

UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA

Faculté des Sciences Appliquées  
Département de Génie des Procédés



Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine Sciences et Techniques

Filière : Génie des Procédés

Spécialité : Ingénierie de gaz naturel

Thème

OPTIMISATION DU CONDENSÂT  
RÉCUPÉRE AU NIVEAU DU BALLON DE  
FLASH

Présenté et soutenu publiquement par :

BOUABDALLAH Tahar

OTMANI Hocine

Le 30 / 05 / 2015

Devant le jury :

<b>Président</b>	MOKHBI Yasmina	M.A.A	UKM	Ouargla
<b>Examinatrice</b>	SEKHRI Lakhdar	Pr	UKM	Ouargla
<b>Promoteur</b>	LATI Moukhtar	M.A.A	UKM	Ouargla

ANNEE UNIVERSITAIRE : 2014/2015




# Remerciements

***En** premier lieu, nous tenons à remercier Dieu, notre créateur pour nous avoir donné la force pour accomplir ce travail.*

***Nous** tenons à remercier **Mr. LATI Moukhtar** notre promoteur pour son grand soutien et ses conseils considérables.*

***Nous** remercions également tous les instituteurs du département de génie des procédés.*

***Que** toute personne ayant participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail accepte nos grands et sincères remerciements.*





# Dédicaces

*Je dédie ce modeste travail qui présente les fruits  
de longues années d'études à :*

*A ma très chère mère et mon chère père qui ont  
beaucoup souffert pour me donner les moyens qui  
m'ont permis d'atteindre mon objectif.*

*A mes frères Sahraoui, Said, et leurs  
épouses Khawla et Safa et mon frère Yousef*

*Toute la famille Bouabdallah*

*Tous mes amis sans exception et en particulier :  
Saddam, Abd el basset, Kher eddine, Aissa  
, younes, Djalal, .B. Saddam, sohaib, Otman,  
Omar, abd el djabar*

*Et bien sûr, mon partenaire Otmani hocine*

**B-TAHAR**

# Abstract

This work is summarized in the study of the operation removal water from natural gas at the level of separation apparatus in order to obtain largest amount of natural gas condensate, where we improved the working conditions (pressure, temperature) , from that we selected two apparatuses, the first one is the air cooler and the second is heat exchanger (cooler) ,those are classified before separation apparatus to cool the natural gas which entered to it, those apparatuses are suitable for better obtained conditions, But the air cooler can't be used for the following reason :

-It does not work when the outer temperature exceeds a certain level (about 35 degrees Celsius), which is a problem in the summer and therefore /does not achieve the desired result. So we use the heat exchanger as a suitable solution.

**Key words :**separator, heat exchanger, temperature, pressure, gas.

---

## ملخص

يتلخص هذا العمل في دراسة عملية تحسين نزع الماء من الغاز الطبيعي على مستوى جهاز الفصل للحصول على أكبر كمية من الغاز المعالج,حيث تم تحسين شروط العمل ( الضغط والحرارة ),والتي من خلالها تم اختيار جهازين الجهاز الأول مبرد عن طريق الهواء والثاني مبادل حراري (مبرد), اللذان يكون ترتيبهما قبل جهاز الفصل لتبريد الغاز الطبيعي الداخل لها,هاذين الجهازين موافقين لأحسن شروط تحصلنا عليها,لكن جهاز مبرد عن طريق الهواء لا يمكن استخدامه للسبب التالي

-أنه لا يعمل عندما تتجاوز درجة الحرارة في الخارج عتبة معينة (حوالي 35 درجة

مئوية),والتي هي مشكلة في الصيف وبالتالي لا يحقق المطلوب .

لذلك نستخدم مبادل حراري حلا مناسباً.

**كلمات مفتاحية :** جهاز الفصل. مبادل حراري, درجة الحرارة, ضغط, غاز.

# Résumé

Ce travail est résumé dans l'étude de amélioration de élimination d'eau de le gaz naturel au niveau du ballon de séparation pour d'obtenir la plus grande quantité de condensats de gaz naturel, où nous avons amélioré les conditions de travail (pression, température), à partir de ce nous avons sélectionné deux appareils, le premier est l'aéroréfrigèrent et le deuxième est un échangeur de chaleur (refroidisseur), ceux qui sont classés avant ballon de séparation pour refroidir le gaz naturel qui est entré à elle, ces appareils sont adaptés pour de meilleures conditions obtenues, mais l'aéroréfrigèrent ne peuvent pas être utilisé pour la raison suivante:

Il Ne fonctionne pas lorsque la température dépasse un certain seuil à l'étranger (environ 35 degrés Celsius), qui est un problème en été et donc ne permet pas d'obtenir le désiré.

Donc nous utilisons l'échangeur de chaleur comme une solution appropriée.

**Mots clés :** séparateur, température, pression, échangeur de chaleur, gaz .

# Sommaire

**REMERCCIEMENTES**

**DEDICACE**

**RÉSUMÉ**

**LISTE DES FIGURES**

**LISTE DES TABLEUAX**

<b>INTRODUCTION.....</b>	<b>1</b>
<b>CHAPITRE.I.GÉNÉRALITÉS SUR LE PÉTROLE ET LEGAZ</b>	
<b>I.1. Introduction.....</b>	<b>2</b>
<b>I.2.Le pétrole brut .....</b>	<b>2</b>
<b>I.2.1. Composition du pétrole brut.....</b>	<b>2</b>
<b>I.2.2. Spécification du pétrole.....</b>	<b>4</b>
<b>I.2.3. Classification du pétrole.....</b>	<b>6</b>
<b>I.3. Gaz.....</b>	<b>6</b>
<b>I.3.1. Gaz naturel.....</b>	<b>6</b>
<b>I.3.2. Le gaz de pétrole liquéfié.....</b>	<b>7</b>
<b>I.4. Les condensât.....</b>	<b>12</b>
<b>CHAPITRE. II.PARTIE TECHNOLOGIQUE</b>	
<b>II.1.Aperçu sur le champ.....</b>	<b>14</b>
<b>II.1.1. Situation géographique.....</b>	<b>14</b>
<b>II.1.2. Historique du champ.....</b>	<b>15</b>
<b>II.2.Le centre de production huile (CPF).....</b>	<b>15</b>
<b>II.2.1. Unité de traitement.....</b>	<b>15</b>
<b>II.2.2. Unité d'optimisation.....</b>	<b>16</b>
<b>II.2.3. Les utilités.....</b>	<b>18</b>
<b>II.2.4. Stockage et expédition.....</b>	<b>20</b>
<b>II.3. Le centre de production gaz (TCF).....</b>	<b>20</b>
<b>II.3.1. Compresseur MP Booster.....</b>	<b>20</b>
<b>II.3.2. Unité de séchage au TEG.....</b>	<b>21</b>

II.3.3. Unité de compression – injection.....	22
II.3.4. Réseau FUEL Gaz.....	22
II.4. Les technologies avancées a REB.....	22
II.5. Description de la section de récupération du condensât.....	22

## CHPITRE.III.DESCRPTION DES ÉQUIPEMENTS FONDAMENTALES

III.1.Description du ballon de flash.....	25
III.1.1 Introduction.....	25
III.1.2.Définition d'un séparateur.....	25
III.1.3. Principes physiques de séparation.....	26
III.1.4.Les divers types de séparateurs.....	27
III.2.Description d'échangeur de chaleur.....	29
III.2.1.Généralités.....	29
III.2.2.Classification des échangeurs.....	30
III.3. Les aeroréfrigérants.....	32
III.3.1. Considérations générales.....	32
III.3.2.Construction.....	33
III.3.3.Différents types d' aeroréfrigérants.....	33
III.3.4.Pièces de construction.....	33
III.3.5 .Système de tirage d'air entre le ventilateur et le faisceau.....	35
III.3.6.Choix entre les aeroréfrigérants à tirage induit ou à tirage forcé.....	35

## CHAPITRE.IV.PARTIE PARATIQUE

IV.1. Description du simulateur HYSYS.....	38
IV. 1. 1. Définition.....	38
IV.1. 2. Conception générale du logiciel.....	38
Problématique.....	41
IV.2.Introduction.....	42
IV. 3. Calcule de flash.....	43
IV.3.1. Calcul des débits molaires de chaque constituant.....	43

IV.3.2. Calcul des débits molaire de chaque constituant dans la phase liquide et vapeur à la sortie du ballon.....	44
IV.3.3. Calcul de flash pour la nouvelle température.....	45
IV.3.4. Calcul de flash pour la nouvelle pression.....	47
IV.4. Calcul de flash avec l'installation de l'aéroréfrigérant et l'échangeur de chaleur.....	49
IV.4.1. Calcul avec l'installation de l'aéroréfrigérant.....	49
IV.4.2. Calcul avec l'installation de l'échangeur de chaleur.....	50
IV.5. Recommandation.....	51

## **CHAPITRE.V.PARTIE ECONOMIE**

V.1. L'investissement.....	53
V.2. Les Coûts.....	53
V.3. Amortissements.....	53
V.4. Les Critères De La Rentabilité.....	54
V.4.1. La Valeur Actuelle Nette (Van).....	54
V.4.2. Le Délai De Récupération.....	54
V.5. Calcul Économique.....	54
V.5.1. Les Dépenses.....	54
V.5.2. Le Gain.....	55
V.6. Calcul Des Critères De Rentabilité.....	55
V.6.1. Calcul Du Van.....	55
V.6.2. Calcul Du Dr (Durée De Récupération).....	56
V.7. Conclusion	56
<b>CONCLUSION.....</b>	<b>57</b>

### **ANNEXES**

### **BIBLIOGRAPHIE**



## Liste des figures :

<b>N°</b>	<b>Titre</b>	<b>Page</b>
I.1	<i>Composés Oxygénés</i>	3
I.2	<i>Forme générale de propane.</i>	8
I.3	<i>Forme générale de butane.</i>	8
II.1	<i>Situation géographique de REB.</i>	14
II.2	<i>Schéma explicite section de récupération le condensât.</i>	23
III.1	<i>Forme de séparateur</i>	25
III.2	<i>Séparateur vertical</i>	27
III.3	<i>Séparateur horizontal</i>	28
III.4	<i>Séparateur sphérique.</i>	29
IV.1.	<i>Schéma déterminer notre étude.</i>	42
IV.2	<i>Courbe: (Eau – T)</i>	46
IV.3	<i>Courbe: (Condensat – T)</i>	46
IV.4	<i>Courbe: (Eau– Pression)</i>	48
IV.5	<i>Courbe: (Condensat – Pression)</i>	48
IV.6	<i>Schéma d'installation d'aéroréfrigérant</i>	49
IV.7	<i>Schéma d'installation d'échangeur de chaleur</i>	50

## Liste des tableaux:

<b>N°</b>	<b>Titre</b>	<b>Page</b>
I.1	<i>Propriétés physiques important de butane et propane</i>	8
I.2	<i>Spécifications du butane et du propane</i>	9
IV.1	<i>Les différents modèles thermodynamiques</i>	40
IV.2	<i>Les débits molaires de chaque constituant</i>	43
IV.3	<i>Les débits molaire de chaque constituant dans la phase liquide et vapeur</i>	44
IV.4	<i>Les débits molaire de chaque constituant dans la phase liquide et vapeur à nouvelle température</i>	45
IV.5	<i>Les débits molaire de chaque constituant dans la phase liquide et vapeur à nouvelle pression</i>	47
V.1	<i>Les coûts d'installation d'un échangeur de chaleur</i>	54

## **Nomenclatures**

WTI : West texat inter

CPF : Centre de production facilities

TEG : Tri éthylène glycol

TCF : Centre turbocompresseur facilities

EDR : Electro-dialyse réversible

CCC : Controller compresseur cooperation

DCS : Distributed control system

DLC : Programmable logique contrôle

HP : Haute pression

MP : Moyenne pression

LP : Basse pression

MP<sub>1</sub> : Moyenne pression dans la section 1

MP<sub>2</sub> : Moyenne pression dans la section 2

Xi<sup>o</sup> : Fraction molaire

Yi<sup>o</sup> : Fraction massique

Li : Débit molaire de liquide

Vi : Débit molaire de vapeur

VAN : Valeur actuelle nette

GPL : Gaz de pétrole liquéfié

REB : Rhourde el baguel

A, B, C, D : Noms de quatre trains

## **Introduction**

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie de l'être humain. Les sciences et les progrès techniques ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tous les produits à vocation énergétique dont nous citons :

Le pétrole et le gaz naturel, qui sont les seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie.

Face au pétrole, son concurrent sur les marchés des combustibles, mais souvent son associé dans les gisements d'hydrocarbures et au cours de leur exploitation, le gaz est apparu comme une forme d'énergie difficile à mettre en œuvre, tout particulièrement en raison du poids des investissements et des coûts de transport jusqu'au consommateur.

L'intérêt croissant pour le gaz naturel vient du fait que celui-ci est choisi pour sa souplesse d'utilisation, sa propreté et en fin l'abondance relative des ressources.

Dans les années soixante, les découvertes de gaz et la multiplication des projets entraînent un véritable décollage de la production mondiale. Au bout de dix années de croissance, à la fois de la production et des réserves prouvées, le gaz naturel a quitté sa place de second rang.

Aujourd'hui, l'industrie gazière se repositionne et entame une nouvelle phase de croissance et fait émerger une « nouvelle économie » du gaz.

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

Pour mener à bien cette étude, on a structuré ce modeste mémoire en trois parties essentielles : partie théorique, partie pratique et partie économique.

Dans le chapitre I on a généralité sur le pétrole et le gaz. Dans le chapitre II on a partie technologique, dans cette partie on présenté du champ de rhourd el baguel, et dans le chapitre III on description des équipements fondamentales (ballon de flash, échangeur de chaleur, aérorefrigèrent).

Dans le chapitre IV on consacrée à la présentation des calculs de simulation et d'optimisations effectuées à l'aide de simulateur HYSYS à qui nous avons fait appels dans cette étude, ainsi que la discussion des résultats obtenus.

Dans le chapitre V on parle sur l'étude économique, pour choisir la meilleure condition de marche

Cette étude est achevée par une conclusion générale.

# Chapitre I

Généralités sur le pétrole et le gaz

# Chapitre I. Généralités sur le pétrole et le gaz

## I.1. Introduction

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie quotidienne, les sciences et le progrès technologique ont permis de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tous les produits à vocation énergétique, dont nous citons le pétrole et le gaz.

## I.2. Le pétrole brut

Le pétrole est un mélange de différents produits hydrocarbonés, utilisable dans les différentes branches de l'industrie et des moteurs à combustion.

La qualité d'un brut dépend largement de son origine, sa couleur, sa viscosité, sa teneur en soufre, son point d'écoulement et sa teneur en minéraux.

La structure de chaque raffinerie doit tenir compte de tous ces facteurs. En plus, une raffinerie doit être conçue pour traiter une gamme assez large de bruts. Bien que, il existe des raffineries conçues pour traiter uniquement un seul brut, mais ce sont des cas particuliers où la ressource estimée en brut est assez conséquente.

### I.2.1. Composition du pétrole brut

Les éléments essentiels composant le pétrole sont le carbone (83 à 87%) et l'hydrogène (11 à 14%) qui forment les divers groupements d'hydrocarbures.

Parmi les composants du pétrole, on compte également les composés oxygénés, le soufre et l'azote (au total jusqu'à 6 ou 7%), aussi on a pu constater la présence dans les cendres du pétrole du chlore, phosphate, silicium et des métaux tels que : K, Na, Ca, Fe, Ni..... etc.

Les hydrocarbures contenus dans le pétrole appartiennent aux trois groupements suivants :

- Les paraffines (alcanes) ;
- Les naphènes ;
- Les hydrocarbures aromatiques ;[2].

### A. Les hydrocarbures paraffiniques (Alcanes)

Ces hydrocarbures sont saturés ayant la formule générale  $C_nH_{2n+2}$ ; la teneur de ces hydrocarbures dans le pétrole brut est variable.

Si cette teneur est supérieure ou égale à 50%, on dit que le pétrole est paraffinique, on distingue :

- Les paraffines gazeuses : C1-C4
- Les paraffines liquides : C5-C16
- Les paraffines solides : C17+

### **B. Hydrocarbures naphténiques (Cyclanes)**

Ce sont des hydrocarbures cycliques saturés ayant la formule générale  $C_nH_{2n}$ . Ces hydrocarbures sont présentés dans le pétrole sous forme de dérivés du cyclohexane et cyclopentane, ils sont divisés en naphténiques monocycliques, bicycliques et polycycliques. Si leur teneur est environ 50% dans le pétrole, on dit qu'il est naphténiques [2].

### **C. Hydrocarbures aromatiques**

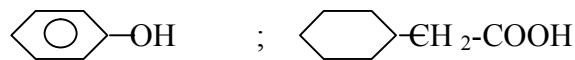
Ce sont des hydrocarbures cycliques non saturés de formule générale  $C_nH_{2n-6}$ , ces hydrocarbures sont présentés dans le pétrole sous forme de benzène, toluène, xylène et leurs dérivés. Si la teneur de ces hydrocarbures est d'environ 35% dans le pétrole, on dit qu'il est aromatique [2].

### **D. Hydrocarbures insaturés (oléfines)**

Le pétrole ne contient pratiquement pas d'hydrocarbures insaturés ; ils sont surtout produits par le traitement des produits pétroliers dans les procédés thermiques et thermo-catalytiques.

### **E. Composés oxygénés**

Ces composés sont représentés dans le pétrole sous forme de phénol et d'acides Naphténiques



**Fig.I.1** composés Oxygénés

Leur teneur dans le pétrole est faible (1 ÷ 2%) [3].

### **F. Composés azotés**

Ce sont des composés hétérocycliques contenant l'azote, leur teneur dans le pétrole est d'environ 2,5% [2].

## **G. Substances résineuses et Asphaltiques**

Ces substances sont présentées dans le pétrole sous forme d'un mélange très complexe de composés hétérocycliques à noyau contenant le soufre, l'azote, l'oxygène et les métaux, leurs teneurs varie entre (10 et 20%).

## **H. Substances minérales**

Le pétrole brut contient de l'eau dont la combinaison donne une émulsion qui peut être stable, il contient aussi des sédiments.

### **I.2.2. Spécification du pétrole**

#### **A. La densité (specific gravity)**

La connaissance de la densité a une importante valeur commerciale car la cotation des pétroles bruts dépend de cette propriété, souvent exprimé en degré API.

Dans une même région géographique, la densité du brut varie d'un gisement à un autre, même, on observe aussi des variations de densité d'un puits à un autre dans le même champ.

#### **B. Point d'écoulement**

Lorsque le pétrole brut est exposé au froid, on n'observe pas, comme pour un produit pur, un passage net de l'état liquide à l'état solide. Il apparaît d'abord une augmentation plus ou moins importante de la viscosité, si l'abaissement de la température est suffisant, le pétrole brut cesse d'être fluide et s'approche à l'état solide.

Le point d'écoulement des pétroles bruts est mesuré pour donner une indication approchée sur la pompabilité. En fait, l'agitation du fluide provoquée par le pompage, peut empêcher ou détruire la formation des cristaux de paraffines, conférant ainsi aux bruts une certaine fluidité au-dessous de la température d'écoulement mesurée.

Le point d'écoulement des pétroles bruts se situent généralement dans un intervalle compris entre :  $-60^{\circ}\text{C}$  et  $+30^{\circ}\text{C}$  [3].

#### **C. Viscosité**

La mesure de la viscosité des pétroles bruts à différentes températures est particulièrement importante pour le calcul des pertes de charge dans les pipelines ainsi pour la spécification des pompes et des échangeurs. La viscosité d'un brut paraffinique augmentera rapidement si la température baisse, par contre pour le brut naphténique ou mixte l'accroissement de la viscosité sera plus progressif.



#### **D. Tension de vapeur et point d'éclair**

La mesure de la tension de vapeur et du point d'éclair du pétrole brut permet d'estimer la teneur en hydrocarbure léger.

On admet généralement que le pétrole brut ayant une tension de vapeur supérieure à 0.2 bars à 37.8°C a un point d'éclair inférieur à 20°C [3].

#### **E. Teneur en soufre**

Le pétrole brut contient des hydrocarbures sulfurés, de l'hydrogène sulfuré dissous et parfois même du soufre en suspension.

D'une manière générale, la teneur total en soufre d'un brut est comprise entre 0.05 et 5 % en poids, le rapport qui s'accorde avec la teneur en soufre des débris organiques qui sont à l'origine du pétrole brut.

#### **F. Teneur en azote**

Le pétrole brut renferme des hydrocarbures azotés sous forme basique (quinoléine, iso-quinoléine, pyridine ) ou neutre (pyrrole, indole, carbazole ).

Ces composés peuvent être malodorants ou avec une odeur agréable.

Il se décompose sous l'action de la chaleur pour donner des bases organiques ou de l'ammoniac qui réduisent l'acidité des catalyseurs des unités de transformation.

#### **G. Teneur en eau, sédiments et sels**

Le pétrole brut contient, en très faibles quantités, de l'eau, des sédiments et des sels minéraux dont la majeure partie est dissoute dans l'eau, le reste se trouvant sous forme de cristaux très fins. Ces produits peuvent détériorer les équipements : corrosion, érosion, dépôts et bouchages.

Dans le brut l'eau se trouve en partie dissoute ou sous forme d'émulsion plus ou moins stable, cette stabilité est due à la présence d'asphaltènes ou de certains agents tensioactifs comme les mercaptans ou les acides naphthéniques.

Les sédiments sont des produits solides non solubles dans les hydrocarbures ou dans l'eau, peuvent être entraînés avec le brut. Ce sont de fines particules de sable, de boue de forage ou de débris de roche. La présence de tels produits dans le pétrole est extrêmement gênante puisqu'ils peuvent boucher les tuyauteries et détériorer la qualité des fuels.

La présence de sels minéraux dans le pétrole pose de sérieux problèmes lors du traitement, bien qu'ils soient relativement en faibles quantités, de l'ordre de quelques dizaines de PPM.

### **I.2.3. Classification du pétrole**

On distingue les différents types de pétrole selon leur densité, leur fluidité, leur teneur en soufre, selon leur provenance, selon la gravité API et leur teneur en différents classes d'hydrocarbures.

#### **A. Selon leur teneur en classes d'hydrocarbures**

Le pétrole est classifié suivant ses composants majoritaires, on distingue 3 catégories de bruts :

- Les bruts à prédominance paraffiniques ;
- Les bruts à prédominance naphténiques ;
- Les bruts à prédominance aromatiques ;

#### **B. Selon leur provenance**

On distingue les provenances tel que : Golf Persique, mer du Nord, Venezuela et Nigeria . Les bruts les plus connus sont l'Arabica light (brut de référence du Moyen Orient), le Brent (brut de référence européen) et le West Texas Inter médiate (WTI) (brut de référence américain)

#### **C. Selon leur gravité API**

L'échelle API rend compte de la densité et donc de la longueur des chaînes carbonées des composés. Plus les chaînes sont longues, plus le pétrole est lourd. On peut recommander :

- Le pétrole est léger (light) si le degré API est supérieur à 31.1 ;
- Le pétrole est moyen (médium) s'il est compris entre 22.3 et 31.1 ;
  - Le pétrole est lourd (heavy) s'il est compris entre 10 et 22.3 ;
  - Le pétrole est extra lourd (extra heavy) s'il est inférieur à 10 ; [3].

## **I.3. Gaz**

### **I.3.1. Gaz naturel**

Le gaz naturel est incolore, inodore, insipide, sans forme particulière et plus léger que l'air. Il se présente sous sa forme gazeuse au-dessus de  $-161^{\circ}\text{C}$ . Pour des raisons de sécurité, un parfum chimique, le mercaptan, qui lui donne une odeur d'œuf pourri, lui est souvent ajouté de sorte qu'une fuite de gaz puisse ainsi être détectée.

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légers comprenant du méthane, de l'éthane, du propane, des butanes et des pentanes. D'autres composés tels que le  $\text{CO}_2$ , l'hélium, le sulfure d'hydrogène et l'azote peuvent également y être trouvés.

La composition du gaz naturel n'est jamais la même. Cependant, on peut dire que son composant principal est le méthane (au moins 90%) Il possède une structure d'hydrocarbure simple, composé d'un atome de carbone et de quatre atomes d'hydrogène (CH<sub>4</sub>) Le méthane est extrêmement inflammable. Il brûle facilement et presque totalement et n'émet qu'une faible pollution.

Le gaz naturel n'est pas corrosif ni toxique, sa température de combustion est élevée et il possède un intervalle restreint d'inflammabilité, ce qui en fait un combustible fossile sûr comparé à d'autres sources d'énergie. En outre, en raison de sa densité de 0,60, inférieure à celle de l'air (1,00), le gaz naturel a tendance à s'élever, par conséquent, disparaître facilement du site où il trouve une fissure [4].

## **A. Utilisations**

Les applications domestiques récentes pour le gaz naturel ont trait à de nouveaux systèmes de chauffage et de refroidissement qui utilisent la technologie de la pompe à chaleur. Ce sont les systèmes de chauffage de l'eau et des espaces, de fours et de chaudières à ventilation directe et haut rendement, les grilles et les luminaires à gaz, les équipements de lavages et de séchages de taille industrielle, les fourneaux de type restaurant ainsi que les chaudières à gaz.

Le recours croissant au gaz naturel comme combustible préféré pour la production d'électricité est dû aux progrès technologiques réalisés entre autres dans le domaine des turbines à gaz à cycle combiné, qui représente la technologie la plus efficace basée sur des combustibles fossiles pour la production d'énergie et pour la production simultanée d'énergie et de chaleur (CHP ou Cogénération) ; Cette combinaison d'énergie et de chaleur augmente l'efficacité et favorise une utilisation plus raisonnée de l'énergie, permettent dans le même temps une réduction des coûts et la prise en compte de la question environnementale.

Le progrès technique explique également l'utilisation croissante du gaz naturel en ce qui concerne les piles à combustibles et les véhicules automobiles fonctionnant à gaz naturel.

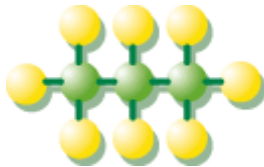
### **I.3.2. Le gaz de pétrole liquéfié**

Les GPL sont des mélanges d'hydrocarbures gazeux, composés essentiellement de butane et de propane. Ils sont produits à différents stades de l'activité des hydrocarbures, ils ont la propriété de passer à l'état liquide sous faible pression. Le stockage des GPL se fait à l'état liquide. C'est un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne le contrôle de l'environnement. Le butane et le propane, définis sous le terme général de Gaz

de Pétrole Liquéfiés, sont extraits soit du pétrole brut au cours des opérations de raffinage, soit du gaz naturel et des gaz associés dans les gisements de pétrole.

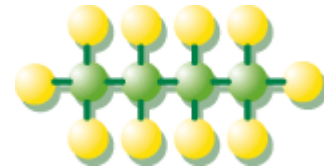
A titre indicatif, le raffinage de 100 t de pétrole brut fournit environ 4 t de Gaz de Pétrole Liquéfiés

**PROPANE C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>**



**Fig. I.2.** la forme générale de propane

**BUTANE C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>**



**Fig .I.3.** la forme générale de butane

### A. Quelques propriétés physiques importantes

**Tab.I.1.** propriétés physiques important de butane et propane

	<b>Point d'ébullition (°C)</b>	<b>Masse volumique du Liquide (kg/m<sup>3</sup>) à 15 °C</b>	<b>Masse volumique du Gaz (kg/m<sup>3</sup>) à 15°C</b>
Butane	-0.5	570 – 580	1.9 - 2.1
Propane	-42	500 – 510	1.4 -1.55

- 1 litre de butane liquide libère 239 litres de gaz (15 °C – 1bar) ;
- 1 litre de propane liquide libère 311 litres de gaz (15 °C – 1 bar) ;

Ces caractéristiques physiques confèrent à cette énergie un avantage certain du point de vue du stockage et du transport.(Tab.I.1) [5].

## B. Spécifications du butane et du propane

Tab.I.2. Spécifications du butane et du propane

SPECIFICATIONS	<b>BUTANE (commercial) (NF M40-001)</b>	<b>PROPANE (commercial) (NF M40-001)</b>
<b>DEFINITION</b>	Mélange d'hydrocarbures composés principalement de butanes et de butènes et contenant moins de 19 pour 100 en volume de propane et de propène.	Mélange d'hydrocarbures composés dans la proportion de 90 pour 100 environ de propane, propène et pour le surplus d'éthane, d'éthylène, de butanes et de butènes.
<b>ODEUR</b>	Caractéristique	Caractéristique
<b>MASSE VOLUMIQUE (NF M 41-008)</b>	Egale ou supérieure à 0,559 kg/l à 15°C, ce qui correspond à 0,513 kg/l à 50°C d'après les tables de correspondance ASTM.IP.	Egale ou supérieure à 0,502 kg/l à 15°C, ce qui correspond à 0,443 kg/l à 50°C d'après les tables de correspondance ASTM.IP.
<b>PRESSION DE VAPEUR RELATIVE (NF M 41-010)</b>	Inférieure ou égale à 6,9 bars à 50°C	Au moins égale à 8,3 bars à 37,8°C garantissant un minimum de 11,5 bars à 50°C et au plus égale à 14,4 bars à 37,8°C garantissant un maximum de 19,3 bars à 50°C <sup>(2)</sup>
<b>TENEUR EN SOUFRE (NF M 41-009)</b>	-	Inférieure ou égale à 0,005% en masse.
<b>COMPOSES SULFURES (NF M 41-006)</b>	Absence de réaction à l'essai au plombite de sodium dit "Doctor test spécial".	-

<b>CORROSION LAME DE CUIVRE 1 heure à 37,8°C (NF M 41-0076)</b>	1 bar au maximum.	
<b>TENEUR EN EAU</b>	Absence d'eau séparable par décantation.	Non décelable à l'essai au bromure de cobalt (NF M 41-004)
<b>EVAPORATION (NF M 41-012)</b>	Point final d'ébullition inférieure ou égale à 1°C par la méthode dite du "point à 95 pour 100".	Point final d'ébullition inférieure ou égale à moins 15°C par la méthode dite du "point à 95 pour 100".

### C. Caractéristiques générales des GPL

- **Odeur**

Les GPL sont inodores à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fins de commercialisation.

- **Tension de vapeur**

Les GPL ont une tension de vapeur à 20°C égale à 2 bars pour le butane et 8 bars pour le propane.

- **Dilatation**

A l'état liquide, ils ont 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, les GPL sont plus lourds que l'air. La densité du propane commercialisé est une fois et demie plus lourd et le butane commercialisé en phase vapeur est deux fois plus lourd que l'air. De petites quantités de GPL vapeur dans l'air peuvent former un mélange inflammable. 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  $-42^{\circ}\text{C}$ .
- La température d'ébullition de butane est de  $-0,5^{\circ}\text{C}$ .

- **Pouvoir calorifique**

C'est la propriété la plus intéressante étant donnée que les GPL sont traditionnellement utilisés pour les besoins domestiques :

- Butane = 29460 (i-C<sub>4</sub>); 29622 (n-C<sub>4</sub>)
- Propane = 22506

- **Impuretés**

Les plus importantes sont le soufre. Dans le GPL, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0.005% en masse [5].

## **D. Domaines d'utilisation des GPL**

### **D.1. En pétrochimie**

Essentiellement utilisés comme combustible dans les secteurs résidentiels et commerciaux, 1,8% des GPL sont cependant consommés comme charge pétrochimique. 10% de l'éthylène, produit phare de la pétrochimie est produit mondialement à partir du propane.

La demande globale pétrochimique des GPL enregistre un taux de croissance de 10%.

L'utilisation du butane est essentiellement liée à la fabrication du MTBE utiliser comme booster d'octane des essences en substitution au plomb. En Algérie, cette activité présente le double avantage de permettre la production de produits nécessaires à la consommation interne ainsi qu'à l'exportation des produits intermédiaires. Etant donné que la capacité de séparation des GPL était de 9 MT en 2001, il subsisterait une quantité des GPL qui pourra être valorisé comme charge pétrochimique [5].

### **D.2. Carburant, GPL / C**

Le GPL/C, dont la composante diffère d'une région à une autre, est un carburant qui est utilisé dans de nombreux pays dans le monde, essentiellement en Amérique, en Europe et dans le sud asiatique. La consommation du GPL comme carburant s'élevait à près de 10 MT en 1993. Un pourcentage de 7à8% du GPL consommé mondialement est sous

forme de carburant. L'expérience internationale dans l'utilisation du GPL comme carburant permet d'affirmer que le GPL est aujourd'hui un carburant éprouvé et largement utilisé. Les atouts de ce carburant lui confèrent les caractéristiques d'un carburant propre, moins polluant que l'essence.

Ce carburant a beaucoup d'avantages pour l'environnement, il a une capacité de se mélanger à l'air meilleur que celle de l'essence, il y a absence de plomb, ainsi qu'une diminution des résidus de CO<sub>2</sub> et de CO [5].

#### **I.4. Les condensât**

Il est important de faire une distinction entre le pétrole brut et les hydrocarbures liquides. Les hydrocarbures liquides comprennent bien entendu le pétrole brut mais également les liquides de gaz naturel et les condensâts.

Les liquides de gaz naturel et condensâts sont constitués de molécule qui existent à l'état gazeux dans un gisement de gaz naturel, mais qui se condensent par détente et refroidissement lors de production de gaz naturel. On récupère ainsi des quantités importantes de propane et de butane (gaz de pétrole liquéfié) mais également de produits constitués de molécules comportant de cinq à dix ou quinze atomes de carbone : Les condensât proprement dites. On distingue les condensâts légers (de C<sub>5</sub> à C<sub>10</sub> environ) très proche du naphta et les condensâts lourds (de C<sub>5</sub> à C<sub>15</sub> environ) qui peuvent donner du naphta et des distillats (kérosène et gazole).

La distinction entre les liquides de gaz et de condensâts varie d'un spécialiste à l'autre. Il peut cependant paraître logique d'appelle condensâts, les flux constitués de molécule C<sub>5</sub><sup>+</sup>, alors que les liquides de gaz naturel comprennent également les gaz de pétrole liquéfié.

La distinction entre condensâts et brut léger n'est pas non plus toujours aisée. A titre d'ordre de grandeurs un condensât à une densité inférieure à environ 0.8 [6].



# *Chapitre II*

**Partie technologique**

# Chapitre II. Partie technologique

## II.1. Aperçu sur le champ

### II.1.1. Situation géographique

Le champ de RHOURE EL BAGUEL est situé à presque 90 Km au Sud-est de HASSI MESSAOUD sur la route d'EL BORMA. Il s'étend du Sud-ouest au Nord-est sur une longueur de 11.2 Km et une largeur de 7 Km, (fig.II.1)

Il est défini par les coordonnées géographiques suivantes :

- $X = 6^{\circ} 54' 00''$  à  $7^{\circ} 01' 00''$  (longitude Est)
- $Y = 31^{\circ} 20' 00''$  à  $31^{\circ} 28' 00''$  (latitude Nord)
- Altitude moyenne : 150 m.
- Superficie :  $164.05 \text{ Km}^2$

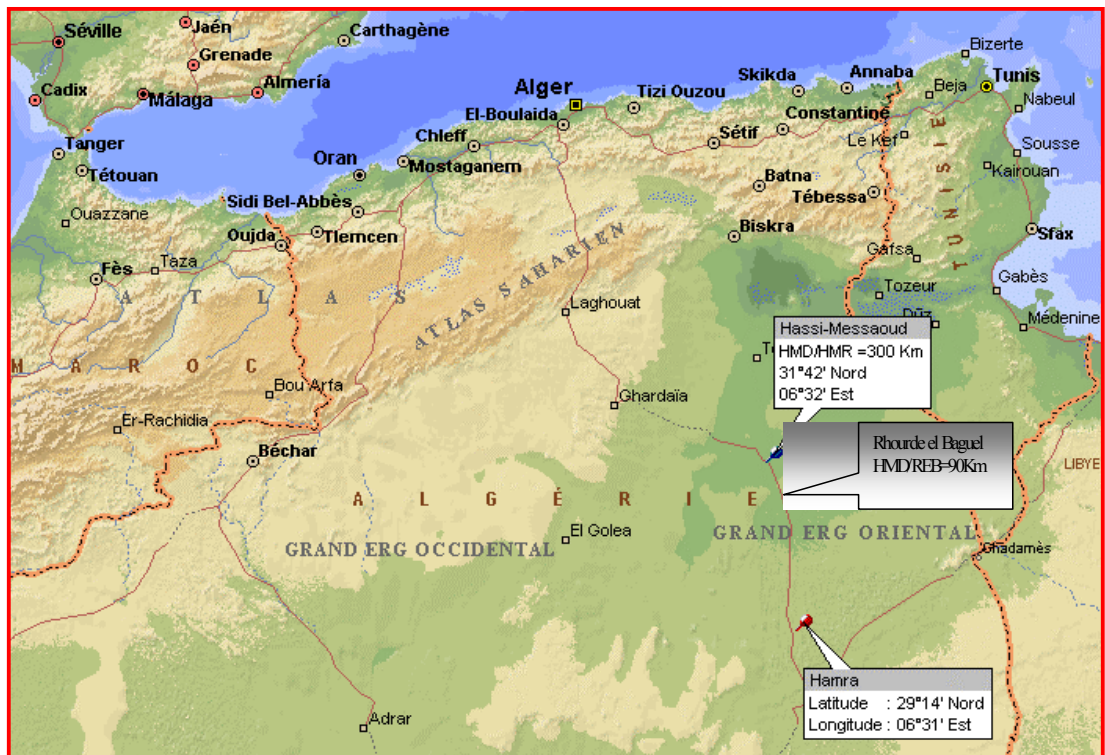


Fig.II.1: Situation géographique de REB

## **II.1.2. Historique du champ**

Le champ de RHOURE EL BAGUEL est passé par différents événements historiques dont nous citons les importantes dates clés :

1962: Le gisement de REB est découvert par la compagnie SINCLAIR OIL.

1969: fusion de SINCLAIR OIL avec ATLANTIC RICHFIELD.

1996: ARCO et SONATRACH signent un contrat de partage de production.

1999: Achèvement de la première phase du projet de récupération assistée

2000: BP remplace ARCO dans le projet de développement de REB [7].

Le projet de récupération assistée du pétrole brut du gisement de RHOURE EL BAGUEL a pour but d'augmenter la récupération du brut en maximum en injectant du gaz dans les puits injecteurs dont l'unité de production comprend deux phases :

- Centre de production huile (Phase A) ou CPF (Centre de Production Facilité) qui contient une unité de traitement, l'optimisation et les utilités ;
- Centre de production gaz (Phase B) ou TCF (Turbo Compresseur Facilité) qui assure la compression du gaz miscible à une haute pression ;

## **II.2. Le centre de production facilité (CPF)**

### **II.2.1. Unité de traitement**

#### **A. Section de séparation**

Consiste à traiter les effluents HP (haute pression), MP (moyenne pression) et LP (basse pression) provenant des puits HP, MP et LP respectivement à travers les manifolds dans le but d'une séparation du pétrole en trois éléments suivant leurs densités le gaz, le brut et l'eau.

On distingue:

Les séparateurs HP sont entamés pour tenir la charge des manifolds HP à une pression de 30 bars et une température de 46°C pour garantir la séparation du brut et gaz, l'écoulement gaz de ces séparateurs est envoyé vers TCF pour être déshydraté au TEG, comprimé à une pression de 167 bars et par la suite injecté aux puits tandis que l'huile s'écoule directement vers les séparateurs MP<sub>1</sub>.

Les séparateurs MP sont composés de deux batteries :

Les séparateurs MP<sub>1</sub> sont alimentés par la charge provenant des manifolds MP et aussi par le brut soutiré des séparateurs HP pour être séparé de nouveau.

Ils fonctionnent actuellement à une pression 15 bars et température de l'ordre de 42<sup>0</sup>C.

Le débit gazeux des séparateurs MP<sub>1</sub> a deux chemins, une partie vers (TCF) au ballon pour alimenter le compresseur MP Booster et l'autre partie s'achemine vers le ballon d'aspiration du compresseur 2<sup>eme</sup> étage.

Les séparateurs MP<sub>2</sub> reçoivent le brut des séparateurs MP<sub>1</sub> puis il est envoyé vers le séparateur LP.

La pression de service est de 12 bars, les liquides de cette batterie seront envoyés vers la nouvelle colonne de stabilisation, actuellement elle est indisponible et le brut se dirige vers séparateur LP.

Le séparateur LP reçoit le brut du manifold LP, l'huile sortant du le séparateur LP s'écoule vers le ballon et sera orientée par la suite vers la colonne de stabilisation basse pression LP

Les deux gaz MP<sub>2</sub> et LP se rencontrent dans le ballon pour alimenter le ballon d'aspiration du compresseur 1<sup>er</sup> étage.

Remarque: les eaux sortant des séparateurs HP, MP, LP sont envoyés vers unité API/CPI

## **B. Unité API/CPI**

Ce sont des bassins en béton armé muni des plaques ondulées pour récupérer le brut contenu dans l'eau.

La récupération du brut résiduel par décantation de l'eau albienne et cambrienne provenant des séparateurs HP, MP et LP en passant par les ballons de dégazage albien et cambrien, les vapeurs inflammables de ces dégazeurs sont directement évacués vers la torche.

L'eau huileuse des ballons de dégazage rejoint le réservoir dans lequel le pétrole et l'eau se séparent. Le brut récupéré est envoyé au stabilisateur de brut ou vers les bacs de stockage, tandis que l'eau salée est envoyée vers bourbier.

### **II.2.2. Unité d'optimisation**

L'unité d'optimisation a pour but d'ajuster la tension de vapeur du brut, récupérer le condensât contenus dans le gaz associé, stabiliser et produire le propane pour l'utiliser comme carburant pour l'alimentation des turbines a gaz et les fours, actuellement ce dernier est isolé ; l'unité est constituée par trois sections essentielles :

## **A. Section stabilisation basse pression**

Le brut sortant du ballon est refoulé par la pompe à 7 bars vers la colonne de stabilisation, cette dernière contient 18 plateaux et fonctionne sous une basse pression (2-3) bars pour assurer la séparation gaz-brut afin de modéliser (diminuer) la tension de vapeur TVR du brut.

Le rebouillage de la charge à une température de 132 °C est assuré par deux rebouilleurs, le brut circule côté calandre et l'huile chaude côté faisceau (tube)

Le brut ainsi stabilisé, après avoir été refroidi dans l'aéroréfrigérant à 40°C sera envoyé vers le séparateur 3<sup>ème</sup> étage pour le dégazer ainsi l'huile s'écoulera par gravité vers le bac de stockage.

Le débit gazeux sortant de la tête de la colonne, le gaz provenant des séparateurs LP, MP<sub>2</sub> et alimentent le ballon. La partie gazeuse est envoyée vers le ballon d'aspiration (Eliot 1<sup>er</sup> étage) tandis que les condensats seront recyclés vers le ballon d'aspiration.

Le gaz du ballon d'aspiration est aspiré à une pression de 1.6 Bars et comprimé par l'intermédiaire d'un compresseur 1<sup>er</sup> étage à une pression de 14 bars puis refoulé vers le ballon puis envoyé vers le ballon d'aspiration (Eliot 2<sup>ème</sup> étage).

## **B. Section stabilisation haute pression**

Le brut sortant des séparateurs MP<sub>2</sub> est pompé à une pression de 15 bars par les pompes, chauffé dans les échangeurs pour alimenter la colonne de stabilisation HP qui comprend 20 plateaux et assure la même fonction que la colonne de stabilisation mais la stabilisation se fait à une pression plus grande que celle de la colonne LP (P=15bars)

La circulation du rebouillage se fait par les pompes en échangeant la chaleur dans les échangeurs de chaleur avec l'huile chaude provenant du four.

Le gaz sortant de la colonne et le gaz de refoulement de 1<sup>er</sup> étages se rencontrent pour alimenter le ballon d'aspiration du compresseur 2<sup>ème</sup> étage puis il sera refroidi dans l'aéroréfrigérant puis recueilli dans le ballon de flash horizontal pour extraire les condensats qui sont envoyés vers autre ballon; Le gaz sortant du ballon de flash est dirigé vers l'unité de séchage, après avoir été déshydraté dans l'unité déshydratation au TEG, il alimente les compresseurs.

Le brut stabilisé est refroidi dans l'aéroréfrigérant, envoyé vers le ballon HP pour le dégazer puis s'achemine vers les bacs de stockages.

Actuellement la stabilisation HP est à l'arrêt ; les condensats récupérés dans le ballon de flash seront stabilisés dans la colonne de stabilisation MP ; Le condensat optimisé est dirigé vers la colonne de stabilisation LP; le gaz obtenu est recyclé vers le ballon d'aspiration du 2<sup>ème</sup> étage. autre ballon [8].

### **C. Unité déshydratation au TEG**

Le gaz provenant du ballon horizontal est dirigé vers le séparateur pour éliminer les condensats puis alimente le contacteur où se fait l'absorption à contre courant entre l'effluent ascendant et le TEG descendant. L'absorption se fait à une température avoisinante de 40°C.

Le TEG humide sortant du fond du contacteur est dirigé vers la régénération tandis que le gaz de tête du contacteur alimente le ballon séparateur à cyclone où il s'effectue la récupération des traces du TEG entraînée dans le gaz.

Le gaz de tête est envoyé vers les compresseurs VEGI tandis que le TEG récupéré au fond est acheminé vers la section de régénération TEG.

La section de régénération TEG est constituée d'un rebouilleur, ballon tampon et une colonne de distillation où se fait le stripping du TEG pour éliminer les traces d'humidité par le fuel gaz chaude ; La température de rebouillage est maintenue à 196 °C et les vapeurs d'eau de la tête de la colonne sont condensées dans l'aéroréfrigérant à une température 39°C puis recueillies dans le ballon V2509 pour être pompés vers API/CPI.

Le TEG récupéré au fond du ballon tampon est refroidi dans les échangeurs de chaleurs ensuite récupéré dans le ballon tampon pour être pompé par des pompes MP vers le contacteur TEG [8].

## **II.2.3. Les utilités**

### **A. Section Air instrument et Azote**

Le système air instrument est conçu pour produire continuellement de l'air sec après séchage à travers des sécheurs à tamis moléculaire.

Le traitement se fait par l'aspiration de l'air atmosphérique, en éliminant les impuretés qui s'y trouvent afin de fournir l'air de service et l'air instrument, trois compresseurs AIRDYNE ont été prévus à cet effet, l'air aspiré passe à travers des filtres aux tamis moléculaires qui assurent l'élimination des impuretés, par la suite son passage à travers des sécheurs d'air où il est dépourvu de l'humidité pour être utilisé comme air instrument pour l'unité CPF et TCF.

D'autre part, une partie d'air traité est acheminée vers l'unité azote, pour être dépourvue de l'oxygène; L'azote produit est utilisé pour l'inertage. La pression d'air dans le réseau est maintenue à 7.6 bars.

## **B. Unité de génération électrique**

La génération d'électricité se fait au moyen des turbo-générateurs qui opèrent:

- Fuel gaz combustible provenant du ZINA ;
- Le gaz du MP compresseur (CPF) ;
- Le gaz du MP Booster: C'est le gaz des séparateurs du CPF qui alimente le compresseur MP, supposé être séché dans les unités de TEG ;

Les turbo-générateurs assurent l'alimentation électrique des différents équipements: moteurs Aéroréfrigérant, compresseurs d'air, pompes, éclairage, EDR et la base de vie. La puissance d'un turbo-générateurs est de 11 MW.

## **C. Unité de traitement des eaux**

Le système électrodialyse inverse a été spécialement conçu pour le projet de récupération assisté du pétrole de SONARCO, il s'agit d'un système spécialisé permettant de produire de l'eau déminéralisée au moyen d'un procédé d'électrodialyse par inversion de la polarité.

Le système sert à éliminer efficacement les matières minérales dissoutes dans l'eau d'alimentation, en utilisant un champ électrique (C.C) pour produire une migration d'ions des matières dissoutes à travers une pile de membranes de transfert de cations ( $\text{Na}^+$ ,  $\text{Ca}^{++}$ ,  $\text{Mg}^{++}$ ,  $\text{K}^+$ ) et d'anions ( $\text{Cl}^-$ ,  $\text{HCO}^-$ ,  $\text{SO}_4^{-2}$ ,  $\text{NO}^-$ )

Cette unité comprend une série des filtres multimédias, deux filtres à cartouches, un réservoir de stockage de l'eau déminéralisée, plusieurs pompes auxiliaires et des réservoirs journaliers. L'eau d'alimentation pénètre dans l'unité à partir du puits d'eau albiens ensuite, il se dirige vers une série de trois filtres multimédias qui servent à éliminer les matières solides en suspension puis il sera filtré encore dans deux filtres à cartouches.

L'eau s'écoule vers le système EDR d'où il reçoit des courants parallèles d'eau d'alimentation et d'effluent recyclé, et produit des courants parallèles d'eau déminéralisée et d'effluents salins. L'eau déminéralisée s'écoule vers le réservoir de stockage dans lequel elle est stockée pour être distribuée. La conductivité requise de l'eau à traiter doit être inférieure à 800 U S/cm, un PH entre 6-8 est requis.

## **D. Bac d'incendie**

Le bac d'incendie est alimenté à partir de l'unité EDR en eau traitée, il peut être alimenté aussi directement à partir du puits Méo-Pliocène ou de l'Albien pour un besoin urgent en eau si l'EDR fait défaut.

Cette eau est bien sûre brut, elle ne peut être utilisée qu'en cas d'une extrême urgence.

L'objectif primordial de l'EDR est de fournir une eau traitée en grande quantité à l'ensemble des installations de CPF et TCF surtout pour le réseau d'eau d'incendie afin de palier à n'importe qu'elle urgence en matière de sécurité.

Le bac T3201 alimente aussi le réseau d'eau de service utilisée pour les besoins de nettoyage des installations ainsi que les salles de contrôle CPF et TCF

### **II.2.4. Stockage et expédition**

Pour assurer le stockage du brut, le champ de REB dispose trois Bacs à toit flottant d'une capacité de 20 000 m<sup>3</sup> chacun.

Après sa stabilisation dans l'unité d'optimisation le brut est dirigé d'abord vers le ballon surélevé puis vers les bacs de stockage où il est stocké à la pression atmosphérique et laissée en décantation pour un certain temps afin de purger l'eau libre vers API/CPI.

L'expédition de brut se fait vers MESDAR transport ou vers HEH à l'aide des pompes d'expédition, la TVR d'expédition est 0.880.

## **II.3. Le centre de production gaz (TCF)**

Le rôle de cette unité est de réinjecter du gaz miscible dans les puits injecteurs. Elle comprend les installations suivantes :

### **II.3.1. Compresseur MP Booster**

Le but de ce compresseur est d'augmenter la pression du gaz provenant des séparateurs MP<sub>1</sub> du CPF de 17 bars ( $p_{ref}=33$  bars) qui représente la pression d'aspiration du premier étage des trains de compression.

Le gaz refoulé par le MP Booster passe par l'unité de déshydratation au TEG avant qu'il n'arrive aux trains de compression HP A/ B/ C

Ce Booster aspire le gaz avec un débit de 280 000 Sm<sup>3</sup>/jour et tourne avec une vitesse de 6720 tours/min [7].



### **II.3.2. Unité de séchage au TEG**

Le gaz contient de l'eau à l'état vapeur, cette eau peut se condenser dans les lignes d'injection des puits et les différentes conduites, le gaz contient aussi du CO<sub>2</sub> ; Ce dernier à haute pression et en présence d'eau liquide forme de l'acide carbonique qui attaque le métal.

Pour éviter ces problèmes, le gaz doit être sec avant qu'il soit acheminé vers les puits producteurs et injecteurs, une station de déshydratation de quatre trains au TEG est prévue pour éliminer l'eau.

L'unité de déshydratation se compose de deux sections.

#### **A. Section de déshydratation**

Cette section contient trois équipements principaux :

- Ballon d'entrée ;
- Contacteur ;
- Ballon de sortie ;

Le ballon d'entrée permet d'éliminer tous les liquides présents dans le gaz humide à déshydrater.

Le contacteur est un ballon vertical composé de plateaux à calottes. Ces plateaux sont conçus pour permettre un contact intime entre le gaz et le glycol.

Le ballon de sortie est conçu pour retenir le TEG sous la forme de mousse ou liquide afin d'extraire du gaz sec quittant le contacteur. Le TEG récupéré est admis vers la section de régénération.

#### **B. Section de régénération**

Elle est composée de :

- Ballon de flash qui sert à éliminer les hydrocarbures que le TEG a pu absorber pendant le contacte ;
- Deux filtres (cartouche et charbon) servent à filtrer le glycol des hydrocarbures une deuxième fois ;
- Deux échangeurs de chaleur servent à refroidir le glycol provenant du rebouilleur ;
- Un rebouilleur de glycol qui sert à bouillir le glycol à une température de 180<sup>0</sup> C afin de vaporiser l'eau ;
- Un réservoir tampon de glycol MV 1403-A3 ;
- Deux pompes à piston et un ballon de torche V2508 ;

### **II.3.3. Unité de compression - injection**

Elle est constituée de quatre trains de compression identiques (A, B, C, D) chaque train est composé d'un compresseur centrifuge tri-étages entraîné par une turbine à gaz à deux arbres et douze chambres de combustion.

Les trains reçoivent le gaz parfaitement sec provenant de la déshydratation au glycol et de la station ZINA à une pression de 30 bars, s'acheminent vers la phase de compression en redondance à travers les trois étages de compression de chaque train. Après chaque compression, le gaz subit un refroidissement par les aéroréfrigérant.

Le gaz obtenu sera acheminé vers les puits injecteurs à une pression 300 bars environ actuellement, elle a 167 bars.

### **II.3.4. Réseau fuel gaz**

Le fuel est le gaz utilisé comme gaz de démarrage des turbines et combustible nécessaire pour alimenter les fours, et les turbines à gaz...etc [8].

## **II.4. Les technologies avancées a REB**

Dans cette zone, les appareils et les machines sont contrôlés par des systèmes technologiques très avancés:

- Systèmes de contrôle à microprocesseurs de l'anti-pompage des compresseurs centrifuges de marque CCC (Controller Compressor Corporation) ;
- Système de mesure de débits ultrasons ;
- Système d'étanchéité des compresseurs centrifuges à garniture sèche Turbines frame 5 de type D et C ;
- DCS (distributed control system) baser sur le système opératoire Windows NT ; C'est un système de visualisation et de commande de l'ensemble des ballons, vannes, pompes...etc.
- PLC (programmable logique contrôle) Automate programmable remplaçant les systèmes pneumatiques et les armoires à relais (EDR, Fours, Unité de production d'air....) ;

## **II.5. Description de la section de récupération du condensât**

Au refoulement du 2<sup>ème</sup> étage de compression, une Batterie d'aéroréfrigérants commence la condensation des effluents. Une baisse de température ( $\Delta t=101^{\circ}\text{C}$ ) du gaz traité favorise un apport frigorifique, plus ou moins grand, fourni par ces aéroréfrigérants.

La phase mixte obtenue est alors recueillie dans le ballon de séparation du gaz traité dans le quel la séparation gaz, condensât et eau s'opère à une pression de 43 bars et une température de 42 °C

Le gaz de tête est envoyé vers le ballon tampon qui sert en premier lieu, un ballon d'aspiration du contacteur et en deuxième lieu, un récupérateur de condensât entraînée.

Le gaz issu du ballon est séché dans un contacteur par contact à contre courant du gaz ascendant et le TEG descendant pour être débarrasser de l'eau résiduelle qu'il contient.

Le gaz sec est envoyé vers le centre TCF pour la réinjections.

Le condensât soutiré du ballon de séparation est, après une condensation partielle par détente dans la vanne, envoyé en tête du stripeur de condensât.

En milieu de colonne, un soutirage de propane gazeux est évacué vers le réseau fuel gaz (gaz combustible), le liquide de fond de tour qui est alors débarrassé des fractions légères est recyclé vers la tour de stripping de liquide pour grossir la production de brut stabilisé.

Le gaz de tête est recyclé vers l'aspiration du compresseur 2<sup>ème</sup> étages [7].

Le schéma ci-dessus description de la section de récupération du condensât :

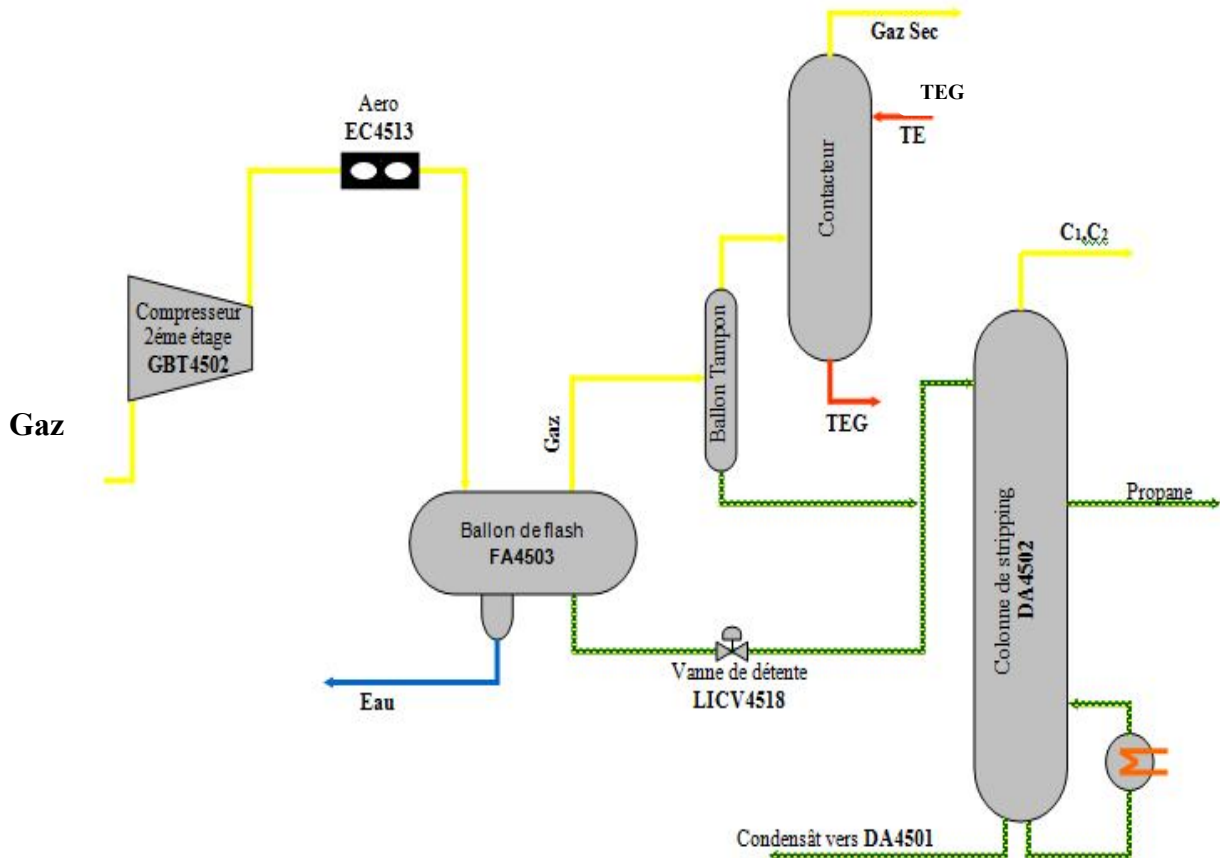


Fig .II.2.Schéma description section de récupération le condensât.

# Chapitre III

**description des équipements fondamentales**

# Chapitre III. Description des équipements fondamentaux

## III.1. Description du ballon de flash

### III.1.1 Introduction

Le traitement du pétrole et gaz consiste à séparer partiellement certains constituants présents tels que l'eau, les gaz légers, les acides et les hydrocarbures lourds pour amener ce dernier à des spécifications de transport et commercialisation. Elle est en fonction de :

- Densité ;
- Viscosité ;
- Tension de vapeur ;

Par ailleurs, dans les installations de traitement, il est indispensable de protéger certains équipements contre les fluides par exemple :

- Les gaz contenant des particules liquide ou solide risquent d'endommager les compresseurs centrifuges ;
- Les pompes centrifuges qui risquent de cavité s'il y a présence de poches de gaz dans le liquide pompé ;

### III.1.2. Définition d'un séparateur

Un séparateur est un réservoir qui fonctionne à une pression constante grâce à un système de vannes à ouverture réglable sur les sorties huile et gaz. (Fig.III.1)

Par un système de grillages et de chicanes convenablement disposés à l'intérieur, l'écoulement du mélange est retardé de façon à éviter l'entraînement de gouttelettes liquide dans le gaz et de bulles de gaz dans l'huile.

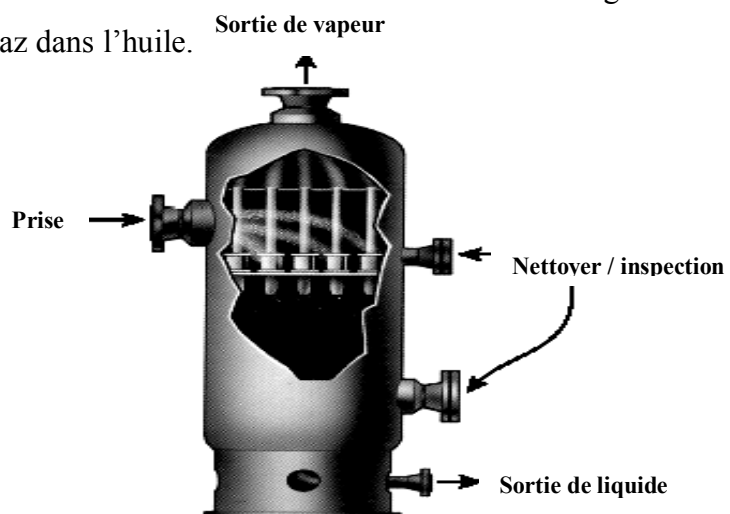


Fig.III.1. Forme de séparateur

On ne peut utiliser en série qu'un seul séparateur ; cependant, on dispose généralement d'une batterie de séparateurs montés en série chacun étant réglé à une pression bien déterminée, comprise entre la pression de bulle et la pression de stockage.

Le but recherché est alors de se rapprocher de la séparation différentielle ; si en effet on avait une infinité de séparateurs fonctionnant en série, leurs pressions respectives variant de façon continue depuis la pression de bulle jusqu'à la pression atmosphérique, on aurait exactement la vaporisation différentielle. On sait que la masse de gaz libéré est minimale est donc la récupération est maximale. Dans la pratique, on se rapprocha rapidement de ce résultat avec un nombre limité d'étapes de séparation.

Le dégazage est dû uniquement à des variations de pression et de température. Théoriquement, le rôle d'un séparateur se limite à retirer le gaz de l'huile déjà vaporisée dans le tubing et le réseau de collecte dans le cas du premier étage, dans les vannes de contrôle de sortie d'huile pour les étages suivants, et à éliminer les gouttelettes d'huile qui pourraient être entraînées par le gaz.

Pratiquement, le séparateur a une influence sur la quantité du dégazage provenant car ce dégazage n'est pas instantané. En effet le temps de rétention de l'huile importe beaucoup, il permet à l'équilibre liquide-gaz de se rapprocher des conditions théoriques. Il importe d'avoir le plus grand temps de rétention (le temps de séjour 1min).

Ces séparateurs comportent cinq parties fonctionnelles :

1. Section de séparation initiale.
2. Section de séparation secondaire.
3. Section de sédimentation.
4. Section d'extraction.
5. Section de collecte.

### **III.1.3. Principes physiques de séparation**

Les fluides ainsi que les corps solides en mouvement possèdent une énergie cinétique, pour pouvoir séparer deux fluides non miscibles de densités différentes ou un fluide d'un solide, on peut agir sur l'énergie cinétique en l'annulant, favorisant l'effet d'inertie qui diffèrent selon la densité de chaque composant.

Par ailleurs, les turbulences créent par le régime d'écoulement empêchent la ségrégation entre les différentes phases composant le mélange en mouvement ; D'où possibilité de faire baisser l'effet d'entraînement en se rapprochant du régime d'écoulement laminaire.

### III.1.4. Les divers types de séparateurs

#### III.1.4.1. Séparateur vertical

Ces séparateurs sont constitués par un cylindre vertical terminé par des fonds bouchés. Les deux phases à séparer entrent tangentiellement et rencontrent un déflexeur ; une première séparation est ainsi réalisée par gravité, centrifugation et de collision.

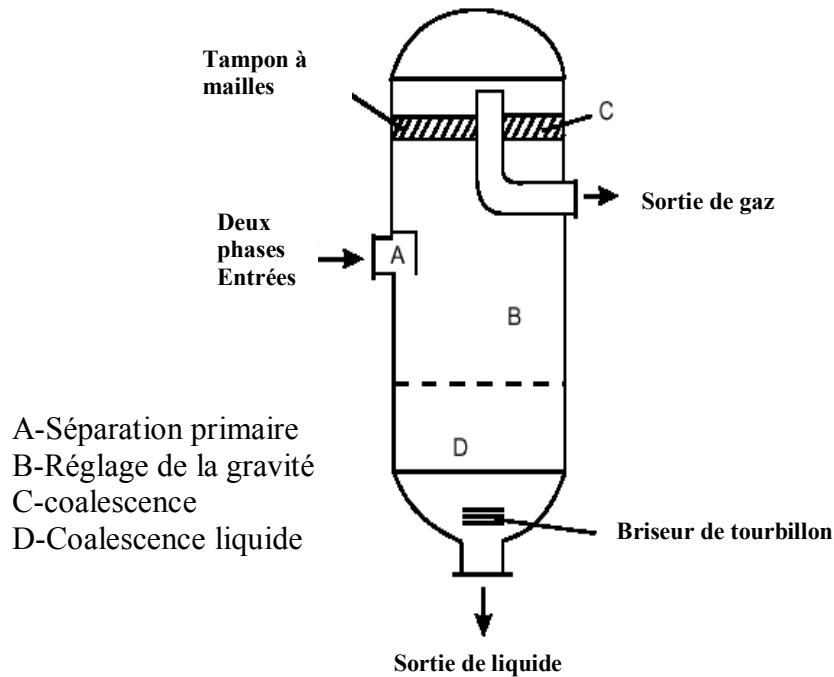


Fig III.2. Séparateur vertical

Les gouttes de liquide tombent par gravité dans la zone de collecte liquide qui est séparée de la phase gazeuse par un écran conique, afin d'obtenir une interface suffisamment peu perturbée, un niveau liquide stable et un rélargie efficace du gaz dissous. Les gouttes entraînées par le gaz sont éliminées dans la supérieure au moyen de chicanes qui induisent un mouvement centrifuge et d'un dévésiculateur qui permet d'arrêter et de coalescer les gouttes les plus petites.

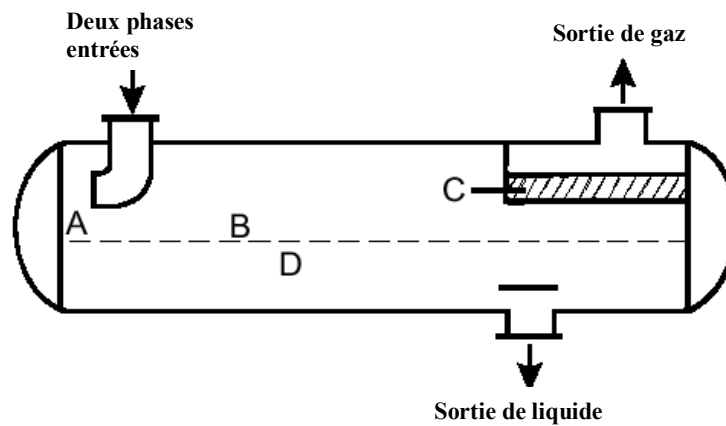
Les séparateurs verticaux sont le plus souvent utilisés pour des valeurs faibles ou bien moyennes de GOR et lorsque les arrivées de bouchons liquides peuvent se produire. Ce type de séparateur peut admettre certaines fluctuations du niveau de liquide, limite la tendance à la vaporisation du liquide dans la phase gazeuse et occupe une surface réduite au sol. Par contre, il est relativement coûteux à fabriquer.

A capacité égale, il est plus volumineux qu'un séparateur horizontal.

### III.1.4.2. Séparateur horizontal

C'est un récipient cylindrique horizontal contenant différents éléments pour réaliser la séparation. (Fig.III.3)

Le mélange des phases passe également à l'entrée du séparateur par un déflecteur, les gouttes étant ensuite séparées par gravité et par collision sur les plaques internes.



**Fig.III.3.** *Séparateur horizontal*

Les séparateurs horizontaux sont utilisés pour les GOR élevés ou en cas de risque de moussage.

Le séparateur horizontal à deux compartiments présente une capacité de séparation plus grande en ce qui concerne le débit de la phase, le compartiment inférieur étant utilisé comme zone de collecte liquide et compartiment supérieur comme zone de séparation.

### III.1.4.3. Séparateur sphérique

Le débit liquide entrant est reparti sur la surface d'un déflecteur puis se rassemble dans la zone de collecte.

La séparation des gouttes de liquide résulte principalement de la réduction de vitesse imposée au gaz dans le séparateur. Ce type d'équipement présente l'avantage d'être compact et relativement peu coûteux, Par contre, la zone de collecte liquide est relativement réduite.

De ce fait, le contrôle du niveau liquide est essentiel et peut être délicat (Fig.III.4) [9].



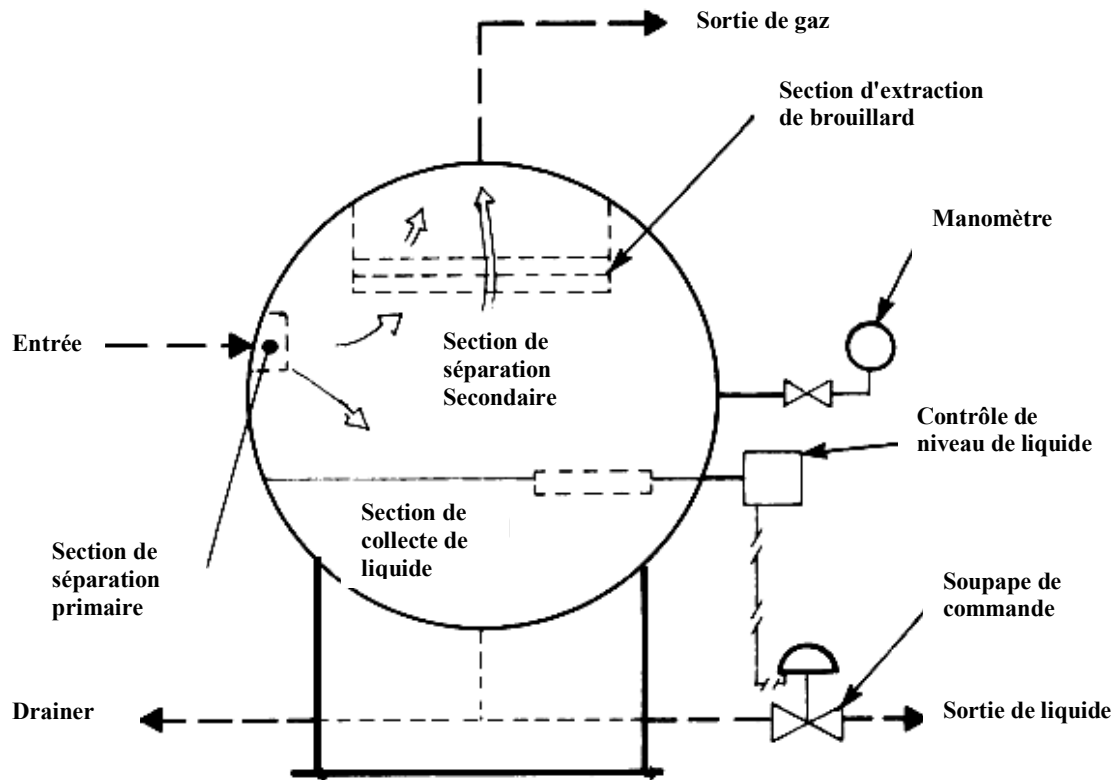


Fig. III.4.Séparateur sphérique

## III.2.Description d'échangeur de chaleur

### III.2.1.Généralités

Les procédés de raffinage exigent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidies au cours de diverses opérations technologiques auxquelles on les soumet.

Les appareils dans lesquels s'effectue l'échange de chaleur entre un fluide chaud et un fluide froid sont appelés « échangeur de chaleur » qui sont des appareils transmettant la chaleur d'un milieu à un autre .les milieux participant au processus de transmission de chaleur sont appelés fluides de transfert thermique.

On distingue deux modes principaux de l'échange de chaleur

#### a. Echange direct

où le procédé s'effectue en contact direct au cours d'un mélange de produits. Les appareils de l'échange direct garantissent l'échange de chaleur le plus complet, bien qu'ils

soient de construction très simple mais ils ne sont pas utilisés pour le cas où les deux produits ne sont pas miscibles.

### **B. Echange indirect**

où l'échange de chaleur s'effectue à travers les cloisons solide d'un bon conducteur de chaleur qui séparent les deux produits on prévenant leur mélange.

Ici on considère seulement les types des échangeurs indirect qui sont pas plus répandus dans les raffineries.

### **III.2.2. Classification des échangeurs**

On distingue plusieurs classes d'appareils correspondants à des fonctions très spécifiques.

#### **a. Echangeurs et Réfrigérants**

Ce sont des appareils dans les quels il ne se produit aucun changement de phase. La désignation « échangeur » est réservée aux appareils où le transfert entre fluide chaud et fluide froid correspond effectivement à une récupération de chaleur alors que le terme « réfrigérant » s'applique aux appareils où l'on refroidit un effluent par un fluide auxiliaire.

#### **b. Les condenseurs**

Ils permettent la condensation et le refroidissement d'un effluent vapeur en tête de colonne, soient à l'aide d'un produit froid.

#### **c. Les rebouilleurs**

Ils assurent une vaporisation partielle des produits de fond des tours grâce à la circulation d'un effluent chaud.

Parmi les échangeurs et réfrigérants on distingue :

#### **d. Echangeurs à doubles tubes**

Ils sont constitués par des tubes concentriques raccordés à chaque extrémité par des coudes. Tous les éléments de l'appareil sont assemblés par raccord (union) qui permet un démontage rapide en vue de nettoyage de remplacement des tubes.

Pour ces appareils il faut avoir recours au nettoyage chimique et réserver pour emploi à des fluides propres.

En raffinerie on utilise surtout la disposition des tubes de pas carré. Le faisceau de tubes porte également des chicanes transversales qui ont pour but d'allonger le chemin du fluide

circulant dans la calandre et d'améliorer ainsi le transfert à l'extérieur du tube par accroissement de la vitesse.

Ces chicanes sont constituées généralement par un disque ayant un diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre, et comportant un segment libre dont l'air représente 20 à 45% de section total.

Dans certains cas on utilise des chicanes longitudinales constituées par une simple tôle insérée au milieu du faisceau. Cette disposition oblige le fluide à effectuer un aller et retour dans la calandre.

#### **e. Echangeurs à plaques tubulaires fixes**

Ce type de construction est utilisé si la différence de température entre les fluides est inférieure à 50°C. Les tubes ne subissent pas de déformation (dilatation) et ne peuvent donc pas causer des dommages à cette construction rigide.

L'ensemble est monté sur un bâti parallélogrammique. Les tubes utilisés sont généralement en acier. Ces appareils sont intéressants pour les facilités qu'ils offrent au point de vue démontage et transformation. Ils réalisent un contre courant pour qui se traduit par un bon rendement, par contre ils présentent les inconvénients suivants :

- risque de fuites aux raccords.
- flexion des tubes intérieurs si la longueur est importante.
- surface de transfert très faible pour le volume global de l'appareil par suite de rayon minimal des coudes ce qui évite le rapprochement des tubes.

Les plus grandes surfaces réalisées sont d'environ 15m<sup>2</sup>.

L'utilisation des appareils est donc restreinte et limitée aux produits sales très chauds et de faible débit.

#### **f. Echangeurs à faisceaux et calandre**

Ce type d'appareil est de loin le plus répandu en raffinage. L'appareil est constitué par un faisceau des tubes montés sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre de chicanes, à chaque extrémité sont fixées les boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau au plusieurs passes le faisceau est logé dans un calandre muni de tubulures

d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule à l'intérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes.

#### **g. Echangeur à tête flottante**

Dans le cas où la différence de température entre les courants est supérieure à 50°C on prévoit la construction d'échangeur à tête flottante ou du tube en « U » et car ces appareils évitent les dégâts thermiques (contraintes) en favorisant la dilatation longitudinale des tubes.

#### **h. Echangeur à tube en « U »**

Ils n'ont qu'une seule plaque tubulaire à laquelle les deux extrémités des tubes sont fixées. Cette disposition permet aux tubes de se dilater librement.

Le seul inconvénient est que le nettoyage des surfaces reste difficile [10].

### **III.3. Les aéroréfrigérants**

#### **III.3.1. Considérations générales**

Le refroidissement d'un fluide par échange direct avec l'air est assez récent. Son application dans le domaine pétrolier assez prudente au début, s'est rapidement étendue et désormais tend à remplacer presque complètement le système traditionnel de refroidissement à eau.

Les motifs de ce développement rapide sont :

En premier lieu, la difficulté de trouver de grandes quantités d'eau qui oblige les industriels à chercher d'autres moyens de refroidissements. Le problème est devenu encore plus grave avec le développement de l'industrie et l'augmentation des installations du point de vue capacité et nombre d'équipements utilisant l'eau de refroidissement. De plus, l'eau est non seulement rare mais aussi polluée et peut attaquer les matériaux de construction employés dans le circuit de refroidissement (corrosive).

L'utilisation de l'air est la seule alternative possible, l'air étant gratuit et disponible partout. On élimine aussi de cette façon les différents problèmes liés à l'utilisation de l'eau, tels que les incrustations, les dépôts, la contamination la nécessité de traitement, et le manque d'eau qui oblige à la réutiliser après le refroidissement. Mais cela n'est pas le motif principal.

L'utilisation des refroidisseurs à air est justifiée même dans les zones où l'eau est en abondance, comme au bord de la mer.

En effet, bien que le coût d'installation des refroidisseurs à air soit plus élevé que pour les refroidisseurs à eau, les frais généraux d'investissement sont moindres.

L'utilisation de l'air comme moyen de refroidissement au lieu de l'eau permet d'éliminer les tours de refroidissement, les pompes de circulation, les conduites d'eau et l'utilisation des matériaux spéciaux pour la construction des échangeurs (surtout avec l'utilisation de l'eau de mer). Les frais d'entretien sont aussi beaucoup plus bas dans les installations de réfrigération à air.

### **III.3.2.Construction**

Les refroidisseurs à air sont constitués de faisceaux de tubes à ailettes disposés parallèlement et montés horizontalement sur deux plaques tubulaires, dans deux boîtes de distribution sur lesquelles sont fixés les tubes à ailettes, le système de fixation est généralement par mandrinage.

Les tubes sont accessibles pour l'inspection et le nettoyage qui se font à travers les trous individuels placés sur les parties extérieures des deux boîtes de distribution et qui sont munis de bouchons filetés.

Chaque faisceau de tubes est monté de telle façon à permettre l'expansion thermique des tubes, en effet une seule tête est fixe, tandis que l'autre est flottante.

### **III.3.3.Différents types d' aeroréfrigérants**

Ils sont classés selon :

- La position du faisceau : le faisceau peut être horizontal, vertical, incliné ou presque incliné.
- Le type de ventilation : On peut avoir soit une ventilation naturelle, soit une ventilation forcée.

### **III.3.4. Pièces de construction**

Les différentes pièces de construction d'un aérorefrigerants peuvent être classées comme suit :

#### **III.3.4.1. Faisceau de tubes**

##### **a. Tubes**

Les faisceaux tubulaires des aérorefrigerants sont également fabriqués en utilisant extérieurement des tubes à ailettes placés en hauteur. Les plus souvent utilisés peuvent être classés comme suit :

##### **1. Tubes à ailettes enroulées sous tension**

Les ailettes sont formées de bandes d'aluminium. Le pied de l'ailette est enroulé sous tension. La température opérationnelle est de 120°C à 150°C.

Elles sont connues sous le nom d'ailettes en L.

##### **2. Tubes à ailettes encastrées**

Les ailettes sont formées de bandes d'aluminium enroulées sous tension en rainures hélicoïdales dans les tubes. La température opérationnelle maximale est de 350°C à 400°C.

Elles sont connues en tant qu'ailettes en G.

##### **3. Tubes à ailettes extrudées**

Les ailettes sont extrudées à partir de la fourrure extérieure en aluminium d'un tube bimétallique. La température opérationnelle maximale est de 250°C.

Quelques fois les ailettes sont dentelées de façon à augmenter la turbulence et par conséquent le coefficient de transfert côté air.

##### **b. Collecteurs**

Ils peuvent être de différents types :

1-avec des bouchons dévissables (type boîte moulée -type boîte mécano- soudée).

2-avec des couvercles démontables (accès à tous les tubes) (pour conditions encaissantes).

3-type manifold (utilisé pour pression élevée).

### **III.3.4.2. Système de ventilation**

Les ventilateurs peuvent soit souffler l'air à travers les tubes (tirage forcé), soit rejeter l'air (tirage induit) selon leur place au- dessous des tubes (voir la comparaison de ces deux types).

Le nom de vitesse faciale est donné à la vitesse de l'air avant son entrée dans le faisceau sur toute la surface offerte par le devant du faisceau. Elle est aussi appelée surface faciale. La vitesse faciale correspond souvent à une température de 21°C.

Afin d'assurer une bonne distribution de l'air à travers le faisceau, le ventilateur devra être situé à une distance égale à la moitié de son diamètre, et la surface ventilée ne doit pas être inférieure à 40% de la surface faciale du faisceau.

Les ventilateurs utilisés sont donc de grand diamètre (jusqu'à 5m) et de vitesse de rotation faible.

Les pales sont soit en alliage léger ou en résines polyesters renforcées de fibre de verre.

Les ventilateurs sont pour la plupart du type à moteur électrique.

Le taux de régulation des ventilateurs est obtenu en modifiant le pas soit en condition de marche, soit en arrêt, ou par un dispositif de vitesse variable.

### **III.3.5 .Système de tirage d'air entre le ventilateur et le faisceau**

Pour le système de tirage d'air entre le ventilateur et le faisceau, on emploie les noms suivants :

- Boite à air.
- Chambre de distribution d'air.
- Hotte.

La chambre de distribution d'air est généralement du type pyramido-transconique.

Le jeu entre les pales et l'anneau de ventilation doit être très faible pour une bonne efficacité.

Quelques fabricants utilisent le type « honycomb » ou « nid d'abeille » qui, tout en réduisant le jeu, abaisse le niveau sonore du ventilateur.

### III.3.6.Choix entre les aéroréfrigérants à tirage induit ou à tirage forcé

- **Moins de recirculation d'air** : Les appareils à tirage induit rejettent l'air à une vitesse égale à deux fois et demie celle des appareils à tirage forcé.
- **Meilleure distribution d'air** : dans le cas d'appareils à tirage induit, l'entrée d'air couvre uniformément les rangées de tube inférieures en raison d'une vitesse de l'air relativement faible à l'approche du faisceau.

L'approche de température est souvent la plus faible à la rangée inférieure du tube, si bien qu'une distribution d'air uniforme donne un meilleur transfert de chaleur.

- **Meilleure régulation** : La plupart des tubes sont traités contre les effets néfastes et rapides des mauvaises conditions atmosphériques sur les performances des appareils à tirage forcé.
- Les types à tirage induit avec tubes protégés par des hottes d'aspiration élevées favorisent une régulation de température.

#### Avantages du tirage forcé

- Meilleure disposition de l'ensemble moto ventilateur.
  - Une plus grande facilité d'entretien : il n'est pas nécessaire de démonter le ventilateur et la chambre pour charger un élément du fasc.
- Il consomme théoriquement moins de puissance

#### Inconvénients principaux du tirage forcé

Pour les appareils à tirage induit, le ventilateur est situé dans le courant sortie d'air chaud, rendant l'entretien difficile pendant le fonctionnement de l'unité.

Une plus grande puissance est nécessaire pour les unités à tirage induit que pour les unités à tirage forcé en raison d'une densité de l'air plus faible au ventilateur mais ceci est compensé par la perte de pression statique élevée dans la rangée inférieure des tubes, d'où une différence légère dans les besoins en HP installé.

Il est difficile d'évaluer le c t des avantages qui, de loin, l'emportent sur les inconvénients [11].



# *Chapitre IV*

## **Partie pratique**

## **Chapitre IV. Partie pratique**

Cette partie est consacrée à la présentation des calculs de simulation et d'optimisations effectuées à l'aide de simulateur HYSYS à qui nous avons fait appels dans cette étude, ainsi que la discussion des résultats obtenus.

### **IV.1. Description du simulateur HYSYS**

#### **IV. 1. 1. Définition**

Aspent HYSYS version 7.2 est un logiciel de simulation des procédés développé par Aspen Technology, Inc. Il effectue le calcul des bilans matière et énergie pour des procédés très variés en régime permanent, et a été conçu afin de permettre des extensions importantes.

#### **IV.1. 2. Conception générale du logiciel**

Les composantes principales sont les suivantes:

##### **IV. 1. 2. 1. La base de données**

La partie la plus importante du système est sans doute la base de données, qui sert de référence pour les corps purs. En effet chaque corps pur, est repéré par son nom et un numéro d'identification, ou plus simplement par sa formule chimique.

##### **IV.1 .2 .2. Bibliothèque des équipements**

Aspent HYSYS, renferme également un certain nombre d'appareils classés en différents types à savoir :

- Des absorbeurs ;
- Appareils de contrôles ;
- Des colonnes de distillations ;
- Des échangeurs de chaleur ;
- Des extracteurs ;
- Des flashes ;
- Des compresseurs ;
- Des pompes ;
- Des diviseurs du courant ;
- Des réacteurs.

Ce logiciel offre la possibilité d'utilisation de ces appareils soit seuls ou connectés. Il permet également la transmission d'information entre appareils.

Il est à noter, que les dimensions et les directions des appareils peuvent être modifiées à volonté.

#### IV. 1. 2. 3. La bibliothèque thermodynamique

Cette bibliothèque contient l'ensemble des modèles thermodynamiques nécessaires au calcul des propriétés physico-chimiques et des équilibres entre phases.

Le choix d'un modèle thermodynamique adapté au système étudié (constituant, conditions opératoires) est très important, car il conditionne en grande partie la fiabilité des calculs effectués. Les différents modèles prédéfinis dans cette bibliothèque sont les suivants :

**Tab. IV.1** : Les différents modèles thermodynamiques

Soave-Redlich-Kwong(SRK) ;	Sour PR
Peng-Robinson(PR) ;	Twu- Sim- Tassone
Lee-Kesler-Plocker(LKP) ;	Zudkevitch- Joffee
Kabadi-Danner ;	Glycol Package
Chien Null	Chao-Seader
Clean Fuels Pkg	Sour SRK
Grayson Streed	UNIQUAC
OLI_Electrolyte	Van Laar
NBS Steam	Wilson

Dans le domaine des hydrocarbures, les modèles préférentiellement utilisés sont : SRK(1972) et PR (1976).L'équation de PR est similaire à celle de SRK. Elle peut aussi s'appliquer, sous certaines conditions, au calcul tri-phasiques eau-hydrocarbures.

Les domaines d'applications de ces équations sont : les systèmes constitués de fluides normaux, gaz rares, azote, monoxyde de carbone, hydrocarbures et leurs dérivés, le dioxyde de carbone, l'hydrogène sulfureux et avec des limitations quelques substances légèrement polaires peuvent être incluses. Ces équations sont applicables dans des domaines de pression allant jusqu'à 300 bars et sous des températures réduite supérieure à 0.5.

L'utilisation du modèle SRK ou PR nécessite la connaissance des paramètres d'interaction binaire qui sont pour la plus part stockés dans la base de données.

#### **IV. 1.2.4. Système d'unité**

Il est évident que les unités font partie du programme de ce logiciel, en effet on distingue trois systèmes :

- Le système international ;
- Le système Européen ;
- Un système d'unité employée par ce logiciel et qui porte le nom Field.

#### **IV.1.2.5. Système de simulation**

Aspent HYSYS est capable de simuler n'importe quel procédé, utilisons les appareils précédemment citées. Le système de simulation de ce logiciel est un système modulaire, dans lequel les équations de bilans matière et énergétique sont résolues d'une manière séquentielle, et il basé sur la décomposition des équations [12].

Le centre de production de RHOURE EL BAGUEL comprend deux phases de productions la phase A (Centre production facilities) et la phase B (Centre turbocompresseur facilities).

## **Problématique**

Les problèmes rencontrés au niveau du champ de RHOURE EL BAGUEL sont :

- Le moussage dans le contacteur de l'unité de déshydratation au TEG (Tri Ethylène Glycol) dans la phase A ;
- Le risque d'endommagement des particules liquides dans les compresseurs de la phase B ;

Ces problèmes sont provoquer par la grande quantité de condensât entraînée avec le gaz, qui passe dans l'unité de déshydratation en suite dans les compresseurs de la phase B.

## IV.2.Schéma d'étude

L'opération de récupération de condensât passé par plusieurs étapes, l'étape la plus importante est le ballon de séparation (de flash), nous spécifions notre étude sur le niveau de ballon de flash, et si par l'optimisation dont la température et la pression, à partir de ce nous avons sélectionné deux appareils, le premier est l'aérorefrigérant et le deuxième est un échangeur de chaleur (refroidisseur), et encore remarqué la quantité d'eau sortent on fond de ballon de flash et la quantité de condensat.

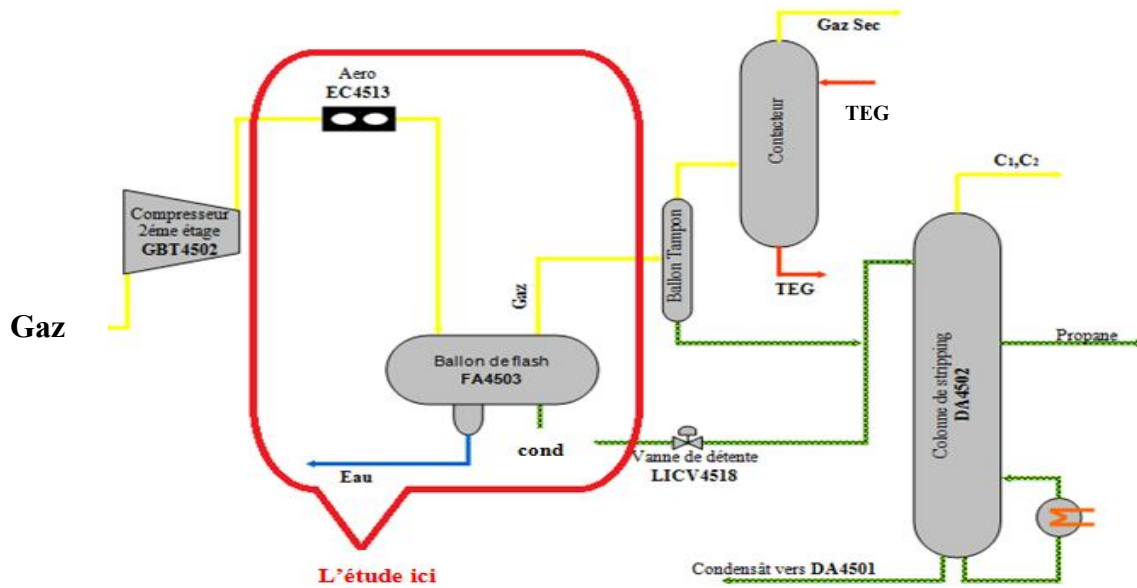


Fig. IV.1.Schéma déterminer notre étude

### IV. 3. Calcule de flash (ballon de séparation)

Les donnes de départ :

- La température d'entre du gaz  $T=43^{\circ}\text{C}$  ;
- La pression dans le ballon  $P=42$  bars ;
- Le débit du gaz  $G= 2930.28$  k mole/h ;
- Volume du ballon  $V= 43$  m<sup>3</sup> ;

#### IV.3.1. Calcul des débits molaires de chaque constituant

Tab .IV.2. Les débits molaires de chaque constituant

<i>Constituants De la charge</i>	<i>Composition Molaire <math>X'_{Li}</math></i>	<i>Quantité Molaire k mol/h</i>
<b>C1</b>	0,4410	1292.2178
<b>C2</b>	0,1823	534.2051
<b>C3</b>	0,1685	493.7610
<b>iC4</b>	0,0189	55.3681
<b>nC4</b>	0,0508	148.9809
<b>iC5</b>	0,0116	33.9992
<b>nC5</b>	0,0172	50.4711
<b>C6</b>	0,0123	35.9008
<b>C7</b>	0,0019	5.4837
<b>C8+</b>	0,0054	15.6965
<b>N2</b>	0,0502	174.2385
<b>H2O</b>	0,0084	24.4707
<b>CO2</b>	0,0316	92.4866
<b>TOTAL</b>	<b>1.000</b>	<b>2930.28</b>

### V.3.2. Calcul des débits molaire de chaque constituant dans la phase liquide et vapeur à la sortie du ballon

Le tableau IV.3.ci-dessous résume les résultats

**Tab.IV.3.** les débits molaire de chaque constituant dans la phase liquide et vapeur

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ k mol/h	$V_i$ k mol/h
<b>C1</b>	0.1221	0.5050	56.9294	1235.1948
<b>C2</b>	0.1509	0.1896	70.3999	463.7367
<b>C3</b>	0.2840	0.1477	132.4604	361.2424
<b>iC4</b>	0.0485	0.0134	22.5981	32.7782
<b>nC4</b>	0.1490	0.0324	69.4988	79.4351
<b>iC5</b>	0.0453	0.0053	21.1358	12.8527
<b>nC5</b>	0.0720	0.0069	33.5690	16.8268
<b>C6</b>	0.0680	0.0027	29.3721	6.6668
<b>C7</b>	0.0108	0.0002	5.0317	0.5352
<b>C8+</b>	0.0323	0.0003	15.0627	0.7593
<b>N2</b>	0.0062	0.0589	2.9071	144.1778
<b>H2O</b>	0.0012	0.0025	0.5420	5.9949
<b>CO2</b>	0.148	0.0350	6.9182	85.6621
<b>TOTAL</b>	<b>1.0000</b>	<b>1.0000</b>	<b>466.4</b>	<b>2446</b>

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 18.08 \text{ k mol/h.}$$

Pour obtenir à la meilleur quantité d'eau sortant fond du séparateur et récupération les quantités majeures du condensât, il faut trouver la nouvelle température ou la nouvelle pression qui nous permet

Afin d'obtenir une bonne récupération du condensât il faut optimiser deux crêter:

- Diminution de la température.
- Augmentation de la pression.



### IV.3.3. Calcul de flash pour la nouvelle température

✓ Le principe d'optimisation

Diminuer la température du gaz entrant au séparateur et à chaque fois en calcul la quantité du condensât récupérer et la quantité d'eau sortant.

La meilleur température est  $T = 27^{\circ}\text{C}$

Remarque: les 'autres températures dans l'annexe A .

- La température d'entre du gaz  $T = 27^{\circ}\text{C}$  ;
- La pression dans le ballon  $P = 42$  bars ;
- Le débit du gaz  $G = 2930.28$  k mole/h ;
- Volume du ballon  $V = 43$  m<sup>3</sup> ;

Le tableau IV.4.ci-dessous résume les résultats :

**Tab.IV.4.** les débits molaire de chaque constituant dans la phase liquide et vapeur à nouvelle température

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ k mol/h	$V_i$ k mol/h
<b>C1</b>	0.142745	0.549871	107.6682	1184.456
<b>C2</b>	0.177542	0.185799	133.9149	400.2218
<b>C3</b>	0.305414	0.122252	230.3648	263.338
<b>iC4</b>	0.046565	0.009403	35.1226	20.2541
<b>nC4</b>	0.136749	0.021215	103.1457	45.6977
<b>iC5</b>	0.036802	0.002892	27.7583	6.2295
<b>nC5</b>	0.05659	0.00358	42.6842	7.7115
<b>C6</b>	0.044393	0.001186	33.4844	2.5544
<b>C7</b>	0.007142	0.000084	5.3869	0.18
<b>C8+</b>	0.02067	0.000107	15.591	0.2309
<b>N2</b>	0.017818	0.036738	13.4398	79.1354
<b>H2O</b>	0.000563	0.001045	0.4248	2.2507
<b>CO2</b>	0.007006	0.065829	5.2841	141.8004
<b>TOTAL</b>	<b>1.0000</b>	<b>1.0000</b>	<b>754.2698</b>	<b>2154.061</b>

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 21.94 \text{ k mol/h.}$$

Les résultats sont donnés dans les courbes suivantes :

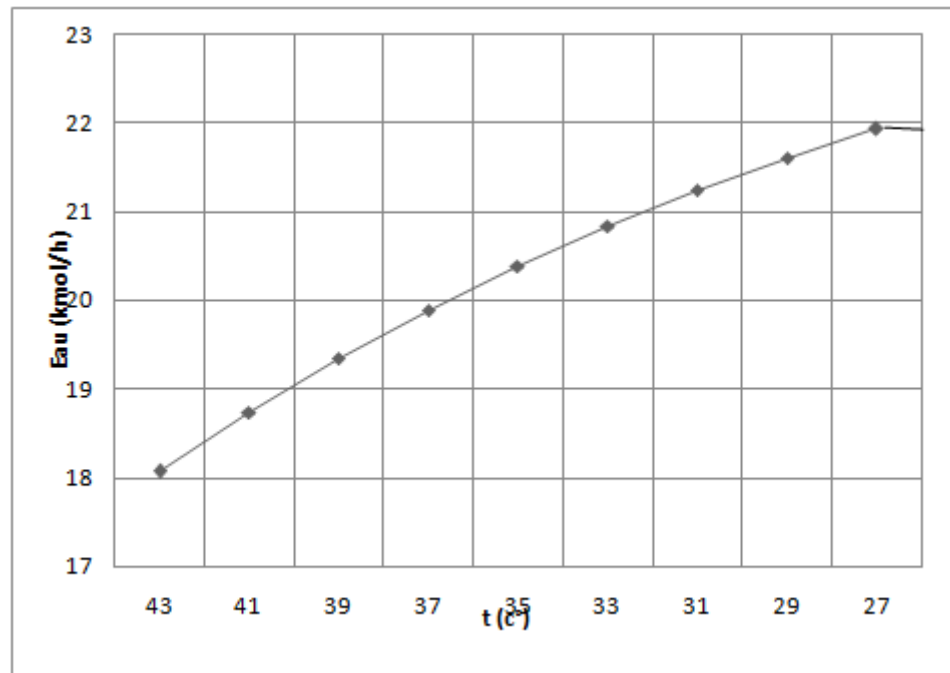


Fig.IV.2 Courbe: (Eau – T)

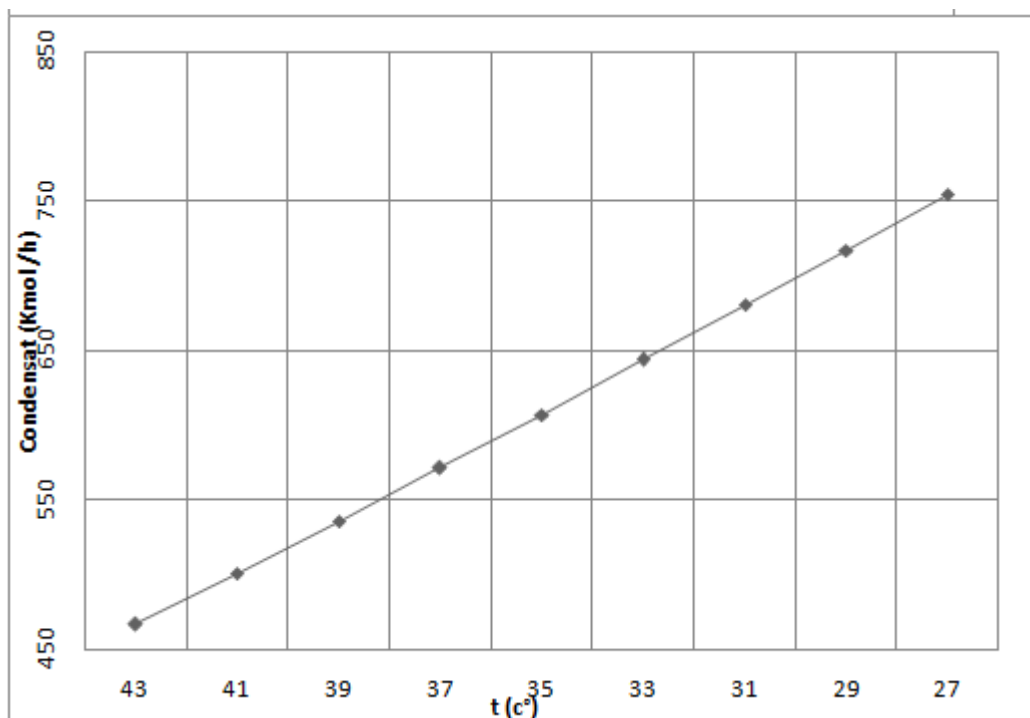


Fig.IV.3 Courbe: (Condensat – T)

D'après les résultats nous remarquons augmentation la quantité de condensat et la quantité d'eau avec diminution la température.

#### IV.3.4. Calcul de flash pour la nouvelle pression

✓ Le principe d'optimisation

Augmenter la pression du gaz entrant au séparateur et à chaque fois en calcul la quantité du condensât récupérer et la quantité d'eau sortant.

La meilleur pression est :  $P= 61^{\circ}\text{C}$

Remarque: les 'autres pressions dons l' annexe B .

- La température d'entre du gaz  $T= 43^{\circ}\text{C}$  ;
- La pression dans le ballon  $P= 61$  bars ;
- Le débit du gaz  $G= 2930.28$  k mole/h ;
- Volume du ballon  $V= 43$  m<sup>3</sup> ;

Le tableau IV.5.ci-dessous résume les résultats

**Tab. IV.5.** les débits molaire de chaque constituant dans la phase liquide et vapeur à nouvelle pression

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ k mol/h	$V_i$ k mol/h
<b>C1</b>	0.192046	0.52784	139.6616	1152.463
<b>C2</b>	0.182163	0.183965	132.4745	401.6621
<b>C3</b>	0.277141	0.133811	201.5455	292.1573
<b>iC4</b>	0.041005	0.011705	29.8202	25.5565
<b>nC4</b>	0.120388	0.028073	87.5498	61.2935
<b>iC5</b>	0.033039	0.004562	24.0269	9.961
<b>nC5</b>	0.051245	0.006013	37.2671	13.1287
<b>C6</b>	0.041928	0.002541	30.4911	5.5478
<b>C7</b>	0.006979	0.000225	5.0754	0.4916
<b>C8+</b>	0.020679	0.000359	15.0381	0.7838
<b>N2</b>	0.02066	0.03552	15.0249	77.552
<b>H2O</b>	0.00119	0.001862	0.8652	4.0664
<b>CO2</b>	0.011537	0.063523	8.3902	138.6943
<b>TOTAL</b>	<b>1.0000</b>	<b>1.0000</b>	<b>727.2303</b>	<b>2183.358</b>

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 19.69 \text{ k mol/h.}$$

Les résultats sont donnés dans les courbes suivantes :

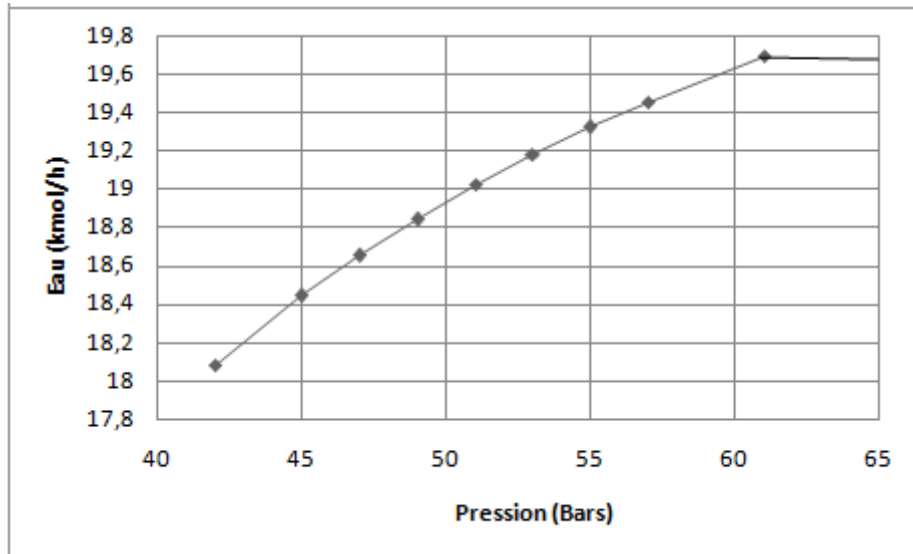


Fig.IV.4 Courbe: (Eau-Pression)

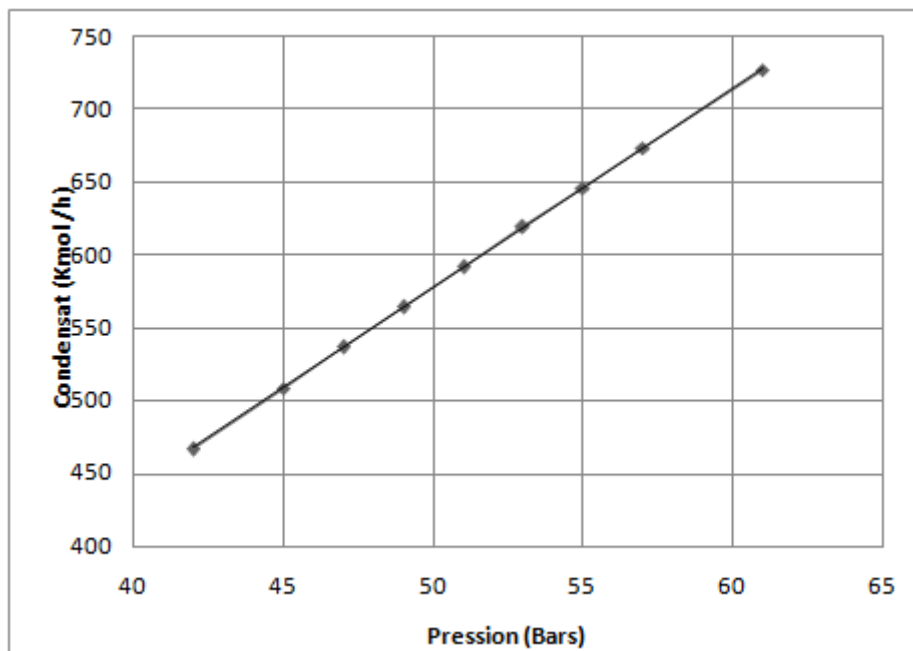


Fig.IV.5 Courbe: (Condensat - Pression)

D'après les résultats nous remarquons augmentation la quantité de condensat et la quantité d'eau avec augmentation la pression.

D'après les résultats on induire :

Pour récupérer une bonne quantité des condensates sortant du ballon de séparation, il faut installer un système réfrigérant du gaz avant son entrée au ballon de séparation.

Nous optons pour une installation d'un échangeur de chaleur ou aérorefrigèrent.

#### IV.4.Calcul de flash avec l'installation de l'aérorefrigèrent et l'échangeur de chaleur

##### IV.4.1.Calcul avec l'installation de l'aérorefrigèrent

Pour dans l'entrée on l'aérorefrigèrent nous utilisons (Stream alimentation) qui porte la condition de gaz, cette dernière mélange avec l'air dont l'aérorefrigèrent

Le schéma ci-dessous résume les résultats ;

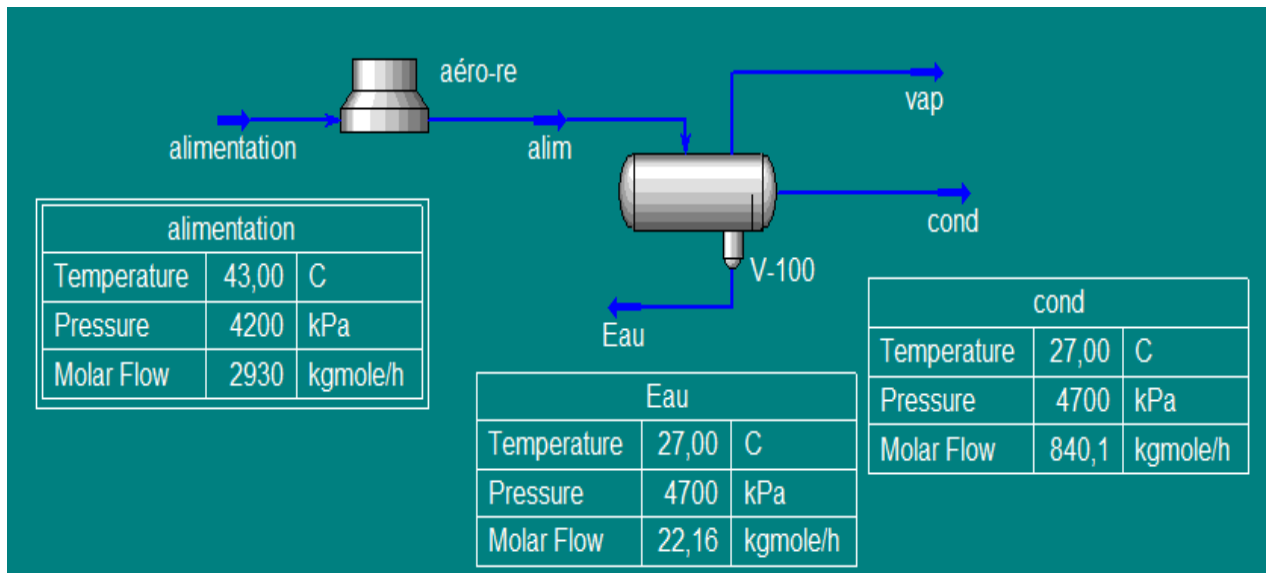


Fig. IV.6.Schéma d'installation d'aéroréfrigèrent

#### IV.4.2. Calcul avec l'installation de l'échangeur de chaleur

- La première entrée on l'échangeur nous utilisons ( Stream 'alimentation') qui porte la condition de gaz.
- La deuxième entrée on l'échangeur nous utilisons le condensât sortie après la vanne de détente (Stream cond1).

##### Stream cond1 :

- La température  $T = 15^{\circ}\text{C}$  ;
- La pression  $P = 21.71 \text{ bars}$  ;

Le schéma ci-dessous résume les résultats ;

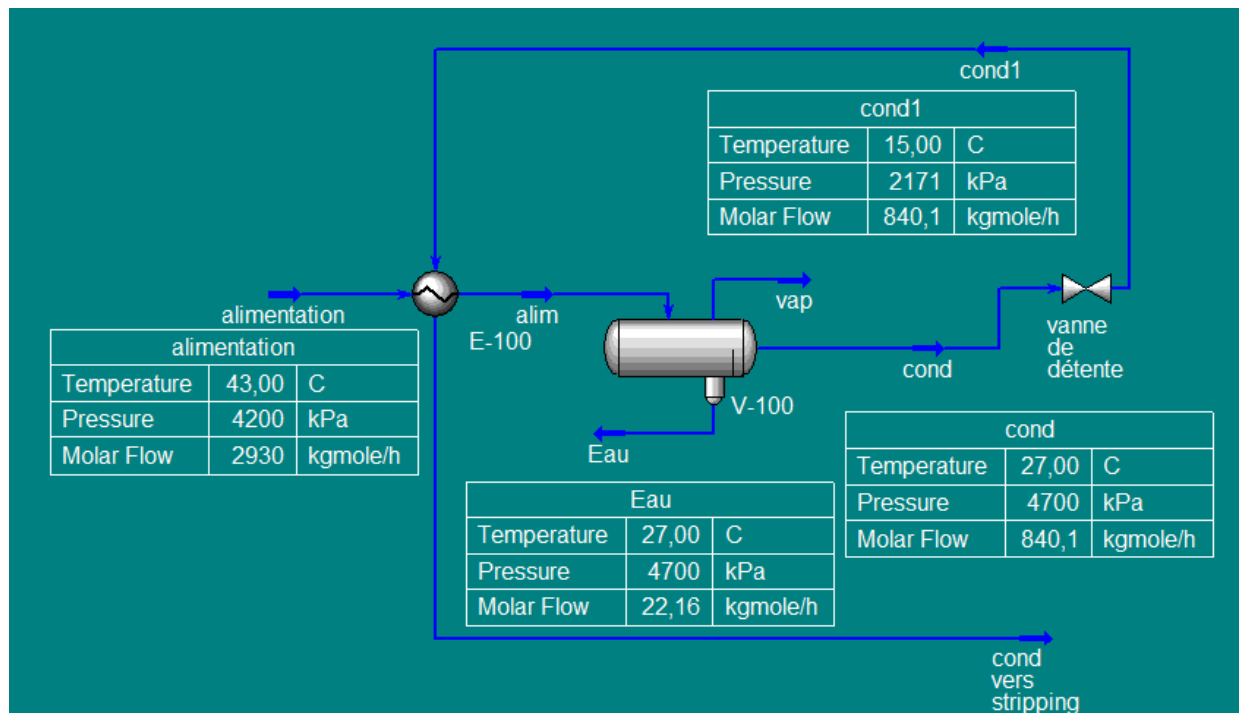


Fig.IV.7. Schéma d'installation d'échangeur de chaleur

D'après tout les résultats pour assurer la meilleure récupération de condensât, Nous pouvons utiliser deuxième aérorefrigèrent ou échangeur de chaleur, mais aérorefrigèrent ne peut pas être utilisé pour les raisons suivantes :

A l'exception du système de refroidissement sec, tous les autres types de systèmes de refroidissement possèdent un système de distribution d'eau pouvant être à l'origine d'émissions de vapeur et de fines gouttelettes d'eau à l'atmosphère, potentiellement dangereuses pour l'homme si elles sont contaminées

Elles sont inopérantes lorsque la température extérieure dépasse un certain seuil (de l'ordre de 35°C), ce qui est problématique en été pour les installations de climatisation.

Donc nous utiliserons l'échangeur de chaleur comme une solution adaptée.

# *Chapitre V*

## Partie économie



## **Chapitre V. Partie économie**

Le pétrole et les produits pétroliers qui en dérivent jouent un rôle clé dans l'activité économique d'un pays et dans la vie quotidienne de chacun.

Les différents conflits du siècle ont souligné le caractère stratégique du pétrole. Après la bataille de la marne ou le rôle des carburants, fut prépondérant, Clemenceau déclarait : dans les batailles de demain, l'essence sera aussi nécessaire que le sang ; Le pétrole est donc un produit fondamental pour notre activité économique

### **V.1. L'investissement**

Il est défini comme étant la décision de transformer des moyens financiers, corporel ou bien incorporel ayant la capacité de produire des services pendant un temps

L'investissement est un sacrifice de ressource que l'on fait aujourd'hui dans l'espoir de revenu futur, dont le total sera supérieur ou dépense initiale correspond au coût de l'investissement.

En fait, l'investissement au sens large du terme consiste à une acquisition ou création de bien dont la nature peut être variée.

La décision d'investissement consiste à sélectionner le projet susceptible de générer le plus de valeur pour les entreprises. Les outils de décision se baseront sur les flux financiers et leur répartition dans le temps.

### **V.2. Les Coûts**

Le coût d'un produit ou d'un service se définit comme l'ensemble des charges mobilisées pour réaliser un produit ou faire sélectionner un service ou pour une période donnée.

On distingue plusieurs types de coûts qui peuvent être comptabilisés de façon différente en fonction des objectifs de gestion définis

### **V.3. Amortissements**

L'amortissement mesure la perte de valeur d'une immobilisation. Il permet à l'entreprise de dégager les sommes nécessaires pour les renouvellements des éléments d'actif. La durée d'amortissement est fixée suivant la nature des équipements [13].

## V.4. Les Critères De La Rentabilité

### V.4.1. la valeur actuelle nette (VAN)

C'est la différence de valeur entre les gains obtenus et les dépenses suite à l'investissement d'un projet. Une VAN positive implique création de richesse pour l'entreprise et vice-versa.

### V.4.2. Le délai de récupération

Le délai de récupération est égal au nombre d'années nécessaires au recouvrement de la mise de fonds initiale (investissements)

## V.5. Calcul Economique

Le calcul technico-économique consiste à relever la différence entre les pertes et les gains enregistrer dans cette étude de récupération de condensât

### V.5.1. Les dépenses

- **l'investissement**

Le tableau-1 représente les coûts d'installation d'un échangeur de chaleur de diamètre 0,7 m et 6 m de longueur avec une surface d'échange de 60 m<sup>2</sup> [14].

**Tab.V.1** les coûts d'installation d'un échangeur de chaleur

<b>INSTALLATION</b>	<b>coût en dollars (\$)</b>
<i>Echangeur de chaleur</i>	<b>300,000</b>
<i>Installation de l'échangeur</i>	<b>100,000</b>
<i>Instrumentation et contrôle</i>	<b>175,000</b>
<i>Piping</i>	<b>180,000</b>
<i>Building (fondation)</i>	<b>150,000</b>
<i>Engineering et supervision</i>	<b>100,000</b>
<b>TOTAL</b>	<b>1, 005,000</b>

- **Perte de l'arrêt**

Lors d'installation de l'échangeur, toute l'unité de production doit être à l'arrêt pendant un certain temps. Cette durée est minimisée au maximum et elle influe sur la rentabilité de projet

La durée maximale de l'arrêt pour lier l'échangeur avec l'unité de production est de 4 jour (d'après expérience) ; La perte pendant cette durée est calculée comme :

**Perte de production = 4 la production par jour.**

Perte en production =  $4 \cdot 28000 = 112,000$  barils [7].

On suppose que le prix d'un baril de pétrole est de 50 \$ alors : [15].

Le coût d'arrêt =  $112,000 \cdot 50 = 5,600,000$  \$

**Le coût d'arrêt = 5,6 millions de dollars.**

### **V.5.2. Le gain**

La quantité de condensât avant l'installation de l'échangeur :  $G_1 = 1665$  barils/jour.

La nouvelle quantité après l'installation de l'échangeur :  $G_2 = 2998$  barils/jour.

L'augmentation de la production :  $\Delta G = 2998 - 1665 = 1333$  barils/jour.

L'augmentation de production pendant une année :  $F = 486545$  barils/ans.

Le gain de cette augmentation supposant que le prix d'un baril est de 50 \$ ;

**Le gain annuel de ce projet est de 24,33 millions de dollars.**

## **V.6. Calcul des critères de rentabilité**

### **V.6.1. Calcul du VAN**

Comme toutes les études économiques la rentabilité est calculée comme la différence entre les gains et les dépenses :

- Gains : 24,33 millions de dollars ;
- Dépenses : 1,005 millions de dollars ;
- Coût d'arrêt: 5,6 millions de dollars ;

**$VAN = 24,33 - (5,6 + 1,005)$  millions de dollars**

**$VAN = 17,73$  millions de dollars**

### V.6.2. Calcul du DR (durée de récupération)

Le DR est calculé par la formule suivante :

$$DR = \frac{\text{dépenses} + \text{cout' d' arret}}{\text{gains}} \quad \mathbf{DR= 0,27 \text{ ans}}$$

**La durée de récupération est de 99 jours**

Donc l'installation de l'échangeur de chaleur a permis une bonne récupération des condensats et une résolution complète des problèmes. L'étude économique a démontré aussi au point de vue : L'augmentation du bénéfice au niveau du bilan économique de la société.

## **Conclusion**

La conservation d'énergie reste le souci primordial de toutes les industries en particulier l'industrie du pétrole. De nos jours, elle est passée du statut nécessaire à celui d'indispensable. Plusieurs études ont été élaborées, afin de réduire les pertes énergétiques, soit par intérêt économique, soit par nécessité de l'exploitation et de sécurité.

L'installation de l'échangeur de chaleur après du ballon de séparation , utilisant le condensât sortie après la vanne de détente pour refroidir le gaz du champ.

La récupération des condensât est d'une grande importance surtout au dénouement d'augmenter la production, protéger les équipements des dommages et effets secondaires causant l'obturation de certains ouvrages ou la détérioration de certains appareils.

La diminution de la quantité de condensât entraînée est relative à la diminution des problèmes causés par cette dernière, Cela conduit à la diminution des maintenances préventives au niveau du compresseur.

D'après l'évaluation économique du projet, on peut constater la rentabilité au terme de gains continus pour la société. Cette rentabilité est définie par la courte durée de récupération des dépenses.

Comme le montre notre étude, une récupération de condensât s'accroît avec la diminution des pertes énergétique, la nécessité a la réduction de l'entraînement et le plus important est l'intérêt économique.

**Annexes**

## Annexe A:

Cas :T=41C et P=42 bars:

Tableau Les débits molaires de chaque constituant dans la phase liquide et vapeur à la sortie du ballon

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.0717	0.5101	62.2755	1229.8487
C2	0.1403	0.1895	77.1945	456.9421
C3	0.2695	0.1451	144.0036	349.6922
iC4	0.0539	0.0129	24.2488	31.1280
nC4	0.1589	0.0310	74.1391	74.7042
iC5	0.0550	0.0049	22.1621	11.8257
nC5	0.0868	0.0064	35.0299	15.3658
C6	0.0848	0.0025	30.1068	5.9321
C7	0.0160	0.0002	5.0997	0.4673
C8+	0.0528	0.0003	15.1687	0.6535
N2	0.0024	0.0597	3.1645	143.9203
H2O	0.0002	0.0022	0.5337	5.3398
CO2	0.0087	0.0353	7.5947	84.9851
TOTAL	1.0000	1.0000	500.7	2411

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}}=18.75 \text{ k mol/h.}$$

Cas :T=39C et P=42 bars

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.1268	0.5154	67.8981	1224.2251
C2	0.1574	0.1894	84.3306	449.8060
C3	0.2910	0.1422	155.8494	337.8535
iC4	0.0483	0.0124	25.8915	29.4853
nC4	0.1469	0.0295	78.6971	70.1463
iC5	0.0432	0.0046	23.1831	10.8547
nC5	0.0679	0.0059	36.3958	14.0000
C6	0.0574	0.0022	30.7666	5.2723
C7	0.0096	0.0002	5.1591	0.4074
C8+	0.0285	0.0002	15.2591	0.5628
N2	0.0064	0.0605	3.433	143.6915
H2O	0.0010	0.0020	0.5231	4.7474
CO2	0.0155	0.0355	8.3096	84.2695
TOTAL	1.0000	1.0000	535.6	2375

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}}=19.35 \text{ k mol/h.}$$



Cas :T=37 C et P=42 bars

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.129225	0.520815	73.8035	1218.321
C2	0.16074	0.189092	91.8029	442.3337
C3	0.294064	0.139256	167.9475	325.7553
iC4	0.048181	0.011909	27.5174	27.8594
nC4	0.145585	0.028084	83.1472	65.6961
iC5	0.042104	0.00425	24.0466	9.9412
nC5	0.065952	0.005442	37.6666	12.7292
C6	0.054905	0.002001	31.3576	4.6812
C7	0.009124	0.000152	5.211	0.356
C8+	0.026854	0.000207	15.3371	0.4848
N2	0.01587	0.035701	9.0637	83.5149
H2O	0.000894	0.001801	0.5104	4.2126
CO2	0.006502	0.061289	3.7134	143.3714
TOTAL	1.0000	1.0000	571.1249	2339.257

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 19.89 \text{ k mol/h.}$$

Cas : T=35C et P=42 bars

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.131766	0.526372	79.9922	1212.132
C2	0.164072	0.188697	99.6045	434.5321
C3	0.296907	0.13612	180.2459	313.4569
iC4	0.047964	0.011403	29.1179	26.2589
nC4	0.14408	0.026652	87.468	61.3753
iC5	0.041019	0.003946	24.9019	9.086
nC5	0.063985	0.005016	38.8439	11.5518
C6	0.052524	0.001803	31.886	4.1529
C7	0.008658	0.000135	5.2563	0.3107
C8+	0.025374	0.000181	15.4041	0.4178
N2	0.016237	0.035922	9.8574	82.7205
H2O	0.000817	0.00162	0.4959	3.7309
CO2	0.006597	0.062133	4.0048	143.0799
TOTAL	1.0000	1.0000	607.0788	2302.806

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 20.39 \text{ k mol/h.}$$

Cas :T=33C et P=42 bars

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.134386	0.532064	86.4688	1205.656
C2	0.167425	0.188177	107.7272	426.4094
C3	0.299471	0.132839	192.6908	301.012
iC4	0.047689	0.010897	30.6851	24.6917
nC4	0.142425	0.025244	91.6414	57.202
iC5	0.039941	0.003658	25.6994	8.2885
nC5	0.062058	0.004618	39.9305	10.4653
C6	0.050289	0.001625	32.3575	3.6813
C7	0.008231	0.00012	5.2959	0.2711
C8+	0.02403	0.000159	15.4617	0.3602
N2	0.016616	0.036137	10.6913	81.8859
H2O	0.000746	0.001455	0.4799	3.2979
CO2	0.006695	0.063009	4.3075	142.7772
TOTAL	1.0000	1.0000	643.437	2265.998

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 20.84 \text{ k mol/h.}$$

Cas : T=31°C et P=42 bars

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.137087	0.537883	93.2373	1198.887
C2	0.170792	0.187526	116.161	417.9756
C3	0.301748	0.129425	205.2281	288.4747
iC4	0.047362	0.010393	32.2121	23.1647
nC4	0.140638	0.023864	95.6525	53.1908
iC5	0.038875	0.003386	26.4401	7.5478
nC5	0.060179	0.004247	40.9299	9.4659
C6	0.048193	0.001463	32.7777	3.2611
C7	0.007837	0.000106	5.3304	0.2366
C8+	0.022806	0.000139	15.5114	0.3106
N2	0.017006	0.036346	11.5661	81.0105
H2O	0.00068	0.001305	0.4625	2.9094
CO2	0.006795	0.063916	4.6216	142.4631
TOTAL	1.0000	1.0000	680.1306	2228.898

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 21.25 \text{ k mol/h.}$$

Cas : T=29C et P=42 bars

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.139873	0.543822	100.3022	1191.822
C2	0.174167	0.186735	124.8945	409.2421
C3	0.303731	0.125891	217.8037	275.8991
iC4	0.046985	0.009894	33.6929	21.6838
nC4	0.13874	0.02252	99.49	49.3533
iC5	0.037827	0.003131	27.1257	6.8622
nC5	0.058355	0.003901	41.8463	8.5495
C6	0.046231	0.001317	33.1518	2.887
C7	0.007475	0.000094	5.3606	0.2064
C8+	0.02169	0.000122	15.5541	0.2678
N2	0.017406	0.036546	12.4821	80.0938
H2O	0.000619	0.001169	0.444	2.5615
CO2	0.006899	0.064857	4.9471	142.1375
TOTAL	1.0000	1.0000	717.095	2191.566

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 21.61 \text{ k mol/h.}$$

## Annexe B

Cas : T=43°C et P=45 bars

Tableaux: Les débits molaires de chaque constituant dans la phase liquide et vapeur à la sortie du ballon

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.132801	0.509583	67.5657	1224.559
C2	0.157449	0.188939	80.1057	454.0309
C3	0.285424	0.145018	145.2162	348.4866
iC4	0.047372	0.013015	24.1015	31.2752
nC4	0.144307	0.031387	73.4195	75.4239
iC5	0.042923	0.005056	21.8383	12.1495
nC5	0.067809	0.006615	34.4997	15.8961
C6	0.058397	0.002633	29.7109	6.3279
C7	0.009931	0.000214	5.0525	0.5145
C8+	0.029639	0.000309	15.0796	0.7423
N2	0.015828	0.035175	8.053	84.5267
H2O	0.001167	0.002323	0.5936	5.5816
CO2	0.006953	0.059735	3.5374	143.5474
TOTAL	1.0000	1.0000	508.7736	2403.061

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}}=18.44 \text{ k mol/h.}$$

Cas : T=43C et P=47 bars

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.140041	0.512422	75.1596	1216.965
C2	0.161434	0.188425	86.6412	447.4954
C3	0.285698	0.143318	153.3331	340.3697
iC4	0.046611	0.012784	25.0159	30.3608
nC4	0.141171	0.03077	75.766	73.0774
iC5	0.041441	0.004946	22.2413	11.7466
nC5	0.065263	0.006472	35.0263	15.3694
C6	0.055696	0.002588	29.892	6.1468
C7	0.009433	0.000212	5.0626	0.5044
C8+	0.028108	0.00031	15.0856	0.7364
N2	0.016478	0.035258	8.8435	83.7358
H2O	0.00117	0.002247	0.6278	5.3356
CO2	0.007456	0.060247	4.0014	143.0833
TOTAL	1.0000	1.0000	536.6964	2374.926

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$\mathbf{L_{eau}=18.65k mol/h.}$$

Cas :T=43C et P=49 bars

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.147336	0.515103	83.1551	1208.969
C2	0.165145	0.187867	93.2059	440.9307
C3	0.285501	0.141697	161.1339	332.5689
iC4	0.045828	0.012574	25.8651	29.5116
nC4	0.138057	0.030219	77.9177	70.9257
iC5	0.040041	0.004853	22.5985	11.3893
nC5	0.06288	0.006351	35.4886	14.9072
C6	0.053231	0.002555	30.043	5.9959
C7	0.008983	0.000212	5.0701	0.4969
C8+	0.026733	0.000313	15.0879	0.7341
N2	0.017115	0.035329	9.6594	82.9195
H2O	0.001173	0.002177	0.6619	5.11
CO2	0.007977	0.06075	4.5024	142.5823
TOTAL	1.0000	1.0000	564.3894	2347.041

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 18.84 \text{ k mol/h.}$$



Cas :T=43C et P=51 bars

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.154682	0.517626	91.5524	1200.572
C2	0.168589	0.187271	99.7836	434.3531
C3	0.284889	0.14016	168.6186	325.0842
iC4	0.045032	0.012384	26.6533	28.7235
nC4	0.134978	0.029729	79.8903	68.953
iC5	0.038716	0.004774	22.9152	11.0727
nC5	0.060645	0.006252	35.8941	14.5017
C6	0.05097	0.002531	30.1677	5.8711
C7	0.008575	0.000212	5.0754	0.4915
C8+	0.02549	0.000317	15.0868	0.7351
N2	0.017739	0.035388	10.4994	82.0792
H2O	0.001176	0.002114	0.6958	4.9022
CO2	0.008519	0.061242	5.042	142.0427
TOTAL	1.0000	1.0000	591.8745	2319.382

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 19.02 \text{ k mol/h.}$$

Cas :T=43C et P=53 bars

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.162074	0.519988	100.3529	1191.771
C2	0.171777	0.186645	106.3606	427.776
C3	0.283911	0.13871	175.7916	317.9112
iC4	0.044227	0.012213	27.3846	27.9922
nC4	0.131947	0.029296	81.6987	67.1447
iC5	0.037462	0.004709	23.1958	10.7921
nC5	0.058544	0.006172	36.2492	14.1466
C6	0.048886	0.002517	30.2694	5.7695
C7	0.008202	0.000213	5.0788	0.4882
C8+	0.024359	0.000323	15.0827	0.7393
N2	0.018351	0.035436	11.3622	81.216
H2O	0.001179	0.002055	0.7297	4.71
CO2	0.00908	0.061722	5.622	141.4627
TOTAL	1.0000	1.0000	619.1781	2291.92

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 19.18 \text{ k mol/h.}$$

Cas :T=43C et P=55 bars

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.16951	0.522191	109.5593	1182.565
C2	0.174719	0.185996	112.9259	421.2107
C3	0.282611	0.137349	182.6602	311.0426
iC4	0.043419	0.012061	28.0632	27.3136
nC4	0.128969	0.028917	83.3566	65.4867
iC5	0.036273	0.004656	23.4441	10.5438
nC5	0.056565	0.00611	36.5596	13.8361
C6	0.046958	0.002512	30.3506	5.6883
C7	0.00786	0.000215	5.0803	0.4867
C8+	0.023325	0.00033	15.0756	0.7463
N2	0.018948	0.035472	12.247	80.3309
H2O	0.001181	0.002001	0.7636	4.5318
CO2	0.009661	0.062191	6.2445	140.8401
TOTAL	1.0000	1.0000	646.3304	2264.623

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 19.32 \text{ k mol/h.}$$

Cas :T=43C et P=57 bars

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.176985	0.524233	119.1756	1172.949
C2	0.177423	0.185329	119.4708	414.6658
C3	0.281028	0.136078	189.2342	304.4686
iC4	0.042611	0.011926	28.6929	26.6839
nC4	0.126049	0.028589	84.8768	63.9666
iC5	0.035142	0.004614	23.6635	10.3244
nC5	0.054696	0.006063	36.8301	13.5657
C6	0.045166	0.002514	30.4134	5.6254
C7	0.007544	0.000218	5.0801	0.4868
C8+	0.022374	0.000338	15.0658	0.7561
N2	0.019533	0.035498	13.1528	79.4248
H2O	0.001184	0.001951	0.7974	4.366
CO2	0.010264	0.062648	6.9117	140.1729
TOTAL	1.0000	1.0000	673.3651	2237.456

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 19.45 \text{ k mol/h.}$$

Cas : T=43C et P=59bars

<i>Constituants De la charge</i>	$X_i'$	$Y_i'$	$L_i$ K mol/h	$V_i$ K mol/h
C1	0.184498	0.526116	129.2073	1162.917
C2	0.179902	0.184651	125.9885	408.1481
C3	0.279194	0.134899	195.525	298.1778
iC4	0.041806	0.011808	29.2774	26.0994
nC4	0.123188	0.028308	86.2709	62.5724
iC5	0.034066	0.004583	23.8569	10.131
nC5	0.052926	0.006031	37.0648	13.331
C6	0.043494	0.002524	30.4598	5.5791
C7	0.007252	0.000221	5.0785	0.4885
C8+	0.021495	0.000348	15.0533	0.7686
N2	0.020104	0.035513	14.0789	78.4983
H2O	0.001187	0.001905	0.8313	4.2113
CO2	0.010889	0.063093	7.626	139.4585
TOTAL	1.0000	1.0000	700.3186	2210.381

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

$$L_{\text{eau}} = 19.58 \text{ k mol/h.}$$

# **Bibliographie**

## **Bibliographies :**

- [1].Gaz naturel, production, traitement et transport « Publication IFP, édition technip 1995 »
- [2].Sites Internet : [www.sonatrach-dz.com](http://www.sonatrach-dz.com) , [www.techniques-ingenieures.fr](http://www.techniques-ingenieures.fr)
- [3]. W.PIERRE , raffinage et génie chimique Tom I et II «édition 1972 »
- [4].A.Rojey, B.Durand, C.Jaffret, S.Jullian, M.Valais, « Le gaz naturel production traitement transport ». « Editions Tec hnip 1994 »
- [5].L.CHEBLI, Y.ABBASSI, calcul des parametres de fonctionnement du dépropaniseur (unité (38) ;traitement de GPL), Mémoire de magister, Université de biskra, 2012
- [6].Revue Sonatrach. « Gaz en Algérie, 2009
- [7].M.NADER, Z.BILLEL, recuperation du condensat, Mémoire de magister, Université de boumerdes 2006
- [8]-A.O. Bouras, A.Ouakli « optimisation des paramertres de l'unite de deshydratation du gaz au TEG en vue de minimiser les pertes de TEG dans le champ de rhourde el baguel » Mémoire de magister, Université de boumerdes 2006.
- [9].J.P.WAUQUIER : Procédés de séparation,« Editions TECHNIP Paris-1998 »
- [10].GRETH, Echangeurs de chaleur : description des échangeurs.-Techniques de l'ingénieur (N° B152, B2341), « Génie énergétique, 5-1995 »
- [11].L.Jullian , Techniques de l'ingénieur, Réfrigérants atmosphériques - Aéroréfrigérants directs secs - Dimensionnement
- [12].Hysys Process Documentation, Hypothec, Ing, AEA Groupe, Calgary, 2000
- [13].J. Michael, A.Daniell Hill, E. Christine, economize : Petroleum Production Systems, 83-117.
- [14]. C. DUFFAU, J.M.GRILLOT, J.M.NAVARRO, R.VIDIL, Echangeurs de chaleur, l'encrassement dans les échangeurs description, prévention et remèdes «Edition Tec et Doc, Paris, 2010»
- [15]. JOURNAL, sawt al ahrar, prix de baril, 18/05/2015.