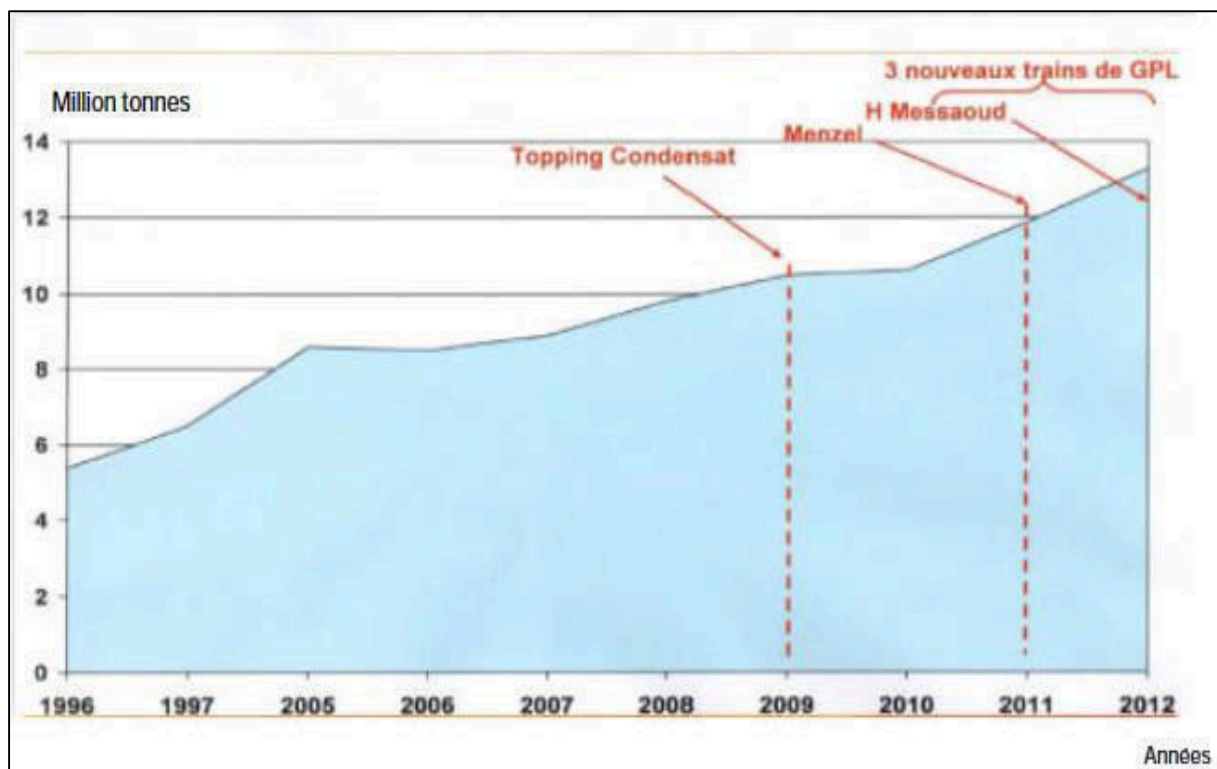


Figure II-3 Evolution de la production nationale du GPL

II.3.2 Consommation nationale du GPL

La consommation nationale de cette énergie ne représente que 1.5 millions de tonnes par an sur une production totale de plus de 15 millions de tonnes. La consommation par secteur montre que 80% des GPL sont destinés au domaine résidentiel et commerciale, 18% pour le transport et 2 pour l'industrie.

II.3.3 L'Algérie et le GPL-c

L'Algérie a mené depuis les années 1980 une politique de développement du GPL carburant en substitution des carburants traditionnels et notamment les essences, en raison de ses réserves importantes en GPL et pour lutter contre la pollution. Cette politique a actuellement atteint sa maturité du fait de :

- L'existence d'un parc relativement important de véhicules convertis au GPL.
- La mise en place à travers le territoire d'installateurs de kits GPL sur véhicules.
- La disponibilité d'un réseau important de stations-service distribuant le GPL.
- La demande croissante en ce produit.

Notons aussi que le prix du GPL/C à la pompe très attractif (différentiel important avec les essences) et l'utilisation du bu-pro dont la teneur en butane autorisée peut atteindre 45%, rend possible l'usage du GPL provenant directement des unités de traitement du gaz naturel et de pétrole du Sud du pays.

Ce créneau, qui nécessite le renforcement du réseau de distribution, la mise en place de capacités de stockage et des moyens de transport adéquats, est une opportunité certaine aux investisseurs.

II.3.4 GPL dans le monde

Dans le monde l'énergie GPL constitue 2% de l'énergie consommée.

Au Moyen-Orient, la production du GPL s'est considérablement développée à la fin des années 70 lorsque l'augmentation du prix de l'énergie a rendu attractive la récupération du propane et du butane. Auparavant, ces produits étaient brûlés avec le gaz associé. Le Moyen-Orient est actuellement la principale source d'exportation des GPL dans le monde.

En Afrique, le GPL est surtout récupéré à partir du gaz naturel dans les unités de traitement de gaz humide. La production des raffineries assure le complément. Le propane et le butane sont récupérés au niveau de la distillation atmosphérique du pétrole brut et par craquage des molécules lourdes dans la plupart des unités de transformation et de conversion.

Les principaux flux de GPL transitent depuis le Moyen Orient vers le Japon et l'Asie du Sud-Est. La production mondiale de GPL est passée de 177,8 millions de tonne en 1997 à 210 millions de tonnes en 2002, et allant jusqu'à 230 millions de tonnes en 2007.

La consommation mondiale de GPL en 2009 était 243,6 millions de tonnes et a atteint les 260 millions de tonnes en 2011.

Le GPL/c est le troisième carburant automobile au monde.

II.4 Stockage des gaz liquéfiés

II.4.1 Introduction

Pour les pays producteurs, le stockage du gaz constitue une étape essentielle de l'exploitation.

Avant d'être acheminé jusqu'au consommateur final, le gaz transite par des sites de stockage installés près des gisements ou des zones de consommation.

En stockant une partie du gaz extrait, les producteurs garantissent de pouvoir livrer des volumes stables de gaz tout au long de l'année. Pour les consommateurs, le stockage du gaz garantit un approvisionnement continu.

Ainsi le gaz circulant vers les zones de consommation n'est pas forcément utilisé tout de suite. Il peut alors être stocké pour être réutilisé dès que la demande le justifie.

Les GPL sont stockés sous pression dans des réservoirs sphériques, lors de leur stockage, des vapeurs de GPL (ou Boil-off) se dégagent par ébullition sous l'effet de :

- La convection et la radiation de la chaleur atmosphérique.
- L'échauffement dû à la friction des GPL produits dans les canalisations
- La différence de température entre le liquide stocké et celui à introduire dans le réservoir.

Pour éviter la perte de ces vapeurs ; Les paramètres de stockage doivent être maintenus dans une plage bien déterminée, pour cette raison, un système de réfrigération par compression, refroidissement et détente des vapeurs est utilisé.

Ces vapeurs sont comprimées de 5.3 bars à 19 bars et 115°C par un compresseur alternatif puis condensées à 54°C dans un aéroréfrigérant et enfin détendues à 5 bars et 15°C, ceci permet le refroidissement du réservoir, et par conséquent la réduction de sa pression. [4]

II.4.2 Types de stockage

Les gaz liquéfiés sont stockés sous leur propre tension de vapeur et la pression de stockage dépend uniquement :

- De la nature du produit stocké.
- De la température de stockage.

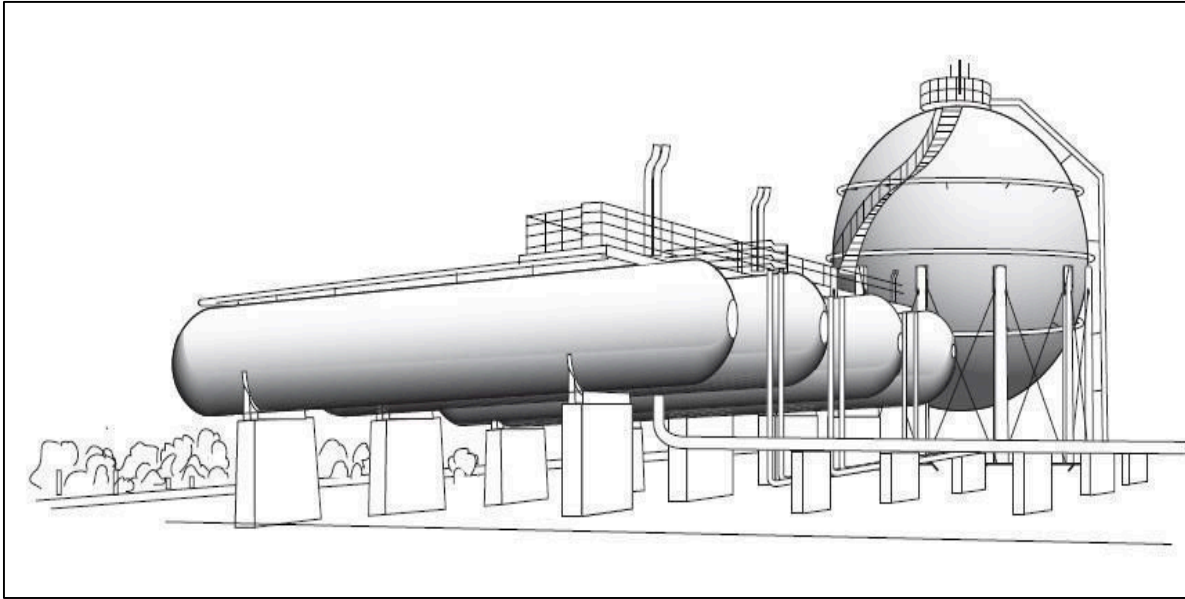


Figure II-4 Vue extérieure de réservoirs sous pression

Les gaz liquéfiés sont stockés, dans des réservoirs aériens sous pression à la température ambiante.

La tenue à la pression ne pose pas de problème puisque ces réservoirs sont protégés par des soupapes de sécurité dont la pression de tarage est bien entendu fonction du produit.

Cela concerne :

- Les réservoirs cylindriques.
- Les sphères.
- Les stockages souterrains.
- Les stockages sous talus.

Les réservoirs petit vrac de propane et de bouteilles de propane et de butane commerciaux.

II.4.2.1 Réservoirs cylindriques (cigares)

- Ils peuvent être installés verticalement ou horizontalement.
- Ils ont une capacité limitée (jusqu'à 500 m³) et sont sensibles à la mise sous vide, très peu résistantes au vide (0,1 bar maxi).
- Les équipements rencontrés sur ces capacités sont identiques à ceux équipant les sphères.

II.4.2.2 Les sphères

La forme sphérique permet de mieux utiliser la résistance de la tôle et d'obtenir un moindre coût d'investissement.

La gamme de capacités réalisables va de 200 m³ (7 m de diamètre) jusqu'à 7000 m³. Certaines résistent peu au vide, d'autres sont calculées pour résister à un vide de -0.6 bar et parfois jusqu'au vide « total ».

II.4.2.3 Les réservoirs sous terrains

Les gaz liquéfiés sont stockés dans des cavités creusées dans la roche (calcaire, craie...) à partir d'un puits central ou à partir d'une rampe d'accès. Ça permet le stockage d'une grande quantité du gaz liquéfié en toute sécurité.

II.4.2.4 Stockage sous talus

Réservoirs dont les parois sont recouvertes avec une couche protectrice à l'égard des effets thermiques et mécaniques. Cette couche protectrice a une épaisseur minimale d'un mètre (1 m) de matériau dense et inerte (terre, sable, matériau composite). Le principal avantage est la sécurité accrue par rapport à l'environnement. La couche de sable ou de terre offre une protection contre le rayonnement thermique, les ondes de choc et la projection d'éclats consécutifs à un incident sur une installation

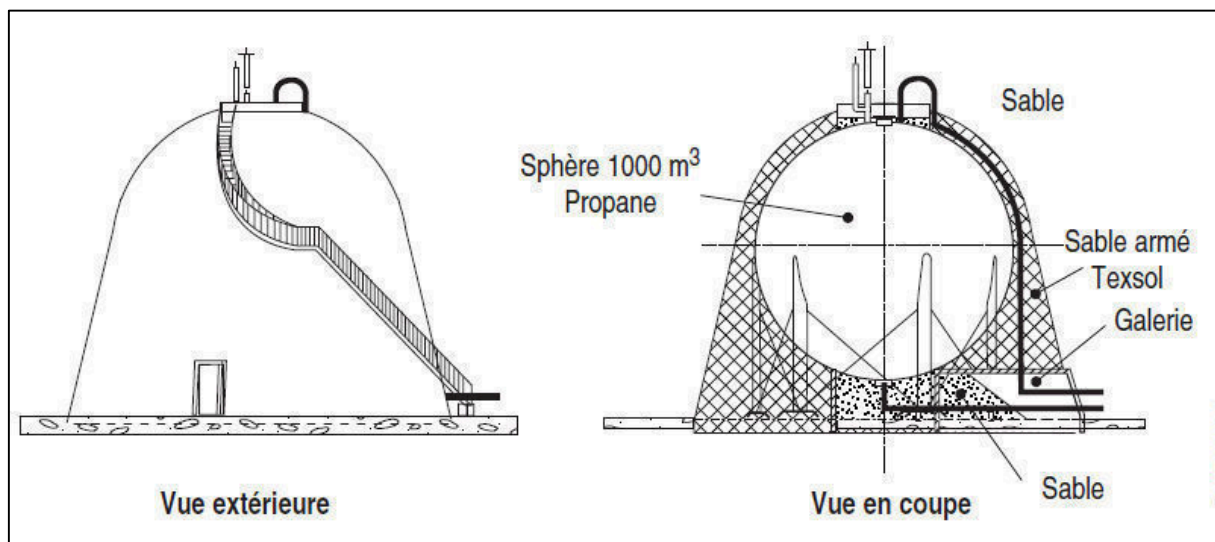


Figure II-5 Sphère existante sous talus

proche. La pression de service et donc les pressions de calcul sont moindres en raison de l'effet d'écran thermique du talus.

Pour les réservoirs sous talus, la pression de calcul actuellement retenue correspond à la pression d'équilibre de la phase gaz du liquide à 30°C (soit 12 bars pour le propane). Pour les réservoirs aériens la température retenue est généralement de 40°C (soit 16 bars pour le propane).

II.5 LE CONDENSAT

Parfois appelés « liquides de puits de gaz naturel ». Ils font partie des « liquides de gaz naturel » qui incluent généralement aussi le gaz de pétrole liquéfié dans les diverses classifications.

Assimilés à une forme de pétrole léger de haute valeur, ils peuvent toutefois être délicats à traiter car les raffineries sont souvent conçues pour raffiner des hydrocarbures plus lourds. Ils sont aujourd'hui principalement utilisés comme matière de base pour l'industrie.

II.5.1 Définition du Condensât

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques constitués de molécules comportant 5 à 15 atomes de carbone : (iC_5H_{12}) jusqu'au ($C_{12}H_{26}$) et plus. Ils ont des caractéristiques proches du naphta, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression. On peut distinguer :

- Les condensats légers : comportant 5 à 10 atomes de carbone.
- Les condensats lourds : allant jusqu'à 15 atomes de carbone.

II.5.2 Caractéristiques et domaines de valorisation du condensât :

Les principales caractéristiques physiques du condensât sont :

- **Aspect** : C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- **Poids spécifique** : Le poids spécifique du condensât est compris entre **0.7** et **0.8**.
- **Point d'éclair** : Son point d'éclair est inférieur à $-40^{\circ}C$.
- **Limite d'inflammabilités** : il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : **1.4** à **7.6% vol (dans l'air)**.
- **Densité de vapeur** : les vapeurs de condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de vapeur est de : **3** à **4 (dans l'air)**.
- **Explosivité et inflammabilité** : le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à température et à pression normale, du fait qu'il n'est pas électroconducteur, présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, pulvérisation, etc.... On devra faire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répendant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air.
- **Toxicité physiologique** : les vapeurs du condensât sont toxiques. Lorsqu'un homme s'y expose, le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivi de symptômes névropathies, lorsque la concentration des vapeurs du condensât sont de l'ordre de **0.025** à **0.05 % vol**. Dans l'air, elles ne peuvent pas causer de symptômes sérieux, même après plusieurs heures d'inhalation.
- **Précaution hygiénique** : Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de 300 ppm.

II.5.3 Utilisations du condensât

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

Cette bivalence confère à ce produit une valeur différente par secteur d'utilisation, qui représente en fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique dans une raffinerie ou un craqueur.

II.5.3.1 Utilisations du condensât dans la pétrochimie

Le secteur de la pétrochimie accorde une grande valeur au condensat.

Le vapocraquage est ainsi la principale voie pour la production des oléfines ; dans ce secteur, trois éléments dominant :

- L'accentuation du déséquilibre entre les demandes respectives d'éthylène et de propylène, avec une croissance moyenne annuelle d'ici 2005 voisine de 4% pour la première et proche de 5% pour la seconde.
- Le fonctionnement des vapocraquages de charge liquide à la limite de flexibilité du rapport propylène / éthylène.
- L'accroissement de la contribution de craquage catalytique à la fourniture de propylène.

L'intérêt de ce produit dans la pétrochimie est justifié par les considérations suivantes :

- Le condensat est riche en hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques C₅ – C₇ ayant un bon potentiel de production d'oléfine
- Une faible quantité en hydrocarbures aromatique, qui se transforment en Poly-aromatique lors de vapocraquage.

II.5.3.2 Utilisations du condensât dans le raffinage

Le condensât est utilisé dans la production des carburant notamment les essences, leur prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât est moins coûteuse, et sa composition chimique riche en élément légers.

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisat » en transformant les normales paraffines en iso paraffines, qui ont un haut indice d'octane (NO), utilisé également dans le reforming catalytique.

II.5.4 Condensat dans le monde

La comptabilité internationale de ces produits est délicate. En effet, leur définition a changé dans le temps et a varié selon les pays.

De plus en plus commercialisé, soit comme condensat, soit mélangé au pétrole, ils sont fortement exclus des objectifs et quotas de production de pétrole brut par l'OPEP.

En effet, en 2010 ils n'étaient toujours pas inclus dans la comptabilité officielle des « produits pétroliers » des pays de l'OPEP (et donc non soumis au quota de producteurs, ils étaient considérés comme faisant intégralement partie de l'approvisionnement en pétrole brut, et généralement inclus dans la comptabilité des produits pétroliers.

Aux Etats Unis, dans les zones de production pétrolière, à partir de la Grande Dépression, le condensat a été utilisé en substitution à l'essence commerciale pour alimenter des moteurs rustiques ou tracteurs, dans les années 1930. Conduisant parfois à des explosions bruyantes et émettait une fumée nauséabonde. Son usage dans les voitures et camions est désormais illégal dans de nombreux, et sa nocivité pour les moteurs modernes est établie (faible indice d'octane, forte chaleur de combustion, manque d'additifs).

II.6 Bilan énergétique de production national de l'année 2015 [18]

Production d'énergie primaire	Unités	2014	2015	Evolution	
				Quantité	(%)
Gaz naturel	K Tep	78715	79931	1217	1.5
	10 ⁶ m ³	83296	84583		
Pétrole brut	K Tep	56038	54250	-1788	-3.2
	K Tonnes	50805	49184		
Condensat	K Tep	11069	10885	-185	-1.7
	K Tonnes	9778	9615		
GPL aux champs	K Tep	9439	9753	314	3.3
	K Tonnes	7999	8265		
Electricité primaire	K Tep	60	53	-7	-12.2
	GWh	254	223		
Combustibles solides : bois	K Tep	6	6	-	0.2
	10 ³ m ³	31	32		
Total	K Tep	155327	154878	-449	-0.3

Tableau II-5 Chiffres clés du Bilan énergétique de l'année 2015

Le bilan de production d'énergie primaire de l'année 2015 fait ressortir les évolutions suivantes :

- La production en gaz naturel a évolué de 1.5% depuis l'année 2014, contrairement à celle du pétrole qui a chuté de 3.2 %.
- La production nationale en condensat a noté une baisse de 1.7 % à 9615 K Tonnes.
- Quant à la production de GPL aux champs, elle a atteint les 8265 K Tonnes en 2015 avec une augmentation de production de 3.3%.

Chapitre III
LA RECTIFICATION

III. LA RECTIFICATION

III.1 Introduction

Si l'on vaporise un mélange de différents constituants miscibles, ou qu'on condense leurs vapeurs, on obtient respectivement une vapeur plus riche, et un liquide plus pauvre, en constituants plus volatils. Bien qu'une opération simple puisse effectuer cette séparation, elle ne peut pas conduire à un degré de séparation raisonnable, comme on ne peut pas obtenir une séparation complète des constituants, si au cours de l'opération d'importantes quantités de vapeur et de liquide de titres différents seront éliminés. C'est par une vaporisation fractionnée qu'on peut obtenir un liquide ou une vapeur de composition voulue. Et c'est pour cette raison qu'on doit recourir à la rectification.

III.2 Définition [10]

La rectification est un procédé physique de séparation, caractérisé par des transferts de matière et de chaleur entre une phase liquide et une phase gazeuse, qui permet de séparer les constituants d'un mélange en se basant sur la différence de volatilité entre ces constituants. C'est une des opérations de séparation les plus employées dans le domaine de la chimie et le raffinage. L'appareil principal permettant de réaliser ces transferts est le plus souvent une colonne, appelée aussi tour de fractionnement.

Le phénomène physique qui régit la rectification est la diffusion à contre-courant qui s'instaure entre la phase liquide et la phase gazeuse. Les transferts de matière et de chaleur s'établissent au moyen de dispositifs de contact qui engendrent de grandes surfaces d'échange entre les deux phases. Pour ce faire, on dispose une phase dans l'autre et il n'existe qu'une alternative.

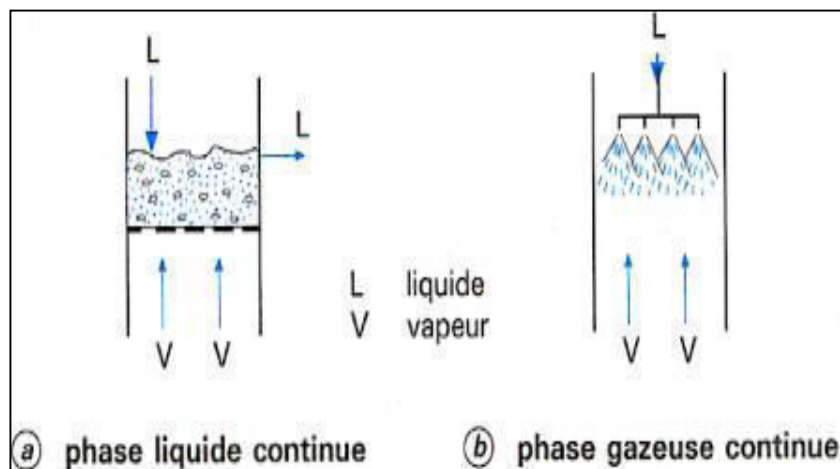


Figure III-1 Principe du contact entre phases

- a- Disposition du gaz dans une phase liquide continue.
- b- Disposition du liquide dans une phase gazeuse continue.

Un mélange passe progressivement de l'état liquide à l'état vapeur, par augmentation de température à pression constante et la composition des deux phases supposées en équilibre évolue constamment au cours de la transformation. La vaporisation, se caractérise par l'apparition des premières bulles de vapeur, à la température de bulle du composé, La température croit jusqu'à une valeur appelée température de rosée correspondante à la disparition de la dernière goutte de liquide. A toute température t , comprise entre la température de bulle et de rosée, sous la pression P , correspond un équilibre liquide-vapeur unique.

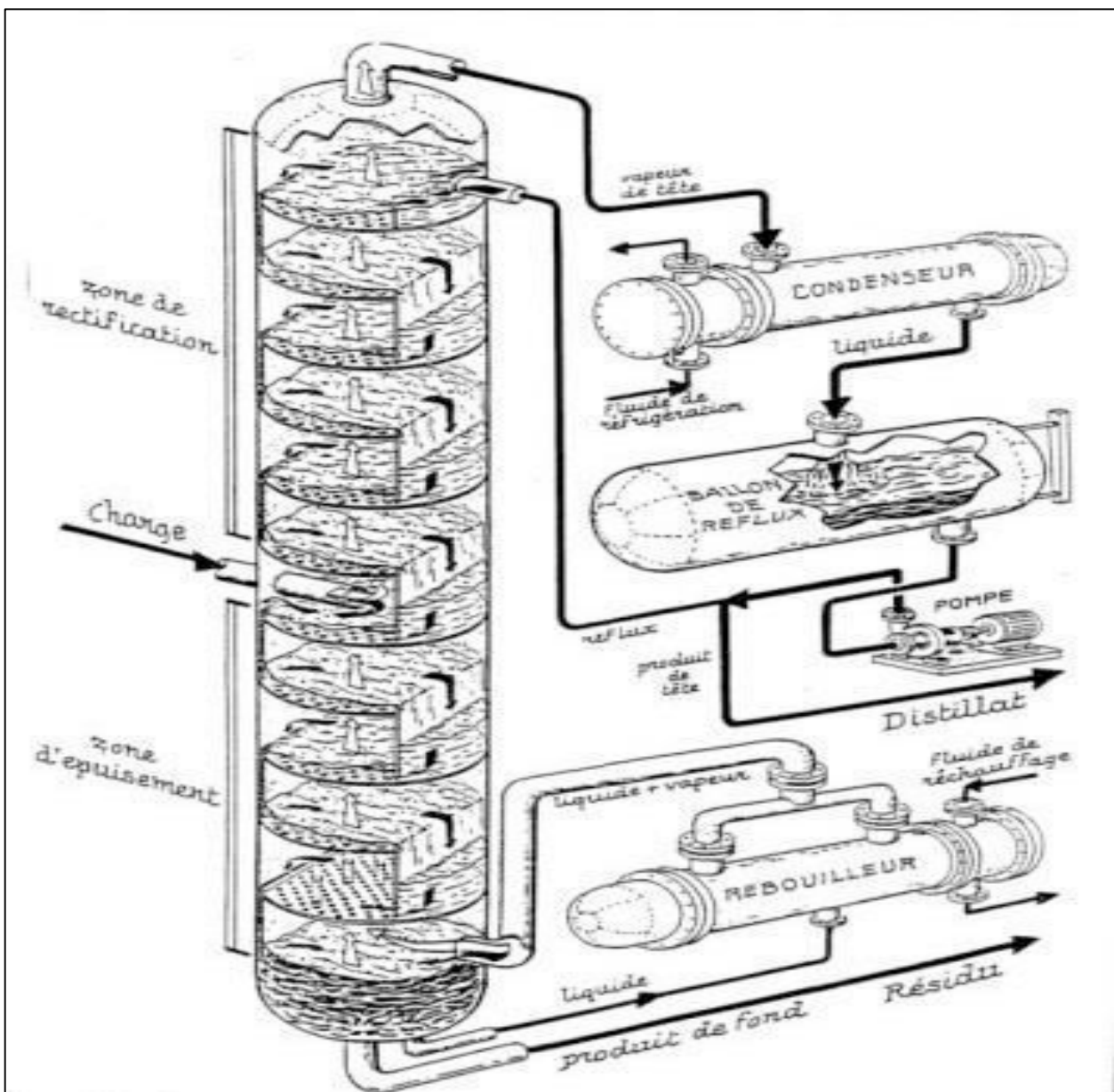


Figure III-2 Vue 3 D des écoulements dans une colonne

III.3 Fonctionnement d'une colonne [11]

Le principe consiste à déplacer les équilibres de phase à l'aide d'un gradient de température crée par une source chaude (le rebouilleur), générant un flux de vapeur chaude montant, et une source froide (le condenseur), qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, à pression constante. Lors de la mise en équilibre d'une phase liquide avec sa phase vapeur, les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au sommet de la colonne, alors que les éléments lourds passent en phase liquide et sont soutirés au fond. C'est la mise en contact intime de ces deux phases se croisant dans la colonne qui permet de réaliser une succession d'équilibres liquide-vapeur, et ainsi de séparer les constituants de l'alimentation en un distillat riche en constituants volatils, et un résidu appauvri en constituants volatils.

Pour assurer les transferts de matière, et de chaleur entre ces deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur d'une virole. Ils sont constitués soit par des plateaux, dont le principe de base est de faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide, ou par des garnissages, constitués le plus souvent de treillis métallique qui permettent de disperser les phases et d'assurer une bonne surface d'échange entre les fluides circulants à contre-courant. De ce fait, certaines conditions rencontrées dans le raffinage, lorsque la charge contient des constituants incondensables, conduisent à la production simultanée d'un distillat liquide, et d'un distillat vapeur. Lorsque la colonne fonctionne en continu, la charge est injectée en un point de la virole qui dépend des caractéristiques de la charge. Celle-ci est alors séparée en un résidu au fond de la colonne et un distillat en tête.

Une colonne se compose de trois zones :

- Zone d'expansion : zone d'alimentation ou zone de flash, où l'alimentation est introduite à l'état vapeur, liquide ou biphasique.
- Zone de rectification : zone supérieure de la colonne, où la phase vapeur s'enrichit en éléments légers, la phase liquide en éléments lourds.
- Zone d'épuisement : zone l'inférieure de la colonne, où est corrigée la composition du liquide en éléments légers.

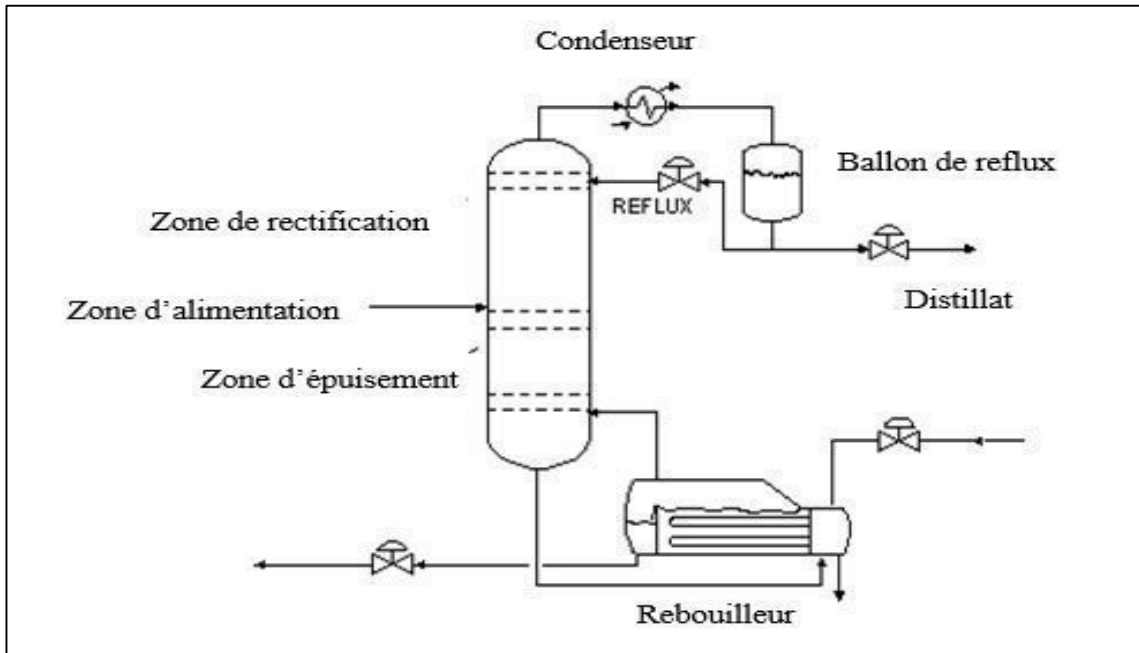


Figure III-3 Différentes zones d'une colonne de rectification

III.4 Types des colonnes [12]

III.4.1 Colonnes à plateaux

Les plateaux d'une colonne ont pour objectif de mettre en contact le liquide, qui redescend par gravité, avec la vapeur montante.

III.4.1.1 Les types des plateaux

Dans l'industrie de raffinage et de fractionnement du gaz on trouve plusieurs types des plateaux, et le choix entre les plateaux est en fonction :

- Des conditions opératoires.
- Des performances demandées.
- Des facteurs économiques.

Généralement pour :

Le transfert de matière entre liquide – vapeur, on utilise :

- Plateau à cloches.
- Plateau à trous.
- Plateau à clapet.
- Plateau à jets.

Le transfert de matière entre liquide- liquide, on utilise :

- Plateau à cloches.
- Plateau à jets.

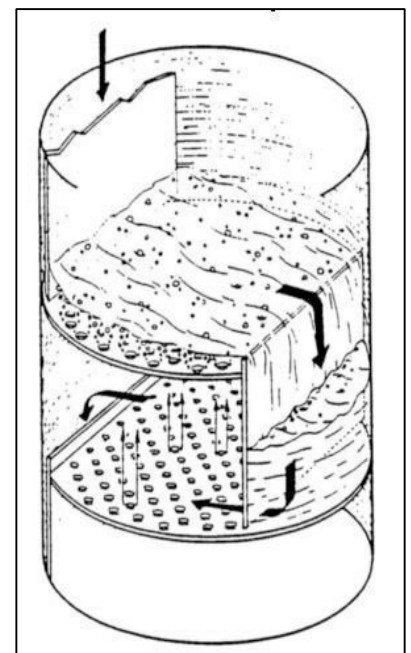


Figure III-4 Vue 3D des écoulements dans une colonne à plateaux

Le transfert de chaleur, on utilise :

- Plateau à cloches.
- Plateau à clapet.
- Plateau à chicanes.

A. Plateaux à trous avec tubes déversoirs

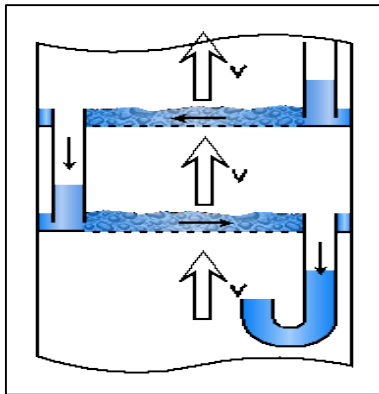


Figure III-5 Plateaux à trous avec tubes déversoirs

Le liquide descend d'un plateau à l'autre par les tubes déversoirs. La vapeur traverse verticalement les trous du plateau supportant une certaine épaisseur de liquide, assurant ainsi un contact entre les deux phases.

Noter le siphon sur le dernier plateau permettant d'éviter les remontées de vapeur par le tube déversoir.

B. Plateaux à cloches avec déversoirs

Les cloches forcent la vapeur à pénétrer +/- horizontalement sur le plateau, assurant ainsi un meilleur contact entre les phases.

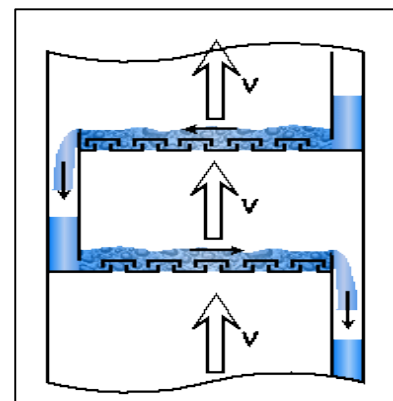


Figure III-6 Plateaux à cloches avec déversoirs

C. Plateaux à clapets avec déversoirs

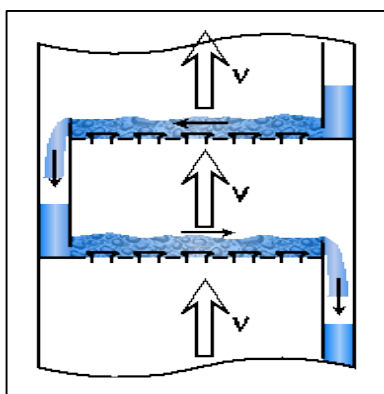


Figure III-7 Plateaux à clapets avec déversoirs

Les clapets ont pour objectif de fermer les trous des plateaux lors de faibles vitesses vapeurs, et ainsi d'éviter le pleurage (liquide retombant par les trous sur le plateau inférieur). Ils permettent également à la vapeur d'entrer sur le plateau supérieur avec une vitesse horizontale et non verticale, assurant ainsi un meilleur contact des deux phases.

Au fond, on distingue la ligne de départ vers le rebouilleur (soutirage de liquide) et la ligne de retour (mélange liquide-vapeur en général).

III.4.1.2 Avantages et inconvénients des plateaux

- Cout élevé.
- Perte de charge importante à cause de la couche du liquide sur le plateau.
- Rétention forte.

III.4.2 Colonnes à garnissage

Le garnissage présent dans une colonne a pour objectif de mettre en contact la phase liquide, descendante par gravité, avec la phase vapeur qui monte vers la tête de colonne. Il doit offrir un degré de vide suffisant pour laisser passer le liquide et la vapeur à contre-courant, sans perte de charge excessive. Il doit également offrir une grande surface mouillée pour assurer une importante surface d'échange de matière entre le liquide et la vapeur (transfert des constituants volatils d'une phase vers l'autre).

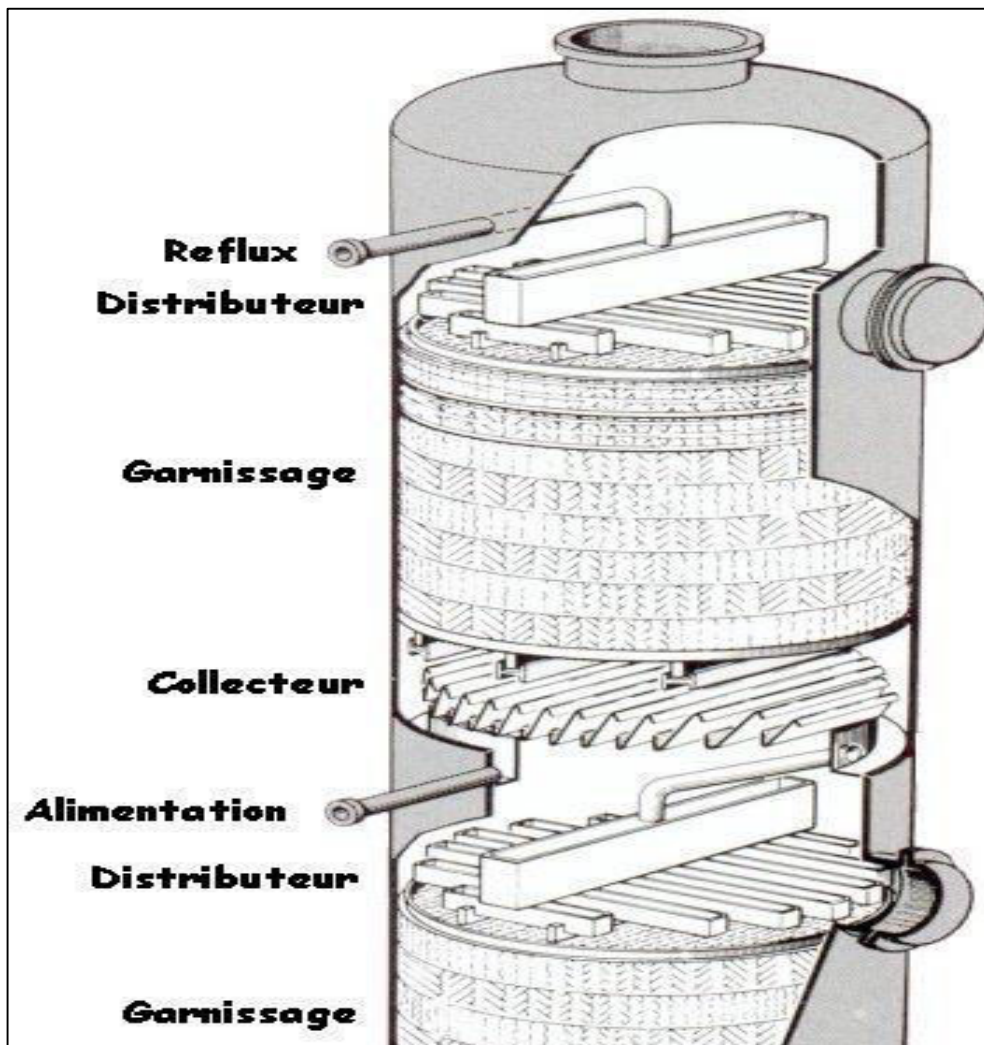


Figure III-8 Colonne à garnissage

Techniquement, une colonne à garnissage comporte les équipements suivants :

- Des tronçons de garnissage (de 0.3 à 10m de hauteur selon le diamètre de la colonne), en vrac ou structuré.

- Des grilles support pour les différents tronçons de garnissage.
- Des collecteurs permettant de récupérer l'ensemble du liquide descendant du tronçon supérieur.
- Des distributeurs permettant d'assurer une redistribution du liquide sur la surface du garnissage, au niveau de l'alimentation ou du reflux mais également entre deux tronçons.

III.4.2.1 Avantages et inconvénients du garnissage structuré

- Bonne tenue dans le temps (pas de tassement).
- HEPT prévisible et reproductible.
- Montage et démontage du garnissage en une seule pièce ou en morceaux, en fonction du diamètre de la colonne.

III.4.2.2 Avantages et inconvénients du garnissage vrac

- Peu onéreux
- Variation des performances dans le temps due au tassement
- Entraînement possible lors d'un engorgement
- Montage par versement gravitaire, parfois par transport pneumatique
- Friabilité du garnissage lors du versement
- Enlèvement difficile si nécessité d'inspection de la colonne

III.5 Transfert de matière [11]

III.5.1 Introduction

Le terme de transfert de matière est lié au mouvement des molécules ou éléments d'un milieu variable, provoqué par un certain potentiel ou force motrice, qui aide à la réalisation de chaque opération de transformation. D'une manière générale, le transfert de matière montre le passage d'un constituant, d'un système vers un autre système, séparé par une interface. La disposition d'un constituant peut-être soit à un phénomène physique du type dissolution ou de type réaction chimique. Le transfert de matière s'effectue par diffusion.

Tous les phénomènes de transfert de matière sont réversibles, le sens de transfert est déterminé par les paramètres suivants :

- Les concentrations de l'élément dans les deux phases.
- La température et la pression.

C'est ainsi que l'absorption d'un gaz par un liquide peut être renversée par désorption en augmentant la température et en diminuant la pression.

Le transfert de phase en phase se termine lorsque l'état d'équilibre est atteint.

Le transfert est d'autant plus grand que la surface et le temps de contact sont grands et se termine lorsque l'état d'équilibre dynamique est atteint.

III.5.2 Les lois de transfert de matières

Par définition générale selon la loi cinétique on déduit que la vitesse du transfert de matière est la quantité de la matière M(Kg) qui passe de phase en phase à travers une surface uniforme de contact de F (m²) par unité de temps, elle s'exprime par la formule suivante :

$$\frac{M}{F.T} \text{ (Kg/m}^2 \cdot \text{h)}$$

D'autre part, la vitesse d'un phénomène physique est directement proportionnelle à son facteur de potentialité qui, dans notre cas, est la différence des concentrations :

$$Y - Y_e = \Delta Y$$

Où Y : concentration de la phase à transférer

Y_e : concentration d'équilibre avec la seconde phase.

D'autre part, le chemin du transfert est inversement proportionnel à résistance R, dû à la diffusion de la matière, donc, on peut écrire :

$$\frac{M}{FT} = \frac{\Delta Y}{R}$$

En utilisant la grandeur inverse de R appelés coefficient de transfert de matière, et en tenant compte de la variation de la différence de concentration dans le temps, on a recours à la concentration massique Y_m et écrit :

$$\frac{M}{FT} = Ky \cdot \Delta y_m$$

D'où :

$$M = Ky \cdot F \cdot \Delta y_m T$$

C'est à dire que la quantité de matière transmise est proportionnelle à la *surface de contact* entre les phases, au *temps* et à la *différence moyenne des concentrations*.

III.5.2.1 Lois de Dalton, Raoult et Henry

La pression d'équilibre d'un mélange gazeux supposé parfait est la somme des pressions partielles des constituants ;

$$\pi = \sum_{i=1}^n p_i$$

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant (P_i) est proportionnelle à la pression partielle du système (P_{sys}) et à sa concentration molaire (Y_i) , la loi de Dalton d'écrit donc comme suit :

$$P_i = P_{sys} \cdot Y_i \dots\dots (1)$$

D'après la loi de Raoult, la pression partielle d'un constituant « i » dans une solution idéale est égale au produit de la tension de vapeur de ce constituant par sa concentration molaire en phase liquide :

$$P_i = P_i^* \cdot X_i \dots\dots (2)$$

Dans le cas de mélange réel la relation devient comme suit :

$$P_i = E_i \cdot X_i \dots\dots (3)$$

Où E_i est le coefficient d'Henry.

III.6 Paramètres de température et pression de la colonne

Ces paramètres sont déterminés par les calculs des équilibres liquide - vapeur.

- La pression de tête de la colonne : est définie comme étant la pression de vapeurs de tête de la colonne.
- La température de tête de la colonne : est définie comme étant la température de rosée des vapeurs de tête à la pression de tête de la colonne.
- La température de fond de la colonne : est définie comme étant la température de bulle de résidu produit à la pression de fond de la colonne.

III.6.1 Choix de la pression dans la colonne

Le contrôle du déroulement d'une distillation exige que sa pression de fonctionnement soit stable. Un régulateur de pression assure cette stabilisation dans la plupart des colonnes. La pression de fonctionnement d'une colonne de distillation est déterminée par les conditions qui s'établissent après condensation (température et pression), dans le condenseur ou dans le ballon de reflux. La tension de vapeur ou pression de bulle du distillat liquide qui se trouve dans le ballon de reflux.

A partir de la pression de base qui règne dans le ballon de reflux, il s'établit dans la colonne un profil de pression correspondant aux pertes de charge subies par l'écoulement du flux vapeur depuis le rebouilleur jusqu'au condenseur.

La valeur de la perte de charge due au condenseur et à la ligne de tête se situe habituellement entre 0,1 et 0,4 bars et la perte de charge due aux plateaux correspond à la chute de pression globale occasionnée par la traversée de chaque plateau. Sa valeur peut varier entre 0,3 et 0,5 bars.

La pression dans le ballon de reflux est déterminée d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$K_i \cdot X_{D,i} = 1$$

III.6.2 Choix de la température dans la colonne

A partir de l'instant où la pression de fonctionnement est déterminée, le profil de température dans une colonne de distillation, va traduire plus au moins explicitement l'évolution des compositions des flux qui circulent à l'intérieur de celle-ci.

Les températures qui s'établissent sont en effet les températures d'équilibre, correspondant à des produits saturés : vapeurs à leur point de rosée et liquide à leur point de bulle. A pression déterminée, la température qui règne à un endroit donné de la colonne caractérise globalement la composition du mélange qui s'y trouve. A la pression de service P_s (pression du sommet de la colonne).

La température au sommet de la colonne est déterminée par approximations successives à partir de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum (Y'_{Di} / K_i) = 1$$

La température au fond de la colonne est déterminée par approximations successives à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide.

$$\sum (K_i X_{Ri}) = 1$$

Et pour la température de la charge, elle peut être déterminée selon trois cas :

- À l'état liquide, on utilise l'équation suivante : $\sum (K_i X_{Li}) = 1$
- À l'état vapeur, on utilise l'équation suivante : $\sum (Y'_{Li} / K_i) = 1$
- À l'état liquide - vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum X'_{0,i} = \sum [X'_i / 1 + e'(K_i - 1)] = 1$$

$$(Y'_{0,i} / X'_{0,i}) = K_i;$$

Où:

e' : Taux de vaporisation.

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

$Y'_{0,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la phase liquide.

$X'_{0,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la phase vapeur.

III.7 Taux de reflux et taux de rebouillage

Dans une colonne de distillation à deux produits fonctionnant à point de coupe constant les valeurs des deux paramètres taux de reflux et taux de rebouillage déterminant :

- L'importance des trafic liquide et vapeur en circulation dans la colonne
- Les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.

Il est facile de montrer, toujours à point de coupe constant, qu'un accroissement de taux de reflux s'accompagne d'une augmentation du taux de rebouillage. Cela conduit à des trafics liquides et vapeurs plus importants dans la colonne et à une plus grande dépense d'énergie.

Dans ce cas, le calcul des colonnes de distillation montre que le pouvoir de séparation est accru. Ce dernier est donc une fonction croissante du couple $r_b - r_f$ "taux de reflux -taux de rebouillage ».

Le taux de reflux : c'est le rapport du débit de reflux externe au distillat.

Le taux de rebouillage : c'est le rapport du débit de vapeur génère dans le rebouilleur au débit de résidu.

Le taux reflux minimal et le taux de rebouillage minimal ils sont calculés à partir de la formule de « *UNDERWOOD* » :

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

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

Paramètre conventionnel déterminé par approximation successive à partir des équations suivantes :

$$e'_0 = \alpha_{L,i} X'_{R,i} / (\alpha_{L,i} - \varphi)$$

La valeur de φ se trouve dans l'intervalle $\alpha_L < \varphi < \alpha_v$.

Avec :

α_L : volatilité relatives des constituants clés lourds

α_v : volatilité relatives des constituants clés volatil.

$\alpha_{L,i}$: volatilité du constituant « i » dans la zone d'alimentation.

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

Le taux de reflux optimal est calculé par la formule de « *GILLILAND* »

$$(r_f)_{opt} = 1.5 \cdot (r_f)_{min} + 0.5$$

Pour calculer la valeur optimale de $(r_b)_{opt}$, nous avons utilisé la formule suivante:

$$(r_b)_{opt} = [D \cdot (r_f)_{opt} / R] + [(1 - e'_0) / R] - 1$$

III.8 Transfert de chaleur

Les problèmes de transfert de chaleur interviennent presque dans toutes les installations chimiques, tant à l'échelle industrielle qu'au laboratoire, ce phénomène est utilisé pour chauffer ou refroidir les matières premières, les produits finis ou les semi-produits et en plus pour la séparation des mélanges d'hydrocarbures et pour la condensation des vapeurs.

III.8.1 Echangeurs de chaleur

On appelle échangeur de chaleur, les appareils qui transmettent la chaleur d'un milieu (fluide) à un autre, on peut les utiliser dans les procédés de réchauffage, de refroidissement, d'ébullition de vaporisation de condensation, de fusion ou de consolidation. Le choix d'un échangeur de chaleur, pour une application donnée, dépend d'un nombre de paramètres, tel que les propriétés physiques des fluides, leur agressivité, les températures ainsi que les pressions de services, les contraintes d'encombrement et de maintenance doivent être aussi prises en compte, sans oublier les considérations économiques et les extensions ultérieures.

III.8.2 Types d'échangeurs de chaleur

Il existe plusieurs types d'échangeurs de chaleur à l'échelle industrielle, pour les échangeurs à surface on distingue les types suivants :

A. A plaque tubulaires fixes :

Il est constitué par une enveloppe cylindrique contenant un faisceau de tubes qui sont fixes aux plaques tubulaires de deux côtés, l'appareil est fermé par des couvercles et munis de brides d'entrée et de sortie pour le fluide circulant dans les tubes, et pour le fluide circulant dans l'espaces entre les tubes.

- **Avantage** : simplicité et prix assez bas.
- **Inconvénient** : une forte différence de température provoque une dilatation des tubes et peut être la cause des pertes en produits.

Cela limité l'emploi de ces appareils à la différence de température ne dépassant pas 50° C, leur entretien est pénible, car l'espace entre les tubes est d'un accès difficile ce qui ne permet pas d'utiliser ces appareils pour les liquides chargés d'impuretés ou susceptibles d'attaquer le métal.

B. A tubes en U :

L'utilisation des tubes coudés supprime la seconde plaque tubulaire, ils sont utilisés dans les rebouilleurs.

- **Avantages** : cette disposition permet au tube de se dilater librement d'où la possibilité d'utilisation pour des différences de grandes températures.
- **Inconvénient** : le nettoyage des surfaces reste difficile, ainsi que le démontage, le nombre de tube est limité donc la capacité est réduite ; la perte de charge est grande.

C. A double tube :

Un fluide circule dans le tube de petit diamètre, l'autre dans l'espace entre les deux tubes.

- **Avantages** : offre une meilleure convection, et évite la formation des dépôts d'impuretés en suspension.
- **Inconvénient** : ils sont encombrants et relativement chers, comme ils présentent le risque de fuites aux raccords.

III.8.3 Equipements

A. Evaporateur :

Utilisé pour vaporiser l'eau ou une solution aqueuse.

B. Rebouilleurs :

Les rebouilleurs sont des appareils tubulaires dont le but est d'effectuer une vaporisation partielle au fond de la colonne de distillation afin d'engendrer la phase vapeur qui assurera le fractionnement dans la section d'épuisement.

Rappelons que le rebouilleur représente un contact liquide vapeur supplémentaire, et que le rapport de la quantité vaporisée à la quantité soutirée s'appelle le taux de rebouillage.

Il faut éviter que les tubes supérieurs soient en contact avec la vapeur, ce qui produirait une surchauffe qu'il faudrait réduire et on constaterait alors une baisse du rendement de la colonne.

Le dégagement de vapeur se fait dans l'espace compris entre le niveau du liquide en fond de colonne et le plateau inférieur, l'appareil doit toujours être plein pendant l'opération.

C. Condenseurs :

Les condenseurs sont en général des appareils à faisceau tubulaires et calandre, il faut noter la tendance actuelle à l'emploi de plus en plus fréquent des aérocondenseurs, où on utilise l'air comme fluide de refroidissement circulant autour des tubes à ailettes à l'intérieur desquels se produit la condensation. Si on désire refroidir le condensât très nettement en dessous du réglage automatique, il faut maintenir un certain niveau liquide dans l'appareil.

D. Aéro-réfrigérants :

De plus en plus employés, ils constituent avec les fours la seconde grosse masse d'équipements dans les raffineries. L'air ambiant est soit forcé, soit induit, par une ventilation à travers un faisceau tubulaire parcouru par le fluide à refroidir.

III.9 Dysfonctionnements en rectification [12]

A. Engorgement :

Le liquide ne peut plus redescendre, et commence à s'accumuler (quelque pars) dans la colonne. L'origine peut-être une perte de charge vapeur trop élevée (chauffe trop forte), une perte de charge liquide (débit liquide trop fort, hauteurs sous déversoirs trop faibles, dégâts internes sur la colonne, ou généralement les deux.

B. Qualité des produits :

Réglages du bilan matière et enthalpie non adapté à la charge, nombre de plateaux (d'étages d'équilibre) insuffisant, taux de reflux insuffisant.

C. Sécurité :

Surpression, mise sous vide, rupture de ligne et incendie.

Dommages sur la colonne : Flash excessif d'alimentation (rupture de plateaux, trappes d'explosion), excès de liquide sur les plateaux jusqu'à leur rupture par excès de poids, disparition d'accessoires (corrosion, dévissage) entraînant une baisse de l'efficacité des plateaux, problèmes d'écoulements liquide (disposition des entrées alimentation, reflux, etc...

Chapitre IV
DESCRIPTION DE L'UTG

IV. DESCRIPTION DE L'UNITE DE TRAITEMENT DE GAZ GLA

IV.1 Capacité de production et spécifications des produits de l'UTG :

L'usine de traitement de gaz UTG de Guellala est conçue pour la récupération des gaz associés issus de la séparation du pétrole brut HP, MP, et BP des champs de HBK, GLA et BKA au lieu d'être torchés, elle a pour but de produire des produits conforme aux spécifications.

IV.1.1 Le gaz commercial

- Capacité : 1236 103 Nm³/j
- Teneur en H₂O : 50 ppm max à 10°C et 80,5 bars
- Teneur en C₅⁺ : 0,5 % mol. max.
- Pression : 74 bars
- Température : 60°C

IV.1.2 Le GPL (gaz du pétrole liquéfié)

- Capacité : 252 T/J
- Teneur en H₂O : 50 ppm max
- Teneur en C₂⁻ : 3 % max
- Teneur en C₅⁺ : 0,5 % max
- Pression : 50 bars
- Température : 60°C

IV.1.3 Le Gaz-lift

- Capacité : 424 000 Sm³/j
- Teneur en H₂O : 50 ppm vol. max.
- Point de rosée : 10°C à 80,5 bars
- Teneur en C₅⁺ : 0,5 % mol. max.
- Pression : 140 bars
- Température : 60°C

IV.1.4 Le condensât :

- Capacité : 57.6 T/J
- Point de bulle : 45°C à 2,5 bars
- Pression : 10 bars

La capacité de traitement de l'UTG est de 2 369 10³ Sm³/j

IV.2 Section de Boosting

La section de boosting de Guellala se compose d'un seul train de compression. Les gaz d'alimentation BP, MP et HP sont disponibles à partir des lignes de torches. Le gaz BP passe dans le ballon d'aspiration V-300 où les entraînements de pétrole brut sont enlevés et recueillis dans le ballon V-304 ensuite renvoyés aux séparateurs BP existant sous pression de gaz HP, puis le gaz est pressurisé jusqu'à la pression de gaz MP (2 bars) par la soufflante K-300, le gaz BP ainsi comprimé sera mélangé avec les gaz provenant des lignes de torche MP et d'appoint du V-401, et est introduit dans le ballon d'aspiration 1^{er} étage V-301 du compresseur K-301 où les gouttelettes d'huile entraînées sont éliminées et renvoyées vers le séparateur MP.

Le gaz HP provenant de la ligne de torche HP passe dans le ballon d'aspiration V-302 où les entraînements de pétrole brut sont enlevés et renvoyés vers le séparateur BP, puis le gaz pénètre dans le 2^{ème} étage du compresseur K-301 mélangé au gaz HP provenant du 1^{er} étage, sera comprimé jusqu'à 26 bars, à la sortie du compresseur le gaz est refroidi à l'aide de l'aéroréfrigérant E-301. Le gaz ainsi refroidi est envoyé vers l'usine de traitement UTG en passant par le ballon de rétention d'eau V-303 dans lequel l'eau est évacuée vers le borbier.

Conditions opératoires :

- Pression d'aspiration (MP +BP) : 2.6 bars.
- Température d'aspiration (MP +BP) : 47.6°C.
- Pression d'aspiration : 10.3 bars.
- Température d'aspiration (HP) : 37.5°C
- Pression de refoulement : 27 bars.
- Température de refoulement : 137°C.
- Type de compresseur : centrifuge.
- Entraînement : moteur électrique.

IV.3 Section de stabilisation

L'alimentation de l'usine de traitement de gaz UTG est assurée par le gaz provenant des stations de boosting de HBK, BKA et GLA mélangés au niveau du collecteur d'entrée puis introduits dans le ballon V-401 pour éliminer l'eau et récupérer le maximum de condensât du fond du ballon par les pompes P-401A/B.

Le gaz sortant du ballon V-401 est refroidi à 25°C dans le refroidisseur à propane E-401 puis envoyé vers le ballon séparateur V-402 situé en amont des sécheurs, l'eau est évacuée vers borbier et les condensât sont récupérés du fond du ballon par les pompes P-402A/B.

Les deux refoulements des pompes de condensât alimentent la colonne de stabilisation C-401 où le fond est réchauffé à 138 °C par un rebouilleur E-402 à huile chaude (gas-oil) et les vapeurs de tête sont recyclées en amont du refroidisseur à propane E-401. Les condensât ainsi stabilisés sont envoyés vers la colonne de débutanisation C-702.

Conditions opératoires :

- Température de tête : 51 °C
- Pression de fond : 26.5 bars
- Température de fond : 138.5 °C

IV.4 Section de déshydratation

Le gaz du ballon V-402 est envoyé aux sécheurs de gaz V-403A/B/C avant de passer dans la section de réfrigération E-601.

Le système de séchage est constitué de trois lits fixes dont deux en services et un en régime de régénération. Le gaz de régénération est porté à une température de 280 °C dans le réchauffeur de gaz H-401.

Le gaz de régénération après avoir été refroidi par le refroidisseur de gaz de régénération E-403 est envoyé au ballon séparateur de gaz de régénération V-404 et envoyé vers le compresseur de gaz de régénération K-401A/B puis recyclé vers le refroidisseur de gaz d'alimentation E-401.

Le gaz une fois séché passe à travers un filtre à poussière Z-401 pour éliminer les impuretés fines susceptibles de créer des problèmes de bouchage des équipements en aval.

Conditions opératoires :

- Débit : 4020 Nm³/h
- Température de service : 290 °C
- Pression de service : 22 bars
- Temps de régénération : 6 heures

IV.5 Section de fractionnement

IV.5.1 Déethaniseur :

Le liquide provenant de la section de réfrigération alimente le déethaniseur C-701 par la pompe P-601 A/B au niveau du 15° plateau. En tête de la colonne le gaz est partiellement condensé dans le condenseur E-701 par du propane réfrigérant et séparé dans le ballon de reflux du déethaniseur V-701, le liquide du ballon de reflux totalement pompé par la pompe P-701 A/B vers le plateau de tête comme reflux froid, le gaz issu du V-701 est préchauffé dans la section de réfrigération et envoyé au compresseur de gaz de vente K-603 A/B. Les condensats du fond de C-701 sont

stabilisés par le rebouilleur condensât/huile chaude E-702 et envoyé comme 2° charge au débutaniseur C-702 sous contrôle de niveau.

Conditions opératoires :

- Pression de tête : 23,4 bar
- Température de tête : -5.7°C
- Pression de fond : 23.74 bar
- Température de fond : 89.98°C
- Nombre des plateaux : 38

IV.5.2 Débutaniseur :

L'alimentation est assurée par les liquides provenant de :

- Déethaniseur C-701.
- Colonne de stabilisation C-401.

Le gaz de tête est totalement condensé dans l'aérocondenseur E-703 A/B et séparé dans le ballon de reflux V-702, le liquide du ballon de reflux est pompé par la pompe P-702 A/B, une partie est utilisé comme reflux et l'autre partie c'est le GPL qui est envoyé vers le stockage dans les sphères T-701A/B après être refroidi à 45°C dans l'échangeur à propane E-706.

Les condensats du fond de C-702 sont stabilisés par le rebouilleur E-704 et envoyés vers le séparateur MP existant dans le centre de production de Guellala après être refroidi dans l'aéro E-705.

Conditions opératoires :

- Pression de tête : 13 bars.
- Température de tête : 52°C
- Pression de fond : 13,35 bars.
- Température de fond : 150,5 °C.
- Nombre des plateaux : 38

Unité de fractionnement GLA :

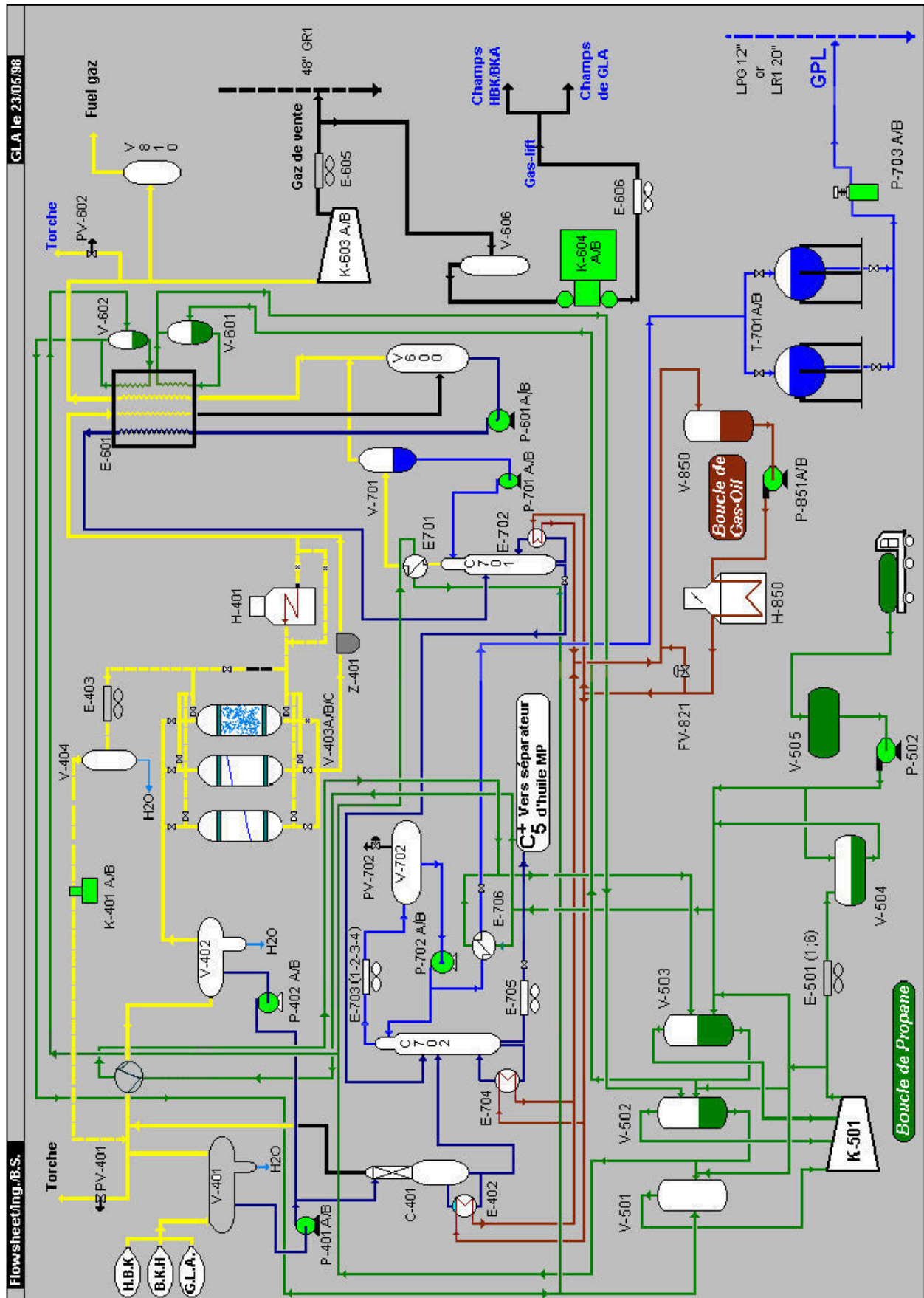


Figure IV-1 Schéma de l'unité de fractionnement de l'UTG Guellala

IV.6 Section de réfrigération

Le gaz séché est refroidi dans un échangeur de chaleur à plaque E-601/E-602/E-603, et est envoyé au séparateur froid V-600. Le gaz du séparateur V-600 est mélangé avec le gaz du ballon de reflux V-701, est réchauffé dans l'échangeur à plaque et envoyé vers le compresseur de gaz de vente K-603 A/B.

Le liquide du séparateur V-600 après avoir été pompé par la pompe d'alimentation du déethaniseur P-601A/B est réchauffé dans l'échangeur à plaque, il est utilisé comme alimentation du C-701.

Dans l'échangeur à plaque la réfrigération est réalisée par le propane.

Conditions opératoires :

- Gaz séché :
Température d'entrée : 26,8°C.
Température de sortie : -18,5°C.
- Gaz froid du ballon V-600 :
Température d'entrée : -18,5 °C.
Température de sortie : 23 °C

IV.7 Section de compression de gaz de vente

Le gaz provenant du séparateur froid V-600 et du ballon de reflux du déethaniseur V-701 est évacué vers le compresseur de gaz de vente K-603 A/B chacun ayant une capacité de 50% du débit total nominal pour y être comprimé à 73bars. A la sortie du compresseur le gaz est refroidi par l'aéro E-605, une partie est envoyée vers la ligne 48" GR1 reliant ALRAR –Hassi R'mel, l'autre partie est comprimée, envoyée comme gaz-lift vers les trois champs HBK, BKA et GLA à une pression de 140 bars.

Conditions opératoires

- Pression d'aspiration : 22,2 bars.
- Température d'aspiration : 23 °C
- Pression de refoulement : 75,7 bars
- Température de refoulement : 60 °C

IV.8 Section de gaz lift

Le gaz provenant de la ligne de gaz de vente passe dans le ballon d'aspiration V-606 puis le gaz pénètre dans le compresseur de gaz lift K-604 A/B (compresseur alternatif) pour y être comprimé à une pression de 140 bars.

Le gaz comprimé est refroidi par l'aéro E-606 est envoyé vers les lignes de gaz lift des champs.

IV.9 Utilités

IV.9.1 Système de réfrigération à propane

Le système de réfrigération à propane est prévu pour fournir le froid au condenseur du déethaniseur, au refroidisseur de GPL et au refroidisseur de gaz d'alimentation.

IV.9.2 Système d'huile chaude

Un système d'huile chaude est prévu pour fournir de la chaleur au rebouilleur de la colonne de stabilisation C-401, au rebouilleur du déethaniseur C-701 et débutaniseur C-702.

IV.9.3 Système de gaz combustible

Un réseau d'alimentation en gaz combustible est prévu pour assurer l'alimentation en gaz combustible : des turbines à gaz, des réchauffeurs (fours), pompes d'huile d'étanchéité de secours pour turbine à gaz, pilote de torche et pour gaz de balayage du collecteur de torche.

Chapitre V
SECURITE

V. SECURITE

V.1 Introduction

La sécurité dans les hydrocarbures est un ensemble de règles et de moyens de précaution, c'est également un état d'esprit qui mène à créer certaines conditions de travail en éliminant les risques, les accidents, et les avaries.

Les conséquences peuvent être graves, si on néglige les règles de sécurité, la connaissance de celles-ci, est donc obligatoire.

Afin de veiller à maintenir le climat le plus sûr possible, dans les lieux de travail, le personnel de sécurité se charge de deux tâches principales : La prévention et l'intervention

V.2 Prévention


- Assurer le suivi des travaux dans les conditions de sécurité.
- Participer à l'étude et aux modifications concernant les installations.
- Etablir des audits de sécurité des installations.
- S'assurer de l'application des divers contrôles et inspections réglementaires des équipements.
- Participer à la gestion des risques à l'alimentation et aux conditions de travail.

V.3 Intervention

- En cas d'incendie, en cas d'urgence, la rapidité et l'efficacité de l'intervention conditionnent le succès des opérations,
- Assister les travaux dangereux, en y apportant une couverture de sécurité nécessaire
- Assurer l'entretien préventif des systèmes de protection et des équipements et matériels anti-incendie et soutien.

V.4 Risques liés aux GPL [13]

La propriété clé qui fait des hydrocarbures, la principale source d'énergie mondiale - la combustibilité – les rend aussi intrinsèquement dangereux. Parce que ces gaz sont manutentionnés en grandes quantités, il est impératif que toutes les mesures pratiques soient prises pour limiter autant que possible les fuites et pour éviter toute source d'ignition.



Emballages uniques : Etiquetage transport (ADR) autorisé.
Règlement (CE) N° 1272/2008, ANNEXE I, 1.3.2 : Dérogations aux obligations d'étiquetage dans des cas particuliers. Récipients de gaz destinés au propane, au butane ou au gaz de pétrole liquéfié (GPL)

Mention d'avertissement
DANGER

Mentions de danger
H220 - Gaz extrêmement inflammable

Conseils de prudence
P102 - Tenir hors de portée des enfants
P210 - Tenir à l'écart de la chaleur/des étincelles/des flammes nues/des surfaces chaudes- Ne pas fumer
P377 - Fuite de gaz enflammé: Ne pas éteindre si la fuite ne peut pas être arrêtée sans danger
P381 - Éliminer toutes les sources d'ignition si cela est faisable sans danger
P403 - Stocker dans un endroit bien ventilé
P410 - Protéger du rayonnement solaire

Figure V-1 Eléments d'étiquetage du GPL source FDS [14]

V.4.1 Fuite des gaz liquéfiés [15]

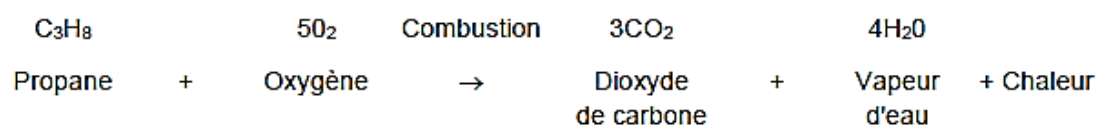
Lorsqu'un gaz est stocké sous forme liquide, sous pression ou réfrigéré, il se vaporise lorsqu'il est libéré dans l'atmosphère en prélevant de la chaleur de l'environnement.

La pression élevée à la libération, chute rapidement jusqu'à la pression ambiante, et ceci entraîne une vaporisation très rapide. On appelle ceci une évaporation éclair, faisant chuter la température de l'entourage, ce qui provoque des brûlures sévères par contact avec les tissus vivants.

Le risque inhérent au dégagement de vapeurs dans l'atmosphère est qu'elles deviennent inflammables lorsqu'elles se mélangent avec l'air. Le nuage blanc de vapeur ainsi formé peut indiquer l'existence d'une situation dangereuse.

V.4.2 Combustion

Dans des conditions idéales, la réaction pour le propane peut être écrite comme suit :



Les trois éléments nécessaires pour que la combustion puisse avoir lieu, sont : le carburant, l'oxygène et l'ignition. En outre, pour que l'ignition puisse se produire, les

proportions de la vapeur par rapport à l'oxygène (ou à l'air) doivent se situer dans les limites d'inflammabilité du produit.

V.4.3 BLEVE [15]

V.4.3.1 C'est quoi un BLEVE ?

Un BLEVE est très spécifique à l'industrie du GPL mais concerne tous les stockages de gaz liquéfiés sous pression.

Il s'agit d'une explosion résultant de la défaillance catastrophique réservoir contenant un liquide nettement au-dessus de son point d'ébullition à la pression atmosphérique normale ; qui peuvent céder pour l'une des raisons suivantes :

- Dommages mécaniques.
- Corrosion.
- Pression interne excessive.
- Choc de flamme ou défaillance du métal.

Il en résulte que le réservoir s'éventre soudainement et des morceaux de l'enveloppe peuvent être projetés à des distances considérables. Lors de la rupture, la décompression soudaine produit une explosion et la pression chute immédiatement.

A ce moment, la température du liquide est bien au-dessus de son point d'ébullition atmosphérique, et par conséquent, il s'évapore instantanément produisant de grandes quantités de vapeur propulsées vers le haut avec des gouttelettes de liquide.

V.4.3.2 Etapes de développement d'un BLEVE

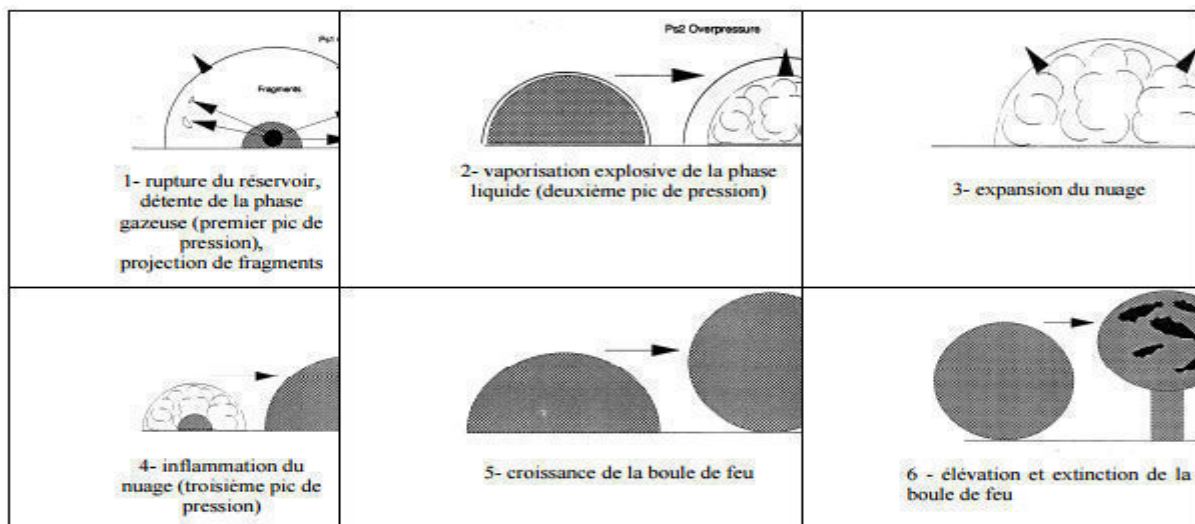


Figure V-2 Etapes de développement d'un BLEVE

V.4.3.3 Solutions

Pour se prémunir de ce phénomène, deux solutions ont été mises en avant :

- Arrosage des réservoirs (protection contre les effets thermiques)
- La mise sous talus des réservoirs (protection contre les effets dominos : effets thermiques et mécaniques des projections).

Chapitre VI
SIMULATION ET
OPTIMISATION

VI.SIMULATION ET OPTIMISATION

VI.1 Généralité sur la Simulation :

VI.1.1 Principe de fonctionnement et rôle des simulateurs

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 de compléter 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.

La simulation des colonnes de distillation est essentielle pour le contrôle et l'optimisation des paramètres opératoires. Elle aide à déterminer le cas optimum pour obtenir une qualité des produits bien spécifiés. Dans ce cadre plusieurs sociétés ont développé des simulateurs basés sur une description des phénomènes. Parmi elles, l'Aspen Technologie qui offre un simulateur HYSYS mondialement reconnu et utilisé dans le domaine industriel.

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 d'ingénierie d'Aspen Tech.

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

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques,
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD Process Flow Diagram),
- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- Un ensemble des méthodes numériques de résolution des équations des modèles.

Avec ce type de logiciel, les ingénieurs peuvent à partir d'une donnée 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. Ils peuvent aussi communiquer avec d'autres applications comme Excel, Visual Basic et Matlab [16].

VI.1.2 Le simulateur HYSYS

VI.1.2.1 Description du simulateur HYSYS

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle. C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements « Event Driven » : c'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible. De même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique. En outre, il allie le concept d'opérations modulaires à celui de résolution non-séquentielle. Non seulement toute nouvelle information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet.

Dans ce qui suit, on définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS.

- **Flowsheet** : c'est un ensemble d'objets « Flowsheet Eléments » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui constituent

tout ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données thermodynamiques.

- **Fluid Package** : ce simulateur possède une architecture multi-Flowsheet. Préalablement On peut construire des Flowsheets pour les utiliser dans une autre simulation, ou organiser la description de procédés complexes en le scindant en Sub-Flowsheets qui sont des modèles plus concis (ceci permet de hiérarchiser un processus très complexe). Il possède un certain nombre d'entités particulières : un « Process Flow Diagram » « PFD », un « Workbook ». Il permet de définir les composants chimiques présents dans le procédé simulé et leurs affecte les propriétés chimiques et physiques contenues dans la base de données des corps purs. Il permet aussi de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé.
- **Process Flow Diagram** : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants. [17]

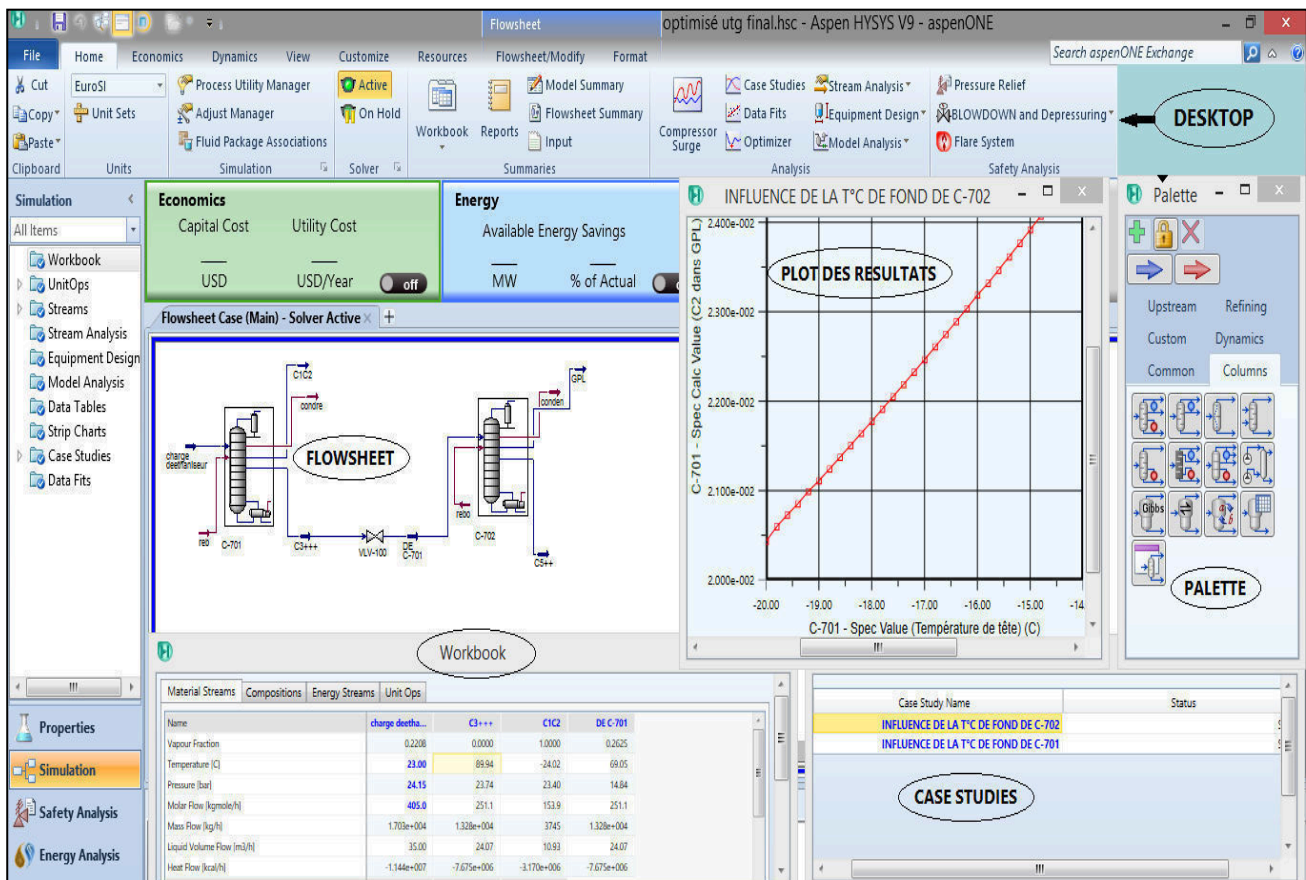


Figure VI-1 Interface du simulateur HYSYS

VI.1.2.2 Caractéristiques principales de HYSYS

Cette partie décrit brièvement les caractéristiques importantes qui font de HYSYS une plateforme de simulation et de développement très puissante :

- **Environnement d'ingénierie intégré** : toutes les applications nécessaires sont utilisées dans un environnement de simulation commun.
- **Intégration de possibilité d'une modélisation** : dans un état stable ou stationnaire et en régime dynamique. La modélisation dans un état stable et l'optimisation étant utilisées lors de la conception des procédés. La simulation en régime dynamique étant réservée aux études de contrôlabilité de procédés et au développement de stratégies de contrôle.
- **Programmation de HYSYS** : HYSYS contient un Macro interne qui supporte la même syntaxe que Microsoft Visual Basic. On peut automatiser différentes tâches dans HYSYS sans avoir besoin d'un autre programme.

Voici quelques caractéristiques de HYSYS sur la manière dont sont réalisés les calculs :

- **Gestion des événements (Event Driven)** : HYSYS combine le calcul interactif (les calculs sont exécutés automatiquement chaque fois que l'on fournit une nouvelle information) avec un accès instantané à l'information (à tout moment on peut avoir accès à l'information depuis n'importe quel environnement de simulation).
- **Gestion intelligente de l'information (Built-in Intelligence)** : les calculs des propriétés thermodynamiques s'effectuent instantanément et automatiquement dès qu'une nouvelle information est disponible.
- **Opérations Modulaires** : chaque courant ou unité d'opération peut réaliser tous les calculs nécessaires, en utilisant l'information soit indiquée dans l'opération ou communiquée depuis un courant. L'information est transmise dans les deux directions à travers les Flowsheets.
- **Algorithme de résolution non séquentielle** : on peut construire des Flowsheets dans n'importe quel ordre.

VI.1.2.3 Les nouveautés de la dernière version de HYSYS V9

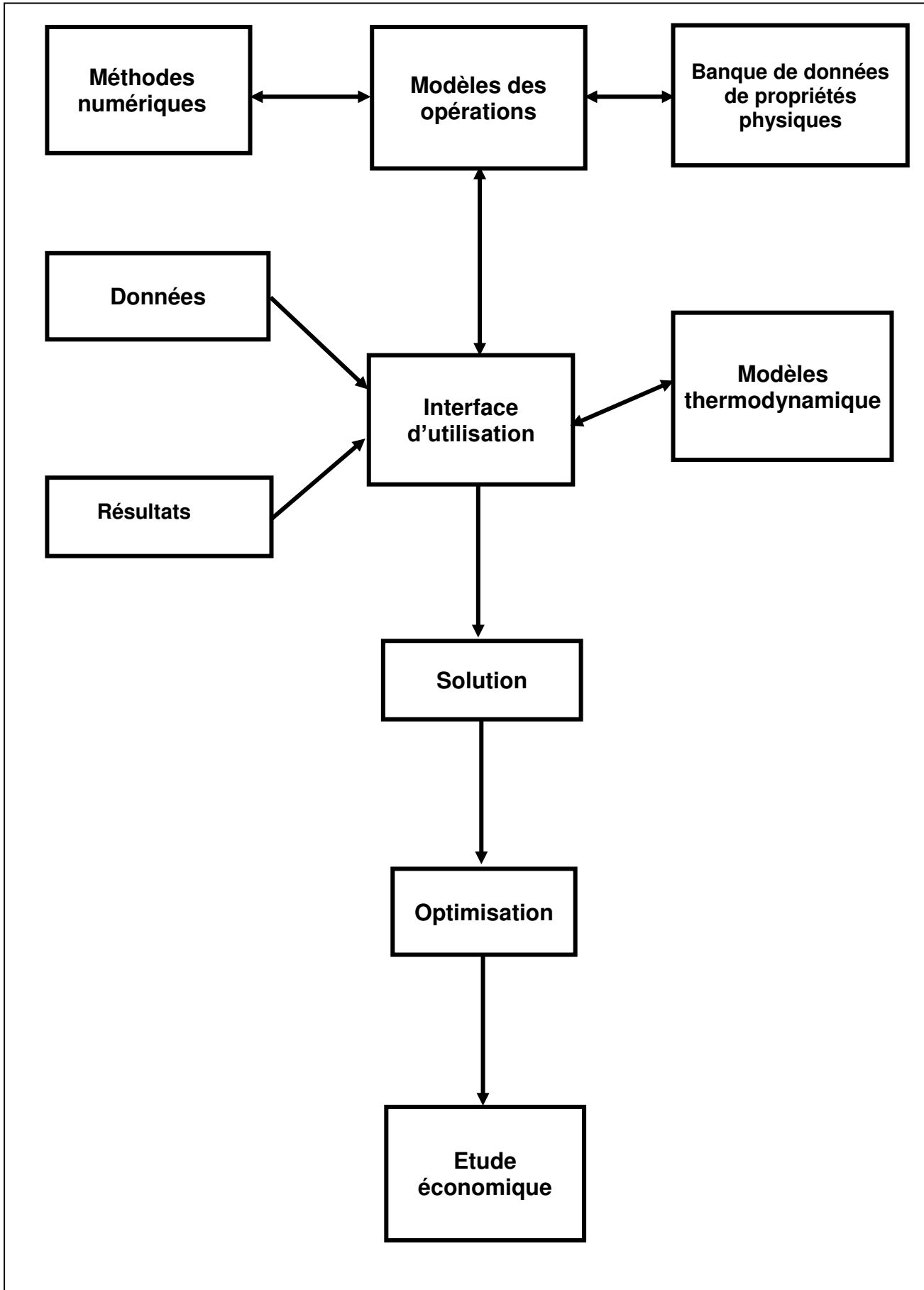
Cette nouvelle version contribue à l'amélioration des performances des installations :

- **Modèles de planification de raffineries plus faciles à mettre à jour** : gain de temps et d'efforts lors de la mise à jour des modèles de planification de la raffinerie, avec des améliorations substantielles dans le Microsoft® Interface Excel

pour flowsheets de simulation de processus et d'outils d'étude de cas qui est disponible à Aspen HYSYS.

- **Révolutionner l'analyse de PURGE** : cet outil de dépressurisation nous donne la possibilité de concevoir un orifice pour les scénarios d'incendie de la piscine, choix des matériaux de construction pour les systèmes de cas, et l'évaluation des risques de froid à l'installation en fonction des pressions de pointe atteintes dans le système pendant la surpression.
- **Une vue plus détaillée des colonnes de distillation** : l'analyse de la colonne à Aspen HYSYS, permet de voir toute la colonne, identifier les problèmes hydrauliques, comprendre la plage de fonctionnement, communiquer les résultats et voir comment les modifications dans l'emballage et les plateaux changent, les parcelles hydrauliques et la plage de fonctionnement des colonnes, et enfin le calcul des coûts apportés par les modifications.
- **Réduction des risques avec la modélisation de récupération de soufre** : permettant de prédire les émissions de soufre, maintenir un fonctionnement fiable et respecte la réglementation en modélisant l'usine à gaz avec récupération complète de Soufre Sulsim™ à Aspen HYSYS.
- **Amélioration du nettoyage du gaz acide** : le nettoyage du gaz acide dans Aspen HYSYS a été amélioré pour inclure un nouveau paquet d'établissement de liquide de traitement pour simuler l'extraction du gaz acide à partir de LGN et GNL.
- **Améliorations supplémentaires à Aspen HYSYS** : l'utilitaire Mercury flux à Aspen HYSYS sert à calculer le débit massique du mercure pour éviter d'endommager l'équipement et l'empoisonnement des catalyseurs. Comme on note l'ajout du modèle de compresseur à vis, aux modèles de compresseurs centrifuges et alternatifs, permettant de calculer le rendement volumétrique et utiliser ASPEN HYSYS Dynamics pour regarder le démarrage et l'arrêt.

VI.1.2.4 STRUCTURE GENERALE D'UN SIMULATEUR DE PROCEDURE



VI.1.2.5 Les modèles thermodynamiques sur HYSYS :

Le logiciel offre une panoplie de modèles thermodynamiques pour le calcul des propriétés thermodynamiques tels que les constantes d'équilibres liquide vapeur, les enthalpies et les entropies ...etc. et les propriétés physico- chimiques tels que la masse volumique, la masse moléculaire.....etc.

Ces modèles utilisent des outils très divers tel que :

- Les équations d'états de Peng-Robinson (PR), Choe-seader (CS), Soave-Ridlich-Kwong (SRK).
- Les corrélations empiriques et semi empiriques de Choe-Seader (CS) et Braun-Grayon (BG).
- Les lois des états correspondants.

A. Le choix du modèle thermodynamique :

Les modèles thermodynamiques les plus utilisés dans le domaine des hydrocarbures sont les modèles de Peng-Robinson (PR) et de Soave-Ridlich-Kwong (SRK), ces modèles englobent les caractéristiques suivantes :

- Variante de l'équation de Van der Waals pour les hydrocarbures légers non-polaire.
- Les deux modèles sont une amélioration de l'équation d'état de Redlich-Kwong.
- Amélioration de la prédiction des équilibres liquide-vapeur (VLE).
- Utilisé pour les hydrocarbures non-polaire léger (C1-C4).
- Utilisé pour les hydrocarbures lourds (C5 et +).
- Utilisé pour le CO₂, CO et H₂S (jusqu'à 25% en mole) dans les hydrocarbures légers.
- Utilisé pour le N₂ et H₂ dans les hydrocarbures légers.
- Jusqu'à 5000 psia.
- Température du point critique jusqu'aux températures cryogéniques.
- Dans la région critique, PR est le meilleur.

Le modèle utilisé dans notre simulation est celui de Peng-Robinson parce qu'il nous a fourni une simulation fiable avec des résultats proches des données.

B. L'équation de Peng et Robinson :

L'équation de **Peng Robinson** diffère de l'équation de **Soave** par l'expression du terme d'attraction. Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de Soave, notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres.

L'équation de Peng-Robinson :

$$\frac{H - H^{ID}}{RT} = Z - 1 + \frac{1}{RT} \int_{\infty}^V \left[T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right) \right]_{V} - P \, dV \dots\dots\dots(1)$$

$$\frac{S - S_o^{ID}}{RT} = \ln Z - \ln \frac{P}{P^o} + \int_{\infty}^V \left[\frac{1}{R} \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right) \right]_{V} - \frac{1}{V} \, dV \dots\dots\dots(2)$$

$$\frac{(H - H^{ID})}{RT} = Z - 1 - \frac{1}{2^{1.5} b RT} \left[a - T \frac{da}{dT} \right] \ln \left[\frac{V + (2^{0.5} + 1)b}{V + (2^{0.5} - 1)b} \right] \dots\dots\dots(2)$$

Tel que :

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij}) \dots\dots\dots(3)$$

$$b_i = 0.077796 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \dots\dots\dots(4)$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i \dots\dots\dots(5)$$

$$a_{ci} = 0.457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}} \dots\dots\dots(6)$$

$$\sqrt{\alpha} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5}) \dots\dots\dots(7)$$

$$m_i = 0.37646 + 1.54226 \omega_i - 0.2699 \omega_i^2 \dots\dots\dots(8)$$

VI.2 PRESENTATION DE SUJET :

Depuis son départ, an **1992**, l'unité de traitement de gaz de **Guellala centre** a connu plusieurs changements à différents niveaux.

Au départ l'unité de traitement de gaz a été conçue pour produire le gaz lift, et en vue de la valeur des GPL qui ont eu au fur et à mesure une importance économique, une section de séparation de ces derniers a été ajoutée à l'unité.

La composition de la charge est devenue plus légère par rapport au départ, ce qui a perturbé le fonctionnement de l'unité.

Les études doivent être basées sur les nouveaux paramètres qui s'adaptent avec la nouvelle charge.

Notre étude consiste à optimiser ces nouveaux paramètres afin d'améliorer le fonctionnement des colonnes C-701 et C-702 pour avoir un meilleur rendement.

VI.3 Vérification des paramètres de fonctionnement des colonnes C-701 et C-702

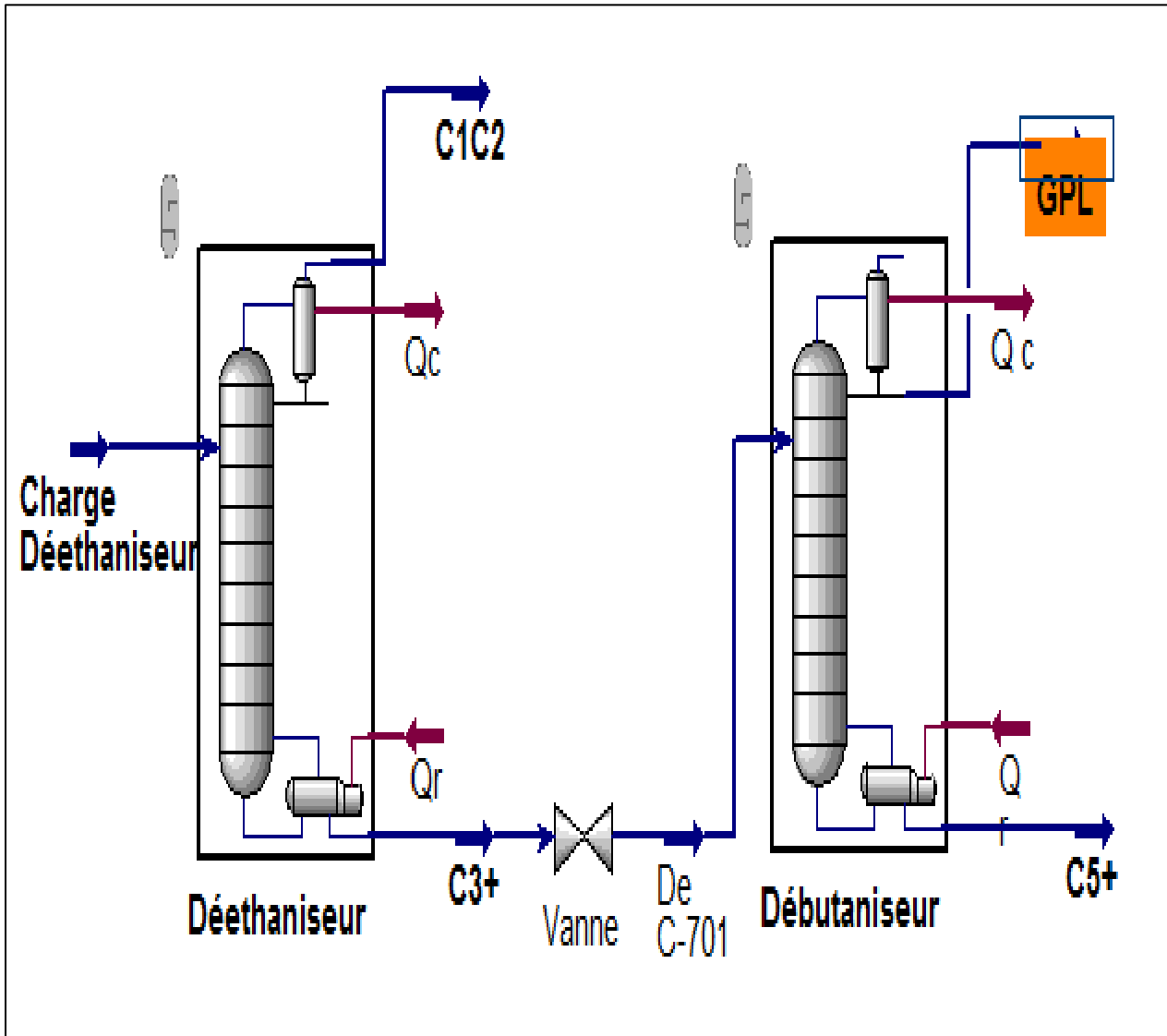


Figure VI-2 PFD de la simulation section fractionnement

VI.3.1 Simulation du cas design du déethaniseur

Charge du déethaniseur	
Constituants	Charge (15 ^{ème} étage) % Molaire
H ₂ O	0
N ₂	0.2017
CO ₂	0.2901
C ₁	13.9070
C ₂	24.9899
C ₃	34.6308
iC ₄	4.7344
nC ₄	14.5649
iC ₅	2.1510
nC ₅	3.1719
C ₆	1.1616
C ₇	0.1905
C ₈	0.0063
TOTAL	100
Pression P (bar)	26.39
Débit (kmol/h)	683.2617
Température T (°C)	23

Tableau VI-1 Paramètres et compositions de la charge d'alimentation du déethaniseur cas design

Réalisation des paramètres de fonctionnement du déethaniseur sur HYSYS

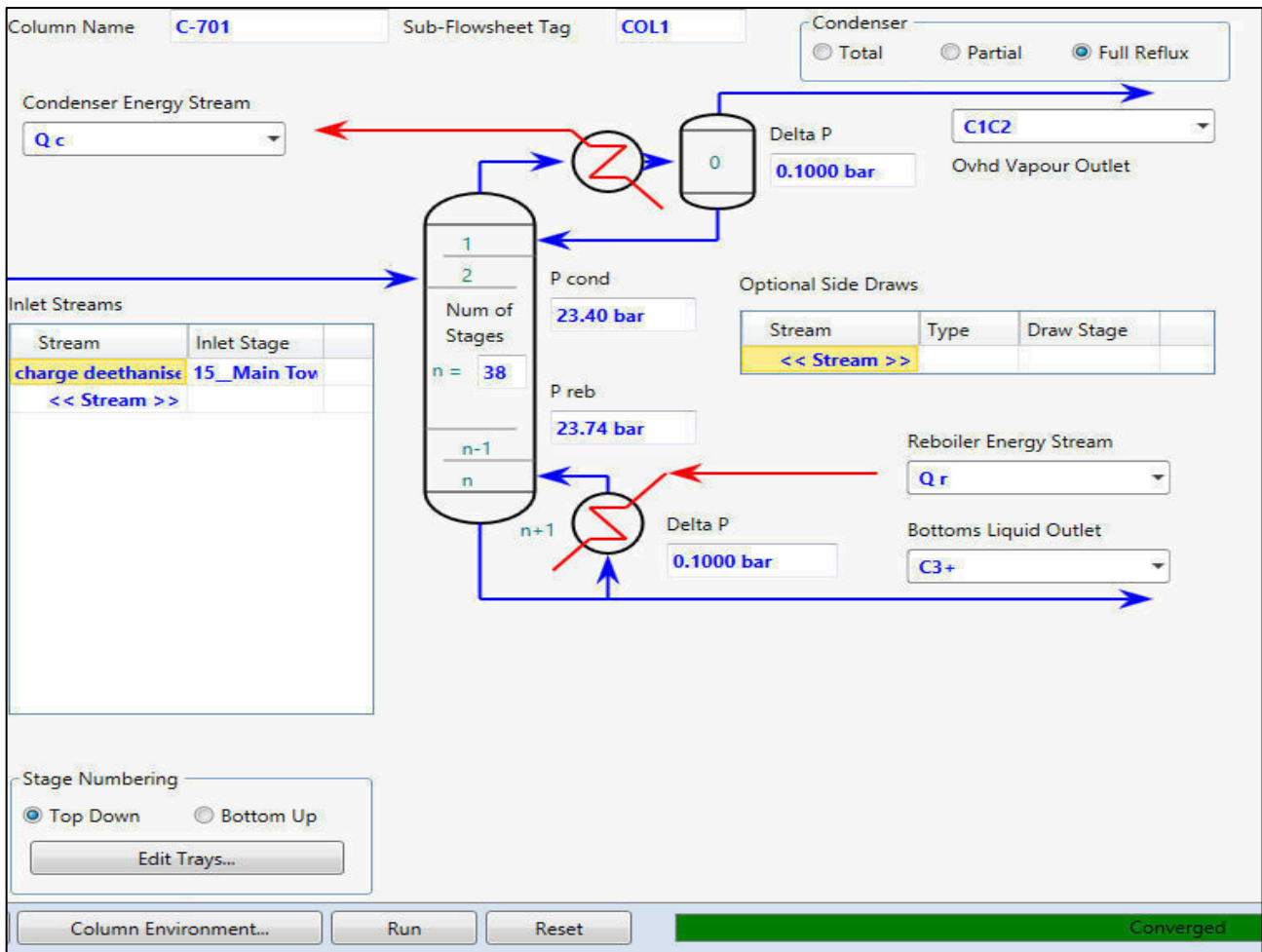


Figure VI-3 Interface de la construction d'un PFD de simulation du déethaniseur

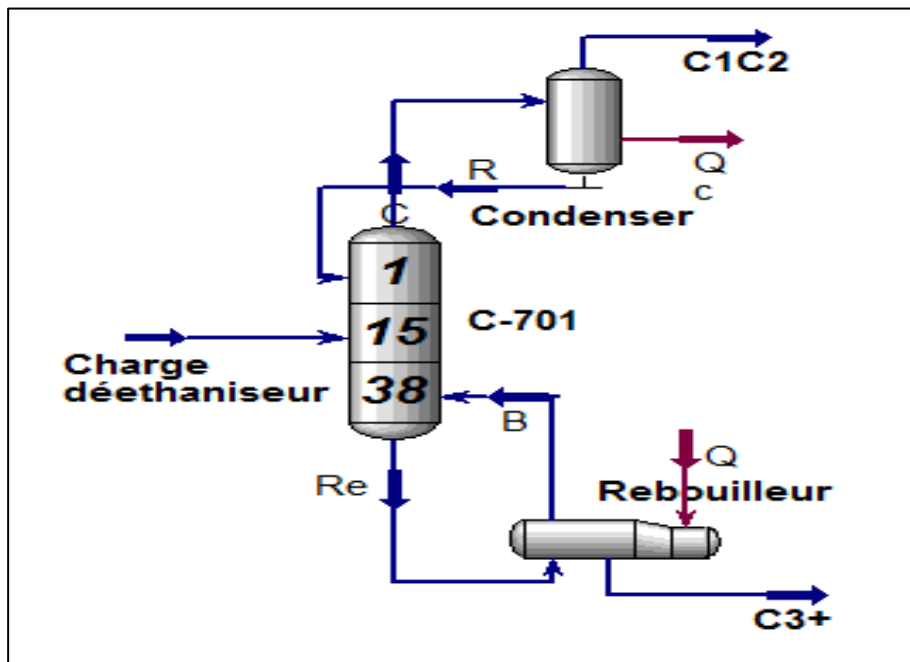


Figure VI-4 PFD de la simulation de la section de déethanisation

Comparaison entre cas design et cas design simulé du déethaniseur :

COLONNE C701	TETE DEETHANISEUR			FOND DEETHANISEUR		
	DESIGN	DESIGN SIMULE	ÉCART	DESIGN	DESIGN SIMULE	ÉCART
Température(°C)	-18.4328	-18	/	89.6448	90.01	/
Pression (bar)	23.9	23.9	/	24.3	24.3	/
Débit molaire	601.26	596.4	/	420.6536	420.705	/
H2O (%)	0	0	0	0	0	0
N2 (%)	0.54	0.52	0.020	0	0	0
CO2 (%)	0.74	0.75	-0.010	0	0	0
Méthane	35.48	36.1802	-0.700	0	0	0
Ethane	61.74	61.5434	0.197	2.1704	2.1702	0
Propane	1.38	1.001	0	55.6279	55.6373	-0.009
i-Butane	0.06	0	0	7.6903	7.6847	0.006
n-Butane	0.06	0	0	23.6587	23.6551	0.004
i-Pentane	0	0	0	3.494	3.4930	0.001
n-Pentane	0	0	0	5.1524	5.1502	0.002
n-Hexane	0	0	0	1.8868	1.8846	0.002
n-Heptane	0	0	0	0.3095	0.3087	0.002
n-Octane	0	0	0	0.0102	0.0162	-0.006

Tableau VI-2 Comparaison entre cas design et design simulé du déethaniseur

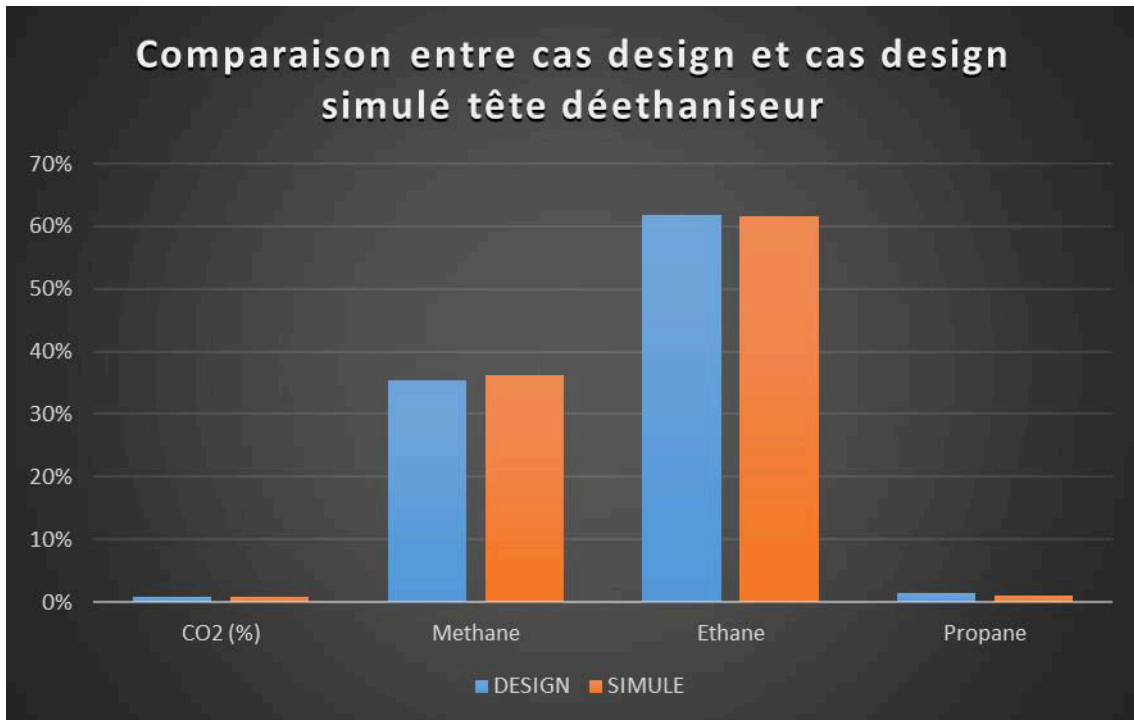


Figure VI-5 Comparaison entre cas design et cas design simulé tête déethaniseur

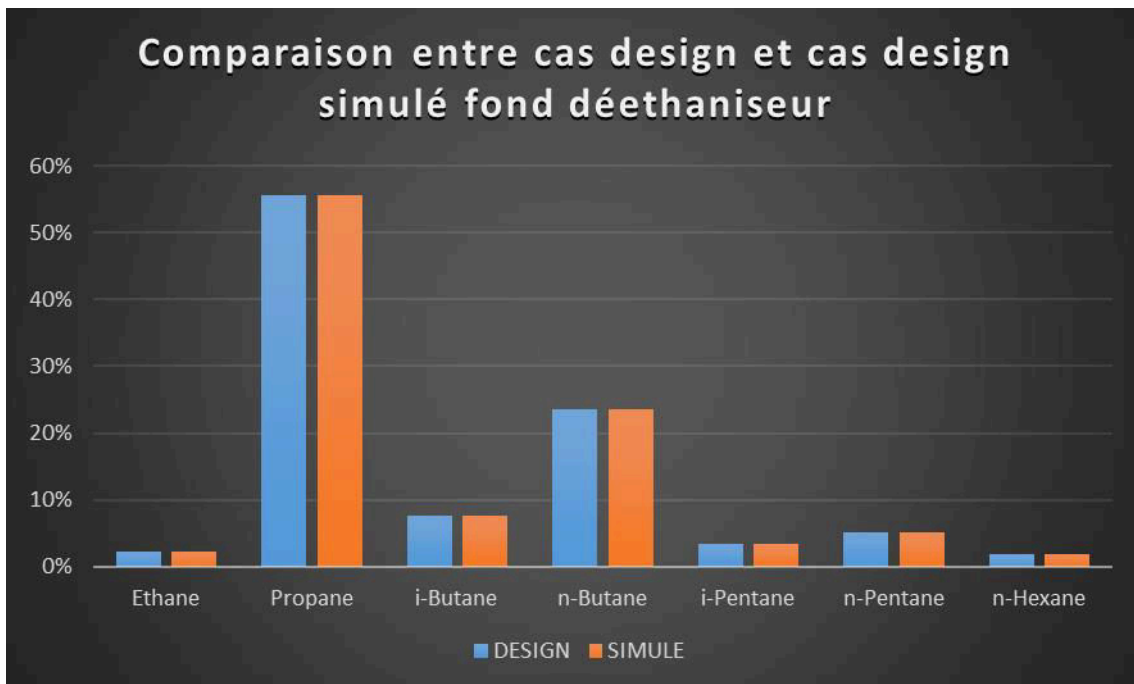


Figure VI-6 Comparaison entre cas design et cas design simulé fond déethaniseur

- Interprétation des résultats :

D'après ce tableau, nous remarquons que les résultats du cas Simulé sont proches aux données design, donc on peut dire que le modèle utilisé par notre Simulateur nous donne des résultats satisfaisants et peut être généralisé pour étudier le cas actuel.

VI.3.2 Simulation du cas design du débutaniseur

Charges du débutaniseur	
Constituants	Charge 13^{ème} étage % Molaire
H₂O	0
N₂	0
CO₂	0
C₁	0
C₂	2.1704
C₃	55.6279
iC₄	7.6903
nC₄	23.6587
iC₅	3.4940
nC₅	5.1524
C₆	1.8868
C₇	0.3095
C₈	0.0102
TOTAL	100
Pression P (bar)	16.3498
Débit (kmol/h)	420.6536
Température T °C	69.9001

Tableau VI-3 Paramètres et compositions de la charge d'alimentation du débutaniseur cas design

Réalisation des paramètres de fonctionnement du débutaniseur sur HYSYS

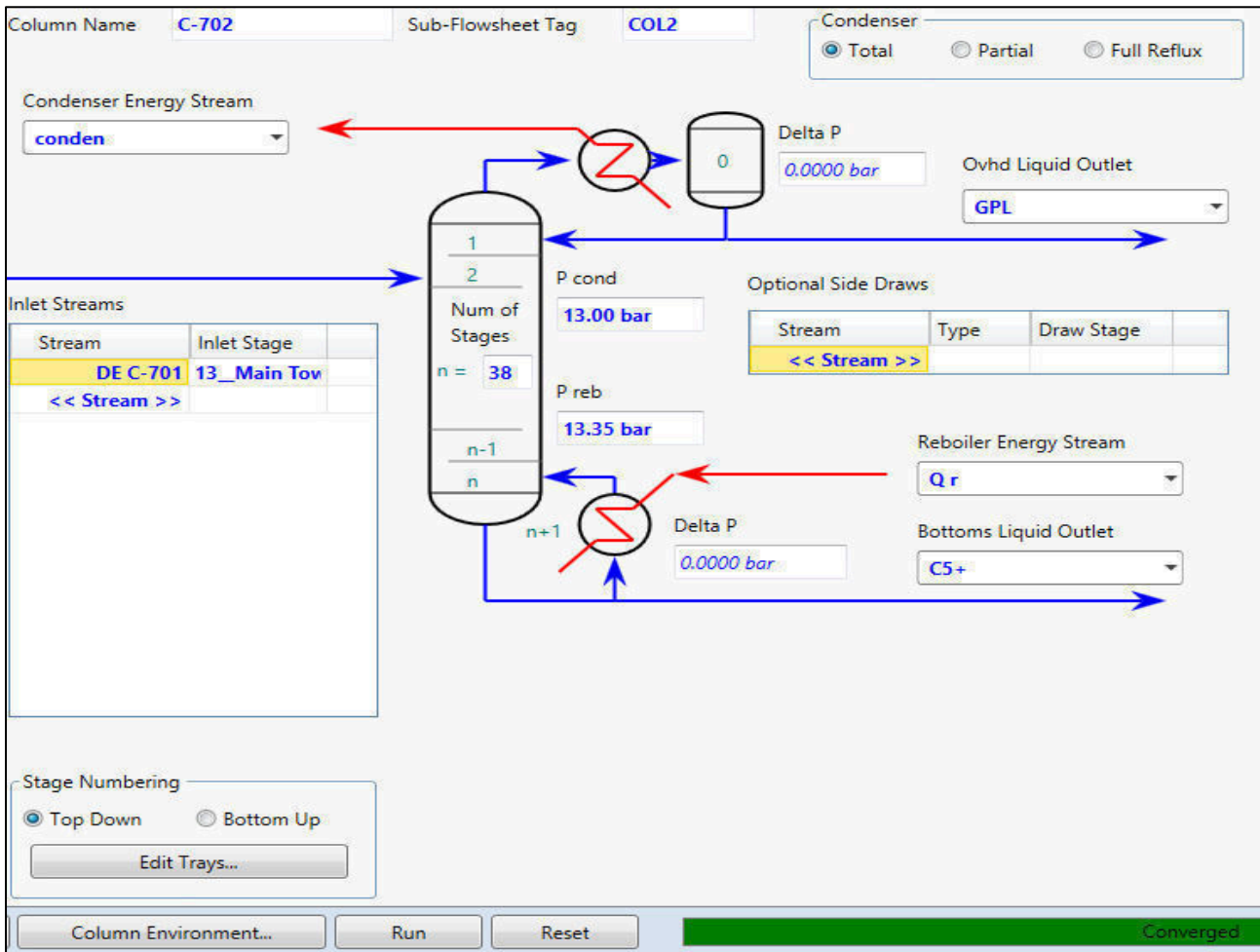


Figure VI-7 Interface de la construction d'un PFD de simulation du débutaniseur

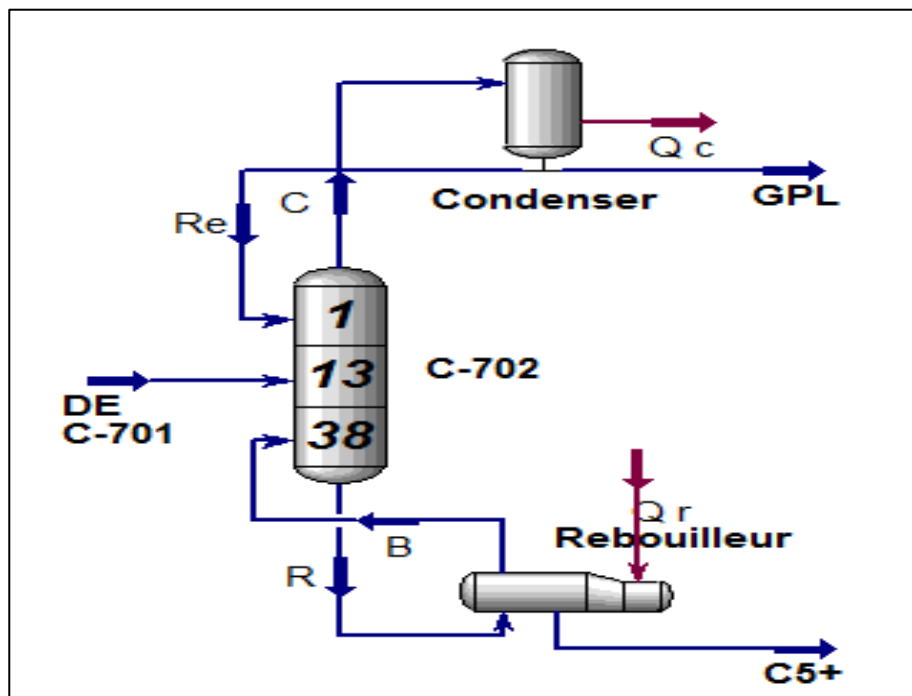


Figure VI-8 PFD de la simulation de la section de débutanisation

Comparaison entre cas design et cas design simulé du débutaniseur :

COLONNE C702	TETE DEBUTANISEUR			FOND DEBUTANISEUR		
	DESIGN	DESIGN SIMULE	ÉCART	DESIGN	DESIGN SIMULE	ÉCART
Température(°C)	59.43	55.31	/	161.2671	152.59	/
Pression (bar)	15	15	/	15.35	15.35	/
Débit molaire	392.180	375.180	/	53.48	45.525	/
H2O (%)	0	0	0	0	0	0
N2 (%)	0	0	0	0	0	0
CO2 (%)	0	0	0	0	0	0
Méthane	0	0	0	0	0	0
Ethane	2.44	2.43	0.0074	0	0	0
Propane	62.41	62.39	0.0213	0	0	0
i-Butane	8.60	8.62	-0.016	0	0	0
n-Butane	26.50	26.51	-0.0125	0.10	0.10	0
i-Pentane	0.04	0.04	0	31.97	31.95	0.018
n-Pentane	0.01	0.01	0.0001	47.55	47.53	0.021
n-Hexane	0	0	0	17.42	17.42	0.002
n-Heptane	0	0	0	2.83	2.85	-0.023
n-Octane	0	0	0	0.13	0.15	-0.018

Tableau VI-4 Comparaison entre cas design et design simulé du débutaniseur

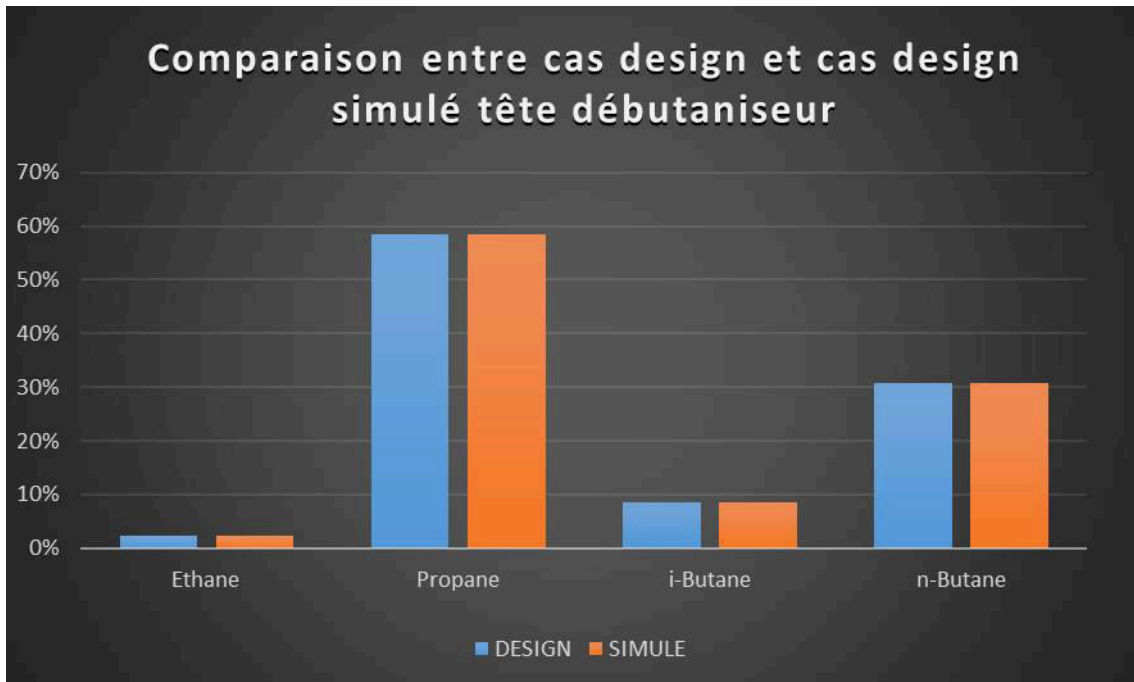


Figure VI-10 Comparaison entre cas design et cas design simulé tête débutaniseur

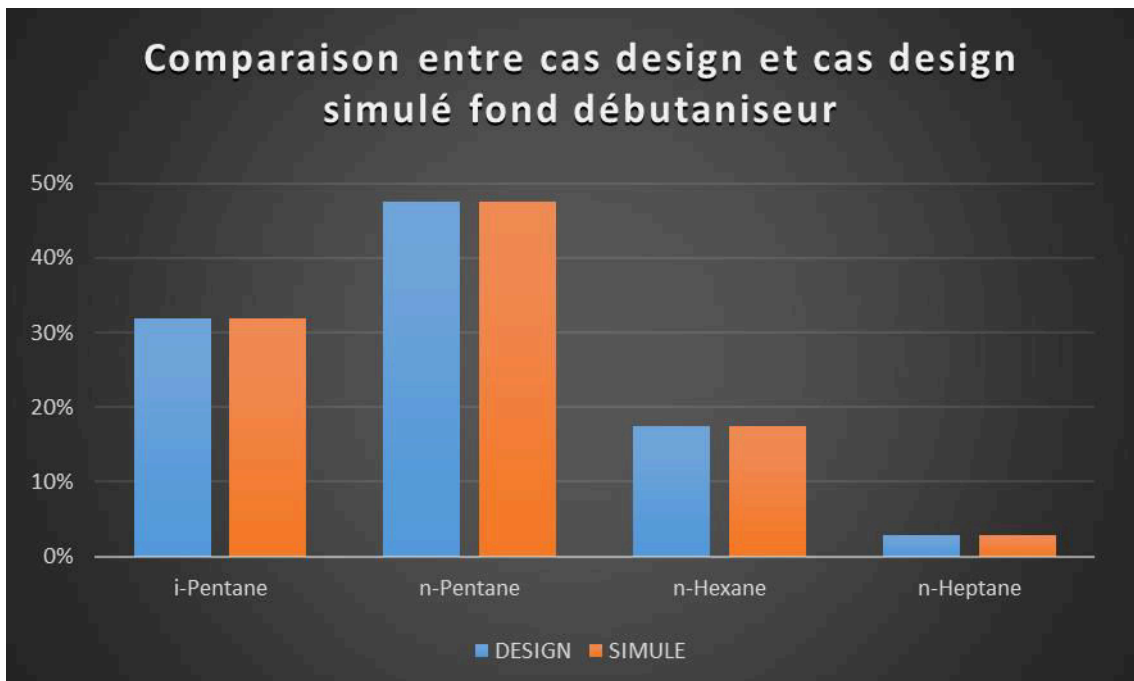


Figure VI-9 Comparaison entre cas design et cas design simulé fond débutaniseur

- Interprétation des résultats :

D'après ce tableau, nous remarquons que les résultats du cas simulé sont proches aux résultats du cas design, donc on peut dire que le modèle utilisé par notre Simulateur nous donne des résultats satisfaisants et peut être généralisé pour étudier le cas actuel.

VI.3.3 Vérification du cas actuel du déethaniseur :

Charge actuel du déethaniseur	
Constituants	Charge (15 ème étage) % Molaire
H₂O	0
N₂	0.20
CO₂	0.29
C₁	16.07
C₂	22.15
C₃	32.81
iC₄	4.50
nC₄	16.50
iC₅	1.76
nC₅	2.80
C₆	1.97
C₇	0.82
C₈	0.01
TOTAL	100
Pression P (bar)	24.15
Débit (kmol/h)	400
Température T (°C)	23

Tableau VI-5 Paramètres et compositions de la charge d'alimentation du déethaniseur cas actuel

Comparaison entre cas actuel et cas actuel simulé du déethaniseur :

COLONNE C701	TETE DEETHANISEUR			FOND DEETHANISEUR		
	ACTUEL	ACTUEL SIMULE	ÉCART	ACTUEL	ACTUEL SIMULE	ÉCART
Température(°C)	-15.6	-15.642	/	90.010	89.986	/
Pression (bar)	23.40	23.40	/	23.74	23.74	/
Débit molaire	157.00	157.19	/	243.00	242.81	/
H2O (%)	0	0	0	0	0	0
N2 (%)	0.52	0.51	0.01	0	0	0
CO2 (%)	0.74	0.74	0	0	0	0
Méthane	40.86	40.90	-0.04	0	0	0
Ethane	53.22	53.21	0.01	2.100	2.046	0.05
Propane	4.65	4.65	0	51.068	51.051	0.02
i-Butane	0	0	0	7.400	7.414	0.01
n-Butane	0	0	0	27.180	27.185	0.01
i-Pentane	0	0	0	2.881	2.909	-0.03
n-Pentane	0	0	0	4.600	4.613	0.01
n-Hexane	0	0	0	3.260	3.254	0.01
n-Heptane	0	0	0	1.351	1.364	-0.01
n-Octane	0	0	0	0.160	0.164	0.00

Tableau VI-6 Comparaison entre cas actuel et actuel simulé du déethaniseur

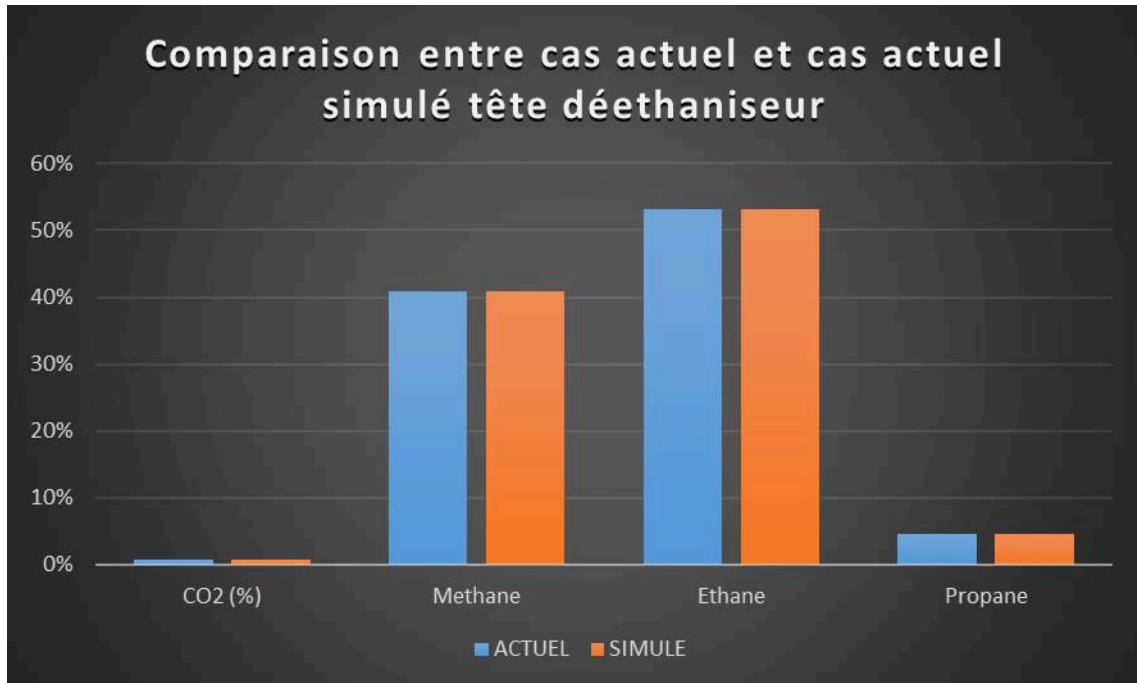


Figure VI-11 Comparaison entre cas actuel et cas actuel simulé tête déethaniseur

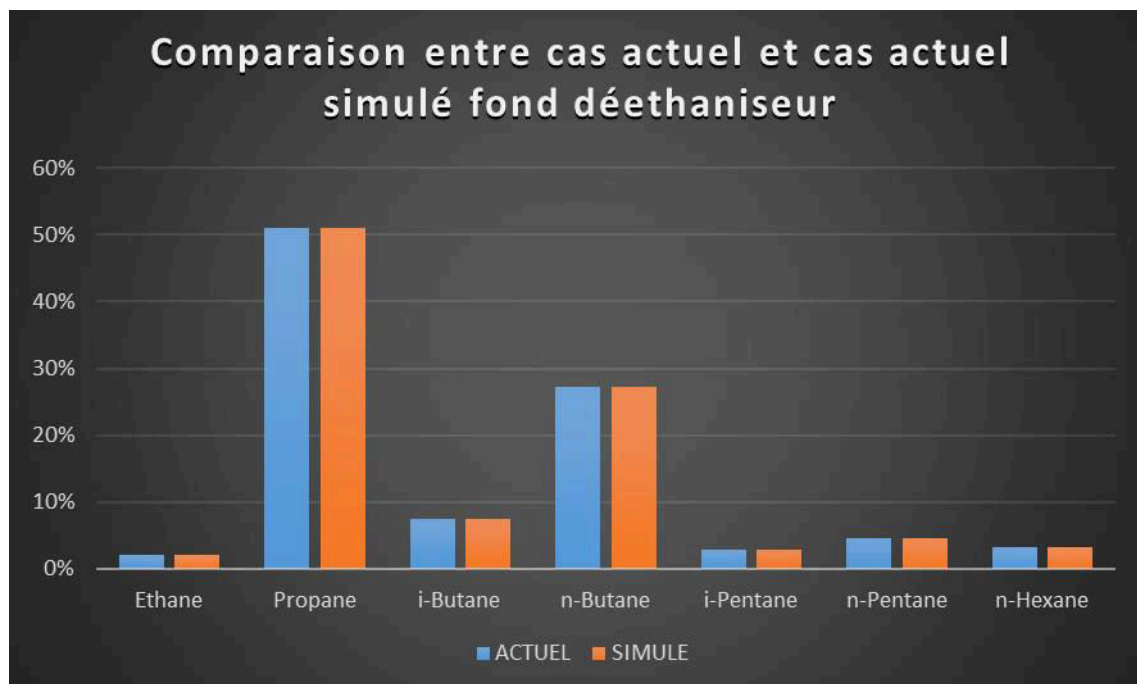


Figure VI-12 Comparaison entre cas actuel et cas actuel simulé fond déethaniseur

- Interprétation des résultats :

D'après ce tableau, nous remarquons que les résultats du cas Simulé sont proches aux résultats du cas actuel, donc on peut dire que le modèle utilisé par notre Simulateur nous donne des résultats satisfaisants et peut être généralisé pour étudier le cas optimisé.

VI.3.4 Vérification du cas actuel du débutaniseur :

Charges du débutaniseur	
Constituants	Charge 13^{ème} étage % Molaire
H₂O	0
N₂	0
CO₂	0
C₁	0
C₂	2.05
C₃	51.05
iC₄	7.41
nC₄	27.19
iC₅	2.91
nC₅	4.62
C₆	3.25
C₇	1.36
C₈	0.16
TOTAL	100
Pression P (bar)	14.84
Débit (kmol/h)	242.8
Température T °C	69.28

Tableau VI-7 Paramètres et compositions de la charge d'alimentation du débutaniseur cas actuel

Comparaison entre cas actuel et cas actuel simulé du débutaniseur :

COLONNE C702	TETE DEBUTANISEUR			FOND DEBUTANISEUR		
	ACTUEL	ACTUEL SIMULE	ÉCART	ACTUEL	ACTUEL SIMULE	ÉCART
Température(°C)	52.0	50.148	/	150.5	149	/
Pression (bar)	13.0	13.0	/	13.35	13.35	/
Débit molaire	212.00	209.95	/	35.00	32.86	/
H2O (%)	0	0	0	0	0	0
N2 (%)	0	0	0	0	0	0
CO2 (%)	0	0	0	0	0	0
Méthane	0	0	0	0	0	0
Ethane	2.34	2.33	0.01	0	0	0
Propane	58.62	58.21	0.41	0	0	0
i-Butane	8.03	8.45	-0.43	0	0	0
n-Butane	31.00	30.99	0.01	1.64	1.64	0
i-Pentane	0.01	0.01	0	23.51	23.20	0.31
n-Pentane	0	0	0	37.15	36.89	0.26
n-Hexane	0	0	0	25.59	26.04	-0.45
n-Heptane	0	0	0	10.81	10.91	-0.10
n-Octane	0	0	0	1.31	1.31	0

Tableau VI-8 Comparaison entre cas actuel et cas simulé du débutaniseur

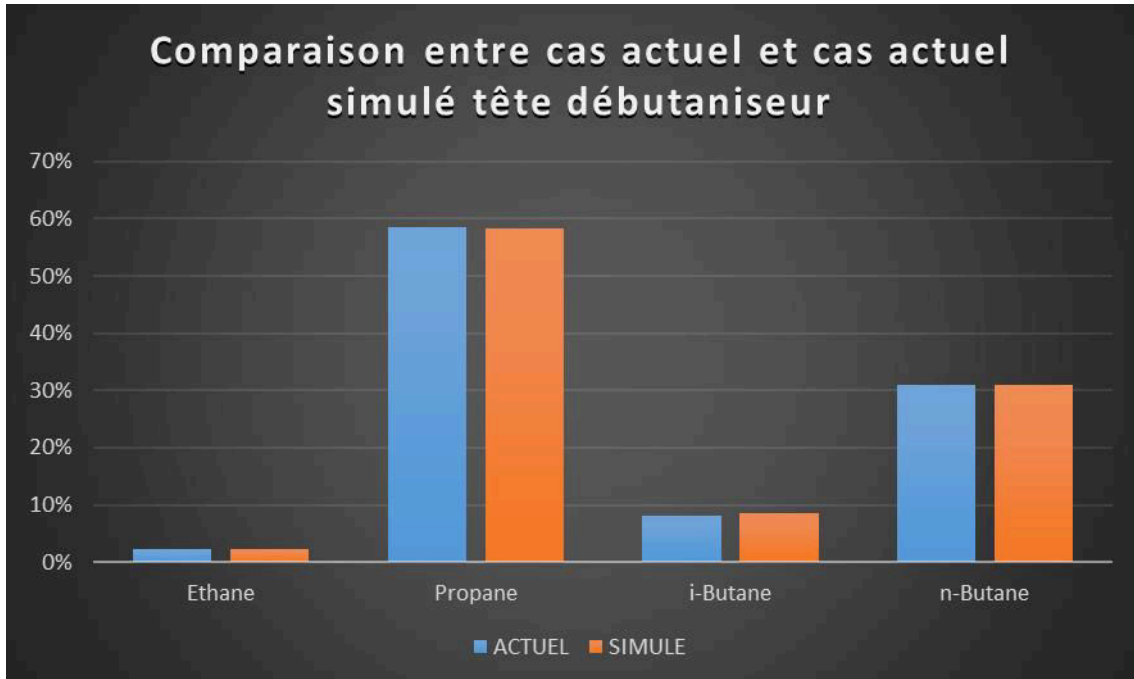


Figure VI-13 Comparaison entre cas actuel et cas actuel simulé tête débutaniseur

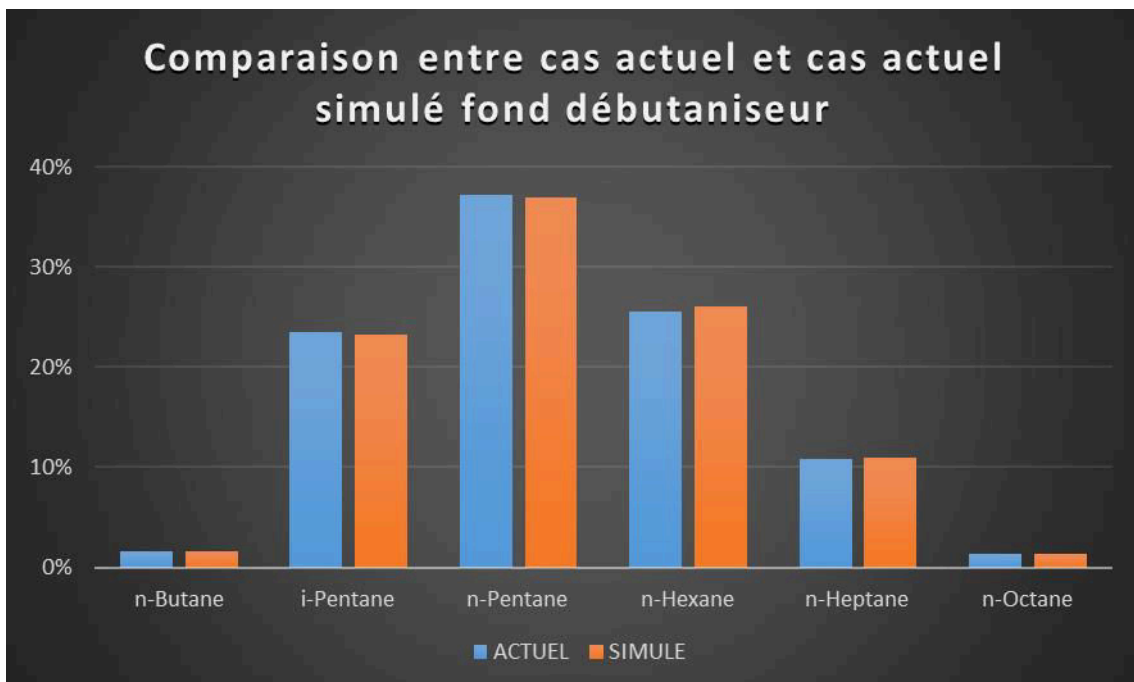


Figure VI-14 Comparaison entre cas actuel et cas actuel simulé fond débutaniseur

- Interprétation des résultats :

D'après les deux tableaux, nous remarquons que les résultats du cas Simulé sont proches aux résultats du cas actuel, donc on peut dire que le modèle utilisé par notre simulateur nous donne des résultats satisfaisants et peut être généralisé pour étudier le cas optimisé.

VI.3.5 Comparaison entre cas design et cas actuel

Paramètres du déethaniseur	Cas design	Cas actuel
Température de tête (°C)	-5.67	-8.53
Température de fond (°C)	89.64	90
Pression de tête (bar)	24.9	23.40
Pression de fond (bar)	25.24	23.74
Débit du gaz de tête (Kg/h)	16927	3940
Débit de C3++ du fond (Kg/h)	21701	12900

Tableau VI-9 Comparaison entre cas design et cas actuel du déethaniseur

Paramètres du débutaniseur	Cas design	Cas actuel
Température de tête (°C)	68.41	62.87
Température de fond (°C)	161	149
Pression de tête (bar)	15	13
Pression de fond (bar)	15.35	13.35
Débit du gaz de tête (Kg/h)	45850	10500
Débit de C3++ du fond (Kg/h)	7357	2400

Tableau VI-10 Comparaison entre cas design et cas actuel du débutaniseur

- Interprétation des résultats :

On remarque que les paramètres de fonctionnement du déethaniseur (tableau VI-9) et débutaniseur (tableau VI-10) mis en marche actuellement, sont plus au moins différents des paramètres étudiés dans le design, chose due au changement de la charge au cours du temps.

VI.4 Optimisation des paramètres de marche

VI.4.1 Influence de la température de fond du déethaniseur :

- Température de fond débutaniseur : 143
- Taux de reflux du débutaniseur : 1.488

Nous avons fait varier la température du fond du déethaniseur entre 82°C et 90 °C, la variation de cette dernière dépend du débit de fuel gaz dans le four.

Les résultats de la variation de la température de fond du déethaniseur C701 et son effet sur la teneur en C3 dans le produit de tête et dans le GPL sont regroupés dans le tableau suivant :

T°c DE FOND C701	%C3 DANS LE GAZ LIFT	%C3 DANS LE GPL
82	1.05	66.2592
83	0.88	67.2007
84	0.58	68.0920
85	0.77	67.3316
86	0.91	66.4888
87	1.40	65.9477
88	2.48	65.8401
89	3.94	65.6877
90	4.65	65.5871

Tableau VI-11 Influence de la variation de la température du fond de C701 sur la teneur en propane dans le gaz lift et GPL

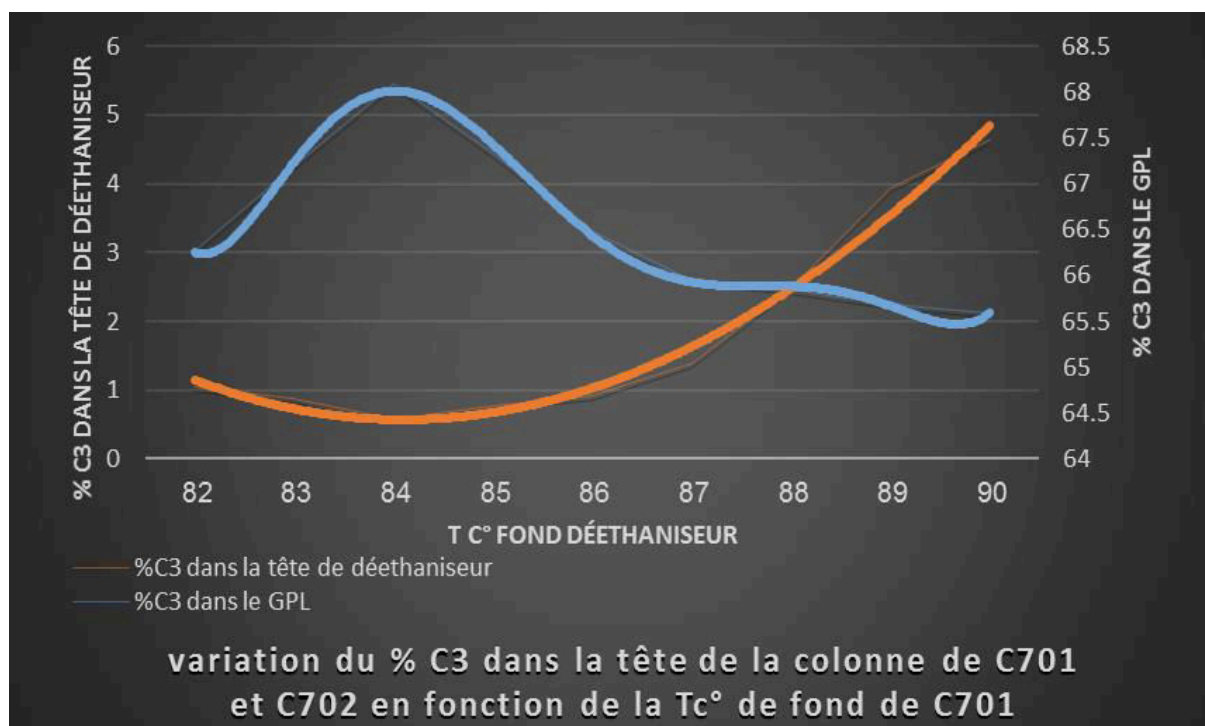


Figure VI-15 Variation du %C3 dans la tête de C701 et C702 en fonction de la Température de fond de C701

- Interprétation des résultats :

C. Variation du %C3 dans les produits de la tête du déethaniseur :

- La température de 82 à 84 °C : la fraction de propane dans les produits de tête diminue avec l'augmentation de la température de fond du déethaniseur (entraînement de C1 et C2 dans les gaz de tête de la colonne C701)
- La température de 84 à 90°C : la fraction de propane dans les produits de tête augmente avec l'augmentation de la température de fond du déethaniseur (entraînement de C3 dans les gaz de tête de la colonne C701)
- La température minimale à atteindre au fond du déethaniseur est de 81 °C pour ne pas dépasser la norme exigée de la teneur des légers dans le GPL (C2- 3% max dans le GPL)
- La température maximale à atteindre au fond du déethaniseur est de 86 °C pour ne pas dépasser la norme exigée de la teneur des C3 dans le gaz de tête du ballon V701 (1% C3 max)

D. Variation du %C3 dans le GPL :

- La température de 82 à 84 °C : la fraction de propane dans le GPL augmente avec l'augmentation de la température de fond du déethaniseur.
- La température de 84 à 90°C : la fraction de propane dans le GPL diminue avec l'augmentation de la température de fond du déethaniseur (Fraction C2- diminue et C3 augmente dans le fond du déethaniseur et donc C₃ augmente dans le GPL)

VI.4.2 Influence de la température de tête du déethaniseur

- Température de fond débutaniseur : 143
- Taux de reflux du débutaniseur : 1.488

Nous avons procédé à varier la température de tête du déethaniseur entre -14 °C et -20 °C, la variation de cette dernière s'effectue par un réglage au niveau du condenseur. Les résultats de la variation de la température de tête du déethaniseur C701 et son effet sur la teneur en C3 dans le produit de tête et dans le GPL sont regroupés dans le tableau suivant :

T°c DE TETE C701	%C3 DANS C ₁ C ₂	%C3 DANS LE GPL
-14	3.2	65.85
-15	2.6	66.32
-16	2.1	66.85
-17	1.5	67.31
-18	1	67.84
-19	0.5	68.13
-20	0.10	68.31

Tableau VI-12 Variation du %C3 dans la tête de C701 et C702 en fonction de la Température de la tête de C701

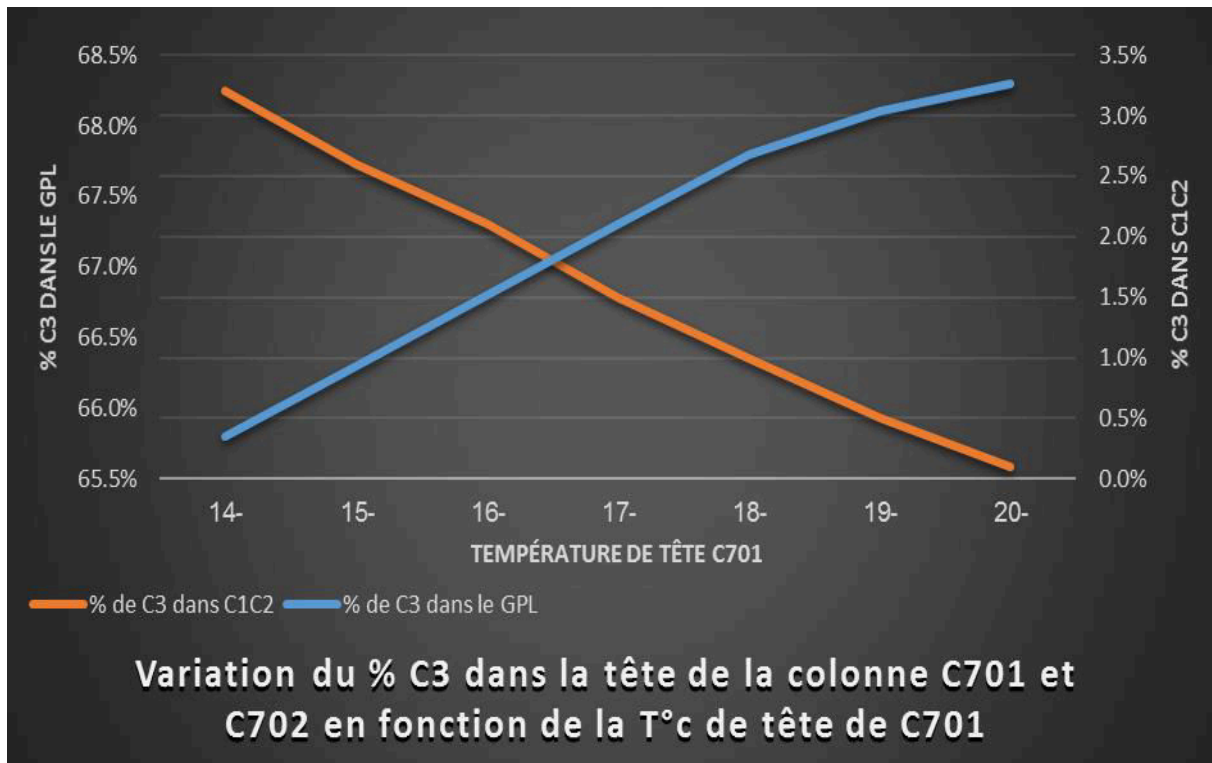


Figure VI-16 Variation du %C3 dans la tête de C701 ET C702 en fonction de la température de tête de C701

- Interprétation des résultats

A. Variation du %C3 dans les produits de la tête du déethaniseur :

Le pourcentage de propane dans les produits de tête diminue avec la diminution de la température de tête du déethaniseur.

B. Variation du C3% dans le GPL :

La fraction de propane dans le GPL augmente avec la diminution de la température de tête du déethaniseur.

VI.4.3 Influence de la température de fond du débutaniseur

- Le taux de reflux : 1.48

Nous avons varié la température du fond du débutaniseur entre 142 et 154°C, cette dernière dépend du débit du fuel gaz régler.

Les résultats de la variation de la température de fond du débutaniseur et son effet sur la teneur de propane dans le GPL et la température de tête du débutaniseur sont regroupés dans le tableau suivant :

T°c DE FOND C702	%C ₃ DANS LE GPL	%C ₄ dans le condensat
142	67.11	14.74
144	67.00	13.49
146	66.91	12.24
148	66.77	11.01
150	66.65	9.78
152	66.52	3.20
154	66.43	2.56

Tableau VI-13 Variation du %C₃ dans la tête de C701 et C702 en fonction de la Température du fond de C702

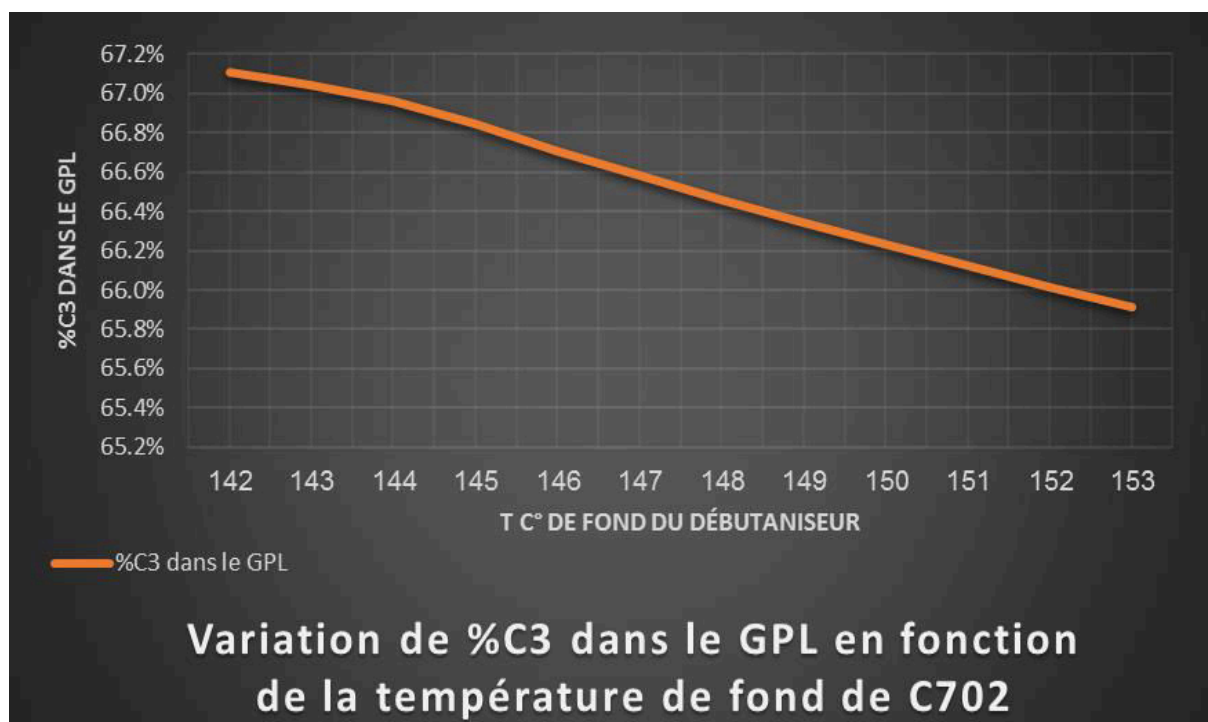


Figure VI-17 Variation du %C₃ dans la tête de C701 et C702 en fonction de la Température du fond de C702

- Interprétation des résultats :

La fraction de propane diminue avec L'augmentation de la température de fond du débutaniseur. (La température augmente ce qui favorise l'entraînement C₄⁺ dans le GPL et donc % C₃ diminue).

La température maximale est 154°C pour ne dépasse pas la norme exigée de la teneur des lourds dans le GPL (0.5 % de C₅⁺ max dans le GPL).

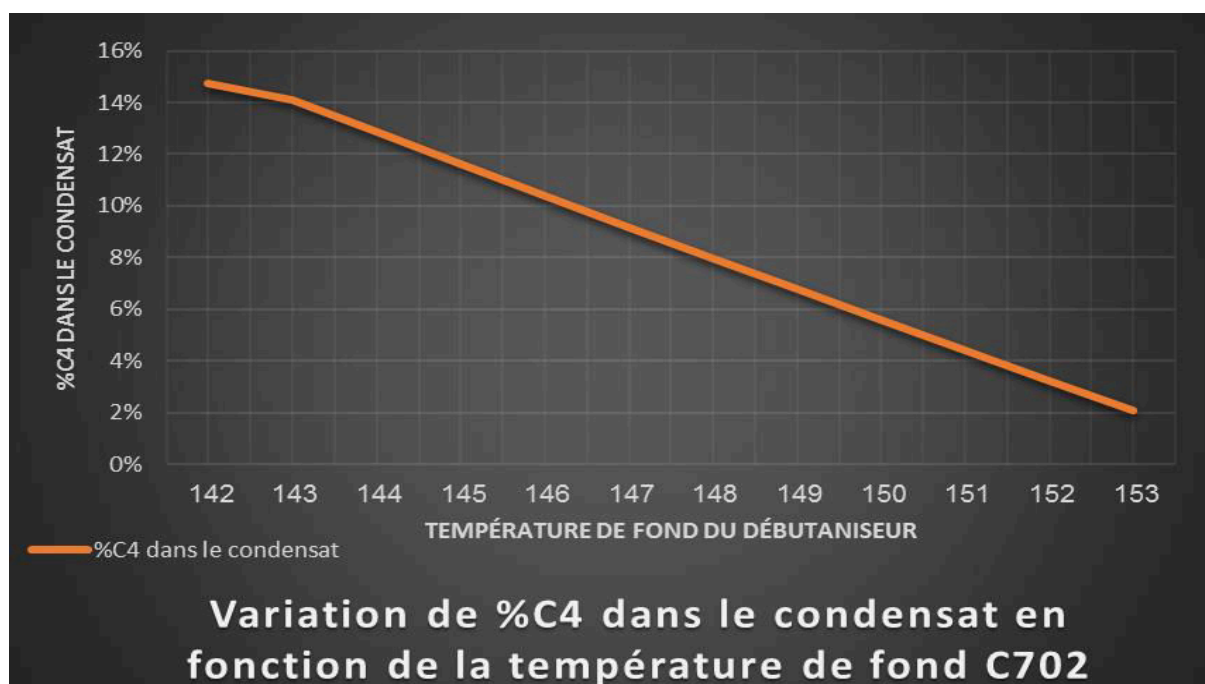


Figure VI-18 Variation du %C4 dans le condensat en fonction de la Température du fond de C701

- Interprétation des résultats :

La fraction de n-butane dans le condensat diminue avec l'augmentation de la température de fond du débutaniseur.

La température minimale est 151°C pour que la teneur des légers dans le condensat ne dépasse pas 4 %.

VI.4.4 Comparaison entre le cas optimisé et cas actuel :

A. Déethaniseur :

Paramètres	Cas actuel	Cas optimisé
Température de tête (°C)	-8.53	-7.175
Température de fond (°C)	90	84.01
Pression de tête (bar)	23.40	23.4
Pression de fond (bar)	23.74	23.74
Débit du gaz de tête (Kg/h)	3940	3750
Débit de C3++ du fond (Kg/h)	12900	13300
Q refroidissement (Kcal /h)	437500	399100
Q rebouilleur (Kcal/h)	1045000	873420

Tableau VI-14 Comparaison entre le cas optimisé et le cas actuel dans le déethaniseur

- Interprétation des résultats :

D'après ce tableau nous remarquons que :

- Le débit de gaz de tête du déethaniseur E-701 du cas optimisé est inférieure au cas actuel, et que le débit de produit de fond de la colonne C-701 optimisé est supérieur à celui du cas actuel, chose qui est due à la diminution des pertes en propane, et les fractions les plus lourdes dans le gaz de tête. Ces pertes diminuent avec la diminution de la température de fond.
- La quantité de chaleur à extraire par l'échangeur E-703 est réduite par rapport au cas actuel, cette réduction due à la diminution **du gradient de la température**.
- La quantité de chaleur fournie par le four est réduite à cause de la diminution de la température de fond, donc on a **un gain en fuel gaz**.

B. Débutaniseur :

Paramètres	Cas actuel	Cas optimisé
Température de tête (°C)	62.87	63.01
Température de fond (°C)	149	153
Pression de tête (bar)	13	13
Pression de fond (bar)	13.35	13.35
Débit de GPL (Kg/h)	10500	10800
Débit de condensât (Kg/h)	2400	2340
Taux de reflux	1.48	1.488
Q condenseur (Kcal /h)	2024000	2087000
Q rebouilleur (Kcal/h)	1819000	1868010

Tableau VI-15 Comparaison entre le cas optimisé et le cas actuel dans le débutaniseur

- Interprétation des résultats :

D'après ce tableau nous remarquons que :

- Le débit de GPL dans le cas optimisé est supérieur au cas actuel, cela est dû à la diminution des pertes en propane et en butane dans le gaz de tête du

déethaniseur C-701 et dans le condensât respectivement, On a un gain de **7.2 tonnes par jour** dans la production du GPL.

- Grâce à la diminution des pertes en C₃ et C₄ dans le condensât, le débit de condensât dans le cas optimisé est inférieur au cas actuel.
- La quantité de chaleur à extraire par le condenseur du cas optimisé est légèrement supérieur à celle du cas actuel, par l'effet de la diminution de la température de tête.
- La quantité de chaleur fournie par le rebouilleur dans le cas optimisé est supérieure par rapport au cas actuel parce que on a augmenté la température du fond.

VI.5 Détermination du gain en fuel gaz :

Le débit de fuel gaz total consommé dans le cas actuel dans le four H-850 destiné pour le chauffage du fond de la colonne C-701 et de la colonne C-702 est égale à **35243 Sm³/j**.

La quantité de chaleur fournie par le four H-850 est égal à la somme de quantité de chaleur consommée dans le **rebouilleur E-702 et E-704**, donc :

A. Pour le cas actuel :

- La quantité de chaleur actuelle consommée dans le rebouilleur E-702 est de : **1045000 Kcal/h**
- Quantité de chaleur actuelle consommée dans le rebouilleur E-704 est égale à : **1819000 Kcal/h**
- La quantité de chaleur fournie par le four H-850 est égal à : **2864000 Kcal/h**

On a :

- Le pourcentage de chaleur fournie par le four H-850 est : **36.49 %** pour le rebouilleur E-702

Donc :

- Le débit de fuel gaz consommé destiné à E-702 est égal à : **12860 Sm³/j**

B. Pour le cas optimisé :

- Quantité de chaleur consommée dans le cas optimisé dans le rebouilleur E-702 est égale à : **873420 Kcal/h**
- Quantité de chaleur consommée dans le cas optimisé dans le rebouilleur E-704 est égale à : **1868010 Kcal/h**
- La quantité de chaleur fournie par le four H-850 est égale à : **2741430 Kcal/h**

On a :

- Le pourcentage de chaleur fourni par le four H-850 est : **31.86 %** pour le rebouilleur E-702

Donc :

- Le débit fuel gaz consommé destiné à E-702 est égal à : **11228 Sm³/j**

On calcule le débit de fuel gaz gagné **Df_{gagné}** (Sm³/j) :

$$\mathbf{Df_{gagné} = Df_{actuel} - Df_{optimisé}}$$

Avec :

Df_{actuel} : débit de fuel gaz consommé dans le cas actuel (Sm³/j) destinée Pour E 702

Df_{optimisé} : débit de fuel gaz consommé dans le cas optimisé (Sm³/j)

Calcul : $12860 - 11228 = 1632 \text{ Sm}^3/\text{j}$

Df_{gagné} = 1632 Sm³/j

Le pourcentage du gain : **(Df_{gagné} / Df_{actuel}) . 100**

Calcul : $(1632 / 12860) . 100 = 12.69 \%$

Gain de fuel gaz : **12.69 %**.

Estimation du gain en Dollar (\$) :

Le prix de fuel gaz est 3.3 \$ pour 1 Sm³ [19] donc :

$$1260 \text{ Sm}^3/\text{j} * 3.3 \$ = \mathbf{4158 \$/\text{j}}$$

On a un gain de : **4158 \$/j**.

CONCLUSION

A travers notre étude, nous avons pu montrer la possibilité d'améliorer le fonctionnement du déethaniseur et du débutaniseur au niveau de l'UTG Guellala, tout en respectant les spécifications des produits et les conditions de sécurité des unités de traitement.

Les résultats de la simulation montrent que la séparation dans les colonnes C-701 et C-702 peuvent s'améliorer si on travaille avec des températures de fond de 84 c° et 153 c° respectivement, avec une légère diminution de la température de tête de la C-701 atteignant -18 c°.

L'optimisation des paramètres opératoires des colonnes C-701 et C-702 vont permettre de :

- ✓ **Réduire les pertes en propane et en fraction lourdes (C₃⁺) dans le gaz de sortie du ballon V-701 de 87.5 %.**
- ✓ **Augmenter la récupération du GPL de 10512 kg/h à 10817 kg/h donc une augmentation de la production du GPL de 7.2 tonnes / jour.**
- ✓ **Réduire la consommation en fuel gaz dans le four : un gain de 1632 Sm³/j**
- ✓ **Produire un GPL et un condensât conformes aux spécifications requises**

RECOMMANDATIONS

- Pour ne pas dépasser la norme exigée de la teneur en propane dans le gaz de sortie du ballon V-701 (1% C₃ max) on recommande :

La température minimale à atteindre au fond du déethaniseur est de 82 °C.

La température maximale à atteindre au fond du déethaniseur est de 86.6 °C.

La température de tête doit être comprise entre -18 et -20 °C.

- Pour ne pas dépasser la norme exigée de la teneur en butane dans le gaz de sortie du débutaniseur C-702 (≤ 4% max de C₄) on recommande :

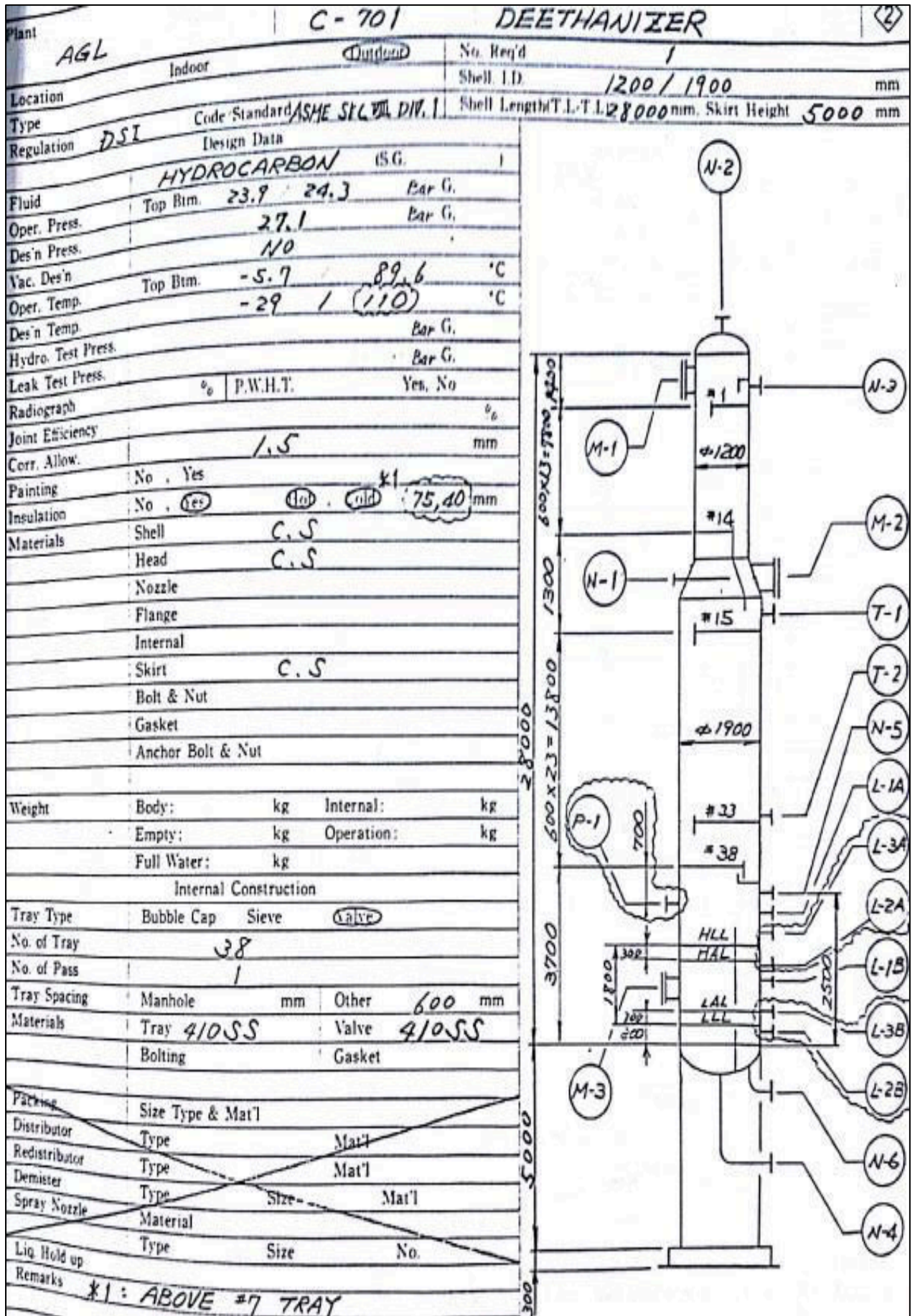
La température de fond du C-702 doit être supérieure à 151 °C.

REFERENCES
BIBLIOGRAPHIQUES

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

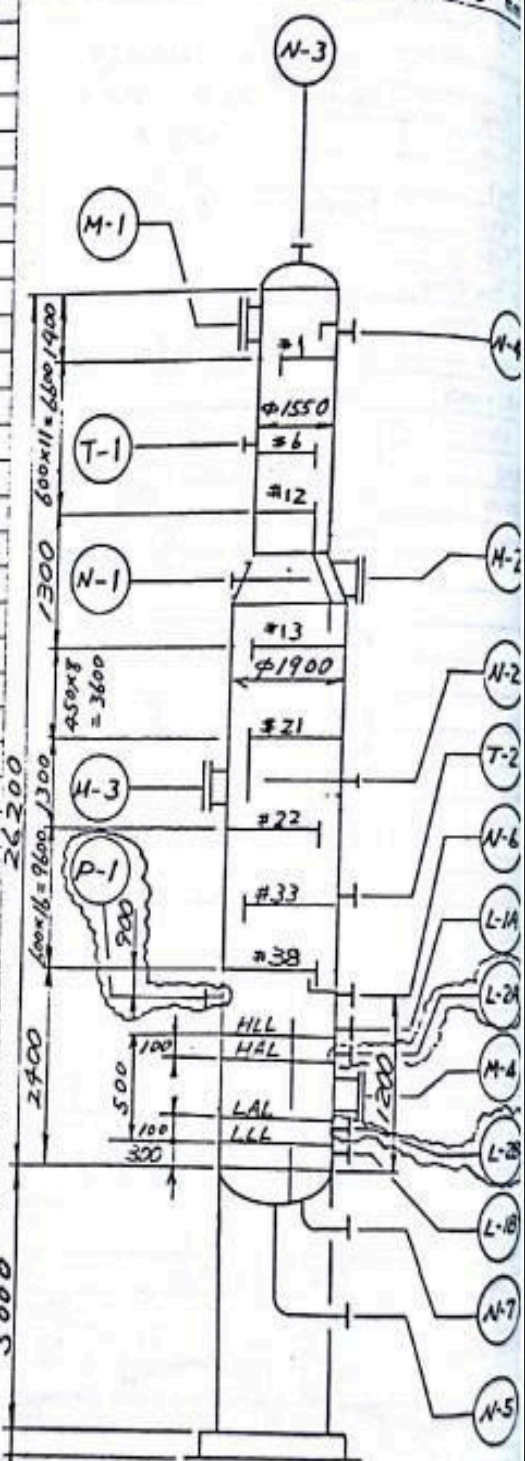
- [1] : Y. Abchi, perspective des exportations des GPL et place de sonatrach sur le marché méditerranéen, revue de l IAP.
- [2] : k. Otto global LPG market Outlook.
- [3] : Procédés de séparation 2 Jean-Pierre Wauquier.
- [4] : connaissance des energies.org/ fiches pédagogiques.
- [5] : Associated Petroleum Gas in Russia : Reasons for Non-utilization (PDF). FNI Report 13/2010.
- [6] : World Bank, GGFR Partners Unlock Value of Wasted Gas". World Bank Group. 14 December 2009. Retrieved 17 March 2010].
- [7] : Associated Petroleum Gas (APG) : Basic Methods of Processing and Utilization] (in Russian). New Generation.
- [8] : comité français du butane et du propane, les gaz butane et propane.
- [9] : procédés de pétrochimie Belov.
- [10] : techniques d'ingénieur, généralités sur les colonnes de fractionnement par Jean-Charles Cicile.
- [11] : SKOBLO.A, I TREGOUBOVA, N EGOROV : méthodes et appareils de l'industrie du pétrole.
- [12] : http://www.azprocede.fr/Cours_GC/rectification_profils.html.
- [13] : sécurité des procédés chimiques ; connaissance de méthodes de base et méthodes d'analyse de risques André Laurent.
- [14] : fiche de données de sécurité.
- [15] : guide national de sécurité CCNR/OCIMF2010.
- [16] : HYSYS, Manuel reference Hyprotech 1995.
- [17] : HYSYS, Manuel Customization guide version 3.1, Hyprotech 2002.
- [18] : Chiffres clés du bilan énergétique de l'année 2015.
- [19] : www.oilprice.com.

ANNEXES

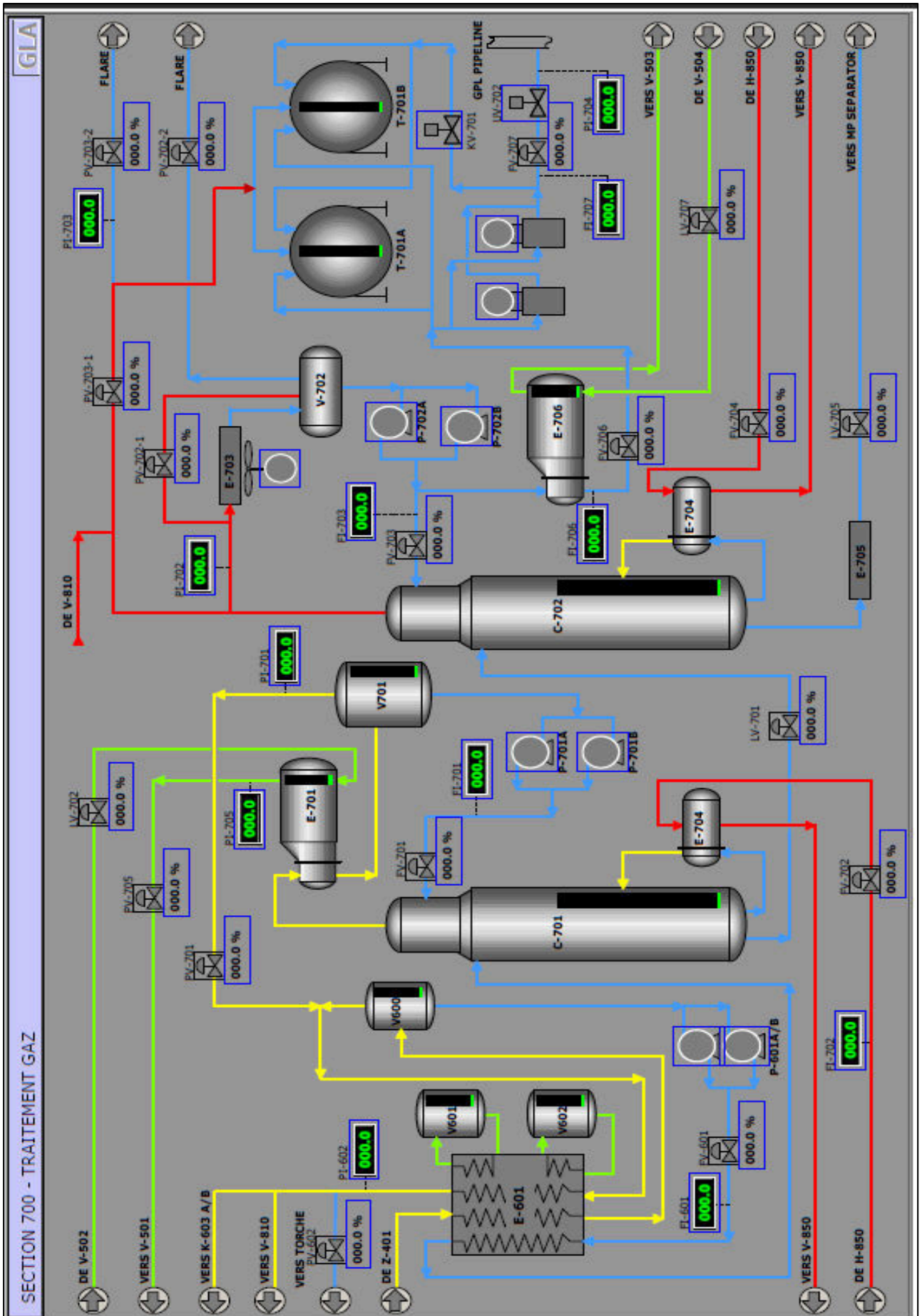


Annexe A DATA SHEET du déethaniseur

MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES, LTD.		TOWER(COLUMN)DATA SHEET	
Plant	AGL	Item No.	C-702
		Service	DEBUTANIZER
Location	Indoor	<u>Outdoor</u>	No. Req'd
Type			1
Regulation	DSI	Code Standard	ASME SEC. VIII DIV. 1
		Shell Length	T.L.T.L. 26200mm, Skirt Height 5000
Design Data			
Fluid	HYDROCARBON (S.G. . . .)		
Oper. Press.	Top Btm.	10.0 / 10.35	Bar G.
Des'n Press.		16.1	Bar G.
Vac. Des'n		NO	
Oper. Temp.	Top Btm.	68.4 / 161.3	°C
Des'n Temp.		(180)	°C
Hydro. Test Press.			Bar G.
Leak Test Press.			Bar G.
Radiograph	%	P.W.H.T.	Yes, No
Joint Efficiency	%		
Corr. Allow.		1.5	mm
Painting	No, Yes		
Insulation	No, <u>Yes</u>	<u>Hot</u> , Cold	(75) mm
Materials	Shell	C.S	
	Head	C.S	
	Nozzle		
	Flange		
	Internal		
	Skirt	C.S	
	Bolt & Nut		
	Gasket		
	Anchor Bolt & Nut		
Weight	Body:	kg	Internal: kg
	Empty:	kg	Operation: kg
	Full Water:	kg	
Internal Construction			
Tray Type	Bubble Cap	Sieve	<u>Valve</u>
No. of Tray	38		
No. of Pass	1		
Tray Spacing	Manhole	mm	Other 600/450/600mm *
Materials	Tray	410SS	Valve 410SS
	Bolting		Gasket
Packings	Size Type & Mat'l		
Distributor	Type	Mat'l	
Redistributor	Type	Mat'l	
Demister	Type	Size	Mat'l
Spray Nozzle	Material		
	Type	Size	No.
Liq. Hold up			
Remarks	*: UPPER SECTION / MIDDLE SECTION / LOWER SECTION		



Annexe B DATA SHEET du débutaniseur



Annexe C Section 700 traitement du gaz