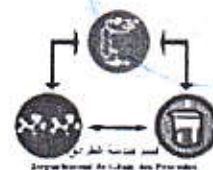


REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE DE KASDI MARBEH



FACULTÉ DES SCIENCES ET SCIENCES DE L'INGÉNIEUR
DEPARTEMENT GENIE DES PROCÉDES

Mémoire de fin d'études

En vue de l'obtention du diplôme d'ingénieurur d'état

Spécialité: Génie des procédés

Option: Génie chimique

Présenté par :

TRABELSI AHMED RAMZI

NAITI MOHAMED MOULDI

Thème:

***ANALYSE DES CONDENSATS DANS
LE GPL AU NIVEAU DE L'UNITE
DE TRAITEMENT DE GAZ
GUELLALA***

Pr. S. SAOULI

SAIDAT MUSTAPHA

BELKHIRI SAÏD

Dr. L. SEGNI

Président

Examineur

Co-Rapporteur

Rapporteur

Année Universitaire:2004-2005

ملخص

لقد تمت هذه الدراسة بمصنع الغاز بقلالة التابعة لمقاطعة حوض بركاوي و الهدف من هذه الدراسة هو الوصول إلى نقاط تشغيل فعلية في عملية الفصل بين غاز البترول المميع و المكثف المرافق له مستخدمين في ذلك نماذج آلية في الحساب. ولقد تحصلنا على نتائج مرضية فيما يتعلق بتعديل الخواص الحرارية التي ساعدت على تحسين الغاز المميع كما و كيفا.

This project is intended mainly to carry out computation Procedure as far as the thermodynamic properties of the debutanizer column is concerned.

In other words we have opted for the simulation of different Parameters so as to improve the quality and the amount of the _GPL production and as well minimize the leakage of gas through the stream of condensate.

The results given off are quite adequate.

Cette étude à été faite à l'usine de traitement du gaz_GLA/C région de Haoud Berkaoui, pour l'optimisation des paramètres de marche de la section de fractionnement pour minimiser la fuite de gaz vers le condensât, lors de la séparation, avec l'amélioration de la production de GPL en quantité et qualité

Les résultats trouvés sont adéquats et satisfaisants.

Dédicace

Mes chères biens aimés parents, sachez que vous êtes les meilleurs parents qu'une personne peut avoir. Vous m'avez donné tout votre amour, votre temps, vous êtes à mes cotés pour me réconforter, me tenir et m'épauler.

Vous avez fait de votre mieux pour me donner une bonne éducation, pour me rendre heureux et pour que je sois votre ambassadeur souhaité.

J'ai fait tout mon possible pour réussir et vous servir et travailler mon pays, je remercie notre clément dieu d'être arrivé à ce niveau.

A tous ceux qui me connaissent je dédie ce travail.

A.Ramzi TRABELSI

REMERCIEMENTS

Merci à Dieu pour tout ce qu'il m'a donné.

Le présent travail a été réalisé sous la direction de Monsieur LADJEL SEGNI Maître de conférence à l'université d'Ouargla qu'il veuille bien trouver ici l'expression de mon respect, mes sincères reconnaissances. Je tiens à le remercier très chaleureusement pour ses précieux aides, pour le soutien qu'il m'a accordé afin de mener à terme ce travail.

Je remercie la commission de jury d'avoir bien accepté de juger mon travail.

Je suis très reconnaissant à mon très cher ami NAITI Med Mouldi avec lequel j'ai travaillé pour la réalisation de ce projet de fin d'études.

Mes remerciements et mes reconnaissances vont également à tous les travailleurs de la société nationale SONATRACH surtout Monsieur SAID BELKHIRI Ingénieur d'état, AMIRALI TOUFIK agent de laboratoire Guellala, ISHAK, BARKAT, LAKHDARI et tous les travailleurs de la région de HAOUD BERKAOUI qui m'ont aidé durant mon stage.

Je n'oublierais à jamais l'aide apporté de ma famille surtout mes parents mes frères, TARAK, DARADJI et mes sœur surtout ma chouchou RANIA qu'ils veillent bien trouver ici l'expression de ma profonde reconnaissance pour tout ce qu'ils m'ont fait.

Je tiens également à exprimer ma haute estime pour mes amis HARKAT, NOURI, YOUNES. Le remercie très vivement pour leur encouragement qu'ils m'ont Donné.

Un grand merci encore à tous ceux qui d'une façon ou d'une autre m'ont fait part de leur aide, m'ont encouragé et participer de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Merci à tous. Que Dieu vous protège et vous garde.

DEDICACE

أعوذ بالله من الشيطان الرجيم
(ووصينا الإنسان بوالديه حملته أمه وهنا على وهن وفصاله في عامين أن أشكر لي
ولوالديك و إلي المصير)

En ce jour solennel qui clos le cycle de mes études qu'il me
soit permis de dédier ce mémoire

- A mon très cher père
- A ma très chère mère
- A mes sœurs et mes frères

Pour les sacrifices qu'ils ont consentis pour que je puisse
atteindre le but que je me suis assigné

Pour l'encouragement et l'aide qu'ils n'ont cessé de me
prodiguer tout au long de mes études

- A tout la famille NAITI
- A monsieur SEGNI LAJEL

MOULDI

REMERCIEMENT

Merci à Dieu pour tout ce qu'il m'a donné.

Le présent travail a été réalisé sous la direction de Monsieur LADJEL SEGNI Maître de conférence à l'université d'Ouargla qu'il veuille bien trouver ici l'expression de mon respect, mes sincères reconnaissances. Je tiens à le remercier très chaleureusement pour ses précieux aides, pour le soutien qu'il m'a accordé afin de mener à terme ce travail.

Je remercie la commission de jury d'avoir bien accepté de juger mon travail.

Je suis très reconnaissant à mon très cher ami TRABLSI AHMED RAMZI et son parent M^{ed} NADJIB avec lequel j'ai travaillé pour la réalisation de ce projet de fin d'études.

Je suis très reconnaissant surtout Monsieur AMIRALI TOUFIK et MOUFIDE agent de laboratoire Guellala

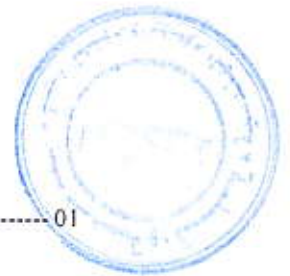
Mes remerciements et mes reconnaissances vont également à tous les travailleurs de la société nationale SONATRACH surtout Monsieur SAID BELKHIRI Ingénieur d'état, BARKAT LAKHDARI, TOUILI ISHAK, et tous les travailleurs de la région de HAUD BERKAOUI qui m'ont aidé durant mon stage.

Je ne n'oublierais à jamais l'aide apporté de ma famille surtout mes parents mes frères, et mes sœur surtout les petits YESSER, WISAL, MARWA, TAHA, qu'ils veuillent bien trouver ici l'expression de ma profonde reconnaissance pour tout ce qu'ils m'ont fait.

Je tiens également à exprimer ma haute estime pour mes amis SACI, NOURI, YOUNES. Le remercie très vivement pour leur encouragement qu'ils m'ont Donné.

Merci à tous. Que Dieu vous protège et vous garde.

SOMMAIRE



Introduction générale	01
-----------------------------	----

Partie I : Synthèse bibliographique

Chapitre I : Présentation de la région et l'unité d'étude

I.1 Présentation de la région	02
I.1.1 Situation géographique	02
I.1.1.1 Champ de Haoud Berkaou	02
I.1.1.2 Champ de Benkahla	03
I.1.1.3 Champ de Guellala	03
I.2 Historique	04
I.2.1 Données climatique	05
I.2 Présentation de l'unité	06
I.2.1 Gaz lift	06
I.2.2 GPL (gaz du pétrole liquéfié)	06
I.2.3 Gaz commercial	07
I.2.4 Condensât	07
I.2.5 Section de boosting	07
I.2.6 Conditions Opératoires	08
I.2.7 Section de stabilisation	08
I.2.8 Section de déshydratation	09
I.2.9 Section de fractionnement	10
I.2.9.1 Dééthaneur	10
I.2.9.2 Débuthaneur	11
I.2.10 Section de réfrigération	12
I.2.11 Section de Compression de gaz de vente	12
I.2.12 Section de gaz-lift	13
I.2.13 Utilités	13
A/ Système de réfrigération à propane	13
B/ Système d'huile chaude	13
C/ Système de gaz combustible	13
D/ Système d'air instrument et d'air service	14
E/ Système d'eau industrielle	14
F/ Système de torche	14

Chapitre II : Généralité sur le GPL

II.1 Définition de GPL	16
II.2 Sources de GPL	16
II.3 Propriétés du GPL	16
II.4 Avantages et inconvénients techniques de GPL	17
II.5 Demande nationale de GPL	18
II.6 Stockage de GPL	19
II.7 Condensas	21

Chapitre III : Equilibre liquide vapeur

III.1 Equilibres liquide vapeur	22
III.1.1 Introduction	22
III.2 Rappel sommaire les propriétés des corps purs	22
III.3 Propriétés de mélange	23
III.4 Calcul de décomposition diphasique	23

III.4.1 Première méthode	23
III.4.1 Equation de base des calculs d'équilibre	24
III.4.1.2 Calcul de flash	26
III.4.2 Deuxième méthode	28

Chapitre IV : Méthode d'analyse

IV Chromatographie	31
IV.1 Présentation	31
IV.2 Introduction sur la CPG	31
IV.2 Généralités sur les colonnes	32
IV.3 Alimentation en gaz vecteur	32
IV.4 Système d'injection	33
IV.5 Four	34
IV.6 Détection	34
IV.6.1 Types de détecteurs	34
IV.6.1.1 Balance à densité de gaz	34
IV.6.1.2 Détecteur à conductibilité thermique	35
IV.6.1.3 Détecteur à ionisation de la flamme	35
IV.7 Méthode de calcul	35
IV.8 Chromatographie industrielle en phase gaz en ligne	36
IV.9 Applications de la chromatographie en phase gaz industriel en Ligne	37

Chapitre V : Théorie de la distillation

V.1 Théories de la distillation	39
V.2 Dimensionnement des colonnes	40
V.2.1 Description d'une colonne	40
V.2.2 Plateaux	40
V.2.2.1 Types de plateaux	40
V.2.3 Garnissages	41
V.2.4 Choix entre colonne à plateaux ou garnissages	41
V.2.5 Bilan de matière de la colonne et ces zones	41
V.2.6 Bilan thermique de la colonne	42
V.2.7 Utilisation la volatilité relative	42
V.2.8 Paramètre de température et pression de la colonne	43
V.2.9 Taux de vaporisation et compositions des phases liquide et vapeur de la charge	43
V.2.10 Paramètres de construction	44

Partie I : Calcul et optimisation

Chapitre VI : Calcul et interprétation des résultats

V.1 Calcul de flash au niveau du ballon V- 600	45
V.2 Bilan matière au niveau de colonne C-701	48
V.3 Bilan matière au niveau de colonne C-702	51
V.3.1 Bilan matière de la colonne	52
V.4 Interprétation des résultats	57
V.4.1 Ballon de flash V-600	57
V.4.2 Colonne déétaniseur C-701	58
V.4.3 Colonne débutaniseur C-702	59

Chapitre VII : Optimisation des paramètres de marche

VII.1 Logiciel design II	61
VII.1 Définition	61
VII.2 Conception générale du logiciel	61
VII.3 Etapes de simulation d'un procédé	63
VII.4 Caractéristiques réelles et design de l'alimentation et des produits de Ballon de flash	63
VII.4.1 .Les caractéristiques réels et design de GPL produit	64
VII.4.2 Caractéristiques réel et design de condensât produit	65
VII.5 Optimisation des paramètres de marche	66
VII.5.1 Réglage des paramètres de marche	66
5.1.1 Pression	66
5.1.2 Température	67
Conclusion Générale	69

Listes des tableaux

Tableau (I.1) : Caractéristiques design de gaz lift -----	06
Tableau (I.2) : Caractéristiques design de GPL produit -----	06
Tableau (I.3) : Caractéristiques de gaz commercial produit -----	07
Tableau (I.4) : Caractéristiques du Gaz de boosting -----	08
Tableau (III.1) : Présentation de calcul -----	30
Tableau (VI.1) : coefficients d'équilibre de chaque composant -----	46
Tableau (VI.2) : Calcul réel au niveau de ballon V-600 -----	47
Tableau (VI.3) : Calcul réel de fractionnement au niveau de colonne C-701 -----	50
Tableau (VI.4) : Compositions des deux charge de la colonne C-702 -----	52
Tableau (VI.5) : Compositions de produit de la colonne C-702 -----	55
Tableau (VI.6) : Calcul réel de fractionnement au niveau de colonne C-702 -----	56
Tableau (V.7) : Les paramètres réels et design du ballon V-600 -----	57
Tableau (V.8) Les paramètres réels et design de la colonne C-701 -----	58
Tableau (V.9) Les paramètres réels et design de la colonne C-702 -----	59
Tableau (VII-1) : Caractéristique de la charge de ballon de flash dans les deux cas (Réel et design) -----	64
Tableau (VII-2) : Caractéristique de GPL dans les deux cas (réel et design) -----	65
Tableau (VII-2) : caractéristique de condensas dans les deux cas (réel et design) -----	66
Tableau (VII-4) : les caractéristiques et les paramètres de GPL après l'optimisation -	68

Listes des figures

Figure (II.1) : Demande nationale en GPL -----	18
Figure (II.2): Répartition de la demande de GPL par région -----	19
Figure (IV.1): Principe de la Chromatographie -----	38
Figure (V.1): Schéma simple de la colonne -----	39

Partie I
Synthèse
Bibliographique

Introduction
Générale

Introduction Générale

La continuité de développement humain a pris plusieurs millénaires pour réaliser des pas vers l'avant et surtout après l'arrivée de la révolution industrielle moderne qui s'est accélérée de plus en plus ces deux derniers siècles.

Le domaine de Génie chimique est très important et très vaste, il a besoin de grande technique dans l'objectif de satisfaire les différents besoins humains dans le stade de processus de l'énergie.

L'unité de traitement du gaz de Guellala à région de Haoud Berkaoui, est l'une des unités productrices de GPL en Algérie, elle est conçue pour le traitement du gaz provenant des unités de séparation et de traitement de pétrole brut de Haoud Berkaoui.

Cette étude est réalisée pour déterminer les paramètres optimal qui permette une production de GPL qui respecte la concentration et la fraction de condensât dans le GPL.

Du point de vue objectif à atteindre, nous présentons deux parties :

La première partie présente cinq chapitres :

- ✚ Présentation de la région et l'unité de Guellala.
- ✚ Généralité sur les GPL.
- ✚ Equilibre Liquide Vapeur.
- ✚ Méthodes d'analyse par CPG.
- ✚ Théorie de la distillation.

La deuxième partie représente deux chapitres :

- ✚ Calcul et l'interprétation des résultats et la comparaison entre les résultats réel et les résultats de design.
- ✚ Optimisation des paramètres de marche de la colonne de fractionnement.

Partie I
Synthèse
Bibliographique

Chapitre I
Présentation de
La région
Et l'unité de
Stage

Présentation de la région et de l'unité de traitement du gaz et de production de Guellala (région de Haoud Berkaoui).

I. Présentation de la région

I.1.1 Situation géographique

La région de Haoud Berkaoui représente l'une des plusieurs principales zones productrices d'hydrocarbure du Sahara Algérien sur la route nationale 49 reliant Gardaïa à Hassi Messaoud et à 35Km au sud ouest de Ouargla, cette région est située à 100 Km de Hassi Messoud et à 770Km au sud de la capitale Alger, elle est considéré comme un pole important en raison de sa part de production des hydrocarbures du pays.

A ce jour là, 100 puits sont en exploitation répartis sur l'ensemble des champs, dont 73 puits en gaz lift, et 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.

Elle s'étend du sud de Gardaia jusqu'au champ extrême Boukhzana près de la route Touggourt.

Il existe trois centres principaux de productions situés à Haoud Berkaoui, Benkahla et Guellala.

I.1.1.1 Champ de Haoud Berkaoui

Sur une superficie de 1075 Km², ce champ découvert en mars 1965 par la (CFPA) campagne française de pétrole Algérien, la mise en production de ces gisements eus lieu en janvier 1967.

La région de Haoud Berkaoui produit de pétrole brut avec une production moyenne globale de 6000 T/J, une nouvelle usine a été installée à Guellala en 1993 pour la récupération et le traitement du gaz des trois champ.

La mise en production de ce gisement a eu lieu en janvier 1973, la production HBK se compose d'une unité de séparation d'huile avec une capacité de $8000 \text{ m}^3/\text{j}$, d'une unité de boosting gaz de $1 \text{ million } \text{m}^3/\text{j}$, et d'une unité d'injection d'eau à raison de $6000 \text{ m}^3/\text{j}$.

Actuellement HBK, BKA et GLA/C sont dotés des compressions pour expédier leur production du gaz vers l'unité de traitement GLA/C dont le but de produire le gaz de vente, le gaz lift, de GPL (Gaz de pétrole liquéfié) et les condensât.

I.1.1.2 Champ de Benkahla :

Le champ de Benkahla a été découvert le 11/1966 par la même compagnie qui découvre le champ de Haoud Berkaoui (CFPA).

Sur une superficie de 72 Km^2 , ce centre de production de Benkahla est composé d'une unité de séparation d'huile de 5000 m^3 et d'une unité de boosting gaz de 560000 m^3 . Toute la production d'huiles de Benkahla est expédiée vers le centre de production de Haoud Berkaoui et le gaz vers l'usine de traitement du gaz Guellala.

I.1.1.3 Champ de Guellala :

Ce centre est découvert le 28 octobre 1969. Le champ de Guellala s'étend sur une superficie de 35 Km^2 , il a été mis en production en février 1973.

Actuellement le centre de production se compose d'une unité de séparation d'huile d'une capacité de $7000 \text{ m}^3 / \text{j}$, d'une unité de stockage de 15000 m^3 , d'une unité de boosting gaz de $762000 \text{ m}^3 / \text{j}$, d'une unité d'injection d'eau, et d'une unité de déshuilage.

Cette station est également dotée d'une unité de traitement de gaz d'environ 2.4 million m^3 /j. sa capacité de récupération est estimée à 500 tonnes par jour pour le GPL et de 90 tonnes par jour pour les condensas.

Cette unité de traitement est accompagnée d'une unité de compression de gaz à 75 bars d'une capacité de 1660000 m^3 /j dont 560000 m^3 /j sont décomprimés à 140 bars pour les bousions en gaz lift des puits de la région, les volumes restant étant expédiés vers Hassi R'mel par le gazoduc GR1.

Depuis sa mis en service 1992, 134million de m^3 de gaz sec ont été ainsi expédiés vers Hassi R'mel, auxquels s'ajoutent 429000 tonnes de GPL.

1.2 Historique :

Les études géographiques 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 pétrolière , repartis sur 63 Km^2 sur le bord oriental de la dépression OUED MYA , les plus important de cette région sont ceux de Haoud berkaoui, benkahla, Guellala elle forme les accumulation d'huiles de cette zone la série de trais argilo gréseux (TAG) suite à une profondeur moyenne 3350 m, est le principale réservoir, productif d'huile dans le Bloc 438 permis les autre champs constituant la périphérie de cette région figurent Draa Tamra (DRT) Guellala nord-est.

Haoud Berkaoui est devenue une région autonome en 1976, alors quelle dépendait de la région de Hassi Massaoud, depuis le début de son exploitation.

Données Climatique

La température

- Température maximale sous l'abri 45°C
- Température minimale sous l'abri : -5°C
- Température souterraine minimale en été à une profondeur de 1 m et de 18°C
- Température souterraine maximale en hiver à une profondeur de 1 m est de 38°C

I.2 Présentation de l'unité :

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, elle a pour but de Produire [1] :

I.2.1 Gaz lift :

Débit	424000 Sm ³ / J
Teneur en H ₂ O	50 ppm vol. max
Teneur en C ₅ ⁺	0.5 % mol.max
Point de rosée	10°C à 80.5 bars
Pression	140 bars
Température	60 °C

Tableau (I.1): Caractéristiques design de gaz lift

I.2.2 GPL (gaz du pétrole liquéfié) :

Capacité	500 T/J
Teneur en H ₂ O	50 ppm max
Teneur en C ₅ ⁺	0.5 % max
Teneur en C ₂ ⁻	3 % max
Pression	50 bars
Température	60 °C

Tableau (I.2) : Caractéristiques design de GPL produit

I.2.3 Gaz commercial :

Capacité	1236 103 Nm ³ / J
Teneur en H ₂ O	50 ppm max à 10°C et 80.5 bars
Teneur en C ₅ ⁺	0.5 % mol. Max
Pression	74 bars
Température	60 °C

Tableau (I.3): Caractéristiques de gaz commercial produit

I.2.4 Condensât :

Capacité	: 90 T/J
Point de bulle	: 45°C à 2.5 bars
Pression	: 10 bars

I.2.5 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 entraînement 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 il est introduit dans 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 évacué vers le borbier.

I.2.6 Conditions Opératoires :

Pression d'aspiration (MP+BP)	2.6 bars
Température d'aspiration (MP+BP)	74.6 °C
Pression d'aspiration (HP)	10.3 bars
Température d'aspiration (HP)	37.5 °C
Pression de refoulement	27 bars
Température de refoulement	137 °C

Tableau (I.4): Caractéristiques du Gaz de boosting

I.2.7 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 P402A/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-404. Les condensât ainsi stabilisés sont envoyés vers la colonne débutaniseur C-702.

Conditions Opératoires :

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

I.2.8 Section de déshydratation

Le gaz du ballon V402 est envoyé aux sécheurs de gaz V403A/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 service 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 d'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

I.2.9 Section de fractionnement :

I.2.9.1 Dééthaniseur :

Le liquide provenant de la section de réfrigération alimente le dééthaniseur C-701 par les pompes P-601A/B au niveau du 14^o 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 dééthaniseur V-701, le liquide du ballon de reflux totalement pompé par les pompes P-701A/B vers le plateau de tête comme reflux froid, le gaz issu du V-701 est préchauffé dans la section de réfrigération est envoyé au compresseur de gaz de vente K-603A/B. Les condensas du fond de C-701 sont stabilisés par le rebouilleur condensât / huile chaude E-702 est envoyé comme 2^o charge au débuthaniseur C-702 sous contrôle de niveau.

Condition Opérateur :

- Pression de tête : 24.4 bars
- Température de tête : -5.7 °C
- Pression de fond : 25.3 bars
- Température de fond : 89.6 °C
- Nombre des plateaux : 38

I.2.9.2 Débuthaniseur:

L'alimentation est assurée par les liquides provenant de :

- Colonne de stabilisation C-401
- Dééthaniseur C-701

Les 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 les pompes P-702A/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 condensas du fond de C-702 sont stabilisés par le rebouilleur E-704 est envoyé vers le séparateur MP existant dans le centre de production de Guellala après être refroidi dans l'aéro E-705

Condition Opérateur :

- Pression de tête : 14 bars
- Température de tête : 65.7°C
- Pression de fond : 15.4 bars
- Température de fond : 156.8°C
- Nombre des plateaux : 38

II.10 Section de réfrigération :

Le gaz séché est refroidi dans un échangeur de chaleur à plaque E-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 vent k-603A/B.

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

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

Condition Opératoire :

- 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

I.2.11 Section de Compression de gaz de vente :

Le gaz provenant du séparateur froid V-600 et du ballon de reflux du dééthaniseur V-701 est évacué vers le compresseur de gaz de vente K-603A/B chacun ayant une capacité de 50% du débit total nominal pour y être comprimé à 73 bars. A la sortie du compresseur le gaz est refroidi par l'aéro E-605, une partie est envoyé 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.

Condition Opératoire :

Pression d'aspiration : 22.2 bars

Température d'aspiration : 23°C

Pression de refoulement : 75.7 bars

Température de refoulement : 60°C

I.2.12 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-604A/B pour y être comprimé à une pression de 140 bars.

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

I.2.13 Utilités

A/ Système de réfrigération à propane

Le système de réfrigération à propane est conçu pour fournir le froid au refroidisseur de gaz d'alimentation E-401, au condenseur de dééthaniseur E-701 et au refroidisseur de GPL E-706.

B/ Système d'huile chaude

Un système est conçu pour fournir de la chaleur au rebouilleur de la colonne de stabilisation E-401, au rebouilleur du dééthaniseur C-701 et au débuthaniseur C-702.

C/ Système de gaz combustible

Le réseau d'alimentation en gaz combustible est conçue pour assurer l'alimentation en gaz combustible : des turbine à gaz , des réchauffeur

(four), pompe d'huile d'étanchéité de secours pour turbine à gaz , pilote de torche et pour gaz balayage du collecteur de torche.

D/ Système d'air instrument et d'air service :

Le réseau d'alimentation en air comprimé est installé dans l'usine de traitement de gaz de GLA pour assurer l'alimentation en air installé et en air service, le système comprend des compresseurs d'air, ballon séparateur d'air service, sécheur d'air instrument.

E/ Système d'eau industrielle :

Le système de distribution industrielle est prévu à usage de service et sanitaire dans le Bâtiment de contrôle, le bâtiment de sécurité, et le poste de prise de flexible. Dans ce but, le système comprend des pompes d'eau et un réservoir d'eau industrielle de 5m³.

F/ Système de torche :

La cheminée de torche est installée pour évacuer en toute sécurité le gaz inflammable dans l'usine de traitement de gaz lors des arrêts programmés et/ou en cas d'urgence.

Chapitre II
Généralité sur le
GPL

II.1 Définition de GPL :

Le gaz de pétrole liquéfié est un mélange gazeux composé essentiellement de Butane et propane à température ambiante et pression atmosphérique, mais à l'état liquide sous des pressions relativement basses (4-18 bars).

La composition chimique de GPL est variable selon les normes et selon ses utilisations dans différent pays (50 %, 50 % en France et 95%, 5% aux Etat -Unis). Il peut contenir : le propylène, butène, et une faible quantités de méthane, pentane, et exceptionnellement d'hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthylacrylique.

Le GPL est également utilisé comme carburant efficace pour les véhicules, et dans différent domaine tels que la pétrochimie, la production électrique.

II.2 Sources des GPL :

Les gaz de pétrole liquéfié (GPL) son produit principalement : Dans les raffineries de pétrole brut, soit au cours de la distillation du pétrole : soit pendant le craquage thermique ou reforming des produits en vue de la production des essences.

Dans les unités de traitement et de séparation du gaz naturel (GN) qui a pour but de séparer et de recueillir les condensâtes (propane, butane, essences légère etc.)

Par récupération directe de gaz séparés du brut dans les champs (Hassi Messaoud, Oued Noumer, Haoud Berkaoui) [2].

II.3 Propriétés du GPL:

Le GPL raffinés est en général presque inodore et extrêmement inflammable, étant donné leur grande volatilité, ils peuvent donner au contact de l'air, des mélanges explosifs. Pour mieux les reconnaître ou

décèler d'éventuelles fuites, on leur donner une odeur au moyen des substances appropriées (mercaptans).

Le GPL ne sont pas vraiment toxiques, ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant s'ils sont inhalés longuement et provoquer des migraines et des maux d'estomac.

Le GPL lorsqu'il se récond sous sa forme, hors d'un container sous pression produisant du froid : au contact de la peau, il provoque des brûleurs caractéristiques appelées « brûlures froides ».

- Le poids spécifique du GPL est environ la moitié de celui de l'eau
- Le gaz propane à une densité de 1.5 fois de l'air.
- Le GPL n'est ni toxique ni corrosif vis-à-vis des aciers.
- Le GPL n'est pas de propriétés lubrificatrices et ceci être pris en considération lors du dimensionnement des compresseurs et des pompes.

II.4 Avantages et inconvénients techniques de GPL:

- L'homogénéité du mélange air- GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ de 5% de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples. Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibration diminuent contrairement aux carburants classique la combustion du GPL ne laisse aucun dépôts (calamine) et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les révisions peuvent être espacées tous les 30000 km.
- La surconsommation du GPL est de l'ordre de 15 à 20 % par rapport au carburant traditionnel.
- Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toute fois les constructeurs

proposent de la conception de leurs modèles une version GPL avec réservoir intégré.

- Pollution évitée.
- Les gaz d'échappements sont exempts de poussière, de plomb et de soufre.
- Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.
- Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes.

II.5 Demande nationale de GPL

Le niveau de la demande nationale de GPL est l'ordre 1.4 millions de tonnes (sources NAFTAL) donc 90 % de butane, 5% de propane et 5% de GPL carburant (GPL/c) (Voir figure 3,4) [3].

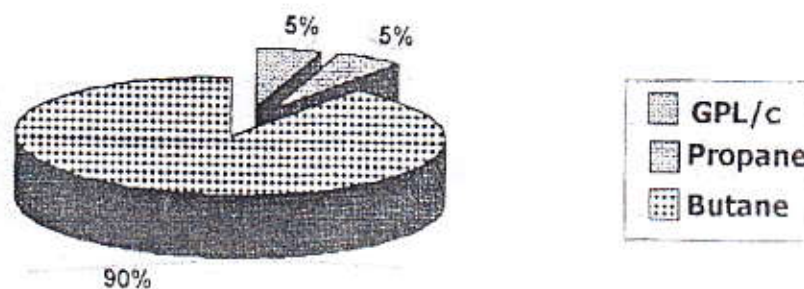


Figure (II.1) : Demande nationale en GPL

Elle se répartit comme suit :

- 3336.000 tonnes dans la région Ouest (24%)
- 516.000 tonnes dans la région Est (37%)
- Est en fin 401.000 tonnes dans la région centre (29%).

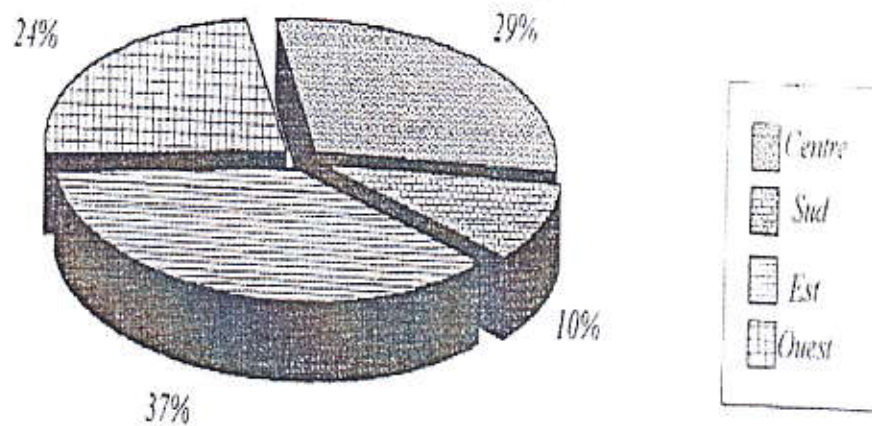


Figure (II.2): Répartition de la demande de GPL par région

II.6 Stockage de GPL :

Il est indispensable de penser, d'ores et déjà, à la valorisation des excédents de GPL pour ne pas avoir aux torches, il faut prévoir des moyens efficaces pour le stockage.

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 doit être maintenus dans une plage bien déterminée, pour cette raison, un système

de réfrigération par compression, refroidissement et détente des vapeurs sont utilisés.

Ces vapeurs sont comprimées de 5.3 bars à 19 bars et 115°C par un compresseur alternative puis condensées à 54°C dans un aéroréfrigérant et en fin détendues à 5 bars et 15°C , ceci permet le refroidissement du sphère et par conséquent la réduction de sa pression .

Il est à noter que certaines unités utilisent techniques de stockage à savoir.

- Stockage dans des sphères à des pression variables entre 12.5 et 14.5 bars.
- Stockage comme fuel gaz dans des cigares.

Une extension de la capacité de stockage en surface pour recevoir des grandes quantités de GPL excédentaire est écarté à cause de ses coûts élevés et l'incertitude des quantités de GPL à stocker, quant aux techniques de stockage souterrain en usage actuellement dans le monde, elles peuvent apparaître difficiles à envisager à cause des investissement élevés qu'elles requièrent.

Certains experts de SONATRACH proposent un procédé de stockage qui consiste à réinjecter le GPL sous forme d'un liquide au sein même du gisement du gaz où il est produit à l'aide d'un ou plusieurs puits injecteurs de GPL liquide et possibilité de stocker de grands volumes de GPL avec un investissement minime en plus de la possibilité de déstocker à n'importe quel moment [3].

II.7 Condensât

Les condensas sont la phase liquide légèrement jaunâtre, qui accompagne le gaz naturel lors de sa sortie des puits de production.

Sa densité varie de 0.70 jusqu'à 0.72 à 20°C.

Sa température initiale d'ébullition égale à 28 °C.

Sa température de bulle égale 45°C à 2.5 bars.

Chapitre III
Equilibre
Liquide. vapeur

III.1 Equilibres liquide vapeur

III.1.1 Introduction

La connaissance des courbes de rosée et de bulle permet de définir pour une production donnée le domaine (pression et température) d'emploi des séparateurs. Il est évident en effet de faire fonctionner un séparateur au dessous point rosé d'un mélange ou au dessous de son point de bulle ne présente aucun intérêt.

Dans la seule zone intéressant de l'équilibre liquide vapeur, il est nécessaire en outre de connaître les quantités respectives de liquide et de vapeur à la pression et à la température auxquelles on désire faire fonctionner le séparateur. On est donc amené à faire un calcul de décomposition di phasique (ou calcul de flash).

III.2 Rappel sommaire sur les propriétés des corps purs

Un corps pur chimiquement défini (tel que méthane CH_4 , l'eau H_2O) peut se présente sous l'un des trois états suivants : solide liquide ou gaz, le changement d'état est le passage d'un état à l'autre, ne dépend pour chaque corps pur que de la pression et de la température.

Pour une pression fixée, un corps pur à l'état liquide commence à se vaporiser à une température fixe appelée point d'ébullition (pour l'eau $100\text{ }^\circ\text{C}$ à la pression atmosphérique).

Pendant toute la durée de la vaporisation, la température reste constante, Les courbes des points d'ébullition en fonction de la pression de chaque corps pur permettent de connaître leur état pour une température et une pression donnée.

Pour chaque corps pur, la courbe des points d'ébullition s'arrête au « point critique » point auquel correspondent une température critique et une pression critique.

III.3 Propriétés des mélanges

Un mélange de plusieurs corps purs peut se présenter à l'état solide, liquide ou gazeux. On pourra observer dans un mélange des changements d'état sous l'action de la température et de la pression.

Pour une pression fixée, le début d'un changement d'état interviendra à une température qui dépendra de la composition du mélange.

La vaporisation d'un mélange de liquide débutera à une certaine température et sera favorisée par la présence de composants volatils.

La vaporisation totale du mélange ne pourra intervenir qu'en élevant la température pour obliger les composants les moins volatils à passer progressivement en phase vapeur.

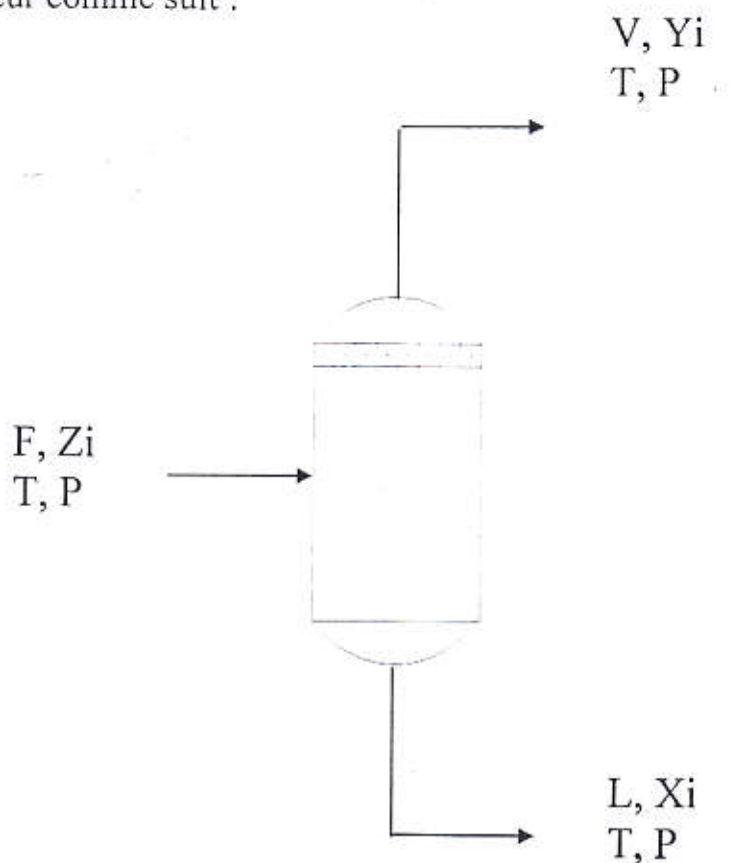
III.4 Calcul de décomposition diphasique

III.4.1 Première méthode

Les calculs d'équilibre permettent de déterminer les quantités molaires et les compositions du liquide et de la vapeur en équilibre à une pression et une température données. Ces calculs requièrent la connaissance de la composition initiale du mélange et d'un ensemble des valeurs du coefficient de partages K_i pour les conditions considérées [3].

III.4.1.1 Equation de base des calculs d'équilibre

Tout calcul d'équilibre consiste à établir un bilan de matière autour d'un séparateur comme suit :



Z_i : Fraction molaire de constituant i dans le mélange

X_i : Fraction molaire de constituant i dans la phase liquide

Y_i : Fraction molaire de constituant i dans la phase vapeur

F : Nombre de moles totale (liquide+ vapeur) du mélange a P et T données.

L : Nombre de moles totales en phase liquide à l'équilibre.

V : Nombre de moles totales en phase vapeur à l'équilibre.

$K_i = \frac{Y_i}{X_i}$: Coefficient d'équilibre du constituant i au pression et température données.

$$\text{Bilan globale : } F = V + L \quad \text{EQ (IV-1)}$$

$$\text{Bilan partiel : } F \times Z_i = V \times Y_i + L \times X_i \quad \text{EQ (IV-2)}$$

Dans la pratique, on calcule pour P et T données, la composition d'alimentation Z_i donnée avec le coefficient k_i et en supposant que le nombre total de moles du système est égal à l'unité.

$$F = V + L = 1 \quad \text{EQ (IV-3)}$$

$$Z_i = V \times Y_i + L \times X_i$$

D'après la relation de coefficient d'équilibre précédent $k_i = Y_i / X_i$

$$Z_i = K_i \times X_i \times V + X_i \times L = X_i \times (K_i \times V + L) = X_i \times V \times \left(K_i + \frac{L}{V}\right)$$

$$X_i \times V = \frac{Z_i}{\left(K_i + \frac{L}{V}\right)} \quad \text{EQ (IV-4)}$$

$$Y_i \times V = \frac{Z_i}{\left(1 + \frac{L}{K_i} \times V\right)} \quad \text{EQ (IV-5)}$$

Où

$$X_i = \frac{Z_i}{\left(L + (K_i \times V)\right)} \quad \text{EQ (IV-6)}$$

X_i, Y_i et Z_i étant les concentrations du constituant I exprimées en fraction molaire

On a :

$$\sum_{i=1}^n X_i = \sum_{i=1}^n Y_i = \sum_{i=1}^n Z_i \quad \text{EQ (IV-7)}$$

$$\sum_{i=1}^n X_i = \sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{(L + \frac{K_i}{V})} = 1 \quad \text{EQ (IV-8)}$$

$$\sum_{i=1}^n Y_i = \sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{(V + \frac{L}{K_i})} = 1 \quad \text{EQ (IV-9)}$$

III.4.1.2 Calcul de flash

Parmi les méthodes préférables pour le calcul de flash et les applications sur ordinateur sont celle donnée par Rachford-rice (1952). L'équation de flash donnée par rachford-rice nécessite la connaissance du [3]:

Bilan de matière globale

Bilan de matière partiel

$$F = L + V \quad \text{EQ (IV-10)}$$

$$F \times Z_i = L \times X_i + V \times Y_i \quad \text{EQ (IV-11)}$$

D'après la relation d'équilibre $Y_i = X_i K_i$ combiner à EQ (10) et (11) on a :

$$X_i \times (1 - \frac{V}{F}) + X_i \times K_i \times \frac{V}{F} = Z_i$$

$$\frac{V}{F} \times (K_i - 1) \times X_i + X_i = Z_i$$

$$X_i = \frac{Z_i}{\left(\frac{V}{F} \times (K_i - 1) + 1\right)}$$

$$Y_i = K_i \times X_i = \frac{K_i \times Z_i}{\left(\frac{V}{F} \times (K_i - 1) + 1\right)}$$

Pour éliminer X_i et Y_i , et donnée une équation non linéaire à l'équilibre d'où :

$$\sum_{i=1}^n Y_i = \sum_{i=1}^n X_i = 1 \Rightarrow \sum_{i=1}^n Y_i - \sum_{i=1}^n X_i = 0$$

$$f\left(\frac{V}{F}\right) = \sum_{i=1}^n \frac{((1 - K_i) \times Z_i)}{\left(1 + \frac{V}{F}(K_i - 1)\right)} = 0 \quad \text{EQ (IV-12)}$$

L'équation (IV-12) représente l'équation de flash, la dérivée partielle par rapport à V/F est toujours positive, c'est une importante caractéristique.

$$f\left(\frac{V}{F}\right) = \sum_{i=1}^n \frac{((1 - K_i)^2 \times Z_i)}{\left(1 + \frac{V}{F} \times (K_i - 1)\right)^2} \quad \text{EQ (IV-13)}$$

$\frac{V}{F}$ Compris entre 0 et 1, la solution est insignifiante si $V/F < 0$ ou $V/F > 1$.

$\frac{V}{F} = 0$: Indication que le mélange est au dessous de son point de bulle.

$\frac{V}{F} = 1$: Indication que le mélange est au dessous de son point de rosée.

Par méthode numérique on résoudre le problème et déterminer la valeur du taux de vaporisation.

D'après cette étape on déterminer les fraction de chaque constituant dans chaque phase (liquide et vapeur).

III.4.2 Deuxième méthode

Quand la quantité totale de matière reste constante, c'est à dire par exemple si l'on recherche la décomposition de Z moles d'un mélange. La somme des moles liquide et vapeur sera elle aussi égale à Z moles.

On écrira en outre que pour chaque corps pur composant le mélange, le rapport des % molaires en phase vapeur et en phase liquide est égal à un facteur K_i qui dépendra essentiellement de la pression et la température. Proposition qui découle de lois de base de la physique et aussi de la composition du mélange.

Les valeurs de K_i (appelé facteur d'équilibre) sont données par des tables ou des abaques expérimentaux pour chaque hydrocarbure.

A l'entrée du séparateur fonctionnant à la pression P et à la température T , introduisons Z moles d'un mélange d'hydrocarbure dans les proportions suivantes (Z_1, \dots, Z_n)

A la sortie de séparateur, on aura total L moles liquide et V moles vapeur

$$F = V + L$$

Si la vapeur V contient Y_i moles de composant i

Et le liquide L contient X_i moles de composant i

Donc :

$$F \times Z_i = L \times X_i + V \times Y_i$$

A la pression P et la température T , on connaît par abaque la valeur de coefficient d'équilibre de chaque composant.

La valeur de facteur d'équilibre égal :

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i}$$

La combinaison de l'équation 2 et 3 permet d'écrire :

$$F \times Z_i = L \times X_i + V \times Y_i$$

$$X_i = \frac{F \times Z_i}{L + V \times K_i}$$

Données		Calcul		
(1)	(2)	(3)	(4) = (3) + (1)	(5) = (1) / (4)
Composition D'alimentation	Valeur de K_i à P et T	$K_i \times \frac{V}{L}$	$K_i \times \frac{V}{L} + 1$	$\frac{A_i}{1 + K_i \times \frac{V}{L}}$
A_1	K_1	$K_1 \times \frac{V}{L}$	$K_1 \times \frac{V}{L} + 1$	$\frac{A_1}{1 + K_1 \times \frac{V}{L}}$
.
.
.
.	.	.	.	$\frac{A_N}{1 + K_N \times \frac{V}{L}}$
A_n	K_N	$K_N \times \frac{V}{L}$	$K_N \times \frac{V}{L} + 1$	
Totale				Totale égal au L supposé

Tableau (III.1): Présentation de calcul : on suppose chaque fois
Le débit de liquide et le débit de vapeur (L, V) jusqu'à nous trouvons la
somme de fraction X_i égale 1

Chapitre IV
Méthode
D'analyse

IV Chromatographie

IV.1Présentation

Chromatographie, technique d'analyse physique utilisée pour séparer les constituants d'un mélange. Cette technique est fondée sur le principe de l'adsorption sélective des différents constituants (phase mobile) sur une phase fixe, ou sur leur partage en présence de phases liquides ou gazeuses. La chromatographie fut découverte en 1906 par le botaniste russe, Mikhaïl Tsvet, mais il fallut attendre les années 1930 pour qu'elle soit largement utilisée. Tsvett avait constaté la séparation des constituants colorés de la chlorophylle brute lorsque sa solution montait le long d'un papier filtre. Les différents constituants formaient en effet des bandes de couleurs distinctes à des hauteurs différentes.

IV.2 Introduction sur la CPG

La chromatographie en phase gazeuse (CPG) est une méthode de séparation dont les principes généraux sont les mêmes que ceux énoncés pour la chromatographie en général, c'est-à-dire fondés sur la migration différentielle des constituants du mélange à analyser au travers d'un substrat choisi. La particularité du procédé est d'opérer en totalité sur des produits volatilisés, ce qui implique de maintenir une température minimale convenable, mais sans qu'il y ait volatilisation du substrat, et de travailler en circuit étanche aux gaz.

Prévue en 1941 par Martin et Synge, la CPG s'est surtout développée à partir de 1952, sous l'impulsion de James et Martin. Elle a pris un essor considérable, notamment entre 1960 et 1970, pour devenir l'une des méthodes de séparation les plus utilisées. Nullement concurrente de la chromatographie en phase liquide à haute performance, ni de la chromatographie sur couche mince, elle a son domaine propre. En

particulier, le développement considérable des colonnes capillaires ces dernières années en fait le procédé de choix pour la recherche des ultra traces, thème de base des études de pollution. Pour ce faire, on y adjoint souvent en couplage des méthodes spectrométriques de détection et d'identification [4].

IV.2 Généralités sur les colonnes

Les colonnes PLOT (porous layer open tubular) ont une fine couche d'adsorbant inorganique ou organique revêtant la paroi interne ; les colonnes WCOT (wall coated open tubular) ont cette paroi enduite d'un film de phase stationnaire ; les colonnes SCOT (support coated open tubular) présentant une fine couche de support imprégné de phase stationnaire.

Les colonnes macro capillaires sont de plus en plus fabriquées en greffant la phase stationnaire sur la paroi interne de la colonne, ce qui leur confère une meilleure résistance aux chocs thermique ou pneumatique, tout en augmentant quelque peu leur facteur de capacité.

Toutes ces colonnes capillaires ont en commun de présenter un canal central largement ouvert, donc de ne générer qu'une faible perte de charge pour le passage du gaz vecteur. Leur longueur est par conséquent pratiquement illimitée, mais comme leur efficacité unitaire est élevée (jusqu'à 3000 plateaux par mètre), on peut souvent se contenter de colonnes courts (quelques mètre) permettant des analyses ultrarapides [5].

IV.3 Alimentation en gaz vecteur

L'hydrogène, l'hélium et l'azote sont les gaz vecteur les plus utilisés, ils sont de toute façon prélevés dans une bouteille sous pression contenant du produit de pureté connue. Un manodétendeur à deux ou trois étages

permet d'obtenir la pression d'entrée cherchée, souvent de l'ordre de quelques bars, avec une régulation du débit qui doit être bonne quand on travaille en chromatographie isotherme, notamment avec un détecteur à conductivité thermique.

Un manomètre, placé en amont de l'injecteur, permet d'avoir une indication, peu précise, de la pression d'entrée dans la colonne.

A l'aide de système pneumatique ou électronique, on peut, inversement, appliquer au débit de gaz une loi de variation donnée, pour obtenir la chromatographie à débit programmé.

On note que, sans un régulateur spécial de débit, ce dernier varie également quand on opère en programmation de température.

On peut avoir avantage à sécher le gaz vecteur, en le faisant traverser une petite colonne de tamis moléculaire.

IV.4 Système d'injection

Le mélange à introduire dans u chromatographe, sans interrompre le flux gazeuse, peut être sous forme d'un gaz, d'un liquide ou quelquefois même d'un solide, pourvu que, dans ces deux dernières cas, la vaporisation totale soit assurée de façon aussi instantanée que possible. On va donc dessiner des systèmes d'injection accomplissant toutes ces fonctions [5].

IV.5 Four

Sauf pour quelques appareils de recherche, le four des chromatographes (ou l'enceinte à température contrôlée des colonnes) est à bien d'air, pourvu de résistances chauffantes et d'un système de ventilation et de brassage pour l'homogénéisation de la température. La régulation de cette dernière est assurée à l'aide d'un régulateur électronique, par l'intermédiaire d'un couple thermoélectronique, ou d'une sonde équivalente, autre duquel la variation n'excède pas ± 0.2 °C, pour un intervalle de fonctionnement allant de la température ambiante jusqu'à 500°C en fait, ce système n'empêche pas le développement d'un gradient thermique dans le four, qui peut être de quelques degrés vers 250°C.

IV.6 Détection

Les effluents sortant à tour de rôle de la colonne doivent être repérés et ce repère transformé en un signal électrique que l'on puisse enregistrer pour constituer le chromatogramme. C'est la fonction du détecteur. Dans certains cas, on s'attache à ce que cet appareil donne un signal proportionnel à la quantité globale de chacun des éléments du mélange séparé [6].

IV.6.1 Type de détecteur

IV.6.1.1 Balance à densité de gaz

La balance à densité de gaz est le premier détecteur spécifiquement inventé pour la chromatographie en phase gazeuse.

Le principe de ce détecteur repose sur un pont de Wheatstone à gaz qui compare la densité de l'éluent à la sortie de colonne à celle du gaz pur de référence, et en mesure la différence.

IV.6.1.2 Détecteur conductibilité thermique

Le détecteur à conductibilité thermique a été le détecteur le plus employé au début de la chromatographie en phase gazeuse.

Le principe de ce détecteur est basé sur la conductibilité thermique des gaz et des vapeurs en fonction de leurs compositions. La variation de la conductibilité thermique en sortie de colonne est fonction de la concentration du soluté dans le gaz vecteur.

Lors de passage d'un soluté, le flux thermique coté mesuré est modifié par la conductibilité thermique de mélange soluté/gaz vecteur.

IV.6.1.3 Détecteur à ionisation de la flamme

Le détecteur à ionisation de flamme est le populaire des détecteurs chromatographique après avoir supplanté le détecteur à conductibilité thermique.

Le principe du ce détecteur est basé sur le fait que le passage d'un composé organique dans une flamme d'hydrogène produit des ions qui collectées par un champ électrique, donnent un courant de ionisation. Le courant est amplifier et enregistré.

IV.7 Méthode de calcul

Le choix de la méthode du calcul dépend de la précision souhaitée et de la difficulté à traiter de chromatogramme.

La concentration de chacun des constituants du mélange analysé est évaluée par le rapport des aires des pics sans application des facteurs de réponse relatifs

$$C_i \% = \frac{A_i}{A_1 + A_2 + \dots + A_n}$$

Où

C_i est la concentration de composé i et A_1, A_2, \dots, A_n des aires des pics 1,2,.....n.

IV.8 Chromatographie industrielle en phase gaz en ligne :

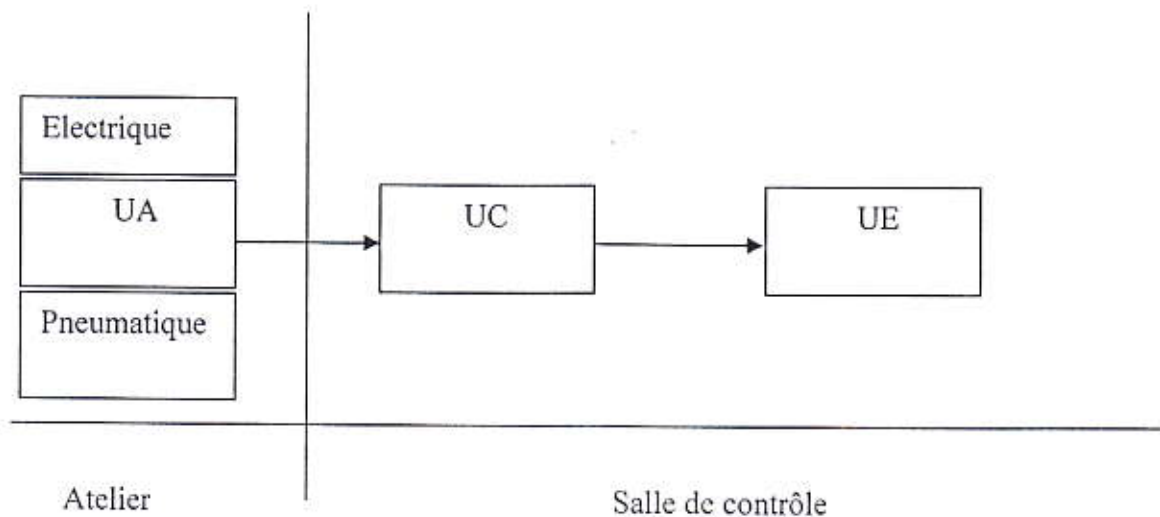
En chromatographie, le contrôle routinier s'effectue soit sur des appareils de laboratoire équipés de passeurs d'échantillons, soit au moyen d'appareils industriels spécialement conçus pour opérer en milieu industriel, que l'on nomme les chromatographes automatiques industriels en ligne.

Dans ce dernière cas l'appareil est automatisée ou robotisé pour quelques unes des ses fonction.

L'analyse industrielle par chromatographie en phase gaz est particulièrement répandue dans la chimie dite continue, comme l'industrie pétrolière, la pétrochimie, la chimie fine où elle utilisée depuis près de trente années [7].

IV.9 Applications de la chromatographie en phase gaz industriel en ligne

La chromatographie industrielle en ligne a trouvé son terrain d'application essentiellement dans le domaine de la chimie continue et plus spécialement dans le domaine pétrolier et la pétrochimie. Cette technique analytique industrielle a été en général bien accueillie dans les ateliers de fabrication mais le nombre des appareils reste modeste en comparaison du nombre de chromatographes de laboratoire. On compte approximativement plus d'une dizaine de mille chromatographes industriels dans le monde [7].



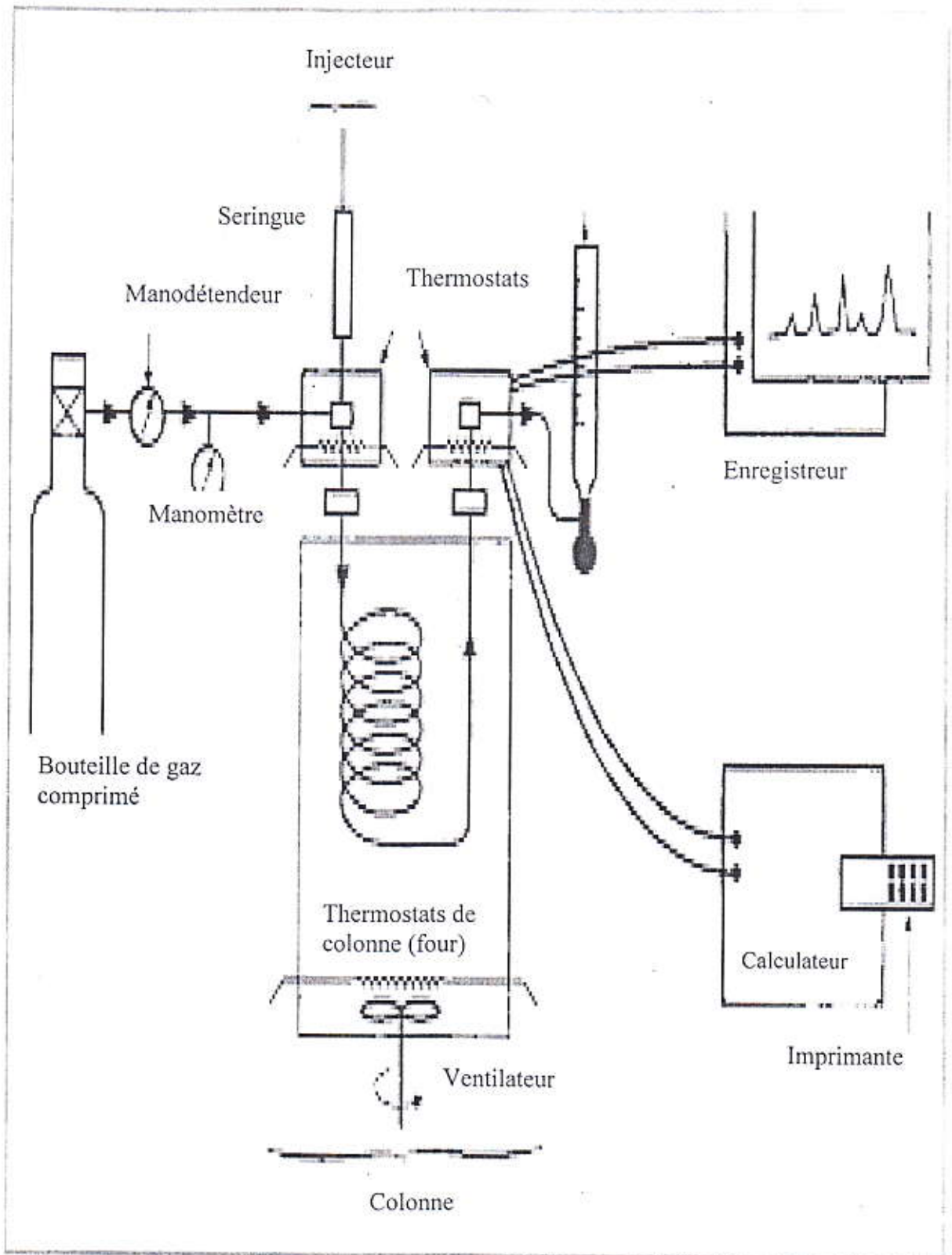


Figure (IV.1): Principe de la Chromatographie

Chapitre V
Théorie de
La
Distillation

V.1 Théories de la distillation :

La distillation est un procédé de séparation très utilisée pour séparer les constituants d'un mélange liquide de volatilités différentes.

L'opération de distillation est une succession d'opérations de séparations élémentaires en cascades que le dispositif mécanique de l'appareillage réalise à contre-courant. En utilisant la chaleur comme agent de séparation.

La distillation d'un mélange dans une colonne de fractionnement permet leur séparation en un distillat complexe riche en constituant légers en tête de la colonne, et un résidu complexe riche en constituant lourds au fond de la colonne.

Une colonne se compose de trois zones (Voir figure 1) :

- ☛ Zone d'expansion (zone d'alimentation ou zone de flash)
- ☛ Zone de rectification (zone supérieure de la colonne)
- ☛ Zone d'épuisement (zone l'inférieure de la colonne)

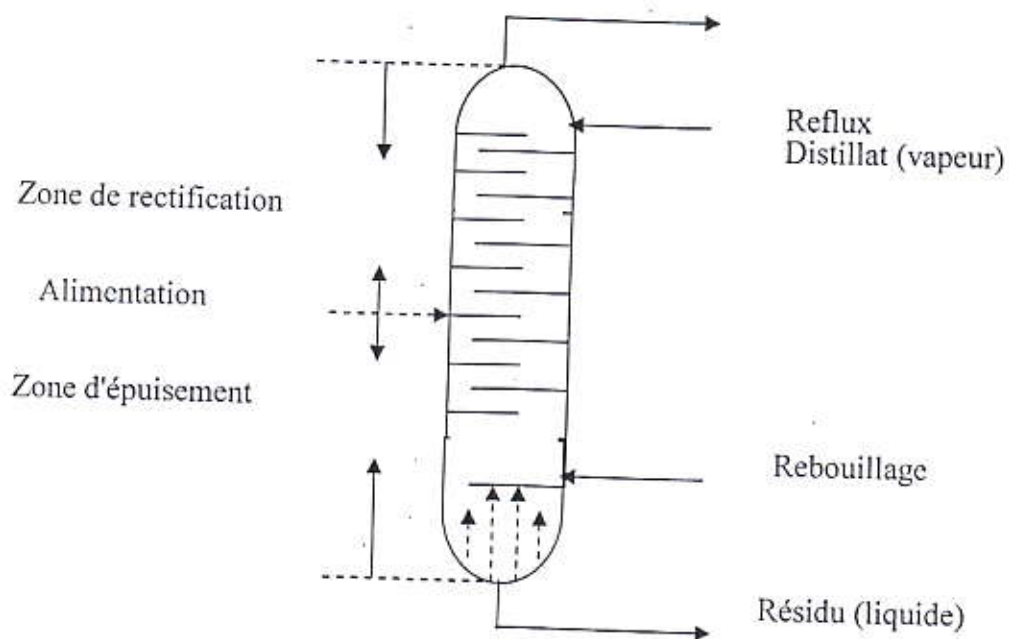


Figure (V.1): Schéma simple de la colonne

V.2 Dimensionnement des colonnes :

V.2.1 Description d'une colonne :

Une colonne est un cylindre vertical fermé, à l'intérieur duquel disposés plusieurs plateaux ou garnissages, la circulation de liquide va rencontrer à contre courant de la vapeur d'une façon discontinu. Entre le liquide et la vapeur s'établie un contact qui permet un transfert de matière et de chaleur, la vapeur va perdre ces constituants lourds, et les liquides va perdre ces constituants légers dans la vapeur qui monte dans la colonne [7].

V.2.2 Plateaux :

Les plateaux sont des éléments métalliques occupants la totalité de la section de la colonne, et disposées à intervalles réguliers.

V.2.2.1 Types de plateaux :

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

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

Généralement pour :

❖ Transfert de la matière entre liquide – vapeur, on utilise :

- Plateau à calotte (Bubble cap tray).
- Plateau perforé (Sieve tray).
- Plateau à clapet (Valve tray).
- Plateau à jets (Jets tray).

❖ Transfert de la matière entre liquide – liquide, on utilise :

- Plateau à calotte (Bubble cap tray).
- Plateau à jets (Jets tray).

❖ Transfert de chaleur, on utilise :

- Plateau à calotte (Bubble cap tray).
- Plateau à clapet (Valve tray).
- Plateau à chicanes (baffles ray).

V.2.3 Garnissages :

Les garnissages sont des éléments offrant un maximum de surface de contact et de porosité, disposé de manière à occuper la totalité du volume de la colonne.

Avantages :

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

Inconvénient :

- Faible flexibilité.
- Faible flexibilité des colonnes à grand diamètre.

V.2.4 Choix entre colonne à plateaux ou garnissages :

Le choix de type de colonne doit tenir compte des facteurs suivants :

- Facteurs dépendant du système.
- Facteurs dépendant du mouvement du fluide
- Facteurs dépendant des caractéristiques physiques de la colonne et de l'équipement interne.
- Facteurs dépendant des conditions de marche.

V.2.5 Bilan de matière de la colonne et ces zones :

❖ Les bilans matières de la colonne et pour le constituant i , on à :

$$\text{Equation générale : } F = D + R$$

$$\text{Equation partielle : } F \times Z_i = D \times Y_i + R \times X_i$$

La résolution commune de ces équations donne :

$$\frac{F}{(Y_i - X_i)} = \frac{D}{(X_i - Z_i)} = \frac{R}{(Z_i - Y_i)}$$

L'équation obtenue sert à calculer R et D, si les concentrations i connues.

❖ Bilan de la zone de rectification :

Les équations de bilan de matière générale et partiel comme suite :

$$\begin{cases} D_v = D_L + D \\ D_v \times Y_{vi} = D_L \times Y_{Li} + D \times Y_i \end{cases}$$

On définir le taux de reflux est : $\text{Re}f = \frac{D_L}{D}$

❖ Bilan de la zone de puisement :

Les équations de bilan de matière générale partiel comme suite :

$$\begin{cases} R_L = R + R_v \\ R_L \times X_{Li} = R \times X_i + R_v \times X_{vi} \end{cases}$$

On définir le taux de rebouillage est : $\text{Re}b = \frac{R_v}{R}$

V.2.6 Bilan thermique de la colonne :

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit de reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.

L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$L \times H_L + Q_R = D \times H_D + R \times H_R + Q_C$$

V.2.7 Utilisation la volatilité relative :

Dans les calculs d'un mélange complexes, on sera amené à effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau, pour éviter le travail long et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée rapide donnant une précision souvent.

$$\frac{Y_i}{X_i} = K_i$$

$$\begin{cases} Y_i = \frac{\alpha_i \cdot X_i}{\sum (\alpha_i \cdot X_i)} \\ X_i = \frac{Y_i / \alpha_i}{\sum (Y_i / \alpha_i)} \end{cases}$$

L'utilisation des équations permet de trouver Y_i en fonction de X_i et X_i en fonction de Y_i

V.2.8 Paramètre de température et de pression de la colonne :

Généralement les paramètres de fractionnement sont les paramètres de fonctionnement de la colonne qui sont la pression de tête, la température de tête et de fond de la colonne.

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

- ❖ **Pression de tête** : est définie comme étant la pression de vapeurs de tête de la colonne.
- ❖ **Température de la colonne** : est définie comme étant la température de rosée des vapeurs de tête à la pression de tête de la colonne.
- ❖ **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.

V.2.9 Taux de vaporisation et compositions des phases liquide et vapeur de la charge :

D'après la définition de taux de vaporisation ou du taux de condensation de la charge on a :

$$g = \frac{L_v}{L} \quad \text{D'où : } L_v = L \cdot g$$

$$\mathcal{G} = \frac{L_v}{L} \quad \text{D'où : } L_L = L \times (1-r)L_L$$

Où :

r : Taux de condensation molaire de la charge.

L_v : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.

L_L : Débit molaire de la phase liquide de la charge.

A pression et à température données le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases vapeur et liquide de la charge sont déterminées par approximation successive d'après l'équation connue de TREGOUBOV.

$$\sum X_{o,i} = \sum \frac{X_{L,i}}{1+r \times (K_i - 1)} = 1$$

Où :

$X_{L,i}$: Concentration molaire du constituants « i » dans la charge.

$X_{o,i}$: Concentration molaire du constituants « i » dans la phase liquide.

V.2.10 Paramètres de constructions

Les paramètres de construction son détermines par la constructeur de la colonne lors de la réalisation d'un projet industriel, mais durant le fonctionnement de la colonne ces paramètres peuvent être recalculer pour résoudre les problèmes rencontrés durant le fractionnement.

Les paramètres à recalculer sont :

- ❖ Le nombre de plateaux minimum.
- ❖ Le nombre des plateaux réel.
- ❖ Le reflux minimum.
- ❖ Le reflux réel.
- ❖ Les dimensions de la colonne (diamètre, hauteur ...).

Partie II
Calcul et
Optimisation
Paramètres de
Marche

Chapitre VI
Calcul
Et
Interprétation des
Résultats

V.1 Calcul de flash au niveau du ballon V- 600

Après le calcul de taux de vaporisation par deux méthodes. La première méthode est numérique et la deuxième est itérative.

Par calcul numérique g égal 0.785

Par itération g égal 0.800

On basé dans le calcul sur la valeur qui déterminer par méthode numérique

Donc : $g=0.785$

Le bilan de matière partiel de chaque constituant :

$$F \times Z_i = L \times X_i + V \times Y_i$$

On à

$$g = \frac{V}{F} \Rightarrow V = g \times F = 0.785 \times 2241.6997 = 1745.2048 \text{ kmoles / h}$$

Par ailleurs :

$$F = L + V \Rightarrow L = F - V = 2241.6997 - 1745.2048 = 496.4949 \text{ kmoles / h}$$

Nous avons:

Méthane:

$$2241.6997 \times 0.596 = 496.4949 \times X + 1745.2048 \times Y$$

Ethane:

$$2241.6997 \times 0.4217 = 496.4949 \times X + 1745.2048 \times Y$$

Propane:

$$2241.6997 \times 0.1019 = 496.4949 \times X + 1745.2048 \times Y$$

N-butane:

$$2241.6997 \times 0.0242 = 496.4949 \times X + 1745.2048 \times Y$$

I-butane:

$$2241.6997 \times 0.0099 = 496.4949 \times X + 1745.2048 \times Y$$

N-pentane:

$$2241.6997 \times 0.0166 = 496.4949 \times X + 1745.2048 \times Y$$

I-pentane:

$$2241.6997 \times 0.0096 = 496.4949 \times X + 1745.2048 \times Y$$

Par les abaques (Annexe I) on détermine les coefficients d'équilibre de chaque constituant a température et pression de séparation

(T=-24 °C, P= 22 bars)

	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₅ H ₁₂	i-C ₅ H ₁₂
Ki	5.9	0.71	0.16	0.029	0.045	0.0095	0.007

Tableau (VI.1): coefficients d'équilibre de chaque composant

Le tableau suivant donne les résultats de calcul de bilan de matière du ballon V-600.

Composition	Mi	Zi	Ki	Alimentation C-701
Méthane	16	0,596	5,9	0,1386
Ethane	32	0,2417	0,71	0,3192
Propane	44	0,1019	0,16	0,2945
n-butane	58	0,0242	0,029	0,0373
i-butane	58	0,0099	0,045	0,0964
n-pentane	72	0,0166	0,095	0,0413
i-pentane	72	0,0096	0,007	0,0727
totale		1		1
Température de flash = -24°C				
Pression de flash = 22 Bars				
Débit d'alimentation = 2241,47553 Kmoles / h				
Taux d'évaporation = 0,785				

Tableau (VI-2): Calcul réel au niveau de ballon V-600

V.2 Bilan de matière au niveau de la colonne C-701

Pour calculer la composition massique, ainsi que les débits massiques et molaires des constituants, on doit tout d'abord calculer la masse moléculaire moyenne de la charge d'après l'équation suivante :

$$M_L = \sum_{i=1}^n M_i \times X_{Li}$$

Ensuite la composition massique de la charge X_{Li} est calculée selon l'équation suivante :

$$X'_{Li} = \frac{M_i \times X_{Li}}{M_L}$$

La charge d'alimentation de la colonne dééthaniseur C-701 égal à 496.4949 kmoles/h qui deviens à partir du ballon de flash V-600

On applique le bilan partiel de chaque constituant :

Méthane:

$$496.4949 \times 0.1386 = D \times Y$$

Ethane:

$$496.4949 \times 0.1386 = (496.4949 - D) \times X + D \times Y$$

Propane:

$$496.4949 \times 0.2945 = (496.4949 - D) \times X + D \times Y$$

N-butane:

$$496.4949 \times 0.0373 = (496.4949 - D) \times X + D \times Y$$

I-butane:

$$496.4949 \times 0.0964 = (496.4949 - D) \times X + D \times Y$$

N-pentane:

$$496.4949 \times 0.0413 = (496.4949 - D) \times X$$

I-pentane:

$$496.4949 \times 0.0727 = (496.4949 - D) \times X$$

Les fractions dans la tête de colonne du C4⁺ est nulle.

On a $Y_{C1} + Y_{C2} = 0.98$ le reste c'est les traces de propane

Donc :

Fraction du propane égal à $1 - 0.98 = 0.02$

Concentration de l'éthane dans le fond du C-701 ne dépasse pas 3 %

Après les calculs on trouve le distillat égal à 223.5842 kmoles/h et le résidu égal 272.9107 kmoles/h.

Le tableau suivant donne les résultats de calcul de bilan de matière de la colonne C-701.

composition	Mi	Zi	Yi	Xi	Alimentation C-702
Méthane	16	0,1386	C1+C2=0,98079	0	0
Ethane	32	0,3192		0,03	0,03
Propane	44	0,2945	0,01921	0,51938	0,51938
n-butane	58	0,0373	0	0,0678	0,0678
i-butane	58	0,0964	0	0,1753	0,1753
n-pentane	72	0,0413	0	0,07513	0,07513
i-pentane	72	0,0727	0	0,1333	0,1333
Totale		1	1	1	1
Température d'alimentation=24 °C					
Température de fond = 90°C					
Température de tete = -7°C					
Pression dans la colonne=24 bars					
Débit d'alimentation= 496,4949 kmoles/h					
Débit de distillat=223,5842 kmoles/h					
Débit de résudat=272,9107moles/h					
Nombre de plateaux =38					
Nombre étage d'alimentation = 15					

Tableau (VI-3) : Calcul réel de fractionnement au niveau de colonne C-701

V.3 Bilan de matière au niveau de la colonne C-702

Pour calculer la composition massique, ainsi que les débits massiques et molaires des constituants, on doit tout d'abord calculer la masse moléculaire moyenne de la charge d'après l'équation suivante :

$$M_L = \sum_{i=1}^n M_i \times X_{Li}$$

Ensuite la composition massique de la charge X_i est calculée selon l'équation suivante :

$$X_{Li} = \frac{M_i \times X_{Li}}{M_L}$$

On applique le bilan partiel de chaque constituant :

$$F \times Z_{Li} = D \times Y_{Di} + R \times X_{Ri}$$

A partir du débit et de la composition de la charge on détermine les quantités massiques et molaires de chaque constituant et calcule des débits et des compositions du distillat et du résidu

Données de départ

A. Débit d'alimentation de la colonne ;

1- Fond C-701 vers C-702 : $L_1 = 272.9107 \text{ K moles/h}$

2- Fond C-401 vers C-702 : $L_2 = 26.9951 \text{ K moles/h}$

B. Fraction molaire de l'alimentation de la colonne C-702 :

Constituant	Fraction molaire charge 1	Fraction molaire charge 2
C ₂ H ₆	0.03000	0.0005
C ₃ H ₈	0.51938	0.0195
n-C ₄ H ₁₀	0.06780	0.0298
i-C ₄ H ₁₀	0.17530	0.1494
n-C ₅ H ₁₂	0.07513	0.2340
i-C ₅ H ₁₂	0.13330	0.5648

Tableau (VI.4) : Compositions des deux charge de la colonne C-702

V.3.1 Bilan de matière de la colonne

Débit et composition molaire et massique de la charge de la colonne :

Pour calculer la composition massique, ainsi que les débits massiques et molaires des constituants, on doit tout d'abord calculer la masse moléculaire moyenne de la charge d'après l'équation suivante :

$$M_L = \sum_{i=1}^n M_i \times X_{L,i}$$

Ensuite la composition massique de la charge $X_{L,i}$ est calculée selon l'équation suivante :

$$X'_{L,i} = \frac{M_i \times X_{L,i}}{M_L}$$

Pour la séparation du GPL en C₃ et C₄ il est nécessaire de fixer :

Constituant Clé léger n-C₄.

Constituant Clé lourd i-C₅.

Par la suite, pour la commodité de calcul on fera le calcul pour 100 kmoles de la charge.

Le cas qui est traité, est la concentration des C_5^+ dans le distillat (GPL) est supérieur à la valeur optimale 0.5 %.

Durant la période de stage on remarque que :

Dans quelque fois la concentration de C_5^+ dans le GPL est plus élevé par apport la fraction optimale et égal 2.5 %.

L'application du bilan de matière pour chaque constituant dans la charge donne

$$F \times Z_{Li} = D \times Y_{Di} + R \times X_{Ri}$$

Par ailleurs nous avons deux charge qui alimente la colonne.

Donc :

$$L_1 \times X_{L1} + L_2 \times X_{L2} = D \times Y_{Di} + R \times X_{Ri}$$

$$\text{Ou } L_T = 272.9107 + 26.995 = 299,9058 \text{ Kmoles /h}$$

Le débit total de la charge 299.9058 représente 100%kmoles/h, L_1 égal à 9%et L_2 égal à 91% charge, l'application de l'équation de bilan de matière pour chaque constituant.

Ethane:

$$91 \times 0.03 + 9 \times 0.005 = D \times Y + 0$$

Propane:

$$91 \times 0.51938 + 9 \times 0.0195 = D \times Y + 0$$

N-butane

$$91 \times 0.06780 + 9 \times 0.0298 = D \times Y + 0$$

I-butane:

$$91 \times 0.17530 + 9 \times 0.1750 = D \times Y + 0$$

N-pentane:

$$91 \times 0.07513 + 9 \times 0.2340 = (100 - D) \times X + D \times Y$$

I-pentane:

$$91 \times 0.13330 + 9 \times 0.5648 = (100 - D) \times X + D \times Y$$

On a la Somme des fractions égal 1

Donc :

$$\sum_{i=1}^n X_{iD} = 1 \Rightarrow X_{iC5} + X_{iC5} = 1$$

$$26.15633 = 0.025 \times D + (100 - D)$$

Après les calculs on trouve les résultats suivants

D=75,7370 kmoles/100moles de la charge

R=24,2630 kmoles/100moles de la charge

Maintenant calculons D et R pour notre charge

D=227,1396 kmoles/h

R=72,7662 kmoles/h

D'après les équations précédentes on peut calculer la composition de distillat et de résidu.

Le tableau suivant donne les résultats de calcul

Composition	Distillat	résidu
Ethane	0.00585	
Propane	0.6337	
n-butane	0.08505	
i-butane	0.2283	
n-pentane	0	0.707
i-pentane	0.025	0.293
Débit totale : kmoles/h	227,1396	72,7662

Tableau (VI.5) : Compositions de produit de la colonne C-702

Composition	Mi	X1	X2	Produit de tête	Produit de fond	GPL
Ethane	32	0,017	0,0005	0,00585	0	0,00585
Propane	44	0,5193	0,0195	0,6337	0	0,6337
n-butane	58	0,0679	0,0298	0,10705	0	0,10705
i-butane	58	0,18	0,1494	0,2283	0	0,2283
n-pentane	72	0,07743	0,235	0	0,707	0
i-pentane	72	0,13	0,5648	0,0251	0,293	0,0251
Totale		1	1	1	1	1
Température d'alimentation de première charge = 133,5°C						
Température d'alimentation de deuxième charge = 85,5°C						
Nombre d'étage d'alimentation de première charge C-401 vers C-702 = 22						
Nombre d'étage d'alimentation de deuxième charge C-701 vers C-702 = 13						
Température de fond = 161°C						
Température de tête = 65°C						
Pression de fond = 14 bars						
Pression de tête = 12 bars						
Débit d'alimentation (kmoles / h) = 299,9058						
Nombre de plateaux = 38						

Tableau (VI-6) : Calcul réel de fractionnement au niveau de la colonne C-702

V.4 Interprétation des résultats

V.4.1 Ballon de flash V-600

Les paramètres réels et de design de ce ballon sont illustrés dans le tableau (V-7)

Paramètres	Actuel	Design
Température de flash (°C)	-24	-18
Pression de flash (bars)	22	23
Taux de condensation	0.17	0.23
PM _{vaps}	21.1676	21.043788
PM _{liq}	41.3526	41.542258

Tableau (V-7) : Les paramètres réels et design
Du ballon V-600

Après la comparaison entre les paramètres réels et de design on remarque les points suivants :

De l'analyse des différents paramètres étudiés, on remarque que le taux de condensation actuel plus élevé par rapport au design.

Ce phénomène est due à la charge d'alimentation est qui plus lourd par rapport au cas de design.

• Température

La température de séparation (flash) est plus supérieur aux donnés de design, La différence Entre ces température qui favoriser la condensation des lourds.

• Pression

La comparaison entre les résultats réel et de design de ce ballon, on montre que, la pression actuelle est plus proche par rapport au cas design sous une variation de température importante.

- **Poids moléculaire**

La comparaison entre les résultats réel et design on remarque que :

- **Phase vapeur :**

Le poids moléculaire dans le cas réel est supérieur par rapport au cas de design, ceci est due au taux d'évaporation plus élevé par rapport au cas design où bien il y a des quantités des lourds en plus qui traverse avec les légers.

- **Phase liquide :**

Dans la phase liquide on remarque que le poids moléculaire de cas de design est plus élevé par rapport au cas réel, ceci est due au taux de condensation est plus élevé dans le cas design.

V.4.2 Colonne déétaniseur C-701

Les paramètres réels et de design de cette colonne sont illustrés dans le tableau (V-8)

Paramètres de comparaison	Réel	Design
Température d'alimentation	24°C	26.39°C
Pression d'alimentation	22bars	25 bars
Température de tête	-7°C	-5.8°C
Pression de tête	25.3 bars	24.9 bars
Température de fond	90°C	85.6°C
Pression de fond	24.5 bars	25.3 bars

Tableau (V-8) : Les paramètres réels et design
De la colonne C-701

La comparaison des résultats réels et de design de cette colonne, nous permet de tirer les remarques suivantes :

• **Température :**

Après la comparaison entre les deux cas réels et design on remarque que la température de fond et de tête dans le cas réel est plus élevée par rapport au cas design.

A partir Le tableau (V-8) on remarque une différence entre les deux cas réel et design

• **Pression :**

La variation entre les valeurs de la pression de tête et de fond est nulle. A partir Le tableau (V-8) on remarque une différence entre les deux cas réel et de design

V.4.3 Colonne débutaniseur -702

Les paramètres réels et design de cette colonne sont illustrés dans le tableau (V-9)

Paramètres de comparaison	Réel	Design
Température d'alimentation de 1 ^{er} charge	133.5°C	118°C
Température d'alimentation de 2 ^{ème} charge	85.5°C	69°C
Température de tête	65°C	68.4°C
Pression de tête	12.44 bars	12.44 bars
Température de fond	161°C	151°C
Pression de fond	14.28bars	15.4 bars

Tableau (V-9) : Les paramètres réels et design
De la colonne C-702

Après la comparaison entre les paramètres de marche réel et de design, on tire les remarques suivantes :

- **Température :**

Premièrement, on remarque que les températures d'alimentations (1^{er} charge et 2^{ème} charge) de cette colonne sont supérieures par rapport au cas de design, par ailleurs la température de fond et de tête dans le cas réel est supérieure par rapport au cas de design, cette différence favorise la vaporisation des lourds qui monter avec le GPL.

- **Pression :**

A partir le tableau (V.9) on remarque que la pression dans le fond de la colonne dans le cas de design est plus élevée par rapport au cas réel ceci favorise la vaporisation des constituants lourds.

Chapitre VII
Optimisation des
Paramètres
De marche

L'objectif de ce chapitre est d'analyser d'une manière qualitative et quantitative, les conséquences dues à la variation de quelques paramètres de fonctionnement de l'unité GPL de Guellala, afin de déterminer les nouveaux paramètres de marche dans le cas d'été

VII.1 Logiciel design II

VII.1 Définition

Design II est un logiciel développé par WINSIM INC à USA. Il effectue le calcul des bilans de matière et d'énergie pour des procédés très variés, il est surtout employé dans l'industrie chimique, spécialement dans les domaines de raffinage et de pétrochimie. Ce logiciel est capable de simuler et optimiser plusieurs opérations unitaires [8].

VII.2 Conception générale du logiciel

Les composants principales sont les suivantes [9,10]

2.1 Base de données

La base de données est sans doute, la partie la plus importante du ce logiciel, cette base standard regroupe les données des corps purs, ces dernières sont repérées soit par leurs noms, soit par un numéro d'identification ou par leur formules chimiques.

2.2 Bibliothèque des équipements

L'élaboration d'un schéma de procédé par design II, c'est-à-dire le choix d'opération unitaire et leur interconnexion, nécessite un certain nombre d'appareils. Ceux-ci sont intégrés dans ce logiciel, et classés en différents types à savoir :

2.5 Présentation des résultats

Design II est doté d'un système d'affichage des résultats sous forme des tableaux.

VII.3 Etapes de simulation d'un procédé

Pour la simulation d'un procédé en génie chimique que se soit par design II ou bien par autre logiciel, il est impératif de suivre les étapes suivantes :

- Choix de système d'unité
- Introduction des données (constituant, réactions)
- Choix des appareils (type, dimensions, directions)
- Connexion des appareils si c'est nécessaire
- Choix du modèle thermodynamique
- Enregistrements des données précédents
- Lancement de la simulation
- Impression des résultats

VII.4 Caractéristiques réelles et design de l'alimentation et des produits de Ballon de flash

D'après le tableau (VII-1), on remarque que, le taux de condensation actuel, est plus élevé par rapport à celui du design. Ceci est dû aux conditions actuelles de la température et de la pression, qui sont inférieures à celles données par le constructeur, ce qui facilite la condensation de la charge.

Composition	Réel	Design
Méthane	0.596	0.644563
Ethane	0.2417	0.193555
Propane	0.1019	0.109416
N-butane	0.0242	0.010601
I-butane	0.009	0.029916
N-pentane	0.0166	0.003927
I-pentane	0.0096	0.008022
Taux de condensation	0.215	0,1702
Température	-18°C	-18 °C
Pression de flash	24 Bars	24 Bars

Tableau (VII-1) : Caractéristique de la charge de ballon
De flash dans les deux cas (Réel et design)

VII.4.1 Caractéristiques réels et design de GPL produit

Les caractéristiques du GPL produit au niveau de l'unité dans le cas réel et celle du design, sont présentées dans le tableau (VII.2).

La comparaison entre ces deux cas, nous montre que :

- Les conditions de température et de pression réels, sont supérieures à celles de design.
- Le poids moléculaire actuel est supérieur au cas design.
- La pureté de produit réel, est minime par rapport au design.

D'après cette analyse, on peut dire que le GPL produit actuellement, est différent à celui prévu dans le cas design, que se soit de point de vue quantitative ou qualitative.

Composition	Design	Réel
Ethane	0.023557	0.00585
Propane	0.597546	0.6337
N-butane	0.089132	0.2283
I-butane	0.285757	0.10305
N-pentane	0.003001	0
I-pentane	0.001013	0.0251
Poids moléculaire g /mole	49,054675	49,3275

Tableau (VII-2) : Caractéristique de GPL dans
Les deux cas (réel et design)

VII.4.2 Caractéristiques réel et design de condensât produit

Les caractéristiques de condensât produit de l'unité dans le cas réel et celui de design, sont présentés dans le tableau (VII.3).

La comparaison entre les valeurs réels et les données de constructeur, nous montre que :

- Le débit réel produit, est inférieur à celui de design.
- Les conditions de température et de pression réels, sont inférieures à celui de design.
- Le poids moléculaire actuel est inférieur à celui de design.
- La pureté de produit réel, est minime par apport au design.

D'après cette analyse, on peut dire que la condensât produit actuellement est également différent à celui de design, de manière quantitatif et qualitatif.

Composition	Réel	Design
n-pentane	0.707	0,771561
i-pentane	0.293	0.228212

Tableau (VII-2) : Caractéristique de condensas
Dans les deux cas (réel et design)

VII.5 Optimisation des paramètres de marche

Suite à l'analyse précédente, nous avons essayé d'optimiser quelques paramètres de marche de colonne C-702.

VII.5.1 Réglage des paramètres de marche

Dans ce qui suit, nous allons étudier l'influence de quelques paramètres de marche sur la production de l'unité de fractionnement (débuthaniseur) de Guellala.

5.1.1 Pression

Le choix de la pression résulte d'un calcul économique, la pression n'est donc pas normalement un paramètre de réglage [11,12].

Comme il est techniquement difficile de réaliser des changements de pression dans une unité de production, nous allons négliger ce paramètre et se contenter du réglage de la température dans le calcul d'optimisation.

Généralement la perte de charge dans une colonne de distillation est de l'ordre de 20 g/cm^2 par plateau [11,12]. Dans notre cas, on a deux colonnes avec 38 plateau pour chacune des deux, ce qui fait que le perte de charge est 0.74530 bar pour chaque colonne, on aura donc :

- **Pour la colonne C701** : une pression de tête de 23.254 bar et 24 bar comme pression de fond;
- **Pour la colonne C702** : une pression de tête de 12.454 bar et 13.2 bar comme pression de fond;

5.1.2 Température :

La température, est techniquement le paramètre le plus facile a changé dans n'importe quelle unité de production, c'est pour cette raison que nous avons limité les calculs d'optimisation à des changements de ce paramètre. Dans notre cas nous avons effectuées des changements de ce paramètre dans plusieurs cas.

De l'analyse des résultats de différentes variables étudiées, à savoir :

- Les températures de GPL et de condensât obtenus.
- Les poids moléculaires de GPL et de condensât obtenus.

Après plusieurs changements des paramètres on tire les paramètres optimaux qui permettent une production de GPL la concentration des condensas dans les normes.

Les paramètres d'optimisation, nous donnent des résultats acceptables permettant d'améliorer qualitativement la production de l'unité.

Le tableau (VII-4) illustre les fractions et les paramètres optimaux qui permettent une production de GPL dans les normes.

Composant	Composition
Ethane	0.026613
Propane	0.646968
n-butane	0.23271
i-butane	0.086774
n-pentane	0.001933
i-pentane	0.005001
Température de tête = 62.50°C	
Température de fond = 144.3°C	
Pression de tête = 12.70 bars	
Pression de fond = 13.20 bars	

Tableau (VII-4) : Caractéristiques et les paramètres De GPL après l'optimisation

Conclusion
Générale

Conclusion Générale

L'objectif visé par ce travail est de trouver une solution au problème de la présence d'un pourcentage élevé de C_5^+ dans le GPL et de vérifier l'état désigné de la colonne de distillation et le ballon de séparation.

Les résultats obtenus montrent que Les conditions design sont différentes des conditions réelles.

On peut donc conclure que pour remédier à ce problème une optimisation des paramètres de fonctionnement est faite on utilisant le logiciel **DESIGN II** pour simuler le modèle proposé (colonne C-702 (débuthaniseur)) pour déterminer les paramètres qui permet de trouve une solution à ce problème de production.

Après plusieurs changements de température dans plusieurs cas on a déterminé les paramètres qui donnent des résultats très acceptables et qui permettent d'améliorer la production de GPL de manière qualitative et quantitative.

Référence
Bibliographique

Référence Bibliographique

- [1]- Haoud-Berkaoui. Division production. Manuel de sonatrach.
- [2]- H. BENAMOURA, Optimisation des paramètres de marche de la section de fractionnement de l'unité GLA / HBK, Mémoire de fin d'étude, Spécialité chimie industrielle Option génie chimique, Université de Ouargla 1999.
- [3]- SAÏDAT MUSTAPHA ; 2005 ; « Optimisation ». Cours 5^{ième} Année. Chimie industrielle. Option Génie Chimique. Université de Ouargla. Algérie.
- [4]- TECHNIQUE D'INGENIEUR
- [5]- [http:// www.inrs.fr](http://www.inrs.fr)
- [6]- SIGNI LAGEL ; 2004 ; « Méthodes d'analyse physique ». Cours 4^{ième} Année. Chimie industrielle. Option génie chimique. Université Ouargla. Algérie.
- [7]- MECHL CERR. ; 1996; « ANALYSE INDUSTRIELLE I ». PP 208-271
- [8]- EMILIAN KOLLER. ; 2001; « Génie Chimique ».
- [9]- « DESIGN II ». Simulateur de procédés. Manuel utilisateur
- [10]- [http:// www. WIN SIM. Com](http://www.WIN.SIM.Com)
- [11]- ASSELINEAU et BULLE. 1976. séminaire distillation réalisé à IAP. Dar EL Beida. Algérie.
- [12]- ZIGHMI SOUAD. « Simulation et optimisation des paramètres de marche de l'unité GPL de Guellala » Mémoire de fin d'étude, Spécialité chimie industrielle Option génie chimique, Université de Ouargla 2001.

Annexes

Composition	Alimentation	Distillat	Résidu	Composition de GPL
Méthane	0	0	0	0
Ethane	0,021704	0,023551	0,021704	0,023551
Propane	0,556279	0,597546	0,556279	0,597546
i-Butane	0,076903	0,089132	0,076903	0,089132
n-Butane	0,236587	0,285757	0,236587	0,285757
i-Pentane	0,03494	0,003001	0,03494	0,003001
n-Pentane	0,073589	0,001013	0,073589	0,001013
	1	1	1	1
Température d'alimentation de la première charge = 118°C				
Température d'alimentation de la deuxième charge = 69°C				
Nombre d'étage d'alimentation de la première charge C-401 vers C-702 = 22				
Nombre d'étage d'alimentation de la deuxième charge C-701 vers C-702 = 13				
Température de tête = 68,4 °C				
Température de fond = 151°C				
Pression de tête = 12,44 bars				
Pression de fond = 15,4 bars				
PM = 49,3275 g / mole				

Calcul design de fractionnement au niveau de la colonne C-702

Composition	Alimentation	Sortie liquide	Sortie vapeur	Alimentation C701
Méthane	0,644563	0,143988	0,747191	0,143988
Ethane	0,193555	0,249899	0,182004	0,249899
Propane	0,109416	0,346308	0,060849	0,346308
i-Butane	0,010601	0,047344	0,003068	0,047344
n-Butane	0,029916	0,145649	0,006188	0,145649
i-Pentane	0,003927	0,02151	0,000322	0,02151
n-Pentane	0,008022	0,045303	0,000378	0,045303
Totale	1	1	1	1
Température d'alimentation = -18°C				
Pression de ballon du flash=24 bars				
Taux de vaporisation $\psi = 0,8298$				

Calcul de design au niveau de ballon de flash V-600

Composition	Alimentation	Distillat	Résidu	Alimentation C-702
Méthane	0,143988	0,217707	0	0,143988
Ethane	0,249899	0,750422	0,021704	0,249899
Propane	0,346308	0,031876	0,556279	0,346308
i-Butane	0,047344	0	0,076903	0,047344
n-Butane	0,145649	0	0,236587	0,145649
i-Pentane	0,02151	0	0,03494	0,02151
n-Pentane	0,045303	0	0,073589	0,045303
Totale	1	1	1	1
Température d'alimentation = 26°C				
Température de tête = -5,8 °C				
Température de fond = 85,6°C				
Pression de tête = 24,9 bars				
Pression de fond = 25,3 bars				

Calcul design de fractionnement au niveau de la colonne C-701