

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



CENTRE UNIVERSITAIRE D'EL-OUED

INSTITUT DES SCIENCES ET TECHNOLOGIE



Mémoire de fin d'étude

Présenté pour l'obtention du diplôme de

LICENCE ACADEMIQUE

Domaine : Sciences technologie

Filière : Hydrocarbure et chimie

Spécialité : Génie des procédés chimiques

Option : Raffinage

Thème

**Calcul de vérification de la colonne de
Débutaniseur de l'unité de GPL
RHODE-NOUSS**

Encadré par :

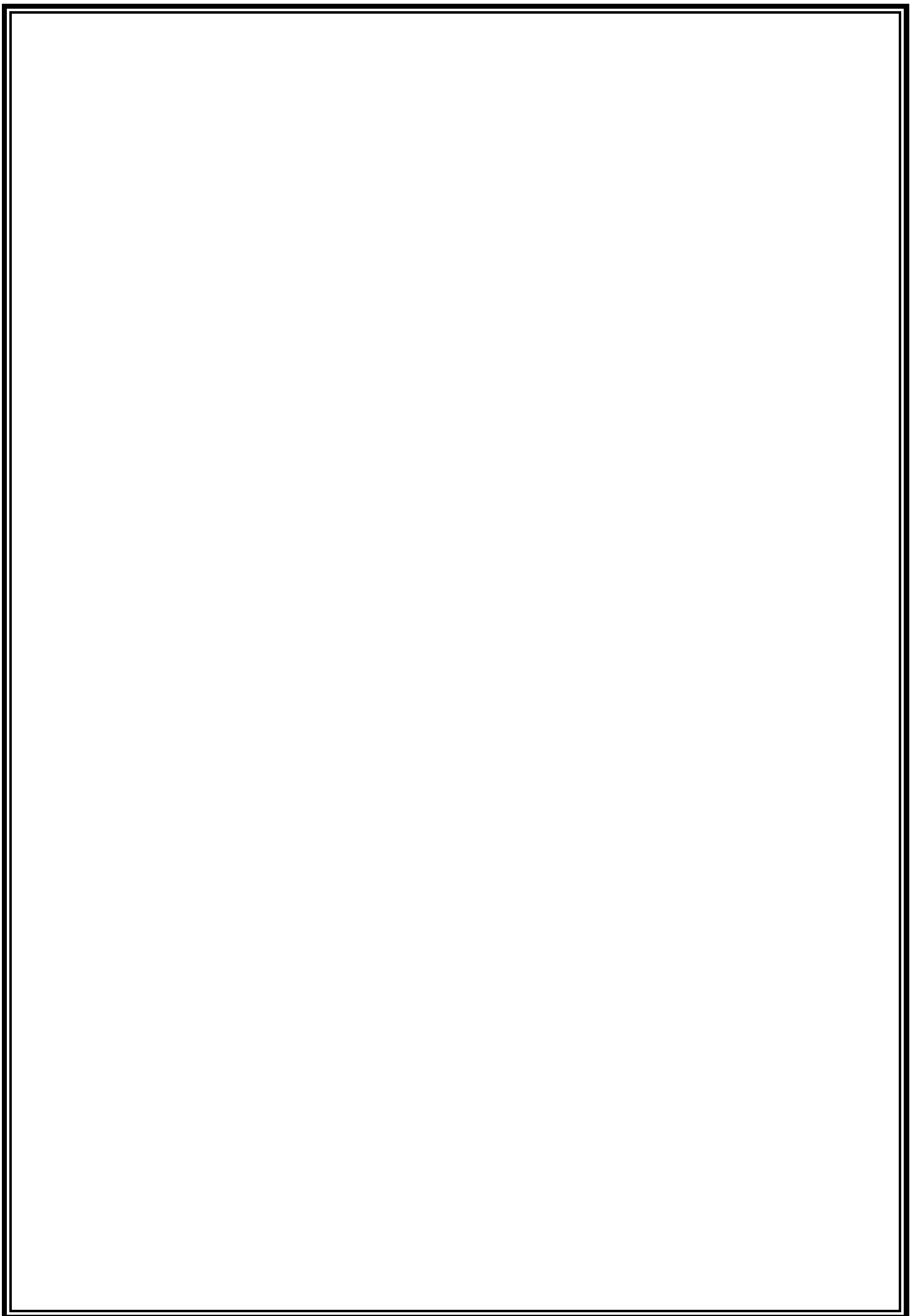
M^{il}: ATIA abd elmalek

Réalisé par:

• Letoufa ammar

• Guediri hamza

2011-2012



Dédicace

J'ai le grand honneur de dédier ce travail a celui qui ma fait de moi un homme ,
mon Père.

A l'être le plus cher de ma vie,ma mère.

A tous mes amis ,

A tous ceux qui sèment le bonheur dans mons mon chemin ammarlotoufa , nourri abdel
fatah , chekha mabrouk baderdin ...

A tous les enseignants et toutes les enseignants de raffinage.

A mon cher pays << l'algerie>> , et ma belle ville << el-oued >>.

A tous ceux que j'aime.

hamza

DEDICACE

Je dédie ce modeste travail à :

- ✓ En premier lieu à ma mère et mon père qui ont consenti beaucoup de sacrifices pour me permettre de réaliser mes objectifs . Qu'ils trouvent ici toute ma reconnaissance et ma gratitude .
- ✓ A mon binôme :
- ✓ A tous mes amis, particulièrement : ***BOUTAYEB-BOU- *ABDL HAFID *BOUTAYEB-BEL- *ZAKARIA *ABDL KADER *YOUNES**
- ✓ A tous mes proches.
- ✓ A tous mes camarades de groupe raffinage.
- ✓ A tous mes enseignants .

AMMAR

STNEMEICREMER

Je tiens à exprimer mes vifs remerciements à Monsieur UEID, notre créateur

Pour m'avoir donné la force pour accomplir ce travail.

Je tiens à exprimer mes vifs remerciements à tous mes professeurs qui

ont contribué à ma formation

en particulier mon promoteur **Mr. ATIA ABDELMALEK** pour ses
conseils et l'aide qu'il m'a apportée.

Respectivement le chef de complexe, ingénieur en maintenance, adjoint

Chef de service et ingénieur en maintenance, ingénieur en raffinage pour

leur orientation et conseils ainsi que le support documentaire dont ils

n'ont ménagé aucun effort pour me donner les explications et collaborations

Nos derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à tous

Ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement

Sommaire

Résumé.....	01
Introduction générale.....	02

Généralités

I)- le gaz naturel.....	03
I.1)- Caractéristiques du gaz naturel	03
I.2)- Composition chimique d'un gaz naturel	03
I.3)- Les types de gaz naturel	04
II)- le GPL.....	04
II.1)-Qu'est-ce que le GPL	04
II.2)- Les sources des GPL :.....	05
II.3)- Les caractéristiques générales des GPL	05
II.4)- Avantages et inconvénients techniques de GPL	07
III)- Domaines d'utilisation du GPL	07
III.1)- Le GPL/ carburant	07
III.2)- Utilisation du GPL dans la pétrochimie	08
III.3)- Autres utilisations du propane et du butane	09
IV)- Le GPL dans le monde	10
IV.1)- La production mondiale du GPL	10
IV.2)- La consommation mondiale en GPL	11
V)- Le GPL en Algérie	12
V.1)- La demande nationale de GPL	12
V.2)- La production nationale du GPL	12
V.3)- La consommation nationale du GPL	13

Partie théorique

I)-Introduction.....	14
II)- Théorie de la rectification	14
II.1)- Définition.....	14
II.2)- Principe de fonctionnement d'une colonne de re.....	15
II.3)- Description d'une colonne de rectification.....	16
III)- Colonne de fractionnement.....	17
III-1)- Régime de température dans la colonne	18
III-2)- Choix de la pression dans la colonne	19
III-3)- Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge.....	20
III.4)- Fonctionnement à reflux total.....	21
III.5)- Fonctionnement à reflux minimal	22
III.6)- Taux de reflux opératoire (optimal)	23
III.7)- Nombre de plateaux théoriques à reflux optimal	23
III.8)- Bilan matière.....	24
III.9)- Bilan thermique de la colonne	24
IV)- Transfert de matière et transfert de chaleur	25
IV.1)- Lois fondamentales de transfert de matière	25
IV.2)- Lois fondamentales de transfert de chaleur.....	26

Partie technologique

I)- Situation géographique.....	30
II)- Historique.....	30
III)-DESCRIPTION GENEALE DE LUSINE DE TRAITEMENT .PHASE "A" ET" B".....	32
III.1)- Description générale de l'usine de traitement phase A.....	32
III.2)-Description générale de l'usine de traitement phase B.....	34
Mode de fonctionnement	42

Partie calcul

PREMIERE PARTIE: Calcul de l'unité pour une capacité réelle.

I)- Calcul la colonne de débutanisation T-02.....	45
1)- La composition de la charge du débutaniseur T02.....	46
2)- Calcul de la composition et les débits du distillat et du Résidu	48
3)- Calcul de la pression et la température dans la colonne	50
4)- Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation.....	53
5)- Calcul des volatilités relatives des constituants	54
6)- Fonctionnement à reflux total	55
7)- Fonctionnement à reflux minimal	55
8)-Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la colonne	57
9)- Bilan thermique de la colonne	60
Conclusion	66

Liste de figure

Liste de tableau

Bibliographie

Résumé

Le gaz de pétrole liquéfié GPL occupe une place très importante dans le marché mondial grâce à ces propriétés énergétiques et écologiques.

Se trouvant parmi les principales régions productrices de GPL dans le monde, l'Algérie sera la deuxième zone exportatrice de GPL après l'Arabie séoudite.

Dans le cadre de l'objectif stratégique de valorisation des ressources gazières, la société Sonatrach a adopté un plan de développement qui permet la récupération du GPL sur les champs en exploitation, pour augmenter la contribution des GPL dans l'exportation globale des hydrocarbures et d'accroître ainsi les recettes en devises du pays.

L'objectif de cette étude est la vérification par calcul de l'état de l'unité de GPL de GHOURD NOUSS (en particulier du débutaniseur).

Notre travail est présenté comme suit :

- Généralités sur le gaz naturel et le GPL.
- Description de process.
- Partie calcul.

ملخص :

والغاز البترولي المسال يلعب مهم جدا في السوق العالمية من خلال هذه الخصائص الطاقة والبيئة. من بين المناطق الرئيسية المنتجة للغاز البترول المسال في العالم، والجزائر هي المصدر الثاني للمنطقة غاز البترول المسال بعد المملكة العربية السعودية.

كجزء من الهدف الاستراتيجي لتطوير موارد الغاز، وقد اعتمدت خطة تطوير سوناطراك التي تسمح للانتعاش من غاز البترول المسال في الحقول في العملية، وإلى زيادة مساهمة الغاز الطبيعي المسال في الصادرات العالمية من النفط والغاز و وبالتالي زيادة عائدات النقد الأجنبي للبلاد.

الهدف من هذه الدراسة هو التحقق من حساب وحدة الدولة من الغاز الطبيعي المسال غرد النص وتقدم عملنا على النحو التالي:

- معلومات عامة عن الغاز الطبيعي وغاز البترول المسال.

- وصف العملية.

- الجزء الحوسبة.

Introduction générale:

Depuis la révolution industrielle du 18^{ème} siècle, l'augmentation continue de production de l'énergie était le but fixé par les industriels.

Sans se soucier des avantages qu'elle pourra provoquer plus tard, l'évolution s'est faite au détriment de la vie, menaçant ainsi l'existence des êtres vivants et même de la planète.

Sur ce, plusieurs études ont été faites afin de limiter l'effet négatif des énergies polluantes comme le charbon ou même le pétrole, lesquelles par leur combustion ou utilisation industrielle dégagent des gaz très toxiques : NO_x, SO_x ou bien par leur non biodégradabilité, affectent et polluent tout l'environnement.

D'autres énergies influent indirectement, mais d'une façon aussi négative que les précédentes, on peut citer par exemple le bois dont l'exploitation aveugle et non contrôlée a causé la déforestation massive d'un nombre très important de forêts, menaçant ainsi l'équilibre écosystème.

Récemment, vers la fin des années cinquante, on a assisté à l'émergence de nouvelles sources comme l'énergie nucléaire, l'énergie solaire, l'hydraulique, mais ces énergies restent limitées et leur utilisation est spécifique aux pays riches et qui possèdent une technologie très avancée.

Parallèlement au pétrole, l'énergie gazière n'a cessé d'évoluer occupant ainsi une place très importante dans le marché mondial grâce à ces propriétés énergétiques et écologiques.

Cette nouvelle énergie commence peu à peu à se substituer progressivement aux autres énergies ouvrant ainsi de nouvelles perspectives dans le futur.

Hormis le gaz naturel qui est de loin la première source gazière mondiale, un nouveau produit est apparu vers les années 70 et présente des avantages aussi considérables que le gaz naturel : C'est le GPL (gaz de pétrole liquéfié). La récupération des GPL à grande échelle en

Introduction

raffinerie, ne date que des années 70. Il aura fallu attendre les années 80 pour assister à un véritable essor de la récupération des produits sur champs. Cette dernière, s'est renforcée considérablement après la crise du pétrole de 1973.

Le GPL est donc passé d'une situation qui était celle de destruction du produit à celle de la récupération puis valorisation.

I)- LE GAZ NATUREL(1)

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

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de **75 % à 95 %**, est le méthane (CH_4). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure.

I.1)- Caractéristiques du gaz naturel :

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

a)-Densité :

Pour un gaz la densité est définie par rapport à l'air dans les conditions déterminées de température et de pression.

b)-Pouvoir calorifique :

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence. Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en (J/m^3)

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

-Pouvoir calorifique supérieur : (PCS)

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

-Pouvoir calorifique inférieur : (PCI)

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

I.2)- Composition chimique d'un gaz naturel :

La composition chimique d'un gaz est la nature des hydrocarbures et les autres constituants qu'il renferme, leur importance relative dans le mélange et leur fraction volumique ou moléculaire.

La composition chimique d'un gaz est utilisée pour étudier la vaporisation et calculer certaines de ces propriétés en fonction de la pression et la température. On peut classer les gaz naturels selon leur origine en :

-Cité est différence : (gaz)

C'est un gaz formé par l'action des bactéries sur les débits organiques qui s'accumulent dans les sédiments.

-Le gaz naturel thermique :

C'est un gaz formé par la dégradation thermique des sédiments qui portés à des températures et pressions croissantes au cours de l'évolution des bassins sédimentaires, et donne à coté des hydrocarbures une large gamme de composés non hydrocarbures.

-Le gaz naturel inorganique :

C'est un gaz inorganique qui se forme au cours de la formation des gaz hydrocarbures à faible proportion, les gaz volcaniques et les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et des inclusions fluides des minéraux des roches métamorphiques ou magmatiques.

I.3)-Les types de gaz naturel :

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

- Le gaz sec :

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

-Le gaz humide :

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

-Le gaz à condensât :

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

Le gaz associé :

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

II)- GPL(1)**II.1)-Qu'est-ce que le GPL?**

Ce sont le butane (C_4H_{10}), et le propane (C_3H_8) et un peu de traces de méthane (CH_4), de l'éthane (C_2H_6) et le pentane (C_5H_{12}) que l'on appelle généralement GPL, gaz de pétrole liquéfié. Ces gaz ont la particularité de se trouver à l'état gazeux à température ambiante et de passer à l'état liquide sous une pression de quelques (**4 à 5 bars**), Cette propriété

permet de stoker, de transporter et de commercialiser aisément les GPL dans des simples bouteilles en acier .

Les GPL sont transportés à l'état liquide et utilisés à l'état gazeux. Ils sont extraits du pétrole brut au cours des opération de raffinage, et du gaz naturel par un traitement qui a pour but d' isoler les produits condensables, au cours des opération de liquéfaction du gaz naturel.

La composition molaire du GPL est variable selon leur source.

Tableau n° 1 : La composition molaire du GPL.

Composants du GPL	% molaire
Méthane	0,32
Ethane	1,12
Propane	60,95
Iso butane	15,46
Normal butane	22,14
Iso pentane	0,01

Le GPL est l'un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne le contrôle de l'environnement.

II.2)-Les sources des GPL :

Le GPL est obtenu principalement :

- Dans les raffineries, soit au cours de la distillation du pétrole brut ou lors du Cracking ou du Reforming des produits en vue de la production des essences.
- Au cours des séparations du gaz naturel (GNL) qui a pour but de séparer et de récupérer le condensât et GPL (**propane, butane, C₅⁺**) dans les champs.
- Par liquéfaction du gaz naturel.

II.3)-Les caractéristiques générales des GPL :

-Odeur : Le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant. Ce sont des composés sulfurés tels que le diéthylmercaptane ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fins des commercialisations.

-Tension de vapeur : La TVR du GPL est de **8 et 2 bars** pour le propane et le butane respectivement à **20°C**.

-Dilatation : A l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).

-Densité : Aux conditions normales de température et pression, le GPL est plus lourd que l'air. Cette densité diminue avec l'augmentation de la température. A titre exemple :

A **38°C**, la densité est égale **0,534**. La densité est très importante dans le GPL commercial.

De petites quantités de GPL dans l'eau peuvent former un mélange, c'est pour cela qu'il n'est pas toléré de négliger la moindre consigne de sécurité dans l'industrie du gaz.

-Température d'ébullition : A la pression atmosphérique la température d'ébullition. Du propane est de **-42°C**, celle de butane est de **-6°C**.

-Pouvoir calorifique : C'est la propriété la plus intéressante étant donné que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :

Iso-butane : PC = **29460** (kcal/kg).

Normal butane : PC = **29622** (kcal/kg).

Propane : PC = **22506** (kcal/ kg).

-Impuretés : Le plus important est le soufre. La teneur en soufre est inférieure ou égale à **0,005** % en masse. L'eau est aussi, L'une des impuretés importantes.

-Le GPL est non corrosif à l'acier.

-Le GPL n'a aucune propriété de lubrification et cet effet doit être pris en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs). Le GPL est incolore, que ce soit en phase liquide ou gazeuse.

Les GPL raffinés sont en général extrêmement inflammable, étant donné leur grande volatilité, Ils peuvent donner, au contact de l'air, des mélanges explosifs.

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

-Les GPL lorsqu'il se reprend sous sa forme, hors d'un container sous pression produit du froid : Au contact de la peau, il provoque des brûlures caractéristiques appelées « **brûlures froides** ».

-Le poids spécifique du GPL est environ la moitié de celui de l'eau.

-Le GPL n'est ni toxique, ni corrosif vis à vis des aciers.

Les produits du commerce sont très différents les uns des autres, en outre, leur tension de vapeur, leur poids spécifique et leurs propriétés antidétonantes sont très sensibles aux variations de la température ambiante.

Le GPL est caractérisé par un indice d'Octane Recherché (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. ...

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 vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques. 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 aux carburants traditionnels.

-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.

-Pollution évitée.

-Les gaz d'échappements sont exempts de poussières, de plomb et de soufre.

-Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.

Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes

III)- Domaines d'utilisation du GPL (2)

III.1)-Le GPL/ carburant :

Si les projecteurs de l'actualité se braquent aujourd'hui sur le GPL/C, il n'en a pas déjà une longue histoire.

Dés 1912, aux USA, le GPL/C alimentait les voitures, mais cette innovation est restée sans lendemain, car il n'était utilisé que comme carburant de substitution en cas de crises. Il fallut attendre les années 80 pour que la fiscalité devienne favorable dans certains pays et permette le développement des voitures équipées de la bi-carburant.

Le GPL/C a largement prouvé ses qualités à être un carburant alternatif avantageux tant au plan économique qu'au plan écologique. Actuellement, de nombreux pays possèdent une flotte de véhicules roulant au GPL/C. Ce sont principalement : Les Pays-Bas, le Japon, l'Italie, l'Allemagne, la Grande-Bretagne, la France, les USA, l'Espagne, le Canada...etc, Le GPL/C est adopté en Algérie sous le nom commercial « SIRGHAZ ».

L'indice d'octane élevé du GPL/C permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur. Le niveau alarmant de pollution devrait au contraire favoriser l'utilisation des véhicules

GPL/C, car il produit moins de CO₂ et de CO. Il ne contient pas de Pb. L'introduction massive du GPL/C en Algérie est aujourd'hui une option stratégique, d'une part en raison de l'accroissement de la demande nationale en carburant et d'autre part pour des raisons environnementales cruciales. Il a été introduit en Algérie en 1980. La demande mondiale en GPL/C atteint 9,6 MT en 1994, 12,3 MT en 2000, le scénario forte table sur 20 MT en 2010. La consommation sur le continent africain est très faible et environ de 1%.

III.2)-Utilisation du GPL dans la pétrochimie :

a)-Propane :

Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone. Lors de la pyrolyse du propane, il se forme l'éthylène et le propylène, tandis que le nitro-méthane, le nitro-éthane et le nitro-propane sont issus de la réaction de nitration, les produits de chloration n'ont pas trouvés jusqu'à présent d'application industrielle, pourtant il est bien connu que le propane, à côté du méthane et d'éthane sont utilisés dans la fabrication de l'acétylène.

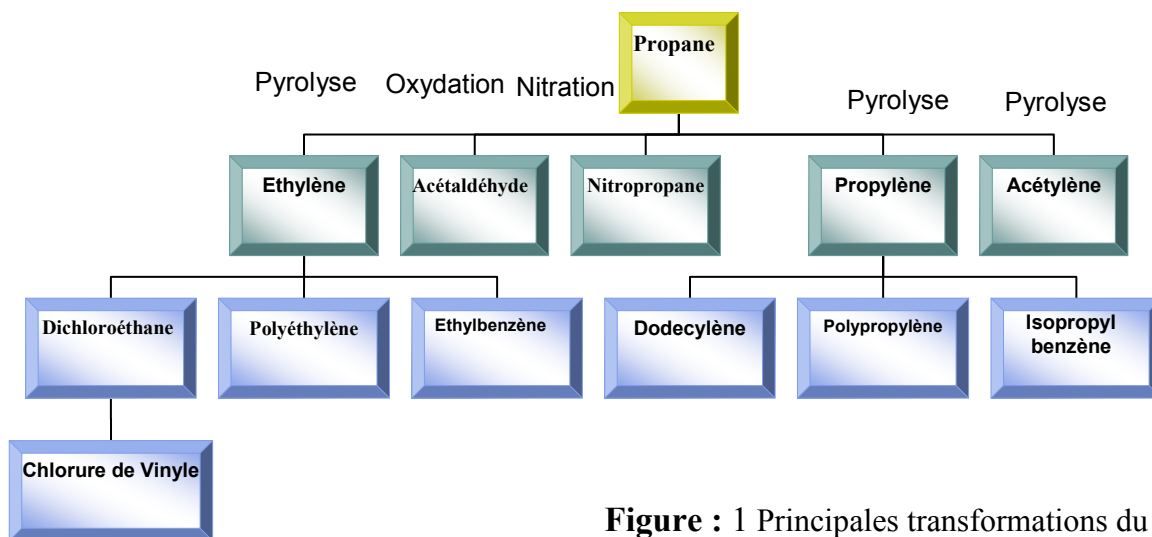


Figure : 1 Principales transformations du propane

b)-Butane :

On l'utilise pour produire de nombreuses oléfines comme. l'éthylène , le propylène et divers butylènes ou bien l' acétylène et le butadiène. Les butanes s'oxydent en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique et formaldéhyde, l'acétoneetc.

Lors de la nitration du butane, on obtient les nitro-butanes -1 et nitro-butanes - 2.L'isomérisation du butane le transforme en iso-butane.

c)-iso-butane :

L'iso-butane intervient dans les nombreuses alcoylations qui se produisent lors de la préparation des supercarburants à indice d'octane élevé. Il est considéré comme agent

d'alcoylation très efficace. L'iso-butylène formé lors de la déshydrogénation de l'isobutane, sert de matière première dans la préparation du caoutchouc butyle du polyisobutylène et de l'essence de polymérisation.

Principales transformations du butane

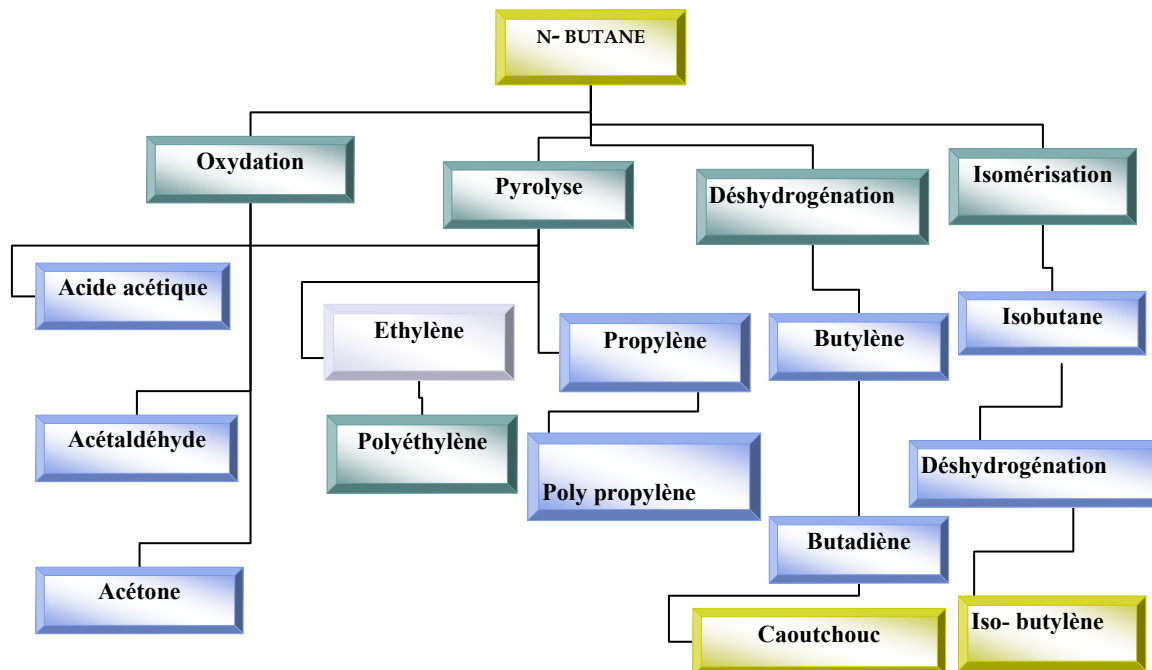


Figure : 2 Principales transformation du butane

III.3)-Autres utilisations du propane et du butane :

a)-Le GPL dans la production d'électricité :

La production d'électricité en Algérie s'effectue uniquement par le gaz naturel, le GPL n'est pas introduit jusqu'à ici dans la génération d'électricité ou dans la combustion.

b)-Le GPL dans les ménages :

Le butane et le propane qui sont obtenu 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 **13kg** en **1996**. Le propane représente **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.

c)-Le GPL dans la climatisation :

Il est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs (moyenne capacité) grâce à sa détente d'absorption de la chaleur et de créer le froid.

d)-Le GPL dans L'agriculture ;

L'utilisation du GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture, et certaine culture sous-serre. Le niveau de consommation prévu est relativement faible (**40.000 tonnes/an**). Pour le court terme. Il est attendu une évolution plus significative à moyen et long terme particulièrement par l'introduction dans le domaine de l'élevage (éclairage, climatisation, chauffage....etc.).

e)-Utilisations collectives

Ses utilisations rapprochent par leur nature des utilisations domestiques mais elles répondent à des besoins beaucoup plus importants. En outre, leurs secteurs sont très variés ; ils comprennent aussi bien les services publics ou privés ayant à résoudre les professionnelles, artisanales, agricoles ou industrielles, pour lesquelles l'amélioration du confort est un facteur de productivité.

f)-Utilisations industrielles et artisanales :

Le propane intervient dans de nombreux travaux de fabrication, manuels ou mécaniques .Il convient aussi bien aux grands ensembles de production d'un automatisme poussé qu'aux installations les plus modestes.

Exemples :

1)-Industrie chimique:

- Chauffage de bacs d'acide.
- Fabrication de produits insecticides.
- fabrication de caoutchouc synthétique.
- Aérosols.
- Production de gaz inerte.

2)-Matières plastiques :

- Ramollissement avant formage.
- Travail au chalumeau.

IV)- Le GPL dans le monde : (2)**IV.1)- La production mondiale du GPL :**

Il existe deux source de GPL : La récupération du propane et du butane sur les champs de pétrole et gaz naturel représente **60%** des ressources. La production sur champs est particulièrement importante :

-Aux Etats-Unis où une longue tradition d'utilisation importante existe, la production et la consommation sont équilibrées. Au Moyen- Orient, la production de 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. Au paravent, ces produits étaient brûlés avec le gaz associé. Le Moyen-Orient est la principale source d'exportation de GPL dans le monde.

-En Afrique du Nord et tout particulièrement en Algérie où les GPL sont surtout récupérés à partir de gaz naturel dans les unités de liquéfaction.

La production des raffineries assure le complément. Le propane et le butane sont récupérés au niveau de la distillation du pétrole brut et par craquage des molécules lourdes dans la plupart des unités de transformation et de conversion.

Le propane et le butane commercial ne sont pas des produits purs mais des mélanges, une séparation complète des molécules serait aussi coûteuse qu'inutile car la plupart des utilisations acceptent des mélanges. La production mondiale du GPL représentait **162 MT** en **1995**, elle croîtra à un rythme de **5%** par an.

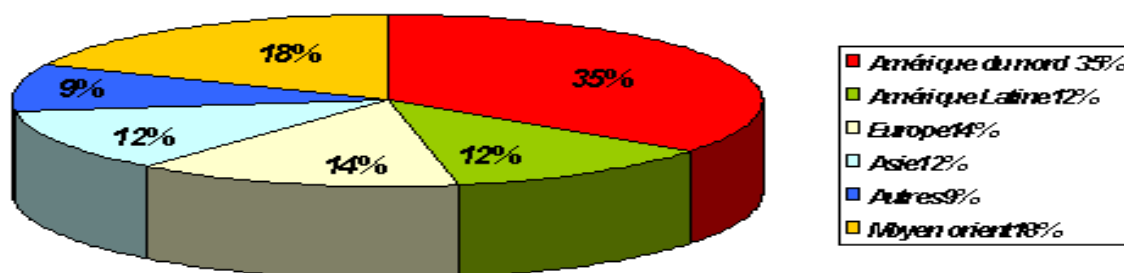


Figure 3 : l'offre mondiale des GPL

IV.2)- La consommation mondiale en GPL :

Actuellement, les GPL représentent **2%** de la consommation énergétique mondiale. La demande mondiale en GPL a augmenté à un rythme bien supérieur à celui de la demande énergétique.

Le secteur résidentiel et commercial constitue la plus grande part du marché des principaux consommateurs, soit **42%** de la demande totale en 1995. En raison de la pénétration du gaz naturel, ce secteur se stabilise dans les pays occidentaux : Amérique, Europe de l'Ouest. Les secteurs de transports et de la pétrochimie sont appelés à se développer dans le futur. Dans le secteur pétrochimique, l'Amérique du nord et l'Europe de l'Ouest dominent la consommation mondiale du GPL (**78%** en 1995).

Alors que l'Agence Internationale de l'Energie estime que les besoins énergétiques mondiaux vont augmenter de 60% d'ici 2030, les travaux du Forum annuel de l'Association Mondiale du GPL démontrent que le GPL, grâce à des technologies innovantes sophistiquées, s'affirme comme une vraie énergie alternative propre, économique, disponible partout.

V)- Le GPL en Algérie (1)

V.1)- La demande nationale de GPL :

Le niveau de la demande nationale de GPL est de L'ordre 1,4 millions de tonnes (sources NAFTAL) dont 90% de butane, 5% de propane et 5% de GPL carburant (GPL/C).

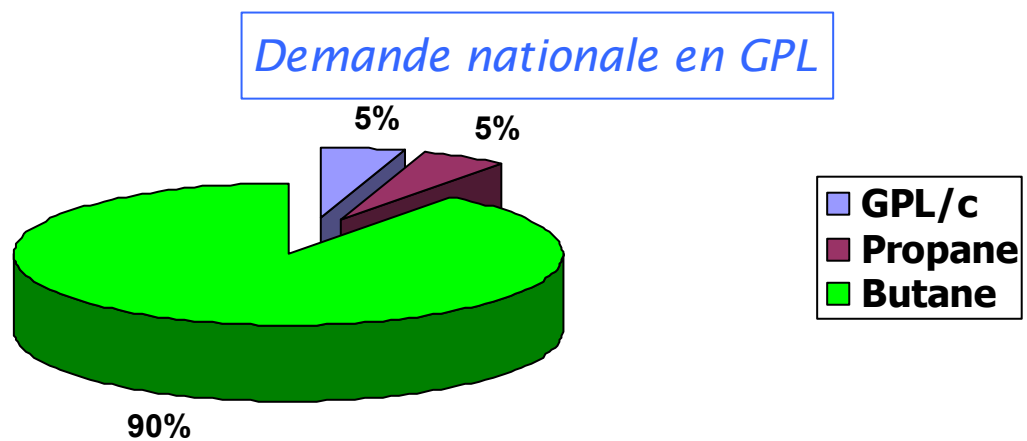


Figure 4 : Demande nationale en GPL

-336.000 tonnes dans la région Ouest (24%) .

-516.000 tonnes dans la région Est (37%).

-et en fin 401.000 tonnes dans la région centre (29%).

V.2)- La production nationale du GPL :

La production algérienne de gaz naturel liquéfié (GNL) a augmenté de 3% en 2005, atteignant 42 millions de m³. Concernant le GPL (gaz de pétrole liquéfié, butane et propane), la production est passée à 8,8 millions de tonnes, en 2005, soit +4%. Cette progression reste toutefois inférieure aux prévisions qui tablaient sur 9,2 millions de tonnes. Sonatrach justifie la production limitée en Algérie durant 2004 par l'accident dans le complexe GNL de Skikda, lequel avait fait 26 morts et détruit complètement 3 unités de la raffinerie. Pour 2006, Sonatrach prévoit d'atteindre un volume de 43,9 millions de m³, notamment avec l'entrée en service d'une autre unité du complexe de Skikda elle aussi endommagée par l'accident.

L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région Ouest à Arzew avec **87%**, **9%** dans la région Est (Skikda), **2%** au Centre et **2%** dans le Sud au niveau des champs de Hassi R'mel, Haoudh - Berkaoui et Rhourde Nous.

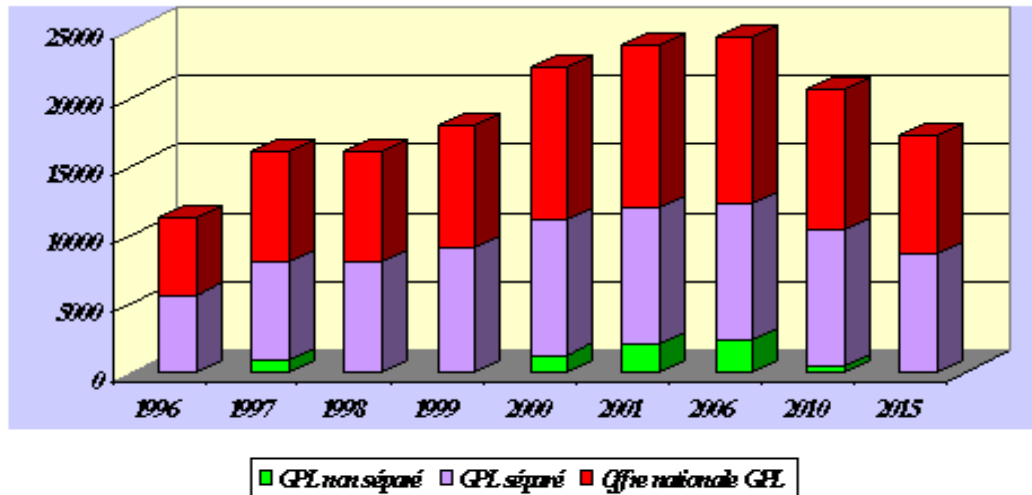


Figure 5 : Offre prévisionnelle national de GPL (en MT)

V.3)- La consommation nationale du GPL :

Selon Sonatrach, cette évolution de la consommation, sans la mise en place de nouvelles capacités de raffinage, conduira, à terme, vers le recours conséquent aux importations des carburants (essence et gasoil). La consommation des GPL, principalement dans le secteur domestique, a enregistré une croissance de l'ordre de 2%.

L'utilisation du GPL comme carburant (GPL/C), suscite un intérêt croissant. L'année 2005 a enregistré un taux de croissance de l'ordre de 7%.

I)-INTRODUCTION:

Exploitant les différences de volatilités des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation; ou comme on dit généralement le fractionnement des constituants en fonction de leurs températures d'ébullition.

Travaillant comme une machine thermique entre une source chaude (four), et une source froide (condenseur de tête), la distillation met en œuvre un contre-courant de liquide et vapeur, discontinu dans le cas des colonnes à plateaux ou continu pour les colonnes à garnissage. Comme la thermodynamique l'a montré, le contact des deux phases conduit à un échange des constituants, 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 ils sont soutirés au fond de la colonne. Cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit entre la tête et le fond de la colonne par un gradient de température qui dérive directement du gradient de concentration.

L'échange réciproque de constituants d'une phase vers l'autre par diffusion conduit à un équilibre théorique.

Un tel système en équilibre constitue un étage théorique, il est caractérisé par des relations entre les concentrations des constituants dans chaque phase traduisant ainsi une sélectivité élémentaire de fractionnement.

La distillation ordonne ces contacts élémentaires en série, sous forme de cascade afin d'amplifier la sélectivité de l'étage théorique.

II)- THEORIE DE LA RECTIFICATION(3)

Les procédés de traitement, basés sur les transferts de matière sont très importants pour la séparation des produits composés tels que le pétrole et le gaz naturel. Ainsi par rectification, on obtient à partir des produits (par exemple le pétrole brut) une gamme très variées de mélanges hydrocarbures (l'essence, kérosène, fuel-oil...etc.).

Par ce procédé également, on fractionne les produits issus de diverses opérations en obtenant à partir de ces mélanges des sous-produits (gaz liquéfié, butane, propaneetc.).

II.1)-Définition :

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange composé en constituants pratiquement purs de composition dérivée et se base sur la mise en contact d'une phase liquide et d'une phase vapeur qui tendent à s'équilibrer mutuellement. Cela implique d'une part, l'équilibre de température et de pression et une redistribution des constituants entre les phases d'autre part.

Le transfert de matière d'une phase à une autre s'effectue par diffusion moléculaire. La force motrice de transfert d'une substance est la différence de concentration de l'élément dans les deux

phases. 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 la phase vapeur et la phase liquide.

-La température et la pression.

-A la suite de telle mise en contact la phase

Vapeur, s'enrichit en constituant le plus léger.

-L'opération de rectification est basée sur

le phénomène de séparation par diffusion

des constituants d'une phase à une autre

phase par des mises en contacts des deux phases.

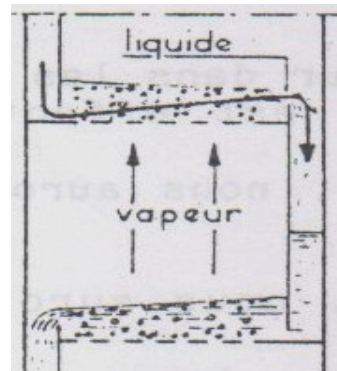


Figure 6 : Schéma simplifié Rectification

Une telle séparation est réalisée à contre-courant en continu dans un appareil appelé : **colonne de rectification**, soit par étage dans une colonne à plateaux, soit dans une colonne à garnissage. La colonne de rectification est un appareillage cylindrique vertical, de hauteur et de diamètre variable constitué à l'intérieur par des compartiments horizontaux appelés **plateaux** ou **garnissages**.

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

II.2)-Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :

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

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (la virole) qui renferme des dispositifs (plateaux ou de garnissage) permettant d'assurer un contact intime entre les deux phases (reflux liquide et gazeux) afin de permettre un transfert de matière et d'énergie entre les deux phases et atteindre l'état d'équilibre.

Sur le long de la colonne, la phase vapeur s'enrichit, de bas en haut en élément le plus volatil et la phase liquide s'enrichit en élément le moins volatil de haut en bas et ce Pour avoir en tête de la colonne un distillat **D** et en bas un résidu **R**.

II.3)- Description d'une colonne de rectification :

Chaque colonne de rectification se compose toujours de trois zones :

-Une zone d'alimentation dite (**zone de flash**) où l'alimentation est introduite à l'état vapeur, liquide ou biphasique (selon la température de la charge).

-Une zone située au dessus de la zone de flash est appelée (**zone de rectification**), caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur sortante de la tête de colonne. Une partie de ce mélange est envoyée en tant que (**reflux froid**) vers la partie supérieure de la colonne pour garder le gradient de température et corriger la composition des produits de tête. L'autre partie est extraite comme distillat à l'état liquide (lorsqu'il s'agit d'une condensation totale.)

-Une zone située au dessous de la zone de flash est appelée (**zone d'épuisement**), caractérisée elle aussi par la présence d'un rebouilleur, qui sert à apporter une certaine quantité de chaleur au liquide soutiré du dernier plateau (**reflux chaud** ou **rebouillage**) afin de récupérer les constituants légers entraînés par les lourds.

La quantité de matière échangée dépend de la concentration initiale et finale, des pressions partielles, de la surface de l'élément de contact et de l'écoulement (vitesse). Le fonctionnement normal de la colonne de rectification pour l'obtention d'un distillat et d'un résidu avec des compositions voulues dépend principalement de l'état de la charge et par conséquent du lieu d'alimentation.

Généralement, la charge peut être envoyée dans la colonne à :

-**Etat liquide ($e_0=0$)** :L'alimentation doit être introduite dans la partie supérieure de la colonne.

-**Etat vapeur ($e_0=1$)** :L'alimentation doit être introduite dans la partie inférieure de la colonne.

-**Etat biphasique liquide-vapeur ($0 < e_0 < 1$)** :L'alimentation doit être introduite dans la partie intermédiaire. Le lieu exact de l'alimentation peut être déterminé en calculant le nombre de plateau de la zone de rectification et de l'épuisement.

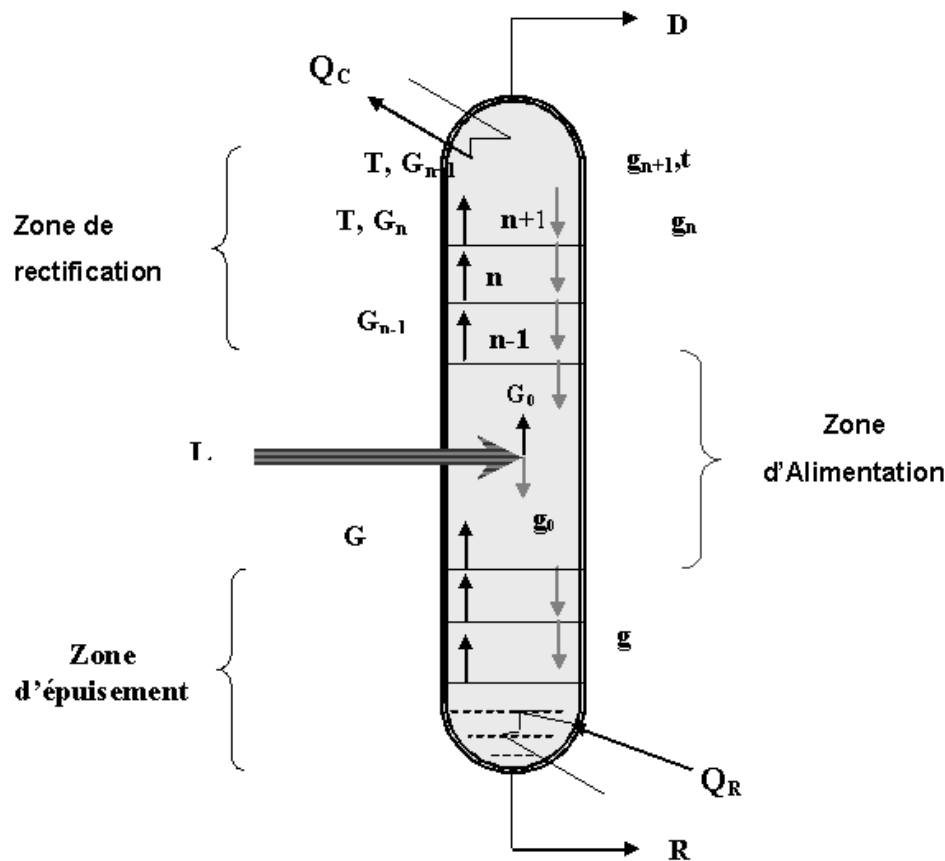


Schéma 7: synoptique de la colonne de rectification

III)-COLONNE DE FRACTIONNEMENT:(7)

Que ce soit pour préparer les charges ou réparer les effluents en produits valorisables, tous les procédés industriels utilisent des opérations de séparation, dont la finalité est d'isoler des constituants tout en respectant des contraintes sur le taux de récupération, et sur la composition, exprimée en fraction molaire, ou fraction poids. De nombreux techniques sont utilisables : l'absorption, l'extraction,... ont tout leur domaine particulier d'utilisation. Seule la distillation, est la plus fréquemment employée. Nous pourrions la qualifier de techniques universelles car elle, à l'aide d'une cascade d'équilibre liquide – vapeur, séparent quasiment tous les mélanges dans l'ordre des températures d'ébullition.

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple. Tout en travaillant à pression constante, il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par une source froide (le condenseur) qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, et une source chaude (le rebouilleur), générant un flux de vapeur chaude montant. Pour assurer les transfères 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, soit par des garnissages, constitués le plus souvent par un

treillis métallique dispersant les phases et assurant une bonne surface d'échange entre les fluides circulants à contre courant.

Le rebouilleur fonctionne à l'aide d'un fluide extérieur (vapeur, huile chaude, fluide procédé), Le plus souvent refroidi par de l'air ou de l'eau, par fois par un fluide procédé, le condenseur travaille dans des conditions différentes selon que l'on cherche à obtenir une coupe légère, ou distillat sous forme liquide ou sous forme vapeur.

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 dépendant des caractéristiques de la charge. Celle-ci est alors séparée en un résidu en fond de la colonne et un distillat en tête. La zone située en dessous du point de charge est appelée zone épuisement ; son objectif est d'appauvrir le résidu en produit léger.

La zone de tête, ou zone de rectification, a pour objectif d'éliminer les produits lourds du distillat.

En discontinu, le bouilleur sert aussi à contenir la charge. La colonne réduite alors à une zone de rectification, et seule la qualité du distillat peut être maîtrisée. Par contre, le liquide résiduel dans le bouilleur contiendra des produits relativement légers.

III.1)- Régime de température dans la colonne :

A la pression de service P_s, la température au sommet de la colonne est déterminée par approximations successives à partir de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur.

$$\sum \frac{y'_{Di}}{k_{Ri}} = 1 \dots\dots\dots(III-1).$$

La température au fond de la colonne doit être calculée comme la température du résidu à la pression P_f.

$$\sum k_i x'_{Ri} = 1 \dots\dots\dots(III-2).$$

Pour diminuer le nombre d'hypothèses jusqu'à trois on peut utiliser l'interpolation linéaire :

Pour l'équation (1) on à :

$$\frac{t - t_1}{t_2 - t_1} = \frac{\sum \left(\frac{y'_i}{k_i}\right) \cdot (t - 1)}{\sum \left(\frac{y'_i}{k_i}\right) \cdot t_2 - \sum \left(\frac{y'_i}{k_i}\right) \cdot t_1} \dots\dots\dots(III-3).$$

Pour l'équation (2) on à :

$$\frac{t - t_1}{t_2 - t_1} = \frac{1 - x'_i \cdot k_i}{\left(\frac{y'_i}{k_{2i}}\right) \left(\frac{y'_i}{k_{Li}}\right)} \dots\dots\dots(III-4).$$

où : K_{1i} et K_{2i} coefficients d'équilibre du constituant (i) respectivement à la température déterminée par l'interpolation et doit être toujours vérifiée par l'équation (III-1) – (III-2).

Y'_{Di} : Concentration molaire du constituant (i) dans le distillat.

X'_{Ri} : Concentration molaire du constituant (i) dans le résidu.

III.2)-Choix de la pression dans la colonne :

Quelque soit la concentration du mélange à séparer, le choix de la pression dans la colonne est avant tout un problème économique. On s'ait qu'à faible pression, la sélectivité de la séparation sera meilleure et que l'on y' évitera l'altération thermique des produits, mais en contre partie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle. C'est donc le choix de fluide réfrigérant qui va imposer ce choix bon marché, abondance (eau douce, eau de mer, air, etc...), qui permet d'obtenir un condensât à 30°C et – 45 °C environ . La pression dans la colonne sera au moins égale à la température de bulle à la pression de bulle à ces températures.

Si la température de condensation des vapeurs de distillat à la pression atmosphérique est supérieure à celle de l'eau (ou de l'air), la rectification se fait généralement à une faible pression effective, un excès de pression est nécessaire pour vaincre les résistances des plateaux, des conduites, du condenseur etc...

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

Lorsque le distillat est constitué de composants très légers, il est nécessaire de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à des basses températures.

Quel que soit la pression de service, la température de condensation totale des vapeurs de distillat doit être prise au moins 15 à 20 °C que celle du fluide réfrigérant.

Ainsi, la pression P_b dans le ballon de reflux est déterminée d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide.

$$\sum k_i x'_{Ri} = 1 \dots\dots\dots(III-5)$$

Le calcul se fait par approximations successives.

Les pressions au sommet, au fond, et dans la zone d'alimentation de la colonne seront donc respectivement :

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \dots\dots\dots(III-6)$$

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots\dots\dots (III-7)$$

$$P_L = 0,5(P_s + P_f) \dots\dots\dots (III-8)$$

Où : $\Delta P_1 = (0,2 - 0,4)$ atm, perte de charge due aux résistances du condenseur et de la conduite reliant le sommet de la colonne au ballon de reflux.

$\Delta P_2 = (0,3 - 0,5)$ atm, pertes de charge dues aux résistances des plateaux.

III.3)-Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge :(7)

D’après la définition de taux de vaporisation ou du taux de condensation de la charge on

a :

$$e'_0 = \frac{G_0}{L} \quad \text{D'où:} \quad G_0 = L \cdot e'_0 \dots\dots\dots (III-9).$$

$$r'_0 = \frac{g_0}{L} \quad \text{D'où:} \quad g_0 = L \cdot r'_0 \dots\dots\dots (III-10).$$

Où :

L : débit molaire la charge.

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

r'_0 : Taux de condensation molaire de la charge.

G_0 : débit molaire de la phase vapeur de la charge.

g_0 : débit molaire de la phase liquide de la charge.

A pression et température données le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases vapeur et liquide de la charge sont déterminées par approximations successives d’après l’équation connue de **Tregoubov**.

$$\sum x'_{0i} = \sum \frac{x'_{Li}}{1 + e'_0 \cdot (k_i - 1)} = 1 \dots\dots\dots (III-11)$$

$$\sum x'_{0i} = \sum \frac{x'_{Li}}{k_i - r'_0 \cdot (k_i - 1)} = 1 \dots\dots\dots (III-12)$$

$$\sum y'_{0i} = \sum k_i \cdot x'_{0i} \dots\dots\dots (III-13)$$

Avec $e'_0 + r'_0 = 1$

x'_{Li} : Concentration molaire du constituant (i) dans la charge.

x'_{0i} : Concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide.

y'_{0i} : Concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur.

Les équations (III-11) et (III-12) peuvent être utilisées également pour déterminer la température de la charge si la pression, r'_0 et e'_0 sont connus.

Si le taux de vaporisation est relativement petit, il est très commode d'utiliser les formules suivantes :

$$\sum y'_{0i} = \sum \frac{x'_{Li}}{e'_0 + (1 - e'_0)/k_i} \dots\dots\dots(III-14)$$

$$\sum x'_{0i} = \sum \frac{y'_{0i}}{k_i} = 1 \dots\dots\dots(III-15)$$

Si la charge à séparer contient un constituant quelconque (j) non volatile ($k_j = 0$) sa concentration dans la phase liquide est donnée par :

$$x'_{0j} = \frac{x'_{Lj}}{1 - e'_0} = \frac{x'_{Lj}}{r'_0} \dots\dots\dots(III-16)$$

On peut écrire la même formule identique si la vapeur à condenser contient un constituant (j) non condensable.

$$y'_{0j} = \frac{y'_{Lj}}{1 - r'_0} = \frac{y'_{Lj}}{e'_0} \dots\dots\dots(III-17)$$

III.4)- Fonctionnement à reflux total :

Dans la théorie de rectification, on utilise deux méthodes d'idéalisation du procédé permettant d'établir les cas de fonctionnement de la colonne. L'un des cas limites est le fonctionnement à reflux total correspondant à un nombre minimal de plateaux théoriques et l'autre est le fonctionnement à reflux minimal demandant pour la séparation un nombre infini de plateaux. A reflux total, les volatilités relatives des constituants peuvent être considérées comme constituants 'i' et dans les produits obtenus (distillat et résidu), leurs volatilités relatives et le nombre minimal de plateaux théoriques est donné par la formule connue sous le nom de **FENSKE-UNDERWOOD**.

$$\frac{x'_{di}}{x'_{dJ}} = \frac{(\alpha_i)^{N_{min}}}{\alpha_J} \cdot \frac{x'_{ri}}{x'_{rJ}} \dots\dots\dots(III-18)$$

A partir de l'équation (18), le nombre minimal de plateaux théoriques y compris le rebouilleur sera :

$$N_{min} = \text{Log} \left(\frac{x'_{Di}x'_{Rj}}{x'_{Dj}x'_{Ri}} \right) \frac{1}{\text{Log}(\alpha_i / \alpha_j)} \dots\dots\dots(III-19)$$

L'application de cette équation aux constituants clés donne :

$$N_{\min} = \text{Log} \left(\frac{x'_{Dv} \cdot x'_{Rl}}{x'_{Dl} \cdot x'_{Rv}} \right) \cdot \frac{1}{\text{Log} \alpha_{v,l}} \dots \dots \dots \text{(III-20)}$$

$\alpha_{v,l}$: Volatilité relative du constituant-clé volatil (v) par rapport au constituant-clé lourd (L), elle est déterminée comme la moyenne géométrique entre le sommet, le fond de la colonne et le niveau de l'alimentation, c'est-à-dire le nombre des plateaux théoriques dans les zones de rectification et d'épuisement est fixé par l'application de Fenske – Underwood aux constituants – clés entre l'alimentation et le distillat ou le résidu soit :

$$N_{R \min} = \text{Log} \left(\frac{x'_{Dv} \cdot x'_{Ll}}{x'_{Dl} \cdot x'_{Lv}} \right) \cdot \frac{1}{\text{Log} \alpha_{v,l}} \dots \dots \dots \text{(III-21)}$$

$$N_{E \min} = \text{Log} \left(\frac{x'_{Lv} \cdot x'_{Rl}}{x'_{Ll} \cdot x'_{Rv}} \right) \cdot \frac{1}{\text{Log} \alpha_{v,l}} \dots \dots \dots \text{(III-22)}$$

III.5)-Fonctionnement à reflux minimal :

C'est un autre cas limite de fonctionnement de la colonne correspondant à un nombre infini de plateaux théoriques ; pour calculer le reflux minimal on a proposé plusieurs formules parmi-elles celle d'UNDERWOOD

$$(r_f)_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{i,l} \cdot x'_{d,i}}{\alpha_{i,l} - \psi} \dots \dots \dots \text{(III-23)}$$

$$(r_f)_{\min} = \sum \frac{\psi \cdot x'_{d,i}}{\alpha_{i,l} - \psi} \dots \dots \dots \text{(III-24)}$$

α_i : Coefficient de volatilité du constituant 'i' au constituant lourd de la charge.

ψ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives à partir des équations suivantes :

$$e'_0 = \sum \frac{\alpha_{i,l} \cdot x'_{i,l}}{\alpha_{i,l} - \psi} \dots \dots \dots \text{(III-25)}$$

$$-r_{b \min} = \psi \sum \frac{\alpha_{Li} \cdot x'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \psi} \dots \dots \dots \text{(III-26)}$$

e'_0 Taux de vaporisation molaire de la charge.

D'une manière générale la valeur de ψ se trouve dans l'intervalle $\alpha_1 < \psi < \alpha_v$

α_1 et α_v : Etant respectivement les volatilités des constituants clés lourd et volatil.

La relation entre $(r_b)_{\min}$ et $(r_f)_{\min}$ est donnée par la formule suivante :

$$(r_b)_{\text{opt}} = \frac{D}{R} (r_f)_{\text{opt}} + \frac{L}{R} (1 - e'_0) - 1 \dots \dots \dots \text{(III-27)}$$

L, D, R: débit molaires respectivement de la charge du distillat et du résidu (kmol /h)

III.6)-Taux de reflux opératoire (optimal) :

A partir d’une alimentation il est possible de réaliser une séparation spécifique en choisissant un taux de reflux opératoire en tête de colonne.

D’une manière générale, le taux de reflux optimal (r_f) est conditionné par le prix de revient des produits obtenus. Pour calculer la valeur optimale de (r_f) surtout pour la rectification des mélanges complexes actuellement on ne dispose pas des méthodes théoriques simples et sûres. C’est pour cette raison que les données pratiques obtenues pendant l’observation du fonctionnement des colonnes industrielles sont largement utilisées

Pour les calculs approximatifs on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND.

$$\frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{min}}{(r_f)_{opt} + 1} = 0,1 \div 0,3 \dots\dots\dots (III-28).$$

Pour le rapport moyen 0,23 on aura :

$$(r_f)_{opt} = 1,3(r_f)_{min} + 0,3 \dots\dots\dots (III-29).$$

On peut calculer la valeur optimale de (r_f)_{min} par la relation suivante :

$$\frac{(r_f)_{opt}}{(r_f)_{min}} = 1,04 \div 1,5 \dots\dots\dots (III-30).$$

Donc le nombre optimal de plateaux théoriques dépasse de 2 à 3 fois le nombre minimal de plateaux.

III.7)-Nombre de plateaux théoriques à reflux optimal : (7)

Méthode approximative de GILLILAND :

GILLILAND a proposé une corrélation empirique entre le taux de reflux et le nombre de plateaux théoriques.

Si ‘N’ est le nombre de plateaux théoriques, correspondant à un taux de reflux opératoire (r_f)_{opt} les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation :

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = \left(\frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{min}}{(r_f)_{opt} + 1} \right) \dots\dots\dots (III-31).$$

Si la charge à séparer se trouve à sa température d’ébullition, on peut utiliser la formule proposée par **DONNELLE et COOPER**.

$$N = N_{min} (14 - 0,8) \text{Log} \left(\frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{min}}{(r_f)_{opt} + 1} \right) \dots\dots\dots (III-32).$$

Ellis a introduit une simplification en admettant que la hauteur de la zone d’alimentation est la même à reflux total qu’à reflux opératoire.

Alors le nombre de plateaux théoriques pour chaque zone est donné par les formules :

$$N_E = N_{E\min} \cdot \frac{N}{N_{\min}} \dots\dots\dots(III-33).$$

$$N_R = N_{R\min} \cdot \frac{N}{N_{\min}} \dots\dots\dots(III-34).$$

N_R : est le nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification à reflux optimal.

N_E : est le nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement à reflux optimal.

III.8)-Bilan matière :

Le bilan matière pour la colonne s'écrit comme suit :

$$L=D+R \dots\dots\dots(III-35)$$

L : débit molaire de la charge kmol /h

D : débit molaire du distillat kmol/h

R : débit molaire du résidu kmol/h

Le bilan matière pour un constituant 'i' de la charge s'écrit comme suit :

$$L.X'_{Li} = D.Y'_{Di} + R.X'_{Ri} \dots\dots\dots(III-36).$$

X'_{Li} , Y'_{Di} et X'_{Ri} Concentrations molaires du constituant « i » respectivement dans la charge, le distillat et le résidu.

III.9)-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 rebouilleur et du condenseur.

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

$$h_L = e'_0.H_0 + (1 - e'_0)h_0 \dots\dots\dots(III-37).$$

$$L.h_L + Q_R = D.h'_D + R.h'_R + Q_R \dots\dots\dots(III-38).$$

$$Q_R = G_R(H_R - h'_L) + R(h_R - h'_L) \dots\dots\dots(III-39).$$

$$Q_C = (D + g_x).(H_D - h_D) \dots\dots\dots(III-40).$$

Où :

Q_R : Charge thermique de rebouilleur kcal/h.

Q_C : Charge thermique de condenseur kcal/h.

h_L : Enthalpie de la charge biphasique kcal/Kmole.

e'_0 : Taux de vaporisation de la charge.

H_0 : Enthalpie de la phase vapeur de la charge kcal/Kmole.

h_0 : Enthalpie de la phase liquide de la charge kcal/kmole.

H_D : Enthalpie du distillat en état liquide kcal/kmole.

H_D : Enthalpie de distillat en état vapeur (vapeur de tête de colonne) kcal/kmole.

H_R : Enthalpie de la phase vapeur provenant du rebouilleur kcal/kmole.

h_r : Enthalpie de résidu en état liquide kcal/kmole.

h'_L : Enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur.

g_x : Débit de reflux froid kcal /h.

G_R : Débit de reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) kmole /h.

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

$$g_x = G_R \cdot \frac{(H_R - h'_L)}{(H_D - h_d)} - \frac{(Rh'_L + DH_D - Lh_L)}{(H_D - h_d)} \dots \dots \dots (III-41).$$

$$g_x = (x_f)_{opt} \cdot D \dots \dots \dots (III-42).$$

$$G_R = (r_b)_{opt} \cdot R \dots \dots \dots (III-43).$$

$(r_b)_{opt}$: Taux de rebouillage optimal défini par :

$$(r_b)_{opt} = \left((r_f)_{opt} \cdot \frac{D}{L} + (1 - e_0) - \frac{R}{L} \right) \cdot \frac{L}{R} \dots \dots \dots (III-44).$$

IV)- Transfert de matière et transfert de chaleur :(3)

Dans la charge chaude venant du four, là où arrive la vapeur de rebouillage, la température est plus élevée. En tête où, arrive le liquide plus froid du reflux de tête, on trouve la température la plus basse. Entre les deux extrémités, les températures s'échelonnent de plateau en plateau, chacune à elles ayant sa propre température qui est toujours supérieure à celle du plateau de dessus et inférieure à celle du plateau de dessous. La vapeur qui monte d'un plateau à l'autre rencontre un liquide plus froid qu'elle, il y a échange thermique. La vapeur montante réchauffe le liquide descendant qui le refroidit. Tout le long de sa montée, la vapeur va perdre ses calories à l'inverse du liquide qui va en gagner.

Parallèlement, il se produit un échange de matière entre les éléments plus volatils et moins volatils par vaporisation des liquides et condensation des vapeurs. Ainsi, plus il y aura de plateaux plus les produits en tête et au fond de la colonne seront purs. Certaines colonnes peuvent être équipées de plus de cent plateaux.

IV .1)- Lois fondamentales de transfert de matière :

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 du système « π » et à sa concentration molaire (y_{in}) :

$$P_i = \pi y_{in} \dots \dots \dots (IV-1).$$

Lois de Raoult et d'Henry : Les lois de Raoult et d'Henry ne sont applicables que pour les liquides.

Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles. On conçoit aisément que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide soit proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant à cette phase.

D'après la loi de Raoult la pression partielle (P_i^L) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur (P_{0i}) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide :

$$P_i^L = P_{0i} X_i \dots\dots\dots(IV-2).$$

Dans le cas des mélanges réels les constituants obéissent à la loi d'Henry, d'après cette loi, la pression partielle d'un constituant, la température étant fixe, est proportionnelle à la concentration molaire du constituant dissout dans la phase liquide :

$$P_i^L = E_i X_i \dots\dots\dots(IV-3).$$

Avec

E_i : constante d'Henry ; dépend de la nature du constituant et de la température.

A l'équilibre, les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquides et vapeur sont égales :

$$P_i^L = P_i^V \dots\dots\dots(IV-4).$$

Donc :

$$Y_i = (P_{0i} / \pi) X_i \dots\dots\dots(IV-5).$$

$(P_{0i} / \pi) = K_i$: coefficient d'équilibre du constituant «i ».

IV. 3)-Lois fondamentales de transfert de chaleur :

L'expérience montre que deux corps isolés de l'ambiance et à température différente échangent de l'énergie sous forme de chaleur jusqu'à disparition complète de leur différence de température. Cet échange peut se faire de trois façons différentes :

Par conduction : s'il y a contact physique entre les molécules des corps contiguës et immobiles, le transfert de chaleur correspond alors à la transmission d'une énergie cinétique due aux chocs des molécules fluide, aux oscillations longitudinales des molécules de solides non-conducteurs de l'électricité, ou aux mouvements des électrons dans les autres cas.

Par convection : s'il s'agit de fluide en mouvement, et que la transmission de chaleur accompagne le déplacement de filets d'un seul fluide ou s'opère par mélange des deux fluides, ce mode de transfert est donc essentiellement régi par les lois des écoulements des fluides, ainsi que par celles de la conduction.

Par rayonnement : tout corps porté à une température supérieure à zéro absolu (0°K) rayonne dans toutes les directions, une énergie sous forme d'ondes électromagnétiques. Inversement, tout corps est susceptible d'absorber tout ou partie d'une énergie électromagnétique analogue à celle

qu'il serait susceptible d'émettre, cette forme de transfert de chaleur ne nécessite donc entre les corps considérés aucun support matériel, et s'identifie parfaitement à la propagation de la lumière c'est à dire à l'optique.

En réalité tout échange thermique s'effectue simultanément sous les trois formes précédentes, mais généralement l'une d'elles est prédominante, et les autres peuvent être négligées, cependant lorsque les trois modes de transfert sont concurrents, il est nécessaire décrire que l'échange est la somme des trois effets, comme se serait le cas pour le refroidissement à l'air d'une plaque métallique à très haute température.

a)-Lois fondamentales d'échange de chaleur : (7)

a.1)-Gradient de température :

Dans tous les cas le transfert de chaleur est transmis des points les plus chauds aux points les plus froids. Cet écoulement s'effectue à travers des surfaces isothermes et suivant la ligne énergétique :

$$\frac{dt}{dn} = \text{grad } t \dots\dots\dots(\text{IV-6}).$$

Où : grad t : gradient de température.

n : La normale à la surface isotherme.

Le gradient de température est un vecteur dirigé suivant la normale de la surface isotherme, numériquement égal à la dériver partielle de la température par la normale. Ce vecteur est dirigé vers le sens de l'augmentation de la température.

a.2)-Loi de Fourier :

Une quantité de chaleur qui passe par conduction à travers un élément de surface peut être exprimée par la loi de Fourier :

$$dQ = -\lambda \cdot \frac{dt}{dx} = dF \cdot dt \dots\dots\dots(\text{IV-7}).$$

$$Q = -\lambda \cdot \frac{dt}{dx} = F \cdot T \dots\dots\dots(\text{IV-8}).$$

En introduisant le flux thermique qui a pour expression

$$q = \frac{Q}{F \cdot T} \dots\dots\dots(\text{IV-9}).$$

$$q = -\lambda \frac{dt}{dx} \dots\dots\dots(\text{IV-10}).$$

Où : q : Quantité de chaleur qui s'écoule pendant une unité de temps à travers la surface (w/ m²).

λ : Conductibilité thermique (w/ m²°c).

b)-Fonctions des échangeurs de chaleur : Ces appareillages peuvent assurer des fonctions différentes, éventuellement simultanées relativement aux objectifs concernant l'un des fluides participant à l'échange.

b.1)-Fonction réfrigération :

Les réfrigérants refroidissent un liquide ou un gaz par circulation d'un fluide auxiliaire qui peut être un fluide de procédé ou de l'eau. Les aéroréfrigérants utilisent l'air comme agent du refroidissement ; les trimes coolers (réfrigérants finales) terminent la réfrigération d'un produit jusqu'à niveau requis, il en est particulier des réfrigérants à eau qui assurent les conditions de la sécurité requise pour le stockage de produits finis ou intermédiaires et par extension des associations aéroréfrigérants suivis de réfrigérants à eau utilisée pour cette fonction. Les chillers refroidissent un fluide de procédé par évaporation d'un fluide frigogène ou par de l'eau réfrigérant.

b.2)-Fonction réchauffage :

Les réchauffeurs réchauffent un fluide de procédé par la vapeur d'eau ou un fluide chaud de procédé, ces termes surtout employés dans le cas réchauffage d'un produit stocké pour en assurer sa pompabilité dans des conditions techniques et économiques satisfaisantes.

Les pré chauffeurs préchauffent un fluide de procéder ; la chauffe se poursuivant souvent dans un four en aval. Les réchauffeurs et pré chauffeurs d'air sont les échangeurs, cycliques ou non cycliques, qui assurent les prés chauffe de l'air de combustion d'une chaudière ou d'un four par récupération d'une partie de la chaleur contenue dans les fumées ou dans un autre fluide auxiliaire.

Les économiseurs désignent les serpentins permettant la préchauffe de l'eau de l'alimentation des chaudières par les fumées.

Les surchauffeurs amènent de gaz ou de vapeurs à une température supérieure à la température de condensation.

b3)-Fonction condensation :

Les condenseurs assurent la condensation totale, ou partielle de vapeur par circulation de l'eau ou de fluide de procédé suffisamment froid. Les aérocondenseurs assurent cette fonction en utilisant l'air comme fluide froid. Les subcoolers assurent simultanément la condensation de la vapeur, et le refroidissement des condensât, le plus souvent par circulation d'eau.

b.4)-Fonction vaporisation :

Les vaporisateurs assurent la vaporisation totale ou partielle d'un liquide de procédé, l'apport de chaleur étant fait par de la vapeur d'eau ou un fluide chaud de procédé éventuellement en condensation. Les rebouilleurs, les rebouilleurs vaporisent une partie des produits de fond de la colonne de distillation pour les renvoyer au fractionnement.

Les générateurs de vapeur produisent de la vapeur par combustion de gaz ou de liquides résiduels. Ils peuvent aussi récupérer de la chaleur sensible continue dans un fluide de procédé, des fumées de four.

I)-SITUATION GEOGRAPHIQUE: (6)

- La région de Rhourde-Nouss fait partie de la Willaya d'Illizi.
- Elle est située à 350Km au Sud/Sud-est de Ourgla, à 1200Km au Sud/Sud-est d'Alger et à 270Km au Sud/Sud-est de Hassi Messaoud. Elle est reliée à la route nationale N3 (Ouargla-Illizi) par une bretelle de 30km goudronnée.
- La Direction Régionale de Rhourde-Nouss se trouve à la lisière de l'Erg Oriental avec une alternance de Hamada (ou Gassi) et d'Erg (ou Siouf) de direction généralement Nord/Sud.
- L'altitude moyenne est située à 275m par rapport au niveau de la mer.
- Son climat est désertique (sec avec un très faible taux d'humidité).
- Ecart important de température entre l'hiver et l'été (-5°C à 55°C).
- Elle enregistre une pluviométrie très faible (2 à 4 mm/an).
- Terrain accidenté vu la position de la région (limite de l'Erg Oriental).
- Fréquence importante des vents de sable.
- La région de Rhourde Nouss est composée de plusieurs champs (Gisements) sur un rayon de 100Km par rapport au siège de la direction régionale qui est située dans le champ de Rhourde-Nouss centre

II)-HISTORIQUE: (6)

- Première découverte de gaz à Rhourde Nouss en 1956.
 - Le premier puits RN1 foré en 1962, a mis en évidence la présence de gaz riche en condensât au niveau de plusieurs réservoirs.
- Après la découverte de l'huile sur le puit RN4, un centre de traitement d'huile a été construit et mis en exploitation en 1966.
- Quatre grandes étapes ont ponctué le développement de la région de Rhourde Nouss :
- 10-Mai-1966 : Mise en service du Centre de traitement d'huile.
 - 28-Jan-1988 : Démarrage de l'usine phase A (phase A).
 - 14-Juin-1989 : Mise en service de Rhourde Adra.
 - 24-Avril-1992 : Mise en service de Rhourde Hamra.
 - 29-Mai-1992 : Mise en service de Rhourde Chouff.
 - 16-Juin-1995 : Démarrage de l'usine de Hamra.
 - 23-Mai-1996 : Première expédition de GPL (Hamra).
 - 13-Août-1999 : Extension de la phase A par un cinquième train d'une capacité de 10.250 millions SM³/j de gaz.
 - 06-Mars-2000 : Première expédition de GPL (Rhourde Nouss).

Schéma global du complexe des deux usines de traitement de gaz

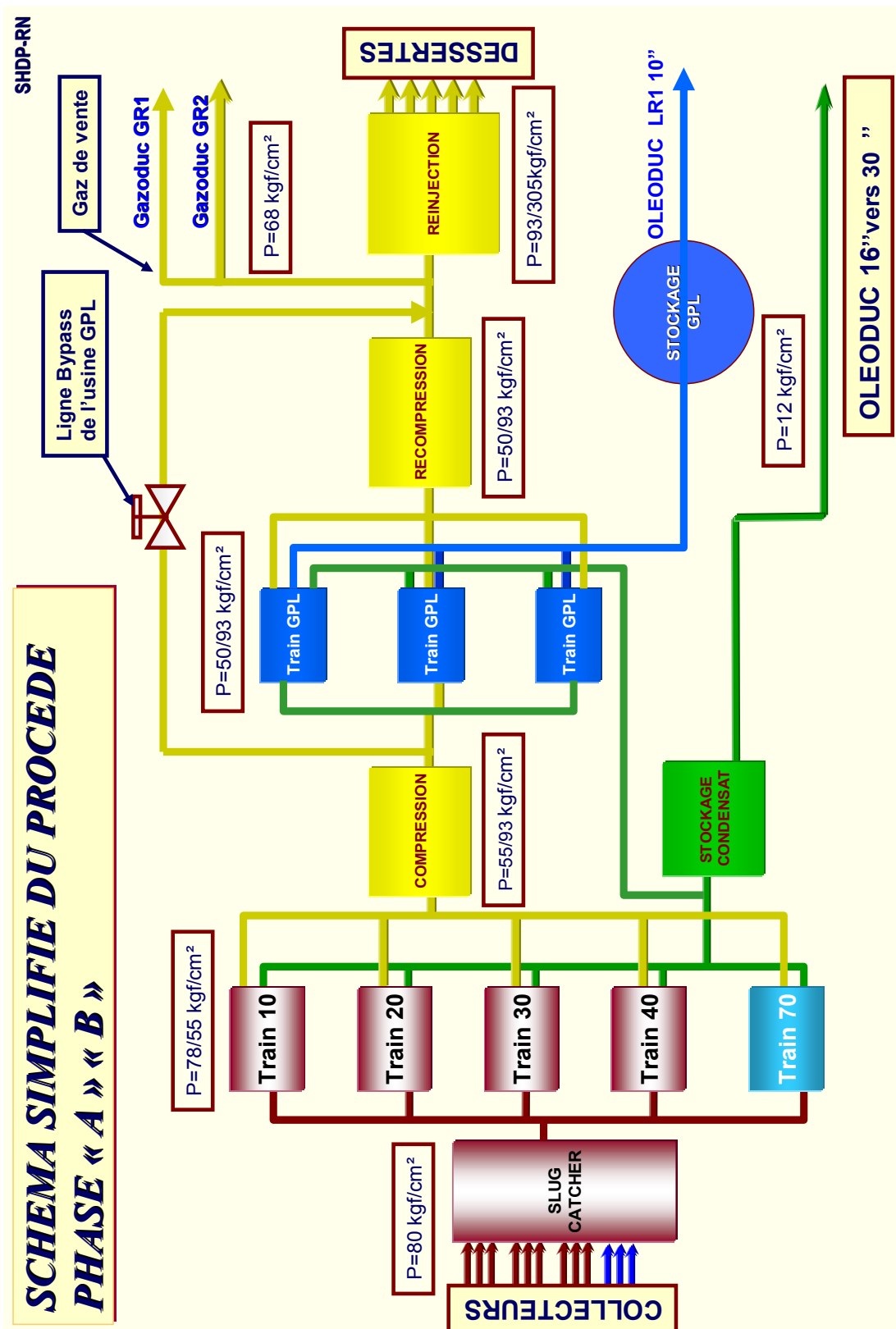


Figure n.8

III-DESCRIPTION GENEALE DE LUSINE DE TRAITEMENT PHASE "A" ET " B":

III.1)- Description générale de l'usine de traitement phase A (6)

a)-Objectif de l'usine:

Cette usine a pour but de traiter le gaz naturel afin de récupérer le maximum du condensât et assurer la compression de gaz vers l'usine B et recyclage de gaz de réinjection et d'expédition.

b)-Capacité de traitement et de production:

-Capacité de traitement 51Millions SM3/J (gaz brut).

-Capacité de production 4200T/J (condensât).

c)-Les unités de l'usine phase A:

L'usine est constituée principalement des unités suivantes

Unité 02 : unité commune de séparation préliminaire.

Unités 10/20/30/40 et 70 : trains de traitement de gaz.

Unité 80 : unité de production d'air.

Unité 82: unité de fuel gaz.

Unité 83 : unité de stockage.

Unité 84 : unité de production d'eau potable et eau de service.

Unité 85 : unité de traitement des eaux huileuses.

Unité 86 : unité de production.

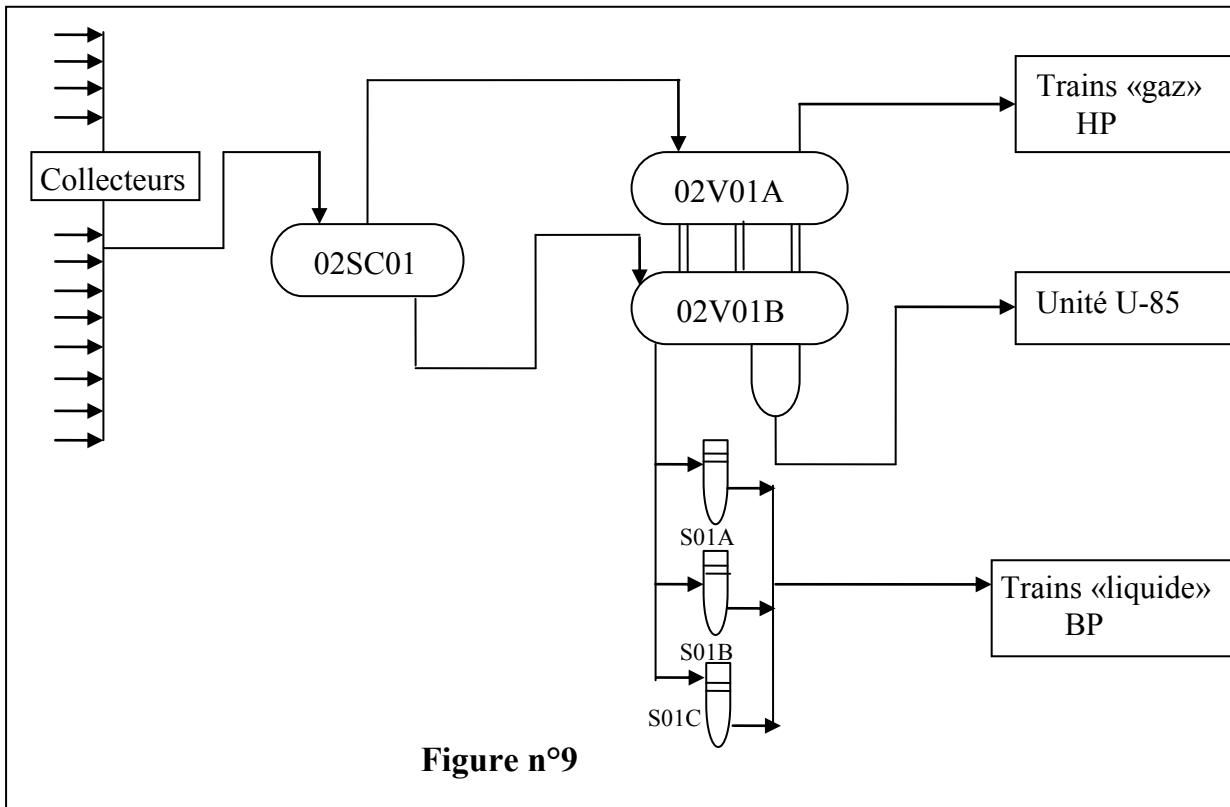
d)-Description de l'unité 02 :

Le gaz brut alimentant l'usine arrive des puits de production à travers 12 collecteurs à une pression de 84 bars et une température de 52°C (environ). Le gaz passe à travers l'unité 02 (slug catcher) où il subit une première séparation dans un premier ballon de séparation 02SC01, ensuite à travers le ballon séparateur triphasique 02V01A/B, dont la plus grande partie du liquide est récupérée.

L'eau est soutirée du fond du 02 V01B et est envoyée vers l'unité 85 (traitement des eaux huileuse)

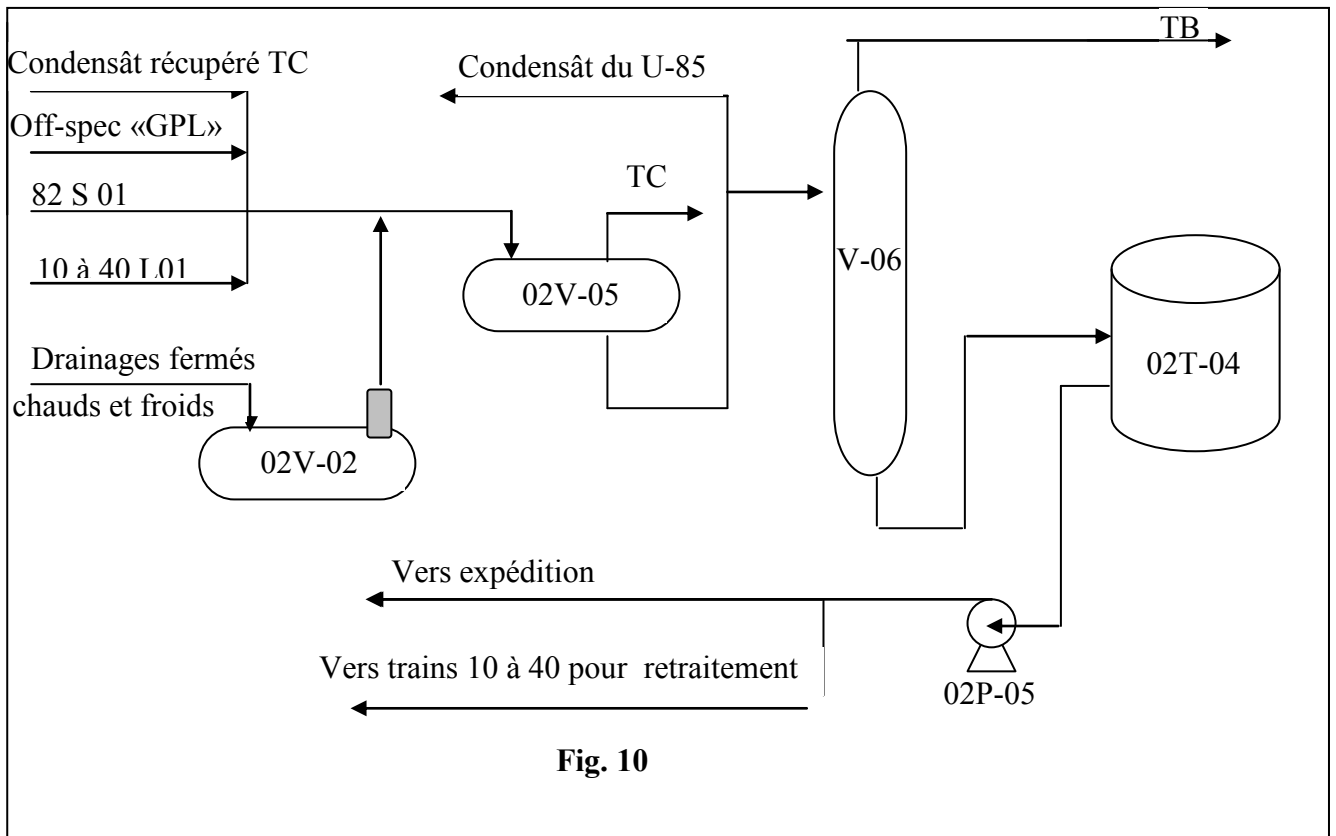
Le gaz sortant du ballon (haut) alimente les trains (côté haute pression«HP»).

Le liquide (hydrocarbure liquide) passe à travers les filtres 02S01A/B/C afin d'éliminer les impuretés et particules, ensuite alimente les trains (côté basse pression«BP»).

Schéma simplifié de l'unité U-02:**Figure n°9**

L'unité 02 comporte aussi la partie «off-spec». Cette section est alimentée des trains (condensat produit off-spec) et de l'unité U -85 (Unité de traitement des eaux huileuses).

Le condensat des drainages chauds et froids fermés des trains est récupéré dans le ballon enterré 02V-02. A travers les pompes 02P-01 A/B, ce condensat rejoint le condensat off-spec des trains et le tout passe dans le ballon 02V-05 ensuite dans le ballon 02V-06 (ballon de dégazage constitué de quelque plateaux). le ballon 02V-06 peut être alimenté directement de l'unité U-85. le gaz sortant du 02V-06 est envoyé vers torche et le condensat partiellement stabilisé est envoyée vers le bac de stockage 02T04 A/B.

Schéma simplifié de la partie «off-spec»:**Fig. 10**

Une fois le condensât est stabilisé (TVR<10 PSI), il est envoyé par les pompes 02P-05 A/B vers l'oléoduc où il sera mélangé avec le condensât on-spec avec une production des débits d'expédition de $(\text{débit}_{\text{off-spec}}/\text{débit}_{\text{on-spec}})$ 10 à 15%. Ce condensât peut être envoyé vers les trains pour le retraitement. A noter que l'unité 02«Off-spec» reçoit aussi du condensât non stabilisé de l'usine de GPL.

III.2)-Description générale de l'usine de traitement phase B:

L'usine de GPL est composée de :

-Trois trains de fractionnement de GPL.

-Une aire de stockage et d'expédition de GPL composée de :

-Trois sphères de GPL on-spec de 500m³ chacune.

-Une sphère de GPL Off-spec de 500m³.

-Une station de compression de gaz pour restituer son énergie de pression pour le renvoyer à la phase A à la même pression de départ.

L'énergie nécessaire au fonctionnement de l'usine GPL provient de la centrale électrique de Hamra la puissance nécessaire est de 15 MW.

a)-Objectif des installations:

Les installations de l'usine de GPL sont conçues pour récupérer les GPL contenus dans le gaz de vente produit par les installations de la phase A. Le gaz résiduaire est renvoyé aux installations de la phase A pour être dirigé vers la vente ou la réinjection. Quant au GPL produit, il est envoyé dans un pipeline vers Haoudh Elhamra. Le condensat résultant du fractionnement est renvoyé aux installations de la phase A.

b)-La charge et les produits:

La charge de la phase B est :

-Gaz à traiter : $48,3 \cdot 10^6 \text{STm}^3/\text{j}$.

Les produits de la phase B sont :

-Gaz résiduel : $46,2 \cdot 10^6 \text{STm}^3/\text{j}$.

-GPL produit : 3986T/j.

-Condensât produit : 611T/j.

b.1)-Caractéristiques de l'alimentation :

Les conditions du gaz à l'entrée de l'usine de GPL sont :

-Débit cumulé pour les trois trains : $48,310^6 \text{STm}^3/\text{j}$.

-Pression : 94,68 bar.

-Température : 60°C.

-Poids moléculaire : 19,3.

-Teneur en eau: < 4 ppm.

La composition de gaz à traiter est donnée dans le tableau suivant :

Tableau n°2 :

Composant	% molaire
CO ₂	0,61
N ₂	0,11
CH ₄	85,34
C ₂ H ₆	8,56
C ₃ H ₈	3,33
i-C ₄ H ₁₀	0,84
n-C ₄ H ₁₀	0,8
i-C ₅ H ₁₂	0,21
n-C ₅ H ₁₂	0,11
C ₆ H ₁₄	0,06

C_7^+	0,03
Totale	100

b.2)-Spécifications des produits :

Les spécifications rencontrées par l'unité pour les différents produits sont données dans le tableau suivant :

Tableau n°3

Spécifications	GPL	Condensât	Gaz résiduel
Température [°C]	45	55	60
Pression [bar (a)]	12,25	14	94
poids moléculaire	49	76,36	17,8
Masse volumique à 15°C [Kg/m3]	530	637	-----
Masse volumique à 45°C [Kg/m3]	491	603	-----
Teneur en C_2 [%molaire]	3	-----	-----
Teneur en C_5^+ [%molaire]	0,5	-----	-----
TVR [psi]	-----	15,7	-----
Point de rosée [°C à 81bar(a)]	-----	-----	-6

b.3)-Conditions aux limites de l'unité : (4)

Le tableau suivant montre la température et la pression des courants entrant et sortant de l'usine de GPL :

Tableau n°4

Courants	Température [°C]	Pression [bars]
Gaz d'alimentation	60	94,68
GPL produit vers le stockage	45	12,25
GPL produit vers le pipeline	45	21,5
Gaz de vente	60	94
Condensât	55	14

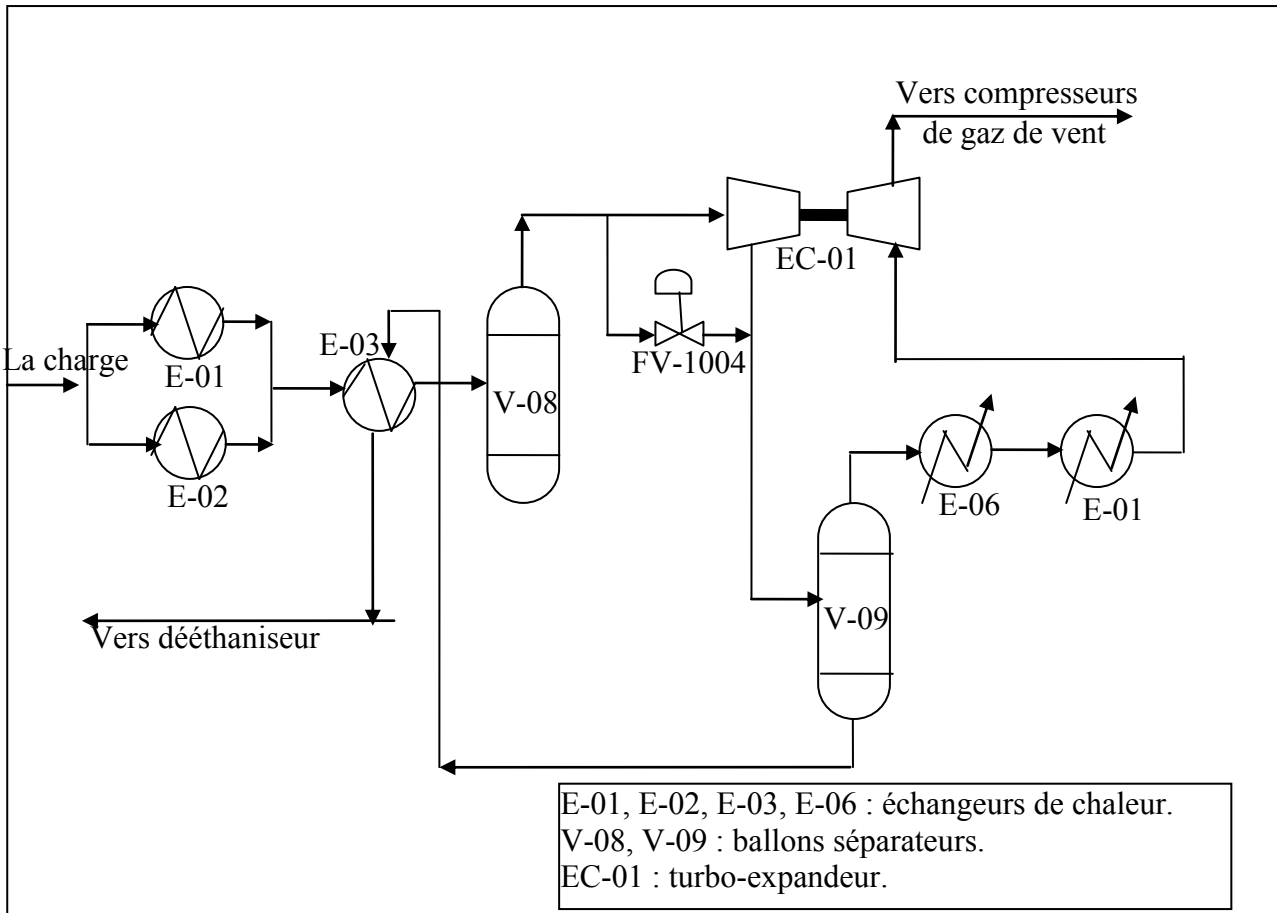
c)-Train de fractionnement du GPL:(3)

Le gaz d'alimentation provenant des cinq trains de traitement de condensât (95bar/60°C) se divise en trois branches pour alimenter les trois trains. Un régulateur de pression avec biais permet de contrôler la répartition des charges entre les trois trains. Le gaz alimentant chaque train de GPL se divise en deux courants : le premier courant passe dans l'échangeur E-01 afin d'être refroidi à $-1,5^{\circ}\text{C}$ en échangeant de la chaleur avec le courant de gaz froid provenant du séparateur de sortie du turbo-expandeur (V-09) et le deuxième courant va vers l'échangeur E-02 à -5°C en échangeant de la chaleur avec le courant de gaz froid provenant du ballon de tête du dééthaniseur V-10. Environ 90 % du débit d'alimentation passe par l'échangeur E-01. Les deux courants de gaz se rejoignent et sont refroidis dans l'échangeur E-03 par le liquide froid en provenance du séparateur de sortie du turbo-expandeur (V-09). La température de sortie de E-03 est régulée automatiquement à -15°C en ajustant le by-pass du gaz chaud (TV – 1051). Le gaz refroidi est dirigé vers le séparateur d'entrée du turbo-expandeur (V-08) où le liquide présent dans le courant est séparé du gaz lequel va alimenter l'expandeur. Aux conditions de fonctionnement normales, aucun liquide ne devrait être collecté. Du liquide sera produit seulement lorsqu'une quantité plus importante de condensât sera laissée dans le gaz par les trains de récupération des condensâts.

Le débit d'alimentation du train est régulé par le débit à l'expandeur. L'expandeur opère en régulation de débit régularisé, dont le point de consigne est ajusté par la pression à l'entrée du manifold de l'usine du GPL. Le turbo-expandeur fonctionne avec une chute de pression d'environ 53 bars et une chute de température de 38°C (opère à 40 bar et -53°C à la sortie). L'effluent bi-phasique de l'expandeur est séparé dans le séparateur de sortie de l'expandeur (V-09). Les gaz sont ensuite réchauffés dans le condenseur de tête du dééthaniseur (E-06) à -38°C et l'échangeur primaire gaz/gaz (E-01) à 50°C avant d'être repris par le turbocompresseur.

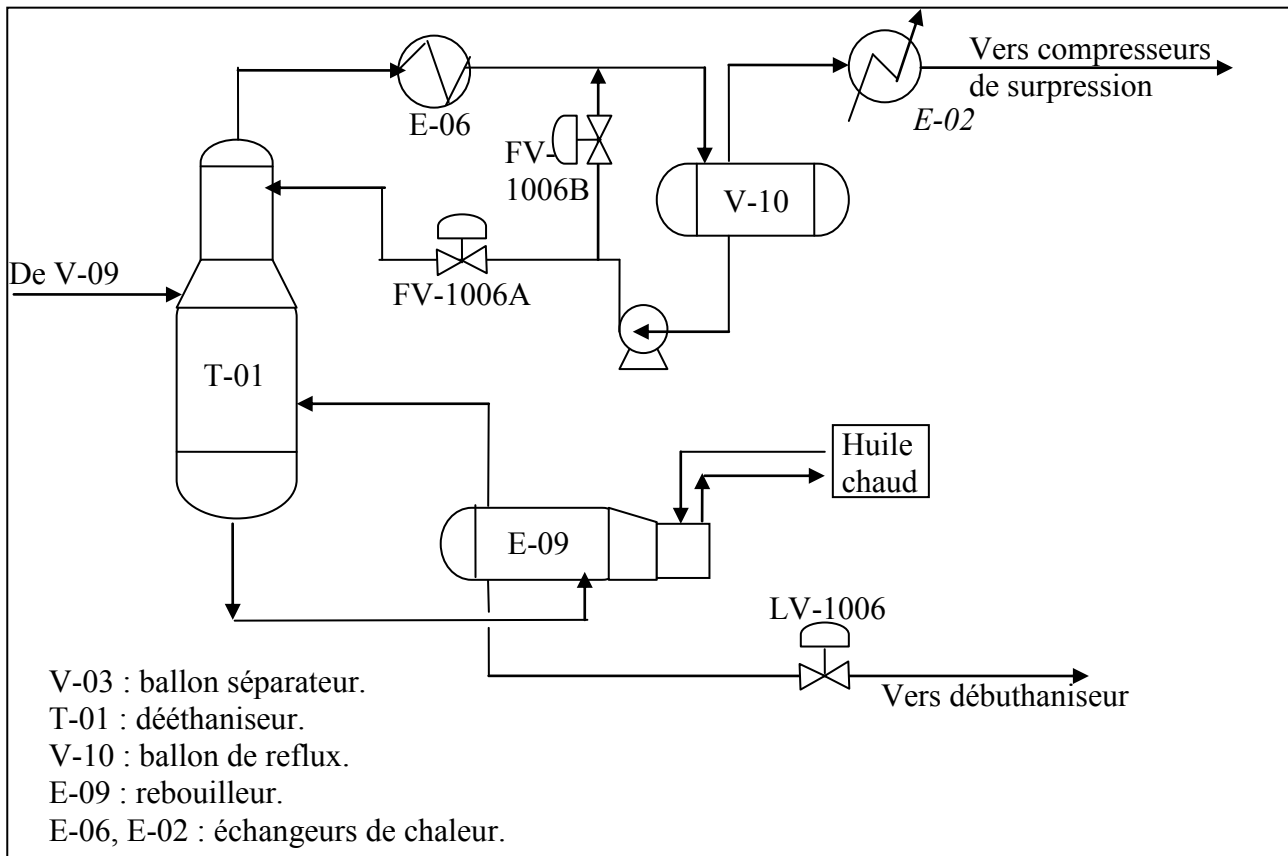
A la sortie de E-06. Une petite fraction du gaz (environ 1,5 %) se dirige vers E-11 pour refroidir à 45°C le GPL produit. Ce gaz se combine avec le gaz sortant de la calandre de E-01 et se dirige vers le turbocompresseur. Le gaz de refoulement du turbocompresseur (EC-01), refroidi à 55°C dans AE-03, est repris par les compresseurs de gaz de vente (C-01) qui comprime les gaz à la pression de gaz de vente soit 94 bar à la limite de l'unité. L'optimisation de la dimension des compresseurs de surpression et des compresseurs de gaz de vente avec le pourcentage de récupération des GPL, combinée avec cette contrainte de 94 bar, a permis de fixer la pression de sortie du turbocompresseur à 50.4 bar. La pression de sortie du turbocompresseur étant fixe, la

pression et la température de sortie du turbo-expandeur se trouvent par conséquent fixées tout comme le taux de récupération des GPL.



L'effluent liquide du V-09, réchauffé à -5°C par l'échangeur E-03, alimente, par régulation de niveau, le dééthaniseur (T-01) au niveau du 14^e plateau. Le dééthaniseur contient 35 plateaux. L'effluent de tête du dééthaniseur ($-19,8^{\circ}\text{C}/29$ bar) se condense partiellement à $-36,5^{\circ}\text{C}$ dans le ballon V-10 en passant par l'échangeur E-06. Les non condensables en tête du dééthaniseur sont réchauffés à 53°C au travers de E-02, repris par les compresseurs de surpression (C-02) qui les compriment à 50 bars et combinés avec le gaz du compresseur de l'expandeur (EC-01). Le gaz sec combiné est ensuite comprimé à 95 bar par les compresseurs de gaz de vente (C-01) et dirigé vers la phase A pour être véhiculé vers la vente ou vers les unités de réinjection.

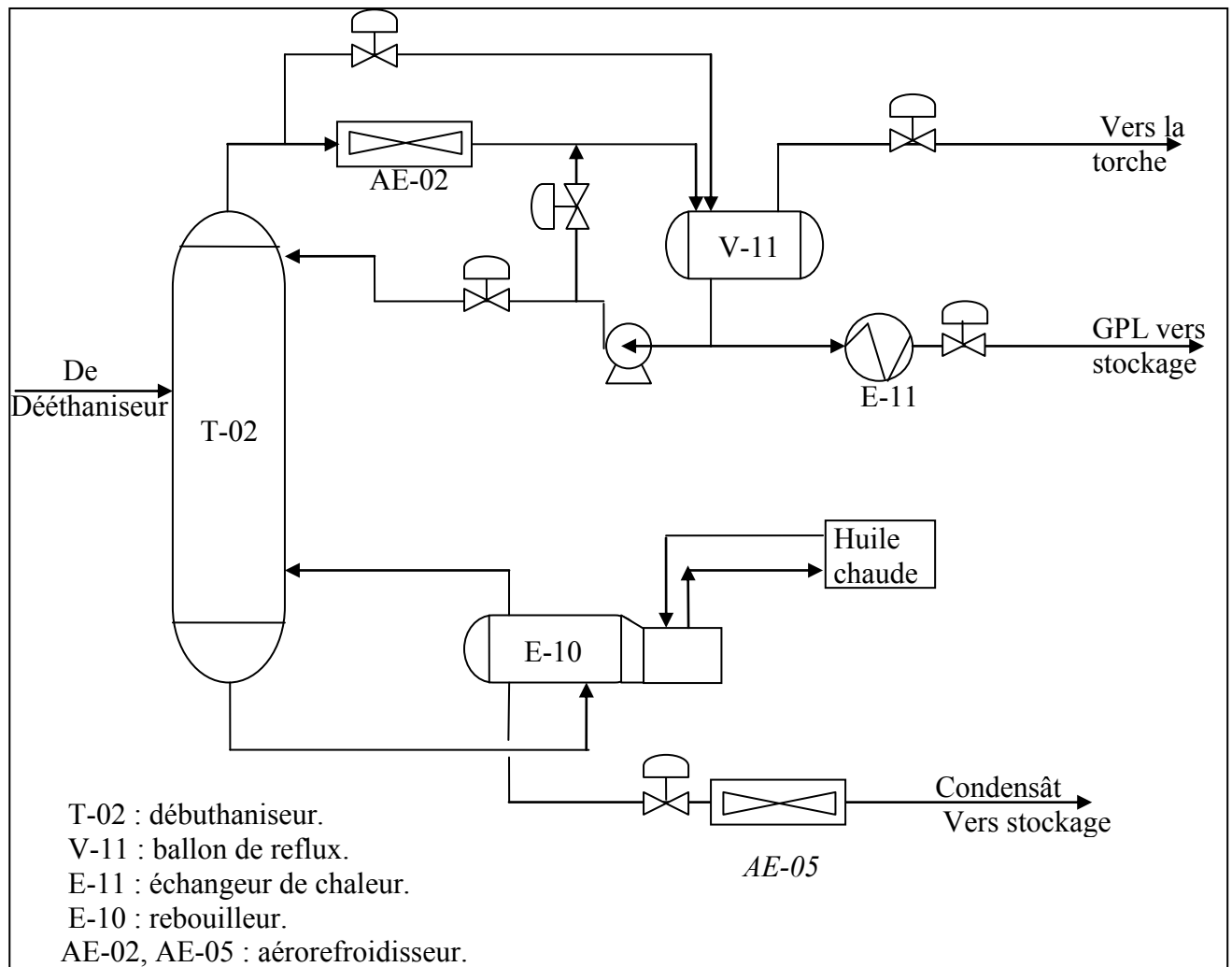
Le liquide du ballon de reflux V-10 retourne vers la colonne par régulation de niveau par les pompes de reflux P-03/ A/B. aucun produit liquide n'est soutiré de ce ballon de tête.



La charge thermique requise pour la séparation dans le dééthaniseur est fournie par un circuit d'huile chaude propre à chaque train. L'huile, chauffée dans un four (H-203) à 270°C, est utilisée pour assurer le rebouillage de la colonne à 99°C par E-09. Le rebouilleur est un thermosiphon à circulation naturelle dont le soutirage du produit se fait du rebouilleur. Le produit liquide de dééthaniseur alimente par régulation de niveau, le 15^e plateau du débutaniseur.

La teneur en GPL dans le gaz de tête du dééthaniseur est régularisée par la température de fonctionnement du ballon de tête (V-10). Cette dernière n'est pas régularisée directement et dépend de la température de sortie du turbo-expandeur qui dépend de la pression de sortie du turbocompresseur et de l'état du train de frigorie en aval de l'expandeur. La teneur en gaz dans le GPL est régularisée en maintenant une température de rebouillage de 80°C au 30^e plateau de la colonne en ajustant le débit d'huile chaude vers le rebouilleur E-09. Le débutaniseur (T-02), opérant à une pression inférieure (15 bars en tête) à celle du dééthaniseur. Aucune préchauffe n'est requise pour vaporiser une partie de l'alimentation. Le débutaniseur contient 35 plateaux. L'effluent de tête (66°C/15 bars) se condense totalement dans le ballon V-11 à 53 °C en passant par l'aéroréfrigérant AE-02. La condensation étant complète. La pression dans le ballon de tête V-11 est régularisée par un by-pass chaud (PV-1035B) autour de EA-02, par une vanne de régulation (PV-1035A) vers la torche et l'ajustement du taux de condensation en variant l'angle des pâles des ventilateurs (HIC-1037) de AE-02. Une fraction du liquide du ballon de tête. V-11

est utilisé comme reflux par régulation de débit et le reste est envoyé au stockage par régulation de niveau comme produit GPL après avoir été refroidi à 45 °C dans E-11. La charge thermique requise pour la séparation dans le débuthaniseur est fournie par un circuit d'huile chaude propre à chaque train. L'huile, chauffée dans un four à 270°C, est utilisée pour assurer le rebouillage de la colonne à 153°C par E-10. Le rebouilleur est un thermosiphon à circulation naturelle dont le soutirage du produit se fait du rebouilleur. Le produit liquide du débuthaniseur est refroidi à 55°C via l'aérefroidisseur EA-05 avant d'être envoyé vers l'aire de stockage de phase A. Dans le meilleur des cas, le condensât produit aura une TVR de 15,7 psia à cause de la richesse du produit en iC5. De ce fait et pour des raisons de sécurité. Il est prévu de diriger le condensât produit dans le circuit hors norme lors des perturbations des unités de GPL.



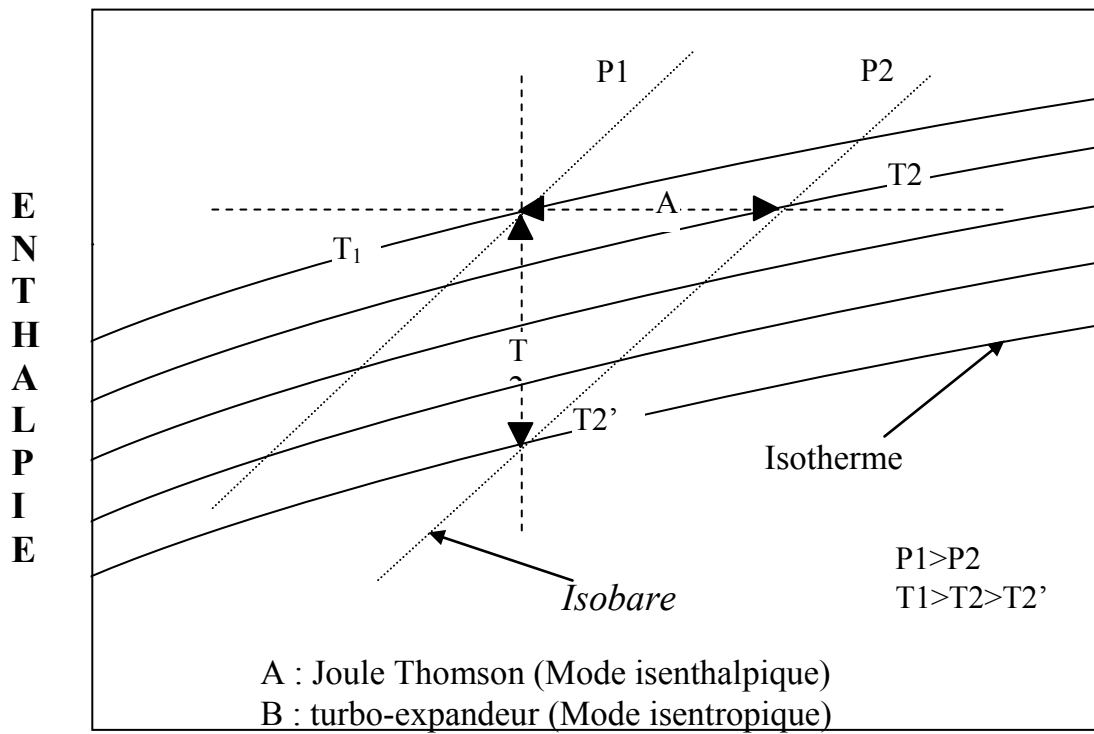
Le reflux du débuthaniseur sera ajusté, selon le bilan matière, pour obtenir la teneur en C_5^+ requise dans le GPL. La teneur en GPL dans le condensât (et sa TVR) est ajustée en contrôlant la température de rebouillage à 141°C au 30^e plateau de la colonne en contrôlant le débit d'huile chaude vers 100-E-10.

***Mode de fonctionnement : (2)**

L'usine de GPL a été conçue pour un mode d'exploitation normal à l'aide du turbo-expandeur/compresseur. Toutefois, l'unité peut opérer avec le turbo-expandeur/compresseur à l'arrêt, le débit de l'usine passant alors par la vanne Joule Thomson FV-1004.

La pression en aval de la vanne Joule Thomson est déterminée par la pression d'aspiration du compresseur du gaz de vente, soit 50 bars plus la chute de pression à travers l'équipement. Puisque le différentiel de pression dans le turbocompresseur étant d'environ 12,1 bar, la chute de pression au travers de la vanne Joule Thomson doit être inférieure à celle du turbo-expandeur d'où une température plus élevée à la sortie de la vanne Joule Thomson. De plus, la détente dans une vanne est considérée comme un phénomène isenthalpique (à la même enthalpie) et la détente dans un turbo-expandeur comme isentropique (à la même entropie). Comme le démontre schématiquement la figure (fig n°20) où un gaz à la température T_1 et pression P_1 est détendu à la pression P_2 . Selon un phénomène isenthalpique (route A), la température obtenue T_2 est supérieure à la température T_2' obtenue avec une détente isentropique (route B).

Finalement, la température du gaz froid étant plus élevée dans le mode Joule Thomson et la surface de transfert étant constante dans les échangeurs de chaleur, la température du gaz brut à l'entrée de la vanne Joule Thomson sera donc plus élevée. Ainsi, la récupération des liquides est réduite dans le mode Joule Thomson, car la température dans le séparateur de sortie du turbo-expandeur. En utilisant les caractéristiques des équipements conçus pour le mode turbo-expandeur, des simulations ont permis d'estimer la capacité en mode Joule Thomson à environ 76 % de la capacité de conception dans le mode turbo-expandeur. Le mode de fonctionnement Joule Thomson permet de récupérer . Environ 930 t/jour de liquide GPL en spécification.



ENTROPIE

Figure n°12

d)-Pipelines :

La liaison entre l'usine existante et la nouvelle usine GPL est faite à l'aide de deux gazoducs de 36'', conçus pour une pression de 105 bar cette pression est différente de la pression de calcul de l'usine GPL (101 bar) car les pipelines font partie d'un système conçu à une pression supérieure. Par contre, la pression d'équilibre de l'ensemble est de 94 bars d'où la nécessité d'installer des soupapes de sûreté à l'entrée et à la sortie des trains de GPL.

e)-Section Commune :

La section commune de l'usine GPL fait référence aux compresseurs de l'usine. Il y a deux types de compresseurs : les compresseurs de surpression C-02 A/B/C entraînés par des moteurs électriques et les compresseurs de gaz de vente C-01 A/B/C entraînés par des turbines à gaz. Chaque compresseur est équipé d'un ballon d'aspiration. D'un post-refroidisseur et d'un système anti-pompage.

e.1)-Compresseurs de surpression :

Il y a trois compresseurs de surpression : deux en fonction et un en attente avec un verrouillage empêchant le démarrage de la machine en attente sans l'arrêt de l'une des machines en service afin de limiter la consommation électrique.

Les compresseurs de surpression reprennent les gaz de tête du dééthaniseur jusqu'à une pression de 50 bar pour les mélanger au gaz du compresseur de l'expandeur avant que le tout soit comprimé par les compresseurs de gaz de vente jusqu'à 95 bar pour en permettre le retour aux installations existantes pour vente ou réinjection.

Chaque compresseur est menu d'un épurateur d'aspiration (V-12) et d'un post refroidisseur (AE-06) afin de refroidir les gaz comprimé à 55°C. Un système anti-pompage et un répartiteur de charge sont également fournis.

e.2)-Compresseurs de gaz de vente :

Les trois compresseurs de gaz de vente sont tous en fonction reprennent les gaz des turbocompresseurs des trains de GPL ainsi que le refoulement des compresseurs de surpression et les compriment à 95 bar. La pression de refoulement du compresseur doit être de 95 bar allouant une perte de charge de 1 bar pour le refroidisseur de sortie, la tuyauterie, les vannes, etc., afin d'obtenir 94 bar à la limite de l'unité GPL.

Chaque compresseur est menu d'un épurateur d'aspiration (V-13) et d'un post refroidisseur (AE-04) afin de refroidir le gaz comprimé à 60 °C. D'un système anti-pompage et de répartition de la charge est également fourni. Les turbines sont propulsées par du gaz combustible haute pression.

f)-Stockage de produit GPL : (2)

Le stockage de produit GPL répondant aux spécifications consiste en trois sphères de 500 m³ chacune, 900-TK-101A/B/C, reliées aux trois pompes de pipeline 900-P-101A/B/C. les trois sphères sont exploitées en mode de vase communicant c'est à dire que les écoulements des trois trains sont combinés et dirigés vers les trois sphères. De même, les pompes prennent aspiration des trois sphères simultanément. Il est prévu d'expédier la production journalière de GPL en 15 heures tout en recevant le GPL produit par les trains. Ainsi, deux pompes en parallèle seront en fonction et la troisième est gardée en réserve.

Une quatrième sphère de 500 m³, 900-TK-102, reliée aux deux pompes de transfert, 900-P-103A/B, est utilisée pour le GPL hors spécifications. Le GPL hors spécifications est retraité aux dééthaniseurs des trois trains. Le débit à chaque train peut être ajusté au niveau désiré par une vanne de régulation. La capacité de retraitement est limitée à 8 m³/h par train sans effet sur la charge d'alimentation fraîche et jusqu'à 20 m³/h en réduisant proportionnellement la charge d'alimentation fraîche.

Si le contenu des sphères TK-101 devait s'avérer hors normes, son contenu peut être transféré vers la sphère TK-102 d'où il pourra être retraité dans les trains GPL.

PREMIERE PARTIE: Calcul de l'unité pour une capacité réelle. (8)**D)-Calcul la colonne de débutanisation T-02:**

Ce calcul consistera à :

- Calculer les débits des différents constituants entrant et sortant de la colonne.
- Déterminer le taux de vaporisation.
- Vérifier les températures au sommet et ou fond de la colonne.
- Calculer le bilan thermique de la colonne.
- Calculer le nombre de plateaux théoriques.
- Calculer la vitesse réelle des vapeurs dans la colonne.
- Calculer les principales dimensions de la colonne.

Données de départ :

- Les caractéristiques et la composition du gaz alimentant l'usine de GPL et du gaz résiduel après l'extraction de GPL (gaz de vente) sont:

TABLEAU N° 5

Paramètres	Gaz alimentant l'usine de GPL	Gaz résiduel (gaz sec de vente)
Température (°C)	61	60
Pression (bar)	94.68	94
Débit molaire (kmole/h)	28009.73	26722.05
Débit massique (kg/h)	540587,78	476454,15

TABLEAU N° 6

constituants	Gaz alimentant l'usine de GPL			Gaz résiduel (gaz sec de vente)		
	% molaire	X_i'	débit molaire (kmole/h)	% molaire	X_i'	Débit molaire (kmole/h)
N ₂	0.11	0.0011	30.8107	0.11530	0.00115	30.8107
CO ₂	0.61	0.0061	170.8593	0.63939	0.00639	170.8593
CH ₄	85.34	0.8534	23903.5035	89.4523	0.894524	23903.503
C ₂ H ₆	8.56	0.0856	2397.6328	8.8340	0.088340	2360.6259
C ₃ H ₈	3.33	0.0333	932.7240	0.82700	0.008270	220.9902
i-C ₄ H ₁₀	0.84	0.0084	235.2817	0.06900	0.000690	18.4379
n-C ₄ H ₁₀	0.8	0.008	224.0778	0.05400	0.000540	14.4299

i-C₅H₁₂	0.21	0.0021	58.8204	0	0	1.6019
n-C₅H₁₂	0.11	0.0011	30.8107	0	0	0.6712
n-C₆H₁₄	0.06	0.0006	16.8058	0	0	0.1024
n-C₇H₁₆	0.03	0.0003	8.4029	0	0	0.0155
Total	100	1	28009.73	100	1	26722.04

1)-La composition de la charge du débutaniseur T02. (8)

a)-La composition molaire:

Pour le calcul du débutaniseur, on doit déterminer la composition de la charge, cette dernière est tirée par la différence entre le gaz alimentant l'usine de GPL et le gaz résiduel (gaz de vente).

TABLEAU N° 7

constituants	Gaz alimentant l'usine de GPL	Gaz résiduel (gaz sec de vente)	Gaz d'alimentation		
	débit molaire (kmole/h)	débit molaire (kmole/h)	débit molaire (kmole/h)	X' _i	%molaire
N ₂	30.8107	30.8107	0	0	0
CO ₂	170.8594	170.8594	0	0	0
CH ₄	23903.5	23903.5	0	0	0
C ₂ H ₆	2397.633	2360.6258	37.0069	0.02874	2.87
C ₃ H ₈	932.724	220.9902	711.7337	0.55273	55.27
i-C ₄ H ₁₀	235.2817	18.4379	216.8438	0.16840	16.84
n-C ₄ H ₁₀	224.0778	14.4299	209.6479	0.16281	16.28
i-C ₅ H ₁₂	58.82043	1.601959	57.2184	0.04444	4.44
n-C ₅ H ₁₂	30.8107	0.6712	30.1394	0.02341	2.34
n-C ₆ H ₁₄	16.80584	0.1024	16.7033	0.01297	1.30
n-C ₇ H ₁₆	8.402919	0.0155	8.38739	0.00651	0.65
Total	28009.73	26722.04	1287.68	1	100

b)-La composition massique et la masse moléculaire.

les compositions massiques, molaires et la masse moléculaire moyenne de la charge, ainsi que les débits massiques, des constituants sont représentés dans le **tableau N° 9**.

$$X_{Li} = X'_{Li} \frac{M_i}{M_L} \dots \dots \dots (I-1).$$

$$M_L = \sum X'_{Li} M_i \dots \dots \dots (I-2).$$

Où :

- X_{Li} : La concentration massique de l'élément « i » dans la charge.
- X'_{Li} : La concentration molaire de l'élément « i » dans la charge.
- M_i : La masse moléculaire de l'élément « i ».
- M_L : La masse moléculaire de la charge.

c)-La quantité massique de chaque constituant est calculée par la formule:

$$m_i = X_{Li} m \dots \dots \dots (I-3).$$

Où :

- m_i : La quantité massique de l'élément i dans la charge.
- m : Débit massique de la charge.

TABLEAU N° 8

constituants	masse moléculaire M_i	Composition molaire X'_{Li}	$M_i X'_{Li}$	composition massique X_{Li}	débit massique kg/h
C_2H_6	30.07	0.02874	0.8641	0.01689	1112.8
C_3H_8	44.1	0.55273	24.3751	0.47650	31387.46
i- C_4H_{10}	58.12	0.16840	9.7873	0.19132	12602.96
n- C_4H_{10}	58.12	0.16281	9.4625	0.18497	12184.74
i- C_5H_{12}	72.15	0.04444	3.2060	0.06267	4128.313
n- C_5H_{12}	72.15	0.02341	1.6887	0.03301	2174.56
n- C_6H_{14}	86.18	0.01297	1.1179	0.02185	1439.494
n- C_7H_{16}	100.21	0.00651	0.652	0.01276	840.5004
Total		1	51.1546	1	65870.83

- Débit molaire de la charge $L=1287,6811$ k mole/h.
- Débit massique de la charge $m=65870,83$ kg/h
- La masse moléculaire de la charge $M_L=51,15461$ kg/k mole

2)-Calcul de la composition et les débits du distillat et du Résidu : (7)

- Le constituant clé léger est n-C₄H₁₀.
- Le constituant clé lourd est i-C₅H₁₂.

On fera le calcul pour (1287,6811 kmole/h.) de la charge, étant donné que les concentrations admises de i-C₅H₁₂, dans le distillat et de nC₄H₁₀ dans le résidu sont:

- La teneur en clé léger dans le résidu R est $X'_{RnC4}=0,005025$.
- La teneur en clé lourd dans le distillat D est $Y'_{DiC5}=0,0027$.

On peut estimer que les C₂, C₃ et i-C₄ sont pratiquement absents dans le résidu ainsi que les n-C₅, n-C₆ et n-C₇ dans le distillat.

On suppose donc que $X'_{RC2}=X'_{RC3}=X'_{RiC4}=Y'_{DnC5}=Y'_{DnC6}=Y'_{DnC7}=0$.

- Le bilan matière global de la colonne est donné par:

$$L=D+R \dots \dots \dots (I-4).$$

- L : Débit molaire de la charge.
- D : Débit molaire de distillat.
- R : Débit molaire de résidu.

- Le bilan matière partiel pour un constituant « i » de la charge :

$$L \cdot X'_{Li}=D \cdot Y'_{Di}+ R \cdot X'_{Ri} \dots \dots \dots (I-5).$$

Y'_{Di} : La concentration molaire de l'élément i dans le distillat.

X'_{Ri} : La concentration molaire de l'élément i dans le résidu.

On applique l'équation précédente pour chaque constituant de la charge :

$$\begin{aligned} L \cdot X'_{LC2} &= D \cdot Y'_{DC2} + R \cdot X'_{RC2}. \\ L \cdot X'_{LC3} &= D \cdot Y'_{DC3} + R \cdot X'_{RC3}. \\ L \cdot X'_{LiC4} &= D \cdot Y'_{DiC4} + R \cdot X'_{RiC4}. \\ L \cdot X'_{LnC4} &= D \cdot Y'_{DnC4} + R \cdot X'_{RnC4}. \\ L \cdot X'_{LiC5} &= D \cdot Y'_{DiC5} + R \cdot X'_{RiC5}. \\ L \cdot X'_{LnC5} &= D \cdot Y'_{DnC5} + R \cdot X'_{RnC5}. \\ L \cdot X'_{LnC6} &= D \cdot Y'_{DnC6} + R \cdot X'_{RnC6}. \\ L \cdot X'_{LnC7} &= D \cdot Y'_{DnC7} + R \cdot X'_{RnC7}. \end{aligned}$$

En substituant les valeurs connues dans toutes les équations, obtient :

$$1287,6811 \cdot 0,02874 = D \cdot Y'_{DC2} + R \cdot 0 \dots \dots \dots (1).$$

$$1287,6811 \cdot 0,55273 = D \cdot Y'_{DC3} + R \cdot 0 \dots \dots \dots (2).$$

$$1287,6811 \cdot 0,16840 = D \cdot Y'_{DiC4} + R \cdot 0 \dots \dots \dots (3).$$

$$1287,6811 \cdot 0,16281 = D \cdot Y'_{DnC4} + R \cdot 0,005025 \dots \dots \dots (4).$$

$$1287,6811 \cdot 0,04444 = D \cdot 0,0027 + R \cdot X'_{RiC5} \dots \dots \dots (5).$$

$$1287,6811 \cdot 0,02341 = D \cdot 0 + R \cdot X'_{RnC5} \dots \dots \dots (6).$$

$$1287,6811 \cdot 0,01297 = D \cdot 0 + R \cdot X'_{RnC6} \dots \dots \dots (7).$$

$$1287,6811 \cdot 0,00651 = D \cdot 0 + R \cdot X'_{RnC7} \dots \dots \dots (8).$$

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

$$1287,6811 \cdot (0,02874 + 0,55273 + 0,16840 + 0,16281) = D(Y'_{DC2} + Y'_{DC3} + Y'_{DiC4} + Y'_{DnC4}) + (L - D) \cdot 0,005025.$$

$$1287,6811 \cdot (0,91268 - 0,005025) = D(Y'_{DC2} + Y'_{DC3} + Y'_{DiC4} + Y'_{DnC4} - 0,005025)$$

$$\text{Mais, on a } Y'_{DC2} + Y'_{DC3} + Y'_{DiC4} + Y'_{DnC4} = 1 - 0,0027 = 0,9973.$$

Alors on calcule les débits :

$$1287,6811 \cdot (0,9076) = D(0,9973 - 0,005025).$$

$$1168,7573 = D(0,992275)$$

$$\Rightarrow D = \frac{1168,7573}{0,992275} \quad \text{Donc} \quad D = 1177,8608 \text{ kmole/h.}$$

$$R = L - D = 1287,6811 - 1177,860864. \quad \text{Donc} \quad R = 109,8202 \text{ kmole/h.}$$

Maintenant on calcule les concentrations :

$$\text{De la relation (1) on a : } Y'_{DC2} = \frac{1287,6811 \cdot 0,02874}{1177,860864} = 0,031418.$$

$$\text{De la relation (2) on a : } Y'_{DC3} = 0,6042.$$

$$\text{De la relation (3) on a : } Y'_{DiC4} = 0,1840.$$

$$\text{De la relation (4) on a : } Y'_{DnC4} = 0,1775.$$

$$\text{De la relation (5) on a : } X'_{RiC5} = 0,49206.$$

$$\text{De la relation (6) on a : } X'_{RnC5} = 0,27444.$$

$$\text{De la relation (7) on a : } X'_{RnC6} = 0,15209.$$

$$\text{De la relation (8) on a : } X'_{RnC7} = 0,07637.$$

-Les concentrations et les débits de résidu et distillat :

TABLEAU N° 9

Constituants	Distillat « D »		Résidu « R »	
	Y' _{Di}	DY' _{Di}	X' _{Ri}	RX' _{Ri}
C ₂ H ₆	0.031418	37.00699	0	0
C ₃ H ₈	0.604259	711.7337	0	0
i-C ₄ H ₁₀	0.184099	216.8437	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0.177521	209.09608	0.00502	0.55184
i-C ₅ H ₁₂	0.0027	3.18022	0.49206	54.03824
n-C ₅ H ₁₂	0	0	0.27444	30.13943
n-C ₆ H ₁₄	0	0	0.15209	16.70333
n-C ₇ H ₁₆	0	0	0.07637	8.38739
Total	1	1177.86	1	109.82

3)-calcul de la pression et la température dans la colonne : (8)

a)- Pression dans la colonne :

On a la pression de l'alimentation de la colonne $P_L=15,2$ bar.

La pression au sommet de la colonne est de :

$$P_S = P_L - \Delta P_1 \dots\dots\dots(I-6).$$

$$\text{Où } \Delta P_1 = [0,1 \div 0,3].$$

On prend $\Delta P_1=0,2$ bar. Alors $P_S=15,2-0,2=15$ bars.

La pression au fond de la colonne est de :

$$P_F = P_L + \Delta P_2 \dots\dots\dots(I-7).$$

$$\text{Où } \Delta P_2 = [0,2 \div 0,4].$$

On prend $\Delta P_2=0,2$ bar. Alors $P_S=15,2+0,2=15,4$ bars.

La pression dans le ballon de reflux (V-11) :

$$P_B = P_S - \Delta P_3 \dots\dots\dots(I-8).$$

$$\text{Où } \Delta P_3 = [0,2 \div 0,5].$$

On prend $\Delta P_3=0,3$ bar. Alors $P_S=15 - 0,3=14.7$ bars.

b)-Température dans la colonne :

-La température au sommet de la colonne :

Pour la vérification de la température au sommet de la colonne on utilise l'équation d'isotherme de la phase vapeur par approximations successives :

$$\sum Y'_{Di}/K_i \dots\dots\dots (I-9).$$

K_i : Constante d'équilibre de l'élément «i» à la température et à la pression fixée. (Déterminée par le diagramme de « **Jenny et Scheibel** »).

Pour une température $T=80$ on a $\sum Y'_{Di}/K_i = 0.8320$.

Pour une température $T=60$ on a $\sum Y'_{Di}/K_i = 1.07036$.

Pour une température $T=67$ Les résultats de calcul sont illustrés dans le tableau suivant:

TABLEAU N° 10 :

constituants	Y'_{Di}	K_i à 15bar et à 67°C	Y'_{Di}/K_i
C_2H_6	0.03142	3.75	0.00838
C_3H_8	0.60426	1.46	0.41388
i- C_4H_{10}	0.1841	0.736	0.25014
n- C_4H_{10}	0.1775	0.576	0.30820
i- C_5H_{12}	0.0027	0.285	0.00947
Total	1		1

Alors l'isotherme de la phase vapeur est vérifiée pour une température de sommet de la colonne : $T_s=67^\circ C$.

-La température au fond de la colonne :

Cette température est déterminée par approximations successives à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide $\sum K_i \cdot X'_{Ri} = 1$(I-10).

Pour une température T=160 on a $\sum K_i \cdot X'_{Ri} = 1.0808$.

Pour une température T=140 on a $\sum K_i \cdot X'_{Ri} = 0.8811$.

Pour une température T= 150 Les résultats de calcul sont illustrés dans le tableau suivant

TABLEAU N° 11:

constituants	X'_{Ri}	K_i à 15,4bar et à 150°C	$K_i X'_{Ri}$
n-C ₄ H ₁₀	0.005025	1.875	0.00942
i-C ₅ H ₁₂	0.492061	1.175	0.57817
n-C ₅ H ₁₂	0.274443	1.08	0.29639
n-C ₆ H ₁₄	0.152097	0.6	0.09125
n-C ₇ H ₁₆	0.076374	0.33	0.02520
Total	1		1.00045

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une température de fond de la colonne : T_f=150°C.

- La température dans le ballon de reflux (V-11) :

A partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide et par approximations successives.

Pour une température T=60 on a $\sum K_i \cdot X'_{Di} = 1.1741$.

Pour une température T=50 on a $\sum K_i \cdot X'_{Di} = 0.9334$.

Pour une température T=54 Les résultats de calcul sont illustrés dans le tableaux suivants:

TABLEAU N° 12

Constituants	X'_{Di}	K_i à 14,7bar et à 54°C	$K_i X'_{Di}$
C ₂ H ₆	0.031419	3.18	0.10
C ₃ H ₈	0.60426	1.2	0.725
i-C ₄ H ₁₀	0.184100	0.59	0.1086
n-C ₄ H ₁₀	0.177522	0.45	0.0799
i-C ₅ H ₁₂	0.0027	0.215	0.000581
Total	1		1.014108

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une température dans le ballon de reflux $T_b = 54^\circ\text{C}$.

4)-Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation

A la pression et température donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminés par approximations successives d'après l'équation connue de **TREGOUBOV** :

$$X_{o,i} = \frac{X_{L,i}}{1 + e_o(K_i - 1)} \dots\dots\dots(I-11).$$

et $Y'_{o,i} = K_i \cdot X'_{o,i} \dots\dots\dots(I-12).$

On prend des valeurs différentes de taux de vaporisation jusqu'à ce que l'on obtienne :

$$\sum_{i=1}^n X'_{o,i} = 1 \dots\dots\dots(I-13).$$

Et $\sum_{i=1}^n Y'_{o,i} = 1 \dots\dots\dots(I-14).$

X'_{oi} : Concentration du constituant «i» dans la phase liquide.

Y'_{oi} : Concentration du constituant «i» dans la phase vapeur.

e'_o : Taux de vaporisation de la charge.

TABLEAU N°13

constituants	X'_{Li}	K_i à 15,2bar et à 70°C	X'_{oi}	Y'_{oi}
C₂H₆	0.02874	3.75	0.011993	0.044976
C₃H₈	0.55273	1.45	0.449931	0.801451
i-C₄H₁₀	0.16840	0.76	0.191764	0.127982
n-C₄H₁₀	0.16281	0.6	0.204299	0.097686
i-C₅H₁₂	0.04444	0.3	0.068933	0.01333
n-C₅H₁₂	0.02341	0.24	0.038111	0.005617
n-C₆H₁₄	0.01297	0.1075	0.023719	0.001394
n-C₇H₁₆	0.00651	0.043	0.012669	0.000280
Total	1		1.001423	1.09272

Donc le taux de vaporisation de la charge est $e'_o = 0,5077$.

5)-Calcul des volatilités relatives des constituants : (5)

La volatilité relative d'un constituant «i» est calculée par la relation suivante :

$$\alpha_i = K_i / K_r \dots\dots\dots(I-15).$$

α_i : La volatilité relative du constituant «i».

K_i : Constante d'équilibre de l'élément «i».

K_r : Constante d'équilibre de l'élément de référence (comme élément de référence, on prend le clé lourd).

Les valeurs de K_r de chaque zone sont données dans le tableau suivant :

TABLEAU N° 14

Zones	Alimentation	Rectification	Epuisement
K_r	0,3	0,285	1,175

Les valeurs de volatilité relative de chaque zone sont données dans le tableau suivant :

TABLEAU N° 15

constituants	Alimentation		Rectification		Epuisement	
	K_i à 15,2bar et à 70°C	α_{Li}	K_i à 15bar et à 67°C	α_{Di}	K_i à 15,4bar et à 150°C	α_{Ri}
C_2H_6	3.75	12.5	3.75	13.1578	8.55	7.2766
C_3H_8	1.45	4.8333	1.46	5.1228	3.72	3.1659
i- C_4H_{10}	0.76	2.5333	0.736	2.5824	2.22	1.8893
n- C_4H_{10}	0.6	2	0.576	2.021	1.875	1.5957
i- C_5H_{12}	0.3	1	0.285	1	1.175	1
n- C_5H_{12}	0.24	0.8	0.228	0.8	1.08	0.91915
n- C_6H_{14}	0.1075	0.3583	0.13	0.4561	0.6	0.5106
n- C_7H_{16}	0.043	0.1433	0.042	0.1473	0.33	0.2808

- α_{Li} : Volatilité relative de l'élément «i» dans la zone d'alimentation.

- α_{Di} : Volatilité relative de l'élément «i» dans la zone de rectification.

- α_{Ri} : Volatilité relative de l'élément «i» dans la zone d'épuisement.

Les volatilités moyennes sont déterminées comme suit :

1)-Pour la zone de rectification : $\alpha_{Dim} = (\alpha_{Di} + \alpha_{Li})/2$(I-16).

2)-Pour la zone d'épuisement : $\alpha_{Rim} = (\alpha_{Ri} + \alpha_{Li})/2$(I-17).

TABLEAU N° 16

constituants	Alimentation	Rectification		Epuisement	
	α_{Li}	α_{Di}	α_{Dim}	α_{Ri}	α_{Rim}
C₂H₆	3.33333	13.15789	8.24561	7.27659	5.30496
C₃H₈	4.83333	5.12280	4.97807	3.16595	3.99964
i-C₄H₁₀	2.53333	2.58245	2.55789	1.88936	2.21134
n-C₄H₁₀	2	2.02105	2.01052	1.59574	1.79787
i-C₅H₁₂	1	1	1	1	1
n-C₅H₁₂	0.8	0.8	0.8	0.91914	0.85957
n-C₆H₁₄	0.35833	0.45614	0.40723	0.51063	0.43448
n-C₇H₁₆	0.14333	0.14736	0.14535	0.28085	0.21209

6)-Fonctionnement à reflux total :

Calcul de nombre de plateaux théoriques :

On utilise la relation de FENSKE, et on prend les constituants clé légère et lourde.

$$N_{min} = \log \left(\frac{Y'_{DiC5} \cdot X'_{R-nC4}}{Y'_{DnC4} \cdot X'_{R-iC5}} \right) / \log \frac{\alpha_{L,iC5}}{\alpha_{L,nC4}} \dots\dots\dots(I-18)$$

$$N_{min} = \log \left(\frac{0,17752 \cdot 0,0050}{0,0027 \cdot 0,49206} \right) / \log \frac{2}{1} \qquad N_{min} = 12.6524$$

Donc le nombre de plateaux théoriques est $N_{min} = 13$.

7)-Fonctionnement à reflux minimal :

Le calcul se fait par approximations successives à partir des équations:

$$r_{f \ min} = \varphi \sum \frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi} \dots\dots\dots(I-19)$$

$$r_{b \ min} = \varphi \sum \frac{\alpha_{Li} X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \varphi} \dots\dots\dots(I-20)$$

$$e'_o = \sum \frac{\alpha_{Li} X'_{Li}}{\alpha_{Li} - \varphi} \dots\dots\dots(I-21)$$

Où $r_{f \ min}$: Taux de reflux minimal.

$r_{b \ min}$: Taux de rebouillage minimal.

e'_o : Taux de vaporisation de la charge ($e'_o = 0,5077$).

φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives à partir de l'équation (I-21) et sa valeur comprise entre les valeurs des volatilités des constituants clés. $\langle 1 < \varphi < 2 \rangle$

TABLEAU N° 17

constituants	X'_{Li}	α_{Li}	$X'_{Li}\alpha_{Li}$	$\Phi = 1,056643$	
				$\alpha_{Li}-\varphi$	$\frac{X'_{Li} \cdot \alpha_{Li}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
C_2H_6	0.02874	12.5	0.3592	11.4433	0.031393
C_3H_8	0.55273	4.8333	2.6715	3.7766	0.707367
i- C_4H_{10}	0.16840	2.5333	0.4266	1.4766	0.288896
n- C_4H_{10}	0.16281	2	0.3256	0.94335	0.345172
i- C_5H_{12}	0.04444	1	0.0444	-0.0566	-0.78448
n- C_5H_{12}	0.02341	0.8	0.0187	-0.2566	-0.07296
n- C_6H_{14}	0.01297	0.3583	0.0046	-0.6983	-0.006656
n- C_7H_{16}	0.00651	0.1433	0.0009	-0.9133	-0.001022
Total	1.00000				0.50771

On trouve la valeur de taux de vaporisation égale à «0.5077» donc la valeur de « $\varphi = 1,056643$ » est correcte.

a)-Taux de reflux minimal :

Le calcul de taux de reflux minimal se fait par l'équation (I -19).

TABLEAU N° 18

Constituants	Y'_{Di}	$\alpha_{iLi}-\varphi$	$\frac{Y'_{Di}}{\alpha_{iLi} - \varphi}$
C_2H_6	0,031419	11.443357	0.002745
C_3H_8	0,60426	3.77669	0.159997
i- C_4H_{10}	0,1841	1.4766903	0.12467
n- C_4H_{10}	0,177522	0.943357	0.188181
i- C_5H_{12}	0,0027	-0.056643	-0.047666
Total	1		0.427927

$\Rightarrow R_{f \min} = 0.42792 \varphi = 0,43334(1,056643.)$

Donc : $r_{f \min} = 0,45216$.

b)-Taux de rebouillage minimal : Le taux de $r_{b \min}$ est calculé d'après l'équation (I-20).

TABLEAU N° 19

constituants	X'_{Ri}	α_{Li}	$X'_{Ri}\alpha_{Li}$	$\alpha_{Li}-\varphi$	$X'_{Ri}\alpha_{Li}/\alpha_{Li}-\varphi$
n-C ₄ H ₁₀	0.005025	2	0.01005	0.943357	0.01065
i-C ₅ H ₁₂	0.492060	1	0.49206	-0.056643	-8.68705
n-C ₅ H ₁₂	0.274443	0.8	0.219554	-0.256643	-0.855486
n-C ₆ H ₁₄	0.152097	0.358333	0.054501	-0.698309	-0.078047
n-C ₇ H ₁₆	0.076373	0.143333	0.010946	-0.913309	-0.011985
Total	1				-9.621919

Donc : $r_{b \min} = 10.16693$

-Taux de reflux opératoire :

Le calcul de taux de reflux opératoire $(r_f)_{opt}$ se fait par l'application de la formule suivante :

$$(r_f)_{opt} = 1,3.(r_f)_{min} + 0,3 \dots \dots \dots (I-22).$$

$$\Rightarrow (r_f)_{opt} = 1,3(0,45216) + 0,3.$$

$$\text{Alors: } (r_f)_{opt} = 0,88781$$

d)-Taux de rebouillage opératoire :

Le taux de rebouillage $(r_b)_{opt}$ est donné par l'équation suivante :

$$(r_b)_{opt} = (r_f)_{opt} \frac{D}{R} + (1 - e^{-\varphi}) \frac{L}{R} - 1 \dots \dots \dots (I-23).$$

$$\Rightarrow (r_b)_{opt} = 0,88781 \left(\frac{1177,86}{109,82} \right) + (1 - 0,5077) \left(\frac{1287,6811}{109,82} \right) - 1.$$

$$\text{Donc: } (r_b)_{opt} = 14,2945.$$

8)-Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la colonne : (7)

GILLILAND a proposé dans sa méthode approximative une corrélation empirique entre le taux de reflux et le nombre de plateaux théoriques. Si N est le nombre de plateaux théoriques correspondant à un taux de reflux opératoire $(r_f)_{opt}$, les deux fonctions (I-24) et (I-25) sont reliées entre elles par une courbe de corrélation (diagramme de Gilliland).

$$\frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{min}}{(r_f)_{opt} + 1} \dots \dots \dots (I-24).$$

$$\frac{N_R - N_{Rmin}}{N_R + 1} \dots\dots\dots(I-25).$$

a)-Nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification :

Pour effectuer ce calcul, on doit tout d'abord, déterminer le nombre minimal de plateaux théoriques calculé par l'équation (I-26).

$$N_{Rmin} = \log \left(\frac{Y'_{DnC4} \cdot X'_{LiC5}}{Y'_{DiC5} \cdot X'_{LnC4}} \right) / \log \left(\frac{\alpha_{nC4}}{\alpha_{iC5}} \right) \dots\dots\dots(I-26).$$

α_{nC4} : Volatilité moyenne de l'élément clé léger «n-C₄» dans la zone de rectification.

α_{iC5} : Volatilité moyenne de l'élément clé lourd«i-C₅» dans la zone de rectification.

$$N_{Rmin} = \log \left(\frac{0,0027 \cdot 0,1628}{0,1775 \cdot 0,0444} \right) / \frac{2,0105}{1} \Rightarrow N_{Rmin} = 4,1345.$$

En substituant les valeurs dans la fonction (I-24).

$$\frac{(rf)_{opt} - (rf)_{min}}{(rf)_{opt} + 1} = \frac{0,8878 - 0,45216}{0,8878 + 1} = 0,23.$$

Pour ce résultat et par le diagramme de GILLILAND, on trouve :

$$\frac{N_R - N_{Rmin}}{N_R + 1} = 0,43. \Rightarrow N_R = \frac{0,43 + 4,1345}{1 - 0,43} \Rightarrow \text{Le nombre de plateaux}$$

théoriques dans la zone de rectification est de: $N_R = 8,0078$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets : $E = 0,61$, le nombre réel du plateaux à cette zone sera : $N_{rR} = N_R / E \dots\dots\dots(I-27).$

$$\Rightarrow N_{rR} = 8,0078 / 0,61.$$

$$\Rightarrow N_{rR} = 13,12.$$

On admet que la valeur réelle du nombre des plateaux $N_{rR} = 14$ plateaux.

b) Nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement :

Le nombre minimal de plateaux théorique dans cette zone est donné par l'équation (I-28). :

$$N_{Emin} = \log\left(\frac{X'_{LnC4} \cdot X'_{RiC5}}{X'_{LiC5} \cdot X'_{RnC4}}\right) \Bigg/ \log\left(\frac{\alpha_{nC4}}{\alpha_{iC5}}\right) \dots \dots \dots (I-28)$$

α_{nC4} : Volatilité moyenne de l'élément clé léger «n-C₄» dans la zone d'épuisement

α_{iC5} : Volatilité moyenne de l'élément clé lourd «i-C₅» dans la zone d'épuisement.

$$N_{Emin} = \log\left(\frac{0,1628 \cdot 0,4920}{0,0444 \cdot 0,005}\right) \Bigg/ \log\left(\frac{2,21}{1}\right) \Rightarrow N_{Emin} = 7,41.$$

On calcule le rapport suivant :

$$\frac{(r_b)_{opt} - (r_b)_{min}}{(r_b)_{opt} + 1} = \frac{14,29 - 10,167}{14,29 + 1} = 0,27.$$

D'après le diagramme de GILLILAND, on trouve que cette valeur correspond à l'égalité suivante :

$$\frac{N_E - N_{Emin}}{N_E + 1} = 0,39.$$

$$\Rightarrow N_E = \frac{0,39 + 7,41}{1 - 0,39} = 12,78.$$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets : E = 0,61, le nombre réel de plateaux à cette zone sera : $N_{rE} = N_E / E \dots \dots \dots (I-29).$

$$N_{rE} = 12,78 / 0,61 \Rightarrow N_{rE} = 20,96.$$

On admet que la valeur réelle du nombre de plateaux .

$$N_{rE} = 21$$

c)-Nombre total des plateaux dans la colonne :

Le nombre total des plateaux existant réellement au niveau de la colonne est :

$$N_T = N_{rE} + N_{rR} = 14 + 21.$$

$$\Rightarrow N_T = 35 \text{ plateaux.}$$

9) Bilan thermique de la colonne :

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

L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit d'après la formule suivante :

$$Lh_L + Q_R = Dh_D + Rh_R + Q_C \dots\dots\dots(I-30).$$

Avec $h_L = e'_o \cdot H_o + (1 - e_o)h_o \dots\dots\dots(I-31).$

$$Q_R = G_R (H_R - h'_L) + R (h_R - h'_L) \dots\dots\dots(I-32).$$

$$Q_C = (D + g_x) (H_D - h_D) \dots\dots\dots(I-33).$$

Où :

L, D et R - Débits molaires respectivement de la charge, du distillat et du résidu en Kmole/h.

Q_R - Charge thermique du rebouilleur en Kcal/h.

Q_C - Charge thermique du condenseur en Kcal/h.

h_L - Enthalpie de la charge biphasique en Kcal/Kmole .

e'_o - Taux de vaporisation molaire de la charge.

H_o - Enthalpie de la phase vapeur de la charge Kcal/Kmole.

h_o - Enthalpie de la phase liquide de la charge en Kcal/Kmole.

h_D - Enthalpie du distillat en état liquide en Kcal/Kmole.

H_D - Enthalpie du distillat en état vapeur en Kcal/Kmole.

h_R - Enthalpie du résidu en Kcal/Kmole.

h'_L - Enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur en Kcal/Kmole.

H_R - Enthalpie de la vapeur provenant du rebouilleur Kcal/Kmole.

g_x - Débit de reflux froid en Kmole/h.

G_R - Débit de la vapeur (reflux chaud) provenant du rebouilleur Kmole/h.

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

$$g_x = G_R \frac{(H_R - h'_L)}{(H_D - h_D)} = \frac{(Rh'_L + DH_D - Lh_L)}{(H_D - h_D)} \dots\dots\dots(I-34).$$

Avec :

$$g_x = (rf)_{opt} \cdot D = 0,8878 \cdot 1177,86 = 1045,72 \text{ kmole/h.}$$

$$G_R = (rb)_{opt} \cdot R = 14,29 \cdot 109,82 = 1569,32 \text{ kmole/h.}$$

a)-Calcul des masses moléculaires moyennes :

Dans la zone de flash :

-Pour la phase liquide : $M_m = \sum X'_{oi} \cdot M_i$(I-35).

-Pour la phase vapeur : $M_m = \sum Y'_{oi} \cdot M_i$(I-36).

TABLEAU N° 20

constituants	masse moléculaire M_i	Phase liquide		Phase vapeur	
		X'_{oi}	$X'_{oi}M_i$	Y'_{oi}	$Y'_{oi}M_i$
C_2H_6	30,07	0,0119	0,3578	0,0449	1,3578
C_3H_8	44,1	0,4499	19,8405	0,8014	35,3417
i- C_4H_{10}	58,12	0,1917	11,1416	0,1279	74335
n- C_4H_{10}	58,12	0,2042	11,8681	0,0976	5,6725
i- C_5H_{12}	72,15	0,0689	4,9732	0,0133	0,9595
n- C_5H_{12}	72,15	0,0381	2,7489	0,0056	04040
n- C_6H_{14}	86,18	0,0237	2,0424	0,0013	0,112
n- C_7H_{16}	100,21	0,0126	1,2626	0,0002	0,020
Total		1	54,235	0,99999	51,29

Pour le résidu et distillat :

De la même manière que la zone de flash, on détermine les masses moléculaires moyennes de distillat et résidu.

TABLEAU N° 21

constituants	masse moléculaire M_i	Distillat «D»		Résidu «R»	
		Y'_{Di}	$Y'_{Di}M_i$	X'_{Ri}	$X'_{Ri}M_i$
C_2H_6	30,07	0.0314	0,9441	0	0
C_3H_8	44,1	0.6042	26,6452	0	0
i- C_4H_{10}	58,12	0.184	10,694	0	0
n- C_4H_{10}	58,12	0.177	10,2872	0.0050	0,2906
i- C_5H_{12}	72,15	0.0027	0,1948	0.4920	35,4978
n- C_5H_{12}	72,15	0	0	0.27444	19,7979

n-C₆H₁₄	86,18	0	0	0.1521	13,1079
n-C₇H₁₆	100,21	0	0	0.0763	7,6460
Total		1	48,76	1	76,3402

A l'aide de l'équation de concentration de la zone d'épuisement, on calcule la composition du liquide descendant du plateau « n + 1 ».

$$X'_{n+1,i} = (Y'_{ni} / m) + [(m - 1) / m] \cdot X'_{R,i} \dots \dots \dots (I-37).$$

Le coefficient « m » figurant dans cette équation est calculé d'après la formule suivante

$$m = [(rb)_{opt} + 1] / (rb)_{opt} \dots \dots \dots (I-38).$$

$$= (14,29 + 1) / 14,29 = 1,07.$$

On remplace « m » par sa valeur :

$$X'_{n+1,i} = Y'_{ni}/1,07 + [(1,07 - 1) / 1,07] \cdot X'_{Ri}$$

$$X'_{n+1,i} = 0,9344 \cdot Y'_{ni} + 0,0654 \cdot X'_{Ri}$$

Donc :

$$X'_{Li} = 0,9343 \cdot Y'_{Ri} + 0,0654 \cdot X'_{Ri}$$

$$Y'_{R,i} = (\alpha_{im} X'_{Ri}) / (\alpha_{m1} X'_{R1} + \alpha_{m2} X'_{R2} + \alpha_{m3} X'_{R3} + \alpha_{m4} X'_{R4} + \alpha_{m5} X'_{R5} + \alpha_{m6} X'_{R6} + \alpha_{m7} X'_{R7} + \alpha_{m8} X'_{R8} + \alpha_{m9} X'_{R9}) \dots \dots \dots (I-39).$$

Les résultats de calcul sont représentés dans le tableau suivant :

TABLEAU N° 22

constituants	masse moléculaire M _i	Vapeur«G _R »		Liquide«g _L »	
		Y' _{Ri}	Y' _{Ri} M _i	X' _i	X' _{Li} M _i
C₂H₆	30,07	0	0	0	0
C₃H₈	44,1	0	0	0	0
i-C₄H₁₀	58,12	0	0	0	0
n-C₄H₁₀	58,12	0,0110	0,6393	0,0106	0,6160
i-C₅H₁₂	72,15	0,6008	43,3477	0,5935	42,929
n-C₅H₁₂	72,15	0,2879	20,7719	0,2869	20,6998
n-C₆H₁₄	86,18	0,0806	6,9461	0,0852	7,3425
n-C₇H₁₆	100,21	0,0197	1,9741	0,0233	2,3348
Total		1	73,254	1	73,922

b)-Calcul des enthalpies moyennes :

On calcule la pression moyenne dans la zone d'épuisement :

$$P_E = 0,5.(P_L + P_f) \dots\dots\dots(I-40).$$

$$P_E = 0,5. (15,2 + 15,4) = 15,3 \text{ bars.}$$

La constante d'équilibre de l'élément clé lourd (iC_5) dans ce cas est :

$$K_{iC_5} = 1/\sum \alpha_{im} \cdot X'_{li} \dots\dots\dots(I-41).$$

$$K_{iC_5} = 1/ (1,7978.0,0106 + 1.0,5935 + 0,8595.0,2869 + 0,4344.0,0852 + 0,212.0,0233) . \Rightarrow K_{iC_5} = 1,1096 .$$

On a $P_E = 15,3$ bars et $K_{iC_5} = 1,1096$. Donc, la température correspondante est $t = 150^\circ\text{C}$ (Température de liquide g_l sortant de la colonne).

-Les enthalpies des phases vapeurs sont déterminées par la formule suivante :

$$H = \sum X_i \cdot H_i \dots\dots\dots(I-42).$$

Où : H : l'enthalpie de la phase vapeur.

H_i : l'enthalpie de constituant « i ».

Les H_i sont déterminées d'après le graphe à la température t et pression p .

-Les enthalpies des liquides (g_o , g_x , R , g_l) est calculée d'après la formule suivante :

$$h_L^t = (0,403 t + 0,000405 t^2) / \sqrt{\rho^{15}} \dots\dots\dots(I-43).$$

Les enthalpies des différents effluents sont représentées dans le tableau ci-dessous :

TABLEAU N° 23

Flux	M_{moy}	T°c	P bar	Enthalpies des phases	
				Kcal/kg	Kcal/kmole
Phase liquide de la charge « g_o »	54,2351	70	15,2	54,11	2935,1012
Phase vapeur de la charge « G_o »	51,29	70	15,2	70,21	3601,0709
Distillat liquide « g_x »	48,76	54	15	56,62	2760,7912
Distillat vapeur « D »	48,76	67	15	69,13	3370,7788
Residu « R »	76,3402	154	15,4	68,71	5245,3351
Vapeur « G_R »	73,254	170	15,9	77,92	5708,0564
Liquide « g_l »	73,922	150	15,3	68,41	5057,004

Où: g_o : Débit de la phase liquide dans l'alimentation.

G_o : Débit de la phase vapeur dans l'alimentation.

g_l : Débit de la phase liquide alimentant le rebouilleur.

D : Débit de distillat.

R : Débit de résidu.

L'enthalpie de la charge biphasique est calculée d'après la formule suivante:

$$h_L = e'_o H_o + (1 - e'_o) h_o \dots\dots\dots(I-44).$$

Où :

H_o : Enthalpie de la phase vapeur « G_o » en Kcal/Kmole à 70 °C et 15,2bars.

h_o : Enthalpie de la phase liquide « g_o » en Kcal/Kmole dans les mêmes conditions de la phase vapeur.

En remplaçant le H_o et h_o par leurs valeurs, on aura :

$$h_L = 0,5077. (3601,0709) + (1-0,5077). (2935,1012)$$

$$\Rightarrow h_L = 3273,214 \text{Kcal/kmole.}$$

Donc le débit de reflux liquide :

$$g_x = G_R \frac{(H_R - h'_l)}{(H_D - h_D)} - \frac{(R h'_l + D H_D - L h_L)}{(H_D - h_D)} \dots\dots\dots(I-45).$$

$$\Rightarrow g_x = (1569,32) \frac{(5708,0564-5057,004)}{(3370,7788-2760,7912)} - \frac{(555361,59+3970308,41-4214852,20)}{(3370,7788-2760,7912)}$$

$$\Rightarrow g_x = 1165,42 \text{Kmole/h.}$$

On calcul le rapport suivant : g_x/D

$$g_x/D = 1165,42/1177,86.$$

$$\Rightarrow g_x/D = 0,989$$

c)-Charges thermiques du condenseur et du rebouilleur :

La charge thermique du condenseur est:

$$Q_C = (D + g_x).(H_D - h_D) \dots\dots\dots(I-46).$$

$$\Rightarrow Q_C = (1177,86+1165,42). (3370,7788-2760,7921)$$

$$\Rightarrow Q_C = 1429371,743 \text{Kcal/h.}$$

La charge thermique du rebouilleur :

$$Q_R = G_R (H_R - h'_L) + R (h_R - h'_L) \dots\dots\dots(I-47).$$

$$\Rightarrow Q_R = 1569,32.(5708,0564-5057,004) + 109,82.(5245,3351-5057,004)$$

$$\Rightarrow Q_R = 1042392,074 \text{Kcal/h.}$$

La vérification du bilan thermique est représentée dans le tableau suivant :

TABLEAU N° 24

Quantité de chaleur	Kcal/h
La chaleur reçue :	
- Quantité de chaleur apportée par la charge	4214852,204
- Quantité de chaleur apportée par le rebouilleur	1042392,079
Total	5257244,283
La chaleur cédée :	
- Quantité de chaleur emportée par le distillat (GPL)	3251825,523
- Quantité de chaleur emportée par le résidu (condensât)	576044,1694
- Quantité de chaleur éliminée au niveau du condenseur	1429371,743
Total	5257241,435

COCLUSION

D'après cette étude on peut extraire les conclusions suivantes:

- ✓ la production au niveau de l'usine d'extraction de GPL Phase- B dépend des facteurs suivants :
- L'humidité des sécheurs de la phase –A- (mauvaise déshydratation).
- La haute pression gazoduc (70 bars pour le gaz commercial) vers le terminal (Arzew, Skikda).
- ✓ La haute pression LR1 (47bars) (l'expédition du GPL suit le stade terminal) provoque le déclenchement des stations DTR.
- En été, la réduction de la charge du gaz d'entrée des turbines, permet un meilleur contrôle de la température des gaz d'échappement et éviter le déclenchement de cette turbine.

On recommande de travailler avec une augmentation de la capacité de traitement pour étudier sa influence sur l'équipements de l'unité, l'avantage de cette augmentation majeur reste dans l'exploitation en quantités intéressantes des matières premières ce qui est conduit à l'obtention d'un taux élevé des produits livrables à la consommation dont les recettes en devises seront importantes par rapport leur exportation à l'état brut.

Enfin on peut dire que le stage est autant bénéfique pour l'étudiant que pour la société puisqu'il facilite son intégration rapide dans le milieu professionnel.

Liste de figure

figure	titre	page
Fig .1	Principales transformation du propane	8
Fig.2	Principales transformation du butane	9
Fig.3	L'offre mondiale des GPL	11
Fig.4	Demande national en GPL	12
Fig.5	Offre prévisionnelle national de GPL (en MT)	13
Fig.6	Schéma simplifié Rectification	15
Fig.7	Synoptique de la colonne de rectification	17
Fig.8	Schéma global du complexe des deux usines de traitement de gaz	31
Fig. 9	Schéma simplifié de l'unité U-02	33
Fig. 10	Schéma simplifié de la partie «off-spec»	34
Fig. 11	Schema de procede de l' usine de GPL de rhourde-nouss	41
Fig. 12	entropie	43

Liste de tableau

tableau	page
tableau .1	5
tableau .2	35
tableau .3	36
tableau .4	36
tableau .5	45
tableau .6	45
tableau .7	46
tableau .8	47
tableau .9	50
tableau .10	51
tableau .11	52
tableau .12	52
tableau .13	53
tableau .14	54
tableau .15	54
tableau .16	55
tableau .17	56
tableau .18	56
tableau .19	57
tableau .20	61
tableau .21	61
tableau .22	62
tableau .23	63
tableau .24	65

Bibliographie

- 1-P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome I
2^{ème} édition 1972 –Paris.
- 2-P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome II
2^{ème} édition 1972 –Paris.
- 3-J.P.WAUQUIER : Procédés de séparation,
Editions TECHNIP 1998 –Paris.
- 4-Engineering PERRY HAND BOOK, Edition 1972.
- 5-Engineering DATA BOOK NINTH, Edition 1972.
- 6-Manuel opératoire de l'unité GPL et celui de l'unité de traitement de
RHOURE-NOUSS.
- 7-R. ABDOULLAEV, V. KOSSIAKOV : Théorie et calcul de la rectification des
mélanges complexes Editions INHC 1977 –Boumerdes.
- 8-Cours de Raffinage -I- FHC (IGCR02), Boumèrdès 2005-2006.