



UNIVERSITE DE EL-OUDE

FACULTÉ DES SCIENCES ET TECHNOLOGIES

DÉPARTEMENT DE GÉNIE DES PROCÉDÉS ET RAFFINAGE

Mémoire

Présenté pour l'obtention du diplôme de

LICENCIE

Spécialité Raffinage

Présenté par :

- **BEN KHELIFA ABD ELBASSET**
- **BOUABDALLAH TAHAR**

Thème

**OPTIMISATION DU CONDONSÂT
RÉCUPÉRE AU NIVEAU DU BALLON DE
FLASH**

Encadre par :

- **BEN MYA OMAR**
- **ZAIZ TOUFIK**

2013-2012

Sommaire

REMERCCIEMENTES

DEDICACE

RÉSUMÉ

LISTE DES FIGURES

LISTE DES TABLEUX

INTRODUCTION.....1

CHAPITRE.I.GÉNÉRALITÉS SUR LE PÉTROLE ET LEGAZ

No table of contents entries found.

CHAPITRE. II.PARTIE TECHNOLOGIQUE

No table of contents entries found.

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.....	27
III.1.4.Les divers types de séparateurs.....	27
III.2.Description d'échangeur de chaleur.....	30
III.2.1.Généralités.....	30
III.2.2.Classification des échangeurs.....	30
III.3. Les aeroréfrigérants.....	33
III.3.1. Considérations générales.....	33
III.3.2.Construction.....	34
III.3.3.Différents types d' aeroréfrigérants.....	34
III.3.4.Pièces de construction.....	34
III.3.5 .Système de tirage d'air entre le ventilateur et le faisceau.....	36
III.3.6.Choix entre les aeroréfrigérants à tirage induit ou à tirage forcé....	36

CHAPITRE. IV.RAPPLS DES THÉORIES FONAMENTALES

IV.1.Notions fondamentales sur la transmission de chaleur.....	38
IV.1.1. Conduction.....	38
IV.1.2. Convection.....	38
IV.1.3. Rayonnement.....	39
IV.2.Transfert de chaleur.....	39
IV.2.1.Conduction.....	39
IV.2.3. Rayonnement.....	46
IV. 3. Etude du transfert de chaleur.....	46
IV.4.Méthode de calcul d'un flash.....	50
IV.1.2. Le taux de vaporisation estimé doit vérifier la relation suivante....	51
IV.1.3. Calcul de la composition molaire.....	51
VI.1.4. Calcul du débit total du liquide et celui de la vapeur.....	51
VI.1.5. Calcul du débit de chaque constituant dans les phases.....	51

CHAPITRE.V.PARTIE PARATIQUE

V.1. Description du simulateur HYSYS.....	53
V. 1. 1. Définition.....	53
V.1. 2. Conception générale du logiciel.....	53
V.2.Introduction.....	56
V. 3. Calcule de flash.....	57
V.3.1. Calcul des débits molaires de chaque constituant.....	57
V.3.2. Calcul des débits molaire de chaque constituant dans la phase liquide et vapeur à la sortie du ballon.....	58
V.3.3. Calcul de flash pour la nouvelle température.....	59
V.3.4.Calcul de flash pour la nouvelle pression.....	60
V.4.Calcul de flash avec l'installation de l'aérorefrigirent et l'échangeur de chaleur.....	61
V.4.1.Calcul avec l'installation de l'aérorefrigirent.....	61
V.4.2.Calcul avec l'installation de l'échangeur de chaleur.....	62

V.5.Recommandation.....63

No table of contents entries found.

ANNEXES

BIBLIOGRAPHIE





REMERCIEMENT

Louange à Dieu Le Tout Puissant, de M'avoir aidé à réaliser ce modeste projet.

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude à ses promoteurs Mr. Zaiz toufik et Mr. Ben mya omar ,qui Consacré tout leur temps pour leur suivi durant la période de préparation de mon mémoire, leur aide et ses conseils qui m'ont été très précieux,

Je tiens à remercier profondément tous les enseignants du département Génie des procédés spécialité raffinage.



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, and we compared the amount of water as well as the natural gas condensate in the apparatuses .

We conclude that the heat exchanger(cooler) gives more yield than the air cooler.

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, وكما قمنا بمقارنة كمية الماء وكذا كمية الغاز المعالج في الجهازين.

ووصلنا إلى أن المبادل الحراري يعطي أكثر مردود من المبرد عن طريق

الهواء .

Liste de figure

Fig. I.1.*la forme générale de butane.*

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

Fig. II.1. *situation géographique de REB.*

Fig. II.2.*schéma explique section de récupération le condensât.*

Fig. III.1. *le forme de séparateur.*

Fig. III.2. *le Séparateur vertical.*

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

Fig. III.4. *le Séparateur sphérique.*

Fig. IV.1.*paroi à une seule couche .*

Fig. IV.1. *échange à contre-courant pur.*

Fig. IV.2. *échange à courants parallèles.*

Fig. V.1.*schéma déterminer notre étude.*

Fig. V.2.*schéma d'installation d'échangeur de chaleur.*

Fig. V.3.*schéma d'installation d'aéroréfrigérant .*

Liste de tableau

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

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

Tab .IV.1. *Le coefficient λ pour différents corps solides, liquides et gazeux*

Tab .V.1. *Les différents modèles thermodynamiques*

Tab .V.2.*les débits molaires de chaque constituant*

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

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

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

PLAN DE TRAVAILLE:

PARTIE THEORIQUE:

CH.1: Généralité sur le Pétrole et le Gaz

CH.2: Partie Technologique

CH.3: Description d'équipement fondamentale

CH.4: Rappels des notions thermodynamique

CH.5: partie sécurité

PARTIE CALCULE:

INTRODUCTION

Le pétrole a pris une place considérable dans la civilisation non seulement parce qu'il est un producteur d'énergie, de plus les hydrocarbures qui le composent, entrent dans la fabrication des produits à usages multiples comme les lubrifiants, les bitumes et les produits pétrochimiques.

Jusqu'en 1900 le pétrole n'a servi qu'à l'éclairage des populations éloignées des villes, le développement du moteur à explosion et du moteur diesel a imposé l'emploi du pétrole et ses dérivées, ce dernier lui a permis d'ouvrir une porte sur le monde de transport, industries mécaniques, chimiques, électriques, ...etc.

L'industrie de raffinage mis en œuvre des techniques de séparation et de transformation permettant de produire à partir du pétrole brut des produits commerciaux (gaz, essence, Kérosène, Gasoil, Coke,... etc.). A partir des propriétés du pétrole brut, de sa composition chimique et les caractéristiques des produits finis, on peut définir le schéma de traitement.

Les procédés utilisés dans l'industrie du raffinage des produits pétroliers demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis, Avec ou sans changement de phase, au cours des diverses opérations auxquelles ils sont soumis. La chaleur mise en œuvre représente une importante dépense d'énergie, dont il est nécessaire de récupérer la plus grande quantité possible ou profit de fluides de procédés ou d'utilités. De ce fait les échangeurs de chaleurs constituent des appareillages importants et omniprésents dans toutes unités de raffinage.

Chapitre I

Généralités sur le pétrole et le gaz

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.1.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.1.1. 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 ;

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 ;
- Les paraffines liquides ;
- Les paraffines solides.

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.

C. Hydrocarbures aromatiques

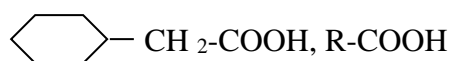
Ce sont des hydrocarbures cycliques non saturés de formule générale C_nH_{2n-6} , ces hydrocarbures sont présentés dans le pétrole sous forme de benzène, toluène, xylène et leurs dérivés. Si la teneur de ces hydrocarbures est d'environ 35% dans le pétrole, on dit qu'il est aromatique.

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



Leur teneur dans le pétrole est faible (1 ÷ 2%)

F. Composés azotés

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

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.1.2. 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°C et $+30^{\circ}\text{C}$

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

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.1.3. 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 différentes 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 naphthéniques ;
- 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 gravite 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 ;

I.2. Gaz

I.2.1. 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°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 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_4) 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.

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.2.2. 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

BUTANE C₄H₁₀

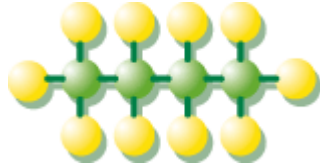


Fig. I.2. la forme générale de butane

PROPANE C₃H₈

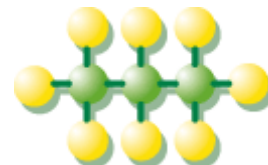


Fig .I.1. la forme générale de propane

A. Quelques propriétés physiques importantes

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

	<i>Point d'ébullition (°C)</i>	<i>Masse volumique du Liquide (kg/m³) à 15 °C</i>	<i>Masse volumique du Gaz (kg/m³) à 15°C</i>
Butane	0	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.(tableau.1)

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

SPECIFICATIONS	BUTANE (commercial) (NF M40-001)	PROPANE (commercial) (NF M40-001)
DEFINITION	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.
ODEUR	Caractéristique	Caractéristique
MASSE VOLUMIQUE (NF M 41-008)	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.
PRESSION DE VAPEUR RELATIVE (NF M 41-010)	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 ⁽²⁾
TENEUR EN SOUFRE (NF M 41-009)	-	Inférieure ou égale à 0,005% en masse.
COMPOSES SULFURES (NF M 41-006)	Absence de réaction à l'essai au plombite de sodium dit "Doctor test spécial".	-
CORROSION LAME DE CUIVRE 1 heure à	1 bar au maximum.	

37,8°C 41-0076)	(NF M	
TENEUR EN EAU	Absence d'eau séparable par décantation.	Non décelable à l'essai au bromure de cobalt (NF M 41-004)
EVAPORATION (NF M 41-012)	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 lourde 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°C .
- La température d'ébullition de butane est de -6°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-C₄); 29622 (n-C₄)
- 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.

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.

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 7 à 8% 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 CO₂ et de CO.

I.3. Les condensats

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 condensats.

Les liquides de gaz naturel et condensats 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 condensats proprement dites. On distingue les condensats légers (de C₅ à C₁₀ environ) très proche du naphta et les condensats lourds (de C₅ à C₁₅ environ) qui peuvent donner du naphta et des distillats (kérosène et gazole).

La distinction entre les liquides de gaz et de condensats varie d'un spécialiste à l'autre. Il peut cependant paraître logique d'appeler condensats, les flux constitués de molécule C₅⁺, alors que les liquides de gaz naturel comprennent également les gaz de pétrole liquéfié.

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

Chapitre III

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.1)

Il est défini par les coordonnées géographiques suivantes :

- X = 6° 54' 00" à 7° 01' 00" (longitude Est)
- Y = 31° 20' 00" à 31° 28' 00" (latitude Nord)
- Altitude moyenne : 150 m.
- Superficie : 164.05 Km²

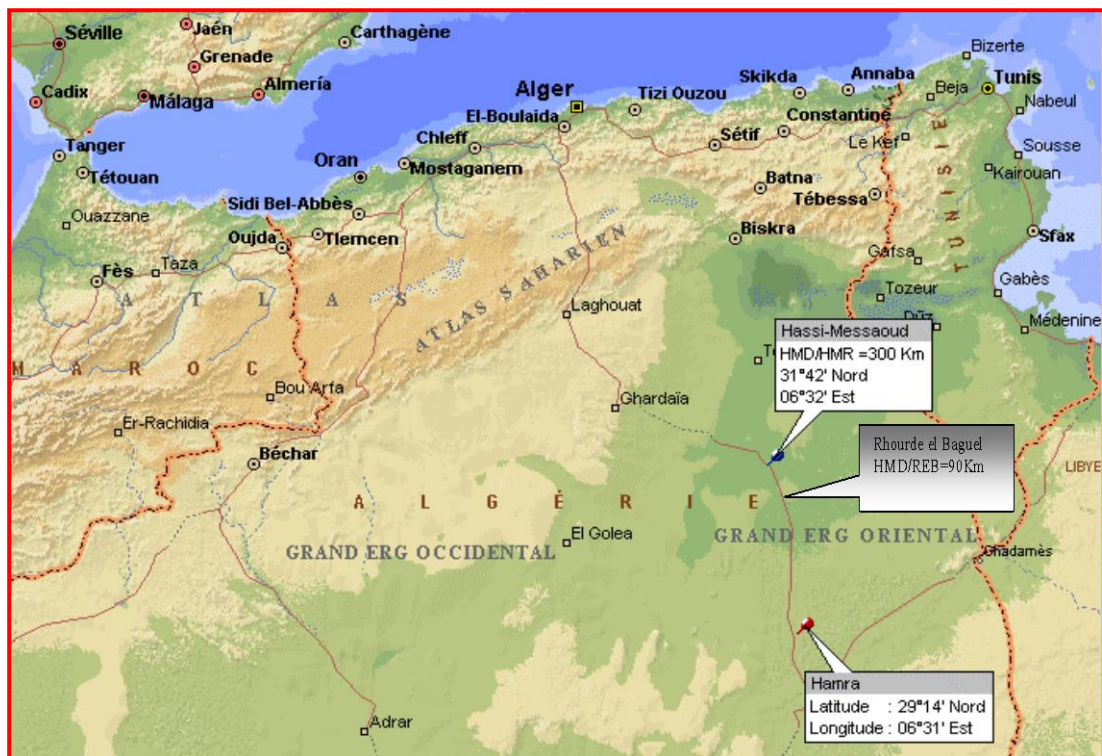


Fig.II.1: Situation géographique de REB

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 contact 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

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 huile (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,

compresser à une pression de 167 bars et par la suite injecte aux puits tandis que l'huile s'écoule directement vers les séparateurs MP₁.

Les séparateurs MP sont composés de deux batteries :

Les séparateurs MP₁ 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°C.

Le débit gazeux des séparateurs MP₁ 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^{ème} étage.

Les séparateurs MP₂ reçoivent le brut des séparateurs MP₁ 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 MP₂ et LP se rencontrent dans le ballon pour alimenter le ballon d'aspiration du compresseur 1^{er} 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 borbier.

II.2.2. Unité d'optimisation

L'unité d'optimisation a pour but d'ajuster la tension de vapeur TVR 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 a une température de 132 °C est assuré par deux rebouilleurs, le brut circule cote calandre et l'huile chaude cote faisceau (tube)

Le brut ainsi stabilisé, après avoir été refroidi dans l'aéroréfrigérant à 40°C sera envoyé vers le séparateur 3^{ème} 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, MP₂ et alimentent le ballon. La partie gazeuse est envoyée vers le ballon d'aspiration (Eliot 1^{er} 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^{er} étage à une pression de 14 bars puis refoulé vers le ballon puis envoyé vers le ballon d'aspiration (Eliot 2^{ème} étage).

B. Section stabilisation haute pression

Le brut sortant des séparateurs MP₂ 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^{er} étage se rencontrent pour alimenter le ballon d'aspiration du compresseur 2^{ème} 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 de 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 stockage.

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^{ème} étage. autre ballon

C. Unité déshydratation au TEG

Le gaz provenant du ballon horizontal est dirigé vers le séparateur pour éliminer les condensats puis alimente le contacteur ou 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 pomper par des pompes MP vers le contacteur TEG.

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 sècheurs 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 EDR (Electro-Dialyse Réversible)

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 (Na^+ , Ca^{++} , Mg^{++} , K^+) et d'anions (Cl^- , HCO^- , SO_4^{-2} , 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 sûr 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 quelle 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 m³ 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 MP₁ 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 Sm³/jour et tourne avec une vitesse de 6720 tours/min

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 CO₂; 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 contact ;
- 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 180⁰ 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.

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 Cooperation) ;
- 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) basé 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 logic controller) 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^{ème} 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^{ème} étages.

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

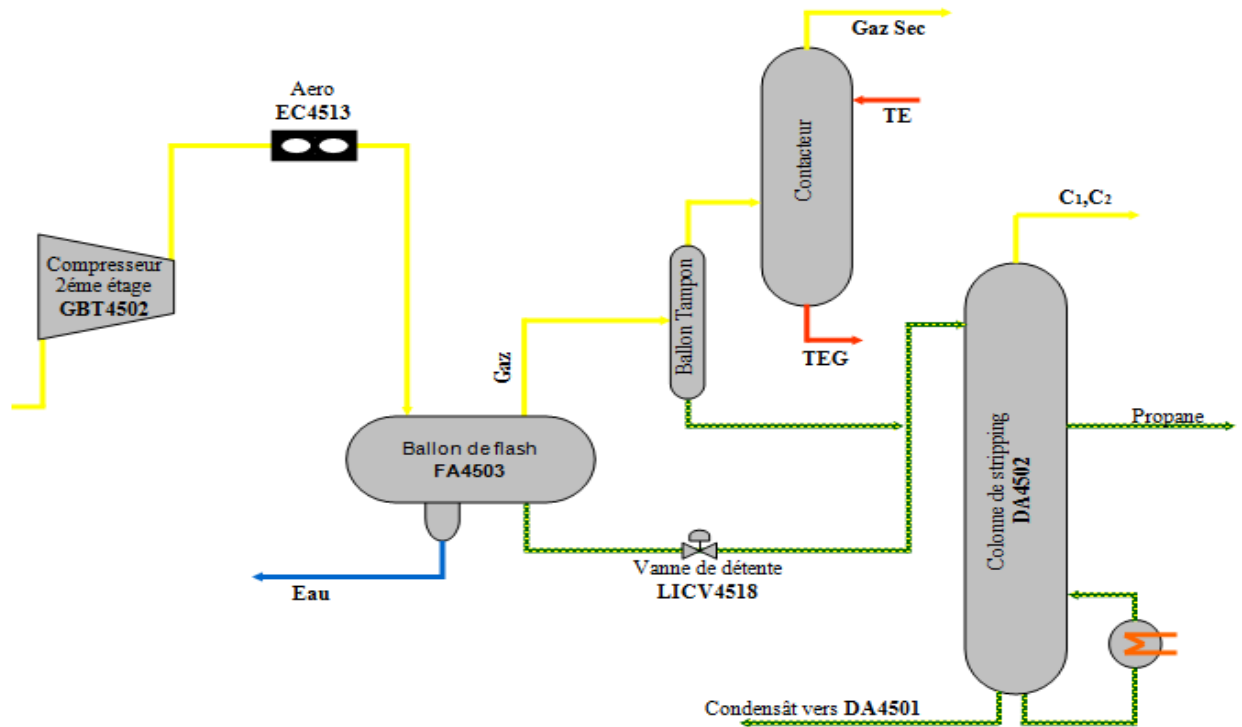


Fig .II.2.schéma description section de récupération le condensât.

Chapitre III

description des équipements fondamentales

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 caviter 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 .1)

Par un système de grillages et de chicanes convenablement disposées 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.

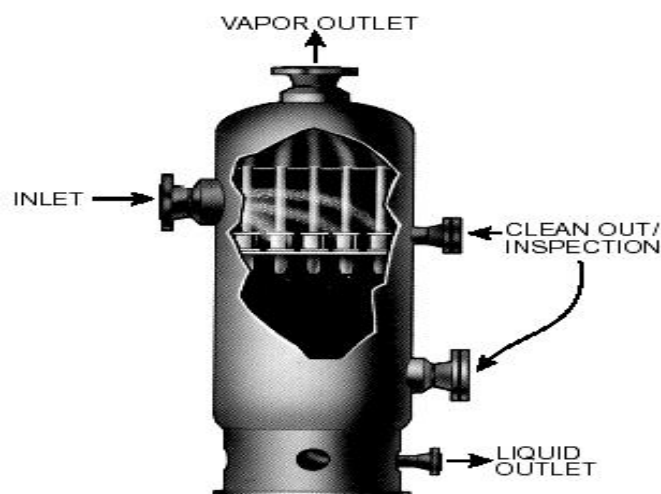


Fig.III.1. le forme de séparateur

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 partis fonctionnels :

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 déflecteur ; une première séparation est ainsi réalisée par gravité, centrifugation et de collision.

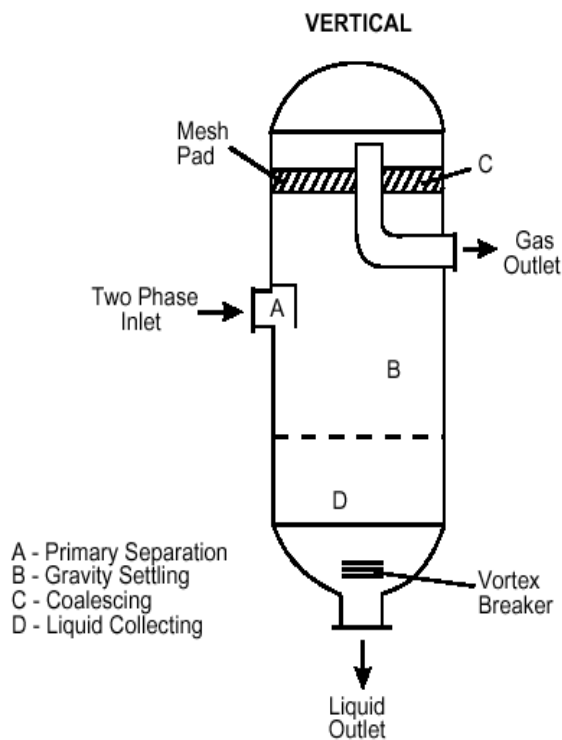


Fig III.2.le Séparateur vertical

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.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.

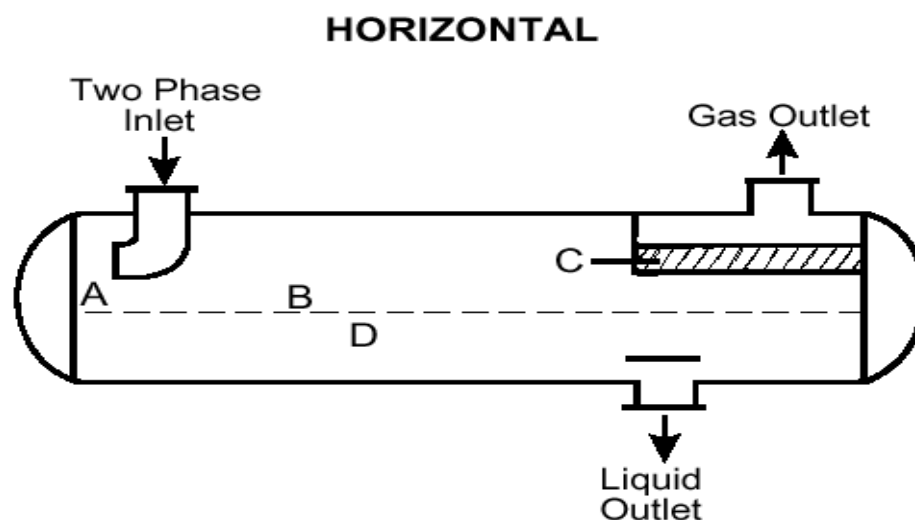


Fig.III.3. *Séparateur horizontal*

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

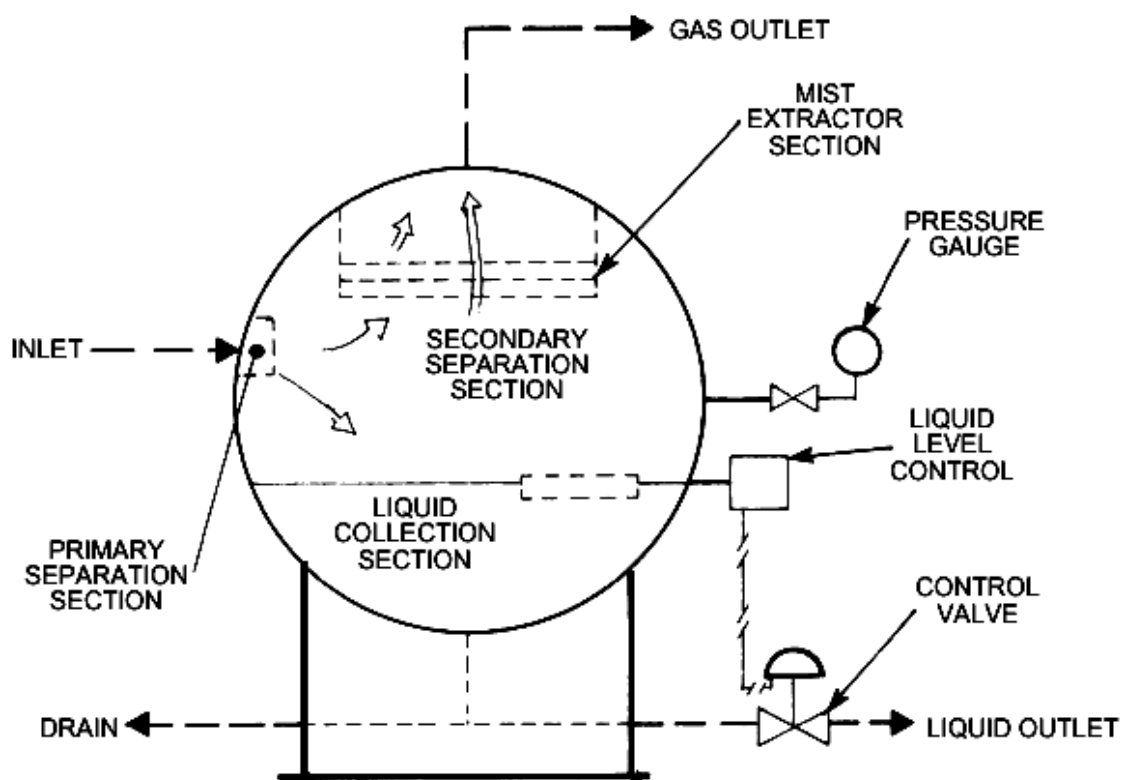
Le séparateur horizontal à deux compartiments présente une capacité de séparation plus grande en ce qui concerne le débit de la phase, le compartiment inférieur étant utilisé comme zone de collecte liquide et compartiment supérieur comme zone de séparation.

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.4)



Courtesy American Petroleum Institute

Fig. III.4.le 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 aux quelles on les soumet.

Les appareils dans les quels 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 séparant les deux produits on prévenant leur mélange.

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

III.2.2.Classification des échangeurs

On distingue trois 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 :

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.

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 parallépipédique. 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 15m².

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

Echangeurs à faisceaux et calandre

Ce type d'appareil est de loin le plus répandu en raffinage. L'appareil est constitué par un faisceau de 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.

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.

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.

III.3. Les aeroréfrigérants

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 aeroréfrigérants peuvent être classées comme suit :

III.3.4.1.Faisceau de tubes

a. Tubes

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

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.

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.

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 « honeycomb » ou « nid d'abeille » qui, tout en réduisant le jeu, abaisse le niveau sonore du ventilateur.

III.3.6.Choix entre les aeroréfrigérants 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.

Inconvénients principaux

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 coût des avantages qui, de loin, l'emportent sur les inconvénients.

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.

Chapitre IV

Rappels des théories fondamentales

IV.1. Notions fondamentales sur la transmission de chaleur

La transmission de la chaleur ou la théorie d'échange de chaleur est une science qui traite la propagation de la chaleur dans différents milieux. L'expérience montre que deux corps isolés de l'ambiance et à température différente échangent de l'énergie sous forme de chaleur jusqu'à la disparition complète de leur différence de température.

On distingue actuellement trois modes de transmission de la chaleur :

- **Conduction ;**
- **Convection ;**
- **Rayonnement ou radiation.**

IV.1.1. Conduction

C'est un processus d'échange de chaleur entre les particules des corps en présence d'un gradient de température. L'essentiel de ce transfert résulte de la transmission d'une énergie cinétique des particules infinies composant le corps.

La conduction thermique à l'état pur ne se manifeste que dans les corps solides et dans les couches minces et immobiles de liquides ou de gaz.

IV.1.2. Convection

Cet échange a pour origine le mouvement d'un fluide. Ce mouvement peut prendre naissance sous l'effet des différences de températures dans le fluide donc de différences de densité par déplacement réciproques des particules chaudes et froides : Il s'agit de convection libre ou naturelle. Ce mouvement peut être provoqué par une cause mécanique (pompe, agitateur, soufflante...etc.) : Il s'agit alors de convection forcée.

Le mouvement de l'eau qui bout dans une casserole que l'on chauffe relève du phénomène de la convection ; l'eau des zones les plus chaudes (celles qui sont au fond de la casserole) se dilate et s'élève (poussée d'Archimède) tandis que celle des zones les plus froides descendent. Le mouvement d'ensemble des molécules d'eau due à des différences de température est ce qu'on appelle la convection naturelle.

IV.1.3. Rayonnement

Cet échange est caractérisé par l'absence d'un contact direct entre les corps. Tout corps dont la température est supérieure au zéro rayonne dans toutes les directions. Une énergie sous forme d'ondes électromagnétiques. Inversement tout corps est susceptible d'absorber ou d'émettre partiellement ou entièrement une énergie.

Enfin, signalons que l'échange de chaleur entre les corps peut s'opérer à des régimes thermiques établis (ou permanents) et non établi (ou transitoire), Pendant le régime établi la température à chaque point du corps reste invariable dans le temps.

Lorsque le régime est non établi la température à chaque point du corps varie en fonction du temps. Les équations de transfert comportent alors le terme différentiel est relatif au temps

IV.2. Transfert de chaleur

IV.2.1. Conduction

Fourier dès 1822, écrit l'expression du flux élémentaire de chaleur pendant le temps est sous la forme suivante :

$$q = \frac{dQ}{ds \cdot dt} = -\lambda \frac{dT}{dl} \quad \dots\dots\dots(IV.1)$$

Avec :

- dQ : quantité de chaleur ;
- dt : temps ;
- dT : température ;
- dl : épaisseur du matériau traversé par le flux de chaleur ;
- ds : section traversée par le flux de chaleur ;
- λ : coefficient de conductivité thermique du matériau ;

Le signe moins signifie que le flux calorifique va du chaud au froid. Le signe du gradient de température est opposé à celui du flux.

A. Conduction à travers une paroi plane

A.1. Paroi à une seule couche

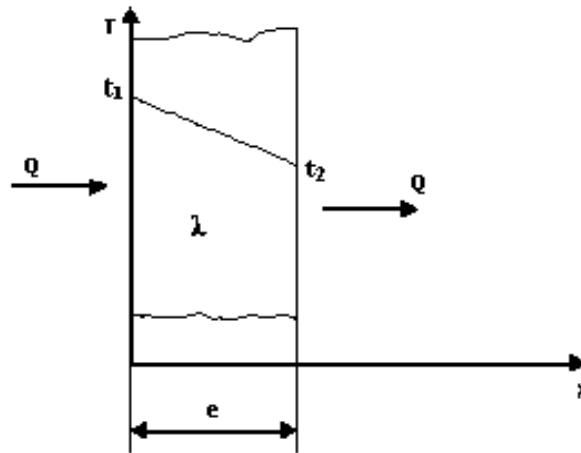


Fig. IV.1. paroi à une seule couche

La variation de la température suivant l'épaisseur de la paroi (Fig-1) est régie par une relation linéaire. La quantité de chaleur passant à travers la paroi est exprimée par la loi de Fourier:

$$Q = \lambda \frac{(t_1 - t_2)}{e} s \quad \dots\dots\dots(\text{IV.2})$$

Où :

- Q : la quantité ou débit de chaleur en W ;
- λ : coefficient de conductivité thermique du matériau en W /m°C ;
- t_1 : température de la surface extérieure de la paroi en °C ;
- t_2 : température de la surface intérieure de la paroi en °C ;
- e : épaisseur de la paroi en m ;
- s : surface de la paroi en m² ;

Le coefficient de conductivité thermique est en général déterminé par voie expérimentale. La valeur de λ dépend de la nature de la substance du corps, de sa structure, et varie en fonction de la température. Dans le tableau ci- dessous il est donné les valeurs de λ pour différents corps solides, liquides et gazeux.

D'une façon générale, les métaux sont beaucoup plus conducteurs de chaleur que les substances non métalliques. Les gaz sont plutôt mauvais conducteurs : le caractère isolant de la laine de verre est due à la présence de l'air emprisonné entre les fibres. (Tableau.1)

Tab.1. Le coefficient λ pour différents corps solides, liquides et gazeux

Matériau	λ (W /m. degré)	Matériau	λ (W /m. degré)
Aluminium	204	Verre	0,78
Cuivre	386	Liège	0,17
Fer (pur)	16	Laine de verre	0,038
Acier au carbone	50	Eau	0,556
Fonte	60	Air	0,0262
Argent	419	Tartre de chaudière	0,70
Laiton	100	Suie	0,08
Béton	1,30	Brique réfractaire	0,75

Reprenons l'équation : $Q = \lambda \frac{(t_1 - t_2)}{e} S$ En divisant ; $\frac{Q}{S}$

On aura : $q = \frac{Q}{S} = \lambda \frac{(t_1 - t_2)}{e}$ en W/m²(IV.3)

La grandeur $\frac{Q}{S}$ est appelée densité spécifique du flux thermique ou flux de chaleur.

$$q = \frac{\lambda}{e} (t_1 - t_2) \text{ en W/m}^2 \text{(IV.4)}$$

La grandeur $\frac{\lambda}{e}$ est appelée conductivité (ou conductance) thermique.

sa valeur inverse $\frac{e}{\lambda}$ résistivité (ou résistance) thermique exprimée-en $\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W}$

En posant $R = \frac{e}{\lambda}$ on obtient : $Q = \frac{(t_1 - t_2)}{R} S$ et $q = \frac{t_1 - t_2}{R}$

A.2. Paroi à plusieurs couches (murs composés)

Considérons une paroi constituée par trois couches de matériaux différents adhérant intimement l'une à l'autre.

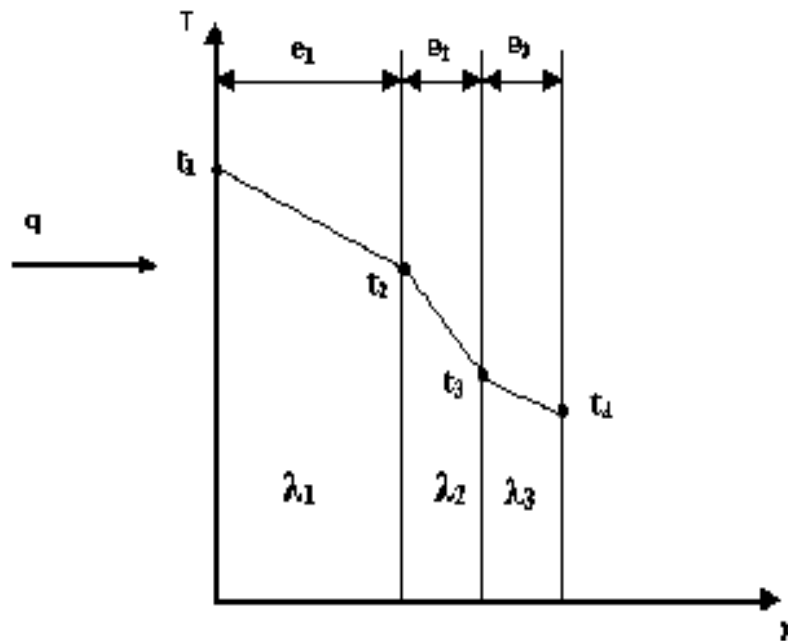


Fig.VI.2. Paroi à plusieurs couches

Le flux de chaleur q est constant pour toutes les couches de la paroi (Fig-2) ; C'est pourquoi pour chacune des couches nous pouvons écrire l'équation suivante :

$$\text{1}^{\text{ère}} \text{ couche : } q = \frac{\lambda_1}{e_1} (t_1 - t_2) \quad \dots\dots\dots(\text{IV.5})$$

$$\text{2}^{\text{ème}} \text{ couche : } q = \frac{\lambda_2}{e_2} (t_2 - t_3) \quad \dots\dots\dots(\text{IV.6})$$

$$\text{3}^{\text{ème}} \text{ couche : } q = \frac{\lambda_3}{e_3} (t_3 - t_4) \quad \dots\dots\dots(\text{IV.7})$$

En additionnant ces trois équations membre à membre nous obtenons :

$$q = \frac{t_1 - t_4}{\frac{e_1}{\lambda_1} + \frac{e_2}{\lambda_2} + \frac{e_3}{\lambda_3}} \quad \text{en } w/m^2 \quad \dots\dots\dots(\text{IV.8})$$

Si le mur est constitué par l'accolement de n couches d'épaisseurs e_1, e_2, \dots, e_n et de conductivités thermiques $\lambda_1, \lambda_2, \dots, \lambda_n$, le flux reste toujours constant et l'on a :

$$q = \frac{t_i - t_{n+1}}{\sum \frac{e_i}{\lambda_i}} \quad \dots\dots\dots(\text{IV.9})$$

Si : $R = \sum e_i / \lambda_i = \sum R_i$ On aura : $q = \frac{t_i - t_{n+1}}{\sum R_i} \quad \dots\dots\dots(\text{IV.10})$

$\sum R_i$: Est la somme de toutes les résistivités thermiques des différentes couches de la paroi

B. Conduction à travers une paroi cylindrique

Outre que les parois planes, dans le domaine pratique de l'échange de chaleur il est souvent utilisé des parois cylindriques (parois de tubes) qui sont soit à une seule couche soit à plusieurs couches.

B.1. Paroi à une seule couche

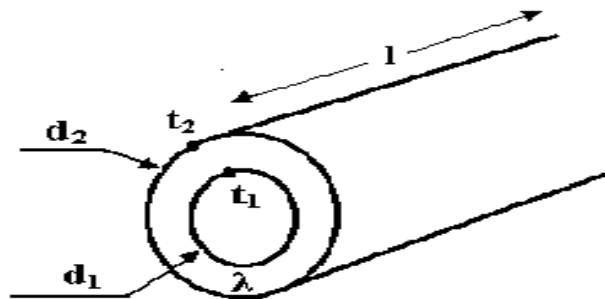


Fig. IV.3. Paroi cylindrique à une seule couche

La valeur de la quantité de chaleur passant à travers une paroi cylindrique (Fig.3) à une seule couche est :

$$Q = \frac{t_1 - t_2}{\frac{l}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}} \quad \text{en w} \quad \dots\dots\dots(\text{IV.11})$$

Où :

- l : Longueur du tube en m ;
- d_1 et d_2 : Les diamètres intérieur et extérieur en m ;
- t_1, t_2 : Températures aux surfaces intérieure et extérieure du tube en °C ($t_1 > t_2$) ;
- λ : Coefficient de conductivité thermique du matériau en W /m°C ;

La grandeur au dénominateur de l'équation représente la résistivité (résistance) thermique **R**.

Examinons le débit de chaleur par unité de longueur de tube :

$$q_l = \frac{Q}{l} = 2,732 \lambda \frac{t_1 - t_2}{\log \frac{d_2}{d_1}} \quad \text{en W/m} \quad \dots\dots\dots(\text{IV.12})$$

B.2. Paroi à plusieurs couches

Dans le cas d'une paroi composée l'expression du débit de chaleur s'écrira :

$$q_l = 2,732 \frac{t_i - t_{n+1}}{\sum \frac{1}{\lambda_i} \log \frac{d_{i+1}}{d_i}} \quad \dots\dots\dots(\text{IV.13})$$

IV.2.2. Convection

L'échange de chaleur par convection se produit entre une paroi et un fluide baignant la dite paroi lorsqu'ils sont en contact directs.

A. Loi fondamentale de la convection

Le flux de chaleur transmis par convection entre une surface et un fluide est donné par la relation suivante :

$$\begin{aligned} Q &= h s (t_1 - t_2) \text{ en w} && \text{équation de Newton-Richmann} && \dots\dots\dots(\text{IV.14}) \\ q &= h (t_1 - t_2) \text{ en w/m}^2 \end{aligned}$$

Avec :

- Q : quantité ou débit de chaleur de par convection (w) ;
- q : flux de chaleur (w/m²) ;
- h : coefficient d'échange de chaleur (w /m² °C) ;
- S : surface d'échange en m² (ou surface de contact entre le fluide et le solide) ;
- t_1 et t_2 : Température de la paroi du solide celle du fluide en °C ;
- $1/h$: résistance thermique par convection ;
- h : conductance thermique par convection ;

B. Convection simultanée

B.1. Paroi plane

$$q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{\Delta t}{\frac{1}{h_1} + \sum \frac{e_i}{\lambda_i} + \frac{1}{h_2}} \text{ en w/m}^2 \dots\dots\dots(\text{IV.15})$$

B.2. Paroi cylindrique

$$q_1 = \frac{Q}{l} = \frac{\pi \Delta t}{\frac{1}{h_1 d_1} + \frac{1,15}{\lambda_1} \log \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{h_2 d_2}} \text{ en w/m} \dots\dots\dots(\text{IV.16})$$

Δt : représente la différence de température entre les milieux extrêmes.

IV.2.3. Rayonnement

Cet échange de chaleur est caractérisé par l'absence d'un contact direct entre les corps. L'échange de chaleur peut ainsi s'opérer lorsque les corps se trouvent à une certaine distance l'une de l'autre. Les rayonnements de tous types sont transmis sous formes d'ondes (oscillations) électromagnétiques. Suivant la longueur des ondes ces oscillations présentent différentes propriétés énergétiques. On distingue ainsi les rayons x, ultraviolets, lumineux, les rayons infrarouges...etc.

Dans le domaine de l'échange de chaleur, un rôle important revient aux rayons thermiques infrarouges. Tout corps dont la température est supérieure au zéro absolu (0°K) rayonne dans toutes les directions une énergie sous forme d'ondes électromagnétiques.

Inversement tout corps est susceptible d'absorber ou d'émettre partiellement ou entièrement une énergie. Cette forme de transfert de chaleur ne nécessite donc aucun support matériel et s'identifie parfaitement à la propagation de la lumière c'est-à-dire à l'optique.

IV. 3. Etude du transfert de chaleur

Etant données deux produits dont les températures sont différentes, la transmission de chaleur s'effectue d'un milieu plus chaud à un milieu plus froid.

Quel que soit le type de l'appareil utilisé il est possible d'établir le bilan thermique global en écrivant que la quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud est égale à celle récupérée par le fluide froid, si l'on néglige les pertes thermiques.

$$\text{Soit :} \quad Q = M C_p (T_1 - T_2) = m c_p (t_2 - t_1) \quad \dots\dots\dots (\text{VI.17})$$

$$Q = M (H_1 - H_2) = m (h_2 - h_1) \quad \dots\dots\dots (\text{IV.18})$$

Où :

- Les lettres majuscules sont réservées au fluide chaud, les minuscules au fluide froid ;
- 1 et 2 : indices correspondant respectivement à l'entrée et à la sortie ;
- M et m : débits massiques des fluides en kg /h ;
- C_p : chaleur spécifique moyenne (pression constante) du fluide chaud, en kcal /kg °C ;

- C_p : chaleur spécifique moyenne (pression constante) du fluide chauffé, en kcal /kg °C ;
- T et t : températures des fluides en °C ;
- H et h : enthalpies des fluides en fonction de leurs températures T et t en kcal /kg ;

Par ailleurs on peut appliquer l'équation de Fourier :

$$Q = U S \Delta TLM \quad \dots\dots\dots (IV.19)$$

Où :

- Q : quantité de chaleur transmise par unité de temps en kcal /h ;
- U : coefficient global de transfert de chaleur en kcal /h m². °C ;
- S : surface totale d'échange de l'appareil en m² ;
- ΔTLM : différence de température logarithmique moyenne en °C ;

Le coefficient de transfert U dépend de plusieurs facteurs : la nature du fluide, sa vitesse d'écoulement, la composition chimique du matériau, les dimension du tube et le taux d'encrassement de la paroi qui sépare les deux fluides...etc.

A. Différence moyenne de température ΔTLM

Elle est déterminée selon :

$$\Delta TLM = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2,3 \log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad \dots\dots\dots (IV.20)$$

L'évolution de la température de chaque fluide à partir des températures d'entrées T_1 et t_1 conditionne la valeur moyenne de ΔT . Elle est fonction :

- De la nature et des débits des deux fluides
- Du sens d'écoulement relatif des deux fluides qui peuvent circuler soit à contre-courant pur ou à courants parallèles, comme est le cas pour les échangeurs double-tube, soit à courants mixtes, successivement contre-courant et courants parallèles pour des appareils tubulaires à plusieurs passes.

A.1. Echange à contre-courant pur

Les entrées et les sorties de chaque produit sont respectivement à l'opposé l'une de l'autre, de sorte que les produits se croisent. (Fig.1)

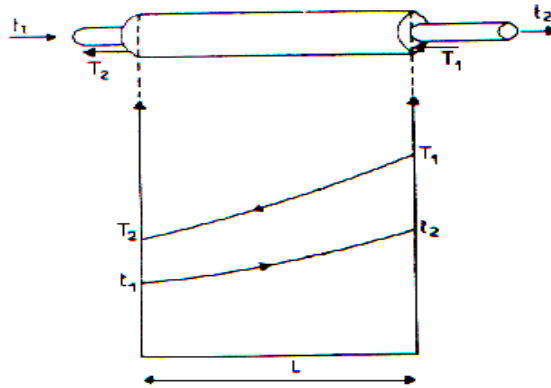


Fig. IV.1.échange à contre-courant pur

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1$$

Où :

T_1 et T_2 : températures initiale et finale du produit chaud.

t_1 et t_2 : températures initiale et finale du produit froid

A.2. Echange à courants parallèles

Les deux entrées, sont du même côté de l'échangeur (Fig.2) et les deux sorties à l'autre extrémité de sorte que les produits cheminent parallèlement de chaque côté de la surface d'échange.

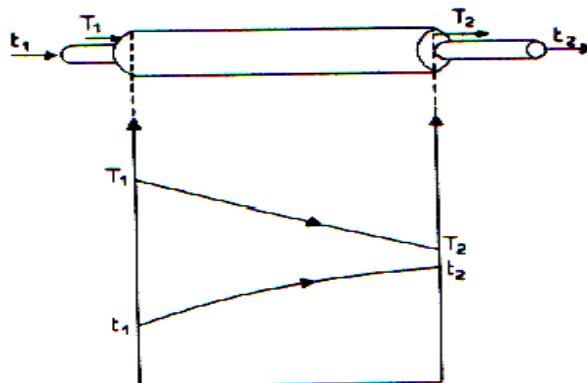


Fig. IV.2.échange à courants parallèles

On remarque que l'échange à contre-courant est plus efficace que l'échange à courants de même sens à cause de la ΔTLM plus élevée.

B. Coefficient global de transfert de chaleur

La détermination du coefficient global de transfert de chaleur est une partie importante du calcul des échangeurs. Pour les parois planes le coefficient global est donné par la formule suivante :

$$U = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} \text{ Kcal / m}^2 \text{ h} \cdot \text{c.} \dots\dots (IV.21)$$

Ou :

α_1 : coefficient d'échange par convection entre le fluide chaud et la paroi, Kcal / m² h°c ;

α_2 : coefficient d'échange par convection entre la paroi et le fluide froid, Kcal / m² h°c ;

$$\sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} = R_1 + \frac{\delta_p}{\lambda_p} + R_2 \dots\dots\dots (IV.22)$$

δ_p : épaisseur de la paroi, (m) ;

λ_p : conductivité thermique de la paroi, (Kcal / m h°c) ;

R_1 et R_2 : résistances thermiques des films d'encrassement, (m² h°c / Kcal) ;

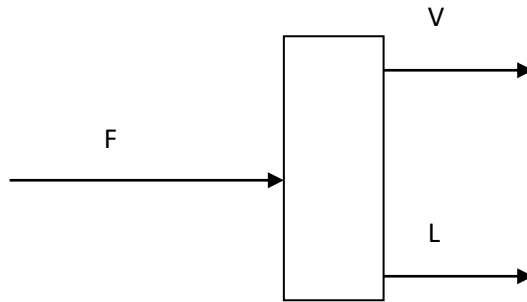
Les valeurs de R_1 et R_2 sont déterminées habituellement soit par l'expérience, soit par l'épaisseur et la conductivité thermique des films d'encrassement à l'aide de la formule suivant :

$$R = \frac{\delta}{\lambda} \dots\dots\dots(IV.23)$$

D'où, pour calculer U le problème fondamental est de trouver les valeurs de α_1 et α_2

IV.4.Méthode de calcul d'un flash

Considérons le système suivant :



Si on suppose que : $F = V + L$ (IV.24)

Pour chaque constituant i , on a :

$$F z_i = V y_i + L x_i \quad \text{.....(IV.25)}$$

IV1.1. Calcul de la composition molaire à l'entrée du séparateur

$$Z_i = \frac{N_i}{N_T} \quad \text{.....(IV.26)}$$

N_i : Débit molaire de l'élément (k mole/h)

N_T : Débit total de tous les composants (K mole)

Z_i : Composition molaire de l'élément « i » à l'entrée.

*Détermination des constantes d'équilibres K_i pour chaque constituant tableau I.

*Estimation d'un taux de vaporisation « é » et calcul de la composition molaire.

*pour chaque constituant de la phase liquide à la sortie par la formule suivante :

$$X'_i = \frac{Z_i}{1 - \epsilon(1 - K_i)} \quad \text{.....(IV.27)}$$

é : Taux d'évaporation.

X' : Composition molaire de l'élément « i » dans la phase liquide.

Z'_i : Composition molaire de l'élément « i » à l'entrée.

K_i : Constante d'équilibre

IV.1.2. Le taux de vaporisation estimé doit vérifier la relation suivante

$$\sum \frac{Z'_i}{1-\epsilon(1-K_i)} = 1 \dots\dots\dots(\text{IV.28})$$

IV.1.3. Calcul de la composition molaire

On calcul la composition molaire pour chaque constituant dans la phase gazeuse par la formule suivante:

$$Y'_i = K_i \cdot X'_i \dots\dots\dots(\text{IV.29})$$

Y'_i : Composition molaire du constituant « i » dans la phase gazeuse.

K_i : Constante d'équilibre du constituant « i »

X'_i : Composition molaire du constituant « i » dans la phase liquide.

VI.1.4. Calcul du débit total du liquide et celui de la vapeur

$$V = g \cdot \epsilon \dots\dots\dots(\text{IV.30})$$

$$L = g \cdot (1 - \epsilon) \dots\dots(\text{IV.31})$$

L : Débit molaire de la phase liquide (K mol/h)

V : Débit molaire de la phase gazeuse (K mol/h)

g : Débit molaire de la charge (k mol/h)

VI.1.5. Calcul du débit de chaque constituant dans les phases

$$L_i = L \cdot X'_i \dots\dots\dots(\text{IV.32})$$

$$V_i = V \cdot Y'_i \dots\dots\dots(\text{IV.33})$$

V_i : Débit molaire du constituant « i » dans la phase gazeuse (K mole/h)

V : Débit molaire total de la phase gazeuse (K mole/h)

L_i : Débit molaire du constituant dans la phase liquide (K mole/h)

L : Débit molaire total de la phase liquide.

X'_i : Composition molaire du constituant « i » dans la phase liquide

Y'_i : Composition molaire du constituant « i » dans la phase vapeur.

Chapitre V

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.

V.1. Description du simulateur HYSYS

V. 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.

V.1. 2. Conception générale du logiciel

Les composantes principales sont les suivantes:

V. 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.

V.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.

V. 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 :

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

Tab. V.1 : Les différents modèles thermodynamiques

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.

V. 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.

V.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.

V.2.Introduction

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 et change l'aéroréfrigérant à l'échangeur de chaleur et encor comparé la quantité d'eau sortent on fond de ballon de flash et la quantité de condensat.

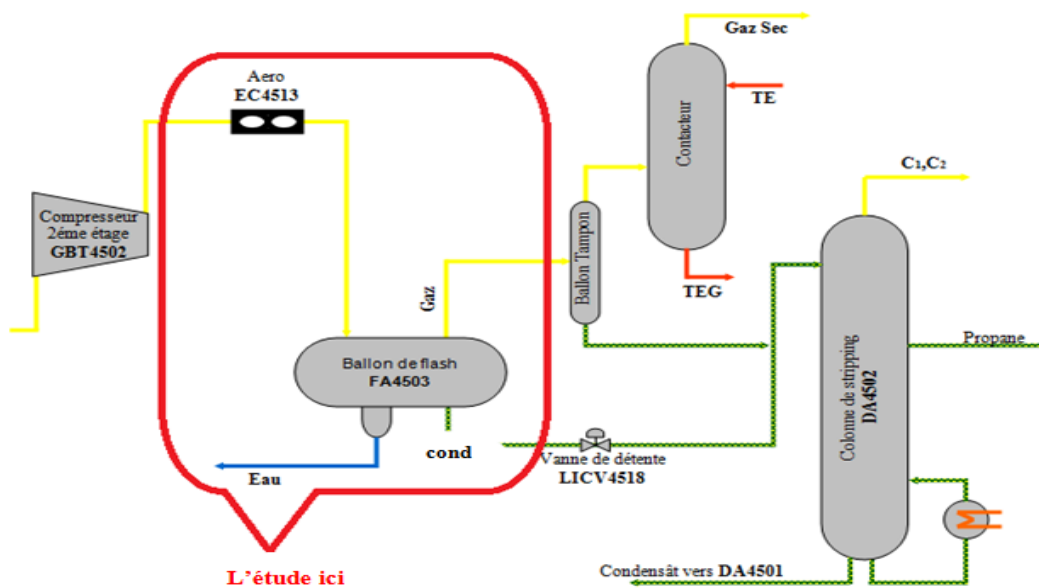


Fig. V.1.schéma déterminer notre étude

V. 3. Calcule de flash

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 $V= 43$ m³ ;

V.3.1. Calcul des débits molaires de chaque constituant

D'après la formule (IV.26) dans la méthode de calcul de flash, on obtient les résultats dans le tableau. V.2 ; ci-dessus ;

Tab .V.2. les débits molaires de chaque constituant

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

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

Le tableau V.3.ci-dessus résume les résultats ;

Tab.V.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
C1	0.1221	0.5050	56.9294	1235.1948
C2	0.1509	0.1896	70.3999	463.7367
C3	0.2840	0.1477	132.4604	361.2424
iC4	0.0485	0.0134	22.5981	32.7782
nC4	0.1490	0.0324	69.4988	79.4351
iC5	0.0453	0.0053	21.1358	12.8527
nC5	0.0720	0.0069	33.5690	16.8268
C6	0.0680	0.0027	29.3721	6.6668
C7	0.0108	0.0002	5.0317	0.5352
C8+	0.0323	0.0003	15.0627	0.7593
N2	0.0062	0.0589	2.9071	144.1778
H2O	0.0012	0.0025	0.5420	5.9949
CO2	0.148	0.0350	6.9182	85.6621
TOTAL	1.0000	1.0000	466.4	2446

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

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

Recommandation

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 optimisé deux méthodes :

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

V.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 $V = 43$ m³ ;

Le tableau V.4.ci-dessus résume les résultats :

Tab.V.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
C1	0.142745	0.549871	107.6682	1184.456
C2	0.177542	0.185799	133.9149	400.2218
C3	0.305414	0.122252	230.3648	263.338
iC4	0.046565	0.009403	35.1226	20.2541
nC4	0.136749	0.021215	103.1457	45.6977
iC5	0.036802	0.002892	27.7583	6.2295
nC5	0.05659	0.00358	42.6842	7.7115
C6	0.044393	0.001186	33.4844	2.5544
C7	0.007142	0.000084	5.3869	0.18
C8+	0.02067	0.000107	15.591	0.2309
N2	0.017818	0.036738	13.4398	79.1354
H2O	0.000563	0.001045	0.4248	2.2507
CO2	0.007006	0.065829	5.2841	141.8004
TOTAL	1.0000	1.0000	754.2698	2154.061

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

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

V.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 meilleure pression est : $P = 61^\circ\text{C}$

Remarque: les autres pressions dans 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 $V = 43$ m³ ;

Le tableau V.5.ci-dessus résume les résultats

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

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

La quantité d'eau sortant au fond de séparateur est

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

D'après les résultats on induire :

Pour récupérer une bonne quantité des condensats 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 à place de aérorefrigérant .

V.4.Calcul de flash avec l'installation de l'aérorefrigérant et l'échangeur de chaleur

V.4.1.Calcul avec l'installation de l'aérorefrigérant

L'entrée de l'aérorefrigérant nous utilisons (Stream 1) qui porte la condition de gaz, cette dernière mélange avec l'air dont l'aérorefrigérant

Le schéma ci-dessus résume les résultats ;

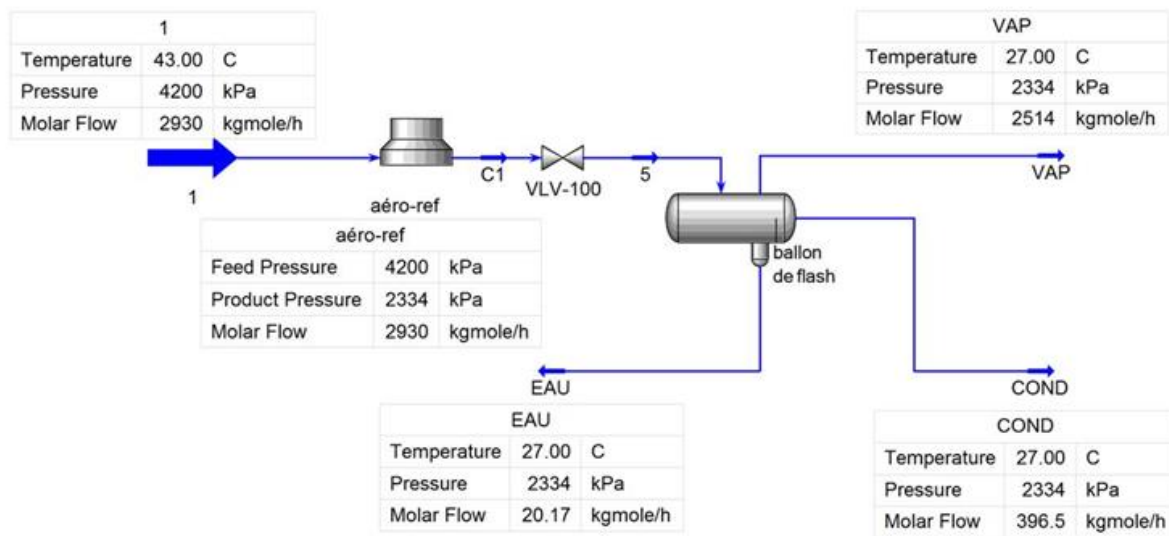


Fig. V.1. schéma d'installation d'aéroréfrigérant

V.4.2.Calcul avec l'installation de l'échangeur de chaleur

- La première entrée on l'échangeur nous utilisons (Stream 1) qui porte la condition de gaz.
- La deuxième entrée on l'échangeur nous utilisons l'eau du fond du ballon qui mélangé avec autre l'eau en condition standard (Stream 2) pour refroidir le gaz avant son entrée au ballon de flash .

Stream 2 :

- La température $T= 25^{\circ}\text{C}$;
- La pression $P= 1.013$ bars ;
- Le débit $D= 1000$ k mole/h ;

Le schéma ci-dessus résume les résultats ;

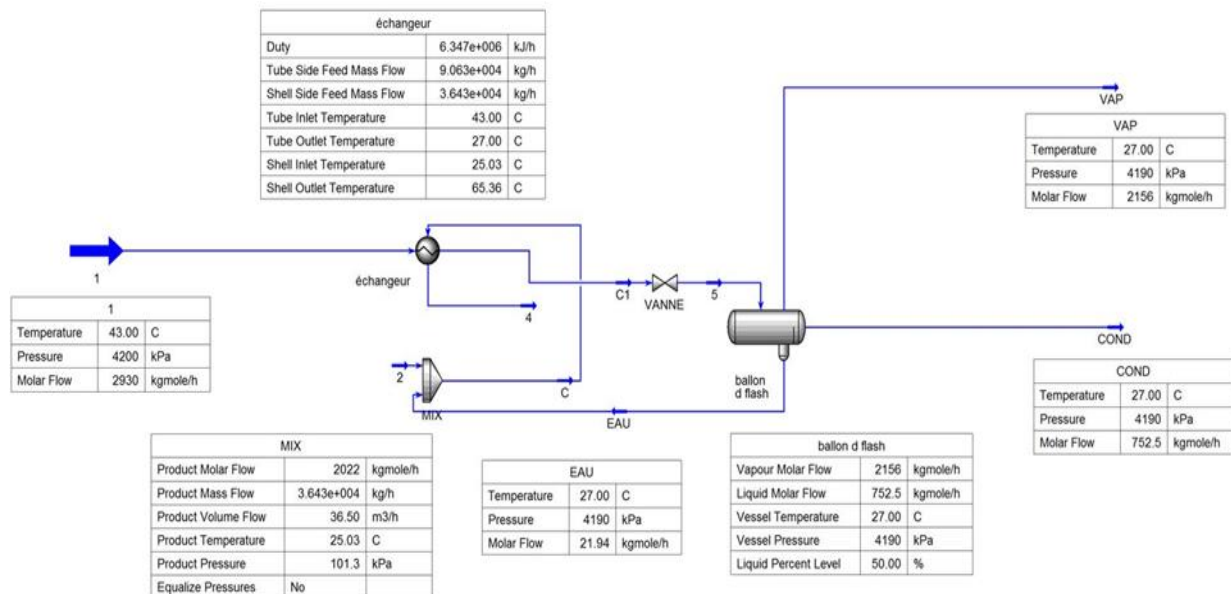


Fig. V.2.schéma d'installation d'échangeur de chaleur

V.5.Recommandation

La conception de l'échangeur de chaleur on place de l'aérorefrigirent a conduit à la modification du circuit de production du condensât, cette dernière s'y augmenter dans le ballon de séparation de 396.5 à 752.5 k mol/h aussi augmenté la quantité d'eau sortent de 20.17 à 21.94 k mol/h.

D'après tout le résultats pour assurer la meilleure récupération de condensât, il est nécessaire d'envisager une politique de maintenance préventive pour la bonne marche notre d'installation .

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 l'eau du fond le ballon 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.

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:

Le débits molaire de chaque constituant dans la phase liquide et vapeur à la sortie du ballon

Annexe ou titre : (V .3.3.)

Les résultats dans T=41C et P=42bars:

<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

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

Les résultats dans 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

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

Les résultats dans 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

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

Les résultats dans 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

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

Les résultats dans 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

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

Les résultats dans 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

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

Les résultats dans 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

Le débits molaire de chaque constituant dans la phase liquide et vapeur à la sortie du ballon

Annexe ou titre : (V .3.4)

Les résultats dans T=43C et P=45 bars

<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

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

Les résultats sont T=43°C 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

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

Les résultats dons 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

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

Les résultats dans 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

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

Les résultats dans 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

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

Les résultats dans 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

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

Les résultats dans 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

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

Les résultats sont T=43°C 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

1. Gaz naturel, production, traitement et transport.
« Publication IFP, édition technip 1995 »
2. Natural gas Processing Principles and Technology-partII.
« Author: Dr.A.HYounger ,P.Eng April2004 »
3. Raffinage et génie chimique tom I et II.
« Auteur: Pierre Wuitthier édition 1972 »
- 4- Conférence sur Le GPL. HASSI MESSAOUD.
« Janvier2000 »
5. Alexandre Rojey, Bernard Durand, Claude Jaffret, Sophie Jullian, Michel Valais, « Le gaz naturel production traitement transport ».
« Editions Technip 1994 »
6. DUFFAU, C ; GRILLOT, J, M. ; NAVARRO, J, M. ; VIDIL, R.-Echangeurs de chaleur, l'encrassement dans les échangeurs description, prévention et remèdes.
« Paris : Edition Tec et Doc, 1991»
7. GRETH (équipe de)-Echangeurs de chaleur : description des échangeurs.-
Techniques de l'ingénieur (N° B152, B2341),
« Génie énergétique, 5-1995 »
8. Hysys Process Documentation, Hypothec, Ing, AEA Groupe, Calgary
« 2000 (CD.ROM) »
9. J.P. WAUQUIER : Procédés de séparation,
« Editions TECHNIP 1998 –Paris »
10. Mémoire fin d'étude « récupération du condensat ou niveau de ballon FA4503
centre de traitement de pétrole Rhorde Elbaguel » prépare par Marakep nader et
zuoiken Billel
« l'année scolaire 2008-2009 »
11. Sites Internet :
 - www.sonatrach-dz.com
 - www.techniques-ingenieures.fr