

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

UNIVERSITE DE OUARGLA

Faculté des sciences et des sciences de l'ingénieur

Département des Sciences de l'Ingénieur



Mémoire de Fin d'études

en vue de l'obtention de diplôme d'ingénieur d'état

Spécialité : Génie des procédés

Option : Génie chimique

Présenté par :

**SIDOTMANE Nadia**

**Thème**

**Etude de l'effet d'une charge supplémentaire  
des condensats non stabilisés sur les déshydrateurs  
gaz et liquide de l'unité GPL1-CIS-HMD**

Soutenu publiquement : 01/10/2003 devant le jury :

<b>Dr. KORICHI Mourad (Université de Ouargla)</b>	<b>Président</b>
<b>Mr. BAAMAR Lotfi (Université de Ouargla)</b>	<b>Examineur</b>
<b>Mr. SEKRIFA M<sup>ed</sup> Lamine ( Université de Ouargla)</b>	<b>Examineur</b>
<b>Dr. SEGNI Ladjel (Université de Ouargla)</b>	<b>Rapporteur</b>
<b>Mr. TOUNSI Mabrouk (SH – CIS – HMD)</b>	<b>Co-rapporteur</b>

**Année Universitaire 2002/2003**

## ملخص :

يعد غاز البترول المميع خليط من الهيدروكربونات, والذي يتميز بجملة من المزايا جعلته يستعمل على نطاق واسع.

تعد الوحدة GPL من بين المركبات الصناعية الجنوبية في منطقة حاسي مسعود, و تعتبر من أهم الوحدات المنتجة لهذه المادة (GPL)

ان الهدف الأساسي من الدراسة هو إثراء تغذية الوحدة و بالتالي تحسين معدل استرجاع GPL المحتوى في المكثفة الغير مستقرة من وحدة العلاج.

النتائج المحصل عليها كانت مرضية و مقبولة.

## Résumé :

Le GPL qui est un mélange d'hydrocarbures, présente des avantages multiples, qui lui confient une utilisation à haut niveau.

L'unité GPL1, complexe industriel sud – région de Hassi Messaoud, est l'une des unités les plus importantes de production du GPL en Algérie.

L'objectif principal de cette étude, c'est enrichir la charge d'alimentation de l'unité et par suite une meilleure récupération de GPL contenu dans les condensats non stabilisées de l'unité de traitement.

Les résultats trouvés sont adéquats et satisfait.

## Summary :

The LPG is a mixture of hydrocarbons, involves various advantages that enable a wide spread use.

The LPG – 1 unit in south industrial plant (CIS) in Hassi Messaoud is one of the most important LPG production units in Algeria.

This study is aimed mainly at enriching the feeding of the unit, and hence, a good recovery of LPG contained in the instabilised condensât of the treatment unit.

The obtained résultats are quite satisfactory and adequate

# Dédicaces

- *A ceux, a qui je dois mon éducation, ma réussite, ceux qui mon appris l'honnêteté, le sens des valeurs et du devoir, mes très chers parents*
- *A mes grands-parents, que dieu leurs accorde son miséricorde*
- *A mon frère Mourad.*
- *A mes sœurs : Ouardia, Baya, Samia et Soraya.*
- *A toute la famille Sidotmane où qu'elle se trouve.*
- *A mes copines : Amel, Fatima, Aicha, Hannane, Fahima, Leila, Ihssen et Messaouda*
- *La promotion 5<sup>ème</sup>, 4<sup>ème</sup> année génie chimique*
- *A tous ceux qui me sont chers, je dédie ce travail.*

Nadia

## Remerciement :

Au terme de cinq années d'études pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état, je tiens à remercier vivement tous les enseignants qui ont fait preuve de beaucoup de patience pour que je parvienne à ce degré de formation.

A Dr Segni .L, qui a bien voulu m'encadrer, guider et prodiguer des conseils constructifs, j'exprime toute ma gratitude.

Je voudrais également exprimer toute ma reconnaissance à Mr. Tounsi, Chef de service à l'unité GPL-1 pour l'accueil qu'il m'a réservé au sein de l'unité GPL-1 et pour son aide précieuse durant mon stage.

J'aimerais remercier, Dr Korichi .M et Mr. Arbaoui .N, pour leurs aides, encouragements et soutiens permanents, de même que Mr. Talbi, Chef de formation pour ces conseils et la mise à ma disposition de la documentation nécessaire.

Je tiens à présenter mes remerciements à Mr. Guettal. R, qui m'a aidé beaucoup pour l'élaboration de ce modeste mémoire.

Je voudrais aussi remercier tous les ingénieurs d'exploitation, les cadres d'études et tous le personnel de l'unité GPL-1 pour les efforts déployés pour rendre mon séjour agréable.

Enfin, j'exprime mes remerciements à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce travail.

# SOMMAIRE

Avant-propos

Introduction ..... 1

## Chapitre I : Généralités sur GPL

I.1- Gaz de pétrole liquéfié GPL.....	3
I.1.1- Définition .....	3
I.1.2- Origine du GPL .....	3
I.1.3- Nature des gaz de pétrole liquéfié (GPL) .....	3
I.1.4- Propriétés et caractéristiques du GPL .....	4
I.1.5- Les différentes utilisations du GPL .....	5
I.1.6- Avantages écologiques du GPL en tant que carburant .....	6
I.1.7- Stockage .....	6
I.1.8- Sécurité .....	6
I.2- Condensât .....	7
I.2.1- Définition .....	7
I.2.2- Propriétés physiques .....	7

## Chapitre II : Déshydratation

II.1- Introduction .....	9
II.2- Procèdes de déshydratations utilisées dans l'industrie gazière .....	9
II.2.1- Condensation par compression et/ou refroidissement.....	9
II.2.2- Procédés de détente réfrigération.....	9
II.2.3- Déshydratation par adsorption.....	9
II.2.4- Inhibition par injection d'inhibiteur de formation d'hydrates.....	9
II.2.5- Procédés d'adsorption.....	10
II.3- Différent types d'adsorbant .....	10
II.4- Différent paramètre qui influent sur l'adsorption .....	12
II.4.1- Nature de l'absorbant .....	12
II.4.2- Zone de transfert de masse.....	12
II.4.3- Température .....	13
II.4.4- Nature de fluide ( phase gaz ou liquide).....	13

II.4.5- Vitesse de passage .....	13
II.4.6- Pression.....	13
II.4.7- Impuretés .....	14
II.4.8- Direction de l'écoulement du gaz .....	14
II.4.9- Durée du cycle d'adsorption .....	14
II.5- Conception interne d'un déshydrateur .....	14
II.5.1- Déshydrateur de gaz .....	14
II.5.2- Déshydrateur de liquide .....	15
II.6- Le cycle de fonctionnement d'un déshydrateur .....	15

### **Chapitre III : Process**

III.1- Introduction .....	19
III.2- Description du process .....	21
III.2.1- Section de refroidissement et compression du gaz de stabilisation.....	23
III.2.2.- Section de déshydratation.....	23
III.2.3- Section de compression.....	25
III.2.4- Section de refroidissement et détente.....	26
III.2.5- Section de fractionnement.....	26
III.2.6- Section de stockage et expédition.....	29

### **Chapitre IV : Partie calcul**

IV.1- Objectif de l'étude.....	34
IV.2- Détermination de la charge d'alimentation de l'unité .....	34
IV.3- Calcul de flash dans le ballon séparateur V651 .....	36
IV.4- Vérification de dimensionnement du ballon V651 .....	40
IV.5- Vérification de dimensionnement du déshydrateur gaz .....	45
IV.6- Interprétation des résultats .....	53

<b>V- Conclusion générale .....</b>	<b>56</b>
-------------------------------------	-----------

#### **Bibliographie**

#### **Annexes**

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1 : Propriétés physique du GPL.....	4
Tableau I.2 : Spécification des produits finis.....	5
Tableau II.1 : Diamètre critique de certaines molécules.....	11
Tableau II.2 : Comparaison des propriétés des adsorbants.....	12
Tableau III.1 : Caractéristique de la charge d'alimentation cas design.....	19
Tableau III.2 : Composition de la charge d'alimentation.....	21
Tableau III.3 : Cycle des déshydrateurs.....	25
Tableau III.4 : Caractéristique des bacs de stockage du GPL.....	29
Tableau IV.1 : Détermination de la composition de la charge combinée.....	35
Tableau IV.2 : Résultats de calcul de flash dans le ballon V651.....	36
Tableau IV.3 : Résultats de calcul de flash dans le ballon V651 cas hiver.....	38
Tableau IV.4 : Comparaison des résultats de calcul et de simulation de V651.....	53
Tableau IV.5 : Comparaison des résultats de calcul et de simulation de V652.....	53

## LISTE DES FIGURES

Fig II.1 : Remplissage des déshydrateurs gaz et liquide.....	16
Fig III.1 : Figure globale de l'unité GPL1.....	18
Fig III.2 : Schéma simplifié de l'unité GPL1.....	20
Fig III.3 : Schéma synoptique de l'unité GPL1.....	22
Fig III.4 : La section refroidissement et déshydratation .....	24
Fig III.5 : La section cryogénique .....	27
Fig IV.1 : Ballon d'alimentation de l'unité GPL1 .....	37
Fig IV.2 : Ballon séparateur V651.....	39
Fig IV.3 : Déshydrateur gaz V652 A,B,C.....	44



## **Avant – propos**

De nos jours, le gaz de pétrole liquéfié (GPL) est considéré comme une source importante d'énergie qui contribue à la satisfaction des besoins énergétiques mondiaux.

Depuis le début des années 1990, dans le cadre d'une politique de valorisation maximale de ses ressources gazières, la société nationale SONATRACH a lancé un ambitieux programme de développement, en vue d'augmenter la contribution des GPL dans les exportations globales d'hydrocarbures et d'accroître ainsi les recettes en devises du pays.

Dans le cadre de notre stage, qui s'est déroulé du 8 Avril 2003 au 30 Juin 2003, on a été affectées à l'unité de récupération de gaz de pétrole liquéfié appelée GPL-1 implantée au centre industriel Sud (CIS) de la direction régionale de Hassi Messaoud.

Durant notre training, on a maîtrisé l'unité GPL en détail, son but, ces équipements, son schéma de process, les différents étapes de traitement, les différents paramètres design et actuel et enfin les qualités et quantités des matières première (alimentation) et des produits finis et produits résiduelles.

L'objectif principal de cette étude, est de récupérer de GPL contenu dans les condensats non stabilisés de l'unité de traitement.

Notre travail est présenté comme suite : le premier chapitre qui présente des généralités sur le GPL, le 2<sup>ème</sup> chapitre est consacré au phénomène de déshydratation, le 3<sup>ème</sup> est réservé au description générale de l'unité GPL-1 /sud et enfin le 4<sup>ème</sup> dernier chapitre présente la partie calcul.

Enfin certaines recommandations seront exposées à la fin de ce travail.

## Introduction :

Le champ de Hassi Messaoud dispose de 2 complexes industriels :

- complexe industriel Sud (CIS)
- complexe industriel Nord (CINA)

Ces complexes se composent des installations suivantes :

- Unités de séparation avec bacs de stockage et d'expédition ;
- Unités de stabilisation de condensât ;
- Unités de récupération de GPL ;
- Unités de réinjection de gaz ;
- Raffinerie (CIS seulement).

Chaque complexe est relié à des unités de séparation et de compression sur champ appelés « unités satellites ».

Chacun des complexes expédie le brut ainsi que le GPL vers la station de Haoud El Hamra (H-E-H). Le gaz résiduel de l'unité est envoyé vers la station de compression.

L'unité GPL-1 implantée à CIS est conçue pour la production du GPL exprimé en terme de rendement variant entre 90% et 95%, il existe des périodes où la diminution de rendement présente des anomalies et peut varier entre 70 et 85% à cause de nombreux problèmes antérieurs rencontrés sur les sections de l'unité et en particulier la section déshydratation surtout durant la saison chaude.

Une attention particulière doit être accordée à cette section névralgique devant fonctionner dans les conditions normales pour éviter la formation d'hydrates dans la zone cryogéniques. Les conséquences de ces bouchages provoquent des arrêts d'unité avec perte de production importante et c'est dans cette optique que l'étude de la déshydratation a été confiée par le responsable de l'unité.

Durant notre présence à l'unité GPL-1, en discutant avec les exploitants sur le problème, on a établi un plan de travail qui consiste à :

1. Déterminer le bilan matière de l'unité avec la nouvelle charge
2. Vérifier les dimensions du ballon séparateur triphasique V651
3. Vérifier l'aptitude des déshydrateurs gaz et liquide avec la nouvelle charge
4. Effet de cette nouvelle charge sur le cycle de régénération
5. Vérifier la performance de la pompe de reprises des liquides P695 A, B

# Chapitre I

## I - Généralités sur GPL :

### I.1- Gaz de pétrole liquéfié GPL.

#### I.1.1- Définition :

On appelle gaz de pétrole liquéfié ( GPL), un mélange d'hydrocarbures gazeux à la température ordinaire et à la pression atmosphérique, qui ont la propriété de passer à l'état liquide sous une faible pression. Cette propriété leur confère l'avantage d'être stockés et transportés à l'état liquide. [5]

#### I.1.2- Origine du GPL :

Les GPL sont extraits à partir de diverses sources qui peuvent être : [9]

- du pétrole brut après raffinage comme sous produit.
- de la récupération à partir des champs gaziers.
- de la récupération à partir de la liquéfaction des gaz associés (champs pétroliers)
- comme sous produit à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel (GNL).

#### I.1.3- Nature des gaz de pétrole liquéfié (GPL) :

Les gaz liquéfiés, d'après leurs proportions ou leurs compositions en hydrocarbures, portent le nom de l'hydrocarbure qui prédomine, ils sont classés en : [5, 9]

- Gaz propane : présente une quantité importante de propane ( $C_3H_8$ ), les butanes et plus ( $C_4^+$ ) moins de 25% et les éthanes et moins ( $C_2^-$ ) jusqu'à 1%.
- Gaz butane : composé principalement de butane ( $C_4H_{10}$ ) du propane et moins ( $C_3^-$ ) jusqu'à 3% et du pentane et plus ( $C_5^+$ ) moins de 1,5%
- Gaz Bupro : contient plus de 65% de propane et moins de 25% de butane ainsi que des traces d'éthanes et de pentane (< 2%).

La composition moyenne de ces mélanges n'est pas rigoureusement constante, toutefois les variations restent dans les limites telles que le fonctionnement des appareils d'utilisation n'ont soit pas perturbé.

**I.1.4- Propriétés et caractéristiques du GPL :**

Dans ce qui suit nous allons citer les propriétés générales des GPL :

- a- propriétés physiques
- b- caractéristiques des GPL
- c- spécifications des produits finis

**a. Propriétés physiques :**

	Température d'ébullition (°K)	Densité Standard	Masse Molaire ( kg/kmol )	Viscosité Liquide à 100°F ( mm <sup>2</sup> /s )	Viscosité Liquide à 210°F ( mm <sup>2</sup> /s )	Température Critique (°k)	Pression Critique (bar)
<b>Propane</b>	231,07	0,5070	44,097	0,1858	0,1620	369,85	42,48
<b>Iso- Butane</b>	261,36	0,5629	58,123	0,2586	0,1675	407,85	36,41
<b>n-Butane</b>	272,64	0,5840	58,123	0,2773	0,1873	425,16	37,97

**Tableau I.1 : Propriétés physique du GPL**

**b. Caractéristique des GPL :**

Les caractéristiques du GPL sont : [6, 8]

- Les GPL sont incolores, inodores, mais pour des raisons de spécifications ils doivent présenter une odeur caractéristique
- Les GPL ont la particularité de se trouver à l'état gazeux à température ambiante et à pression atmosphérique, et de passer à l'état liquide sous une pression de quelques bars seulement
- Les GPL ne sont pas corrosif vis-à-vis de l'acier, ce qui facilite considérablement leurs transports et leurs stockages dans des canalisations et des bacs en acier

- Toxicité : le GPL n'est pas toxique mais possède des propriétés anesthésiques dans les puits ou endroit clos où le gaz plus lourd que l'air peut s'accumuler, ce qui donne un mélange asphyxiant et inflammable.
- Précaution contre la formation d'hydrate : quand les conditions de travail favorise la formation des hydrates ou la déposition de l'eau solide, on injecte des additifs tel que le propylène - glycol ou le méthanol.

### c. Spécifications des produits finis :

PRODUITS	GPL	BUTANE	PROPANE
C <sub>1</sub> et C <sub>2</sub> (% mole)	< 3	Traces	5.1 max.
C <sub>3</sub> (% mole)		22.1 +/- 9	94.5 min.
C <sub>4</sub> (% mole)		76.4 +/- 9	0.4 max.
C <sub>5</sub> (% mole)	< 0.4	1.5 max.	-

Tableau I.2 : Spécification des produits finis

☞ La densité du GPL commercial est :

- 0.543 à 283°K
- 0.486 à 303°K

☞ La tension de vapeur du GPL commercial est :

- 4.686 bar à 283°K
- 18.12 bar à 303°K

#### I.1.5- Les différentes utilisations du GPL :

Les domaines d'utilisations du propane et du butane sont très nombreux et diversifiés : [5]

- Utilisations domestiques (cuisine, chauffage)
- Utilisations pétrochimiques (production d'oléfines)
- Utilisations industrielles :
  - ♦ Climatisation et refroidissement à l'échelle industrielle

- ♦ Culture : insecticide après traitement
- ♦ Elevage : chauffage couveuses.

### I.1.6- Avantages écologiques du GPL en tant que carburant :

La promotion du GPL dans le secteur du transport est surtout liée aux préoccupations environnementales ; en effet ce produit présente des caractéristiques non polluantes par rapport aux autres carburants. [12, 10]

Le GPL présente les avantages suivants :

- Il est très peu polluant : absence de plomb tétra-éthyle, soufre ou de monoxyde de carbone.
- Absence d'additifs
- Indice d'octane élevé, supérieur à celui de l'essence.
- Durée de vie du moteur du véhicule plus longue.
- Moins cher que l'essence.

### I.1.7- Stockage :

Le GPL est stocké à l'état liquide sous une pression de 14 à 14,5 bars à la température ambiante, ce qui permet d'avoir un volume plus réduit ( plus de 250 fois). Les réservoirs utilisés pour le stockage sont formes sphériques ou bien cylindriques à axe horizontal (cigare) à des capacités différentes, revêtus d'une peinture qui réfléchit la chaleur et munis d'une soupape de sécurité. [5]

### I.1.8- Sécurité :

Malgré son importance industrielle, le GPL peut constituer une source de danger dans la mesure où les précautions suivantes non pas été prises en considération : [5]

Le GPL peut présenter un risque d'incendie dès qu'une fuite se produit ou dès que le gaz s'échappe dans l'atmosphère.

- Leurs vapeurs sont plus lourdes que l'air, ce qui provoque son accumulation dans les points les plus bas. Donc il faut éviter les cavités, aérer et ventiler les endroits pollués.
- Il a une viscosité faible, ce qui le rend un fluide qui présente beaucoup de fuite. Donc il faut éviter au maximum les assemblages non soudés.
- Ne jamais remplir les réservoirs à plus de 85%
- Purger les canalisations de liquide après dépotages afin d'éviter les risques de rupture des réservoirs s'ils sont sur remplis.

- Ne jamais remplir les réservoirs à plus de 85%
- Purger les canalisations de liquide après dépotages afin d'éviter les risques de rupture des réservoirs s'ils sont sur remplis.
- Baisser la pression (tension de vapeur) en refroidissant les réservoirs au moyen des rampes, car en été et en cas d'incident la pression dans les réservoirs s'élève.
- Eviter les sources chaudes en présences du propane, car il s'auto-inflamme lorsque la température dépasse 723°K
- Effet anesthésiques

## **I.2- Condensât :**

### **I.2.1- Définition :**

Le condensât est une phase liquide légèrement jaunâtre, inflammable et volatile, ce qui accompagne le gaz naturel lors de sa sortie des puits de production.

Il est constitué essentiellement de  $C_5^+$  (Pentane, Hexane, Heptane, Octane, Nonane).[5, 2]

### **I.2.2- Propriétés physiques :**

Densité varie de 0,70 à 0,72 à 293°K

Température initiale d'ébullition égale à 301 °K

Température finale d'ébullition égale à 493°K

Température d'auto-inflammable : 653 à 723°K



# Chapitre II

## II. Déshydratation

### II.1- Introduction :

La déshydratation est un procédé où une substance chimique à l'état solide à caractère desséchant est utilisée pour éliminer l'eau d'un gaz (adsorption gaz-solide). [14]

### II.2- Procédés de déshydratations utilisés dans l'industrie gazière :

Les procédés de déshydratation peuvent être divisés en cinq catégories principales : [7]

#### II.2.1- Condensation par compression et/ou refroidissement

La teneur en eau du gaz naturel au point de saturation diminue lorsque la pression augmente ou la température diminue. Par conséquent la compression ou le refroidissement est généralement utilisé comme étape de pré-déshydratation, avant un procédé d'adsorption ou d'absorption. La température minimale ou la pression maximale est déterminée par les conditions de formation d'hydrates.

#### II.2.2- Procédé de détente réfrigération

Le procédé a formé volontairement des hydrates par détente du gaz contenant de l'eau à des points de rosée assez bas afin de les éliminer et éviter une formation ultérieure.

#### II.2.3- Déshydratation par adsorption

Des composés organiques liquides sont généralement utilisés, en générale les glycols :

- L'éthylène glycol (E.G)
- Le diéthylène glycol (D.E.G)
- Le triéthylène glycol (T.E.G)

Les solvants sont utilisés le plus fréquemment pour la déshydratation du gaz naturel dans les gazoducs (transport) plutôt que dans les usines cryogéniques.

#### II.2.4- Inhibition par injection d'inhibiteurs de formation d'hydrates :

##### - Injection de glycol :

L'éthylène glycol, le diéthylène glycol, le triéthylène glycol sont tous trois utilisés pour l'inhibition de formation d'hydrates au cours du refroidissement. L'éthylène glycol est

le plus utilisé à cause de son coût. Le glycol pauvre absorbe l'eau du gaz à contre courant dans une colonne appelée adsorption

#### - Injection de méthanol :

Le méthanol est couramment utilisé dans les systèmes de collecte et des pipes de transport de gaz, dans les usines de traitement de gaz, des injections intermédiaires de méthanol sont fréquemment utilisés pour éviter ou éliminer la formation des hydrates

#### II.2.5- Procédés d'adsorption :

L'adsorption par un solide peut être donc définie comme étant le phénomène d'enlèvement de molécule d'une phase gazeuse ou liquide par la surface de ce solide. Phénomène de surface qui correspond à la fixation des molécules d'un fluide à la surface d'un solide. [14]

#### II.3- Différents types d'adsorbant :

Il existe plusieurs types d'adsorbants, les plus importants sont : [13]

##### II.3.1 - Gel de silice ( silicagel) : ( $\text{SiO}_2 \text{ NH}_2$ )

Le gel de silice est disponible sous forme de poudre ou de grain de différentes (granulométries)

La teneur en eau dans le fluide à traiter sur gel de silice est d'environ 10ppmv, le silicagel est constitué principalement du dioxyde de silicium  $\text{SiO}_2$  le gel de silice a la plus grande capacité de tous les adsorbants 40 Kg  $\text{H}_2\text{O}$ /Kg de gel. Il est utilisé dans le cas de haute concentration d'eau à l'entrée dans le gaz.

##### II.3.2- L'alumine activée : ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ )

L'alumine activée permet d'atteindre des purités sur le fluide à traiter, la teneur en eau résiduelle pouvant être de l'ordre du ppm, les hydrocarbures lourds sont adsorbés mais ne peuvent pas être ensuite désorbés au cours de régénération.

##### II.3.3- Tamis moléculaire :

Les tamis moléculaires diffèrent des adsorbants conventionnels principalement dans leur capacité d'adsorber les petites molécules, et d'exclure les plus grosses de façon que les séparations puissent être faites en fonction de la différence de granulométries les diamètres critiques des particules doivent un type de tamis moléculaire pour une utilisation spécifique.

Les Tamis moléculaires sont également caractérisés sur la capacité d'adsorption relativement élevée à faible concentration du matériau absorbé.

Ils ont une affinité pour les composés non saturés et de type polaire, les tamis moléculaires disponibles sur le marché sont des aluminosilicates cristallins de sodium, de potassium ou de calcium qui doivent être activés par la chaleur pour éliminer l'eau de cristallisation.

Il existe différents types de tamis moléculaires suivant les diamètres des pores de 3 à 10 Å.

Composants	Diamètre de la molécule (Å)
Monoxyde de carbone	2.8
Dioxyde de carbone	2.8
Azote	3.0
Eau	2.8
Sulfure d'hydrogène	3.6
Méthane	4.0
Ethane	4.4
Propane	4.9
Iso-butane	5.6

Tableau II.1 : Diamètres critiques de certaines molécules

#### - Propriétés physiques des tamis moléculaires :

Les propriétés et qualités requises

- une régénération facile et économique
- une bonne vitesse de transfert de masse
- une bonne résistance mécanique
- une capacité de résistance à l'humidité
- non corrosif
- non toxique
- une stabilité de volume

	Alumine activée	Silica gel	Tamis moléculaire
<b>Principaux composants</b>			
SiO <sub>2</sub>	-	99.8 %	40 - 42 %
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	99 %	-	33-36 %
<b>Surface spécifique ( m<sup>2</sup>/g)</b>	300 - 350	750	700 - 800
<b>Volume des pores (ml/g)</b>	0,35	0,43	0,30
<b>Diamètre moyen des pores (Angström)</b>	40	22	3A°- 4A°-5A°-10A°
<b>Température moyenne de régénération °C</b>	170 - 200	200 - 270	200 - 300
<b>Capacité d'adsorption de l'eau à des températures ambiantes Kg d'eau/100Kg adsorbant</b>	19	42	22 Type 4A° 21.5 Type 5A° 28.5 Type 13X

Tableau II.2 : Comparaison des propriétés des adsorbants

#### II.4- Différent paramètre qui influant sur l'adsorption :

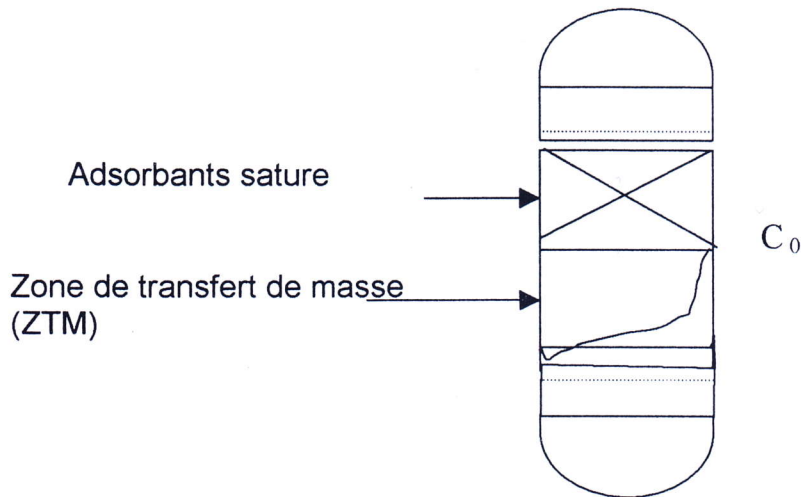
L'adsorption est influencée par concentration nombre de facteurs sur l'évaluation du cycle d'adsorption : [7, 13, 14]

##### II.4.1- Nature de l'absorbant :

Pour un fonctionnements des déshydrateurs par adsorption, les adsorbants utilisés doivent acquérir certaines caractéristique, la forme, grand surface d'adsorption donc une importante capacité d'adsorption à l'équilibre caractérisée par une surface spécifique .

##### II.4.2- Zone de transfert de masse

La zone de transfert de masse ( ZTM) correspond à la longueur du lit nécessaire au phénomène d'adsorption, c'est a dire la distance que doit parcourir une unité du fluide porteur pour que sa concentration en eau soit nulle.



**Figure II.1 : Transfert de masse dans les colonnes d'adsorption**

#### II.4.3- Température :

Etant donné à une pression constante la quantité d'eau adsorbée diminue quand la température augmente en effet l'adsorption est toujours accompagnée d'un dégagement de chaleur qui est de l'ordre de la chaleur latente de condensation de l'eau augmentée de la chaleur de mouillage.

#### II.4.4- Nature de fluide ( phase gazeuse ou liquide) :

La phase du liquide contenant l'adsorbant influence sur la longueur de la zone de transfert de masse.

En phase liquide la mobilité des molécules adsorbées est très faible la vitesse de diffusion par suite la cinétique d'adsorption est nettement inférieure à celle installée gazeuse.

#### II.4.5- Vitesse de passage :

La vitesse de passage de fluide ne doit pas être trop élevée afin de ne pas conduire à des longueurs de lit excessive.

Elle ne doit pas être non plus trop basse, mais être suffisante pour assurer une bonne répartition du lit et surtout éviter les chemins préférentiels.

#### II.4.6- Pression :

Une augmentation de la pression entraîne un accroissement de la pression partielle de l'eau à adsorber, ce qui a pour conséquence d'augmenter la capacité d'adsorption.

**II.4.7- Impuretés :**

Certaines molécules organiques présentes dans le fluide à traiter, ou dans le gaz de la génération (oléfines, aromatique... ) peuvent être des poisons pour les adsorbants.

Les impuretés adsorbées accumulées réduisent l'efficacité de l'adsorbant.

**II.4.8- Direction de l'écoulement du gaz :**

La direction de l'écoulement influe sur la Pureté de l'effluents, les besoins en gaz de régénération et la durée de vie du dessiccant.

La direction de l'écoulement pendant le cycle est normalement du haut vers le bas, cela permet d'avoir des grandes vitesses sans soulever le lit ou fluidiser

La fluidisation peut endommager le dessiccant, d'une manière générale, la direction de l'écoulement du gaz de chauffage est a contre courants a celle d'adsorption cela permet une meilleure réactivation de la partie inférieure du lit qui doit endurer un sur séchage pendant le cycle de séchage.

Si l'écoulement du gaz de chauffage est dans le même sens que l'écoulement d'adsorption, la totalité du lit. Cela peut en traîner, une contamination supplémentaire du dessiccant et un cycle de régénération plus long.

**II.4.9- Durée du cycle d'adsorption**

La durée du cycle de déshydratation détermine les dimensions des équipements et la charge d'adsorption. Plus l'adsorption est longue, ceci diminue le nombre de régénération, et prolonge la vie de l'adsorbant.

**II.5- Conception interne d'un déshydrateur :**

Il existe deux types de déshydrateurs : [8]

- Déshydrateurs de gaz.
- Déshydrateurs de liquide.

**II.5.1- Déshydrateur de gaz :**

- Des billes céramiques de diamètre différents en bas du déshydrateur 1 inch et ¼ inch qui servent comme support pour le tamis moléculaire.
- Au milieu du déshydrateur on trouve le tamis moléculaire de type 4 A° de diamètre 1/8 inch.
- En haut du déshydrateur on trouve une couche de billes en céramique de diamètre ¼ inch qui sert pour :
  - Protéger le tamis moléculaire des chocs thermique
  - Reparti le gaz sur toute la section du déshydrateur.

Toutes les couches sont séparées par des grilles métalliques. (Fig. II.1)

### II.5.2- Déshydrateur de liquide :

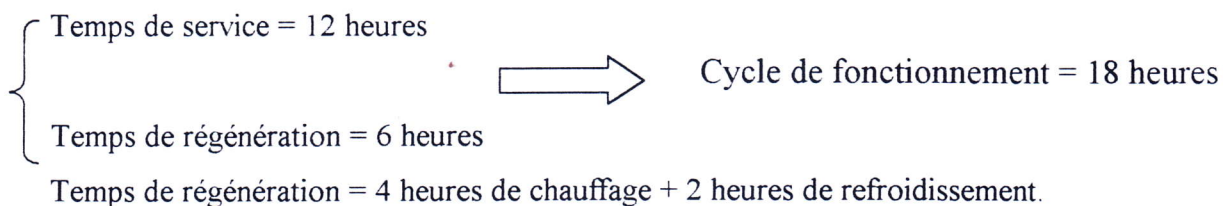
Un déshydrateur de liquide est constitué comme suit :

- Au bas du déshydrateur on trouve un vide, ensuite un support métallique sur le quelle une couche de billes en céramique de diamètre ¼ inch qui sert comme support
- Au milieu le lit du tamis moléculaire de diamètre 1/8 inch de type 4A°.
- En haut, une deuxième couche de billes en céramiques qui sert comme protection au tamis moléculaire des chocs thermique lors de son passage de l'adsorption à la régénération qui se fait par un gaz sec de l'ordre de 273°C. (Fig.II.1)

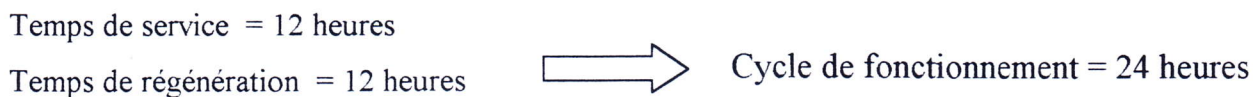
L'unité GPL-1 se compose de trois déshydrateurs de gaz E652 A,B,C (deux déshydrateurs en service( adsorption de l'eau) avec un débit 200.000 Nm<sup>3</sup>/j et le troisième en régénération et contient aussi deux déshydrateurs de liquide un en service et le deuxième en régénération .

### II.6- Le cycle de fonctionnement d'un déshydrateur :

- **Pour le déshydrateur gaz :**



- **Pour le déshydrateur de liquide :**



- Temps de régénération :
- Temps de vidange = 15 mn
  - Temps de chauffage = 09 heures
  - Temps de refroidissement = 2 heures
  - Temps de remplissage = 45 mn

Température de fonctionnement

1. en service (phase d'adsorption) 40 °C
2. en régénération (temps de chauffage) 270°C



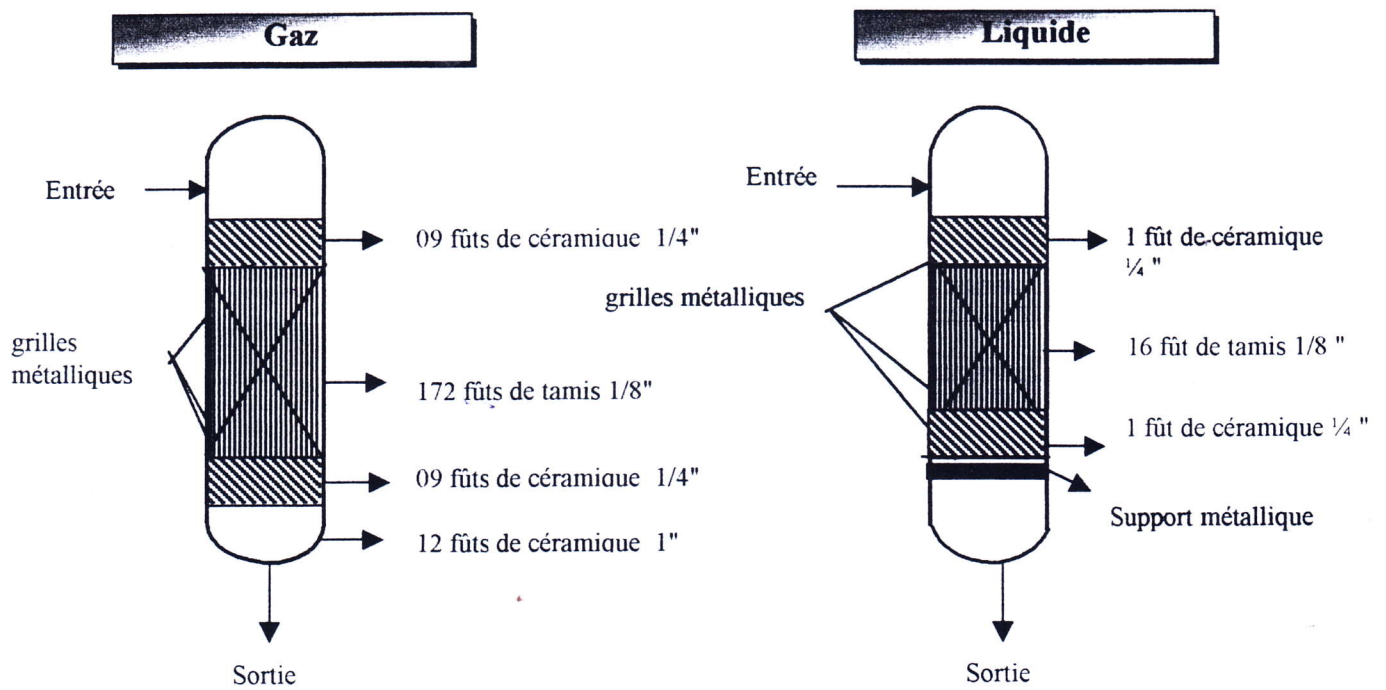


Fig II.1 : Remplissage des déshydrateurs gaz et liquide

# Chapitre III

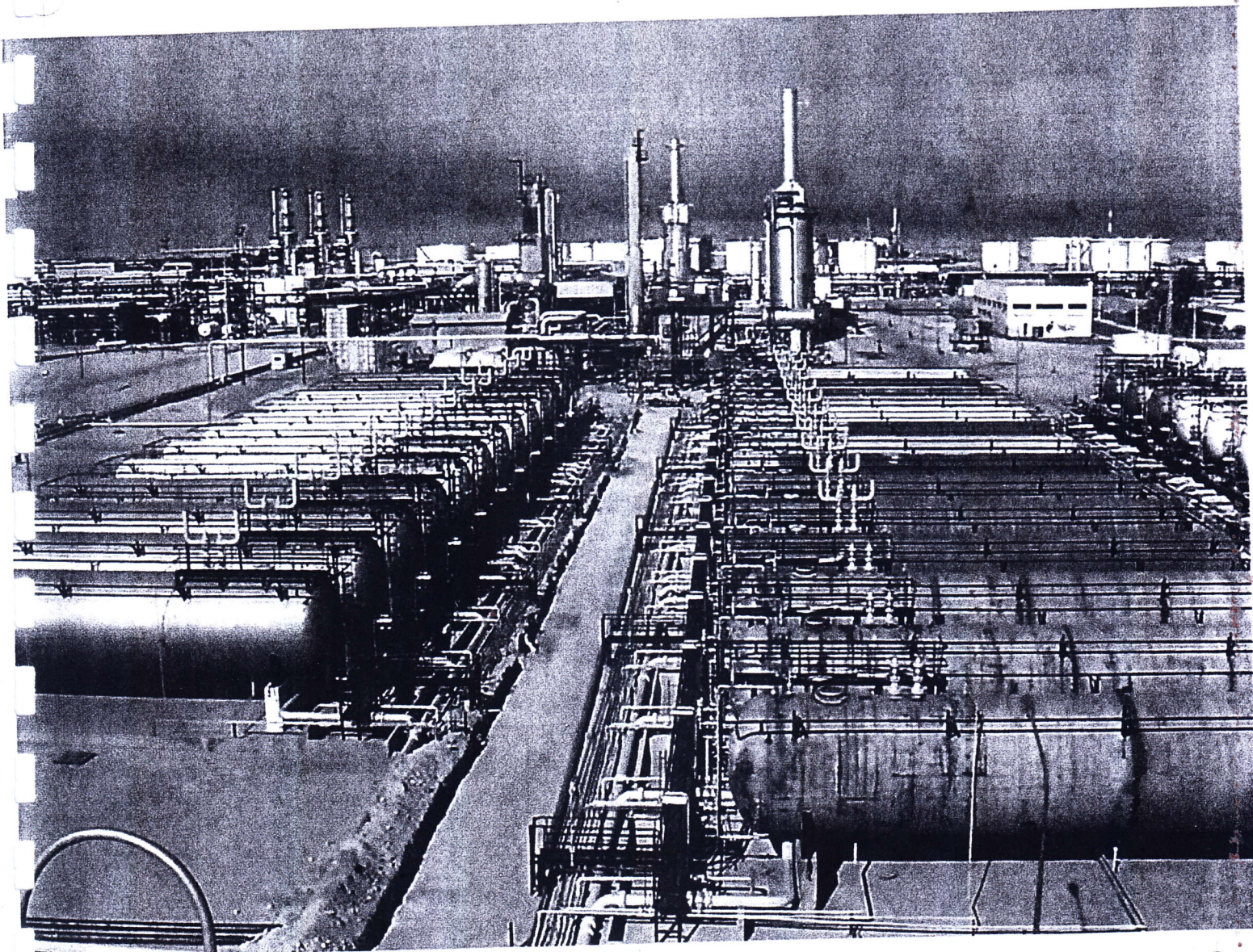


Fig III.1 : Figure globale de l'unité GPL-1

### III. Process :

#### III.1- Introduction :

L'unité GPL1 du complexe industriel sud à été construite par "ALTRA" d'après une demande de la société ( Fluor – England LTD ), elle a démarré en 1973 dans le but de récupérer les produits GPL ( Propane + Butane ) présent dans le gaz de séparation et de stabilisation du pétrole brut du CIS. [8]

L'objectif principal de l'unité est de produire avec un taux de récupération 90%

- 1330 T/j du GPL
- 150 T / j de Butane commercial
- 300 T / j de Propane commercial.

Le Propane et le Butane sont livrés au centre en tuteur de "NAFTAL" afin de satisfaire aux besoins du Sud-Est Algérien en ces produits.

Le GPL est expédié vers HAUD EL-HAMRA ( H-E-H ) ; puis pompe vers ARZ

Charge d'alimentation	Débit (Nm <sup>3</sup> / j)	Pression (Kg/cm <sup>2</sup> )	T (C°)	Poids moléculaire
<b>Gaz HP</b>	4600000	27.00	70	25.70
<b>Gaz stable</b>	800000	18.80	35	33.72
<b>Gaz résiduaire</b>	4400000	28.50	40	21.60

**Tableau III.1 : Caractéristique de la charge d'alimentation cas design**

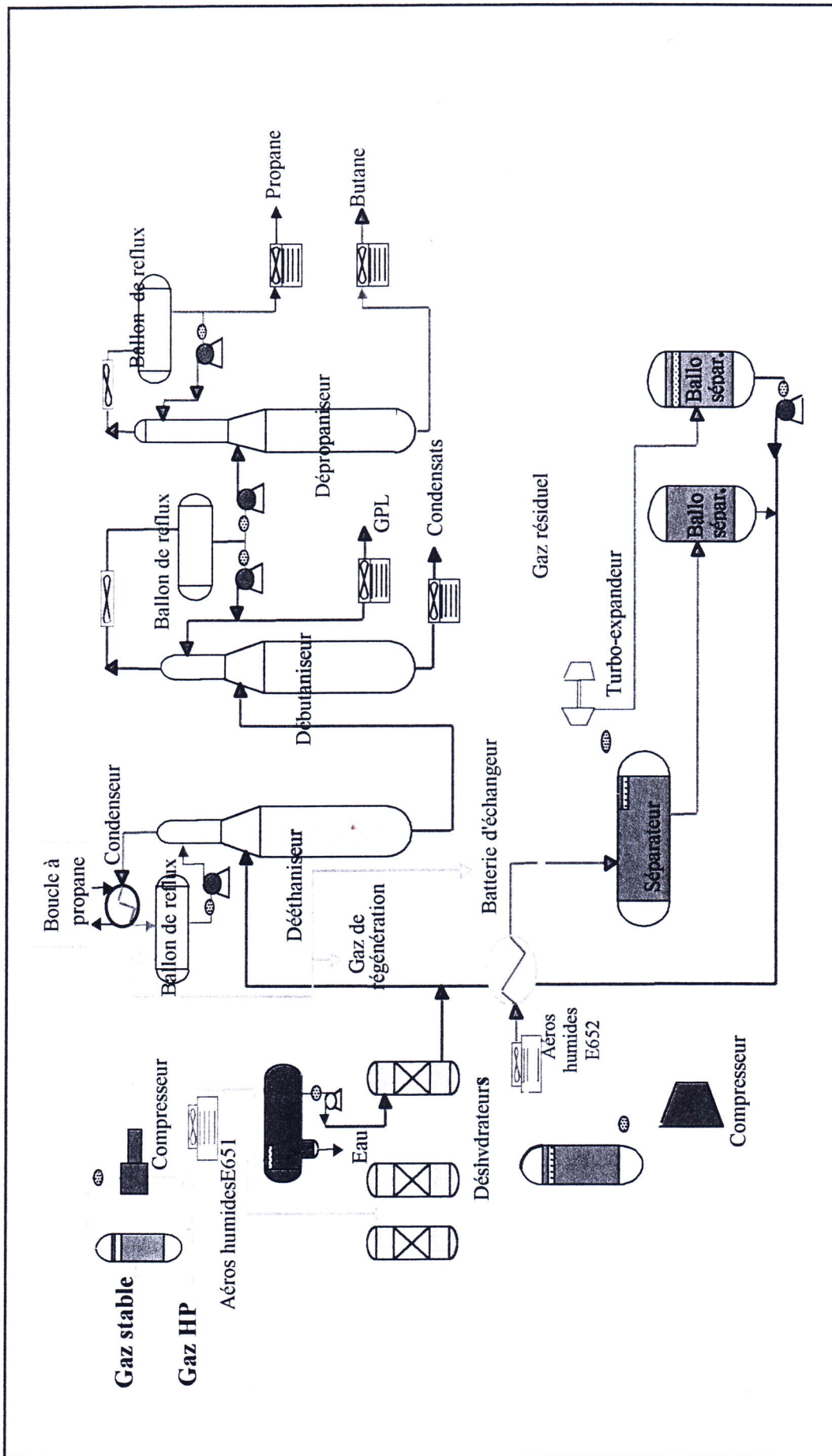


Fig III.2 : Schéma simplifié de l'unité GPL-1

Constituant	Gaz HP	Gaz stable	Gaz résiduaire
<b>C1</b>	57.74	23.93	65.74
<b>C2</b>	19.72	32.90	26.51
<b>C3</b>	9.89	33.10	1.62
<b>iC4</b>	0.94	2.64	0.02
<b>NC4</b>	2.87	5.18	0.03
<b>iC5</b>	0.54	0.02	0.03
<b>NC5</b>	0.84	0.03	0.03
<b>C6</b>	0.54	0.03	0.03
<b>C7</b>	0.25	0.03	0.03
<b>C8</b>	0.10	0.03	0.03
<b>C9</b>	0.04	0.03	0.03
<b>C10</b>	0.01	0.03	0.03
<b>CO<sub>2</sub></b>	2.03	0.03	0.03
<b>N<sub>2</sub></b>	3.31	0.03	0.03
<b>H<sub>2</sub>O</b>	1.13	0.03	0.03

**Tableau III.2 : Composition de la charge d'alimentation**

### III.2- Description du process :

L'unité GPL1 Sud est conçue pour traiter le gaz d'alimentation provenant de deux sources. [8]

- gaz de stabilisation en provenance des unités de traitement et de l'UFC sous une pression de 18.8 kg / cm<sup>2</sup> à 35°C.
- gaz à haute pression (HP) provenant du manifold gaz 28 bars.

D'ou l'unité GPL1 composé de sections suivantes : (Fig. III.3)

- a- section de refroidissement et compression du gaz de stabilisation.
- b- section de déshydratation.
- c- section de compression.
- d- section de refroidissement et de détente.
- e- section de fractionnement.
- f- section de stockage et expédition.

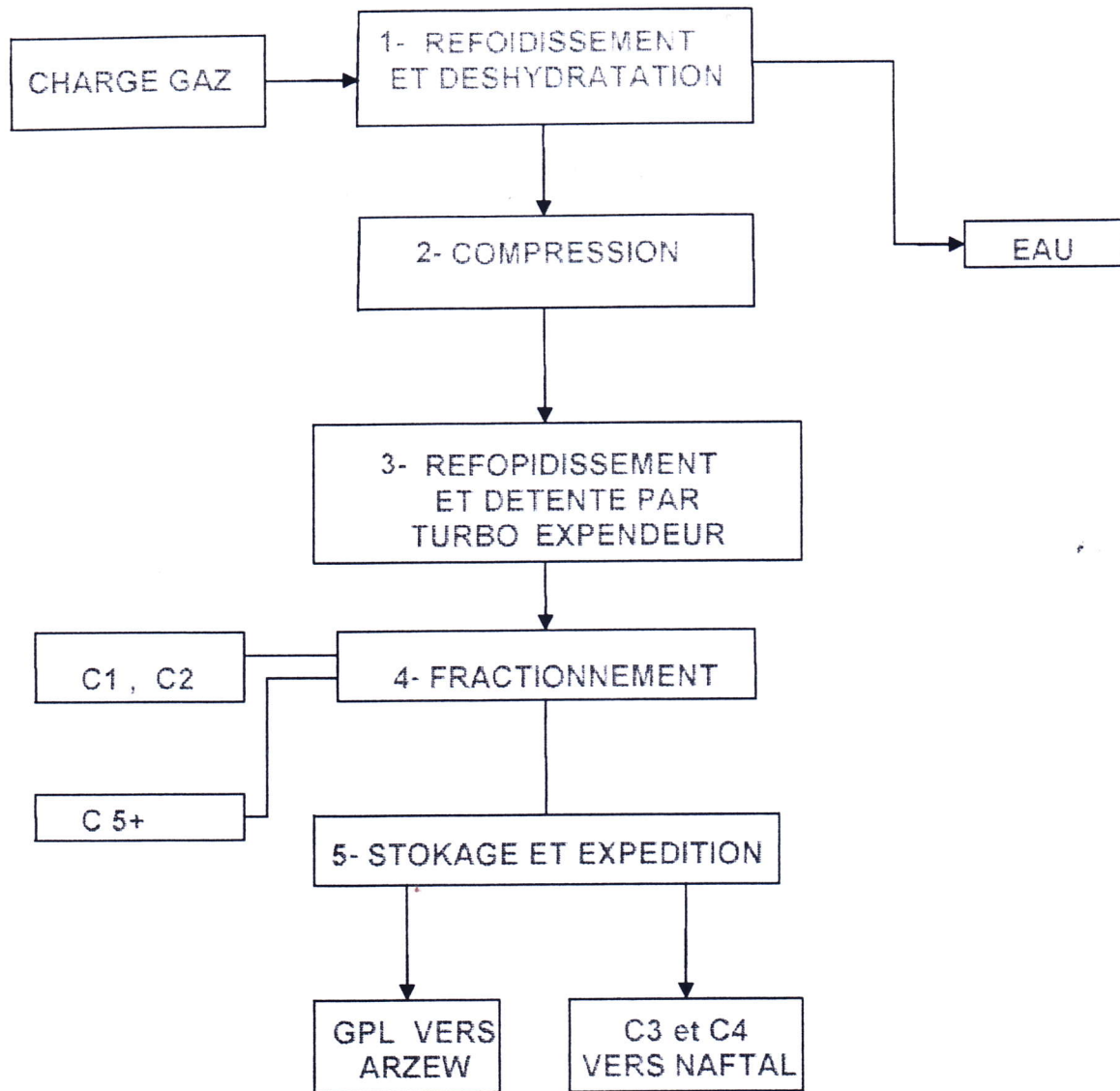


Fig III.3 : Schéma synoptique de l'unité GPL-1

### III.2.1- Section de refroidissement et compression du gaz de stabilisation :

Le gaz de la tête de la colonne de stabilisation arrivé à l'unité saturé en eau à une pression de  $18.8 \text{ kg / cm}^2$  à  $35^\circ\text{C}$ , il est comprimé par le compresseur alternatif C651 jusqu'à la pression du HP ( $27 \text{ kg / cm}^2$ ); le refoulement du compresseur C651 rejoint la deuxième alimentation (gaz de séparation pour former l'alimentation combinée). (Fig. III.4)

- Le gaz combiné à  $68^\circ\text{C}$  est refroidit par les aérorefrigerant à air humide E651 jusqu'à  $38^\circ\text{C}$ .
- La charge est ensuite séparée dans un ballon séparateur triphasique V651 en gaz, condensats et eau.
- Eau purifiée vers bourbier.
- Gaz et condensats sont déshydratés respectivement dans le gaz V652 A,B,C et les déshydrateurs et liquide V659 A,B.

### III.2.2- Section de déshydratation :

Afin d'éviter la formation des hydrates dans la section froide le liquide hydrocarbure du V651 est pompé par les P659 A/B vers les déshydrateurs liquide V659 A/B renfermant un dessiccant du type tamis moléculaire  $4\text{A}^\circ$ ; les condensats déshydratés rejoint ensuite les condensats en provenance des refroidisseurs de gaz pour former l'alimentation du déethaniseur V655; Le deuxième déshydrateur est régénéré simultanément. (Fig. III.4)

Le gaz provenant du V651 est séché dans deux déshydrateurs en parallèles, le troisième déshydrateur de gaz est régénéré pendant que les deux autres sont en service.

Le gaz de régénération à la fois pour les déshydrateurs de gaz et de liquide fait partie du gaz de tête en provenance du ballon de reflux V656 du déethaniseur V655.

Le gaz de régénération est d'abord préchauffé dans le préchauffeur de gaz de régénération E654 par échange de chaleur avec le gaz d'alimentation d'arrivée, il est ensuite réchauffé jusqu'à  $274^\circ\text{C}$  dans le réchauffeur de gaz de régénération E653 A/B qui utilise un circuit d'huile chaude à  $299^\circ\text{C}$  comme fluide de réchauffage, le gaz utilisé dans la phase de refroidissement est le même que le gaz de réchauffage si ce n'est qu'il contourne E653 A/B.



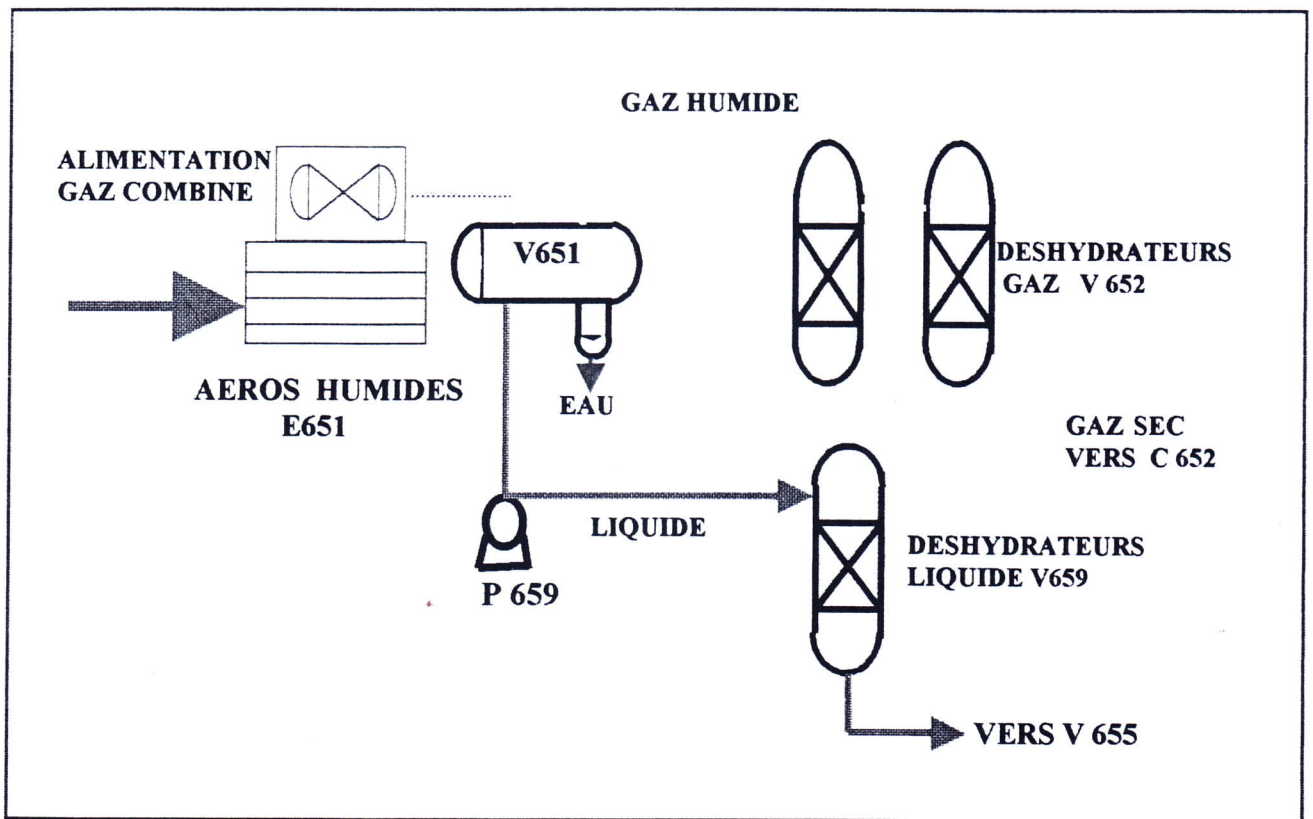


Fig III.4 : La section refroidissement et déshydratation

Les cycles des déshydrateurs sont comme suit :

Etapas	Durée en heures	
	Déshydrateur gaz	Déshydrateur liquide
	Design	Design
<b>Dépressurisation (vidange)</b>	-	7
<b>Réchauffage</b>	4	5
<b>Refroidissement</b>	2	2,5
<b>Pressurisation (remplissage)</b>	-	7
<b>Réserve</b>	-	2,5
<b>Déshydratation (service)</b>	12	24

**Tableau III.3 : Cycle des déshydrateurs**

Après l'étape de réchauffage, les tamis moléculaires sont ensuite refroidis.

Le gaz utilisé dans l'étape de refroidissement est le même que celui de l'étape de réchauffage, si ce n'est qu'il contourne les échangeurs E653 A/B. Après désorption de l'eau, le gaz humide de régénération est refroidi dans les aéroréfrigérants à air sec E660 à 66°C.

L'eau et les condensats entraînés sont récupérés dans un ballon séparateur : l'eau est purgée, les condensats sont mélangés avec les  $C_5^+$  sortie unité, tandis que le gaz rejoint le gaz résiduel à la sortie des échangeurs cryogéniques.

### III.2.3- Section de compression :

Le but de cette section est de comprimé le mélange combiné des deux alimentations de l'unité de 27 à 64 bars ; à partir d'un compresseur centrifuge C652 entraîné par une turbine de type ROLL- RANCE ( turbo-jet ) ayant une puissance 12300 CV .

Le gaz refoulé à une température de 105°C est refroidi dans les aéroréfrigérant humide E652 jusqu'à 45°C.

#### III.2.4- Section de refroidissement et détente :

Cette section a pour but de liquéfier partiellement le gaz après refroidissement à travers 12 aéroréfrigérants et une batterie de 5 échangeurs cryogéniques ou le gaz est refroidi à -20°C après séparation. (Fig. III.5)

Le gaz est détendu à travers un ' Turbo-expendeur ' à pression de 26.9 kg/cm<sup>2</sup> et une température de - 54 °C ; d'ou la composition de cette section en :

- trois échangeurs cryogénique E654 – E655 A,B - E656.B
- trois ballons séparateurs V654 ; V658 ; V665 .
- un turbo – expendeur C653 B .

#### III.2.5- Section de fractionnement :

Elle est constitué de trois colonnes de distillation.

- **le déethaniseur V655 :**

La charge du déethaniseur est constituée du liquide déshydraté recueilli dans le ballon V651 et les condensats recueillis dans les ballons V658 et V665.

La charge entre à la colonne en état du mélange liquide –vapeur a une température de 21°C ; cette colonne constituée de 35 plateaux fonctionne à une pression de 30 kg/cm<sup>2</sup> et elle est dimensionnée pour donnée un produit de fond exempt d'éthane.

Les vapeurs de tête sont partiellement condensées dans le condenseur de tête E662 en utilisant le propane liquide comme agent réfrigérant à une température de - 23,5°C.

Le liquide séparé dans le ballon de reflux se sépare du gaz non condensé à une température de -15°C est pompé par les pompes P657 pour constituer ainsi un reflux total.

La colonne est rebouillie par un rebouilleur du type 'KEETLE ' E658 ; la chaleur nécessaire au rebouillage est assurée par un système de circulation d'huile chaude comme agent caloporteur à une température de 299°C .

Le produit de fond du déethaniseur s'écoule sous la commande du régulateur de niveau du rebouilleur vers le débutaniseur V657.

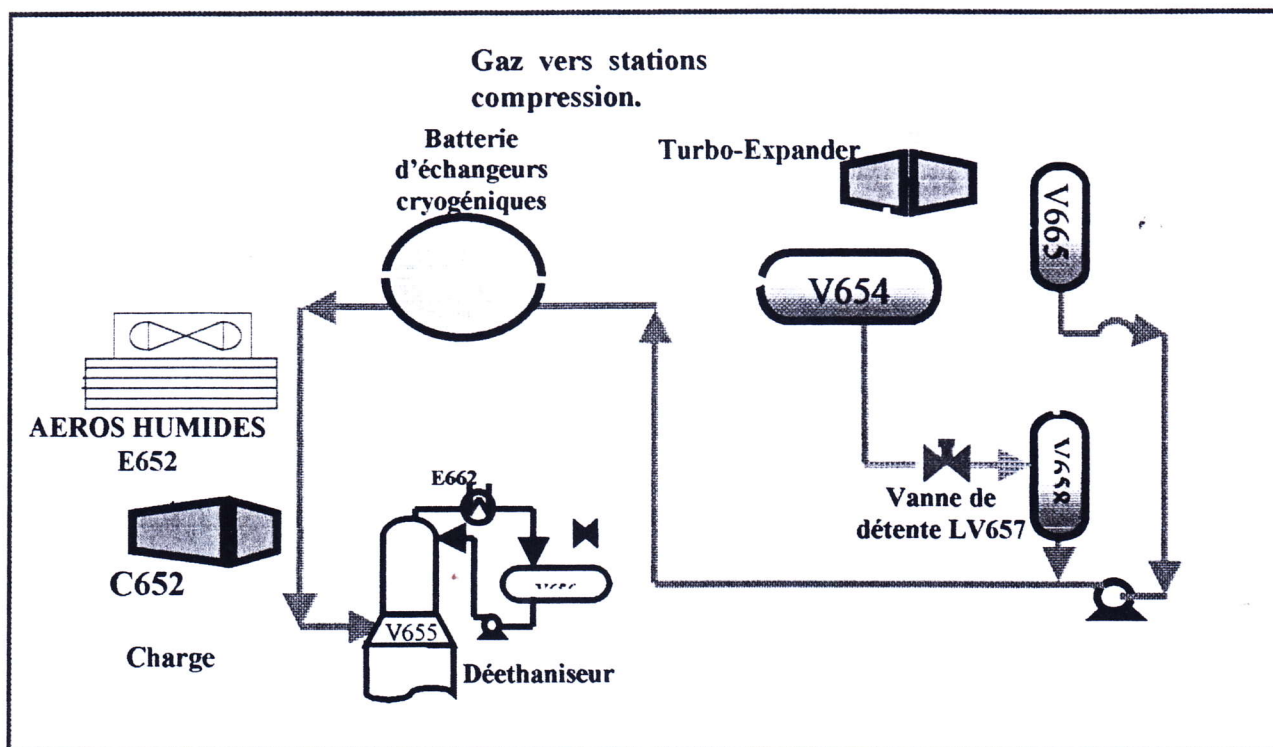


Fig III.5 : La section cryogénique

- **le débutaniseur V657 :**

Le débutaniseur est une colonne de 37 plateaux fonctionnant à une pression de 17 bars, cette colonne est conçue pour séparer les produits de fond du déethaniseur  $C_3^+$  en deux parties :

- produit de tête : GPL ( propane + butane )
- produit de fond : essence légère  $C_5^+$

Les vapeurs de tête du débutaniseur sont entièrement condensées dans les aéroréfrigérants E657 à air sec .

Le produit GPL recueilli au ballon de reflux V660 est divisé en trois parties à savoir :

- une partie aspirée par les pompes P652A/B qui servira comme reflux de tête sous le contrôle du régulateur de débit.
- une deuxième partie est refoulée par les pompes P660A/B vers le dépropaniseur sous la commande d'un régulateur de débit.
- le reste de GPL est refroidi avant d'être stocké ; De même que pour le déethaniseur, le débutaniseur est rebouilli par un rebouilleur du type ' KEETLE ' à circulation d'huile chaude V659.

L'essence légère  $C_5^+$  du fond du débutaniseur est refroidie puis envoyée vers l'unité traitement sud pour être remélanger avec le brut.

- **le dépropaniseur V670 :**

Le dépropaniseur est une colonne de 43 plateaux qui fonctionne à une pression de 22 bars, elle a été conçue pour traiter une charge de GPL en la séparant en propane et en butane commercial.

La charge est préchauffée jusqu'à 70°C dans l'échangeur E669 par le produit de fond le butane.

Actuellement, le dépropaniseur est alimenté par le GPL produit à l'unité de fractionnement des condensats ( UFC ) ; Les vapeurs de tête sont entièrement condensées dans les aéroréfrigérants E670 à air sec. Les pompes P661 renvoient le reflux vers la tête de colonne sous la commande du régulateur de débit, tandis

que le propane restant au ballon de reflux est envoyé vers stockage après refroidissement.

La colonne est rebouillié par le même type de rebouilleur que ceux des autres colonnes ; Le produit butane de fond est envoyé vers stockage après refroidissement.

### III.2.6- Section de stockage et expédition :

- **Section de stockage :**

Elle est composée de :

- 40 réservoirs cylindriques horizontaux (cigares), ayant chacun un volume de 255 m<sup>3</sup>.
- V663 A à J : stockage de GPL à 14.5 bars
- V663 K à L : réservoirs tampons de la pomperie avec une pression de 14 bars
- V668 A à F : stockage du GPL / UFC à 14.5 bars.
- V668 G à N : stockage de Propane huit (08) cigares à 14.5 bars.
- V669 A à L : stockage du Butane à 5.5 bars.
- Sphères FB 2501 et FB 2502 de 1750 m<sup>3</sup> chacune ; destinées au stockage du GPL. (Fig. III.6)

	<b>Nombre</b>	<b>Hauteur (m)</b>	<b>Volume (m<sup>3</sup>)</b>
<b>Cigares</b>	40	3,962	255
<b>Sphères</b>	2	15,170	1750

**Tableau III.4 : Caractéristique des bacs de stockage du GPL**

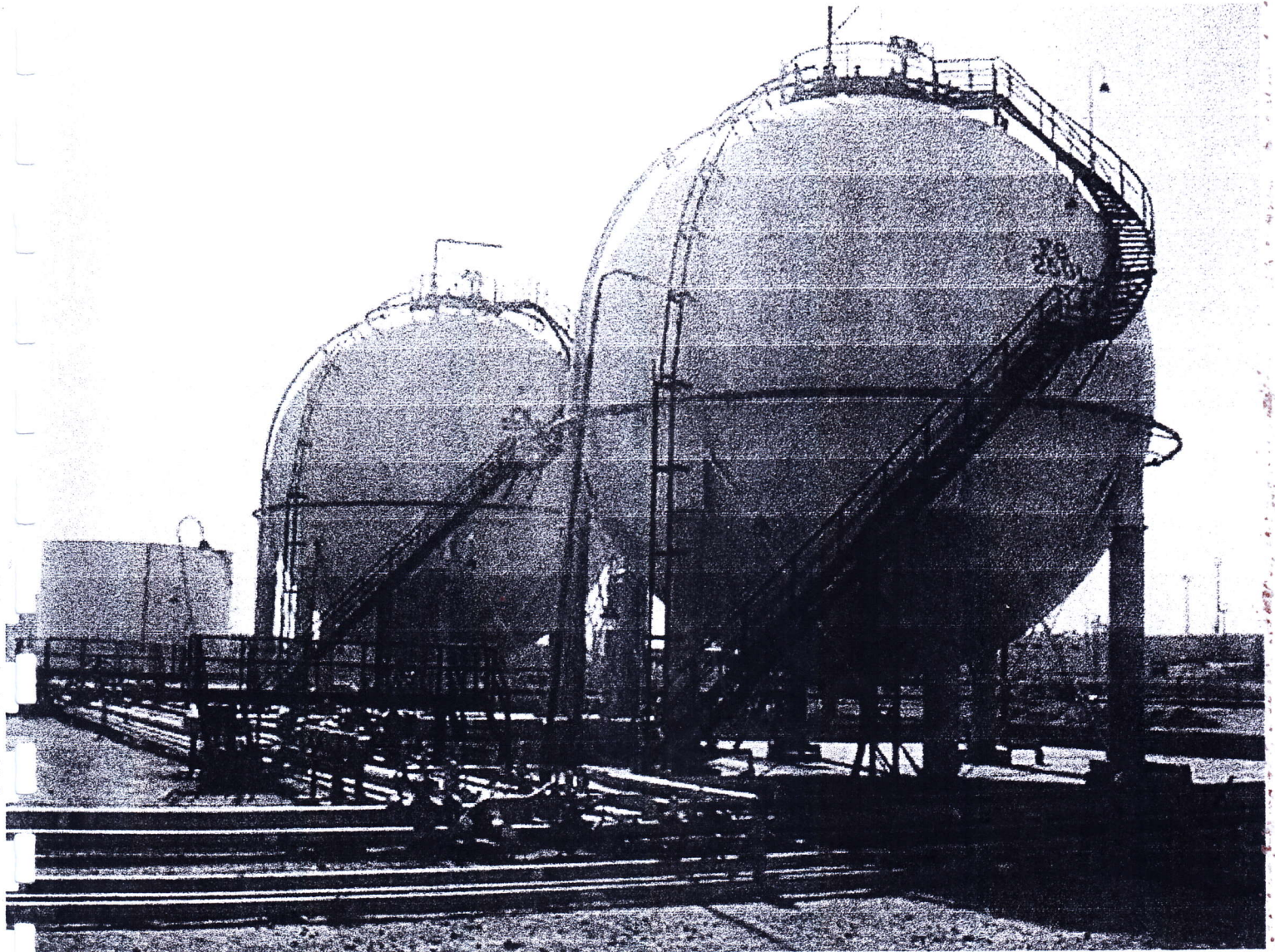


Fig III.6 : Sphères de stockage

- **Section pomperie et expédition :**

Elle est composée de quatre (4) pompes en série avec un débit maximal de 200m<sup>3</sup>/h chacune ; elles sont de types centrifuge immergées à 12 étages chacune , elles ont pour but d'expédier du GPL dans la conduite 8'' pouces vers HAUD EL HAMRA pour et vers la ARZEW par la suite .

Le Propane et le Butane sont livrés au centre enfuteur de NAFTAL adjacent au complexe sud pour satisfaire les besoins du sud -est ALGERIEN en ces produits.

- **Boucle de Propane :**

C'est une boucle frigorifique de propane réfrigérant requise pour le condenseur de tête du déethaniseur, le propane liquide froid refroidi les vapeurs de tête et les condense partiellement en se vaporisant lui-même.

Le régulateur de niveau du condenseur E662 contrôle le débit de propane liquide entrant côté calandre, sa consigne est donnée par le régulateur de température de tête par un système de régulation en cascade ; le propane vaporisé au condenseur passe par le ballon épurateur V674 pour former la première aspiration du compresseur C655 qui est un compresseur centrifuge à gaz entraîné sur le même arbre par une turbine a gaz GT655, un deuxième compresseur C655S qui est en service entraîné par un moteur électrique CM655 suite a une panne de la turbine.

Le propane est comprimé de (1,18 bars ; -23,8°C) à (17 bars ; 67°C), puis condensé à 48°C dans les échangeurs à eau E674 après passage par les aëroréfrigérants à air sec les E601 , le propane liquide est recueilli dans le ballon V672 avant d'être détendu par la vanne régulatrice de niveau de ce ballon vers le ballon V673.

Le propane est séparé dans le ballon V673 à une pression de 8,4 bars et 19,4°C, et delà le liquide s'écoule vers le condenseur E662 après être détendu une deuxième fois jusqu'à 1,18 bars par le biais de la vanne de régulation du niveau du condenseur E662 ; La vapeur du V673 est recyclée vers le compresseur C655 pour former ainsi sa deuxième aspiration.

- **Système d'humidification de l'air**

La température de l'air humide est plus basse que celle de l'air sec, et vu les valeurs très élevées que peut atteindre la température ambiante dans les zones sahariennes telle que Hassi Messaoud pendant les saisons chaudes, on procède à



humidifier l'air ambiant pour mieux refroidir ; des a ror fr gerants sont installés au-dessus de la tour d'humidification, l'air est aspiré par les ventilateurs et humidifié en passant à contre courant avec l'eau froide pompé du bassin de la tour.

- **Circuit d'huile chaude :**

le circuit d'huile chaud utilise TORADA TC 32 comme fluide caloporteur pour le rebouillage de trois (03) colonnes ( 655 , V657 , V670 ) ainsi que pour le réchauffage du gaz de régénération des déshydrateurs

# Chapitre IV

## IV- Partie calcul :

### IV.1- Objectif de l'étude:

Dans le but d'une meilleure récupération de GPL contenu dans les condensats non stabilisés de l'unité traitement.

On procède d'étudier la faisabilité de la réception de ces condensats par l'unité GPL-1 qui consiste à :

1. Quantifier ces condensats et de déterminer leur composition au niveau de l'unité GPL2.
2. Vérifier l'effet de ces condensats sur les installations de l'unité GPL-1 à savoir :
  - Le ballon séparateur triphasique *V 651*
  - Les déshydrateurs gaz *V 652 A-B-C* et les déshydrateurs liquides *V 659 A-B*.
  - Les pompes de reprise des condensats *P 659 A- B*

### IV.2- Détermination de la charge d'alimentation de l'unité :

- Nous avons pris les compositions molaires pour le gaz d'alimentation (gaz HP et gaz stabilisation) en date 10/05/2003.
- En ce concerne les condensats non stabilisé nous avons pris une composition suivant avec un débit  $Q=83,33 \text{ m}^3/\text{h}$  le cas le plus défavorable (max)
  - Après avoir tous les renseignements, sur les débits et les compositions des différentes alimentations nous avons établi le tableau suivant.

Composition	PM	GAZ HP		GAZ Stabilisation		CDTS2+3 ETAGES		MELANGE	
		%mol	Débit mol	%mol	Débit mol	%mol	Débit mol	%mol	Débit mol
AZOTE	28,01	2,20	4568,76	0,34	35,54	0,00	0,00	1,92	4604,30
GAZ CARB.	44,01	2,02	4192,06	7,03	734,81	0,00	0,00	2,06	4926,87
METHANE	16,041	61,98	128519,73	5,22	545,62	2,07	443,03	54,14	129508,38
ETHANE	30,1	20,80	43126,75	42,88	4481,50	12,26	2 623,96	21,00	50232,21
PROPANE	44,1	8,86	18375,27	37,15	3883,09	34,09	7 296,16	12,35	29554,52
I-BUTANE	58,12	0,76	1575,91	2,25	235,18	6,76	1 446,82	1,36	3257,91
N-BUTANE	58,12	2,14	4444,35	5,12	534,64	27,36	5 855,76	4,53	10834,75
I-PENTANE	72,146	0,32	670,45	0,02	2,09	4,59	982,38	0,69	1654,93
N-PENTANE	72,146	0,45	926,19	0,00	0,00	7,89	1 688,67	1,09	2614,86
HEXANE	86,2	0,29	604,79	0,00	0,00	3,88	830,42	0,60	1435,21
HEPTANE	100,2	0,13	276,48	0,00	0,00	1,10	235,43	0,21	511,90
OCTANE	114,22	0,04	76,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	76,03
TOTAL		100	207357	100	10452	100	21 403	100,00	239211,88
MW		24,287		37,610		52,330		27,379	
Densité		0,8295		1,2420		0,560			
Débit gaz 10 <sup>3</sup> St.m <sup>3</sup> /j		4900		247				5652,57	
Débit gaz 10 <sup>3</sup> Nm <sup>3</sup> /j		4645		234				535834,46	
Débit gaz Km <sup>3</sup> /j		207357		10452				239211,88	
Débit volumique m <sup>3</sup> /j									
Débit massique Kg/j		5036074		393118		1120000		6549382,06	
Richesse GPL gr / St m <sup>3</sup>		236		872		1472		375	
Potentiel GPL		1158		215		745		2118	

Tableau IV.1 : Détermination de la composition de la charge combinée

### IV.3- Calcul de flash dans le ballon séparateur V651 :

Les calculs de flash sont des calculs très rencontrés dans l'industrie de raffinage et pétrochimie pour la détermination des phases en équilibres liquide - vapeur lors d'une vaporisation partielle d'un liquide ou une condensation partielle de la vapeur.

Il a été nécessaire de faire des calculs d'équilibre liquide - vapeur dans le ballon séparateur V651 dans les deux cas été et hiver pour vérifier ces dimensions. (Fig. IV.1)

Pour nos calculs, on choisi le simulateur DesignII, qui utilise l'équation d'état SRK (Soave reglish Kwong ) qui donne des bonnes résultats par comparaison avec celle du design de l'unité.

#### 1<sup>ère</sup> cas : Eté

Données :

Débit : 9996,07 k mol/h.

Température : 40° c.

Pression de service : 27,533 bars.

Résultats : ( voir annexe de simulation)

	Melange		Vapeur		Liquide	
	% mol	Débit kmol/hr	% mol	Débit kmol/hr	% mol	Débit kmol/hr
<b>N<sub>2</sub></b>	1,9202	191,946	1,9564	191,735	0,10763	0,210688
<b>Co<sub>2</sub></b>	2,0502	204,941	2,0788	203,734	0,6168	1,20735
<b>C<sub>1</sub></b>	53,985	5396,42	54,897	5380,07	8,3515	16,3475
<b>C<sub>2</sub></b>	20,942	2093,39	21,108	2068,68	12,6226	24,7148
<b>C<sub>3</sub></b>	12,321	1231,62	12,169	1192,64	19,917	38,9855
<b>iC<sub>4</sub></b>	1,3601	135,958	1,2996	127,366	4,3892	8,5919
<b>nC<sub>4</sub></b>	4,5205	451,876	4,2335	414,869	18,892	36,9797
<b>iC<sub>5</sub></b>	0,69008	68,9814	0,59221	58,0383	5,5905	10,9431
<b>nC<sub>5</sub></b>	1,0901	108,968	0,90062	88,2634	10,577	20,7045
<b>C<sub>6</sub></b>	0,60006	59,9828	0,38267	37,5029	11,484	22,48
<b>C<sub>7</sub></b>	0,200020	19,9943	0,081544	7,99162	6,1318	12,0027
<b>C<sub>8</sub></b>	0,030003	2,99914	0,60631	0,618402	1,2163	2,38074
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,29003	28,9918	0,29383	28,7967	0,09966	0,195079
<b>Total</b>	<b>100</b>	<b>9996,07</b>	<b>100</b>	<b>9800,33</b>	<b>100</b>	<b>195,743</b>

Tableau IV.2 : Résultats de calcul de flash dans le ballon V651

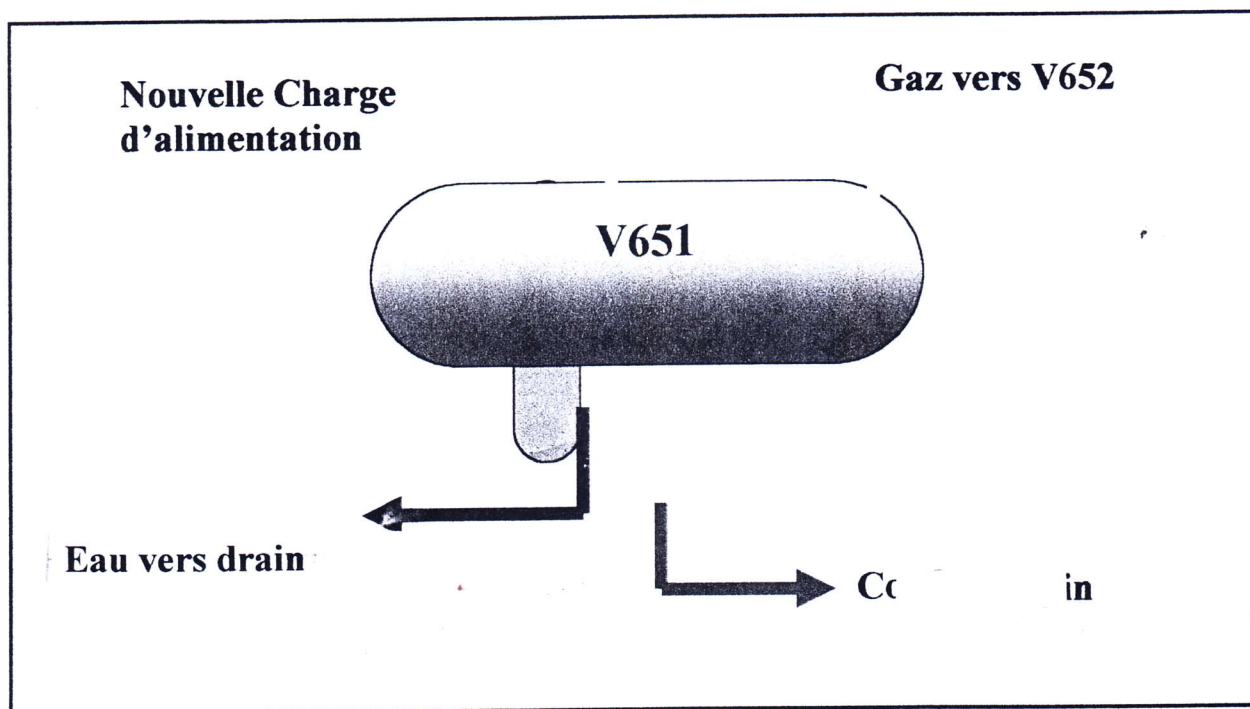


Fig IV.I : Ballon d'alimentation de l'unité GPL-1

- Taux de condensation : 1,95%

- Taux de vaporisation : 98,04%

La totalité du gaz process sort du ballon V651 vapeur surchauffée.

## 2<sup>ème</sup> Cas : Hiver

Données :

Débit : 9996,07 k mol/h.

Température : 30°C.

Pression de service : 27.533 bars.

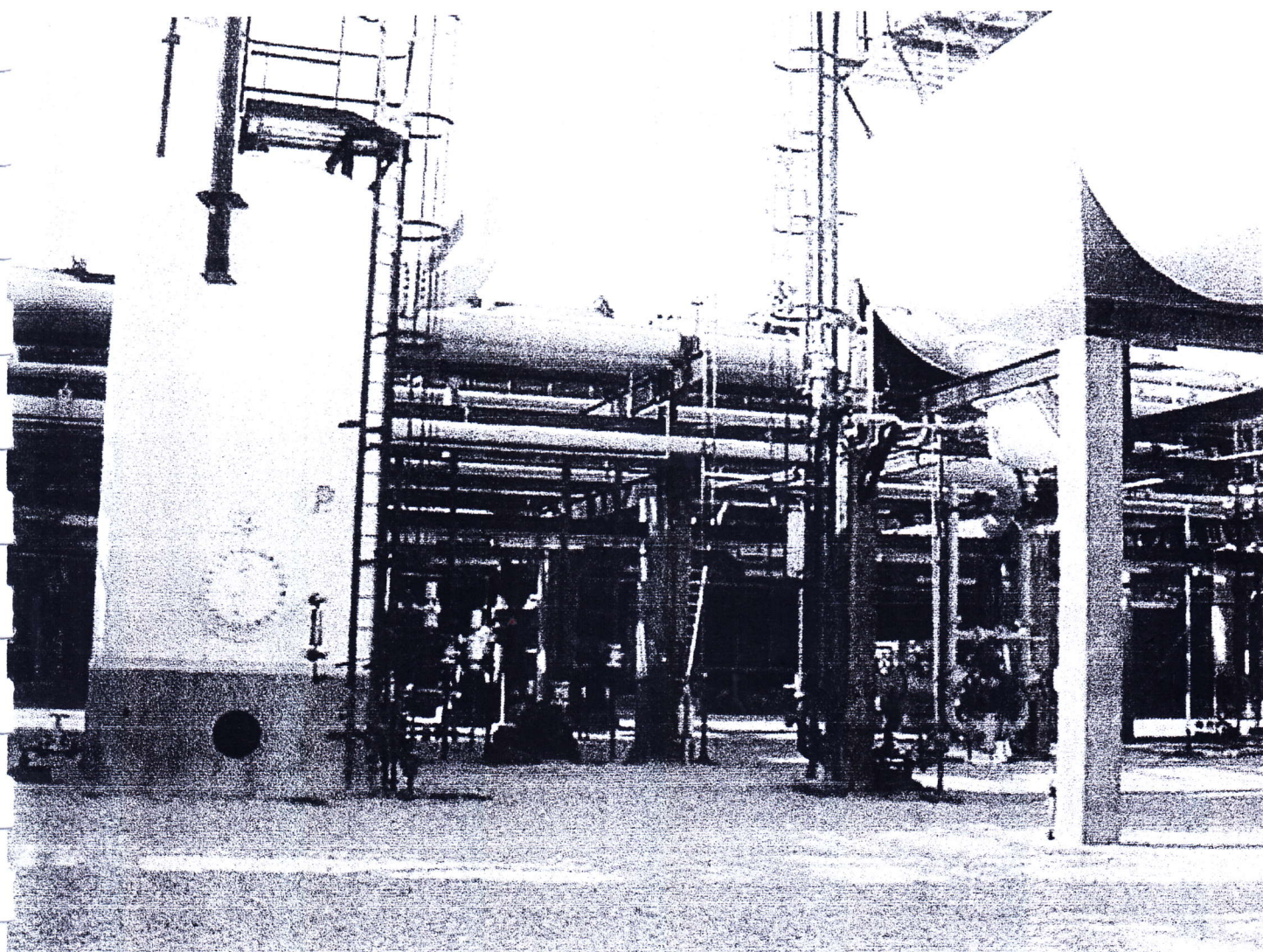
Résultats : (voir annexe de simulation).

Composition	Mélange		Vapeur		Liquide		Eau	
	% mol	Débit Kmol/h	% mol	Débit Kmol/h	% mol	Débit Kmol/h	% mol	Débit Kmol/h
N <sub>2</sub>	1,9202	191,946	2,0189	191,36	0,11432	0,58605	0,001554	0,00008
CO <sub>2</sub>	2,0502	204,941	2,1243	201,351	0,69951	3,58608	0,081581	0,004207
C <sub>1</sub>	53,985	5396,42	56,441	5349,61	9,1288	46,799	0,080801	0,004167
C <sub>2</sub>	20,942	2093,39	21,302	2019,09	14,493	74,2993	0,030483	0,001572
C <sub>3</sub>	12,321	1231,62	11,75	1113,72	22,999	117,906	0,017077	0,000881
iC <sub>4</sub>	1,3601	135,958	1,1696	110,857	4,8936	25,1009	0,00003	0,000002
nC <sub>4</sub>	4,5205	451,879	3,6578	346,699	20,516	105,176	0,000106	0,000005
IC <sub>5</sub>	0,69008	68,9814	0,43712	41,4316	5,374	27,5498	0,000006	2,89 E-2
nC <sub>5</sub>	1,0901	108,968	0,62507	59,2461	9,6989	49,7219	0,000009	4,49E-07
C <sub>6</sub>	0,60006	59,9828	0,1947	18,4544	8,1007	41,5285	0,000001	6,92 E-08
C <sub>7</sub>	0,20002	19,9943	0,030489	2,88982	3,3365	17,1045	9,09 E-08	5 E-09
C <sub>8</sub>	0,03003	2,99914	0,001866	0,176889	0,155052	2,82225	2,49 E-09	1,28E-10
H <sub>2</sub> O	0,29003	28,9918	0,2466	23,3737	0,092019	0,471739	99,788	5,14641
<b>Total</b>	<b>100</b>	<b>9996,07</b>	<b>100</b>	<b>9478,26</b>	<b>100</b>	<b>512,652</b>	<b>100</b>	<b>5,15732</b>

Tableau IV.3 : Résultats de calcul de flash dans le ballon V651 cas hiver

- Taux de condensation : 5,17%

- Taux de vaporisation : 94,81%



**Fig IV.2 : Ballon séparateur V651**



#### IV.4- Vérification de dimensionnement du ballon V651 :

Le design du ballon V-651 consiste à déterminer selon la procédure API 625 [3, 11] les caractéristiques suivantes pour un ballon de piège à liquide (slug catcher) de position horizontale dans les deux cas de fonctionnement de l'unité (cas été et cas hiver) :

- La vitesse critique d'entraînement
- Diamètre du séparateur V651
- La longueur du séparateur V651
- Les épaisseurs des parties cylindriques et elliptiques

##### 1<sup>ème</sup> Cas : Eté

Débit : 9996,07k mol/h.

Température de service : 40° c.

Pression de service : 27.533 bars abs.

##### 1- La vitesse critique d'entraînement

$$V_c = K_s [(\rho_L - \rho_g) / \rho_g]^{1/2} \dots\dots\dots (IV-1)$$

Avec  $V_c$ : Vitesse critique d'entraînement (ft/s).

$\rho_L$ : 33,0462 lb/ft<sup>3</sup>

$\rho_g$ : 1,9773 lb/ft<sup>3</sup>

$K_s$ : 0,32 ft/s pour une pression de service de 27,533 bars abs d'après le data book vol I

D'où la vitesse critique d'entraînement est de :

$$V_c = 0,32 [(33,0462 - 1,9773) / 1,9773]^{1/2}$$

$$V_c = 1,27 \text{ ft/s}$$

##### 2- Section passage du gaz :

$$S_v = Q_v / V_c \dots\dots\dots (IV.2)$$

Avec  $Q_v$ : Débit volumique du gaz : 81,1077 ft<sup>3</sup>/s.

$S_v$ : la section de passage du gaz (ft<sup>2</sup>).

D'où :

$$S_v = 81,1077 / 1,27$$

$$S_v = 63,8644 \text{ ft}^2$$

**3- Le diamètre du ballon:**

On suppose que le gaz occupe la moitié du ballon slug catcher, le diamètre est donné par la relation suivante :

$$D = ( 2S_v / 0,785 )^{1/2} \dots\dots\dots(IV.3)$$

D'où :

$$D = ( 2 \times 63,8644 / 0,785 )^{1/2}$$

$$D = 12,7558 \text{ ft}$$

$$D = 3,89 \text{ m}$$

**4- Longueur du ballon :**

La longueur du ballon slug catcher est donnée par la relation suivante :

$$L = 2V_L / 0,785 ( D )^2 \dots\dots\dots(IV.4)$$

Avec  $V_L$ : Débit volumique du liquide : 741,8701 ft<sup>3</sup>/h

D'où :

$$L = 2 \times 741,8701 / 0,785 ( 12,7558 )^2$$

$$L = 11,6163 \text{ ft}$$

$$L = 3,54 \text{ m}$$

**5- Les épaisseurs du ballon :****5.1- Epaisseur du fond cylindrique :**

L'épaisseur du fond cylindrique est généralement donnée par la relation suivante selon la norme ASME suivant le code ASME . SECTION III . DIV.1

$$e = PR / (100.S.E - 0,6P) \dots\dots\dots(IV.5)$$

e : épaisseur ( mm).

P : pression de service absolue : 27,533 bars abs.

R : rayon du ballon + surépaisseur de corrosion ( 3 mm ) : 1948 mm.

E: coefficient de soudure ( contrôle radiographique ) : 100%

T : contrainte admissible : 12,3 kg/mm pour la nuance A515 Gr 70 qui résiste plus à l'eau.

D'où :

$$e = ( 27,533 \times 1948 ) / ( 100 \times 12,3 \times 1 - 0,6 \times 27,533 )$$

$$e = 44,1987 \text{ mm}$$

**5.2- Epaisseur des fonds elliptiques :**

L'épaisseur des fonds elliptiques sont données par la relation suivante selon la norme ASME suivant le code ASME . SECTION III . DIV.1 [3, 11]

$$e = PR / (200.S.E - 0,2P) \dots\dots\dots(IV.6)$$

e : épaisseur ( mm)

P : pression de service absolue : 27,533 bars abs.

R : diamètre du ballon + 2 x surépaisseur de corrosion ( 3 mm ) : 3896 mm.

E: coefficient de soudure ( contrôle radiographique ) : 100%.

T : contrainte admissible : 12,3 kg/mm pour la nuance A515 Gr 70 qui résiste plus à l'eau.

D'ou :

$$e = ( 27,533 \times 3896 ) / ( 200 \times 12,3 \times 1 - 0,2 \times 27,533 ).$$

$$e = 43,70 \text{ mm}$$

**2<sup>ème</sup> Cas : Hiver**

Débit : 9996,07k mol/h.

Température de service : 30 ° c.

Pression de service : 27,533 bars abs.

**1- La vitesse critique d'entraînement**

$$V_c = K_s [(\rho_L - \rho_g) / \rho_g]^{1/2}$$

Avec  $V_i$  : Vitesse critique d'entraînement (ft/s).

$\rho_L$  : 32,6567 (lb/ft<sup>3</sup>).

$\rho_g$  : 1,9949 (lb/ft<sup>3</sup>).

$K_s$  : 0,32 ft/s pour une pression de service de 27,533 bars abs d'après le data book vol I

D'ou la vitesse critique d'entraînement est de :

$$V_c = 0,32 [(32,6567 - 1,9949) / 1,9949]^{1/2}$$

$$V_c = 1,25 \text{ ft/s.}$$

**2- Section de passage du gaz :**

$$S_v = Q_v / V_c$$

Avec  $Q_v$  : Débit volumique du gaz : 75,4573 (ft<sup>3</sup>/s).

$S_v$  : la section de passage du gaz (ft<sup>2</sup>).

D'ou :

$$S_v = 75,4573 / 1,25$$

$$S_v = 60,3658 \text{ ft}^2$$

### 3- Le diamètre du ballon:

On suppose que le gaz occupe la moitié du ballon slug catcher, le diamètre est donné par la relation suivante :

$$D = ( 2S_v / 0,785 )^{1/2}$$

D'où :

$$D = ( 2 \times 60,3658 / 0,785 )^{1/2}$$

$$D = 12,4015 \text{ ft}$$

$$D = 3,78 \text{ m}$$

### 4- Longueur du ballon :

La longueur du ballon slug catcher est donnée par la relation suivante :

$$L = 2V_L / 0,785 ( D )^2$$

Avec  $V_L$  : Débit volumique du liquide : 1832,9562 ft<sup>3</sup>/h.

D'où :

$$L = 2 \times 1832,9562 / 0,785 ( 12,4015 )^2$$

$$L = 30,3643 \text{ ft.}$$

$$L = 9,25 \text{ m}$$

### 5- Les épaisseurs du ballon :

#### 5.1- Épaisseur du fond cylindrique :

L'épaisseur du fond cylindrique est généralement donnée par la relation suivante selon la norme ASME suivant le code ASME . SECTION III . DIV.1

$$e = PR / (100.S.E - 0,6P)$$

e : épaisseur (mm).

P : pression de service absolue : 27,533 bars abs.

R : rayon du ballon + surépaisseur de corrosion (3 mm) : 1893 mm.

E: coefficient de soudure (contrôle radiographique) : 100%

T : contrainte admissible : 12,3 kg/mm pour la nuance A515 Gr 70 qui résiste plus à l'eau

D'où :

$$e = ( 27,533 \times 1893 ) / ( 100 \times 12,3 \times 1 - 0,6 \times 27,533 )$$

$$e = 42,95 \text{ mm}$$

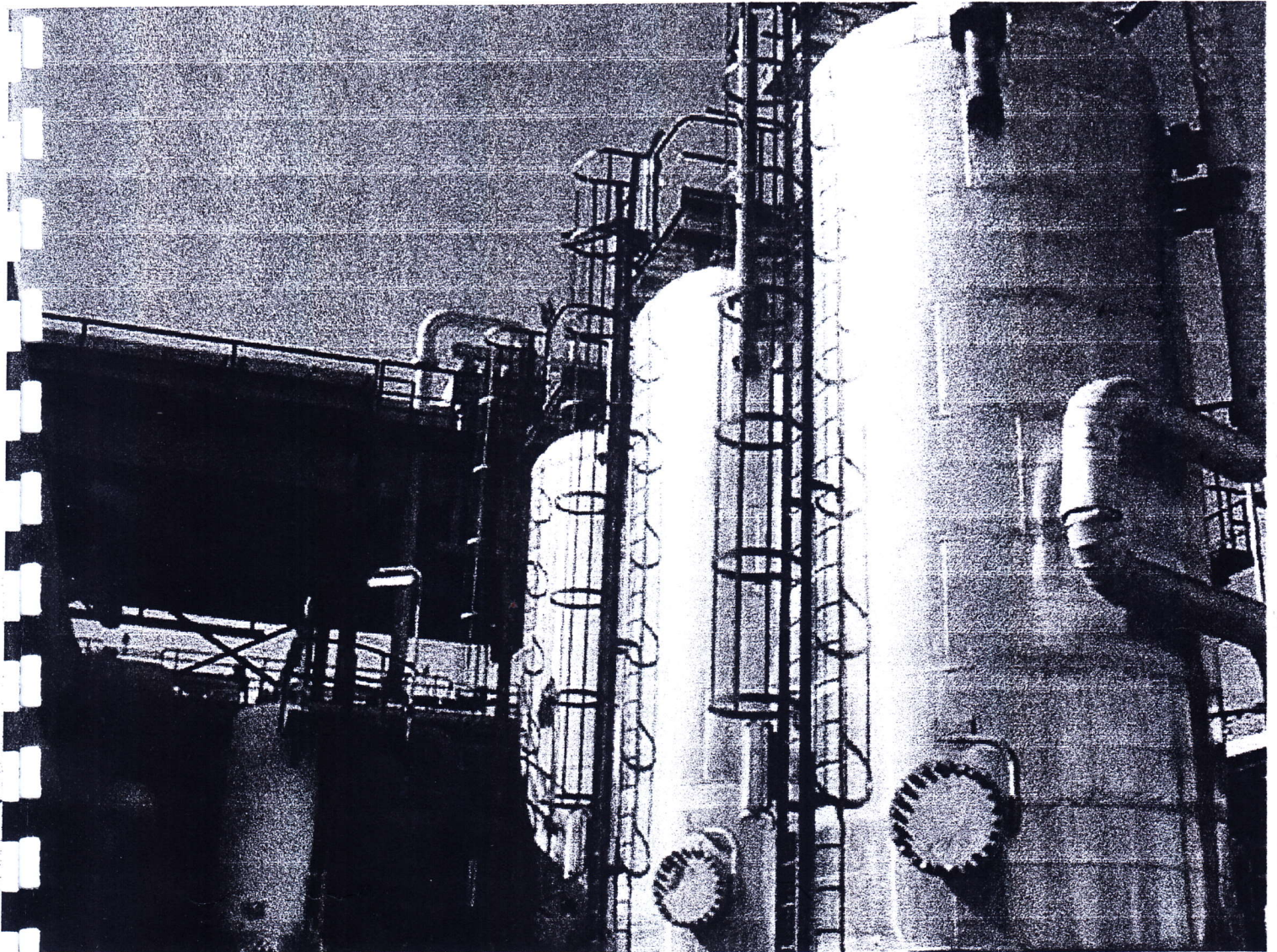


Fig IV.3 : Déshydrateur gaz V652 A,B,C

**5.2- Epaisseurs des fonds elliptiques :**

L'épaisseur des fonds elliptiques sont données par la relation suivante selon la norme ASME suivant le code ASME . SECTION III . DIV.1

$$e = PR / (200.S.E - 0,2P)$$

e : épaisseur (mm).

P : pression de service absolue : 27,533 bars abs.

R : diamètre du ballon + 2 x surépaisseur de corrosion ( 3 mm ) : 3786 mm.

E : coefficient de soudure ( contrôle radiographique ) : 100%

T : contrainte admissible : 12,3 kg/mm pour la nuance A515 Gr 70 qui résiste plus à l'eau

D'où :

$$e = ( 27,533 \times 3786 ) / ( 200 \times 12,3 \times 1 - 0,2 \times 27,533 )$$

$$e = 42,46 \text{ mm}$$

**IV.5- Vérification de dimensionnement du déshydrateur gaz :**

Le design d'un déshydrateur consiste à déterminer : [3]

- Le diamètre de déshydrateur : D.
- La hauteur d'équilibre (de saturation) : H<sub>s</sub>.
- La hauteur de la zone de transfert de matière : MTZ.
- La hauteur totale : H<sub>T</sub>.
- Le temps de cycle : T<sub>s</sub>.
- Le temps de saturation : T<sub>sat</sub>.

Le calcul se fait selon la méthode décrite dans le Data book vol n°1.

**1<sup>ème</sup> Cas : Hiver****1- La vitesse massique admissible de la charge :**

$$G = 3600(C \cdot \rho_g \cdot \rho_t \cdot d_t)^{0,5} \dots\dots\dots (IV.7)$$

G : Vitesse massique admissible de charge (Lb/hr. ft<sup>2</sup>).

$\rho_g$  : masse volumique de la charge (Lb/ft<sup>3</sup>).

$\rho_t$  : masse volumique de tamis moléculaires (Lb/ft<sup>3</sup>).

$d_t$  : diamètre moyen des particules du tamis(ft).

C : constante empirique prise généralement c= 1,06.

Pour notre cas :

$$\rho_g = 31,9811 \text{ Kg/m}^3 = 1,995 \text{ Lb/ft}^3 .$$

$$\rho_t = 44,64 \text{ Lb/ft}^3 .$$

$$d_t = 1/8'' = 0.01042 \text{ ft.}$$

C= 0,81 en système américain.

$$G = 3600 \times (0,81 \times 1,995 \times 44,64 \times 0,01042)^{1/2}$$

$$G = 3121,13 \text{ Lb/hr.ft}^2$$

2- Vitesse linéaire :

$$V_g = G/\rho_g \dots\dots\dots(IV.8)$$

$V_g$  : vitesse linéaire (ft/min).

$\rho_g$  : masse volumique de charge (lb/ft<sup>3</sup>).

$$V_g = \frac{3121,13}{1995} = 1564,47 \text{ ft/h.}$$

$$V_g = 26,07 \text{ ft/min.}$$

3- Diamètre de déshydrateur :

$$D = (25,05 \times Q_g \times Z / P \times V_g)^{0,5} \dots\dots\dots(IV.9)$$

Avec :

$Q_g$  : débit du gaz qui travers le déshydrateur ( mmscft/jour).

Z : coefficient de compressibilité du gaz.

T : la température du gaz (K).

P : la pression

$$Q_g = 9478,27 \text{ kgmols/h} \times 22,4 \times 1,05 \times 24 \times 35,31 = 188918875,8 \text{ scft/jour}$$

$$Q_g = 188,92 \text{ mmscft / jour.}$$

$$\text{Le débit qui travers le déshydrateur : } \frac{Q_g}{2} = \frac{188,92}{2} = 94,46 \text{ mmSCF / jour}$$

$$Z = 0,8696$$

$$T = (30^\circ\text{C} \times 1,8 + 32) + 460 = 546 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$P = 27,533 \times 14,7 = 404,73 \text{ psi}$$

$$V_g = 26,07 \text{ ft/min}$$

$$D = \left[ \frac{25,05 \times 94,46 \times 0,8696 \times 546}{404,73 \times 26,07} \right]^{1/2} = 10,32 \text{ ft} = 3,145 \text{ m}$$

$$D = 3,145 \text{ m}$$

**4- La quantité d'eau dans la charge gazeuse en lb /mmscft du gaz :**

$$Q_{\text{gaz/charge}} = 9478,27 \times 22,4 \times 1,05 \times 35,31 / 10^6 = 7,87 \text{ mmscft / h}$$

$Q_{\text{eau}}$  dans la charge depuis le calcul de flash par simulateur :

$$Q_{\text{eau / charge}} = 0,2466 \times 10^{-2} \times 9478,27 \times 18 / 0,454 = 926,70 \text{ lb H}_2\text{O}$$

D'où :

$$x = \frac{926,70}{7,87} = 117,75 \text{ lb H}_2\text{O/mmscft du gaz}$$

$Y_w$  : est la quantité d'eau dans la charge gazeuse est de 117,75 lb H<sub>2</sub>O/mmscft du gaz.

**5- Le flux d'eau par unité de temps et de surface :**

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = \left[ \frac{4 \times Q_g \times Y_w}{24\pi D^2} \right] \dots\dots\dots(\text{IV.10})$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = \left[ \frac{4 \times 94,46 \times 117,75}{24 \times 3,14 \times (10,32)^2} \right]$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 5,54 \text{ lb/h/ft}^2.$$

**6- Hauteur de la zone de transfert de masse ZTM :**

$$H_{\text{ZTM}} = 225 \cdot [ q^{0,7895} / V_L^{0,5506} \cdot R_s^{0,2646} ] \dots\dots\dots(\text{IV.11})$$

$R_s$  : saturation relative du tamis moléculaire en % ou la prend à 100% = 1.

$V_L$  : vitesse linéaire (ft/min) .

$$H_{\text{ZTM}} = 225 \times \left[ \frac{5,54^{0,7895}}{26,07^{0,5506} \times (1)^{0,2646}} \right] = 144,36 \text{ in}$$

$$H_{\text{ZTM}} = 144,36 \times 2,54 \cdot 10^{-2} = 3,66 \text{ m}$$

$$= 3,66 \text{ m} / 0,3048 = 12,03 \text{ ft.}$$

$$H_{\text{ZTM}} = 3.66 \text{ m.}$$

**7- Détermination de la Hauteur de zone de saturation :**

$$H_s = \frac{127,4 \times W}{D^2 \times \rho_t \times X} \dots\dots\dots(\text{IV.12})$$

$H_s$  : hauteur de la façon de saturation (ft) .

$D$  : diamètre de la colonne d'adsorption (ft) .

$W$  : quantité d'eau adsorbée par cycle (Lb/cycle).

$X$  : La capacité d'équilibre d'adsorption utile en % poids.

(elle est donnée dans la fiche technique des tamis  $X=13.64\%$ ).



$$W = \text{quantité d'eau totale dans la charge} / 2 \times 12 \text{ heures} = \frac{926,70 \times 12}{2} = 5560,20 \text{ lb}$$

Ou :

$$W = \frac{Q_g \times Y_w \times t_{\text{cycle}}}{24} = \frac{94,46 \times 117,75 \times 12}{24} = 5561,33 \text{ lb}$$

On prend :  $W = 5560,20 \text{ lb}$

D'où :

$$H_s = \frac{127,4 \times 5560,20}{10,32^2 \times 44,46 \times 13,65} = 10,92 \text{ ft}$$

$$H_s = 3,33 \text{ m.}$$

8- La hauteur totale de lit  $H_t$  :

$$H_t = H_s + 0,45 H_{ZTM} \dots\dots\dots(\text{IV.13})$$

$$= 10,92 + 0,45 \times 12,03$$

$$H_t = 16,33 \text{ ft}$$

$$H_t = 4,97 \text{ m.}$$

9- Le temp de cycle  $T_s$  :

$$T_s = \frac{0,01 \times \rho_t \times X \times H_s}{Q_{H2O}} \dots\dots\dots(\text{IV.14})$$

$$T_s = \frac{0,01 \times 44,64 \times 13,65 \times 10,92}{5,54} = 12,01 \text{ heures.}$$

$$T_s = 12 \text{ heures}$$

10- Le temp de saturation  $T_{\text{sat}}$  :

$$1^{\text{ere}} \text{ méthode : } T_{\text{sat}} = T_s \times \frac{H_t}{H_s} \dots\dots\dots(\text{IV.15})$$

$$= 12,01 \times \frac{16,33}{10,92} = 17,96 = 18 \text{ heures}$$

$$2^{\text{eme}} \text{ méthode : } T_{\text{sat}} = 0,01 \times \rho_t \times X \times \frac{H_t}{Q_{H2O}} \dots\dots\dots(\text{IV.16})$$

$$= 0,01 \times 44,46 \times 13,65 \times \frac{16,33}{5,54} = 17,96 = 18 \text{ heures}$$

d'où :

$$T_{\text{saturation}} = 18 \text{ heures}$$



Fig IV.5 : Déshydrateurs gaz V652 A,B,C

**2<sup>ème</sup> Cas : Été****1- La vitesse massique admissible de la charge :**

$$G = 3600(C \cdot \rho_g \cdot \rho_t \cdot d_t)^{0,5}$$

G : Vitesse massique admissible de charge (Lb/hr.ft<sup>2</sup>).

$\rho_g$  : masse volumique de la charge (Lb/ft<sup>3</sup>).

$\rho_t$  : masse volumique de tamis moléculaires (Lb/ft<sup>3</sup>).

$d_t$  : diamètre moyen des particules du tamis (ft).

C : constante empirique prise généralement  $c = 1,06$ .

Pour notre cas :

$$\rho_g = 31,6988 \text{ Kg/m}^3 = 1,977 \text{ Lb/ft}^3$$

$$\rho_t = 44,64 \text{ Lb/ft}^3$$

$$d_t = 1/8'' = 0,01042 \text{ ft}$$

$C = 0,81$  en système américain.

$$G = 3600 \times (0,81 \times 1,977 \times 44,64 \times 0,01042)^{1/2}$$

$$G = 3107,02 \text{ Lb/hr.ft}^2$$

**2- Vitesse linéaire :**

$$V_g = G/\rho_g$$

$V_g$  : vitesse linéaire (ft/min).

$\rho_g$  : masse volumique de charge (lb/ft<sup>3</sup>).

$$V_g = \frac{3107,02}{1,977} = 1571,58 \text{ ft/h}$$

$$V_g = 26,19 \text{ ft/min.}$$

**3- Diamètre de déshydrateur :**

$$D = (25,05 \times Q_g \times Z / P \times V_g)^{0,5}$$

Avec :

$Q_g$  : débit du gaz qui travers le déshydrateur (mmscft/jour).

Z : coefficient de compressibilité du gaz.

T : la température du gaz (K).

P : la pression de service.

$$Q_g = 900,23 \text{ kgmols/h} \times 22,4 \times 1,05 \times 24 \times 35,31 = 195338107,7 \text{ scft/ jour.}$$

$$Q_g = 195,34 \text{ mmscft /jour.}$$

$$\text{Le débit qui travers le déshydrateur : } \frac{Q_g}{2} = \frac{195,34}{2} = 97,67 \text{ mmscft/ jour.}$$

$$Z = 0,875141$$

$$T = (40^{\circ}\text{C} \times 1,8 + 32) + 460 = 564 \text{ K.}$$

$$P = 27,533 \times 14,7 = 404,73 \text{ psi.}$$

$$V_g = 26,19 \text{ ft/min.}$$

$$D = \left[ \frac{25,05 \times 97,67 \times 0,8751 \times 564}{404,73 \times 26,19} \right]^{1/2} = 10,67 \text{ ft} = 3,253 \text{ m.}$$

$$D = 3,253 \text{ m.}$$

#### 4- La quantité d'eau dans la charge gazeuse (lb /mmscft) du gaz :

$$Q_{\text{gaz}/\text{charge}} = 9800,33 \times 22,4 \times 1,05 \times 35,31 / 10^6 = 8,139 \text{ mmscft / h}$$

$Q_{\text{eau}}$  dans la charge depuis le calcul de flash par simulateur :

$$Q_{\text{eau}/\text{charge}} = 0,29383 \times 10^{-2} \times 9800,33 \times 18 / 0,454 = 1141,70 \text{ lb H}_2\text{O}$$

D'où :

$$x = \frac{1141,70}{8,139} = 140,27 \text{ lb H}_2\text{O/mmscft du gaz}$$

$Y_w$  : est la quantité d'eau dans la charge gazeuse est de 140,27 lb H<sub>2</sub>O/mmscft du gaz.

#### 5- Le flux d'eau par unité de temps et de surface :

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = \left[ \frac{Q_{\text{gaz}}}{\text{surface}} \right] = \left[ \frac{4 \times Q_g \times Y_w}{24\pi D^2} \right]$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = \left[ \frac{4 \times 97,67 \times 140,27}{24 \times 3,14 \times (10,67)^2} \right]$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 6,39 \text{ lb/h/ft}^2.$$

#### 6- Hauteur de la zone de transfert de masse ZTM :

$$H_{\text{ZTM}} = 225 \cdot [ q^{0,7895} / V_L^{0,5506} \cdot R_s^{0,2646} ]$$

$R_s$  : saturation relative du tamis moléculaire en % ou la prend à 100% = 1.

$V_L$  : vitesse linéaire (ft/min).

$$H_{\text{ZTM}} = 225 \times \left[ \frac{6,39^{0,7895}}{26,19^{0,5506} \times (1)^{0,2646}} \right] = 161,17 \text{ in}$$

$$H_{\text{ZTM}} = 161,17 \times 2,54 \cdot 10^{-2} = 4,093 \text{ m}$$

$$H_{\text{ZTM}} = 13,43 \text{ ft.}$$

$$H_{\text{ZTM}} = 4.093 \text{ m.}$$

## 7- Détermination de la Hauteur de zone de saturation :

$$H_s = \frac{127,4 \times W}{D^2 \times \rho_t \times X}$$

$H_s$  : hauteur de la zone de saturation (ft) .

$D$  : diamètre de la colonne d'adsorption (ft) .

$W$  : quantité d'eau adsorbée par cycle (Lb H<sub>2</sub>O/cycle).

$X$  : la capacité d'équilibre d'adsorption utile en % poids.

$$W = \text{quantité d'eau totale dans la charge} / 2 \times 12 \text{ heures} = \frac{1141,70 \times 12}{2} = 6850,20 \text{ lb.}$$

Ou :

$$W = \frac{Q_g \times Y_w \times t_{\text{cycle}}}{24} = \frac{97,67 \times 140,27 \times 12}{24} = 6850,20 \text{ lb.}$$

On prend :  $W = 6850,20 \text{ lb.}$

D'où :

$$H_s = \frac{127,4 \times 6850,20}{10,67^2 \times 44,46 \times 13,65} = 12,58 \text{ ft}$$

$$H_s = 3,83 \text{ m}$$

8- La hauteur totale de lit  $H_t$  :

$$H_t = H_s + 0,45 H_{ZTM} .$$

$$H_t = 12,58 + 0,45 \times 13,43$$

$$= 18,62 \text{ ft}$$

$$H_t = 5,67 \text{ m.}$$

9- Le temp de cycle  $T_s$  :

$$T_s = \frac{0,01 \times \rho_t \times X \times H_s}{Q_{H_2O}}$$

$$T_s = \frac{0,01 \times 44,64 \times 13,65 \times 12,80}{6,39} = 12,20 \text{ heures}$$

$$T_s = 12,20 \text{ heures.}$$

10- Le temp de saturation  $T_{\text{sat}}$  :

$$1^{\text{ere}} \text{ méthode : } T_{\text{sat}} = T_s \times \frac{H_t}{H_s}$$

$$T_{\text{sat}} = 12,20 \times \frac{18,62}{12,58} = 17,96 = 18 \text{ heures}$$

$$2^{\text{ème}} \text{ méthode : } T_{\text{sat}} = 0,01 \times \rho \times X \times \frac{H_i}{Q_{H2O}}$$

$$T_{\text{sat}} = 0,01 \times 44,46 \times 13,65 \times \frac{18,62}{6,39} = 17,96 = 18 \text{ heures.}$$

d'où :

$$T_{\text{saturation}} = 18 \text{ heures.}$$

#### IV.6- Interprétation des résultats :

Pour les résultats de vérification du ballon V651 et les déshydrateurs gaz V652 faisant comparaison a celle du design on a les tableaux si dessus :

- Séparateur V651 :

V651	Cas Eté			Cas Hiver		
	Calcul	Design du constructeur	Simulation par design	Calcul	Design du constructeur	Simulation par design
<b>Diamètre (m)</b>	3,89	3,91	1,53	3,78	3,91	1,48
<b>Longueur (m)</b>	3,54	9,41	6,096	9,25	9,41	6,096
<b>Epaisseur (mm)</b>	44,1987	46	25,4	42,95	46	25,4

Tableau IV.4 : Comparaison des résultats de calcul et de simulation de V651

- Déshydrateurs gaz V652 A / B / C

V652	Cas Eté		Cas Hiver	
	Calcul	Design du constructeur	Calcul	Design du constructeur
<b>Diamètre (m)</b>	3,253	3,348	3,145	3,348
<b>Hauteur Total (m)</b>	5,67	4,70	4,97	4,70
<b>Temps de saturation (h)</b>	18	18	18	18
<b>Temps de cycle (h)</b>	12,2	12	12	12

Tableau IV.5 : Comparaison des résultats de calcul et de simulation de V652

Les résultats obtenus par calcul et en moyen du logiciel Design II dans les deux cas (été et hiver), nous permet de constaté que les valeurs sont très proches aux valeurs de design alors il apte de reçoit de la totalité de cette charge (condensât non stabilisés).

Vue le débit liquide est faible par rapport au débit design, les déshydrateurs liquide V659 A/B fonctionnent dans les condition actuels. (Débit liquide actuel max (cas hiver) égale  $51,8174 \text{ m}^3/\text{h}$  et le débit design égale  $55 \text{ m}^3/\text{h}$ ).

# Conclusion générale



## **V- Conclusion générale :**

Pour palier à la diminution de production de GPL, suite aux arrêts fréquents de l'unité GPL-1 qui ont pour causes les bouchages à travers la section froide, nous avons procédé à la compensation de cette perte de production par une charge supplémentaire de condensât non stabilisées provenant de l'unité de traitement sud avec gain de potentielle de GPL, de l'ordre de 745 T/j.

Afin d'étudier la faisabilité de cette réflexion, j'ai procédé à ce modeste travail, et la lumière de résultats obtenus, on peut conclure que la charge peut être réceptionner dans les conditions favorable de l'unité GPL-1.
















## **Recommandation :**

Ceci contribue à la concrétisation de cette étude dans le cadre de la récupération des potentielles de GPL, pour cela nous recommandons :

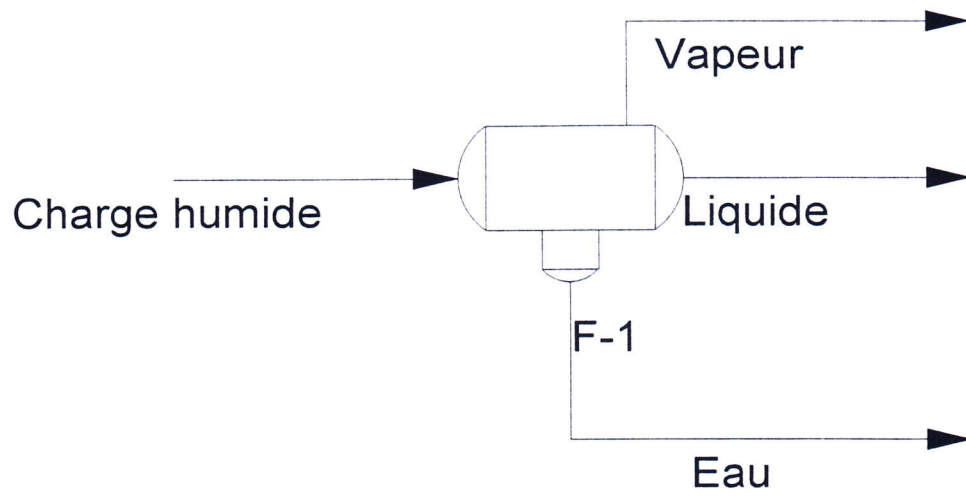
- Une augmentation légère de la hauteur de tamis moléculaire qui tiendrait compte des surplus du débit de gaz de charge.
- Mettre des hygromètres en ligne afin de mesurer la teneur en eau du gaz sortie de déshydrateur
- Placer deux filtres en parallèle (l'un en nettoyage, l'autre en fonctionnement) pour éliminer les impuretés dans le gaz
- Changer les vannes d'entrée et de sortie XZV des déshydrateurs.

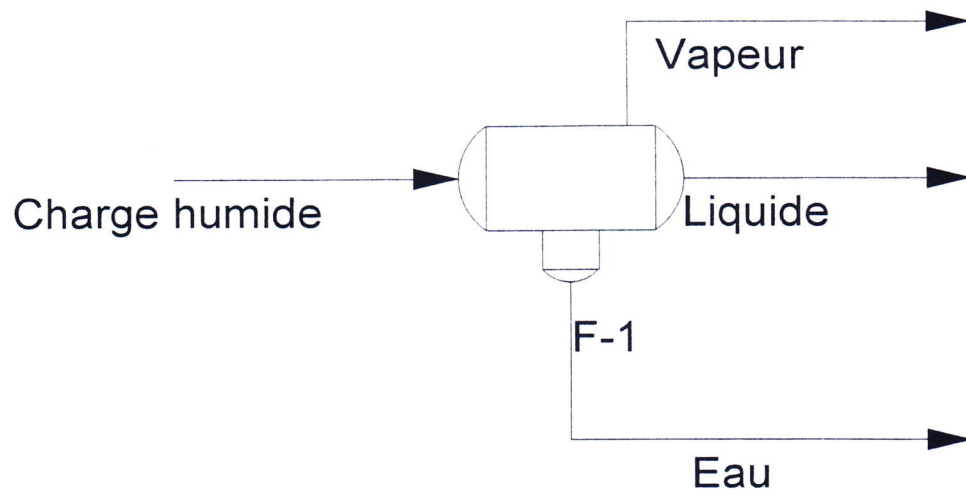
# Bibliographie

# Bibliographie

1.  - Castex, L.; Lefebvre, G. ; et Chauvel, A. ; « Procédé de pétrochimie». **1985** .P21 . tome I. Edition Technip. Paris.
2.  - Chauval, A. ; Leprince, P. ; Barthel, Y. ; Rainbulp, C. et Alie, J. « Manuel d'évaluation économique des procédés ». **1976**. P344. Edition Technip. Paris.
3.  - Engeneering Data Book « Separators and filtres ». **1997**. p7. Section7. Edition API.
4.  - Fauduet, H. ; « Principes fondamentaux du génie des procédés et de la technologie chimique ». **1997**. Edition Technip. Paris.
5.  - Hammar, A. ; et Rahmani, S. ; « Etude de l'influence de la variation du poids moléculaire des gaz d'alimentation sur le rendement de GPL produit ». **2000**. Mémoire de fin d'étude. Centre universitaire de Ouargla. Algérie.
6.  - Larbi cherif, M. ; « Gaz de pétrole liquéfier, les perspectives des débouchés » P40-41. Sonatrach la revue. N° :2 Février. **1996**. Algérie .
7.  - Lukchis, U. ; « Déshydratation systèmes ». **1997**. Tome III. London.
8.  - Manuel opératoire de l'unité GPL-1. Hassi Messaoud.
9.  - Mecif, H. ; « GPL Une énergie d'avenir ». P44-55. Sonatrach la revue. N°:10 Juillet. **1998**. Algérie.
10.  - Perrin, R. ; et Scharff, JP. ; « Chimie industrielle ». **1995**. Vol1. France.
11.  - Perry, R.H ; et Don Green ; « Perry's chemical engineer's. Hand Book ». **1999**. P26-36. Mac Graw Hill .Newyork.
12.  - Proskourikov, V. ; et Drabkine, A. ; « La chimie du pétrole et du gaz ». **1983**. Edition Mir/Moscou.
13.  - Sanjay , K. ; « Gaz production engeneering » . **1987**. P236. Volume IV. London.
14.  - Technique de l'ingénieur. ; « déshydratation » . **1988**.
15.  - Wuithier, P. ; « Le pétrole raffinage et génie chimique ». **1972**. P1388. Tome II. Edition Technip. France.

# Annexe





# DESIGN II for Windows

**Simulation Result:**

**SOLUTION REACHED**

**Problem:**

**Project:**

**Task:**

**By:**

**At:** 15MAY03 00:08:23

# Details for Streams 1, 2, 3

## Stream 1 (Strm 1)

Thermodynamic Methods		K-Value:	ASOA	Enthalpy:	ASOA	Density:	STD
		Liquid Visc:	NS81	Liquid ThC:	NS81	Surface Tens:	HADD
		Vapor Visc:	NS81	Vapor ThC:	NS81		

Flowrates						
Component Name	Total kgmol/hr	Liquid kgmol/hr	Vapor kgmol/hr	Total kg/hr	Total mol pct	Kvalue
METHANE	5396,42	16,3475	5380,07	86574,6	53,985	6,5733
ETHANE	2093,39	24,7148	2068,68	62944,1	20,942	1,6718
PROPANE	1231,62	38,9855	1192,64	54307,3	12,321	0,61102
I-BUTANE	135,958	8,59189	127,366	7901,85	1,3601	0,29608
N-BUTANE	451,876	36,9796	414,896	26263	4,5205	0,22409
I-PENTANE	68,9814	10,9431	58,0383	4976,73	0,69003	0,10593
N-PENTANE	108,968	20,7045	88,2635	7861,6	1,0901	0,085146
N-HEXANE	59,9828	22,4799	37,5029	5168,84	0,60005	0,033321
N-HEPTANE	19,9943	12,0027	7,99162	2003,39	0,20002	0,013299
N-OCTANE	2,99914	2,38074	0,618402	342,574	0,030003	0,005188
NITROGEN	191,946	0,210588	191,735	5377,06	1,9201	18,176
CO2	204,941	1,20735	203,734	9019,43	2,0501	3,3703
WATER	28,9918	0,195078	28,7967	522,297	0,29003	2,9484
Total	9996,07	195,743	9800,33	273263	100	
Total (kg/hr)	273263	11130,6	262132			

Properties	
Temperature	C 40
Pressure	kg/cm2 27,533
Enthalpy	kcal/hr 1218480
Vapor Fraction	0,98042

	Total	Vapor	Liquid
Flowrate	kgmol/hr 9996,0713	9800,3291	195,7433
Molecular Weight	27,337	26,7473	56,863
Enthalpy	kcal/kgmol 121,8958	202,0412	-3890,7512
Entropy	kcal/kgmo/K -2,9545	-2,7938	-10,9981
Cp	kcal/kgmo/C	13,8174	35,2291
Cv	kcal/kgmo/C	10,4259	27,5802
Cp/Cv		1,3253	1,2773
Density	kg/m3	31,6958	529,7557
Z-Factor		0,875141	0,111326
Flowrate (T-P)	m3/hr	8209,2734	
Flowrate (T-P)	m3/hr		21,0102
Flowrate (NTP)	m3/hr	216600	
Flowrate (NTP)	m3/hr		18,9883
Viscosity	cP	0,012044	0,151075
Thermal Conductivity	kcal/m/hr/C	0,027445	0,089677
Surface Tension	dyne/cm		7,0055
Critical Temperature (Kay's Rule)	C	-13	
Critical Pressure (Kay's Rule)	kg/cm2	47	



# Stream 2 (Strm 2)

Thermodynamic Methods	K-Value:	ASOA	Enthalpy:	ASOA	Density:	STD
	Vapor Visc:	NS81	Vapor ThC:	NS81		
Flowrates						
Component Name	Total kgmol/hr	Liquid mol fr	Vapor kgmol/hr	Total kg/hr	Total mol pct	Kvalue
METHANE	5380,07	0,083515	5380,07	86312,4	54,897	6,5733
ETHANE	2068,68	0,126261	2068,68	62201	21,102	1,6718
PROPANE	1192,64	0,199166	1192,64	52588,2	12,168	0,61102
I-BUTANE	127,366	0,043894	127,366	7402,49	1,2995	0,29608
N-BUTANE	414,896	0,188919	414,896	24113,8	4,2335	0,22409
I-PENTANE	58,0383	0,055905	58,0383	4187,23	0,59211	0,10593
N-PENTANE	88,2634	0,105774	88,2634	6367,85	0,90052	0,085146
N-HEXANE	37,5029	0,114844	37,5029	3231,7	0,38267	0,033321
N-HEPTANE	7,99162	0,061318	7,99162	800,744	0,081544	0,013299
N-OCTANE	0,618402	0,012163	0,618402	70,6363	0,00631	0,005188
NITROGEN	191,735	0,001076	191,735	5371,15	1,9564	18,176
CO2	203,734	0,006168	203,734	8966,29	2,0788	3,3703
WATER	28,7967	0,000997	28,7967	518,783	0,29383	2,9484
Total	9800,33	1	9800,33	262132	100	
Total (kg/hr)	262132	0	262132			

## Properties

Temperature	C	40		
Pressure	kg/cm2	27,533		
Enthalpy	kcal/hr	1980070		
Vapor Fraction		1		
		Total	Vapor	Liquid
Flowrate	kgmol/hr	9800,3291	9800,3291	0
Molecular Weight		26,7473	26,7473	56,863
Enthalpy	kcal/kgmol	202,0413	202,0413	-3890,7495
Entropy	kcal/kgmo/K	-2,7938	-2,7938	
Cp	kcal/kgmo/C		13,8175	
Cv	kcal/kgmo/C		10,426	
Cp/Cv			1,3253	
Density	kg/m3		31,6988	
Z-Factor			0,975141	
Flowrate (T-P)	m3/hr		8269,2725	
Flowrate (NTP)	m3/hr		219300	
Viscosity	cP		0,012044	
Thermal Conductivity	kcal/m/hr/C		0,027445	
Critical Temperature (Kay's Rule)	C	-16		
Critical Pressure (Kay's Rule)	kg/cm2	47		

# Stream 3 (Strm 3)

Thermodynamic Methods      K-Value:      ASOA      Enthalpy:      ASOA      Density:      STD  
 Liquid Visc:      NS81      Liquid ThC:      NS81      Surface Ten:      HADD

## Flowrates

Component Name	Total kgmol/hr	Liquid kgmol/hr	Vapor mol fr	Total kg/hr	Total mol pct	Kvalue
METHANE	16,3475	16,3475	0,548968	262,263	8,3515	6,5733
ETHANE	24,7148	24,7148	0,211082	743,126	12,625	1,6718
PROPANE	38,9855	38,9855	0,121694	1719,03	19,917	0,61102
I-BUTANE	8,5919	8,5919	0,012996	499,361	4,3894	0,29608
N-BUTANE	36,9797	36,9797	0,042335	2149,26	18,882	0,22409
I-PENTANE	10,9431	10,9431	0,035922	789,502	5,5905	0,10593
N-PENTANE	20,7045	20,7045	0,030063	1493,75	10,577	0,085146
N-HEXANE	22,48	22,48	0,003827	1937,14	11,484	0,033321
N-HEPTANE	12,0027	12,0027	0,000815	1202,64	6,1315	0,013299
N-OCTANE	2,38074	2,38074	0,000063	271,938	1,2165	0,005188
NITROGEN	0,210688	0,210688	0,019564	5,90208	0,10783	18,176
CO2	1,20735	1,20735	0,020783	53,1355	0,6168	3,3703
WATER	0,195079	0,195079	0,002933	3,51441	0,09985	2,9484
Total	195,743	195,743	1	11130,6	100	
Total (kg/hr)	11130,6	11130,6	0			

## Properties

Temperature      C      40  
 Pressure      kg/cm2      27,533  
 Enthalpy      kcal/hr      -761588  
 Vapor Fraction      0

	Total	Vapor	Liquid	
Flowrate	kgmol/hr	195,7435	0	195,7435
Molecular Weight		56,863	26,7473	56,863
Enthalpy	kcal/kgmol	-3890,7429	202,0403	-3890,7512
Entropy	kcal/kgmo/K	-10,9981		-10,9981
Cp	kcal/kgmo/C			35,2287
Cv	kcal/kgmo/C			27,5798
Cp/Cv				1,2773
Density	kg/m3			529,7556
Z-Factor				0,111326
Flowrate (T-P)	m3/hr			21,0102
Flowrate (NTP)	m3/hr			18,9883
Viscosity	cP			0,151074
Thermal Conductivity	kcal/m/hr/C			0,089677
Surface Tension	dyne/cm			7,0055
Critical Temperature (Kay's Rule)	C	130		
Critical Pressure (Kay's Rule)	kg/cm2	40		

# Fla 1 (F-1)

## Horizontal Separator Sizing Results

### Conditions

Liquid 1 Flowrate	m3	21,01
Liquid 2 Flowrate	m3	0
Total Liquid Flowrate	m3	21,01
Vapor Flowrate	m3	8269,3
Total Flowrate	m3	8290,3
Temperature	C	40
Pressure	kg/cm2	27,533

### Properties

Liquid 1 Density	kg/m3	529,76
Liquid 2 Density	kg/m3	0
Vapor Density	kg/m3	31,699
Vapor Z-Factor		0,87514

### Design Parameters

Length to Diameter Ratio		4
K Constant	m/sec	0,078998
Minimum Liquid Residence Time		0
Minimum Vapor Space Height	m	0,381
Mist Eliminator	m	0,1524
Design Pressure	kg/cm2	30,286
Allowable Stress	kg/cm2	1055,6
Joint Efficiency		1
Corrosion Allowance (CA)	m	0,003175
Weight Percent Allowance (WA)		20

### Results

Maximum Droplet Settling Velocity	m/sec	0,31314
Actual Vapor Velocity	m/sec	3,8969
Diameter Based on Separation	m	1,53
Selected Internal Diameter - Plate Steel	m	1,53
Length	m	6,096
Corresponding Residence Time	min	21,745
Normal Liquid Level	m	0,765
Vapor Space Height	m	0,765
Actual Plate Thickness	m	0,0254
Actual Head Thickness	m	0,0254
Minimum Shell Thickness Including CA	m	0,024733
Minimum Head Thickness Including CA	m	0,024433
Approximate Empty Weight Of Vessel	kg	6304,7
Approximate Full Weight Of Vessel	kg	12242
Approximate Total Weight Including WA	kg	13503

### Nozzle Data

Nozzles (STD Wall)		Inlet	Vapor Out	Liquid 1 Out	Liquid 2 Out
Minimum Velocity	m/sec	12,75	13	3,18	0
Actual Velocity	m/sec	19,54	19,49	4,443	0
Maximum Velocity	m/sec	21,25	21,67	5,3	0
Nominal Diameter	in.	16	16	1,5	1
Estimated Sonic Velocity In Vapor	m/sec	312,7			

# Details for Streams 1, 2, 3, 4

## Stream 1 (Strm 1)

Thermodynamic Methods      K-Value:      ASOA      Enthalpy:      ASOA      Density:      STD  
 Liquid Visc:      NS81      Liquid ThC:      NS81      Surface Ten:      HADD  
 Vapor Visc:      NS81      Vapor ThC:      NS81

### Flowrates

Component Name	Total kgmol/hr	Liquid kgmol/hr	Vapor kgmol/hr	Total kg/hr	Total mol pct	Kvalue
METHANE	5396.42	46,7989	5349,62	86574,6	53,986	6,1827
ETHANE	2093,39	74,2993	2019,09	62944,1	20,942	1,4698
PROPANE	1231,62	117,906	1113,72	54307,3	12,321	0,5109
I-BUTANE	135,958	25,1008	110,857	7901,85	1,3601	0,23887
N-BUTANE	451,876	105,176	346,699	26263	4,5205	0,17829
I-PENTANE	68,9814	27,5498	41,4316	4976,73	0,69003	0,081341
N-PENTANE	108,968	49,7218	59,2462	7861,6	1,0901	0,064448
N-HEXANE	59,9828	41,5284	18,4544	5168,84	0,60006	0,024035
N-HEPTANE	19,9943	17,1045	2,88983	2003,39	0,20002	0,009138
N-OCTANE	2,99914	2,82225	0,17689	342,574	0,030003	0,00339
NITROGEN	191,946	0,586049	191,36	5377,06	1,9202	17,661
CO2	204,941	3,58614	201,355	9019,43	2,0502	3,0369
WATER	28,9918	0,471738	28,5201	522,297	0,29003	2,6799
Total	9996,07	512,652	9478,27	273263	100	
Total (kg/hr)	273263	27127,8	246042			

### Properties

Temperature	C	30			
Pressure	kg/cm2	27,533			
Enthalpy	kcal/hr	-1360340			
Vapor Fraction		0,9482			
		Total	Vapor	Liquid	Water
Flowrate	kgmol/hr	9996,0713	9478,2725	512,6519	5,146
Molecular Weight		27,337	25,9585	52,9167	18,015
Enthalpy	kcal/kgmol	-136,0879	74,0306	-3919,9314	-10208,755
Entropy	kcal/kgmo/K	-3,7921	-3,3412	-11,8923	-29,353
Cp	kcal/kgmo/C		13,376	32,9661	17,959
Cv	kcal/kgmo/C		9,9131	25,398	17,682
Cp/Cv			1,3493	1,298	1,016
Density	kg/m3		31,981	523,5112	996,763
Z-Factor			0,539607	0,108293	0,019364
Flowrate (T-P)	m3/hr		7693,1846		
Flowrate (T-P)	m3/hr			51,8177	0,093
Flowrate (NTP)	m3/hr		212400		
Flowrate (NTP)	m3/hr			47,6396	0,093
Viscosity	cP		0,011762	0,143747	0,798
Thermal Conductivity	kcal/m/hr/C		0,026809	0,090605	0,53
Surface Tension	dyne/cm			6,9331	
Critical Temperature (Kay's Rule)	C	-13			
Critical Pressure (Kay's Rule)	kg/cm2	47			

# Stream 2 (Strm 2)

Thermodynamic Methods      K-Value:      ASOA      Enthalpy:      ASOA      Density:      STD  
 Vapor Visc:      NS81      Vapor ThC:      NS81

## Flowrates

Component Name	Total kgmol/hr	Liquid kgmol/hr	Vapor kgmol/hr	Total kg/hr	Total mol pct	Kvalue
METHANE	5349,61	0	5349,61	85823,8	56,441	
ETHANE	2019,09	0	2019,09	60710	21,302	
PROPANE	1113,72	0	1113,72	49108,3	11,75	
I-BUTANE	110,857	0	110,857	6442,99	1,1696	
N-BUTANE	346,699	0	346,699	20150,2	3,6578	
I-PENTANE	41,4316	0	41,4316	2989,12	0,43712	
N-PENTANE	59,2461	0	59,2461	4274,37	0,62507	
N-HEXANE	18,4544	0	18,4544	1590,25	0,1947	
N-HEPTANE	2,88982	0	2,88982	289,554	0,030489	
N-OCTANE	0,176889	0	0,176889	20,205	0,001866	
NITROGEN	191,36	0	191,36	5360,64	2,0189	
CO2	201,351	0	201,351	8861,42	2,1248	
WATER	23,3737	0	23,3737	421,085	0,2468	
Total	9478,26	0	9478,26	246042	100	
Total (kg/hr)	246042	0	246042			

## Properties

Temperature	C	30	
Pressure	kg/cm2	27,533	
Enthalpy	kcal/hr	701682	
Vapor Fraction		1	
		Total	Vapor
Flowrate	kgmol/hr	9478,2617	9478,2617
Molecular Weight		25,9585	25,9585
Enthalpy	kcal/kgmol	74,0307	74,0307
Entropy	kcal/kgmo/K	-3,3412	-3,3412
Cp	kcal/kgmo/C		13,376
Cv	kcal/kgmo/C		9,9131
Cp/Cv			1,3493
Density	kg/m3		31,981
Z-Factor			0,869607
Flowrate (T-P)	m3/hr		7693,1768
Flowrate (NTP)	m3/hr		212400
Viscosity	cP		0,011762
Thermal Conductivity	kcal/m/hr/C		0,026809
Critical Temperature (Kay's Rule)	C	-20	
Critical Pressure (Kay's Rule)	kg/cm2	48	

# Stream 3 (Strm 3)

Thermodynamic Methods      K-Value:      ASOA      Enthalpy:      ASOA      Density:      STD  
 Liquid Visc:      NS81      Liquid ThC:      NS81      Surface Tens:      HADD

## Flowrates

Component Name	Total kgmol/hr	Liquid kgmol/hr	Vapor mol fr	Total kg/hr	Total mol pct	Kvalue
METHANE	46,799	46,799	0.004409	750,795	9,1288	6,1827
ETHANE	74,2993	74,2993	0.013023	2234,03	14,498	1,4698
PROPANE	117,906	117,906	0.017502	5198,95	22,999	0,5109
I-BUTANE	25,1009	25,1009	0.011696	1458,86	4,8968	0,23887
N-BUTANE	105,176	105,176	0.026578	6112,85	20,518	0,17829
I-PENTANE	27,5498	27,5498	0.004371	1987,61	5,374	0,08134
N-PENTANE	49,7219	49,7219	0.006251	3587,23	9,6989	0,064448
N-HEXANE	41,5285	41,5285	0.001947	3578,59	8,1007	0,024035
N-HEPTANE	17,1045	17,1045	0.000305	1713,83	3,3365	0,009138
N-OCTANE	2,82225	2,82225	0.000019	322,369	0,55052	0,00339
NITROGEN	0,58605	0,58605	0.020189	16,4172	0,11432	17,661
CO2	3,58608	3,58608	0.021243	157,823	0,69951	3,0369
WATER	0,471739	0,471739	0.002466	8,49854	0,092019	2,6799
Total	512,652	512,652	1	27127,9	100	
Total (kg/hr)	27127,9	27127,9	0			

## Properties

	C	30		
Temperature	C	30		
Pressure	kg/cm2	27,533		
Enthalpy	kcal/hr	-2009560		
Vapor Fraction		0		
		Total	Vapor	Liquid
Flowrate	kgmol/hr	512,6523	0	512,6523
Molecular Weight		52,9167	25,9535	52,9167
Enthalpy	kcal/kgmol	-3919,9321	74,0307	-3919,9324
Entropy	kcal/kgmo/K	-11,8924		-11,8924
Cp	kcal/kgmo/C			32,9667
Cv	kcal/kgmo/C			25,3988
Cp/Cv				1,298
Density	kg/m3			523,5112
Z-Factor				0,108293
Flowrate (T-P)	m3/hr			51,8178
Flowrate (NTP)	m3/hr			47,6397
Viscosity	cP			0,143747
Thermal Conductivity	kcal/m/hr/C			0,090605
Surface Tension	dyne/cm			6,9331
Critical Temperature (Kay's Rule)	C	116		
Critical Pressure (Kay's Rule)	kg/cm2	41		

# Stream 4 (Strm 4)

Thermodynamic Methods      K-Value:      ASOA      Enthalpy:      ASOA      Density:      STD  
 Liquid Visc:      NS81      Liquid ThC:      NS81      Surface Ten:      HADD

## Flowrates

Component Name	Total kgmol/hr	Liquid kgmol/hr	Vapor mol fr	Total kg/hr	Total mol pct	Kvalue
METHANE	0,004167	0,004167	0,004996	0,066854	0,080801	6,1827
ETHANE	0,001572	0,001572	0,000448	0,04727	0,030483	1,4698
PROPANE	0,000881	0,000881	0,000087	0,038833	0,017077	0,5109
I-BUTANE	0,000002	0,000002	7,07E-08	0,000089	0,000003	0,23887
N-BUTANE	0,000005	0,000005	0,00000019	0,000319	0,000106	0,17829
I-PENTANE	2,89E-07	2,89E-07	4,56E-09	0,000021	0,000006	0,081328
N-PENTANE	4,59E-07	4,59E-07	5,73E-09	0,000033	0,000009	0,064441
N-HEXANE	6,92E-08	6,92E-08	3,23E-10	0,000006	0,000001	0,024019
N-HEPTANE	5E-09	5E-09	8,86E-12	5,01E-07	9,69E-08	0,009056
N-OCTANE	1,28E-10	1,28E-10	8,44E-14	1,47E-08	2,49E-09	0,002505
NITROGEN	0,00008	0,00008	0,000275	0,002246	0,001574	17,661
CO2	0,004207	0,004207	0,002478	0,185166	0,081581	3,0369
WATER	5,14641	5,14641	1	92,7143	99,788	1,0021
Total	5,15732	5,15732	1	93,0551	100	
Total (kg/hr)	93,0551	93,0551	0			

## Properties

Temperature	C	30		
Pressure	kg/cm2	27,533		
Enthalpy	kcal/hr	-52496		
Vapor Fraction		0		
		Total	Vapor	Liquid
Flowrate	kgmol/hr	5,1573	0	5,1573
Molecular Weight		18,0433	18,0798	18,0433
Enthalpy	kcal/kgmol	-10178,89	-679,8291	-10178,89
Entropy	kcal/kgmo/K	-27,2642		-27,2642
Cp	kcal/kgmo/C			16,6484
Cv	kcal/kgmo/C			6,6462
Cp/Cv				2,5049
Density	kg/m3			1014,3859
Z-Factor				0,019057
Flowrate (T-P)	m3/hr			0,091733
Flowrate (NTP)	m3/hr			0,093351
Viscosity	cP			0,67876
Thermal Conductivity	kcal/m/hr/C			0,995708
Surface Tension	dyne/cm			71,6538
Critical Temperature (Kay's Rule)	C	373		
Critical Pressure (Kay's Rule)	kg/cm2	225		

# Fla 1 (F-1)

## Horizontal Separator Sizing Results

### Conditions

Liquid 1 Flowrate	m3	51,818
Liquid 2 Flowrate	m3	0,091733
Total Liquid Flowrate	m3	51,91
Vapor Flowrate	m3	7693,2
Total Flowrate	m3	7745,1
Temperature	C	30
Pressure	kg/cm2	27,533

### Properties

Liquid 1 Density	kg/m3	523,51
Liquid 2 Density	kg/m3	1014,4
Vapor Density	kg/m3	31,981
Vapor Z-Factor		0,86961

### Design Parameters

Length to Diameter Ratio		4
K Constant	m/sec	0,078998
Minimum Liquid Residence Time		0
Minimum Vapor Space Height	m	0,381
Mist Eliminator	m	0,1524
Design Pressure	kg/cm2	30,296
Allowable Stress	kg/cm2	1055,6
Joint Efficiency		1
Corrosion Allowance (CA)	m	0,003175
Weight Percent Allowance (WA)		20

### Results

Maximum Droplet Settling Velocity	m/sec	0,30998
Actual Vapor Velocity	m/sec	4,613
Diameter Based on Separation	m	1,4864
Selected Internal Diameter - Plate Steel	m	1,4864
Length	m	6,096
Corresponding Residence Time	min	8,9618
Normal Liquid Level	m	0,74318
Vapor Space Height	m	0,74318
Actual Plate Thickness	m	0,0254
Actual Head Thickness	m	0,0254
Minimum Shell Thickness Including CA	m	0,024118
Minimum Head Thickness Including CA	m	0,023827
Approximate Empty Weight Of Vessel	kg	6117,5
Approximate Full Weight Of Vessel	kg	11664
Approximate Total Weight Including WA	kg	12888

### Nozzle Data

Nozzles (STD Wall)		Inlet	Vapor Out	Liquid 1 Out	Liquid 2 Out
Minimum Velocity	m/sec	12,32	12,94	3,199	2,298
Actual Velocity	m/sec	18,26	18,13	4,66	0,0457
Maximum Velocity	m/sec	20,54	21,57	5,332	3,83
Nominal Diameter	in.	16	16	2,5	1
Estimated Sonic Velocity In Vapor	m/sec	312,9			



The LPO is a mixture of hydrocarbons, involves water, and changes that enable a wide spread use. The LPO is a coal industrial plant (CIS) in Hassi Messaoud is one of the most important LPG production units in Algeria. This study is aimed mainly at studying the feeding of the unit, and overall, a good recovery of LPG recovered in the industrial condensate of the treatment unit. The obtained results are quite satisfactory and adequate.

**Abstract:**

The LPO is a mixture of hydrocarbons, involves water, and changes that enable a wide spread use. The LPO is a coal industrial plant (CIS) in Hassi Messaoud is one of the most important LPG production units in Algeria. This study is aimed mainly at studying the feeding of the unit, and overall, a good recovery of LPG recovered in the industrial condensate of the treatment unit. The obtained results are quite satisfactory and adequate.

**Résumé:**

The LPO is a mixture of hydrocarbons, involves water, and changes that enable a wide spread use. The LPO is a coal industrial plant (CIS) in Hassi Messaoud is one of the most important LPG production units in Algeria. This study is aimed mainly at studying the feeding of the unit, and overall, a good recovery of LPG recovered in the industrial condensate of the treatment unit. The obtained results are quite satisfactory and adequate.