

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
République Algérienne Démocratique et Populaire  
وزارة التعليم العالي و البحث العلمي  
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université Mohamed Khider – Biskra

Faculté des Sciences et de la technologie

Département : Chimie Industrielle



جامعة محمد خيضر بسكرة  
كلية العلوم و التكنولوجيا  
قسم: الكيمياء الصناعية

Mémoire présenté en vue de l'obtention  
du diplôme de Master en : Génie des Procédés

Option : Génie Chimique

*Condensation des vapeurs de tête de  
l'unité de régénération de glycol  
du module IV Hassi R'mel*

Présenté par :

**ELHAMEL Hacene et BENOAKHIR Hamza**

Devant le jury composé de :

Président : Mr. MERZOUGUI A.elkarim

Encadreur : Mr. SAKRI Adel

Examinatrice : Mme. GHEBGHOB. F

Promotion Juin 2013

# REMERCIEMENTS

*Tout d'abord nous remercions Dieu tout puissant qui nous a éclairés vers le bon chemin.*

*Nous remercions notre encadreur, Monsieur A.SAKRI pour avoir accepté de nous encadrer et pour nous 'avoir guidé tout au long de ce travail avec beaucoup de patience, ainsi que pour ses conseils judicieux et ses encouragements.*

*Nous tenons à remercier Mr M.KARIM d'avoir accepté de présider le jury de la soutenance.*

*Nous témoignons également notre reconnaissance à Mme F. GHEBGHOUB, d'avoir accepté d'examiner ce travail.*

*Nous tenons aussi à remercier Mr. A. BOUGUETTAYA, chef de service du module 4 de nous 'avoir accueilli au sein de son équipe, et d'avoir mis à notre disposition tous les moyens humains et matériaux nécessaires pour la réalisation de ce mémoire.*

*Nous 'adressons nos sincères remerciements à tous les enseignants de la faculté des sciences et de la technologie  
Med. Kfider. Biskra.*

*Nos remerciements vont aussi à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à l'accomplissement de ce travail.*

 Hamza et Hacene

# DÉDICACE

*Je dédie ce modeste travail  
A ceux qui m'ont mis au monde ;  
Mes très chers parents :*

*Celle qui a veillé sur moi pendant toute ma vie, et celui qui n'a  
attendu que la fin de mes études pour voir son fruit sur lequel  
il a veillé, je le lui dédie à sa mémoire en guise de respect à son  
égard.*

*Mes sœurs : Nadia , Sihem , Meriem et ma petite sœur Hadil  
Mes frères : Malek, Hichem (chouchou), soufianne  
Mon binôme : Elhamel Hacene*

*À mes camarades de la promotion (2012/2013) de génie des procédés et  
en particulier mes amis : Abdou , Slimane , Roumaïssa  
Belkacem , lazhar , bouha , hichem , razkalah  
à qui je dois ma profonde sympathie.*

*A mes très chers amis : Ismail , Adel , Youcef , Djamel , Badri  
Maamoun , Nourddine , Riad , Okba , Zakj , Kfairo  
Amairouche , Basset , Biro , Dossa , Amine , Takj , Mahrez  
Rachad , Khalti Zineb , Zohra.(Zoo), Zineb  
Besma , Linda , Amina , Sabrina , Soumia , Imane*

*Aux stagiaires que j'ai rencontré à hassi r'mel : Mohammed  
Othman , Ziani , djamel , Habib , Fethi , Rahim  
Abderrazek , boha , swich , hamza , Hamada  
Amer , haider , Aissam , Bilal , brahim*

*Ainsi qu'a tous mes professeurs, enseignants  
Et tous mes amis du primaire*

*jusqu'à l'université.*

 Hamza

# DÉDICACE

*Je dédie ce modeste travail  
A ceux qui m'ont mis au monde ;  
Mes très chers parents :  
Celle qui a veillé sur moi pendant toute ma vie, et celui qui n'a  
attendu que la fin de mes études pour voir son fruit sur lequel  
il a veillé, je le lui dédie à sa mémoire en guise de respect à son  
égard.*

*Mes sœurs : Khadidja et ma petite adorable sœur Dounia  
Mes frères : Djalel, Ibrahime , Okba  
Mon binôme : Benouakfir Hamza*

*À mes camarades de la promotion (2012/2013) de génie des procédés et  
en particulier mes amis : Abdou , Slimane , Roumaïssa , Belkacem, lazhar  
, bouha , hichem , razkalah  
à qui je dois ma profonde sympathie.*

*A mes très chers amis : Achref, Maamoune, Saddam, Islame, Nawri  
, Ridha , Ismail, Khairo, Basset , Djamel , Badri , Birou ,  
Doussa , Amine , Anter , hichem, Nadhir,  
Sofiane , Mina , Zohra (Zoo),  
Meriem, Amel, Zineb*

*Aux stagiaires que j'ai rencontré à hassi rmel : Mohammed ,  
Otman , Ziani , djamel , Habib , Fethi , Rahim ,  
Abedrrazek , boha , swich , hamza , hamada ,  
Amer , haider , Aissam , Bilal , brahim*

*Ainsi qu'a tous mes professeurs, enseignants  
et tous mes amis du primaire*

*jusqu'à l'université.*

 *Hacene*

# SOMMAIRE

<i>Introduction générale</i> .....	1
<b>Chapitre I : Présentation du Champ de Hassi R'mel</b>	
<i>I.1 Situation géographique</i> .....	3
<i>I.2 Historique du développement du champ de Hassi R'mel</i> .....	4
<i>I.3 Installations gazières à Hassi R'mel</i> .....	4
<i>I.4. Modules de traitement du gaz</i> .....	6
<i>I.5 Les procédés de traitement de gaz</i> .....	7
<i>I.5.1 Procédé PRITCHARD</i> .....	7
<i>I.5.2 Procédé HUDSON</i> .....	7
<b>Chapitre II : Présentation du Module IV</b>	
<i>II.1 Présentation générale du module IV</i> .....	8
<i>II.2 Description du procédé</i> .....	8
<i>II.2.1 Section de séparation à haute pression</i> .....	8
<i>II.2.2 Section de fractionnement</i> .....	9
<i>II.2.3 Section de recompression et de transfert du gaz</i> .....	13
<i>II.2.4 Stockage et expédition du GPL</i> .....	13
<i>II.2.5 Le holding –recompresseur de GPL</i> .....	13
<i>II.2.6 Stockage et expédition du condensât</i> .....	13
<i>II.2.7 Section génératrice de gaz combustible</i> .....	14
<i>II.2.8 Section torche et vide vite</i> .....	14

II.2.9 Unité de régénération du glycol .....	14
II.3 Section utilités .....	17
II.3.1 Traitement des eaux .....	17
II.3.2 Unité d'air .....	17
II.3.3 Gaz inerte .....	18
II.4 Le laboratoire.....	18
II.5 Alimentation électrique du module .....	18
II.6 Caractéristiques des produits finis.....	18
II.6.1 Spécifications du gaz sec.....	18
II.6.2 Condensât .....	19
II.6.3 Gaz de Pétrole Liquéfié : .....	19

### **Chapitre III : Déshydratation de Gaz Naturel**

III.1 Généralités sur le gaz naturel.....	20
III.2 Gaz naturel en Algérie .....	20
III.3 Types de gaz naturel.....	20
III.4 Teneur en eau du gaz naturel .....	21
III.5 Mesure de la teneur en eau.....	21
III.6 Déshydratation du gaz naturel .....	21
III.6.1 Déshydratation par refroidissement et ajout d'un inhibiteur..	22
III.7 Choix du glycol .....	22
III.8 Différents types de glycol .....	23
III.9 Propriétés physico-chimiques des glycols.....	23
III.10 Pertes de glycol.....	24
III.11 Impact des vapeurs de tête de l'unité de régénération de glycol.....	24

<i>III.11.1 Ethylène glycol</i> .....	24
<i>III.11.2 Mercure</i> .....	25
<i>III.11.3 Benzène</i> .....	26
<i>III.11.4 Toluène</i> .....	26
<i>III.11.5 Xylène</i> .....	27

## **Chapitre IV : Théorie Sur Les Aéroréfrigérants**

<i>IV.1. Les aéroréfrigérants</i> .....	28
<i>IV.2. Description de l'aéroréfrigérants</i> .....	28
<i>IV.3. Technologie des aéroréfrigérants</i> .....	28
<i>IV.3.1. Faisceaux tubulaires</i> .....	29
<i>IV.3.2. Les tubes</i> .....	29
<i>IV.3.3. Les ailettes</i> .....	29
<i>IV.3.4. Boites de distribution ou collecteurs</i> .....	31
<i>IV.3.5. Système de ventilation</i> .....	34
<i>IV.3.6. Système de régulation des aéroréfrigérants</i> .....	35
<i>IV.3.7. Chambres de distribution d'air entre ventilateurs et faisceaux</i> .....	35
<i>IV.3.8. Les structures</i> .....	36
<i>IV.4. Choix entre les aéroréfrigérants à tirage induit ou à tirageforcé</i> .....	36
<i>IV.5. Méthode de calcul de l'aéroréfrigérant</i> .....	37

## **Chapitre V : Les Séparateurs**

<i>V.1. Séparation de deux phases fluides</i> .....	47
<i>V.2. Séparation gaz-liquide</i> .....	47
<i>V.2.1. Ballons de détente</i> .....	47
<i>V.2.2. Ballons tampons</i> .....	48

<i>V.2.3. Ballons de reflux .....</i>	<i>48</i>
<i>    V.2.3.1. Condensation totale des vapeurs .....</i>	<i>51</i>
<i>    V.2.3.2. Condensation partielle des vapeurs .....</i>	<i>51</i>

## ***Chapitre VI : Partie Calcul***

<i>VI.1. Bilan matière de la colonne de régénération du glycol C 301.....</i>	<i>53</i>
<i>VI.2. Calcul de l'aérocondenseur E303.....</i>	<i>55</i>
<i>VI.3. Calcul du ballon D302.....</i>	<i>66</i>
<i>VI.4. Evaluation du prix de l'aérocondenseur E 303.....</i>	<i>68</i>
<i>VI.5. Schéma de la nouvelle installation .....</i>	<i>69</i>

## ***Conclusion générale***

## ***Références bibliographiques***

## ***Annexes***

# Liste des Figures

<i>Figure</i>	<i>page</i>
<i>Figure .I.1 : Situation géographique de Hassi R'mel. ....</i>	<i>3</i>
<i>Figure.I.2 : Présentation géographique des installations gazières de Hassi R'mel ..... 6</i>	<i>6</i>
<i>Figure.II.1 : Schéma simplifié du processus du MPP IV. ....12</i>	<i>12</i>
<i>Figure.II.2 : Schéma de l'unité de régénération du glycol. ....16</i>	<i>16</i>
<i>Figure.IV.1 : Aéroréfrigérants : positions des faisceaux.....28</i>	<i>28</i>
<i>Figure.IV.2 : Ailettes type L.....29</i>	<i>29</i>
<i>Figure.IV.3 : Ailettes type double L. ....30</i>	<i>30</i>
<i>Figure.IV.4 : Ailettes type L avec moletage.....30</i>	<i>30</i>
<i>Figure.IV.5 : Ailettes extrudées sur tube bimétallique.....31</i>	<i>31</i>
<i>Figure.IV.6 : Ailettes encastrées type G.....31</i>	<i>31</i>
<i>Figure.IV.7 : Collecteur à bouchons .....32</i>	<i>32</i>
<i>Figure.IV.8: Collecteur à couvercle démontable.....32</i>	<i>32</i>
<i>Figure.IV.9 : Manifold cylindrique . ....33</i>	<i>33</i>
<i>Figure.IV.10 : Collecteurs à bonnet: A-bonnet soudé; B-bonnet démontable. ....33</i>	<i>33</i>
<i>Figure.IV.11 : Collecteur manifold. ....34</i>	<i>34</i>
<i>Figure.IV.12 : Aérocondenseurs à tirage induit .....34</i>	<i>34</i>
<i>Figure.IV.13 :Aérocondenseurs à tirage forcé.....35</i>	<i>35</i>
<i>Figure.IV.14 : Hotte et anneau de ventilation. ....35</i>	<i>35</i>

<i>Figure.IV.15 : Chambres de ventilation d'air : A-air forcé ; B-air induit .</i>	<i>36</i>
<i>Figure.IV.16 : la différence de température logarithmique moyenne</i>	<i>38</i>
<i>Figure.V.1 : Ballon de détente vertical.</i>	<i>47</i>
<i>Figure.V.2 : Ballon tampon : disposition du matelas métallique.</i>	<i>48</i>
<i>Figure. V.3 : Segments circulaires</i>	<i>50</i>
<i>Figure.V.4 : Ballon de reflux .</i>	<i>50</i>
<i>Figure.VI.1 :colonne de régénération du glycol C 301</i>	<i>53</i>
<i>Fig. VI.2 : la différence de température logarithmique moyenne</i>	<i>57</i>
<i>Figure.IV.3 : Schéma de la nouvelle installation.</i>	<i>69</i>

## *Liste des Tableaux*

<i>Tableau</i>	<i>page</i>
<i>Tableau III.1 : les propriétés physico-chimiques des différents types de glycols.....</i>	<i>23</i>
<i>Tab.VI.1 : Les différents débits du glycol (cas hiver) .....</i>	<i>53</i>
<i>Tab.VI.2 : Les différents débits du glycol (cas été).....</i>	<i>54</i>
<i>Tab.VI.3 Composition des vapeurs de tête le la colonne derégénération du glycol C301.....</i>	<i>55</i>

## Abréviations

<b>BTX :</b>	Benzène Toluène Xylène.	/
<b>GPL :</b>	Gaz du Pétrole Liquéfié.	/
<b>HSE:</b>	Health Safety and Environment.	/
<b>JGC :</b>	Japan Gasoline Corporation.	/
<b>MEA:</b>	Mono-Ethanol-Amine.	/
<b>PCS :</b>	Pouvoir Calorifique Supérieur.	<b>[kcal/m<sup>3</sup>]</b>
<b>ppm:</b>	Partie par million.	/
<b>S202 :</b>	Puisard.	/
<b>TVR :</b>	Tension de vapeur Reid.	<b>[psia]</b>

## Nomenclature

<b>A<sub>i</sub> :</b>	Surface interne du tube.	<b>[m<sup>2</sup>]</b>
<b>A<sub>x</sub> :</b>	Surface de transfert de chaleur.	<b>[m<sup>2</sup>]</b>
<b>ACFM:</b>	Volume actuel d'air (actual cubic feet per minute).	<b>[m<sup>3</sup>/h]</b>
<b>APM :</b>	Surface extérieure totale par mètre de tube à ailettes (total external area/per fan)	<b>[m<sup>2</sup>/m]</b>
<b>ASPM :</b>	Surface externe du tube fin de la surface de face du paquet (the external area in sq ft/sq ft of bundle face area).	<b>[m<sup>2</sup>/m<sup>2</sup>]</b>
<b>AR :</b>	Rapport de la surface de tube à ailettes comparée à la surface extérieure d'un pouce (1 in).OD du tube nu.	<b>[mm<sup>2</sup>/mm<sup>2</sup>]</b>
<b>B :</b>	Facteur de correction.	<b>[kPa/passe]</b>
<b>bhp :</b>	Puissance du moteur de ventilateur (brake horsepower per fan).	<b>[kW]</b>
<b>Cp:</b>	Chaleur spécifique du mélange à la température moyenne.	<b>[kJ/kg.°C]</b>
<b>D<sub>i</sub> :</b>	Diamètre intérieur des tubes.	<b>[mm]</b>
<b>D<sub>R</sub> :</b>	Rapport de densité d'air à la température moyenne de l'air.	/
<b>D<sub>V</sub> :</b>	Diamètre du ventilateur.	<b>[m]</b>
<b>F :</b>	Facteur de correction.	/
<b>f :</b>	Facteur de friction.	/
<b>F<sub>a</sub> :</b>	Surface faciale totale.	<b>[m<sup>2</sup>]</b>
<b>FAPF :</b>	Surface minimale du ventilateur (fan area per fan).	<b>[m<sup>2</sup>]</b>

$F_p$	Coefficient de perte de charge côté air.	[kPa]
$G$	Débit massique du fluide à refroidir.	[kg/h]
$G_a$	Vitesse massique côté air.	[kg/m <sup>2</sup> .s]
$G_t$	Vitesse massique côté tube.	[kg/m <sup>2</sup> .s]
$h_a$	Coefficient du film ; côté air.	[W/m <sup>2</sup> .°C]
$h_t$	Coefficient du film ; côté tube.	[W/m <sup>2</sup> .°C]
$J$	Facteur de corrélation.	/
$L$	Longueur du tube.	[m]
$I$	Largeur de la surface de face.	[m]
$N$	Nombre de rangées de tubes.	/
$N_p$	Nombre de passes.	/
$N_t$	Nombre de tubes.	/
$N_v$	Nombre de ventilateurs.	/
<b>OD</b>	Diamètre extérieur des tubes.	[mm]
<b>PF</b>	Pression totale du ventilateur (fan total pressure).	[kPa]
<b>Q</b>	Chaleur transférée.	[kW/s]
$r_{dt}$	Coefficient d'encrassement pour le type d'aéroréfrigérant.	[m <sup>2</sup> .°C/W]
$r_{mx}$	Résistance du métal, rapportée à la surface extérieure prolongée.	[m <sup>2</sup> .°C/W]
$U_x$	Coefficient global de transfert de chaleur.	[W/m <sup>2</sup> .C°]
$V_a$	Débit volumique d'air.	[m <sup>3</sup> /s]
$W_a$	Quantité d'air.	[kg/s]
$Y$	Facteur de correction de pression.	[kPa/m]
$\Delta T_a$	Elévation approximative de la température d'air.	[°C]
<b><math>\Delta TLM</math></b>	Différence de température logarithmique moyenne.	[°C]
<b><math>\Delta TLM_c</math></b>	Différence de température logarithmique moyenne corrigée.	[°C]
$\Delta P_a$	Pertes de charges côté air.	[kPa]
$\Delta P_t$	Chute de pression côté tube.	[kPa]
$\mu$	Viscosité dynamique du fluide à la température moyenne.	[cP]
$\mu_i$	Viscosité dynamique du fluide à la température et la pression opératoires.	[cP]

$\rho_a$  : Masse volumique d'air à l'entrée de l'aéroréfrigérant.  $[\text{kg/m}^3]$

$\rho_0$  :Masse volumique d'air aux conditions normales de température et pression.

$[\text{kg/m}^3]$

$\Phi$  : Facteur de correction de la viscosité du fluide à refroidir. /

---

INTRODUCTION

GÉNÉRALE

---

# *Introduction générale*

Le gaz naturel est considéré comme un combustible plus propre et plus respectueux de l'environnement que la plupart des autres combustibles fossiles. Son avantage comparatif en matière d'environnement par rapport au charbon ou au pétrole réside dans le fait que les émissions de dioxyde de soufre sont négligeables et que les niveaux d'oxyde d'azote et de dioxyde de carbone sont plus faibles. Un plus grand recours à cette source d'énergie permettrait notamment de limiter les impacts négatifs sur l'environnement tels que : les pluies acides, la détérioration de la couche d'ozone ou les gaz à effet de serre.

Lors de son traitement, le gaz naturel (brut) passe par plusieurs étapes afin d'obtenir un produit fini qui respecte les normes de commercialisation, parmi ces étapes, l'abaissement des températures pour récupérer plus les lourds, se qui cause le problème de formation d'hydrates due à la présence d'eau.

Il existe plusieurs méthodes pour remédier à ce problème, parmi ces méthodes : l'absorption, l'adsorption et la déshydratation par l'injection du glycol, ce dernier est basé sur le refroidissement par abaissement de température, il est utilisé pour contrôler simultanément les points de rosée eau et hydrocarbures du gaz naturel.

Le champ de Hassi R'Mel est l'un des champs les plus importants en Algérie et au monde. Depuis sa découverte, ce champ a connu un important développement afin d'exploiter le maximum de ce gisement et optimiser le rendement en produits finis : GPL ( $C_3$ ,  $C_4$ ), condensât ( $C_5$ ,  $C_6$ ,  $C_7$ , ...) et gaz sec ( $C_1$ ,  $C_2$ ).

Le gaz brut en provenance des puits contient des quantités considérables d'eau qui peuvent causer des problèmes pour les équipements par la formation des hydrates. Alors la prévention se fait par l'injection du glycol, qui une fois qu'il absorbe l'eau, il est envoyé vers la régénération afin d'augmenter sa concentration par évaporation de l'excès d'eau dans une colonne ouverte à l'atmosphère.

Les vapeurs sortant de tête de la colonne de régénération du glycol renferment de la vapeur d'eau, du glycol, des hydrocarbures légers, des BTX ainsi que du mercure qui sont nocifs pour la santé.

Le cadre de la politique HSE suivi par SONATRACH pour la protection de l'environnement et de la santé publique, optent pour la condensation totale des vapeurs de tête de l'unité de régénération du glycol.

Le but de notre travail est de proposer une installation d'un aéroréfrigérant et d'un ballon pour récupérer toutes les vapeurs de tête.

Ce mémoire se divise en six chapitres :

Le premier chapitre est consacré à la présentation du champ de Hassi R'mel en donnant une vue générale sur ce champ ainsi que les différents procédés utilisés pour le traitement du gaz.

Dans le deuxième chapitre on a présenté le module IV en décrivant le procédé utilisé et les différents produits obtenus.

Le troisième chapitre est consacré à la déshydratation du gaz naturel en citant les différentes méthodes de déshydratation du gaz avec les différents absorbeurs utilisés, et l'impact des vapeurs dégagées en tête de la colonne de l'unité de régénération du glycol.

Dans le quatrième et cinquième chapitre on a détaillé les méthodes analytiques utilisées dans nos calculs.

Dans le sixième et dernier chapitre, nous détaillerions l'ensemble des calculs effectués afin de dimensionner l'aéroréfrigérant et le ballon et je terminerai avec une conclusion et des recommandations.

CHAPITRE I :

---

PRÉSENTATION DU  
CHAMP DE HASSI  
R'MEL

---

## I.1 Situation géographique

Le gisement de Hassi R'mel (découvert en 1956), se trouve à 550 km au sud d'Alger, entre les wilayas de Ghardaïa et Laghouat à une altitude moyenne de 760m. Le climat est caractérisé par une faible pluviométrie (140 mm/an) et une humidité moyenne de 19% en été et de 34% en hiver. La température varie de -5 °C en hiver à 45 °C en été. Les vents dominants sont de direction Nord-Ouest pouvant atteindre la vitesse de 100 km/h.

Le champ de Hassi R'mel est une vaste étendue de 3500 km<sup>2</sup>, il se présente sous une forme elliptique à une profondeur de 2200 m orientée Ouest Nord-Est, il constitue l'un des tous premiers gisements de gaz naturel au monde, avec un volume de gaz à condensat, initialement en place, estimé à près de 3000 milliards de standard mètre cube contenu dans une structure d'environ 80 km de large.

Les études du gisement ont prouvé que le réservoir contenait du gaz, du condensât et du GPL, les richesses initiales étaient de 200 g/m<sup>3</sup> pour le condensât et de 80 g/m<sup>3</sup> pour le GPL. [1]

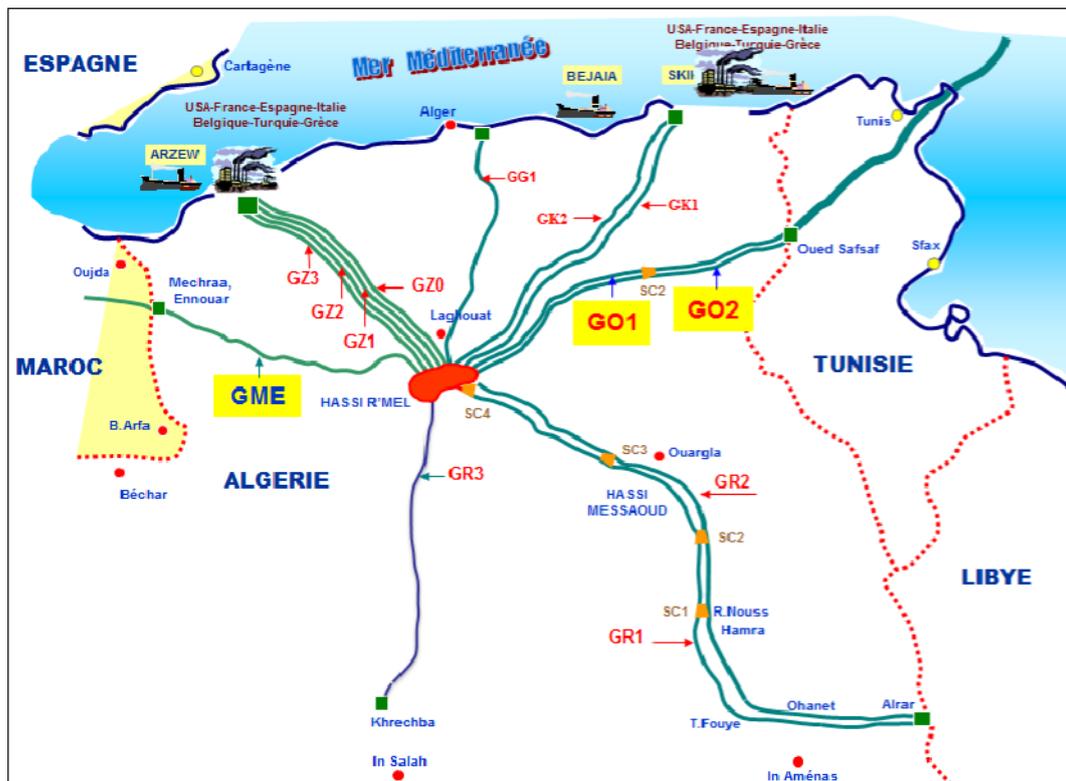


Figure .I.1 : Situation géographique de Hassi R'mel.

## I.2 Historique du développement du champ de Hassi R'mel

Le développement de Hassi R'mel s'est trouvé étroitement lié au développement de l'industrie du gaz dans le monde et les importantes réserves recelées par ce gisement. Plus de 3000 milliards de m<sup>3</sup> ont constitué un atout important pour lancer une politique d'industrie gazière de grande envergure pour le pays. Environ la moitié de la production Algérienne de gaz naturel est issue de ce champ.

La nature de l'effluent et l'homogénéité du réservoir ont conduit au choix d'un modèle de développement relativement simple, il s'agit d'un schéma d'exploitation alterné qui comporte :

- 1- Quatre usines de traitement de gaz de capacité nominale de  $20.10^9 \text{ Sm}^3/\text{an}$  de gaz sec, nommées modules (I-II-III-IV) et une usine de traitement d'une capacité nominale de  $14.10^9 \text{ Sm}^3/\text{an}$  de gaz sec, le module 0.
- 2- Deux stations de réinjection de gaz de capacité nominale unitaire de 30 milliards de m<sup>3</sup>/an de gaz sec (station nord et sud).
- 3- Un centre de stockage et de transfert du condensat et du GPL (CSTF) avec une capacité de  $78.10^3 \text{ m}^3$  de GPL et  $285.10^3 \text{ m}^3$  de condensât .

Le développement final du champ de Hassi R'mel a permis d'atteindre les capacités de production suivantes:

- ✓ 100 milliards de m<sup>3</sup> de gaz /an.
- ✓ 12 millions de tonnes de condensât /an.
- ✓ 3,5 millions de tonnes de GPL /an.
- ✓ 700 milles tonnes de pétrole brut /an .[1]

## I.3 Installations gazières à Hassi R'mel

Le plan de l'ensemble des installations gazières implantées sur le champ de Hassi R'mel est élaboré de façon à avoir une exploitation rationnelle du gisement et pouvoir récupérer le maximum de liquide. Les cinq modules de traitement de gaz (0, I, II, III et IV) sont disposés d'une manière alternée par rapport aux deux stations de compression (station nord et sud), pour avoir un meilleur balayage du gisement.

Les installations mises en oeuvre sont comme suit :

**Secteur Nord :**

- Module III
- Station de Compression et de réinjection Nord (SCN)
- Station Boosting Nord (SBN).

**Secteur Centre :**

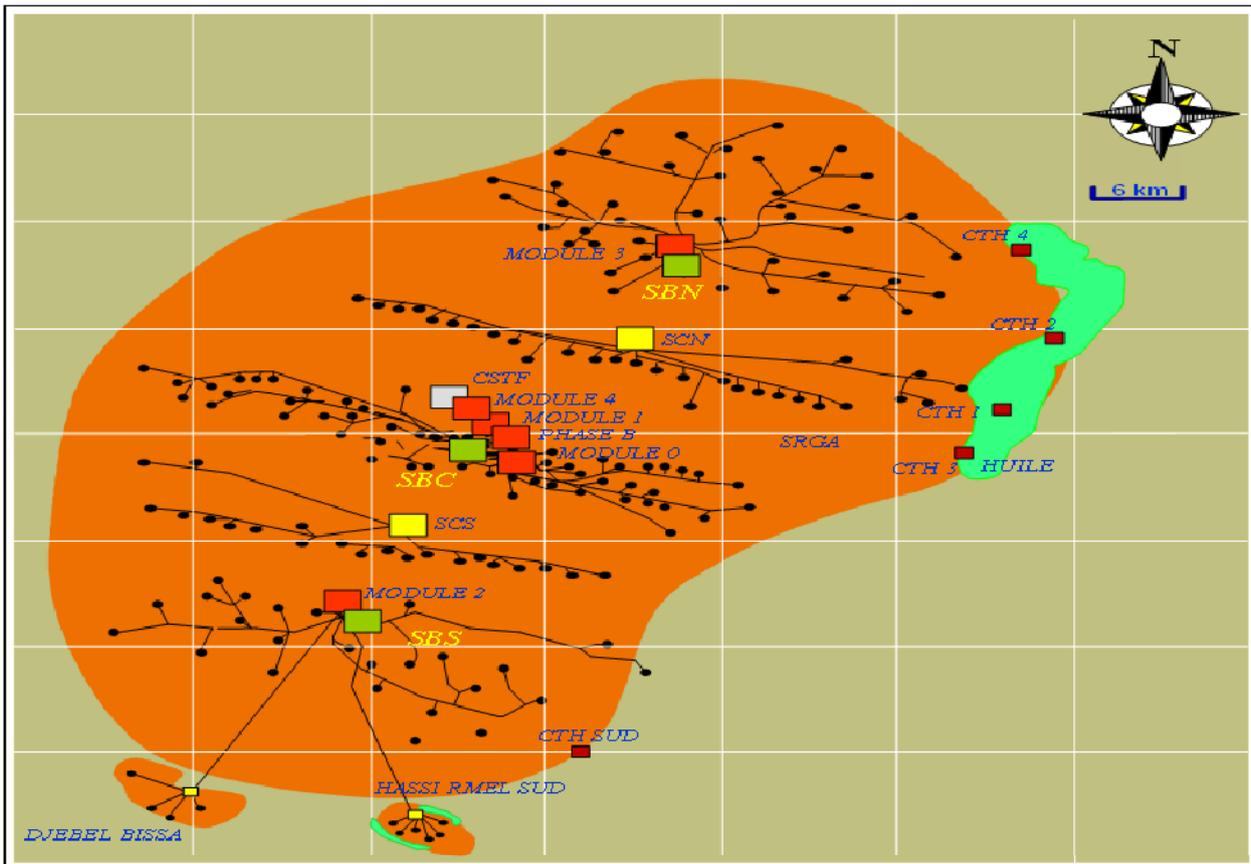
- Module 0, Module I, Module IV
- Centre de Stockage et de Transfert et Facilites (CSTF)
- Station Boosting Centre (SBC)
- Station de Récupération de Gaz Associes (SRGA )
- La phase B.

**Secteur Sud :**

- Module II
- Station de Compression et de réinjection Sud (SCS)
- Station Boosting sud (SBS)
- Centre de Traitement de Gaz CTG/Djebel Bissa
- Centre de Traitement de Gaz CTG/HR-Sud.

**Secteur Est :**

- Centres de Traitements d'Huile (CTH 1, 2, 3, 4 et Sud). [1]



**Figure.I.2 :** Présentation géographique des installations gazières de Hassi R'mel

#### I.4. Modules de traitement du gaz

Un module de traitement de gaz est dénommé « module processing plant » ou MPP, il désigne une usine de traitement de gaz naturel. Cinq modules sont implantés sur le champ de Hassi R'mel, quatre ont une capacité unitaire de  $60 \text{ millions Sm}^3/\text{jour}$ , ils sont constitués de trois trains parallèles : A, B et C dont chaque train assure la même capacité de production en produits finis de  $20 \text{ millions de Sm}^3$ . Le cinquième module (0) qui est le plus ancien comporte deux trains parallèles identiques, avec une capacité de  $30 \text{ millions Sm}^3$  de gaz sec par jour. Il existe deux autres centres de traitement : le HR sud et Djebel Bissa de capacité de 8 et 6 millions  $\text{m}^3/\text{jour}$  respectivement.

Ces installations produisent :

- ✓ Gaz sec de vente ( $C_1, C_2$ ).
- ✓ GPL ( $C_3, C_4$ ).
- ✓ Le condensât ( $C_5, C_6, C_7, \dots$ ). [1]

## I.5 Les procédés de traitement de gaz

Il faut noter que le gaz qui sort du réservoir par les puits producteurs est un mélange triphasique de : gaz, hydrocarbures liquides (condensât, GPL), eau du gisement. Cet effluent est acheminé par un réseau de collecte vers les modules.

Le traitement consiste en la séparation des différents constituants du gaz brut au niveau des modules de traitement. Ces derniers sont munis d'équipements spécifiques, pour assurer cette séparation conformément à des techniques et à des procédés appropriés.

Les procédés de traitement de gaz naturel sont caractérisés par les moyens de réfrigération qu'ils utilisent. Le choix du procédé adéquat se base sur les critères suivants :

- Qualités de l'effluent brut.
- Taux de récupération d'hydrocarbures liquides visé.
- Coût global des investissements .[2]

Il est donc nécessaire de faire subir au gaz naturel la série des traitements suivants afin de lui donner les spécifications requises pour son utilisation à la sortie des puits:

- Détente à la pression de traitement et séparation de l'eau.
- Désulfuration pour éliminer les gaz acides.
- Elimination des fractions lourdes ou dégasolinage .[3]

Pour le champ de Hassi R'mel, deux procédés sont mis en oeuvre :

### I.5.1 Procédé PRITCHARD

Utilisé dans les modules 0 et I, il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par détente à travers une vanne Joule-Thomson et avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant pour atteindre enfin de cycle une température voisine de -23°C. [1]

### I.5.2 Procédé HUDSON

Utilisé dans les modules II, III, et IV, il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par une série de détentes :

- ✓ Une détente au niveau de la vanne Joule-Thomson qui permet d'atteindre une température de -15°C
- ✓ Une détente à travers une machine dynamique appelée « Turbo-Expander » qui permet d'atteindre un niveau de température de -38°C

Le procédé Hudson est plus performant car il permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides. [1]

CHAPITRE II :

---

PRÉSENTATION DU  
MODULE IV

---

## II.1 Présentation générale du module IV

En 1979, la société Japonaise (JGC) en collaboration avec SONATRACH a construit le MPP IV (Module Processing Plant IV).

L'usine MPP IV est un ensemble d'installations qui permettent de récupérer les hydrocarbures lourds (condensât et GPL) à partir du gaz brut, et de produire des gaz traités (gaz de vente ou de réinjection).

Au niveau du MPP IV, on utilise le procédé de HUDSON. Le gaz brut en provenance des puits passe par SBC (Station Boosting Centre) et qui sort avec  $P=108 \text{ kg/cm}^2$  et  $T=62^\circ\text{C}$ , et réparti en trois lignes chacune d'elle comporte les mêmes appareillages de processus et sont de même capacité de production 20 millions  $\text{Sm}^3/\text{jours}$ . Les hydrocarbures récupérés dans chaque section de séparation HP (haute pression) sont séparés en GPL et condensât, ces deux produits s'écoulent vers les sections de stockage et transfert. [1]

La capacité de production est de :

- ✓ 60 millions  $\text{Sm}^3/\text{jour}$  pour gaz sec
- ✓ 11460 tonnes /jour pour le condensât
- ✓ 2110 tonnes / jour pour le GPL. [1]

## II.2 Description du procédé

La figure II.1 illustre le procédé du MPP IV ce procédé est caractérisé par l'utilisation d'un Turbo-Expander pour récupérer les hydrocarbures liquides du gaz, le Turbo-Expander a pour but de récupérer l'énergie qui se produit lorsque le gaz à haute pression se détend dans La turbine (détente isentropique). Le Turbo-Expander permet d'abaisser la température du gaz au-dessous de celle obtenue par une détente adiabatique simple, donc de récupérer les hydrocarbures en forte quantité. [1]

### II.2.1 Section de séparation à haute pression

Cette section a pour fonction de refroidir le gaz brut à l'aide des aéro-réfrigérants (E101), des échangeurs gaz/gaz (E102), (E103) et du Turbo-Expander (K101) afin de condenser et séparer les constituants lourds du gaz.

Le gaz brut en phase mixte arrive à une pression  $P=108 \text{ kg/cm}^2$  et à la température  $T=62^\circ\text{C}$  est divisé en trois écoulements alimentant les trois trains de traitement dans le diffuseur (D001), le gaz brut à destination de chaque train est refroidi dans une batterie

d'aéro-réfrigérants (E101) pour atteindre une température  $T=40^{\circ}\text{C}$  avant de passer dans le premier ballon de séparation haute pression (D101) où se séparent les hydrocarbures condensés et l'eau.

Le gaz sortant en tête de ballon (D101) est acheminé à travers une batterie d'échangeurs gaz/gaz (E102) et (E103) coté tubes pour se refroidir jusqu'à  $T=-6^{\circ}\text{C}$  à contre-courant avec le gaz produit, ensuite il se détend isenthalpiquement à travers la vanne Joule – Thomson (PRC108) jusqu'à  $P=100\text{ kg/cm}^2$  ce qui a pour effet d'abaisser la température jusqu'à  $T=-15^{\circ}\text{C}$ , une injection d'une solution de glycol concentré à 80% est effectuée à l'entrée des échangeurs côté tube pour absorber l'humidité du gaz et empêcher le givrage, le mélange triphasé est acheminé vers le deuxième ballon de séparation haute pression (D102) où se séparent le gaz des hydrocarbures liquides.

Le gaz provenant du séparateur (D102) à  $P=100\text{kg/cm}^2$  et  $T=-15^{\circ}\text{C}$ , subit une détente isentropique dans le (K101) jusqu'à  $P=65\text{kg/cm}^2$ , ce qui permettra d'obtenir une température allant jusqu'à  $T=-37^{\circ}\text{C}$ . Les hydrocarbures liquides ainsi obtenus sont séparés dans le ballon à moyenne pression (D103) tandis que le gaz sec obtenu à ce stade répond aux spécifications du point de vue composition mais il reste froid et il devra donc céder ses frigories en passant par le coté calandre des échangeurs (E102) pour être préchauffé par le gaz brut, puis se dirige vers le coté compresseur du (K101) pour le comprimer à une pression  $P=74\text{ kg/cm}^2$ , il est ensuite transféré vers le CNDG (Centre National de Distribution de Gaz) qui assure son expédition.

Le gaz provenant du séparateur (D104) et celui venant de l'accumulateur de reflux du dééthaniseur (D107), passe à travers l'échangeur (E103), afin de refroidir le gaz brut, puis s'écoule vers la section de recompression (K002). [1]

### II.2.2 Section de fractionnement

La fonction principale de cette section est d'obtenir du condensât et du GPL à partir des hydrocarbures condensés, le fractionnement est réalisé par deux tours de séparation : le dééthaniseur et le débutaniseur. [1]

### II.2.2.1 Dééthaniseur

Les liquides récupérés dans le séparateur (D102) et (D103) sont évacués vers le ballon séparateur de basse pression (D104) où ils subissent un flash jusqu'à  $P=35 \text{ kg/cm}^2$  et une température d'environ  $T= -40^\circ\text{C}$ , ensuite ils seront préchauffés via côté calandre de l'échangeur de reflux de dééthaniseur(E106) et ils sont utilisés comme alimentation froide de la partie supérieure au niveau du 5<sup>ème</sup> plateau de la colonne (C101).

Les hydrocarbures récupérés dans le ballon d'admission (D101) ainsi que le liquide du boosting se dirigent vers le séparateur de condensât riche (D105) maintenu à  $P=32 \text{ kg/cm}^2$  et à une  $T=28^\circ\text{C}$  où les constituants légers à savoir le C2-P sont rectifiés par flash, ensuite ils sont utilisés comme alimentation chaude de la partie inférieure du dééthaniseur au niveau du 21<sup>ème</sup> plateau après avoir été chauffé au préalable dans l'échangeur d'alimentation (E104).

Le gaz sortant en tête du dééthaniseur à  $P = 27 \text{ kg/cm}^2$  est refroidi côté tubes dans le condenseur de tête (E106) pour condenser le GPL entraîné avec les C2- jusqu'à la température  $T=-25^\circ\text{C}$ , une injection du glycol est effectuée côté tubes pour éviter la formation des hydrates et le tout est récupéré dans le ballon de reflux (D107).

Les liquides de (D107) sont retournés en tête du Dééthaniseur (C101) comme reflux froid de la colonne, une injection du glycol est effectuée sur la ligne de reflux pour éviter le givrage dans la partie supérieure de la colonne.

Le liquide descendant des plateaux supérieurs s'accumule dans le plateau accumulateur sous le 12<sup>ème</sup> plateau, à partir duquel il s'écoule par gravité vers le séparateur (D106), qui permet la séparation des hydrocarbures de la solution de glycol, la pompe (P102) assure le retour des hydrocarbures vers la colonne au 13<sup>ème</sup> plateau de la partie inférieure du dééthaniseur. Une partie du liquide du fond du Dééthaniseur servira comme fluide de rebouillage vers le four (H101) par le biais de la pompe (P101) pour permettre l'évaporation des C2- dissous et l'autre partie servira comme fluide d'alimentation de la colonne du débutaniseur (C102) à  $T =140^\circ\text{C}$  au niveau du 21<sup>ème</sup> plateau. [1]

### II.2.2.2 Débutaniseur

Les vapeurs de tête du Débutaniseur (C102) sort à  $P=14,5 \text{ kg/cm}^2$  et à la  $T= 67^\circ\text{C}$  sont totalement condensées dans une batterie d'aéroréfrigérants (E108) jusqu'à  $T = 40^\circ\text{C}$  pour une condensation totale du GPL qui est récupéré dans le ballon de reflux du débutaniseur (D108), la pression du liquide sortant de l'accumulateur augmente sous l'action de la pompe (P105).

Une partie de ce liquide retourne autant que reflux froid vers le premier plateau du débutaniseur (C102), l'autre partie constitue le GPL produit, elle est envoyée vers la section stockage et transfert.

Le liquide récupéré au fond de débutaniseur (C102), une partie utilisée comme fluide de rebouillage envoyé vers le four (H102) par le biais de la pompe (P104) d'où il sort avec une température de  $T=200\text{ °C}$  pour l'évaporation du GPL dissous dans le condensat puis retourne à la partie inférieure de la colonne.

L'autre partie constituera la production du condensât, après avoir effectué un échange thermique dans l'échangeur d'alimentation du dééthaniseur (E104), il est ensuite refroidi dans le réfrigérant à condensât (E107), ces résidus s'écoulent vers la section stockage et de transfert des condensats. [1]

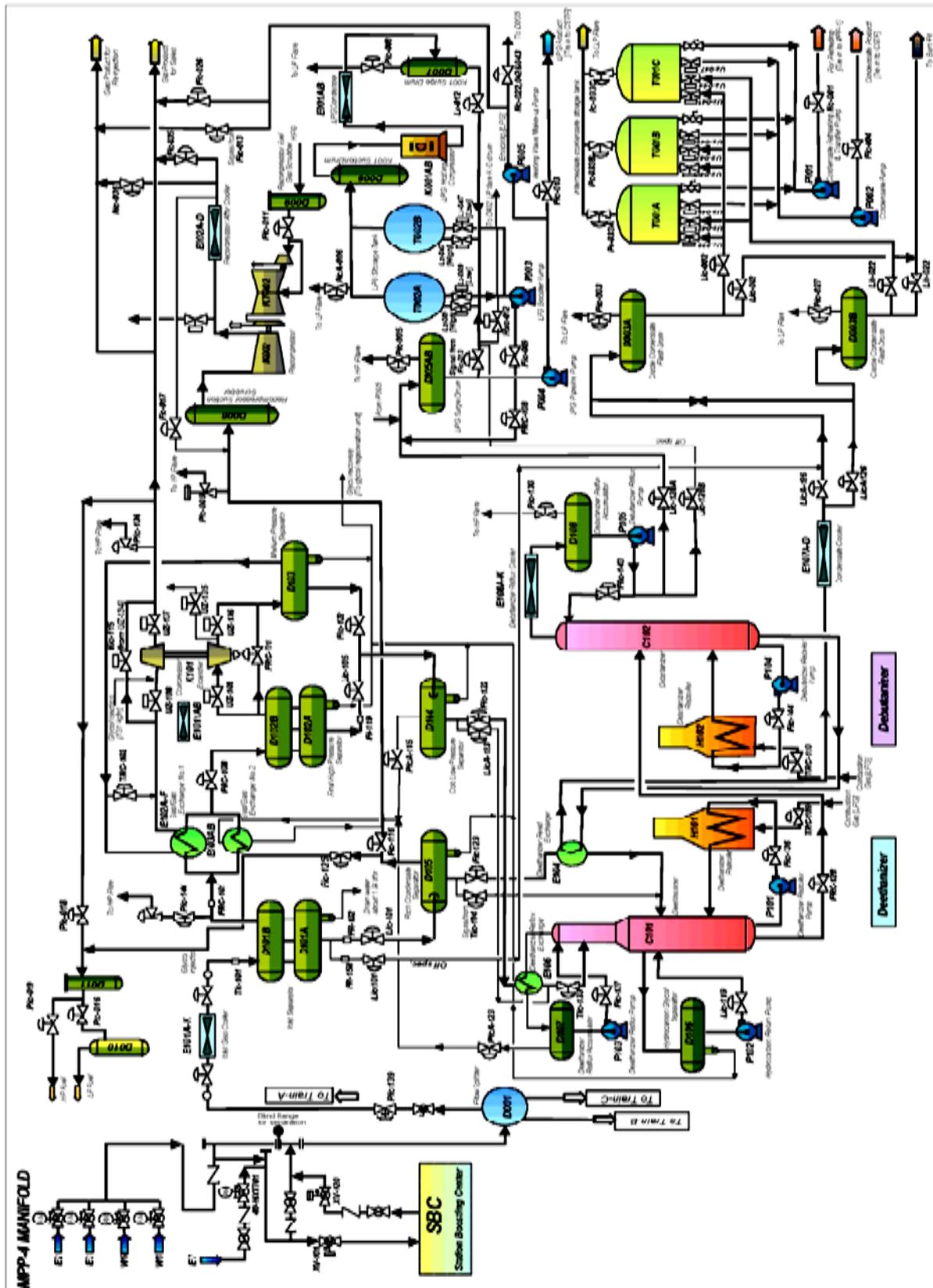


Figure.II.1 : Schéma simplifié du processus du MPP IV.

### II.2.3 Section de recompression et de transfert du gaz

Les gaz séparés dans la section de séparation à haute pression et de celle de fractionnement de chaque ligne se réunissent dans cette section, d'où les gaz sont envoyés en tant que gaz de réinjection ou de vente.

Il est possible d'ajuster le pouvoir calorifique des gaz traités dans la section à haute pression, mais il est finalement déterminé par l'injection de GPL dans cette section. Les écoulements gazeux provenant du (D107), (D104) et du (D105) se réunissent pour s'ajouter à ceux de même nature qui sortent des deux autres lignes.

Tous ces écoulements réunis se dirigent vers le compresseur (K002), les gaz sont comprimés à  $P=75\text{kg/cm}^2$  par (K002) sont refroidis à  $T=54,4^\circ\text{C}$  dans le réfrigérant complémentaire du compresseur (E002) pour s'ajouter aux gaz issus de la section à haute pression. On injecte les GPL dans les gaz traités pour ajuster leur pouvoir calorifique, la pression des GPL est augmentée sous l'action de la pompe d'appoint du GPL (P005). [1]

### II.2.4 Stockage et expédition du GPL

Le GPL est obtenu en tête de débutaniseur dans le ballon de reflux (D108), une partie assure le reflux froid de cette colonne, et l'autre partie est refoulée vers le ballon (D005), à partir des quels il est aspiré par les pompes (P004) qui refoulent vers CSTF comme produit final. Le GPL off-spécification est transféré vers les sphères (T002), à partir desquelles il est aspiré par les pompes (P003) pour son retraitement au niveau des trains. [1]

### II.2.5 Le holding –compresseur de GPL

L'augmentation de la pression des vapeurs de GPL produites dans les sphères (T002) conduit les opérateurs à faire démarrer le compresseur (K001), ce dernier est un compresseur du type à piston sa rotation est assurée par un moteur électrique. Il permet la compression des vapeurs jusqu'à  $P=7\text{kg/cm}^2$ , ainsi comprimées ces vapeurs passent à travers les aéro-réfrigérants (E001) pour se condenser, le GPL liquide est ensuite collecté dans le ballon (D007) ballon de décharge du compresseur (K001), puis retourne dans les sphères. [1].

### II.2.6 Stockage et expédition du condensât

Le module possède trois bacs de stockage (T001) pour le stockage du condensât on-spécification et off-spécification. Actuellement le condensât produit est directement transféré à partir du ballon (D003B) vers le CSTF par le biais des pompes (P002). Le produit off-spec est envoyé vers le bac (T001A) pour être retraité dans le débutaniseur.

Au niveau des ballons (D003A/B) se passe le dégazage du condensât vers torches basses pression à travers les (PIC003) et (PIC027).

Les bacs de stockages ont aussi, par sécurité, une évacuation des gaz et vapeurs vers torche très basse pression, par les vannes (PIC033A/C). [1]

### II.2.7 Section génératrice de gaz combustible

L'alimentation du module (MPPIV) en fuel gaz se fait à partir des points suivants :

- Gaz traité en mode de fonctionnement normal du module (K101) et (D105).
- Gaz brut lors du démarrage.
- A partir du module (MPP I). [1].

### II.2.8 Section torche et vide vite

Cette section est constituée d'un ensemble de torches qui permettent de recevoir l'excès de gaz en cas d'incident survenu lors du traitement ou une augmentation brusque de pression aux niveaux des ballons.

On distingue trois systèmes de torches :

- Torches à haute pression;
- Torches à basse pression;
- Torches à très basse pression. [1]

### II.2.9 Unité de régénération du glycol

La (figure II.2) illustre le procédé de régénération de glycol hydraté, ce dernier venant des trains A-B-C, et ayant une concentration de 73%, une pression égale à  $P=8 \text{ Kg/cm}^2$  et à une température de  $T=-10^\circ\text{C}$ , entre directement dans le condenseur de tête (E302) (tube en U) incorporé au sommet de la colonne. Ainsi préchauffé à  $T=25^\circ\text{C}$ , le glycol hydraté passe ensuite par une batterie d'échangeurs (E301 A/F) coté tube où il sera chauffé jusqu'à  $T=100^\circ\text{C}$ .

L'huile contenue dans le glycol est séparée dans le ballon séparateur d'huile (D301), le glycol est ensuite transféré à travers des filtres à cartouches (S302 A/B) pour éliminer les impuretés et un filtre à charbon pour éliminer les hydrocarbures entraînés, enfin pénètre dans la colonne (C301) au niveau du 5<sup>ème</sup> plateau.

Au niveau de la colonne aura lieu la séparation de l'excès d'eau dans le glycol, et cela en maintenant les températures fixes en tête et au fond de la colonne.

La température de tête assurée par le condenseur de tête a pour rôle de garder la concentration du glycol régénéré à 80%. Et la température de fond de la colonne est assurée par le rebouilleur (H301).

Le reflux chaud est assuré par le rebouilleur (H301), qui est alimenté du fond de la colonne à  $T=120\text{ °C}$ , et entre dans la colonne sous le dernier plateau avec une température de  $T=130\text{ °C}$ , Le produit final est soutiré du fond de la colonne avec les pompes (P301), pour être refouler à  $P=9\text{kg/cm}^2$  et  $T=120\text{ °C}$  à travers le coté calandre des échangeurs (E301), il est ensuite acheminé vers le ballon tampon de glycol (D202 A/B) à  $T=40\text{ °C}$ . A partir de ce ballon le glycol à 80% est injecté dans les trains, par des pompes à pistons(P203) à une pression légèrement supérieur à la pression du gaz, ces ballons sont reliés à un bac de stockage(T201) de glycol pur. [1]

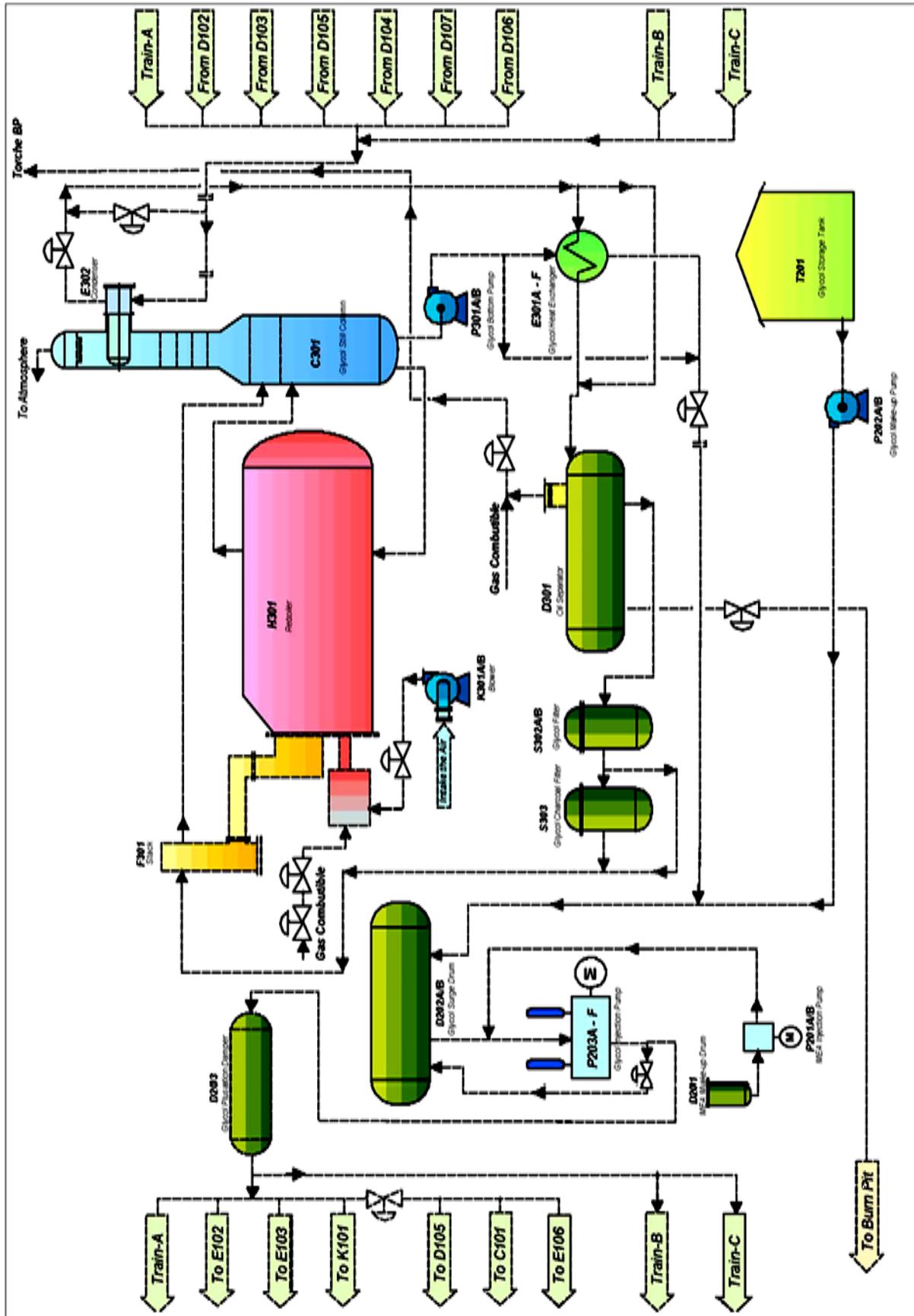


Figure.II.2 : Schéma de l'unité de régénération du glycol.

### II.3 Section utilités

L'exploitation du module IV, comme les autres modules exigent la mise en service des utilités, elle fournit :

- L'eau de refroidissement, l'eau potable, l'eau de service et l'eau incendie
- L'air instrument et l'air service
- Le gaz inerte.

#### II.3.1 Traitement des eaux

Le but de traiter l'eau brute, c'est d'obtenir trois types d'eaux pour les besoins du module : eau de service, eau de refroidissement et eau potable.

##### ➤ L'eau de refroidissement

Il est destiné pour le refroidissement des pompes au Module, ses spécifications sont :

- La dureté totale  $\leq 10$  ppm
- PH = 6,5 – 7,5
- Teneur en fer  $< 0,3$  ppm.

##### ➤ L'eau potable

Elle sert pour satisfaire les besoins locaux en eau potable, ses spécifications sont :

- La dureté totale  $\leq 300$  ppm
- PH = 5,6 – 8,6
- Teneur en fer  $\leq 0,3$  ppm.

##### ➤ L'eau de service et l'eau incendie

• **L'eau de service** : (l'eau brute) elle est utilisée pour nettoyage et lavage des équipements.

• **L'eau incendie** : (l'eau brute) elle est utilisée pour éteindre les incendies qui se produisent au niveau du Module.

#### II.3.2 Unité d'air

Vu l'importante consommation d'air à l'usine, une unité de traitement d'air est conçue pour subvenir à ses besoins, parmi ces besoins :

**Air instrument** : Il est utilisé pour certains instruments pneumatiques (vannes).

**Air service** : Il est utilisé pour le nettoyage des capacités (équipements).

### II.3.3 Gaz inerte

La méthode utilisée au module IV pour obtenir le gaz inerte est l'adsorption. L'air comprimé arrivant du compresseur d'air K401, passe par un éliminateur de matière en suspension (D408) ensuite il entre dans l'un des ballons qui travaille alternativement (S408) où l'oxygène est adsorbé par des granulés de charbon actif et l'humidité est éliminée par des tamis moléculaires. L'azote sortant a une pureté de 99%, utilisé pour dégazer les équipements lors des révisions. [1]

### II.4 Le laboratoire

Il doit être en permanente collaboration avec le service de production et d'exploitation afin d'assurer un fonctionnement adéquat du process et d'intervenir aux éventuelles perturbations. Ceci est assuré au moyens d'analyses de routine de propriétés, des produits intermédiaires et des produits finis comme le GPL, le condensât, le gaz de vente et le glycol.

### II.5 Alimentation électrique du module

Au module IV, deux sous stations alimentées en courant électrique d'une tension de 5,5 kV et qui permettent une distribution de cette énergie aux différentes sections telles que : moteurs des machines tournantes, éclairage extérieur et intérieur. [1].

### II.6 Caractéristiques des produits finis

L'usine (MPP IV) en exploitation normale permet d'obtenir les trois produits finis (gaz sec, GPL et condensat) dont les spécifications sont les suivantes :

#### II.6.1 Spécifications du gaz sec

Les principales caractéristiques physiques du gaz sec sont :

- **Pouvoir calorifique supérieur PCS** : 9350 à 9450 kcal / m<sup>3</sup>
- **Teneur en C5+** : < 0,5 % molaire
- **Teneur en eau** : < 50ppm
- **Point de rosée** : -6 °C à une pression de 75 kg/cm<sup>2</sup>
- **Densité** : 0,66 ;
- **Pression de sortie** : 71 bars G pour gaz de réinjection et 75 bars G pour gaz de vente.

### II.6.2 Condensât

Les principales caractéristiques physiques du condensât sont comme suit :

**Poids spécifique** : Le poids spécifique du condensât est compris entre 0,7 et 0,8

**Point d'éclair** : Son point d'éclair est inférieur à  $-40^{\circ}\text{C}$

**Tension de vapeur Reid (TVR)** = 10 psia (max). [1]

### II.6.3 Gaz de Pétrole Liquéfié :

Les GPL constitués généralement de propane et de butane en proportions variables selon leurs origines. Le GPL doit répondre aux spécifications suivantes :

- Teneur en C2- : inférieure ou égale à 3% mol
- Teneur en C5+ : inférieure ou égale à 0,4% mol .[1]

CHAPITRE III :

---

DÉSHYDRATATION  
DU GAZ NATUREL

---

### III.1 Généralités sur le gaz naturel

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années 70. Elle représente le cinquième de la consommation énergétique mondiale.

En raison de ses avantages économiques et écologiques, le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays. Les propriétés de ce produit, en font l'une des sources d'énergie les plus fiables connues à ce jour. Il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée après le pétrole et il détient 22% de la production énergétique mondiale selon le Département Américain de l'énergie (AIE), Il est considéré comme le combustible fossile du siècle.

Le gaz naturel peut être employé pour le chauffage, la réfrigération et plusieurs autres applications de type industriel. Dans le même temps, il tend à devenir le combustible préféré pour la production d'électricité. [4]

### III.2 Gaz naturel en Algérie

Selon Oil & Gas Journal, l'Algérie détient la deuxième place en Afrique et la dixième au monde dans les réserves prouvées en gaz naturel, avec une valeur estimée à 4502 milliards de mètre cube, soit un taux de 2,37% de l'ensemble des réserves mondiales. L'Algérie est l'un des plus grands fournisseurs de gaz. [4]

### III.3 Types de gaz naturel

Selon la nature des phases en présence dans les conditions du gisement et de surface, on distingue quatre types de gaz :

- ✓ **Gaz sec** : ne formant pas de phase liquide dans les conditions de production, il est concentré en méthane et peu d'hydrocarbure plus lourds que l'éthane
- ✓ **Gaz humide** : formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface, il est moins concentré en méthane que le gaz sec
- ✓ **Gaz à condensat** : formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production riche en produits lourds
- ✓ **Gaz associé** : coexistant dans le réservoir avec une phase « huile ». Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et le gaz dissous. [2]

### **III.4 Teneur en eau du gaz naturel**

La connaissance de la teneur en eau du gaz naturel, selon les conditions de pression et de température du process renseigne sur la quantité à extraire après traitement pour que le gaz soit conforme aux spécifications de transport et de vente. Des corrections peuvent être apportées pour tenir compte de la composition du gaz et de la salinité de l'eau. Les sels en solution dans l'eau réduisent sa pression partielle en phase vapeur et la teneur en eau du gaz se trouve donc diminuée. Le gaz naturel est peu soluble dans l'eau, même sous pression élevée, sa solubilité dans l'eau pure est en fonction de la température et de la pression. [2]

### **III.5 Mesure de la teneur en eau**

La teneur en vapeur d'eau de gaz est mesurée par la méthode du point de rosée qui consiste à observer au moyen d'un miroir refroidi la température de condensation de l'eau. Le point de rosée de l'eau est parfois difficile à distinguer du point de rosée de l'hydrocarbure. La teneur en eau peut être également mesurée après adsorption sur perchlorate de magnésium, la quantité d'eau adsorbée étant déterminée par une méthode gravimétrique. [5, 6]

### **III.6 Déshydratation du gaz naturel**

La présence d'eau entraîne différents problèmes pour les exploitants suivant les conditions de température et de pression qui règnent dans une installation, les problèmes causés par sa présence sont :

- Risque de corrosion des pipes (surtout en présence de gaz acide)
- Risque de formation des hydrates
- Écoulement diphasique et augmentation de la perte de charge
- Diminution du pouvoir calorifique du gaz.

Pour éviter ces problèmes, il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz naturel aux moyens de techniques de traitements appropriés.

La déshydratation du gaz est réalisée par différents types de procédés :

1. Absorption
2. Adsorption
3. Par refroidissement et l'ajout d'un inhibiteur
4. Par membranes . [5, 6]

### III.6.1 Déshydratation par refroidissement et ajout d'un inhibiteur

C'est le procédé utilisé au niveau du module IV, il est basé sur le refroidissement par abaissement de la température, il est utilisée pour contrôler simultanément les points de rosée de l'eau et hydrocarbures du gaz naturel.

La capacité du gaz qui contient la vapeur d'eau diminue avec l'abaissement de la température. Durant le refroidissement, l'excès d'eau dans la phase vapeur devient liquide donc il y a un risque de formation d'hydrates.

Trois solutions pour prévenir les risques de formation d'hydrates:

- Déplacement du domaine de fonctionnement
- Déplacement de la courbe de rosée eau
- Déplacement de la courbe de formation d'hydrates.

Les inhibiteurs utilisés dans ces procédés sont:

- Méthanol
- Mono éthylène glycol (MEG)
- Di éthylène glycol (DEG)
- Tri éthylène glycol (TEG).

Dans ce procédé l'inhibiteur est pulvérisé dans le coté tube des échangeurs gaz/gaz, cette injection doit être faite de telle manière à avoir une bonne dispersion pour que le glycol puisse occuper le même volume du gaz, quand l'eau se condense à cause de l'abaissement de température, l'inhibiteur se présente pour absorber cette quantité d'eau. Parmi ces inhibiteurs le glycol est le plus utilisé dans les industries de traitement de gaz. [1]

### III.7 Choix du glycol

Le mono éthylène glycol (MEG), di éthylène glycol (DEG), et le tri éthylène glycol (TEG) sont les principaux produits utilisés pour la déshydratation du gaz naturel. Les facteurs qui ont amené à leur emploi sont :

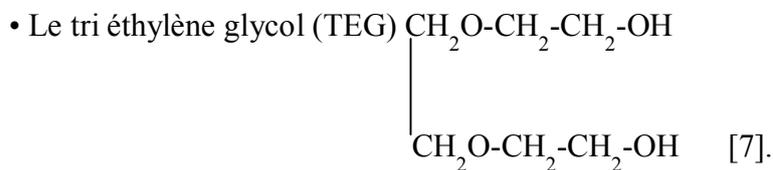
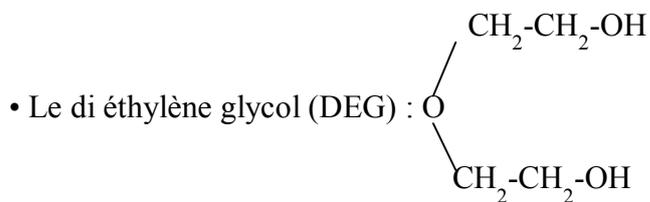
- ✓ Grande affinité pour l'eau
- ✓ Coût réduit
- ✓ Caractère non corrosif
- ✓ Stabilité à l'égard des hydrocarbures
- ✓ Stabilité thermique
- ✓ Régénération facile
- ✓ Solubilité réduite dans les hydrocarbures . [1]

### III.8 Différents types de glycol

La formule générale des glycols est :  $(C_2H_4O)_n -HOH$ .

Il existe plusieurs types de glycol :

- Le mono éthylène glycol (MEG) :  $HO-CH_2-CH_2-OH$



### III.9 Propriétés physico-chimiques des glycols

Le tableau suivant résume les propriétés physico-chimiques des différents types de glycols qui peuvent être utilisés [7].

**Tableau III.1** : les propriétés physico-chimiques des différents types de glycols.

	<b>Mono éthylène glycol (MEG)</b>	<b>Di éthylène glycol (DEG)</b>	<b>Tri éthylène glycol (TEG)</b>
<b>Formule chimique globale</b>	$C_2H_6O_2$	$C_4H_{10}O_3$	$C_6H_{14}O_4$
<b>Masse molaire (kg/kmole)</b>	62,068	106,122	150,175
<b>Point de fusion (°C)</b>	-13	-10,45	-07,35
<b>Point d'ébullition (°C)</b>	197,3	245	277,85
<b>Densité à 25°C</b>	1,110	1,113	1,119
<b>Chaleur spécifique (J/kg K)</b>	2395	2307	2190
<b>Point d'éclair (°C)</b>	111,1	123,89	176,67

### III.10 Pertes de glycol

Elles interviennent en différents points de l'installation :

1. Pertes par solubilité dans les hydrocarbures liquides
2. Pertes par vaporisation dans le gaz produit
3. Pertes diverses dans les opérations de purge, de stockage et des fuites mécaniques, qui ne sont pas calculables mais considérées comme inférieures à quelques litres par jours
4. Le perçage des tubes des échangeurs gaz/gaz augmente considérablement les pertes de glycol. Ces pertes peuvent être minimisées par un contrôle du débit et la concentration du MEG à injecter par un bon réglage des installations ainsi qu'en évitant la déstabilisation des unités de traitement afin d'avoir une bonne séparation condensât /glycol .
5. Décomposition thermique .
6. Perte par oxydation .
7. Pertes au niveau du régénérateur par vaporisation ou l'entraînement dans les vapeurs d'eau sous forme des gouttelettes liquides. [7, 9]

### III.11 Impact des vapeurs de tête de l'unité de régénération de glycol

#### III.11.1 Ethylène glycol

L'éthylène glycol ou glycol est le plus simple composé chimique de la famille des glycols. Il est fréquemment employé en tant qu'antigel, sa température d'ébullition élevée et sa grande affinité pour l'eau en font un déshydratant idéal pour la production de gaz naturel. L'éthylène glycol est toxique, et son ingestion nécessite des soins médicaux urgents. Le secteur du gaz naturel est responsable de 10,5 % de la totalité des rejets de glycol dans l'atmosphère. [7, 9]

#### ✓ Danger d'ingestion

Le principal danger de l'éthylène glycol provient de sa toxicité en cas d'ingestion. À cause de son goût sucré, les enfants et les animaux peuvent ingérer une grande quantité d'éthylène glycol si on le laisse à leur portée. La toxicité est essentiellement due à ses métabolites et non pas à l'éthylène glycol lui-même.

La progression des symptômes d'une intoxication à l'éthylène glycol se fait en plusieurs étapes. La première étape est l'apparition de symptômes neurologiques. La victime peut paraître légèrement intoxiquée, se plaindre d'étourdissements et avoir l'air confus. Ensuite, le corps convertit l'éthylène glycol en une autre toxine, l'acide oxalique qui va précipiter dans

les reins, causant une insuffisance rénale aigüe. L'éthylène glycol peut être mortel pour les adultes. Dans tous les cas, des soins médicaux urgents sont nécessaires.

✓ **Exposition aux vapeurs et aux brouillards**

L'éthylène glycol étant inodore, l'odeur ne peut servir de moyen d'avertissement à une exposition dangereuse. Les vapeurs dégagées lorsque le produit est chauffé se condenseront dans l'air plus frais pour former un brouillard. Le produit chauffé peut émettre suffisamment de vapeurs pour atteindre la valeur plafond de 50 ppm (127 mg/m<sup>3</sup>) établie pour protéger les travailleurs de l'effet irritant des brouillards qui peuvent causer une irritation des yeux et des voies respiratoires. L'exposition chronique est toutefois la source de pathologies reconnues comme maladies professionnelles.

### **III.11.2 Mercure**

Le Mercure est un métal argenté brillant, le seul se présentant sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression, conditions dans lesquelles il se vaporise toutefois assez aisément. Très dangereux, car il est un puissant neurotoxique et reprotoxique sous ses formes organométallique (monométhylmercure et diméthylmercure), de sels (calomel, cinabre, etc) et sous sa forme liquide en elle-même. Il cause une maladie dite «hydrargisme» et est soupçonné d'être une des causes de la maladie d'Alzheimer, syndrome de fatigue chronique et autres maladies chronique. [7, 9]

✓ **Toxicité de mercure**

Le Mercure n'est pas un oligo-élément. Il est toxique et écotoxique sous toutes ses formes organiques et pour tous ses états chimiques. Son utilisation est souvent réglementée, voire interdite, comme c'est le cas en Union Européenne, dont les directives depuis les années 2000 limitent de plus en plus la vente d'objets utilisant du Mercure.

La toxicité du Mercure dépend notamment de son degré d'oxydation. Au degré 0, il est toxique sous forme de vapeur. Les ions de mercure II sont bien plus toxiques que les ions de mercure I.

L'effet de la toxicité du Mercure chez l'homme se dévoilant sous sa forme vapeur commence par les voies respiratoires, pour se solubiliser dans le plasma, le sang et l'hémoglobine. Par le sang, il attaque les reins, le cerveau et le système nerveux. Le risque chez les femmes enceintes est aussi présent : cette toxine se déplace facilement au travers du placenta pour atteindre le fœtus. Même après la naissance les risques persistent puisque le lait maternel est aussi contaminé. [7, 9]

### III.11.3 Benzène

Le benzène est un liquide incolore appartenant à la famille des aromatiques dont sa viscosité est plus faible que celle de l'eau. Il est très soluble dans les solvants organiques polaires. Le benzène est produit lorsque des composés riches en carbone subissent une combustion incomplète. Par exemple, il est produit naturellement dans les volcans ou les incendies de forêts. Il est également présent dans la fumée de cigarette. [7, 9]

#### ✓ Toxicologie, écotoxicologie de benzène

L'inhalation d'un taux très élevé de benzène peut causer la mort ; une exposition de cinq à dix minutes à un taux de benzène dans l'air de 2 % environ suffit pour entraîner la mort. Des taux moins élevés peuvent occasionner des somnolences, des vertiges, une accélération du rythme cardiaque, des maux de tête, des tremblements, la confusion ou la perte de connaissance.

Le principal effet d'une exposition chronique au benzène serait l'endommagement de la moelle osseuse et la diminution des cellules souches hématopoïétiques, ce qui peut occasionner une décroissance du taux de globules rouges dans le sang et une anémie aplasique ou une leucémie.

Enfin, le benzène est reconnu comme cancérigène, en raison du fait qu'il se comporte comme un agent intercalant (c'est-à-dire qu'il se glisse entre les bases nucléotidiques des acides nucléiques, dont l'ADN, provoquant des erreurs de lecture et/ou de réplication). [7, 9]

### III.11.4 Toluène

Le toluène est un hydrocarbure aromatique sous la forme d'un liquide transparent, très répandu et utilisé comme produit de départ industriel ou comme solvant.

#### ✓ Toxicologie, écotoxicologie de toluène

C'est un produit nocif et écotoxique (souvent présent dans certains sols industriels pollués). Sa toxicité aiguë est faible, mais il a comme premier organes-cibles le système nerveux central (cerveau, moelle). C'est aussi un irritant pour la peau, l'oeil et le système respiratoire.

L'inhalation de vapeurs de toluène est nocive. A hautes doses, elle induit des nausées, et l'inhalation chronique de toluène de façon prolongée provoque des dommages irréversibles au cerveau. Le toluène est excrété principalement via l'urine sous forme d'acide benzoïque - obtenu par oxydation enzymatique de l'alcool benzylique. [7, 9]

### **III.11.5 Xylène**

C'est le diméthyl benzène, il se représente sous trois isomères structuraux, ortho, méta et para xylène [7, 9].

#### **✓ Effet de l'xylène sur la santé**

Le xylène a un effet nocif sur le cerveau. Des niveaux d'expositions élevés pour des périodes même courtes peuvent entraîner des maux de tête, un défaut de coordination des muscles, des vertiges, la confusion et des pertes du sens de l'équilibre. Des expositions à des taux élevés pendant de courtes périodes de temps peuvent également occasionner une irritation de la peau, des yeux, du nez et de la gorge, des difficultés de respiration, des problèmes pulmonaires, une augmentation des temps de réaction, des pertes de mémoires, des irritations d'estomac et des altérations du fonctionnement du foie et des reins. Des taux d'exposition très élevés peuvent entraîner la perte de conscience voire la mort. [7, 9]

CHAPITRE IV :

---

# THÉORIE SUR LES AÉROREFRIGÉRANTS

---

### IV.1. Les aéroréfrigérants

Un aéroréfrigérant est utilisé pour refroidir des fluides avec l'air ambiant. Plusieurs articles ont été publiés décrivant avec détails leur application et analyse économique, cette section décrit le design général et présente une méthode de dimensionnement. [8]

### IV.2. Description de l'aéroréfrigérant

Les aéroréfrigérant s'utilisent comme fluide réfrigérant l'air froid ambiant qui, après aspiration par des ventilateurs traverse des faisceaux de tubes généralement ailetés à l'intérieur desquels circule un fluide à refroidir ou à condenser. Les faisceaux peuvent être horizontaux, verticaux ou inclinés, les circulations de l'air et du fluide côté tube s'effectuant à courants croisés. Pour la plupart des aéroréfrigérants des produits pétroliers, les faisceaux sont horizontaux.

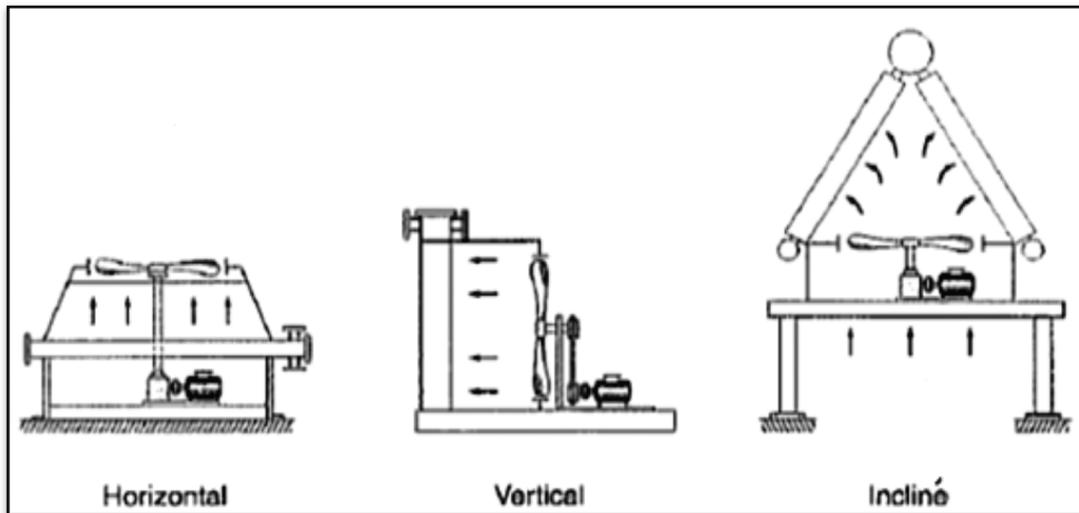


Figure.IV.1 : Aéroréfrigérants : positions des faisceaux. [10]

### IV.3. Technologie des aéroréfrigérants

Les aéroréfrigérants sont des appareils de construction simple et peuvent fonctionner pendant de longues périodes sans incidents. Ils sont constitués des éléments principaux suivants :

- Faisceaux tubulaires .
- Manifold ou système de distribution du fluide chaud .
- Des ventilateurs .
- Boite de distribution de l'air .
- Système de régulation .
- Structure métallique de soutien.

Un type d'aéroréfrigérants très répandu est l'aérocondenseur, dans lequel le refroidissement se fait par changement d'état du fluide à refroidir : passage de l'état vapeur à l'état liquide.

#### IV.3.1. Faisceaux tubulaires

Les faisceaux sont constitués de tubes généralement ailetés, de boîtes de distribution et de châssis assurant la rigidité de l'ensemble.

#### IV.3.2. Les tubes

Les tubes nus de base sont choisis parmi les tubes d'échangeurs normalisés. Le diamètre nominal le plus utilisé est 1 in avec une épaisseur minimum définie par une jauge BWG 14 pour l'acier au carbone. BWG 16 pour les aciers inoxydables. Des diamètres plus élevés (1<sup>1/4</sup> inch. 1<sup>1/2</sup> inch. 2 inch) peuvent également être utilisés pour adaptation aux exigences de pertes de charge allouées.

#### IV.3.3. Les ailettes

Les tubes sont équipés d'organes métalliques appelés ailettes, ces dernières peuvent être placées de différentes manières. La mise en place des ailettes apporte une surface d'échange complémentaire intéressante côté air.

Leurs hauteurs standards mesurant la distance entre pied et sommet sont 3/8 in, 1/2 in et 5/8 in ; cette dernière hauteur est la plus couramment utilisée et conduit à un diamètre de 2<sup>1/4</sup> in pour un tube de 1 in. [10]

On distingue plusieurs types d'ailettes:

##### IV.3.3.1. Ailettes type L

La forme de L est obtenue par enroulement sous tension d'un feuillard d'aluminium dont une partie constitue le pied de l'ailette plaqué sur le tube. La qualité du contact ailette-tube laisse à désirer ; la température maximum d'utilisation est 120°C. [10]

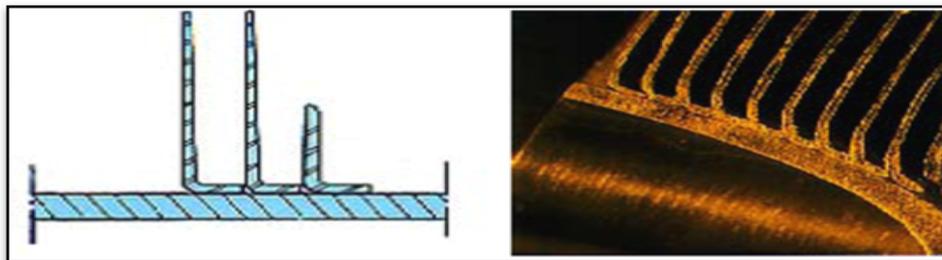


Figure.IV.2 : Ailettes type L . [10]

### IV.3.3.2. Ailettes type double L

Le double L permet un chevauchement partiel du pied de l'ailette par l'ailette voisine ; le tube est ainsi mieux protégé des corrosions atmosphériques. La température maximum d'utilisation est dans la fourchette 120-170°C selon les règles des utilisateurs. Ce type onéreux est assez peu utilisé. [10]

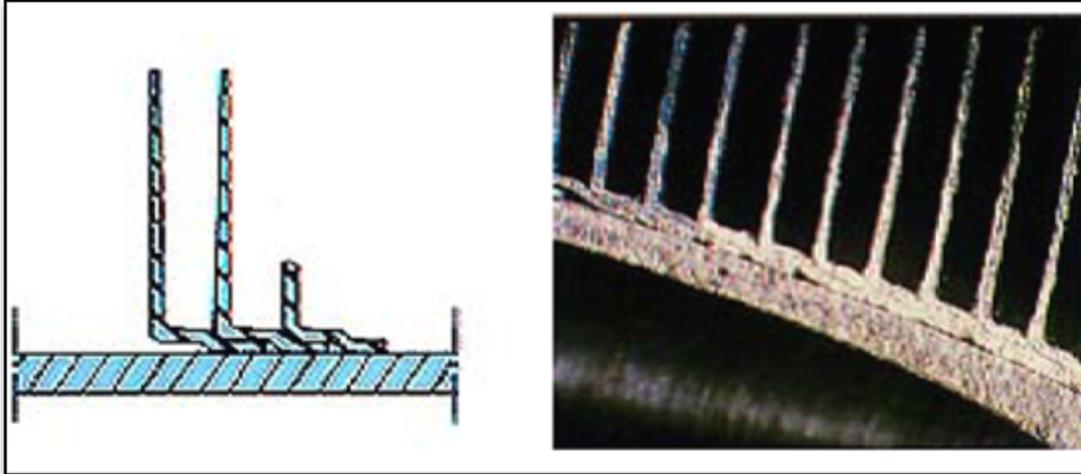


Figure.IV.3 : Ailettes type double L. [10]

### IV.3.3.3. Ailettes type L avec moletage

La technique de fabrication est similaire à celle du type L. Un moletage du pied de l'ailette est réalisé simultanément à l'enroulement et améliore le contact ailette-tube. La température maximum d'utilisation est dans la fourchette 175-250°C. [10]

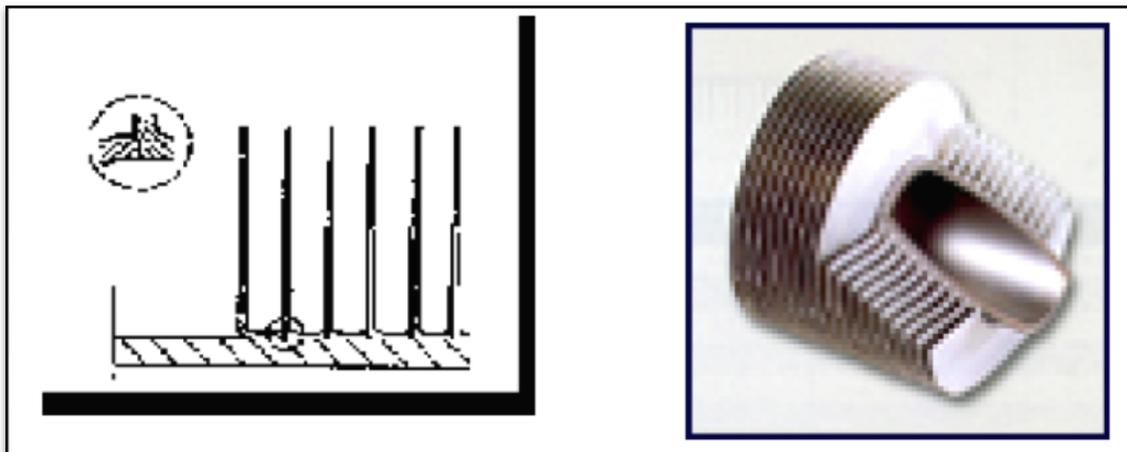


Figure.IV.4 : Ailettes type L avec moletage. [10]

#### IV.3.3.4. Ailettes extrudées sur tube bimétallique

Les ailettes sont obtenues par extrusion d'un tube en aluminium fretté à froid sur le tube de base. Une bonne résistance à la corrosion atmosphérique est assurée; la température maximum d'utilisation se situe vers 250 à 300°C [10].

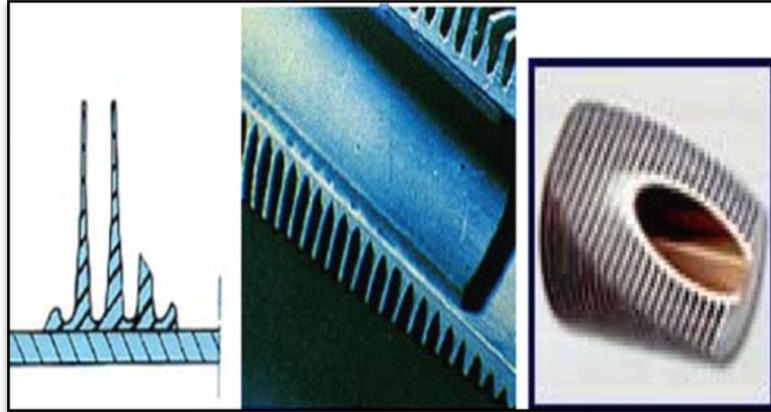


Figure.IV.5 : Ailettes extrudées sur tube bimétallique. [10]

#### IV.3.3.5. Ailettes encastrées type G

L'ailette d'aluminium est encastrée dans une rainure hélicoïdale gravée sur le tube de base. L'encastrement et la tension exercée lors de l'enroulement assurent un contact ailette-tube de qualité. Par contre aucune protection n'est assurée contre la corrosion ambiante. La température maximum d'utilisation est de 400°C. [10]

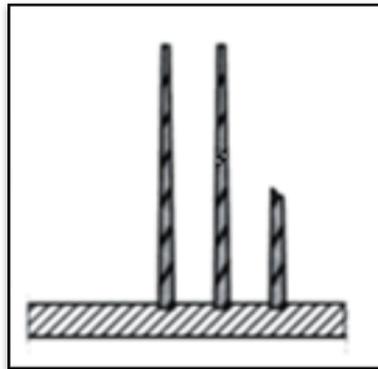


Figure.IV.6 : Ailettes encastrées type G. [10]

#### IV.3.4. Boîtes de distribution ou collecteurs

Ils permettent d'introduire et de répartir le liquide chaud à l'intérieur des tubes et de récupérer le fluide réfrigéré ou condensé à la sortie. Différents types de collecteurs peuvent être adaptés aux conditions de service et impératifs de maintenance. [10]

#### IV.3.4.1. Collecteurs à bouchons

C'est le type le plus utilisé et son coût est modéré. Il consiste en une boîte parallélépipédique soudée munie d'une ou plusieurs tubulures qui permettent le nettoyage mécanique de l'intérieur des tubes et certaines opérations de maintenance. Leur utilisation est possible jusqu'à des pressions de 200 bars. [10]

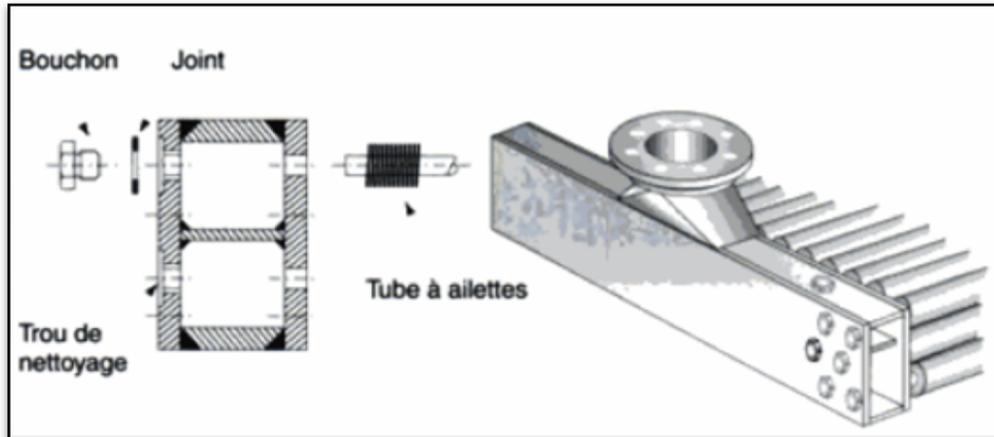


Figure.IV.7 : Collecteur à bouchons . [10]

#### IV.3.4.2. Collecteur à couvercle démontable

Ce distributeur possède un couvercle démontable pour assurer des nettoyages mécaniques fréquents. Il est utilisé pour des fluides très encrassants et très corrosifs afin de vérifier périodiquement l'avancement de la corrosion et pour des pressions allant jusqu'à un maximum de 40 bars. [10]

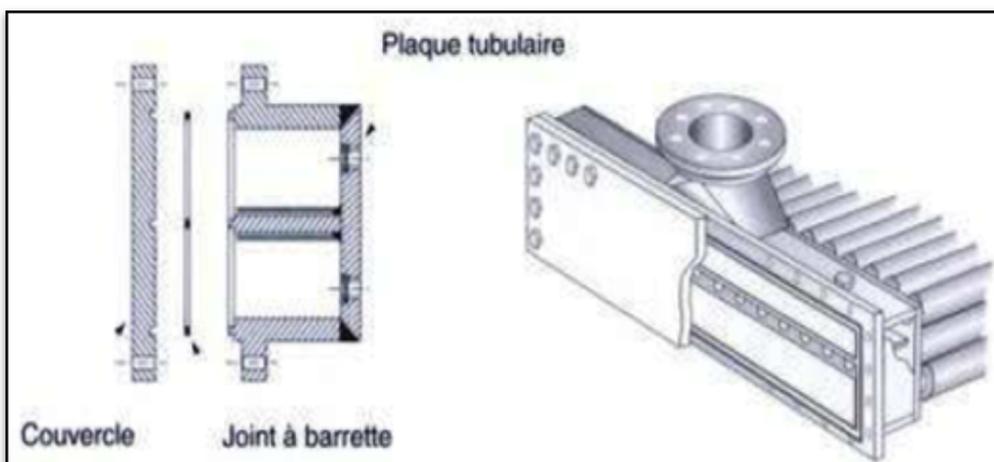


Figure.IV.8 : Collecteur à couvercle démontable. [10]

#### IV.3.4.3. Manifold cylindrique

Les manifolds type cylindriques sont utilisés pour des pressions de plus de 200 bars. Les tubes en U qui sont utilisés dans ces circonstances, sont soudés sur le collecteur. Les soudures sont soumises à un traitement thermique et examinées aux rayons X. [10]

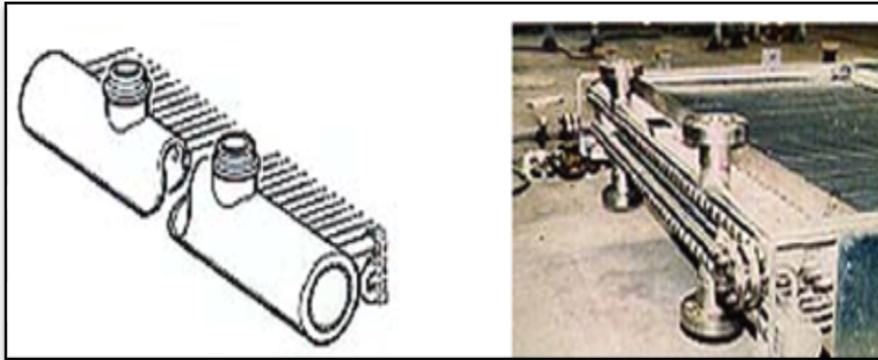


Figure.IV.9 : Manifold cylindrique . [10]

#### IV.3.4.4. Collecteur à bonnet

Ce collecteur est constitué d'un bonnet semi-circulaire qui peut être soudé ou boulonné à la plaque tubulaire. Cette construction représente l'avantage d'éliminer les risques de fuite avec l'extérieur ; son utilisation est réservée à des services propres sous pression opératoire ou sous vide. [10] .

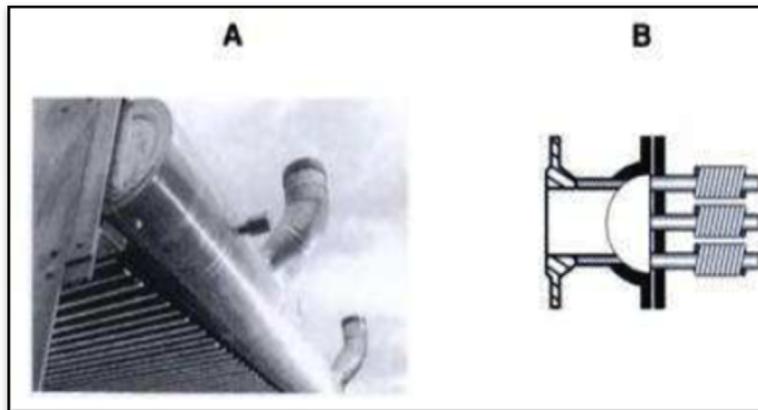


Figure.IV.10 : Collecteurs à bonnet: A-bonnet soudé; B-bonnet démontable. [10]

#### IV.3.4.5. Collecteur manifold

Il est constitué d'un collecteur de grand diamètre soudé directement sur la plaque tubulaire assurant une bonne distribution de la vapeur. Il est utilisé dans certains cas où la chute de pression demandée est très basse comme pour les condenseurs de vapeur sous vide et les unités de réfrigération, les faisceaux étant installés en toit. [10]

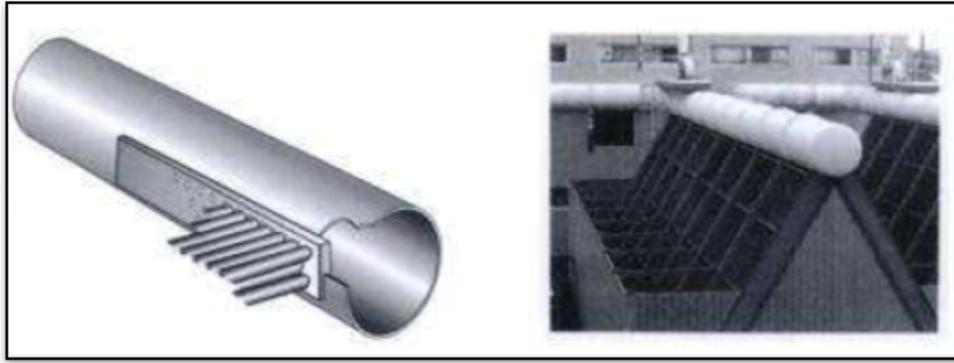


Figure.IV.11 : Collecteur manifold. [10]

### IV.3.5. Système de ventilation

La circulation de l'air à travers les faisceaux de l'aéroréfrigérant est assurée à l'aide de ventilateurs de grands diamètres installés, soit en tirage induit ou en tirage forcé.

Chaque ventilateur est entraîné par courroie au moyen d'un moteur électrique monté verticalement, l'ensemble moto-ventilateur est placé suivant le type de tirage utilisé .[10]

Dans tous les cas, l'air circule de bas en haut et selon la disposition du ventilateur par rapport au faisceau de tubes, on distingue :[2]

#### IV.3.5.1. les appareils à tirage induit

Le ventilateur est au-dessus du faisceau, comme indiqué dans la figure ci-dessous.

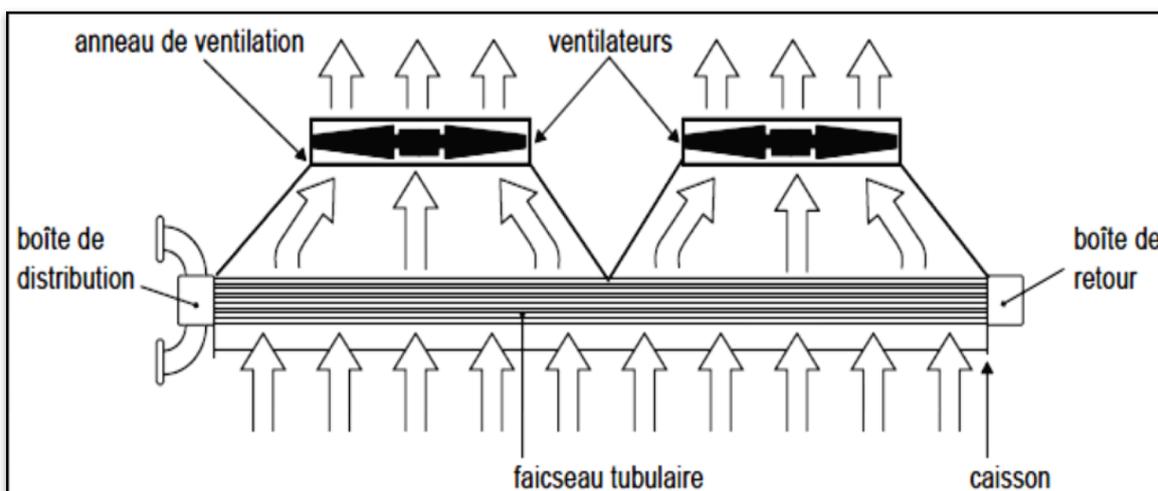


Figure.IV.12 : Aérocondenseurs à tirage induit .[2]

#### IV.3.5.2. Les appareils à tirage forcé :

Le ventilateur est sous le faisceau (voir figure)

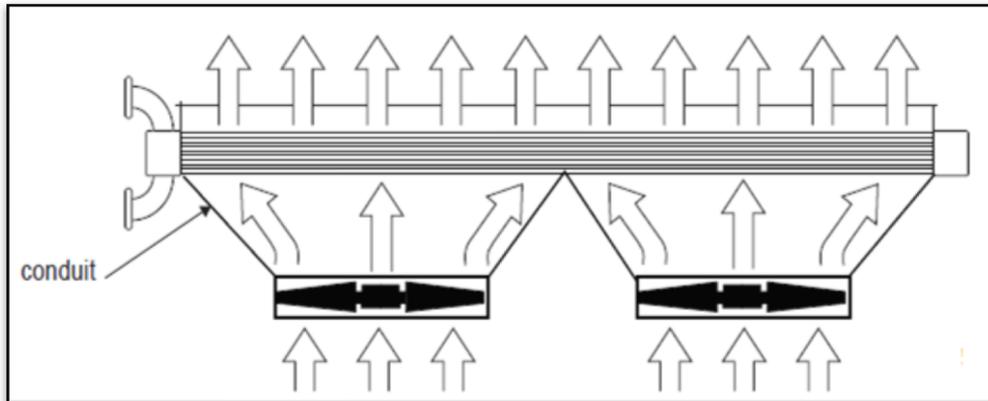


Figure.IV.13 :Aérocondenseurs à tirage forcé[2]

#### IV.3.6. Système de régulation des aéroréfrigérants

Ce système permet la régulation du débit d'air en agissant sur l'angle des pales qui sont au nombre de 4 à 6 en aluminium, en alliage léger ou en résine polyester armées de fibres de verre. L'ajustement du débit d'air consécutif au calage permet une régulation de la température de sortie du fluide réfrigéré .[10]

#### IV.3.7. Chambres de distribution d'air entre ventilateurs et faisceaux

L'air débité par les ventilateurs est distribué sur les faisceaux (air forcé) ou collecté à la sortie des faisceaux (air induit) par l'intermédiaire d'une chambre ou caisson.

La hauteur de la chambre doit être suffisante pour permettre des angles de dispersion d'air inférieurs à 45 degrés afin d'avoir une bonne distribution.

Lorsque deux ou plusieurs ventilateurs fonctionnent sur un même service, une plaque de séparation doit être installée entre deux chambres voisines ; ceci permet en cas d'arrêt d'un ventilateur d'éviter les phénomènes de recirculation d'air chaud en provenance des ventilateurs en fonctionnement. [10]

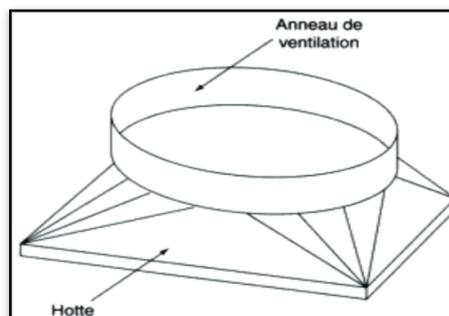


Figure.IV.14 : Hotte et anneau de ventilation. [10]

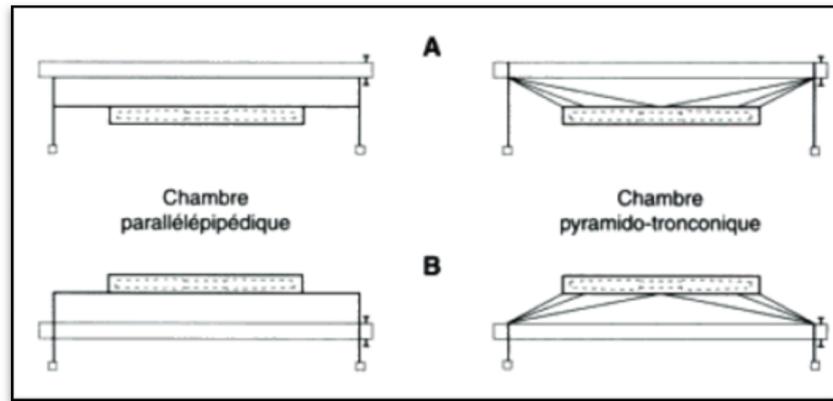


Figure.IV.15 : Chambres de ventilation d'air : A-air forcé ; B-air induit [10] .

### IV.3.8. Les structures

Les structures sont constituées de charpentes, poutres mécaniques et longerons divers pour supporter les faisceaux, les ensembles moto-ventilateurs et les passerelles d'accès permettant manœuvres et maintenance. Elles doivent être calculées aux conditions statiques et dynamiques pour résister aux efforts du vent et aux effets sismiques et d'éviter toute vibration . [10]

## IV.4. Choix entre les aéroréfrigérants à tirage induit ou à tirageforcé

### IV.4.1. Les avantages des aéroréfrigérants type « induit »

- Une meilleure distribution de l'air à travers le faisceau .
- Moins de possibilité pour l'air chaud de recirculer vers l'aspiration .
- L'air chaud est évacué vers le haut approximativement deux fois et demi la vitesse d'admission, soit à peu près 1500 ft/min l'équivalent de 457,2 m/min .
- Moins d'effet dû au soleil, à la pluie, grêle, si la face du faisceau est couverte .
- Meilleure performance dans le cas d'arrêt du ventilateur, le tirage naturel étant plus élevé avec le type induit grâce à l'existence de la cheminée. [8]

### IV.4.2. Les inconvénients des aéroréfrigérants type « induits »

- Une plus grande puissance électrique est nécessaire, les moteurs se trouvant dans la zone chaude .
- La température de l'air doit être limitée à 200°F (93,33°C) pour éviter la détérioration des pales des ventilateurs, les roulements, les courroies ou d'autre élément mécanique se trouvant dans l'air chaud .
- Accessibilité moindre pour la maintenance des éléments d'entraînement .

– Pour des fluides de processus dont la température d'entrée est supérieure à 350°F (176,67°C), des aéroréfrigérants type forcé doivent être utilisés, sinon des problèmes de ventilateurs pourraient surgir, les pales et roulements étant soumises à des températures excessives. [8]

#### **IV.4.3.Les avantages des aéroréfrigérants types « forcé »**

- Moindre puissance électrique requise .
- Meilleure accessibilité pour la maintenance des équipements .
- Facilement adaptable pour la recirculation de l'air chaud pour les climats froids. [8]

#### **IV.4.4.Les inconvénients des aéroréfrigérants type « forcé »**

- Faible distribution de l'air à travers le faisceau .
- Plus grande possibilité de recirculation de l'air chaud du à la faible vitesse de circulation de l'air et au manque de cheminée .
- Faible tirage naturel en cas d'arrêt des ventilateurs l'effet cheminée étant presque inexistant .
- Exposition totale des tubes au soleil, à la pluie et à la grêle. [8]

Les faisceaux horizontaux sont les plus utilisés et les plus économiques pour les fluides pouvant geler les tubes et doivent être disposés en pente d'au moins 1/8 pouce par pied vers le collecteur de sortie. Fréquemment les faisceaux sont inclinés à 30° par rapport à l'horizontale. Pour les aéroréfrigérants de type A Figure.IV.3 les faisceaux sont inclinés de 60° par rapport à l'horizontale . [10]

### **IV.5. Méthode de calcul de l'aéroréfrigérant**

Cette méthode de calcul est tirée de la référence .[8]

#### **IV.5.1.Hypothèses de calcul**

- La méthode de calcul est celle de  $\Delta TLM$ .
- Les pertes thermiques sont nulles.
- Le coefficient global de transfert «  $U_x$  » est constant durant tout le processus de transfert de chaleur en tout point.

#### **IV.5.2.Données de départ**

- Débit de fluide à refroidir (vapeurs de tête)  $G$ .
- La température d'entrée du fluide à refroidir  $T_1$ .
- La température de sortie du fluide à refroidir  $T_2$ .
- La température d'entrée d'air  $t_1$ .

### IV.5.3. Prétentions de base

- Type de l'aéroréfrigérant : Tirage forcé (forced draft) ou tirage induit (induced draft).
- Nombre de ventilateurs  $N_v$ .
- Hauteur des ailettes « high fins ».
- Diamètre extérieur des tubes (fin tube).

### IV.5.4. Disposition de paquets

- Lancement de tube (tube pitch).
- Choix du pas des tubes.

### IV.5.5. Arrangement des faisceaux (Bundle Layout)

- Nombre de passes  $N_p$ .
- Nombre de rangées de tubes (rows of tubes)  $N$ .
- Longueur des tubes  $L$ .

### IV.5.6. Estimation du coefficient global approximatif de transfert « $U_x$ »

Le coefficient global de transfert est choisi tenant compte de la nature physique du fluide à refroidir et du type de tubes (voir annexes-tableau A.1).

### IV.5.7. Calcul de l'élévation approximative de la température d'air « $\Delta T_a$ »

$$\Delta T_a = \left( \frac{U_x}{57} + 0,1 \right) \times \left( \frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right) \quad (\text{IV.1})$$

Où :  $U_x$  : Coefficient global de transfert de chaleur [ $\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ ];

$T_1$  : Température d'entrée du fluide à refroidir [ $^\circ\text{C}$ ];

$T_2$  : Température de sortie du fluide à refroidir [ $^\circ\text{C}$ ];

$t_1$  : Température d'entrée du fluide froid (air) [ $^\circ\text{C}$ ].

### IV.5.8. Calcul de la différence de température logarithmique moyenne « $\Delta TLM$ »

On a :

$$\Delta T_{\max} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_{\min} = T_2 - t_1$$

Où  $t_2$  désigne la température de sortie de l'air.

On calcule d'abord le rapport :  $\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}$

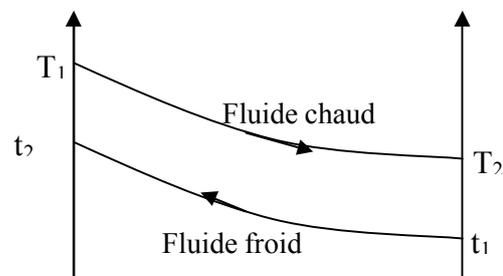


Figure.IV.16 : la différence de température logarithmique moyenne

Deux cas se présentent :

$$\frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}} \leq 1,8 \rightarrow \Delta TLM = \frac{\Delta T_{max} + \Delta T_{min}}{2} \quad (IV.2)$$

$$\frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}} > 1,8 \rightarrow \Delta TLM = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{2.3 \log\left(\frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}\right)} \quad (IV.3)$$

#### IV.5.8.1. Correction de la différence de température logarithmique moyenne « $\Delta TLM_c$ »

Pour corriger la différence logarithmique moyenne de température, on détermine le facteur de correction « F » dépendant du type et du nombre de passes. Pour cela, on doit calculer les deux variables ; « R » et « P », tel que :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (IV.4)$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (IV.5)$$

On tire le facteur de correction F (voir annexes-Fig. A.1).

$$\Delta TLM_c = F \times \Delta TLM \quad (IV.6)$$

Où :

$\Delta TLM_c$  : Différence de température logarithmique moyenne corrigée [°C] ;

F : Facteur de correction.

#### IV.5.9. Calcul de la surface d'échange estimée « $A_x$ » (required surface)

$$A_x = \frac{Q}{U_x \times \Delta TLM_c} \quad (IV.7)$$

Où ;

$A_x$  : Surface de transfert de chaleur [m<sup>2</sup>] ;

Q : Chaleur transférée ou charge thermique [kW/s].

#### IV.5.10. Calcul de la surface de face (surface faciale) « $F_a$ »

En utilisant le facteur ASPM, on peut calculer la première surface rencontrant l'air dite surface faciale.

Le facteur ASPM est la surface externe du tube à ailettes, en  $m^2/m^2$  de la surface de face du paquet, il est déterminé en fonction du pas de tube et du nombre de rangées (voir annexes-tableau A.2).

$$F_a = \frac{A_x}{ASPM} \quad (IV.8)$$

Où :

$F_a$  : Surface faciale totale [ $m^2$ ] ;

ASPM : Surface externe du tube fin de la surface de face du paquet [ $m^2/m^2$ ].

#### IV.5.11. Détermination de la largeur de la surface de face « l »

Elle est déterminée à partir de la formule (IV.9)

$$l = \frac{F_a}{L} \quad (IV.9)$$

Où  $l$  : Largeur de la surface de face [m] ;

$L$  : Longueur du tube [m].

#### IV.5.12. Détermination du nombre de tubes « $N_t$ »

On le détermine en utilisant le facteur « APM » ; qui est la surface extérieure totale par mètre de tube à ailettes en  $m^2/m$  (voir annexes-tableau A.2).

On utilise la formule suivante:

$$N_t = \frac{A_x}{APM \times L} \quad (IV.10)$$

Où :

APM : Surface extérieure totale par mètre de tube à ailettes [ $m^2/m$ ].

#### IV.5.13. Calcul de la vitesse massique, côté tube « $G_t$ »

Cela se fait en considérant le nombre de passes, ainsi que la lecture du facteur «  $A_t$  » (voir annexes-tableau A.3).

On calcule la vitesse massique selon la formule (IV.11)

$$G_t = \frac{10^6 \times G \times N_p}{3600 \times N_t \times A_t} \quad (IV.11)$$

Où :

$G_t$  : Vitesse massique côté tube [ $kg/m^2 \cdot s$ ]

G : Débit des vapeurs à refroidir [kg/h]

$N_p$  : Nombre de passes

$A_t$  : Surface interne de la section du tube [ $m^2$ ].

#### IV.5.14. Calcul du nombre de Reynolds modifié « $Re$ »

Le nombre de  $Re$  est déterminé comme suit:

$$Re = \frac{G_t \times D_i}{\mu_i} \quad (IV.12)$$

Où :

$D_i$  : Diamètre intérieur des tubes [mm] ;

$\mu_i$  : Viscosité dynamique du fluide à la température et la pression opératoires [cp].

Le diamètre intérieur de tubes est déterminé d'après le tableau A.3 des annexes.

#### IV.5.15. Calcul de la chute de pression ; côté tube « $\Delta P_t$ »

- D'après la figure A.2 des annexes on tire le facteur de friction «  $f$  ».

- On tire le facteur de correction de la viscosité du fluide à refroidir (vapeurs de tête) «  $\Phi$  » (voir annexes-figure A.3).

- D'après la figure A.4 des annexes, par projection sur l'axe des abscisses on tire le facteur de correction de pression «  $Y$  » qui est fonction de la densité du fluide à refroidir et de la vitesse massique.

Par interpolations, on obtient le facteur  $B$ .

La chute de pression est donnée d'après la formule:

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot Y \cdot L \cdot N_p}{\Phi} + B \cdot N_p \quad (IV.13)$$

Où :

$\Delta P_t$  : Chute de pression côté tube [kPa]

$f$  : Facteur de friction

$Y$  : Facteur de correction de pression [kPa/m]

$\Phi$  : Facteur de correction de la viscosité du fluide à refroidir

$B$  : Facteur de correction [kPa/passe].

**IV.5.16. Calcul du coefficient du film ; côté tube «  $h_t$  »**

En fonction du nombre de Reynolds «  $Re$  » et du rapport L/D on détermine le facteur de corrélation « J » (Voir annexes-figure A.5).

On remplace ces valeurs dans la formule (IV.14), on aura :

$$h_t = \frac{J.K.(c_p \cdot \frac{\mu}{K})^{1/3}}{D_i} \cdot \Phi \quad (\text{IV.14})$$

Où :

$h_t$ : Coefficient du film ; côté tube [W/m<sup>2</sup>. °C]

J : Facteur de corrélation

K : Conductivité thermique [W/m. K]

$c_p$ : Chaleur spécifique du mélange à la température moyenne [kJ/Kg. °C]

$\mu$  : Viscosité dynamique du fluide à la température moyenne [cp]

$D_i$  : Diamètre intérieur de tubes [mm].

**IV.5.17. Calcul de la quantité d'air «  $W_a$  »**

La quantité d'air nécessaire est calculée selon la formule :

$$W_a = \frac{q}{c_{p_a} \cdot \Delta T_a} \quad (\text{IV.15})$$

Où :

$W_a$  : Quantité d'air [kg/s]

$c_{p_a}$  : Chaleur spécifique de l'air [kJ/Kg. °C].

Le débit volumique d'air est calculé comme suit :

$$V_a = \frac{W_a}{\rho_a} \quad (\text{IV.16})$$

Où :

$V_a$  : Débit volumique d'air [m<sup>3</sup>/s]

$\rho_a$  : Masse volumique d'air à l'entrée de l'aéroréfrigérant [kg/m<sup>3</sup>].

$$\rho_a = \rho_0 \cdot \frac{t_0}{t_1} \quad (\text{IV.17})$$

Où :

$\rho_0$ : Masse volumique d'air aux conditions normales de température et pression [kg/m<sup>3</sup>].

#### IV.5.18. Calcul de la vitesse massique d'air « $G_a$ »

Cette vitesse est calculée d'après la formule :

$$G_a = \frac{W_a}{F_a} \quad (\text{IV.18})$$

Où  $G_a$  : Vitesse massique côté air [kg/m<sup>2</sup>.s]

$F_a$  : Surface faciale totale [m<sup>2</sup>].

#### IV.5.19. Détermination du coefficient du film ; côté air « $h_a$ »

Le coefficient du film du côté air est déterminé en fonction de la vitesse massique d'air «  $G_a$  » (Voir annexes-figure A.6).

#### IV.5.20. Calcul du coefficient global de transfert « $U_x$ »

Pour calculer le coefficient global de transfert, on doit calculer d'abord le rapport

$\frac{A_x}{A_i}$  qui est égal à :

$$\frac{A_x}{A_i} = AR \cdot \frac{D_{ex}}{D_i} \quad (\text{IV.19})$$

Où :

$A_x$  : Surface de transfert de chaleur [m<sup>2</sup>]

$A_i$  : Surface interne du tube [m<sup>2</sup>]

$AR$  : Rapport de la surface de tube à ailettes comparée à la surface extérieure de 1pouce (1 in).OD du tube nu [mm<sup>2</sup>/mm<sup>2</sup>]

$D_{ex}$  : Diamètre extérieur des tubes [mm]

$D_i$  : Diamètre intérieur des tubes [mm].

Le facteur  $AR$  est tiré à partir du tableau A.2des annexes.

Selon la formule (IV.20), on vérifie la valeur de  $U_x$  :

$$\frac{1}{U_x} = \frac{1}{h_t} \times \frac{A_x}{A_i} + r_{dt} \left( \frac{A_x}{A_i} \right) + r_{mx} + \frac{1}{h_a} \quad (\text{IV.20})$$

Où :

$h_t$  : Coefficient du film côté tube [W/m<sup>2</sup>. °C]

$r_{dt}$  : Coefficient d'encrassement pour le type d'aéroréfrigérant [m<sup>2</sup>. °C/W]

$r_{mx}$  : Résistance du métal, rapportée à la surface extérieure prolongée [m<sup>2</sup>. °C/W]

$h_a$  : Coefficient du film côté air [W/m<sup>2</sup>. °C].

Sachant que le facteur  $r_{mx}$  est omis des calculs, puisque la résistance du métal est petite comparée aux autres résistances.

#### IV.5.21. Calcul de la surface minimale du ventilateur par ventilateur « FAPF »

$$FAPF = \frac{0,40 \times F_a}{N_v} \quad (\text{IV.21})$$

Où :

FAPF : Surface minimale du ventilateur [m<sup>2</sup>]

$N_v$ : Nombre de ventilateurs.

#### IV.5.22. Calcul du diamètre du ventilateur $D_v$

$$D_v = \left( \frac{4 \times FAPF}{\pi} \right)^{1/2} \quad (\text{IV.22})$$

Où :

$D_v$ : Diamètre du ventilateur [m].

#### IV.5.23. Calcul des pertes de charges ; côté air « $\Delta P_a$ »

On détermine d'abord le coefficient de perte de charge côté air  $F_p$  qui est fonction de la vitesse massique de l'air (voir annexes-figure A.7). Par suite on tire le rapport de densité adimensionnel d'air  $D_R$  à la température moyenne de l'air (voir annexes-figure A.8) qui tient compte de l'élévation du site par rapport au niveau de la mer.

Avec :  $T_{\text{moy air}} = \frac{t_1 + t_2}{2}$  où  $t_2$  est la température de sortie de l'air

Les pertes de charge sont données par la formule:

$$\Delta P_a = \frac{F_p \cdot N_V}{D_R} \quad (\text{IV.23})$$

Où :

$\Delta P_a$  : Pertes de charges côté air [kPa]

$F_p$  : Coefficient de perte de charge côté air [kPa]

$D_R$  : Rapport de densité d'air à la température moyenne de l'air.

#### IV.5.24. Calcul du volume actuel d'air en utilisant $D_R$ à l'entrée du ventilateur ACFM

$$ACFM = \frac{W_a}{D_R(60)(0,0749)} \quad (\text{IV.24})$$

Où :

ACFM : Volume actuel d'air [ $\text{m}^3/\text{h}$ ].

#### IV.5.25. Approximation de la pression totale du ventilateur « PF » en utilisant $D_r$ de l'air au ventilateur et à la surface du ventilateur

$$PF = \Delta P_a + \left[ \frac{ACFM}{4005 \times \left( \frac{\pi \cdot D_V^2}{4} \right)} \right]^2 \cdot D_R \quad (\text{IV.25})$$

Où :

PF : Pression totale du ventilateur [kPa].

Avec :

$$4005 = \sqrt{\frac{2 \cdot g \cdot \rho_w \cdot (3600)}{\rho_a \cdot 12}} \text{ à } 70^\circ\text{F} \quad (\text{IV.26})$$

Où :

$\rho_w$  et  $\rho_v$  sont respectivement la densité de l'eau et l'air à  $70^\circ\text{F}$ .

**IV.5.26. Calcul de la puissance de freinage approximative en utilisant 70% de la puissance du ventilateur**

$$\mathbf{bhp} = \frac{(\text{ACFM}/\text{fan}) \cdot \text{PF}}{6356 \cdot 0,70} \quad (\text{IV.27})$$

Où :

bhp : Puissance de freinage approximative par ventilateur [kW].

Avec le facteur de conversion est :

$$\mathbf{6356} = \left( \frac{33000 \text{ ft-lb}}{\text{min.hp}} \right) \left( \frac{12 \text{ in.}}{\text{ft}} \right) \left( \frac{\text{ft}^3}{62,3 \text{ lb}} \right) \quad (\text{IV.28})$$

CHAPITRE V :

---

LES SÉPARATEURS

---

### V.1.Séparation de deux phases fluides

La plupart des procédés industriels utilisent très fréquemment la séparation par gravité du fait de sa simplicité et de son faible coût. En industrie de pétrole et de gaz le problème est de séparer soit deux phases liquides immiscibles, soit une phase vapeur d'une phase liquide. Cette opération est réalisée dans des ballons verticaux ou horizontaux dont le calcul des dimensions a pour but d'obtenir un temps de séjour suffisamment grand pour que la séparation plus ou moins parfaite puisse s'effectuer sans entrainement de chacune des phases dans l'autre. [3]

### V.2.Séparation gaz-liquide

Pour le cas de la séparation d'une phase liquide d'une autre gazeuse, on a recouru à trois types de ballons : les ballons de détente ou de flash, les ballons tampons et les ballons de reflux. [3]

#### V.2.1.Ballons de détente

Encore appelés ballons-séparateurs, les ballons de détente sont placés sur des lignes où circule un mélange liquide-vapeur qu'il faut séparer pour traiter ensuite séparément chaque phase. On en rencontre après le condenseur qui suit la compression pour séparer grossièrement le liquide de la vapeur, dans la chaîne de traitement de gaz naturel. Les ballons de vide-vite et de pied de torche rentrent aussi dans cette catégorie. Ces ballons sont très souvent verticaux. [3]

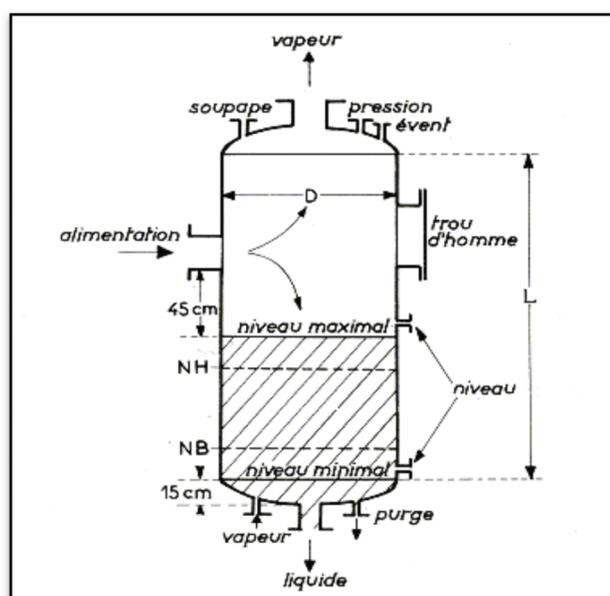


Figure.V.1 : Ballon de détente vertical. [3]

### V.2.2. Ballons tampons

Ces ballons sont encore des ballons de détente ; mais ils doivent éviter d'une manière absolue l'entraînement de liquide dans la vapeur, comme le cas se présente à l'aspiration des compresseurs volumétriques. A cet effet, on dispose sur la sortie du gaz d'un empilage de 10 à 15 cm de fins tamis métalliques où les gouttelettes liquides entraînées sont retenues par effet de choc (fig.2). Il y a lieu de surveiller les pertes de charge du matelas métallique qui risque de s'obstruer partiellement ; un manomètre différentiel assure cette fonction. [3]

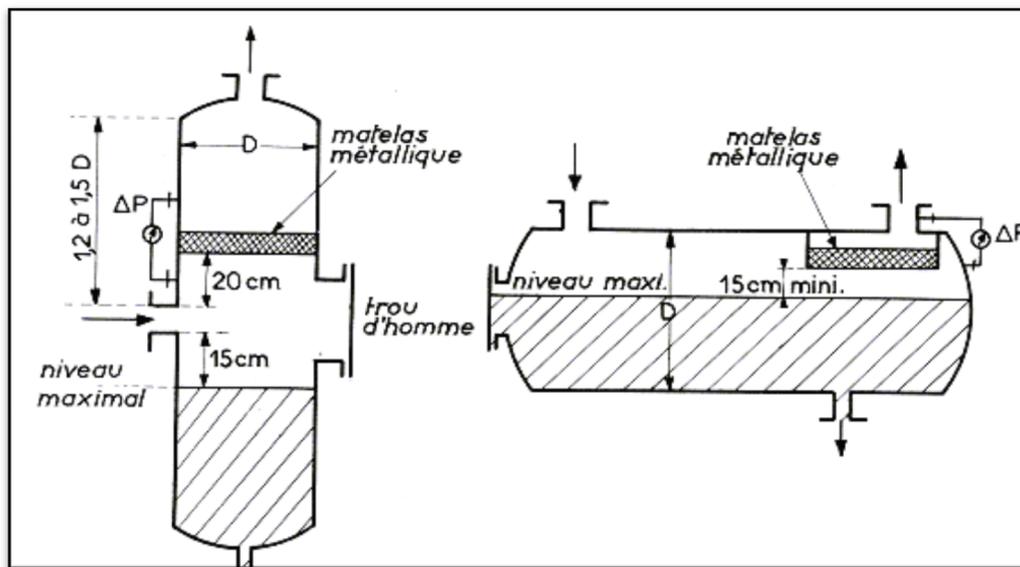


Figure.V.2 : Ballon tampon : disposition du matelas métallique. [3]

### V.2.3. Ballons de reflux

Le rôle du ballon de reflux est de recevoir l'effluent du condenseur de tête, de réaliser la séparation des phases qu'il collecte et de constituer une réserve de produits liquides pour assurer un débit régulier de reflux et de soutirage.

Le ballon de reflux est constitué par une enveloppe cylindrique sur laquelle sont soudés deux fonds bombés. Dans la disposition horizontale, le ballon repose sur ses deux extrémités sur un berceau alors que dans la disposition verticale il est supporté par trois cornières soudées constituant un trépied. D'une manière générale, on utilise les ballons verticaux lorsque le débit de soutirage liquide est inférieur à 5 l/mn.

Les méthodes de calcul pour estimer les dimensions de ces ballons seront basées sur l'évaluation du temps de séjour tel que la séparation des phases soit suffisante pour réduire les

entrainements à une valeur minimale. Pour résoudre ce problème, il est plus facile de se fixer des valeurs expérimentales satisfaisantes pour la retenue que d'utiliser les équations théoriques de la décantation, et en définitive le calcul des ballons n'utilise que des formules empiriques. Le contrôle du fonctionnement étant assuré par l'observation et le réglage du niveau liquide dans le ballon, il est donc logique de considérer un niveau normal de travail NN, situé légèrement au dessus de la section équatoriale, et les écarts maximaux admissibles compatibles avec la longueur du niveau à glace, c'est-à-dire un niveau haut NH et un niveau bas NB (fig.3). Le volume compris entre NN et NB représente le retenue liquide qui est estimée de façon suivante :

- 2 à 3 mn pour le reflux
- 5mn pour le soutirage
- Ou 8 à 10 mn pour la totalité de la vapeur de tête condensée.

Le rapport de la longueur au diamètre est fonction de la pression de service. On adopte généralement, les valeurs suivantes :

$$\left. \begin{array}{ll} 2 < L_b/D < 3 & \text{pour } P < 7 \text{ Kg/cm}^2 \\ 3 < L_b/D < 5 & \text{pour } P > 7 \text{ Kg/cm}^2 \end{array} \right\} \quad (\text{V.1})$$

Pour  $L_b/D = 3$ , d'où  $D = 0,75 V^{1/3}$

Où :

$L_b$  : Longueur du ballon [m]

$D$  : Diamètre du ballon [m]

$P$  : Pression de service [ $\text{Kg/cm}^2$ ]

$V$  : Volume du ballon entre le niveau haut et le niveau bas [ $\text{m}^3$ ].

Enfin, le calcul de la retenue liquide nécessite l'évaluation des aires de segments circulaires définis par les niveaux. Un tableau donne directement ces aires en fonction de l'angle au centre  $\theta$ , de la corde  $C$  du segment et du rayon  $R$  (voir Tab.A.4 des annexes).

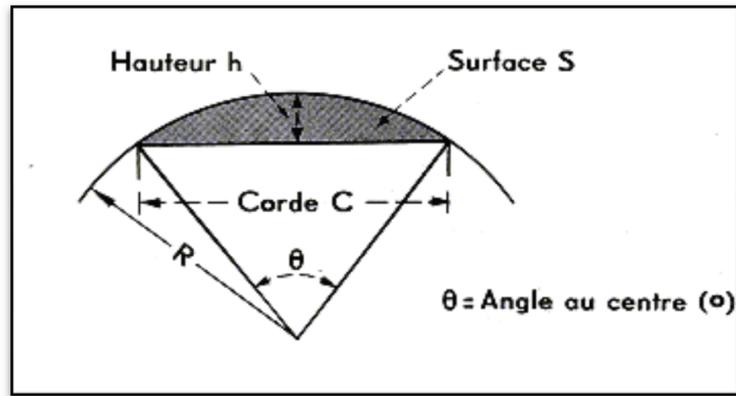


Figure. V.3 : Segments circulaires [3].

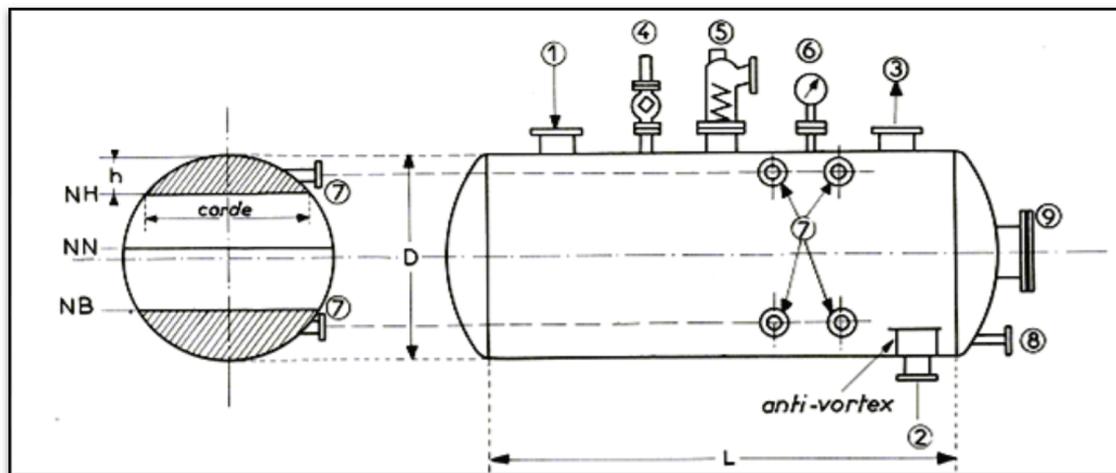


Figure.V.4 : Ballon de reflux [3].

1. Ligne d'arrivée des condensats .
2. Sortie de la phase liquide, avec éventuellement un dispositif anti-vortex .
3. Départ des gaz .
4. Event .
5. Soupape de sûreté pour évacuation des gaz vers la torche .
6. Prises de pression pour le manomètre et le contrôleur .
7. Raccordement pour niveaux à glace et contrôleur de niveau .
8. Arrivée de vapeur de purge .
9. Trou d'homme de 45 à 50 cm pour visite, ménagé soit au-dessus du ballon, soit sur l'un des deux fonds.

Deux cas à distinguer dans le ballon, suivant que la condensation est totale ou partielle :

### V.2.3.1. Condensation totale des vapeurs

L'alimentation du ballon est homogène, on trouve uniquement une phase liquide. Dans ce cas, le ballon joue le rôle d'un accumulateur. Il suffit donc de fixer le niveau haut. Le volume compris entre NB et NH représente alors le double de la retenue spécifique.

Pour le calcul des dimensions du ballon, on doit savoir le débit du liquide arrivant au ballon et la pression reynant dans le ballon et on suit les étapes suivantes :

- 1- On détermine la retenue totale .
- 2- On détermine le volume  $V$  entre NB et NH, qui est deux fois la retenue totale .
- 3- On pose l'hypothèse du rapport  $L_b/D$  en fonction de la pression .
- 4- On calcule le diamètre  $D$  du ballon à partir du volume  $V$  .
- 5- On suppose la valeur de  $h$  .
- 6- Selon la valeur de  $h/R$ , on détermine du tableau A.4 des annexes la valeur de l'aire du segment, de là on détermine l'aire  $S_{NB/NH}$  entre NB et NH .

$$S_{NB/NH} = J. R^2 - 2S \quad (V.2)$$

Où :

$S$ : l'aire d'un segment représenté dans la Fig. VIII.3 [ $m^2$ ] ;

$S_{NB/NH}$  : Aire entre le bas niveau et le haut niveau [ $m^2$ ] ;

$R$  : Rayon du ballon [ $m$ ] ;

$h$  : Hauteur des segments circulaires supérieur et inférieur [ $m$ ].

- 7- De là, on en tire la longueur du ballon  $L$  ;

$$L_b = V/S_{NB/NH} \quad (V.3)$$

- 8- Enfin, on calcule le rapport  $L_b/D$  et on le compare avec celui supposé.

### V.2.3.2. Condensation partielle des vapeurs

Dans ce cas, on a un mélange de liquide et de gaz à séparer. Les spécifications de retenue liquide restent valables, mais il faut ajouter une condition supplémentaire concernant la section supérieure libre au-dessus du niveau haut. Cette section de passage doit être suffisante pour que les gouttelettes liquides entraînées par la vapeur aient le temps de se déposer.

La vitesse limite du gaz dans cette section, appelée vitesse critique d'entraînement, est donnée par la formule empirique suivante :

$$U_c = 4,7 \cdot C \cdot \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{V.4})$$

Où :

$U_c$  : Vitesse critique d'entraînement du liquide dans les vapeurs [cm/s] ;

$\rho_l$  : Masse volumique du liquide [kg/m<sup>3</sup>] ;

$\rho_g$  : Masse volumique de la vapeur [kg/m<sup>3</sup>] ;

$C$  : Coefficient de correction,  $C = 1$  pour un ballon vertical ;  $1,5 < C < 1,7$  pour un ballon horizontal.

Ainsi, la section libre au-dessus du niveau du liquide  $S_g$  sera égale à :

$$S_g = Q_g / U_c \quad (\text{V.5})$$

Où :

$S_g$  : Section libre au-dessus du niveau du liquide [m<sup>2</sup>] ;

$Q_g$  : Débit massique de la phase vapeur entrant dans le ballon [kg/h].

Le volume nécessaire pour la phase liquide, calculé sur les mêmes bases que précédemment, doit être additionné au volume du gaz  $V_g$  nécessaire au passage de la phase gazeuse soit :

$$V_g = S_g \cdot L_b \quad (\text{V.6})$$

Où :

$V_g$  : Volume occupé par le gaz [m<sup>3</sup>].

De là, le volume total du ballon est :

$$V = V_g + V_l = V_g + 2 (Q_s t_{ss}) \quad (\text{V.7})$$

Où ;

$V_l$  : Volume entre le bas niveau et le haut niveau [m<sup>3</sup>] ;

$Q_s$  : Débit volumique de soutirage [m<sup>3</sup>/h] ;

$t_{ss}$  : Temps de séjour du soutirage [h].

Le débit des vapeurs maximales  $Q_{vapmax}$  que supporte la section libre  $S$  est calculé comme suit :

$$Q_{vapmax} = S \cdot U_c \quad (\text{V.8})$$

Où :

$Q_{vapmax}$  : Débit des vapeurs maximales que supporte la section libre  $S$  [m<sup>3</sup>/h].

CHAPITRE VI :

---

**PARTIE CALCUL**

---

## VI.1. Bilan matière de la colonne de régénération du glycol C 301

Pour évaluer le débit des vapeurs sortantes en tête de la colonne de régénération de glycol C301, nous proposons de calculer le bilan matière de cette dernière :

$$F = G + L$$

D'où :  $G = F - L$

Où :

F : Débit du glycol hydraté en [kg/s] ;

L : Débit du glycol régénéré en [kg/s] ;

G : Débit des vapeurs de tête en [kg/s] ;

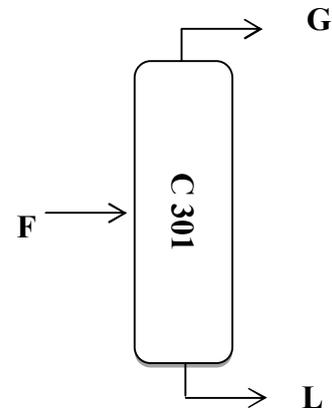


Figure.VI.1 :colonne de régénération du glycol C 301

Les débits du glycol hydraté et régénéré sont fonction de la quantité d'eau contenue dans le gaz brut qui dépend de la température du gaz donc de la saison. Pour cela, on distingue deux cas : cas été et cas hiver.

Le débit F du glycol hydraté alimentant la colonne représente la moyenne des débits indiqués par le FI302; tandis que le débit L du glycol régénéré sortant de la colonne est celui alimentant les trains, indiqué par les débitmètres placés au niveau des points d'injection du glycol dans les trains.

Les résultats de calcul sont enregistrés dans les tableaux ci-dessous :

Tab.VI.1 : Les différents débits du glycol (cas hiver)

Cas hiver			
Point d'injection du glycol	Train A (t/h)	Train B (t/h)	Train C (t/h)
E102 A	1,21	1,21	1,21
E102 B	1,21	1,21	1,21
E102 C	1,21	1,21	1,21
E102 D	1,21	1,21	1,21
E102 E	1,21	1,21	1,21
E102 F	1,21	1,21	1,21
E103 A	0,144	0,144	0,144
E103 B	0,15	0,15	0,15
P102	0,24	0,2	0,3
E106	0,0054	0,006	0,006
Total	7,7994	7,76	7,86
Débit de glycol régénéré (t/h)	23,4194		
Débit de glycol hydraté (t/h)	24,96		
Débit des vapeurs de tête (t/h)	1,5406		

**Tab.VI.2** : Les différents débits du glycol (cas été)

Cas été			
Point d'injection du glycol	Train A(t/h)	Train B (t/h)	Train C(t/h)
E102 A	1,54	1,54	1,54
E102 B	1,54	1,54	1,54
E102 C	1,54	1,54	1,54
E102 D	1,54	1,54	1,54
E102 E	1,54	1,54	1,54
E102 F	1,54	1,54	1,54
E103 A	0,144	0,144	0,144
E103 B	0,15	0,15	0,15
P102	0,24	0,2	0,3
E106	0,0054	0,006	0,006
Total	9,7794	9,74	9,84
Débit de glycol régénéré (t/h)	29,3594		
Débit de glycol hydraté (t/h)	33,9594		
Débit des vapeurs de tête (t/h)	4,6		

Pour le dimensionnement de l'aéroréfrigérant et du ballon nous prenons le cas extrême correspondant au débit maximale des vapeurs de tête de la colonne C301, donc celui du cas été.

L'augmentation du débit des vapeurs en été est expliquée par le fait que pendant cette période on injecte plus de glycol, car la teneur en eau dans le gaz est plus grande suite à l'augmentation de la température.

#### ✓ Composition des vapeurs de tête le la colonne C 301

Par des analyses appropriées, on a pu trouver la composition des vapeurs de tête de la colonne de régénération du glycol, qui vont par la suite alimenter l'aérocondenseur, une fois condensées elles seront récupérées dans le ballon récupérateur.

Le débit de chaque composé est déterminé par cette formule :

$$g_i = G \cdot X_i$$

Où :

$g_i$  : Débit de chaque composé contenu dans la vapeur en [kg/s] ;

$X_i$  : Fraction massique de chaque composé.

Les résultats de calcul sont enregistrés dans le tableau ci-dessous :

**Tab.VI.3** : Composition des vapeurs de tête de la colonne de régénération du glycol C 301

Vapeurs de tête vers aérocondenseur	Composition massique (%mass)	Débit massique (kg/h)
H <sub>2</sub> O	97,19	4470,8
C <sub>1</sub>	0,014	0,63
C <sub>2</sub>	0,017	0,77
C <sub>3</sub>	0,609	28,03
iC <sub>4</sub>	0,319	14,68
nC <sub>4</sub>	0,660	30,35
iC <sub>5</sub>	0,427	19,65
nC <sub>5</sub>	0,557	25,61
BTEX	0,180	8,28
CO <sub>2</sub>	0,013	0,6
MEG	0,013	0,6
Total	100	4600

## VI.2. Calcul de l'aérocondenseur E303

### a) Hypothèses de calcul :

- La méthode de calcul est celle de  $\Delta TLM$ .
- Les pertes thermiques sont nulles.
- Le coefficient global de transfert «  $U_X$  » est constant durant tout le processus de transfert de chaleur en tout point.

### b) Données de départ :

- Débit de fluide à refroidir (vapeur de tête de colonne C301) :  $G = 4600 \text{ kg/h}$ .
- Température d'entrée du fluide à refroidir :  $T_1 = 102 \text{ °C}$ .
- Température de sortie du fluide à refroidir :  $T_2 = 60 \text{ °C}$ .
- Température d'entrée d'air :  $t_1 = 45 \text{ °C}$ .

### c) Prétentions de base :

- a) Type de l'aéroréfrigérant :
  - **Tirage forcé** (forced draft) ;
  - Avec quatre (04) ventilateurs ( $N_v=4$ ).

- b) Tubes à ailettes d'un :
- Diamètre extérieur (OD) du tube de 1 pouce soit **25,4 mm** ;
  - Hauteur des ailettes de  $\frac{5}{8}$  **pouces** (inches) « high fins ».

**d) Disposition du paquet :**

- a) Lancement de tube (tube pitch) :
- **2 ½ pouces** ;
  - Pas triangulaire ( $\Delta$ ) de **63,5 mm**.

**e) Arrangement du faisceau (Bundle Layout) :**

- Nombre des passes  $N_p = 2$ ;
- Quatre (04) rangées de tubes (rows of tubes)  $N=4$  ;
- La longueur de tube :  $L = 30 \text{ feet} = 9,144 \text{ m}$ .

**VI.2.1-Calcul de la charge thermique de l'aérocondenseur « Q »**

$$Q = G. (H_1 - H_2)$$

$$Q = 4600. (-1,303. 10^4 + 1,543. 10^4)$$

$$Q = 1,104 \cdot 10^7 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 3066,667 \text{ kw}$$

**VI.2,2-Estimation du coefficient global approximatif de transfert « U<sub>x</sub> »**

Le coefficient global de transfert est estimé d'après la nature du produit à condenser. Dans notre cas il s'agit d'une vapeur avec des incondensables. On déduit alors d'après le tableau A.1 des annexes :

$$U_x = 23 \frac{\text{w}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

**Remarque :**

Au départ, nous avons supposé  $U_x = 18,738 \text{ w/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ , soit **3,3 BTU**, mais la valeur du coefficient de transfert que nous avons trouvé après calcul est loin de celle supposée, alors nous avons procédé par calcul itératif afin d'aboutir à cette valeur.

### VI.2.3-Calcul de l'élévation approximative de la température d'air « $\Delta T_a$ »

D'après la formule (IV.1) :

$$\Delta T_a = \left( \frac{U_x}{57} + 0,1 \right) \cdot \left( \frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

$$\Delta T_a = \left( \frac{23}{57} + 0,1 \right) \cdot \left( \frac{102 + 60}{2} - 45 \right)$$

$$\Delta T_a = 18,126 \text{ °C}$$

Donc :

$$t_2 = t_1 + \Delta T_a$$

$$t_2 = 45 + 18,126$$

$$t_2 = 63,126 \text{ °C}$$

### VI.2.4-Calcul de la différence de température moyenne logarithmique « $\Delta T_{LTM}$ »

Nous avons :

$$\Delta T_{\max} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_{\max} = 102 - 63,126$$

$$\Delta T_{\max} = 38,874 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{\min} = T_2 - t_1$$

$$\Delta T_{\min} = 60 - 45$$

$$\Delta T_{\min} = 15 \text{ °C}$$

On calcule d'abord le rapport :  $\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}$

$$\Rightarrow \frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} = \frac{38,874}{15} = 2,591 > 1,8$$

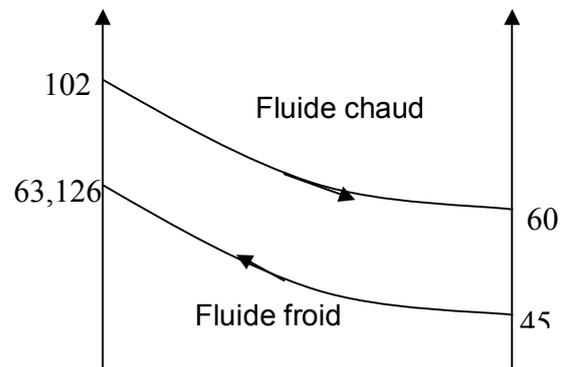


Fig. VI.2 : la différence de température logarithmique moyenne

Comme le rapport  $\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}$  est supérieur à 1,8 alors,  $\Delta TLM$  se calcule comme suit :

$$\Delta TLM = \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{2,3 \log\left(\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}\right)}$$

Alors :

$$\Delta TLM = \frac{38,874 - 15}{2,3 \log\left(\frac{38,874}{15}\right)} = 25,098 \text{ °C}$$

$$\Delta TLM = 25,098 \text{ °C}$$

✓ **Correction de la différence de température moyenne logarithmique «  $\Delta TLM_C$  »**

Cette correction revient à déterminer le facteur de correction « F ». Pour cela, nous devons calculer les deux variables « R » et « P », tel que :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{102 - 60}{63,126 - 45} = 2,31$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{63,126 - 45}{102 - 45} = 0,32$$

On déduit ainsi le facteur de correction F (voir Fig. A.1 des annexes)

$$F = 0,96$$

D'où d'après (IV.6) :

$$\Delta TLM_C = F \cdot \Delta TLM = 25,098 \cdot 0,96 = 24,094 \text{ °C}$$

$$\Delta TLM_C = 24,094 \text{ °C}$$

**VI.2.5-Calcul de la surface d'échange estimée «  $A_x$  »**

$$A_x = \frac{Q}{U_x \cdot \Delta TLM_C} = \frac{3066,667 \cdot 10^3}{23 \cdot 24,094} = 5533,88 \text{ m}^2$$

$$A_x = 5533,88 \text{ m}^2$$

**VI.2.6-Calcul de la surface de face (surface faciale) « F<sub>a</sub> »**

D'après le tableau A.2 des annexes nous avons :

- Quatre (04) rangées
- De tubes ( 2 1/2 pouces(Δ))

$$\text{ASPM} = 107,2$$

Selon la formule (IV.8) :

$$F_a = \frac{A_x}{\text{ASPM}} = \frac{5533,88}{107,2} = 51,622 \text{ m}^2$$

$$F_a = 51,622 \text{ m}^2$$

**VI.2.7-Détermination de la largeur de la surface de face « l »**

Elle est déterminée à partir de la formule (IV.9) :

Où : L = 30 ft = 9,144 m.

$$l = \frac{F_a}{L} = \frac{51,622}{9,144} = 5,649 \text{ m}$$

$$l = 5,649 \text{ m}$$

**VI.2.8-Détermination du nombre de tubes « N<sub>t</sub> »**

Nous le déterminons en utilisant le facteur « APM ». D'après le tableau A.2 des annexes on tire :

$$\text{APM} = 1,7 \text{ m}^2/\text{m}$$

Nous remplaçons dans la formule (IV.10) :

$$N_t = \frac{A_x}{\text{APM} \cdot L} = \frac{5533,88}{1,7 \cdot 9,144} = 355,99 \text{ tubes}$$

$$N_t = 356 \text{ tubes}$$

**VI.2.9-Calcul de la vitesse massique, côté tube « G<sub>t</sub>»**

Cela se fait en revenant au nombre de passes et à la lecture du facteur « A<sub>t</sub> » du tableau A.3 des annexes. Pour un tube : 1 pouce. OD x 16 BWG

$$A_t = 383,5 \text{ mm}^2$$

On calcule la vitesse massique selon la formule (IV.11) :

$$G_t = \frac{10^6 \cdot G \cdot N_p}{3600 \cdot N_t \cdot A_t} = \frac{10^6 \cdot 4600 \cdot 2}{3600 \cdot 356 \cdot 383,5} = 18,718 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$G_t = 18,718 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

### VI.2.10- Calcul du nombre de Reynolds modifié « $R_e$ »

$$R_e = \frac{G_t D_i}{\mu_i}$$

Où :  $\mu_i = \mu_l \cdot X_l + \mu_v \cdot X_v$

$$\mu_i = 0,3403 \cdot 0,9842 + 9,384 \cdot 10^{-3} \cdot 0,0158 = 0,335 \text{ cp}$$

$$\mu_i = 0,335 \text{ cp}$$

D'après le tableau A.3 des annexes, pour OD = 1 pouce, le diamètre intérieur des tubes est :

$$D_i = 0,87 \text{ pouce} = 22,1 \text{ mm}, \text{ ce qui donne : } R_e = \frac{22,1 \cdot 18,718}{0,335} = 1234,8$$

$$R_e = 1234,8$$

### VI.2 .11-Calcul de la chute de pression, côté tube « $\Delta P_t$ »

- D'après la figure A.2 des annexes, le facteur de friction «  $f$  » :  **$f = 0,0062$**
- Nous tirons le facteur de correction de la viscosité du fluide à refroidir «  $\Phi$  » d'après la figure A.3 soit  **$\Phi = 1$**  (vapeurs d'hydrocarbures + eau).
- La densité (la masse volumique) du fluide à refroidir, est donnée par :  **$d = 32,37 \text{ kg/m}^3$** .
- D'après la figure A.4 des annexes, nous tirons le facteur de correction de pression «  $Y$  ». Par projection sur l'axe des abscisses, nous obtenons :  **$Y = 6,78 \text{ kPa/m}$** .  
Par interpolations, nous obtenons le facteur :  **$B = 0.0276 \text{ kPa/passe}$** .

En remplaçant dans la formule (IV.13), on aura :

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot Y \cdot L \cdot N_p}{\Phi} + B \cdot N_p = \frac{0,0062 \cdot 6,78 \cdot 9,144 \cdot 2}{1} + 0,0276 \cdot 2 = 0,823 \text{ kPa}$$

$$\Delta P_t = 0,823 \text{ kPa}$$

**VI.2.12-Calcul du coefficient du film, côté tube «  $h_t$  »**

Nous tirons le facteur adimensionnel « J » (voir la figure A.5 des annexes).

$$\left. \begin{array}{l} L/D = 30/0,87 \\ L/D = 34,5 \text{ ft/in} \end{array} \right\} \text{Donc } J = 40$$

Nous avons :

$$C_p = 3,999 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \text{ et } K = 0,661 \text{ W/m.K}$$

Nous remplaçons les valeurs des inconnus dans la formule (IV.14), nous aurons :

$$h_t = \frac{J \cdot K \cdot \left(C_p \cdot \frac{\mu}{K}\right)^{1/3}}{D_i} \cdot \phi = \frac{40 \cdot 0,661 \cdot \left(3999 \cdot \frac{0,335 \cdot 10^{-3}}{0,661}\right)^{1/3}}{22,1 \cdot 10^{-3}}$$

$$\boxed{h_t = 1514,028 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

**VI.2.13-Calcul de la quantité d'air «  $W_a$  »**

- La quantité d'air nécessaire est calculée selon la formule (IV.15) :

$$W_a = \frac{Q}{C_{p_a} \cdot \Delta T_a} \text{ , tel que :}$$

$C_{p_a}$  : Chaleur spécifique d'air.

$$C_{p_a} = 1,005 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Donc :

$$W_a = \frac{3066,667}{1,005 \cdot 18,126} = 168,344 \text{ kg/s}$$

$$\boxed{W_a = 168,344 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} = 606038,4 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}}$$

- Le débit volumique d'air est calculé comme suit :

$$V_a = \frac{W_a}{\rho_a}$$

Où  $\rho_a$  est calculée selon la formule :

$$\rho_a = \rho_0 \cdot \frac{t_0}{t_1} = 1,293 \cdot \frac{273,15}{273,15 + 45} = 1,110 \text{ kg/m}^3$$

$$\Rightarrow \rho_a = 1,110 \text{ kg/m}^3$$

Donc

$$V_a = \frac{168,344}{1,110} = 151,661 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_a = 151,616 \text{ m}^3/\text{s}$$

#### VI.2.14-Calcul de la vitesse massique d'air « $G_a$ »

D'après la formule (IV.18) :

$$G_a = \frac{W_a}{F_a} = \frac{168,344}{51,622} = 3,261 \text{ Kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

$$G_a = 3,261 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

#### VI.2.15- Détermination du coefficient du film ; côté air « $h_a$ »

Le coefficient du film côté air est déduit d'après la figure A.4 des annexes

$$G_a = 3,261 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \rightarrow h_a = 45,424 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$h_a = 45,424 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

#### VI.2 .16-Calcul du coefficient global de transfert « $U_x$ »

On calcule d'abord le rapport  $\frac{A_x}{A_i}$

tel que :

$$\frac{A_x}{A_i} = AR \cdot \frac{D_{\text{ex}}}{D_i}$$

Où la valeur AR est donnée :  $AR = 21,4 \text{ mm}^2/\text{mm}^2$  (voir tableau A.2 des annexes)

$$\Rightarrow \frac{A_x}{A_i} = 21,4 \cdot \frac{25,4}{22,1} = 24,595$$

La valeur de «  $U_x$  » est vérifiée d'après la formule (IV.20) :

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{h_t}\right) \cdot \left(\frac{A_x}{A_i}\right) + r_{\text{dt}} \cdot \left(\frac{A_x}{A_i}\right) + r_{\text{mx}} + \frac{1}{h_a}$$

Où le coefficient d'encrassement  $r_{dt} = 0,0002 \text{ m}^2 \cdot \text{°C}/\text{W}$

$$\frac{1}{U_x} = \left( \frac{1}{1514,028} \right) \cdot (24,595) + 0,0002 \cdot (24,595) + 0 + \frac{1}{45,424}$$

$$U_x = 23,15 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{°C}}$$

**VI.2.17-Erreur entre le coefficient d'échange estimé et celui calculé « E »**

$$E = \frac{U_{x\text{calculé}} - U_{x\text{estimé}}}{U_{x\text{calculé}}} = \frac{23,15 - 23}{23,15} = 0,0064 \cdot 100\% = 0,64\%$$

$$E = 1 \%$$

Donc cette erreur est acceptable. En conclusion, le coefficient d'échange global estimé est vérifié.

**VI.2.18-Calcul de la surface minimale des pales du ventilateur « FAPF »**

$$FAPF = \frac{0,4 \cdot F_a}{N_V} = \frac{0,4 \cdot 51,622}{4} = 5,162 \text{ m}^2$$

$$FAPF = 5,162 \text{ m}^2$$

**VI.2.19-Calcul du diamètre du ventilateur « D<sub>V</sub> »**

$$D_V = \left( \frac{4 \cdot FAPF}{\pi} \right)^{1/2} = \left( \frac{4 \cdot 5,162}{\pi} \right)^{1/2} = 2,563 \text{ m}$$

$$D_V = 2,6 \text{ m}$$

**VI.2.20-Calcul des pertes de charges ; côté air « ΔP<sub>a</sub> »**

$$\Delta P_a = \frac{F_P \cdot N_V}{D_R} \quad (\text{IV.23})$$

De la figure A.7 des annexes on tire la valeur de  $F_P$ :

$$\text{Nous avons } G_a = 3,261 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} = 2520,59 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{h}}$$

$$\text{D'où : } F_P = 0,085 \text{ inch H}_2\text{O} = 0,02117 \text{ kPa}$$

Concernant le rapport de densité  $D_R$  ; on a :

$$T_{\text{moyair}} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{113 + 145,63}{2} = 129,315 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{moyair}} = 129,315 \text{ }^\circ\text{F}$$

De la figure A.8 des annexes :

$$D_R = 0,88$$

$$\Delta P_a = \frac{0,02117 \cdot 4}{0,88} = 0,0962 \text{ kPa}$$

$$\Delta P_a = 0,0962 \text{ kPa}$$

**VI.2.21-Calcul du volume actuel d'air en utilisant  $D_R$  de l'air à l'entrée du ventilateur «ACFM» ( $t_1 = 45^\circ\text{C}$ )**

$$\text{ACFM} = \frac{W_a}{D_R \cdot 60 \cdot 0,0749}$$

$$W_a = 606038,4 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 1336084 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$\text{ACFM} = \frac{1336084}{(0,88) \cdot (60) \cdot (0,0749)} = 337845,41 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}}$$

$$\text{ACFM} = 337845,41 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}} = 9566,716 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Donc, le débit d'air par ventilateur est :

$$\text{ACFM}/N_v = 9566,716/4 = 2391,679 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\frac{\text{ACFM}}{N_v} = 2391,679 \text{ m}^3/\text{h}$$

### VI.2.22-Approximation de la pression totale des ventilateurs « PF » en utilisant $D_R$

$$PF = 0,386 + \left[ \frac{337845,41}{4005 \times \left( \frac{\pi \cdot 8,53^2}{4} \right)} \right]^2 \cdot 0,88 = 2,305 \text{ inch H}_2\text{O}$$

$$PF = 0,574 \text{ kPa}$$

### VI.2.23-Calcul de la puissance de freinage approximative par ventilateur, en utilisant une efficacité de 70 %

$$bhp = \frac{(ACFM/N_V) \cdot (PF)}{(6356) \cdot (0,70)} = \frac{\left( \frac{337845,41}{4} \right) \cdot (0,574)}{(6356) \cdot (0,70)} = 10,896 \text{ CV}$$

$$bhp = 8,035 \text{ kW}$$

L'efficacité du réducteur de vitesse du moteur de ventilateur est de 92 % donc la puissance du moteur devient :

$$\mathcal{P} = \frac{bhp}{0,92} = \frac{10,896}{0,92} = 11,843 \text{ CV} \rightarrow \mathcal{P} = 8,734 \text{ kW}$$

$$\mathcal{P} = 8,734 \text{ kW}$$

#### ✓ Matériaux des différents constituants

En se référant au module I de Hassi R'mel où cette unité existe déjà :

- Les tubes seront fabriqués en SA213TP304 sans soudure, qui est un acier avec un certain pourcentage de nickel, molybdène, silicium, chrome, potassium et manganèse .
- Les ailettes seront de type extrudée en aluminium .
- Les ventilateurs seront avec des pales en aluminium.

### VI.3. Calcul du ballon D302

#### a) Données de départs :

- Densité de la phase liquide et vapeur respectivement  $\rho_l = 980,4 \text{ kg/m}^3$  et  $\rho_g = 1,857 \text{ kg/m}^3$ .
- Débit de la phase liquide entrant dans le ballon :  $G_l = 4462 \text{ kg/h}$  d'où  $Q_l = 4,551 \text{ m}^3/\text{h}$ .
- Débit de la phase vapeur entrant dans le ballon :  $G_g = 138,3 \text{ kg/h}$  d'où  $Q_g = 74,474 \text{ m}^3/\text{h}$ .

#### b) Hypothèses :

- Puisque le débit du liquide alimentant le ballon est important, nous opterons alors pour un ballon horizontal.
- Le ballon travaille à une pression de  $1,05 \text{ bar} < 7 \text{ Kg/cm}^2$ , nous supposons donc  $L_b/D = 3$ .
- Puisqu'on est dans le cas où il n'y a pas de reflux, donc, tout est soutiré. Alors le temps de rétention total ( $t_r$ ) est estimé à 5 mn.

#### VI.3.1- Retenue totale du liquide « $R_l$ »

$$R_l = Q_l \cdot \left(\frac{t_r}{60}\right) \text{ d'où } R_l = (4,551) \cdot (5/60)$$

$$R_l = 0,38 \text{ m}^3$$

#### VI.3.2- Volume entre NB et NH « $V_l$ »

$$V_l = (2) \cdot R_l \quad \text{d'où} \quad V_l = (2) \cdot (0,38)$$

$$V_l = 0,76 \text{ m}^3$$

#### VI.3.3- Vitesse critique d'entraînement du liquide dans les vapeurs « $U_c$ »

De la formule (V.4), pour un ballon horizontal  $1,5 < C < 1,7$ , nous prenons  $C = 1,6$

$$U_c = 4,7 \cdot C \cdot \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad \text{d'où} \quad U_c = 4,7 \cdot 1,6 \cdot \sqrt{\frac{980,4 - 1,857}{1,857}}$$

$$U_c = 172,624 \text{ cm/s}$$

**VI.3.4-Section libre au-dessus du niveau du liquide « S<sub>g</sub> »**

De la formule (V.5) :

$$S_g = Q_g / U_c \text{ d'où } S_g = \frac{74,474}{(172,624) \cdot (0,01) \cdot (3600)}$$

$$S_g = 0,012 \text{ m}^2$$

**VI.3.5- Diamètre du ballon « D »**

Nous avons  $L_b = 3D$ , donc de la formule (V.1) :

$$D = 0,75 \cdot (V)^{1/3} \text{ d'où } D = 0,75 \cdot (0,76)^{1/3}$$

$$D = 0,684 \text{ m}$$

Nous prenons  $D = 0,72 \text{ m}$ , soit un rayon  $R$  de  $0,36 \text{ m}$

**VI.3.6-Aire du segment « S »**

Prenons  $h = 8 \text{ cm}$ , comme hauteur des segments circulaires supérieur et inférieur :

$$h/R = \frac{0,08}{0,36} = 0,22$$

Du tableau A.4 des annexes,  $S = 0,1916045 \cdot R^2$

$$S = 0,0248 \text{ m}^2$$

**VI.3.7-Aire des deux segments « 2S »**

$$2S = 0,0497 \text{ m}^2$$

**VI.3.8-Aire entre NB et NH « S<sub>NB/NH</sub> »**

Cette aire est déterminée par la formule (V.2) :

$$S_{NB/NH} = \pi \cdot (R)^2 - 2S \quad \text{d'où} \quad S_{NB/NH} = \pi \cdot (0,36)^2 - 0,0497$$

$$S_{NB/NH} = 0,357 \text{ m}^2$$

**VI.3.9- Longueur du ballon «  $L_b$  »**

De la formule (V.3) :

$$L_b = \frac{V}{S_{NB/NH}} \quad d'o\grave{u} \quad L_b = 0,76/0,357$$

$$L_b = 2,129 \text{ m}$$

**VI.3.10-Rapport «  $L_b/D$  »**

$$L_b/D = 2,129/0,72 = 2,957 \quad \text{Proche de 3 donc l'hypoth\ese est v\erifi\ee.}$$

**VI.3.11-D\ebit des vapeurs maximales que supporte la section libre S «  $Q_{vap_{max}}$  »**

$$\text{De la formule (V.8) : } Q_{vap_{max}} = S \cdot U_c \quad d'o\grave{u} \quad Q_{vap_{max}} = 0,0248 \cdot 172,624 \cdot 0,01 \cdot 3600$$

$$Q_{vap_{max}} = 154,118 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Ce d\ebit de vapeur est tr\es sup\erieur \a celui calcul\ee auparavant ( $Q_{vap} = 74,474 \text{ m}^3/\text{h}$ ).

Normalement le volume total est calcul\ee selon la formule (V.7), mais comme le volume occup\ee par les vapeurs ou le gaz est n\egligeable devant celui occup\ee par le liquide, alors nous ne prenons en consid\eration que ce dernier ( $V_g = 0,012 \cdot 2,129 = 0,0255 \text{ m}^3 \ll 0,76 \text{ m}^3$ ).

**Conclusion**

Puisque les dimensions sont normalis\ees alors nous prenons le diam\etre \egale \a 30 pouces soit 0,762 m\etre et la longueur \egale \a 7 pied soit 2,134 m\etres. Le ballon avec un fond elliptique sera fabriqu\ee en acier type SS304L.

**VI.4. Evaluation du prix de l'a\erocondenseur E 303**

Suite \a notre demande du prix de l'a\erocondenseur adress\ee \a l'entreprise fran\caise **GEA Heat Exchangers** pour la fabrication et l'entretien des \eequipements thermiques implant\ee \a NANTES en France, nous avons re\ue un document o\ù sont sp\ecifi\ees les informations techniques ainsi que le prix de vente de ce dernier.

Le prix total a \ee estim\ee \a 275000,00 Euros

$$\text{Prix}_{a\grave{e}ro} = 275000,00 \text{ Euros}$$

## I.5 Schéma de la nouvelle installation

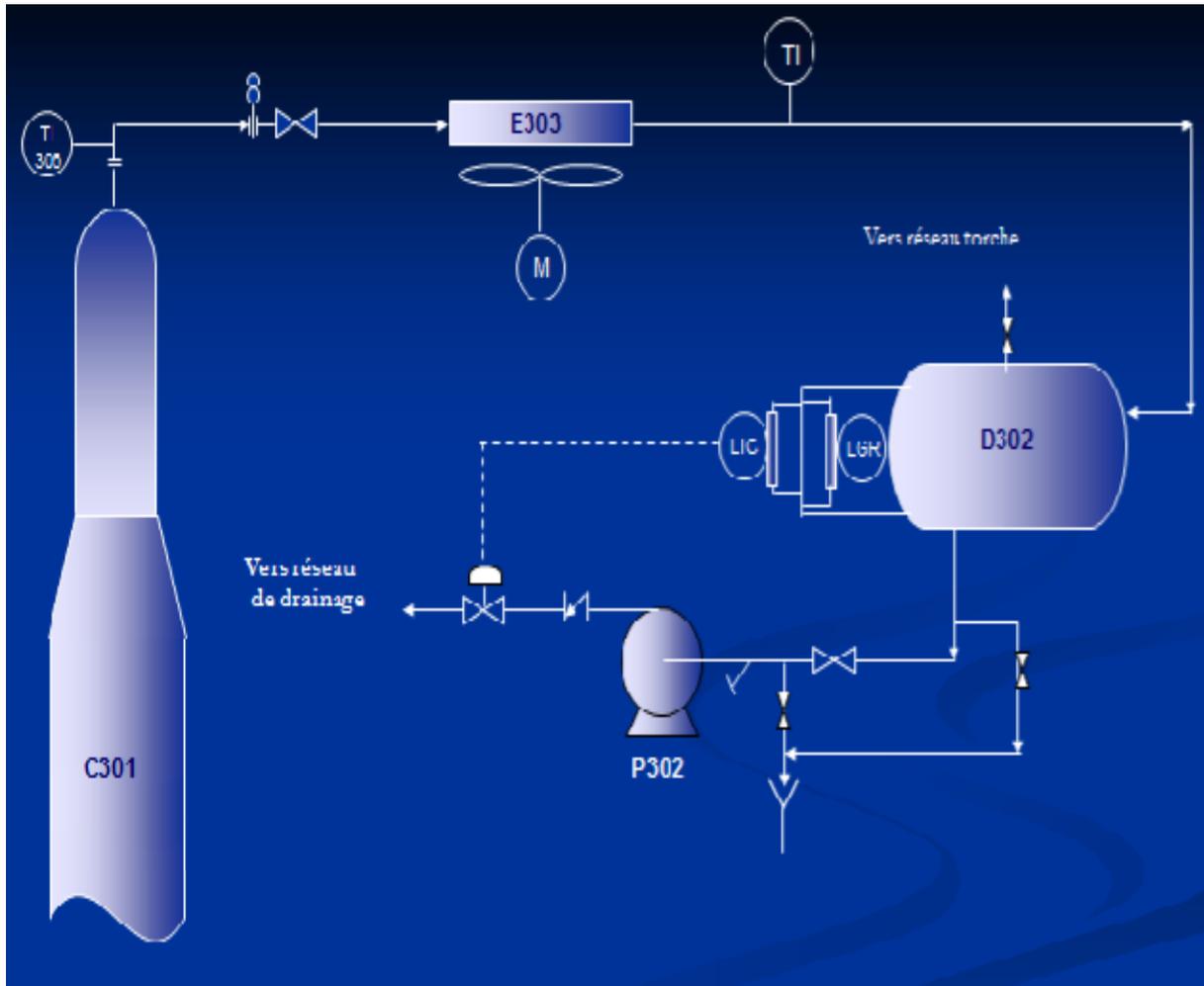


Figure.IV.3 : Schéma de la nouvelle installation.

---

# CONCLUSION GÉNÉRALE

---

# Conclusion générale

Durant la réalisation de ce travail au sein du Module IV, l'objectif est l'élimination de la pollution atmosphérique provoquée par les vapeurs de tête de l'unité de régénération du glycol du module IV. Pour cela, nous avons réalisé un système de condensation de ces vapeurs qui consiste en l'installation:

- d'un aérocondenseur E303.
- d'un ballon de récupération des liquides D302.

Nos objectifs sont d'effectuer des bilans de matière au niveau de la colonne (C301), cela nous a mené à constater que les pertes de glycol vers l'atmosphère sont importantes, ces pertes sont sous formes de gouttelettes car la température de sortie de la vapeur est de 100°C et la température d'ébullition du glycol est de 197,3°C. Et de dimensionner un aérocondenseur en tête de colonne qui va assurer la condensation totale et celui du ballon de récupération afin d'estimer la quantité de liquides condensés.

D'après les résultats obtenus, on remarque une condensation totale des vapeurs de tête de l'unité de régénération du glycol ce qui nous a permis d'éliminer la pollution atmosphérique et résoudre le problème posé.

A la fin de cette étude nous pouvons conclure que ce stage nous a permis d'approfondir nos connaissances théoriques et de comprendre le fonctionnement des aérocondenseurs et des ballons de récupération de l'unité de traitement du gaz naturel module IV, de côtoyer le domaine industriel.

---

RÉFÉRENCES

BIBLIOGRAPHIQUES

---

## Références Bibliographiques

[1]: *Manuel opératoire Traitement de gaz naturel module processing plant IV vol 3 Éditions juillet 1978 JGC (Japon) corporation.*

[2] : ROJEY, Alexandre. *Le gaz naturel, production traitement transport.* 27 Rue Ginoux - 75737 Paris cedex 15 : TECHNIP, 1994. 430p. (L'Institut Français du Pétrole).

[3] : WUITIER, Pierre. *Le Pétrole Raffinage et Génie Chimie.* Deuxième édition entièrement mise à jour (tome 1 et tome 2). 27 Rue Ginoux-75737 Paris cedex 15 : TECHNIP, 1972. 938p. (Science et Technique du Pétrole N°5). ISBN 2-7108-0199-x.

[4]: SONATRACH. *La Revue de Sonatrach.* Edition N°54. Djenane el Malik Hydra-Alger : la Direction Communication et Stratégie d'Image, octobre 2007. 46p. (Publication de l'Entreprise Sonatrach). ISSN 1111-1070.

[5]: COULSON and RICHARDSON'S. *Chemical Engineering, particule technologies and separation process.* Fifth edition, volume 2. Butterworth Heinemann, 2002. 1208p. ISBN 0-7506-4445-1.

[6]: KOLLER, Emilian. *Aide Mémoire de l'ingénieur, Génie Chimie.* CFC, 20 rue du grand Augustins, 75006 Paris: DUNOD, 2001. 487p. ISBN 2-10-005134-2.

[7]: KOHAL, Arthur and NIELSEN, Richard. *Gas Purification,* Fifth edition, Gulf Publishing Company Book Division P O Box 2608 Houston, Texas, 77252-2608: GULF, 1997. 1376p. ISBN 0-88415-220-0.

[8]: Gas Process Suppliers Association. *Engineering Data Book.* Edition N°12, volume I et II. 6526 East 60 th Street Tulsa, Oklahoma 74145: Gas process Suppliers Association, 2004. 821 p. (FPS version).

[9]: R.PERRIN et J.P.SCHARFF. *Chimie industrielle 1.2* Tirage, 120 boulevard Saint-Germain, 75280 Paris Cedex 06 : MASSON, 1995. 1136p. ISBN 2-225-84037-7.

[10] : P. TRAMBOUZE, *matériels et équipements,* Paris, édition Technip , 1999

---

**ANNEXES**

---

# Annexes

## Typical Overall Heat-Transfer Coefficients for Air Coolers

Service	1 in. Fintube			
	½ in. by 9		⅝ in. by 10	
	U <sub>b</sub>	U <sub>x</sub>	U <sub>b</sub>	U <sub>x</sub>
<b>1. Water &amp; water solutions</b>				
	(See note below)			
Engine jacket water (r <sub>d</sub> = 0.001)	110	7.5	130	6.1
Process water (r <sub>d</sub> = 0.002)	95	6.5	110	5.2
50-50 ethylene glycol- water (r <sub>d</sub> = 0.001)	90	6.2	105	4.9
50-50 ethylene glycol- water (r <sub>d</sub> = 0.002)	80	5.5	95	4.4
<b>2. Hydrocarbon liquid coolers</b>				
Viscosity, cp, at avg. temp.	U <sub>b</sub>	U <sub>x</sub>	U <sub>b</sub>	U <sub>x</sub>
0.2	85	5.9	100	4.7
0.5	75	5.2	90	4.2
1.0	65	4.5	75	3.5
2.5	45	3.1	55	2.6
4.0	30	2.1	35	1.6
6.0	20	1.4	25	1.2
10.0	10	0.7	13	0.6
<b>3. Hydrocarbon gas coolers</b>				
Pressure, psig	U <sub>b</sub>	U <sub>x</sub>	U <sub>b</sub>	U <sub>x</sub>
50	30	2.1	35	1.6
100	35	2.4	40	1.9
300	45	3.1	55	2.6
500	55	3.8	65	3.0
750	65	4.5	75	3.5
1000	75	5.2	90	4.2
<b>4. Air and flue-gas coolers</b>				
Use one-half of value given for hydrocarbon gas coolers.				
<b>5. Steam Condensers (Atmospheric pressure &amp; above)</b>				
	U <sub>b</sub>	U <sub>x</sub>	U <sub>b</sub>	U <sub>x</sub>
Pure Steam (r <sub>d</sub> = 0.0005)	125	8.6	145	6.8
Steam with non-condensibles	60	4.1	70	3.3
<b>6. HC condensers</b>				
Condensing* Range, °F	U <sub>b</sub>	U <sub>x</sub>	U <sub>b</sub>	U <sub>x</sub>
0° range	85	5.9	100	4.7
10° range	80	5.5	95	4.4
25° range	75	5.2	90	4.2
60° range	65	4.5	75	3.5
100° & over range	60	4.1	70	3.3
<b>7. Other condensers</b>				
	U <sub>b</sub>	U <sub>x</sub>	U <sub>b</sub>	U <sub>x</sub>
Ammonia	110	7.6	130	6.1
Freon 12	65	4.5	75	3.5

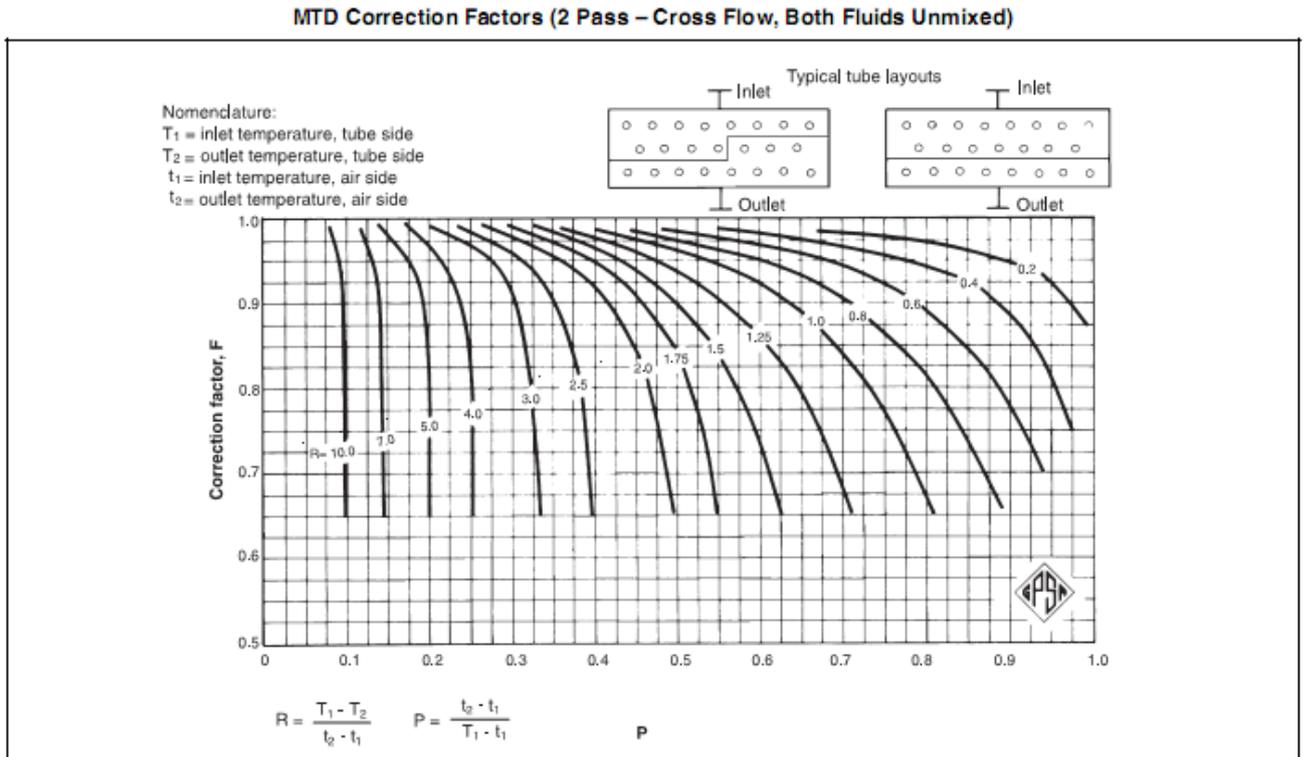
Notes: U<sub>b</sub> is overall rate based on bare tube area, and U<sub>x</sub> is overall rate based on extended surface.

Based on approximate air face mass velocities between 2600 and 2800 lb/(hr-sq ft of face area).

\*Condensing range = hydrocarbon inlet temperature to condensing zone minus hydrocarbon outlet temperature from condensing zone.

**Tab.A.1 : Coefficient de transfert global pour l'aéroréfrigérant.**

# Annexes



**Fig.A.1 : Facteur de correction de  $\Delta T_{LM}$  pour le cas de deux passes de tubes.**

### Fintube Data for 1-in. OD Tubes

Fin Height by Fins/inch	1/2 in. by 9		5/8 in. by 10		
APF, sq ft/ft	3.80		5.58		
AR, sq ft/sq ft	14.5		21.4		
Tube Pitch	2 in. $\Delta$	2 1/4 in. $\Delta$	2 1/4 in. $\Delta$	2 3/8 in. $\Delta$	2 1/2 in. $\Delta$
APSF (3 rows)	68.4	60.6	89.1	84.8	80.4
(4 rows)	91.2	80.8	118.8	113.0	107.2
(5 rows)	114.0	101.0	148.5	141.3	134.0
(6 rows)	136.8	121.2	178.2	169.6	160.8

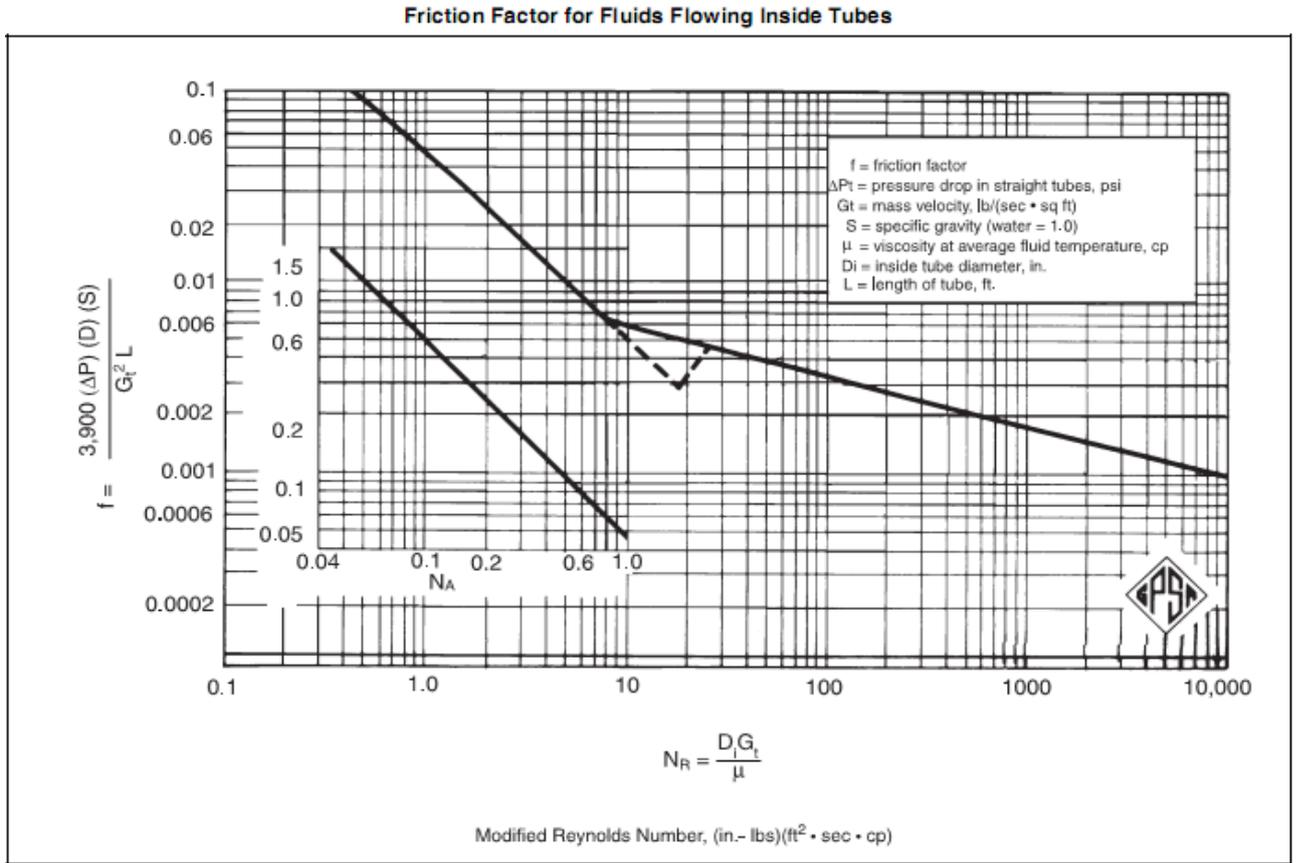
Notes: APF is total external area/ft of fintube in sq ft/ft. AR is the area ratio of fintube compared to the exterior area of 1 in. OD bare tube which has 0.262 sq ft/ft. APSF is the external area in sq ft/sq ft of bundle face area.

**Tab.A.2 : Propriétés du tube à ailettes pour un diamètre extérieur de tubes de 1 pouce.**

# Annexes

Tube O.D. Inches	R.W.G. Gauge	Thickness Inches	Internal Area Sq. Inch	Sq Ft External Surface Per Foot Length	Sq Ft Internal Surface Per Foot Length	Weight Per Foot Length Steel lbs*	Tube I.D. Inches	Moment of Inertia (Inches <sup>4</sup> )	Section Modulus (Inches <sup>3</sup> )	Radius of Gyration (Inches)	Constant C**	O.D. I.D.	Transverse Metal Area Sq. Inch
1/4	22	0.028	0.0296	0.0654	0.0508	0.066	0.194	0.00012	0.00098	0.0791	46	1.289	0.0195
1/4	24	0.022	0.0333	0.0654	0.0539	0.054	0.206	0.00010	0.00083	0.0810	52	1.214	0.0158
1/4	26	0.018	0.0360	0.0654	0.0560	0.045	0.214	0.00009	0.00071	0.0823	56	1.168	0.0131
1/4	27	0.016	0.0373	0.0654	0.0571	0.040	0.218	0.00008	0.00065	0.0825	58	1.147	0.0118
3/8	18	0.049	0.0603	0.0982	0.0725	0.171	0.277	0.00068	0.0036	0.1166	94	1.354	0.0502
3/8	20	0.035	0.0731	0.0982	0.0798	0.127	0.305	0.00055	0.0029	0.1208	114	1.230	0.0374
3/8	22	0.028	0.0799	0.0982	0.0835	0.104	0.319	0.00046	0.0025	0.1231	125	1.176	0.0305
3/8	24	0.022	0.0860	0.0982	0.0867	0.083	0.331	0.00038	0.0020	0.1250	134	1.133	0.0244
1/2	16	0.065	0.1075	0.1309	0.0969	0.302	0.370	0.0021	0.0086	0.1555	168	1.351	0.0888
1/2	18	0.049	0.1269	0.1309	0.1052	0.236	0.402	0.0018	0.0071	0.1604	198	1.244	0.0694
1/2	20	0.035	0.1452	0.1309	0.1126	0.174	0.430	0.0014	0.0056	0.1649	227	1.163	0.0511
1/2	22	0.028	0.1548	0.1309	0.1162	0.141	0.444	0.0012	0.0046	0.1672	241	1.126	0.0415
5/8	12	0.109	0.1301	0.1636	0.1066	0.601	0.407	0.0061	0.0197	0.1865	203	1.536	0.177
5/8	13	0.095	0.1486	0.1636	0.1139	0.538	0.435	0.0057	0.0183	0.1904	232	1.437	0.158
5/8	14	0.083	0.1655	0.1636	0.1202	0.481	0.459	0.0053	0.0170	0.1939	258	1.362	0.141
5/8	15	0.072	0.1817	0.1636	0.1259	0.426	0.481	0.0049	0.0156	0.1972	283	1.299	0.125
5/8	16	0.065	0.1924	0.1636	0.1296	0.389	0.495	0.0045	0.0145	0.1993	300	1.263	0.114
5/8	17	0.058	0.2035	0.1636	0.1333	0.352	0.509	0.0042	0.0134	0.2015	317	1.228	0.103
5/8	18	0.049	0.2181	0.1636	0.1380	0.302	0.527	0.0037	0.0119	0.2044	340	1.186	0.089
5/8	19	0.042	0.2299	0.1636	0.1416	0.262	0.541	0.0033	0.0105	0.2067	359	1.155	0.077
5/8	20	0.035	0.2419	0.1636	0.1453	0.221	0.555	0.0028	0.0091	0.2090	377	1.126	0.065
3/4	10	0.134	0.1825	0.1963	0.1262	0.833	0.482	0.0129	0.0344	0.2229	285	1.556	0.259
3/4	11	0.120	0.2043	0.1963	0.1335	0.809	0.510	0.0122	0.0326	0.2267	319	1.471	0.238
3/4	12	0.109	0.2223	0.1963	0.1393	0.747	0.532	0.0116	0.0309	0.2295	347	1.410	0.219
3/4	13	0.095	0.2463	0.1963	0.1466	0.665	0.560	0.0107	0.0285	0.2340	384	1.339	0.195
3/4	14	0.083	0.2679	0.1963	0.1529	0.592	0.584	0.0098	0.0262	0.2376	418	1.284	0.174
3/4	15	0.072	0.2884	0.1963	0.1587	0.522	0.606	0.0089	0.0238	0.2411	450	1.238	0.153
3/4	16	0.065	0.3019	0.1963	0.1623	0.476	0.620	0.0083	0.0221	0.2433	471	1.210	0.140
3/4	17	0.058	0.3157	0.1963	0.1660	0.429	0.634	0.0076	0.0203	0.2455	492	1.183	0.126
3/4	18	0.049	0.3339	0.1963	0.1707	0.367	0.652	0.0067	0.0178	0.2484	521	1.150	0.108
3/4	20	0.035	0.3632	0.1963	0.1780	0.268	0.680	0.0050	0.0134	0.2531	567	1.103	0.079
7/8	10	0.134	0.2894	0.2291	0.1589	1.062	0.607	0.0221	0.0505	0.2662	451	1.442	0.312
7/8	11	0.120	0.3167	0.2291	0.1662	0.969	0.635	0.0208	0.0475	0.2703	494	1.378	0.285
7/8	12	0.109	0.3390	0.2291	0.1720	0.893	0.657	0.0196	0.0449	0.2736	529	1.332	0.262
7/8	13	0.095	0.3685	0.2291	0.1793	0.792	0.685	0.0180	0.0411	0.2778	575	1.277	0.233
7/8	14	0.083	0.3948	0.2291	0.1856	0.703	0.709	0.0164	0.0374	0.2815	616	1.234	0.207
7/8	15	0.072	0.4197	0.2291	0.1914	0.618	0.731	0.0148	0.0337	0.2850	655	1.197	0.182
7/8	16	0.065	0.4359	0.2291	0.1950	0.563	0.745	0.0137	0.0312	0.2873	680	1.174	0.165
7/8	17	0.058	0.4525	0.2291	0.1987	0.507	0.759	0.0125	0.0285	0.2896	706	1.153	0.149
7/8	18	0.049	0.4742	0.2291	0.2034	0.433	0.777	0.0109	0.0249	0.2925	740	1.126	0.127
7/8	20	0.035	0.5090	0.2291	0.2107	0.314	0.805	0.0082	0.0187	0.2977	794	1.087	0.092
1	8	0.165	0.3526	0.2618	0.1754	1.473	0.670	0.0392	0.0784	0.3005	550	1.493	0.433
1	10	0.134	0.4208	0.2618	0.1916	1.241	0.732	0.0350	0.0700	0.3098	556	1.366	0.365
1	11	0.120	0.4536	0.2618	0.1990	1.129	0.760	0.0327	0.0654	0.3140	708	1.316	0.332
1	12	0.109	0.4803	0.2618	0.2047	1.038	0.782	0.0307	0.0615	0.3174	749	1.279	0.305
1	13	0.095	0.5153	0.2618	0.2121	0.919	0.810	0.0280	0.0559	0.3217	804	1.235	0.270
1	14	0.083	0.5463	0.2618	0.2183	0.814	0.834	0.0253	0.0507	0.3255	852	1.199	0.239
1	15	0.072	0.5755	0.2618	0.2241	0.714	0.856	0.0227	0.0455	0.3291	898	1.168	0.210
1	16	0.065	0.5945	0.2618	0.2278	0.650	0.870	0.0210	0.0419	0.3314	927	1.149	0.191
1	18	0.049	0.6390	0.2618	0.2361	0.498	0.902	0.0166	0.0332	0.3367	997	1.109	0.146
1	20	0.035	0.6793	0.2618	0.2435	0.361	0.930	0.0124	0.0247	0.3414	1060	1.075	0.106
1 1/4	7	0.180	0.6221	0.3272	0.2330	2.059	0.890	0.0890	0.1425	0.3836	970	1.404	0.605
1 1/4	8	0.165	0.6648	0.3272	0.2409	1.914	0.920	0.0847	0.1355	0.3880	1037	1.359	0.565
1 1/4	10	0.134	0.7574	0.3272	0.2571	1.599	0.982	0.0742	0.1187	0.3974	1182	1.273	0.470
1 1/4	11	0.120	0.8012	0.3272	0.2644	1.450	1.010	0.0688	0.1100	0.4016	1250	1.238	0.426
1 1/4	12	0.109	0.8365	0.3272	0.2702	1.330	1.032	0.0642	0.1027	0.4052	1305	1.211	0.391
1 1/4	13	0.095	0.8825	0.3272	0.2775	1.173	1.060	0.0579	0.0926	0.4097	1377	1.179	0.345
1 1/4	14	0.083	0.9229	0.3272	0.2838	1.036	1.084	0.0521	0.0833	0.4136	1440	1.153	0.304
1 1/4	16	0.065	0.9857	0.3272	0.2937	0.874	1.170	0.0426	0.0682	0.4196	1537	1.116	0.242
1 1/4	18	0.049	1.0423	0.3272	0.3016	0.629	1.152	0.0334	0.0534	0.4250	1626	1.085	0.185
1 1/4	20	0.035	1.0936	0.3272	0.3089	0.455	1.180	0.0247	0.0395	0.4297	1706	1.059	0.134
1 1/2	10	0.134	1.1921	0.3927	0.3225	1.957	1.232	0.1354	0.1806	0.4853	1860	1.218	0.575
1 1/2	12	0.109	1.2908	0.3927	0.3356	1.621	1.282	0.1159	0.1545	0.4933	2014	1.170	0.476
1 1/2	14	0.083	1.3977	0.3927	0.3492	1.257	1.334	0.0931	0.1241	0.5018	2180	1.124	0.369
1 1/2	16	0.065	1.4741	0.3927	0.3587	0.997	1.370	0.0756	0.1008	0.5079	2300	1.095	0.293
2	11	0.120	2.4328	0.5236	0.4608	2.412	1.760	0.3144	0.3144	0.6660	3795	1.136	0.709
2	12	0.109	2.4941	0.5236	0.4665	2.204	1.782	0.2904	0.2904	0.6697	3891	1.122	0.648
2	13	0.095	2.5730	0.5236	0.4739	1.935	1.810	0.2586	0.2586	0.6744	4014	1.105	0.569
2	14	0.083	2.6417	0.5236	0.4801	1.701	1.834	0.2300	0.2300	0.6784	4121	1.091	0.500

**Tab.A.3 : Caractéristiques des tubes d'échangeurs.**



**Fig.A.2 : Facteur de friction pour les fluides à l'intérieur des tubes.**

### Correction Factor for Fluid Viscosity Within the Tubes

Correction factor \* when  $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$  (See Fig. 10-15)

	Correction Factor, $\phi$
1. Hydrocarbon vapor; steam; water	1.0
2. Hydrocarbon liquids (18 to 48 API), MEA/DEA solutions	0.96
3. Water/glycol solutions; heat transfer fluids	0.92
4. Lube oils; heavy petroleum fractions (10 to 18 API)	0.85

\* When  $N_r < 17$ ,  $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.25}$  A Reynolds number of less than 17 is only likely for lube oils or heavy petroleum fractions. The minimum recommended value of  $\phi$  to use in Step 10 is 0.80, even though the calculated value may be lower.

**Fig.A.3 : Facteur de correction de la viscosité du fluide à l'intérieur des tubes.**

# Annexes

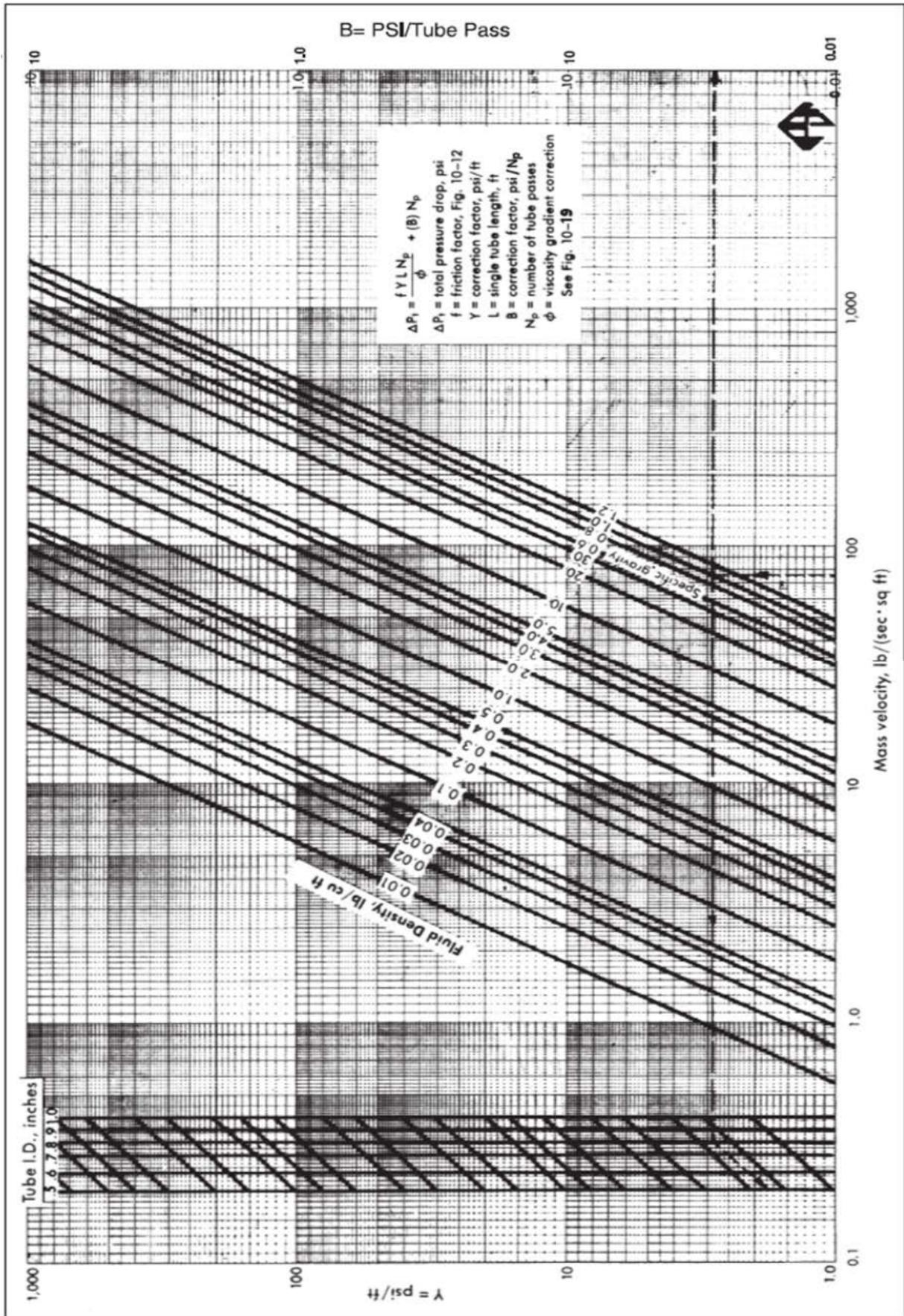


Fig.A.4 : Pertes de charges pour les fluides circulant à l'extérieur des tubes.

J Factor Correlation to Calculate Inside Film Coefficient,  $h_i$

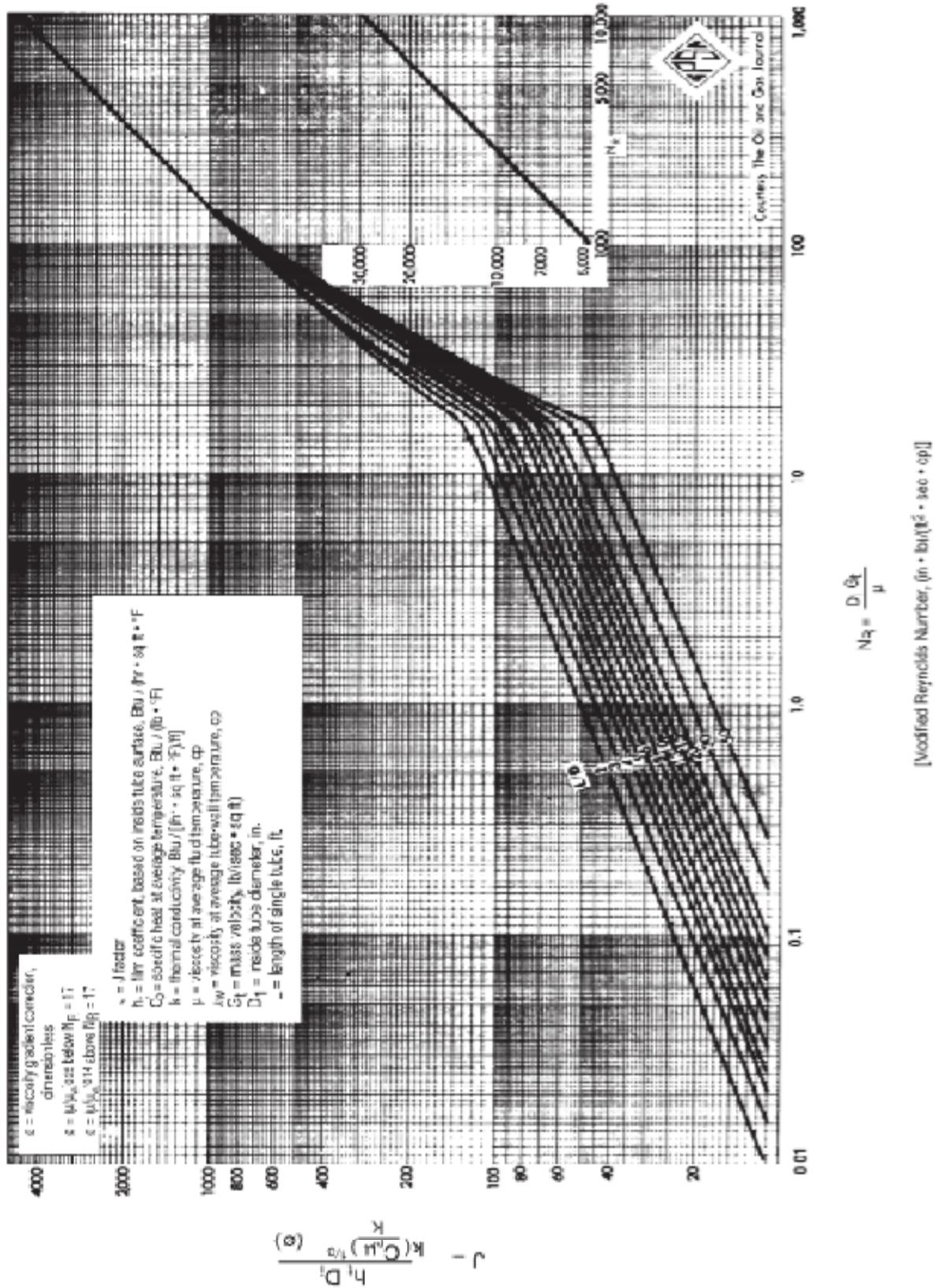
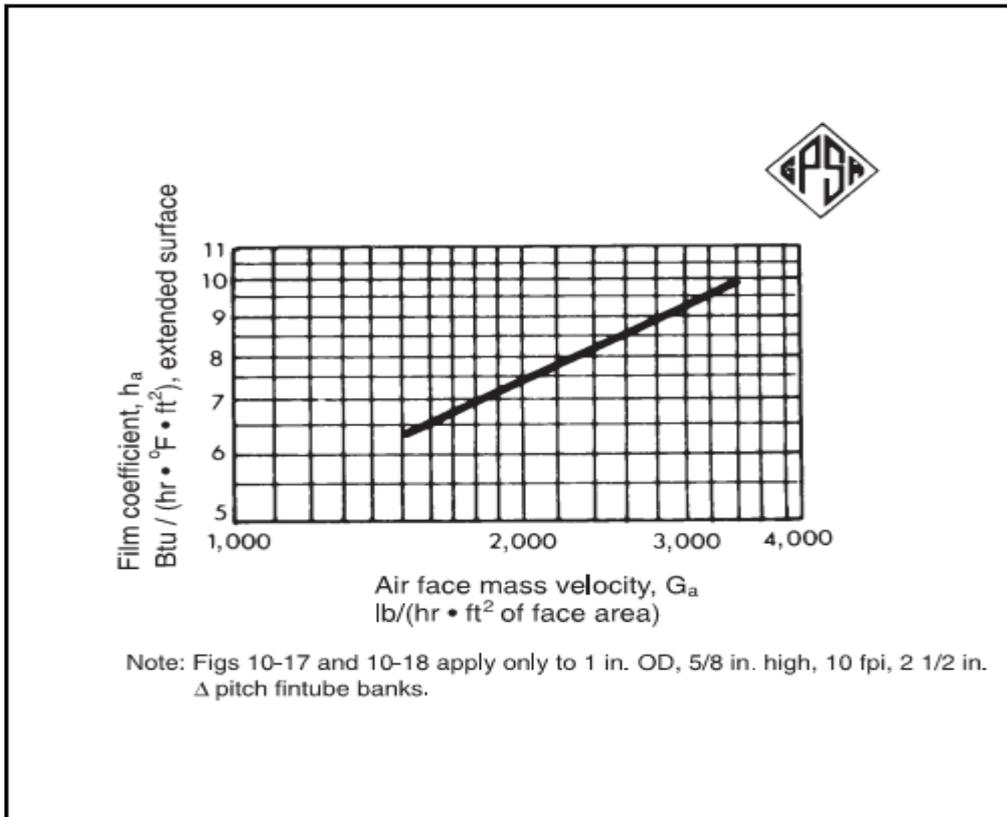


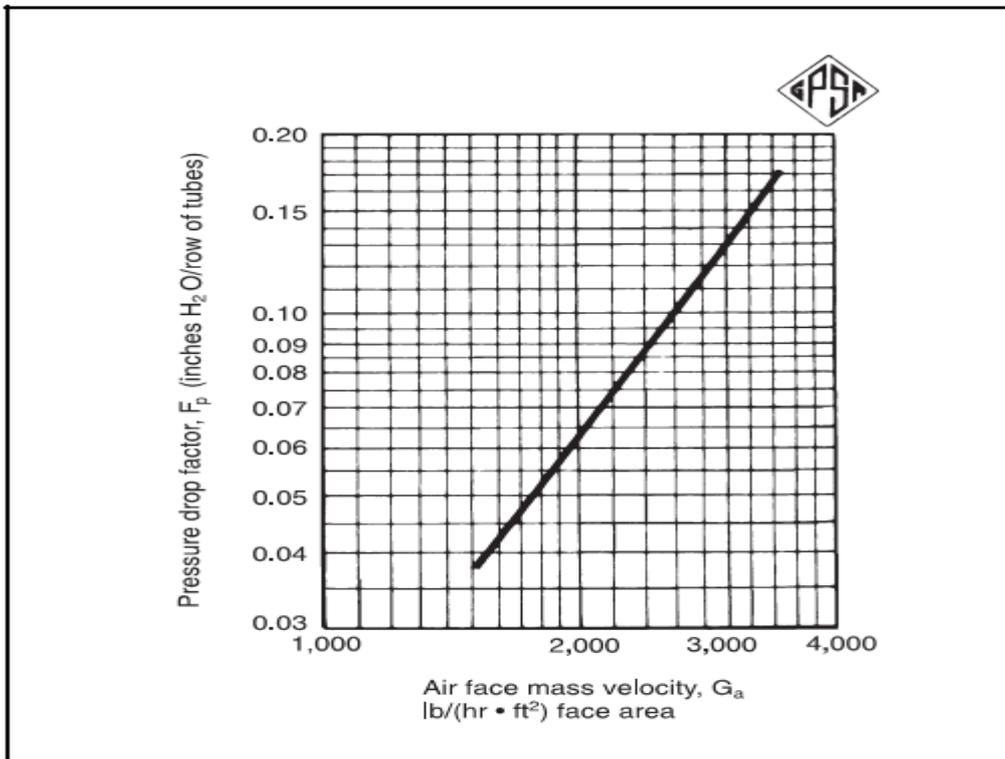
Fig.A.5 : Facteur de corrélation J pour le calcul du coefficient de transfert côté tube

## Air Film Coefficient



**Fig.A.6 : Coefficient de transfert côté air.**

## Air Static-Pressure Drop



**Fig.A.7 : Perte de charges statique côté air.**

### Air-Density Ratio Chart

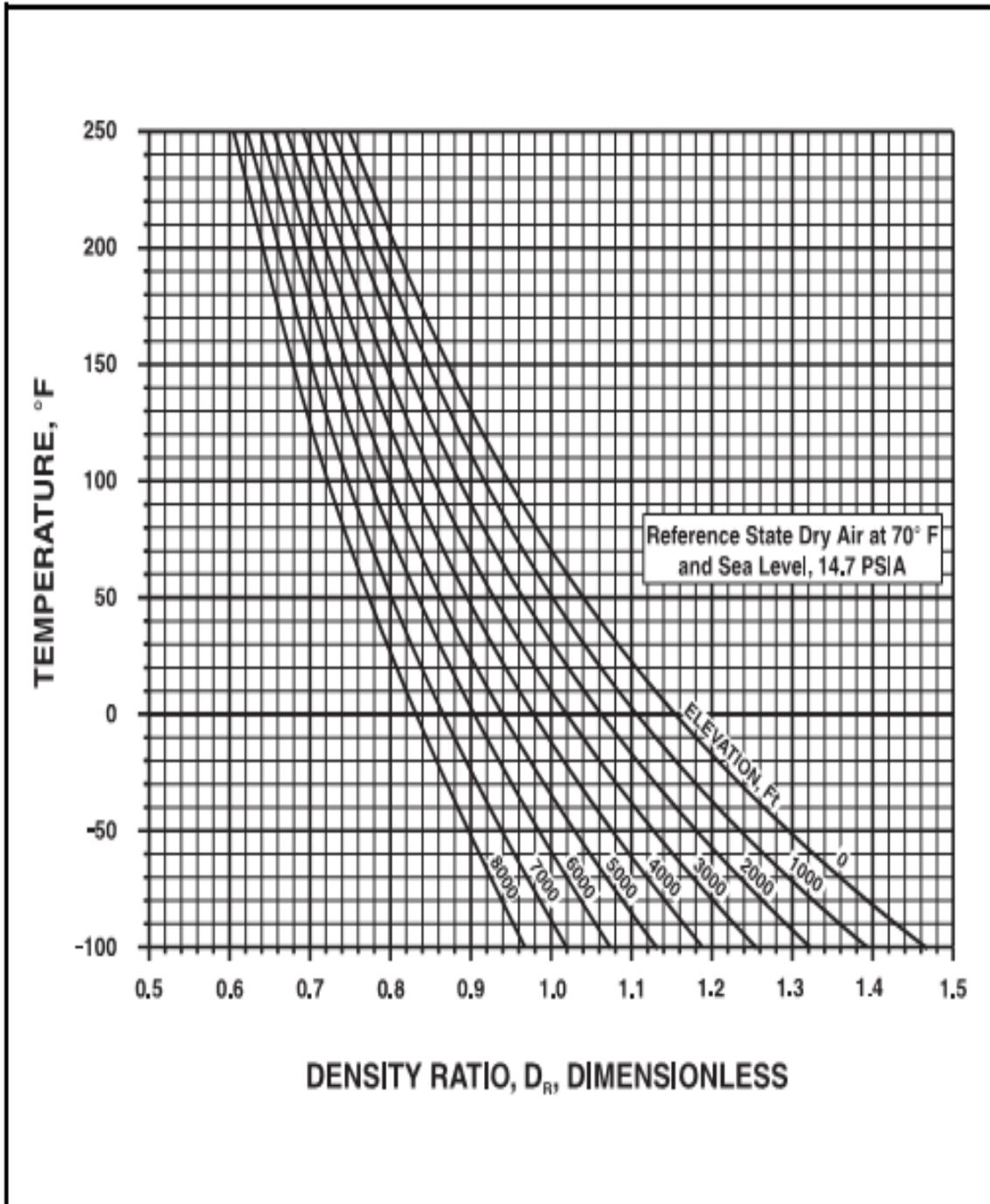


Fig.A.8 : Rapport de densité d'air.

# Annexes

## SEGMENTS CIRCULAIRES

0	h/R	C/R	h/C	S/R <sup>2</sup>	0	h/R	C/R	h/C	S/R <sup>2</sup>
81	0.239594	1.29890	0.184459	0.2130141	131	0.585307	1.81992	0.321611	0.7658357
82	.245290	1.31212	.186942	.2204508	132	.593263	1.82709	.324704	.7803448
83	.251044	1.32524	.189433	.2280384	133	.601251	1.83412	.327814	.7949670
84	.256855	1.33826	.191932	.2357772	134	.609269	1.84101	.330943	.8097006
85	.262723	1.35118	.194440	.2436676	135	.617317	1.84776	.334089	.8245437
86	.268646	1.36400	.196955	.2517094	136	.625393	1.85436	.337255	.8394945
87	.274626	1.37671	.199481	.2599034	137	.633499	1.86084	.340437	.8545511
88	.280660	1.38932	.202012	.2682494	138	.641632	1.86716	.343641	.8697117
89	.286750	1.40182	.204556	.2767476	139	.649793	1.87334	.346863	.8849742
90	.292893	1.41421	.207107	.2853982	140	.657960	1.87939	.350103	.9003667
91	.299091	1.42650	.209668	.2942010	141	.666193	1.88528	.353366	.9157968
92	.305342	1.43868	.212238	.3031559	142	.674432	1.89104	.356646	.9313529
93	.311645	1.45075	.214816	.3122632	143	.682695	1.89665	.359948	.9470027
94	.318002	1.46271	.217406	.3215226	144	.690983	1.90211	.363272	.9627442
95	.324410	1.47456	.220005	.3309339	145	.699294	1.90743	.366616	.9785754
96	.330869	1.48629	.222614	.3404970	146	.707628	1.91261	.369980	.9944937
97	.337380	1.49791	.225234	.3502115	147	.715985	1.91764	.373368	1.0104973
98	.343941	1.50942	.227863	.3600772	148	.724363	1.92252	.376778	1.0265840
99	.350552	1.52081	.230503	.3700937	149	.732762	1.92726	.380209	1.0427512
100	.357212	1.53209	.233153	.3802606	150	.741181	1.93185	.383664	1.0589969
101	.363922	1.54325	.235815	.3905775	151	.749620	1.93630	.387140	1.0753188
102	.370680	1.55429	.238488	.4010440	152	.758078	1.94059	.390643	1.0917144
103	.377485	1.56522	.241171	.4116594	153	.766555	1.94474	.394168	1.1081816
104	.384339	1.57602	.243867	.4224232	154	.775049	1.94874	.397718	1.1247180
105	.391239	1.58671	.246572	.4333348	155	.783560	1.95259	.401293	1.1413210
106	.398185	1.59727	.249299	.4443935	156	.792088	1.95630	.404891	1.1579885
107	.405177	1.60771	.252021	.4555999	157	.800632	1.95985	.408517	1.1747179
108	.412215	1.61803	.254764	.4669494	158	.809191	1.96325	.412169	1.1915068
109	.419297	1.62823	.257517	.4784450	159	.817765	1.96651	.415845	1.2083528
110	.426424	1.63830	.260284	.4900846	160	.826352	1.96962	.419549	1.2252533
111	.433594	1.64825	.263063	.5018674	161	.834952	1.97257	.423281	1.2422059
112	.440807	1.65808	.265854	.5137923	162	.843566	1.97537	.427042	1.2592082
113	.448063	1.66777	.268660	.5258585	163	.852191	1.97803	.430828	1.2762575
114	.455361	1.67734	.271478	.5380648	164	.860827	1.98054	.434643	1.2933512
115	.462700	1.68678	.274310	.5504103	165	.869474	1.98289	.438488	1.3104871
116	.470081	1.69610	.277154	.5626938	166	.878131	1.98509	.442363	1.3276623
117	.477501	1.70528	.280013	.5751142	167	.886797	1.98714	.446268	1.3448744
118	.484962	1.71433	.282887	.5882703	168	.895472	1.98904	.450203	1.3621207
119	.492462	1.72326	.285773	.6011611	169	.904154	1.99079	.454169	1.3793987
120	.500000	1.73205	.288684	.6141847	170	.912844	1.99238	.458165	1.3967057
121	.507576	1.74071	.291591	.6273404	171	.921541	1.99383	.462196	1.4140353
122	.515190	1.74924	.294522	.6406267	172	.930244	1.99513	.466257	1.4313966
123	.522841	1.75763	.297469	.6540421	173	.938952	1.99627	.470358	1.4487751
124	.530528	1.76590	.300429	.6675852	174	.947664	1.99726	.474482	1.4661721
125	.538251	1.77402	.303411	.6812546	175	.956381	1.99810	.478645	1.4835852
126	.546010	1.78201	.306401	.6950488	176	.965101	1.99878	.482845	1.5010115
127	.553802	1.78987	.309409	.7089613	177	.973823	1.99931	.487080	1.5184484
128	.561629	1.79759	.312434	.7230052	178	.982548	1.99970	.491348	1.5358933
129	.569489	1.80517	.315477	.7371642	179	.991274	1.99992	.495657	1.5533435
130	.577382	1.81262	.318534	.7514417	180	1.000000	2.00000	.500000	1.5707963

**Tab.A.4 : Dimensions du segment circulaire.**

## Résumé :

La régénération du glycol (MEG) utilisé pour la déshydratation du gaz au niveau du module IV à Hassi R'mel entraîne une pollution atmosphérique par l'évacuation des vapeurs de tête au niveau de la colonne.

Pour remédier à ce problème on a proposé l'installation d'un aérocondenseur pour condenser la totalité de ces vapeurs et les diriger via un ballon vers l'unité de déshuilage.

**Mots clés :** glycol (MEG) , déshydratation, aérocondenseur

## Abstract:

Dehydrating of gas at module IV in Hassi R'mel is done by mono ethylene glycol. When regenerating the lean glycol solution, a certain amount of vapour is released to the atmosphere which pollute the area.

To avoid this, we have propose to add an air condenser for condensing the all water vapour with its containing's and send the all to an oil separating unit via a horizontal drum.

**Keywords:** glycol, Dehydration, air condenser

## ملخص:

إن عملية نزع الماء من الغاز في المعمل 4- لحاسي الرمل ، تتم باستعمال " الايثيلان الغليكول " و لكن عند تكرير الغليكول في عمود التقطير تحرر كمية معينة من بخار في الغلاف الجوي التي تلوث المنطقة و لهذا اقترحنا حلا لمعالجة هذا المشكل ، و المتمثل في تجهيز الوحدة الحالية بمكثف هوائي لتكثيف البخار و السائل الناتج عنه يوجه نحو بالون ثم نحو محطة معالجة المياه الصناعية.

**الكلمات المفتاحية:** الغليكول , نزع الماء , مكثف هوائي