

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

SUPERIEUR ET DE LA

**UNIVERSITE DE BLIDA 1
FACULTE DE TECHNOLOGIE
DEPARTEMENT DE CHIMIE**



INDUSTRIELLE

**Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme de
Master en Génie des Procédés**

Option:

Procédés de traitement des effluents et protection de l'environnement

Thème :

***Dimensionnement d'un système de traitement des
vapeurs de glycol issues de traitement du gaz***

Réalisé par : **M^{lle} SAFIDINE Hadjer**

Encadreur : **M^{me} Saliha ZBOUDJ, MCA**

Co-encadreur : **Mr Ménouèr BOUGHEDAQUI MCA**

ENP, El Harrach

Univ Blida 1

Année universitaire 2012/2013

Remerciement

Ce travail de mémoire a été le labeur de 2 mois de stage et n'aurait probablement jamais été mené à terme sans le soutien de personnes que je tiens vivement et très sincèrement à remercier :

- Tout d'abord **Dieu Tout Puissant** qui m'a éclairé la voie vers le bon chemin.
- Je tiens à faire part de toute ma reconnaissance envers **M^{me} Saliha ZEBOUJ** qui a accepté de m'encadrer durant mon travail, au moment où je cherchais désespérément une aide dans le domaine de génie des procédés. Je la remercie pour ses remarques et orientations pertinentes et fructueuses et sa gentillesse.
- A mon co-encadreur **M. BOUGHEDAOU** que j'ai eu la chance de rencontrer lors de mon passage à l'université de Blida et à qui je dédie également ce travail. Je le remercie pour son aide précieuse et pour la qualité de ses conseils.
- **M. BOUZID** d'avoir accepté de présider le jury de la soutenance.
- **M. CHANANE et M. CHIKHI** qui ont bien voulu examiner ce travail.
- **MS: ANOU; DHILIS** (co-promoteurs sur site) pour eux ma gratitude est bien grande. Leur aide m'a été très précieuse tout au long de mon stage. Ils ont été toujours présents pour m'aider du mieux qu'ils pouvaient à avancer sur mon travail.
- **MS: BABAGHAYOU, CHOURAR, RACHID** qui n'ont pas cessé de me soutenir, qui ont su me pousser à en arriver au bout de mon travail.
- **M. BOUGUETTAYA**, chef de service du module 4 de m'avoir accueilli au sein de son équipe, et d'avoir mis à ma disposition tous les moyens humains et matériels nécessaires pour la réalisation de ce mémoire.
- **M. ZERROUKI** à qui je lui dois un grand respect et grand merci pour son aide et surtout son soutien moral. Et à tous le personnel de MPP4.
- A tous les gens du centre de formation de Hassi R'mel.
- J'adresse mes sincères remerciements à tous *les enseignants de l'université de BLIDA ; surtout les enseignants de faculté de technologie, département de chimie industrielle.*

Dédicace

JE DEDIE SE MEMOIRE.....

A ma grande mère chérie

Qui m'a accompagné par ses prières douceur, et a su être bonne, gentille et compréhensive, puisse dieu lui prêter longue vie et beaucoup de santé et de bonheur.

A mes chers parents

Aucune dédicace ne saurait exprimer mon respect, mon amour éternel et ma considération pour les sacrifices que vous avez consenti pour mon instruction et mon bien être. Que dieu puissant, le très haut, vous accorder santé, bonheur et longue vie et faire en sorte que jamais je vous déçoive

A mes chers frères :

ABDOU, la prunelle de mes yeux, l'aimable AMINE, et OUALID le généreux

A mes chères oncles, tantes,

Leurs époux et épouses, la famille SAFIDINE et ABDELLAH EL HADJ. Et je cite mon oncle **MOHAMED** et son épouse **SAMIRA** mes conseillers, amis fidèles, qui m'ont assisté dans les moments difficiles .je suis très reconnaissante

A mon fiancé Adel et ma belle famille SAHTEL

A mes amies de toujours

Meriem, Ferial, Chanez, Souad, Faiza, les 3 Imane (Choutri-Zadi-Benmoussa), Djihad, Soumia et Abla.

A tous mes camarades de Blida :

Chahra, Roumaissa, Mimi, Soumia ainsi que le reste des camarades de la promotion ptepe de l'année 2012/2013

A tous mes professeurs, enseignants Et tous mes camarades du primaire jusqu'à l'université.

Enfin; a toutes les personnes qui ont participe a l'élaboration de ce travail et que j'ai omis de les citer.

Résumé :

Le gaz naturel produit contient de l'eau et des niveaux variables de gaz carbonique, des traces de métaux lourds et autres polluants organiques. La chaîne de traitement du gaz naturel consiste à purifier le produit avant son expédition à la commercialisation. Une des étapes de la chaîne de traitement du gaz naturel consiste à déshydrater le gaz naturel par l'utilisation du glycol(MEG). Lors de la régénération du glycol, il y a des émissions de vapeurs d'eau chargées de glycol en tête de colonne de distillation. L'objet de cette étude est le choix et le calcul de dimensionnement d'équipements pour réduire ces émissions polluantes. Il s'agit de l'installation d'un ballon de récupération du glycol suivi d'un aérocondenseur pour la condensation des vapeurs d'eau qui sont acheminées vers le réseau de drainage et station de traitement.

Mots clés : glycol (MEG), déshydratation, aérocondenseur, gaz naturel.

Abstract:

Natural gas contains water and varying levels of carbon dioxide, traces of heavy metals and other organic pollutants .The natural gas processing consists of purifying the product before its marketing and use .One important step of the processing chain of natural gas is the dehydration using glycol (MEG) which regenerated at the end of the process. However, during the glycol regeneration phase, still water vapors contain small amount of glycol at the end of the distillation column. The purpose of this work is to select a process to reduce these emissions to the atmosphere. Calculations are made to size the equipment in order to have a maximum abatement of glycol emission .The selected process is composed of a glycol recovery flask followed by and a gas condenser for water vapors condensing which are conveyed to the drainage station and then to final treatment plant.

Keywords: glycol (MEG), dehydration, air condenser, natural gas.

ملخص :

يحتوي الغاز الطبيعي المنتج على كمية من الماء ومستويات متفاوتة من ثاني أكسيد الكربون وأثار من المعادن الثقيلة والملوثات العضوية و لهذا يجب معالجته قبل تسويقه و هذا عبر عدة مراحل من بينها عملية نزع الماء و ذلك باستخدام جلايكول , و لكن عند تكرير جلايكول و في عمود التقطير هناك انبعاث في الغلاف الجوي لكميات من بخار الماء محملة بقطرات معتبرة من جلايكول و التي تلوث المنطقة و لهذا اقترحنا في هذه الدراسة حلاً لمعالجة هذه المشكلة و ذلك بإضافة تجهيزات للوحدة الحالية لتكرير جلايكول و المتمثلة في :خزان فاصل لاستعادة جلايكول المحمل , يليه مكثف هوائي لتكثيف بخار الماء و السائل الناتج عنه يوجه نحو محطة الصرف الصحي و من ثم تحول إلى المعالجة نزع الماء ، مكثف هوائي ، الغاز الطبيعي ، (MEG) الكلمات الرئيسية : جلايكول

Sommaire

Résumé.....	iii
Liste des figures.....	vi
Liste des tableaux.....	vii
Nomenclature.....	viii
Introduction générale.....	2
Chapitre I : Présentation du champ de Hassi R'mel et module IV.....	4
1. Les installations gazières à Hassi R'mel.....	5
2. Les procédés de traitement de gaz.....	7
2.1. Procédé Pritchard.....	7
2.2. Procédé Hudson.....	7
3. Présentation générale du module IV.....	8
3.1. Description du procédé.....	8
3.2. Unité de régénération du glycol.....	12
4. Caractéristiques des produits finis.....	14
4.1. Le gaz sec.....	14
4.2. Le condensat.....	14
4.3. Le GPL.....	14
Chapitre II: La déshydratation du gaz naturel.....	15
1. Introduction.....	16
2. Les hydrates dans le gaz naturel.....	16
3. Procédés de Déshydratation du gaz naturel.....	17
a. Choix du glycol.....	17
b. Différents types de glycol.....	17
c. Propriétés physico-chimiques des glycols.....	18
d. Pertes de glycol.....	18
4. Impact sur l'environnement.....	20
4.1. Introduction.....	20
4.2. Éthylène glycol.....	20

4.2. Exposition aux vapeurs et aux brouillards.....	20
Chapitre III : Les aéroréfrigérants	21
1. Les aéroréfrigérants.....	22
2. Technologie des aéroréfrigérants.....	22
3. Choix d'aéroréfrigérants.....	27
5. Méthode de calcul de l'aéroréfrigérants.....	29
Chapitre IV : Les séparateurs.....	38
1. Séparation de deux phases fluides	39
2. Séparation gaz-liquide.....	39
3. Méthode de calcul.....	40
Chapitre V : La simulation	44
1. Généralités sur la simulation.....	45
2. Présentation du simulateur <i>HYSYS</i>	46
Chapitre VI : Calcul de dimensionnement.....	48
1. Rappel de la problématique.....	49
2. Bilan matière de la colonne de régénération du glycol <i>G301</i>	51
3. Composition des vapeurs de tête de la colonne <i>G301</i>	53
4. Calcul du bassin <i>D302</i>	53
5. Calcul de l'aérocondenseur <i>E303</i>	56
6. Schéma de la nouvelle installation.....	66
Conclusion générale et recommandations.....	67
Références bibliographiques.....	70
Annexes	72

Liste des figures

Figure. I.1 : Présentation géographique des installations gazières de Hassi R'mel	6
Figure. I.2 : Schéma simplifié du processus du MPP IV.....	10
Figure. I.3 : Schéma en bloc simplifié du processus du MPP IV.....	11
Figure. I.4. : Schéma de l'unité de régénération du glycol.....	13
<i>Figure. I.1 : Structure des hydrates.....</i>	<i>16</i>
Figure.I.11 : Aéroréfrigérants : positions des faisceaux.....	22
Figure.I.12 : Vue d'un aérocondenseur.....	23
Figure.I.13 : Différents types d'ailettes.....	24
Figure.I.14 : Différents types de collecteurs.....	25
Figure.I.15 : Aérocondenseurs à tirage induit.....	26
Figure.I.16 : Aérocondenseurs à tirage forcé.....	26
Figure.I.17 : Hotte et anneau de ventilation.....	27
Figure.I.18: Chambres de ventilation d'air : A-air forcé ; B-air induit.....	27
Figure I.19: la différence de température logarithmique moyenne.....	30
Figure IV.1 : Ballon de détente vertical.....	39
Figure IV.2 : Ballon tampon : disposition du matelas métallique.....	40
Figure IV.3 : Segments circulaires.....	41
Figure. IV.4 : Ballon de reflux.....	42
Figure.VI.1:Schéma de l'unité de régénération du glycol modifié.....	50
Figure.VI.2: Schéma de la nouvelle installation proposée	66

Liste des Tableaux

Tab. <i>A</i> .1: les propriétés physico-chimiques de différents types de glycols.....	19
Tab. VI.1: Modèles thermodynamiques recommandés pour quelques systèmes.....	47
Tab. VII.1: Les différents débits du glycol (cas hiver).....	52
Tab. VII.2: Les différents débits du glycol (cas été).....	52
Tab. VII.3: Composition des vapeurs de tête de la colonne C301.....	53
Tab. VII.4: Données de départ de calcul du ballon D302.....	54
Tab. VII.5: Résultats de calcul du ballon D302.....	56
Tab. VII.6: Résultats de calcul de l'aéroréfrigérant E30.....	65

Nomenclature

Q : Chaleur transférée ou charge thermique [kW].

U_x : Coefficient global de transfert de chaleur [W/m². °C].

N_v : Nombre de ventilateurs.

N_p : Nombre de passes.

N_t : Nombre de tubes.

N : Nombre de rangées de tubes.

A_x : Surface de transfert de chaleur [m²].

A_i : Surface interne du tube [m²].

AR : Rapport de la surface de tube à ailettes comparée à la surface extérieure d'un pouce (1 in).OD du tube nu [mm²/mm²].

ΔTLM_c : Différence de température logarithmique moyenne corrigée [°C].

F : Facteur de correction.

f : Facteur de friction.

F_a : Surface faciale totale [m²].

F_p : Coefficient de perte de charge côté air.

G_a : Vitesse massique côté air [kg/m².s].

G_t : Vitesse massique côté tube [kgm².s].

r_{dt} : Coefficient d'encrassement pour le type d'aéroréfrigérant [m².°C/W].

r_{mx} : Résistance du métal, rapportée à la surface extérieure prolongée [m². °C/W].

ΔT_{LM} : Différence de température logarithmique moyenne [**°c**].

C_p : Chaleur spécifique du mélange à la température moyenne [**kJ/kg.°c**].

h_a : Coefficient du film ; côté air [**W/m².°c**]

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

h_t : Coefficient du film ; côté tube [**W/m².°c**]

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

D_{ex} : Diamètre extérieur de tubes [**mm**].

D_v : Diamètre du ventilateur [**m**].

G : Débit massique des vapeurs de tête de la colonne C301 [**kg/h**].

G_v : Débit massique du fluide à refroidi [**kg/h**].

μ_i : Viscosité dynamique du fluide à la température et la pression opératoires [**cp**].

J : Facteur de corrélation.

K : Conductivité thermique [**W/m.k**].

L : Longueur du tube [**m**].

ΔP_t : Chute de pression côté tube [**kPa**].

Y : Facteur de correction de pression [**kPa/m**].

ΔT_a : Elévation approximative de la température d'air [**°C**].

ASPM : Surface externe du tube fin de la surface de face du paquet [**m²/m²**].

APM : Surface extérieure totale par mètre de tube à ailettes [**m²/m**].

W_a : Quantité d'air [**kg/s**].

FAPF : Surface minimale du ventilateur [**m²**].

ΔP_a : Pertes de charges côté air [**Pa**].

ACMS : Volume actuel d'air [**m³/s**].

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

PF : Pression totale du ventilateur [**Pa**].

Φ : Facteur de correction de la viscosité du fluide à refroidir.

l : Largeur de la surface de face [**m**].

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

P : Puissance du moteur [**kW**].

ρ_l : Masse volumique du liquide [**kg/m³**].

ρ_g : Masse volumique de la vapeur [**kg/m³**].

G_l : Débit massique de la phase liquide entrant dans le ballon [**kg/h**].

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

Q_l : Débit volumique de la phase liquide entrant dans le ballon [**m³/h**].

Q_g : Débit volumique de la phase vapeur entrant dans le ballon [**m³/h**].

L_b : Longueur du ballon [**m**].

D : Diamètre du ballon [**m**].

R_l : Rétention totale du liquide [**m³**].

UC : Vitesse critique d'entraînement du liquide dans les vapeurs [**cm/s**].

S_g : Section libre au-dessus du niveau du liquide [**m²**].

R : Rayon du ballon [**m**].

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

S : Aire du segment [**m²**].

S_{NB/NH} : Aire entre le bas niveau et le haut niveau [**m²**].

V : Volume du ballon entre le niveau haut et le niveau bas [**m³**].

C : Colonne

D : Ballon de séparation

E : Echangeur/aéroréfrigérant

FI : Indicateur de débit

P : Pompe

LIC : Indicateur, contrôleur de niveau

TIC : Indicateur, contrôleur de température

LGR : Niveau à glace

LAH : Alarme de haut niveau

LAL : Alarme de bas niveau

PSV : Soupape de sureté

INTRODUCTION GÉNÉRALE

INTRODUCTION GÉNÉRALE

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

En raison de ses avantages économiques et écologiques, le gaz naturel est devenu très attractif pour ses nombreux avantages énergétiques et environnementaux dans de nombreux pays. Il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée après le pétrole avec 22% de la production énergétique mondiale; selon le Département Américain de l'énergie (DOE),

Le gaz naturel brut est rarement transporté et utilisé en l'état. Le producteur est contraint de livrer à la consommation, un gaz conforme aux spécifications réglementaires pour assurer la sécurité du transport et des usagers. Cela consiste en sa séparation en différents produits commerciaux à savoir le gaz sec, le GPL et le condensat, tout en éliminant les impuretés qu'il contient parmi lesquelles, on cite l'eau. En effet, le gisement de Hassi R'mel est saturé en eau dont la présence engendre un problème majeur, celui de la formation d'hydrates dans les procédés cryogéniques ainsi que la déstabilisation du fonctionnement du processus. Pour y remédier, une injection d'une solution de Mono Ethylène Glycol(MEG) est assurée dans les milieux froids pour absorber l'humidité contenue dans le gaz.

Le glycol hydraté est ensuite régénéré dans une colonne de distillation atmosphérique qui rejette des vapeurs constituées essentiellement de la vapeur d'eau en forte proportion, avec entrainement des vapeurs de glycol.

Dans l'ensemble des unités de régénération du glycol implantées à Hassi R'mel, on a estimé une émission annuelle de près de 1987 tonnes/an de GLYCOL rejetée vers l'atmosphère par le module 4. Ces vapeurs de glycol constituent une pollution de l'atmosphère qui affecte non seulement l'environnement mais aussi la santé de l'ensemble des travailleurs et des habitants de la région. .

Aujourd'hui, la préservation de la santé des travailleurs ainsi que la protection de l'environnement est l'une des préoccupations du groupe Sonatrach qui s'engage à tout mettre en œuvre pour assurer la sécurité de ses activités et de respecter la réglementation en vigueur en réduisant les émissions polluantes conformément aux normes d'émissions algériennes. C'est dans ce cadre que s'inscrit cette étude qui propose une contribution à l'étude de la récupération de ces vapeurs de tête de la colonne de régénération du glycol. A cet effet, il est procédé au dimensionnement d'un aérocondenseur et d'un ballon où seront séparées les deux phases liquide (glycol) et vapeur(H_2O).

Le champ gazier de Hassi R'mel est présenté en chapitre un avec les procédés installés et les caractéristiques des produits finis. Le procédé de déshydratation du gaz naturel est présenté en chapitre deux avec les impacts environnementaux dues aux émissions polluantes issues de ce procédé. Les théories des aéroréfrigérants et des séparateurs sont présentées aux chapitres trois et quatre. Le dimensionnement du procédé proposé figure au chapitre six.

CHAPITRE I

CHAMPS GAZIERS DE HASSI R'MEL

I .1. Les 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 œuvre 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].

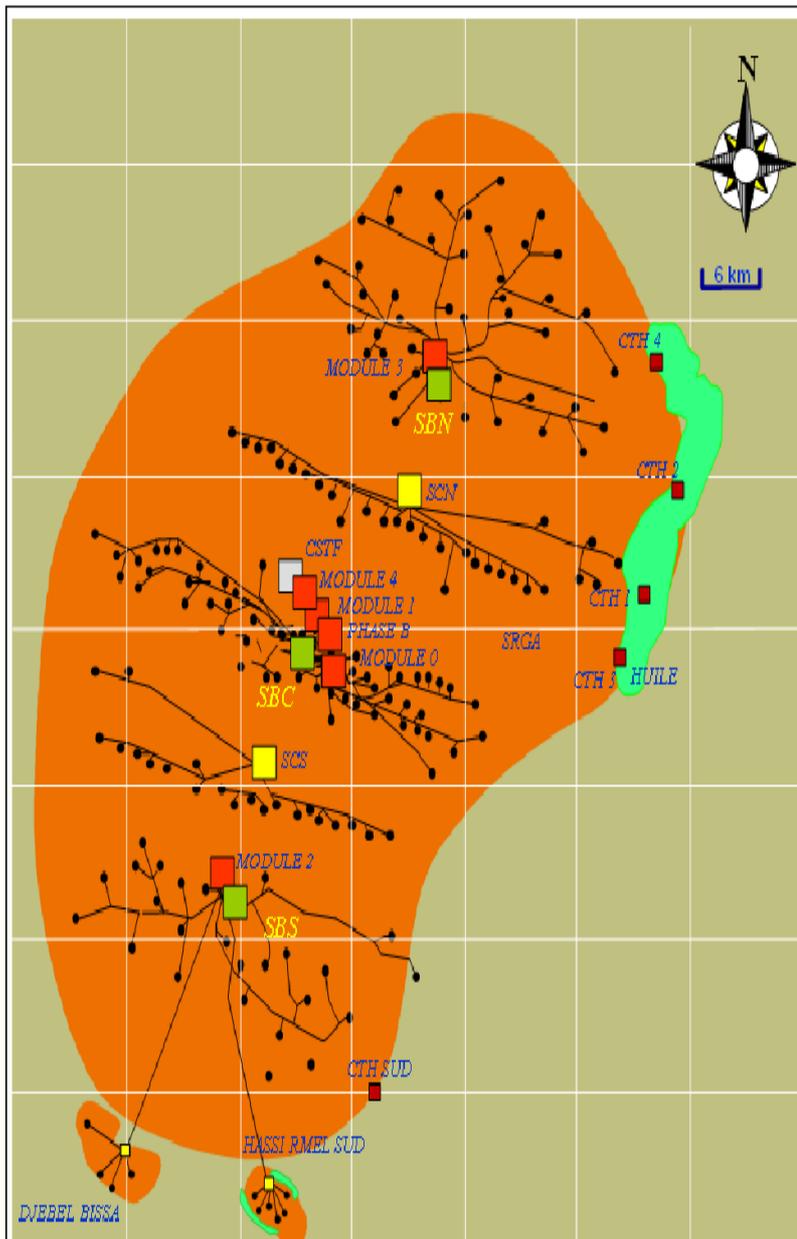


Fig. I.1: Présentation géographique des installations gazières de Hassi R'mel

I .2. Les procédés de traitement de gaz

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;

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.

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

I .2.1.Procédé PRITCHARD:

Ce procédé est 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 [2].

I .2.2. Procédé HUDSON:

Ce procédé est 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

L'utilisation de ce dernier est très répandue se justifie par son efficacité pour atteindre des températures très basses qui favorisent la récupération des produits lourds [1].

I.3.Présentation générale du module IV

Le module 4 est une usine qui a pour rôle de traiter le gaz brut du gisement de Hassi R'mel. Il se compose d'un ensemble d'installations qui permet de récupérer les hydrocarbures lourds (condensât et GPL) et de séparer les gaz traités (gaz de vente ou gaz de réinjection) [1]. Au niveau du MPP4, on utilise le procédé **HUDSON**. Le gaz brut en provenance des puits passe par SBC (Station Boosting Centre), pour être réparti en trois lignes(trains),chacune d'elles comporte les mêmes appareillages de processus et sont de même capacité de production de 20 millions Sm³ de gaz sec/jour[2]. Les hydrocarbures liquides récupérés dans la section de séparation à haute pression sont séparés en GPL et condensât dans la section de fractionnement, ces deux produits s'écoulent vers les installations centrales de stockage et de transfert (CSTF).

La capacité de production est de:

- 60 millions standard m³/jour pour le gaz sec;
- 3301 tonne/jour pour le condensat;
- 1493 tonne/ jour pour le GPL.

I.3.1. Description du procédé

La figure I.2 illustre le procédé du MPP4, caractérisé par l'utilisation de turbo-expander pour récupérer les hydrocarbures liquides du gaz [1].

a. Section séparation à haute pression:

Le but de cette section est de récupérer le maximum de liquides hydrocarbures et de produire du Gaz sec en respectant les spécifications.

- Le gaz en provenance du Boosting à ($T=60^{\circ}\text{C};P=104\text{ Kg/cm}^2$), passe par les aéroréfrigérants **E101** où il atteint une température de 40°C. Dans ces conditions, le gaz devient triphasique; Il est conduit vers un séparateur triphasique **D101** (A\B), au niveau de l'appendice on récupère le liquide lourd (l'eau) et le liquide léger principalement du condensât.
- Le gaz sortant du séparateur **D101** passe à travers une batterie d'échangeurs côté tube (gaz/gaz) **E102** (A/F), et **E103** (A/B) où on injecte du GLYCOL(MEG). La température de sortie du gaz est de -8°C ; Le gaz subit par la suite une détente

isenthalpique à travers une vanne **Joule-Thompson**, le gaz passe de 104 à 100 kg /cm² et la température passe à -12°C.

- Ce gaz triphasique est séparé au niveau du séparateur **D102** (séparateur tri-phasique), l'appendice récupère le glycol hydraté et l'envoie vers l'unité de régénération. La partie gaz se dirige vers le turbo-expander **K101** coté turbine, où il subit une détente isentropique de 99 à 65kg /cm², la température passe à -34 °C.
- A la sortie de la turbine, le gaz se dirige vers le ballon séparateur **D103** (séparateur triphasique) où le glycol préalablement injecté à l'entrée de la turbine est récupéré au niveau de ce ballon; le gaz se dirige vers l'échangeur **E102** côté calandre pour céder ses frigories et sort à une température de 32 °C, il subit une compression par le compresseur du turbo-expander à 72kg /cm², et il est expédié vers le **CNDG**.
- La partie liquide récupérée dans le premier séparateur **D101** se dirige vers un séparateur de stabilisation **D105** (séparateur riche en condensât) à 32kg /cm². Les liquides récupérés au niveau du deuxième et troisième séparateur **D102** et **D103** sont collectés dans le séparateur **D104**.

b. Section fractionnement et stabilisation

- Elle constitue la dernière étape dans le procédé de traitement, elle a pour fonction de séparer et stabiliser le mélange GPL et condensât, des entraînements des produits légers dans la colonne du déethaniseur C101 ensuite fractionner le mélange en produits finis Condensât et GPL dans la colonne du débutaniseur C102.

Simplified Process Flow Diagram for MPP-4

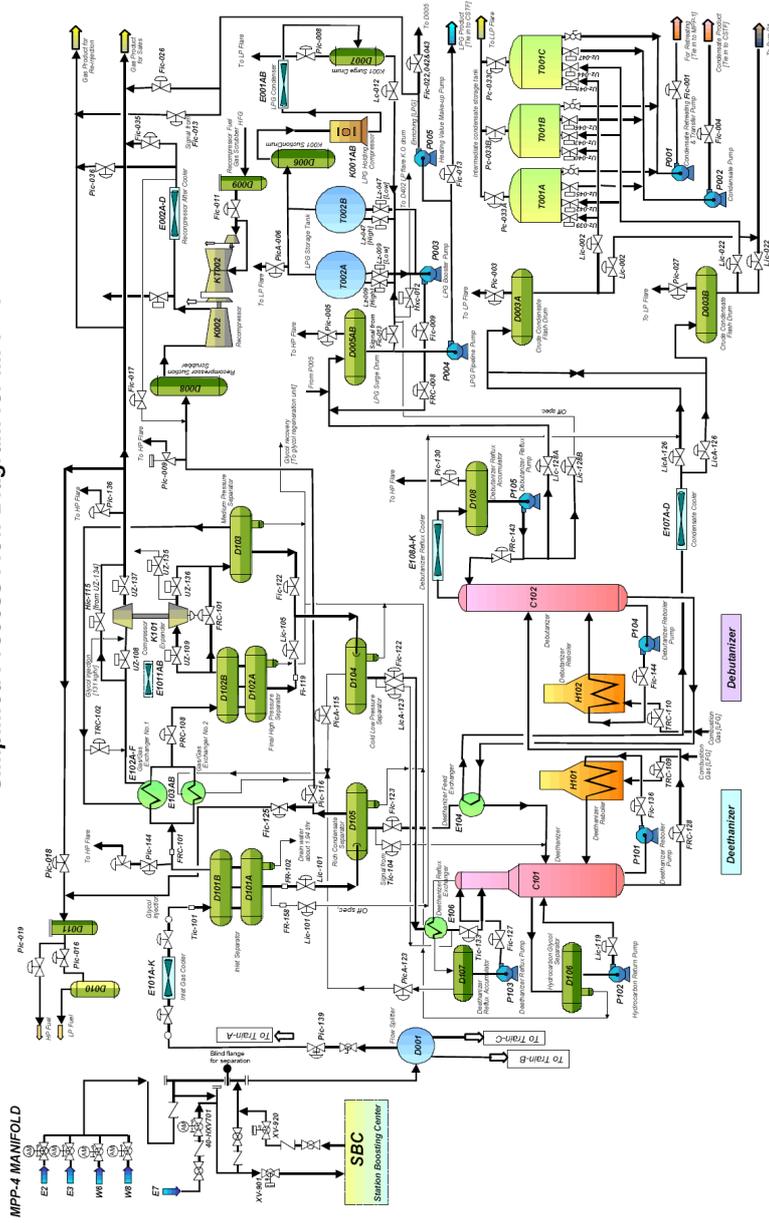


Fig. I.2: Schéma du processus du MPP IV

Puits de gaz
brut



SBC

MPP4

Elimination d'eau par refroidissement



Section de
refroidissement
de gaz et
élimination
d'eau

Echangeurs de chaleur avec injection de MEG

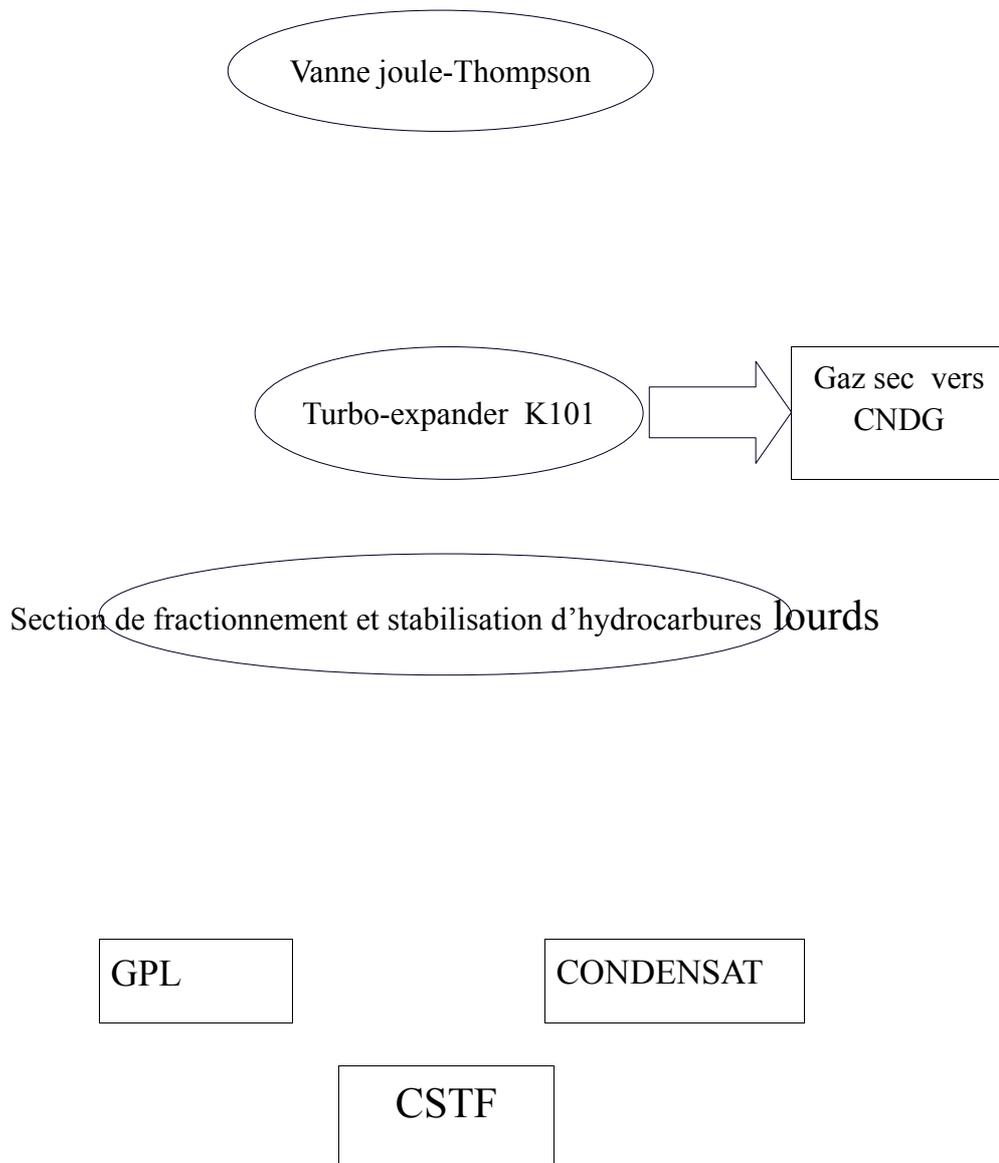


Fig. I.3: Schéma en bloc du processus du MPP IV

I.3.2. Unité de régénération du glycol

Le glycol hydraté venant des trains A-B-C, ayant une concentration en glycol de 73% massique, une pression égale à 8 Kg/cm² et à une température de -10°C, entre directement dans le condenseur de tête (tube en U) incorporé au sommet de la colonne. Ainsi, préchauffé à 25°C, le glycol hydraté passe ensuite par une batterie d'échangeurs où il sera chauffé jusqu'à 100°C. L'huile contenue dans le glycol est séparée dans le ballon séparateur d'huile. Le glycol est ensuite transféré à travers des filtres à cartouches pour éliminer les impuretés, un filtre à charbon pour éliminer les hydrocarbures entraînés et pénètre enfin dans la colonne au niveau du 5ème plateau.

Au niveau de la colonne a lieu la séparation de l'excès d'eau dans le glycol (donc l'eau s'évapore et s'échappe à travers la cheminée de la colonne vers l'atmosphère) et cela en maintenant une température de tête et une température de fond fixes. 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 colonne est assurée par le rebouilleur.

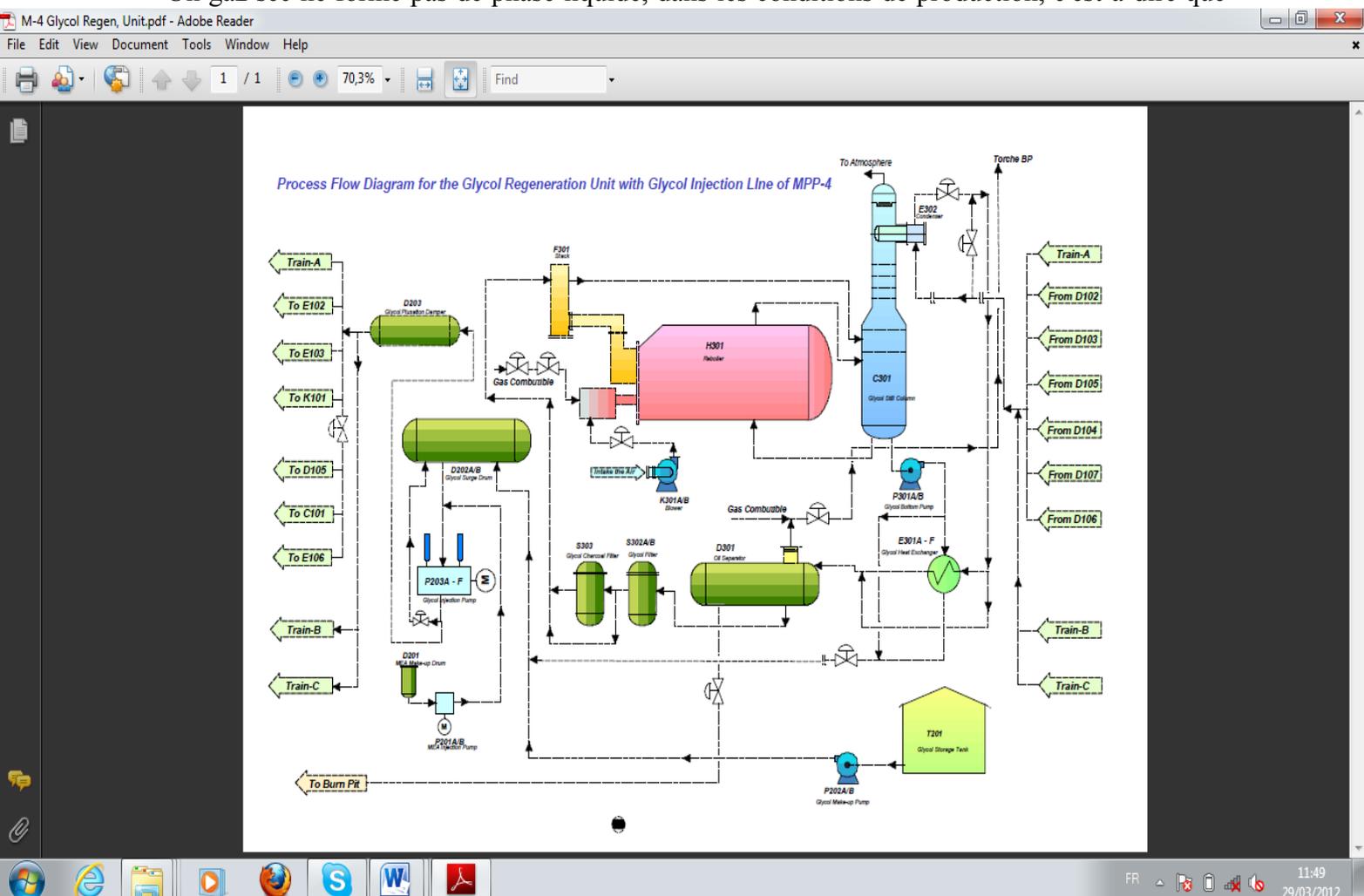
Le reflux chaud est assuré par le rebouilleur, qui est alimenté du fond de la colonne à 120 °C, et entre dans la colonne sous le dernier plateau avec une température de 130°C. Le produit final est soutiré du fond de la colonne avec les pompes, pour être refoulé à 9kg/cm² et 120°C à travers le côté calandre des échangeurs. Il est ensuite acheminé vers le ballon tampon de glycol à 40°C. A partir de ce ballon, le glycol à 80 % est injecté dans les trains, par des pompes à pistons à une pression légèrement supérieure à la pression du gaz. Ces ballons sont reliés à un bac de stockage de glycol pur.

Fig. I.4: Schéma de l'unité de régénération du glycol

I.4. Caractéristiques des produits finis

I.4.1. Gaz sec:

Un gaz sec ne forme pas de phase liquide, dans les conditions de production, c'est-à-dire que



les points représentant les conditions dans le réservoir et en surface se trouvent tous en dehors du domaine bi-phasique. Au cours de la production d'un tel gaz, il ne se forme jamais de phase liquide, ceci reste applicable lorsque la pression décroît dans le réservoir avec le temps. Pendant l'exploitation du gisement, cette situation implique un domaine bi-phasique relativement étroit, le gaz doit être concentré en méthane et contenir très peu d'hydrocarbures plus lourds.

➤ Caractéristiques:

1. Pouvoir calorifique supérieur PCS: 9350 à 9450 Kcal/m³;

2. Teneur en C_5^+ : < 0.5 % molaire;
3. Teneur en eau: < 50 ppm;
4. Point de rosée: -6 °C à une pression de 75 Kg/cm²;
5. Densité : 0,66;
6. Pression de sortie: 71 bars pour gaz de réinjection et 75 bars pour gaz de vente.

I.4.2. Condensat

Le condensat est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de l'iso-pentane jusqu'au dodécane et plus généralement extrait des gisements de gaz à condensat, il est sous forme liquide dans les conditions normales de pression et température. Les principales caractéristiques physiques du condensat sont comme suit:

- 1.** Poids spécifique: le poids spécifique du condensat est compris entre 0,7 et 0,8
- 2.** Point d'éclair: le point d'éclair est inférieur à - 40°C
- 3.** Tension de vapeur Reid (TVR) = 10 psi (max). [1]

I.4.3. GPL

Les GPL sont constitués généralement de propane et de butane en proportions variables selon leurs origines. Généralement les GPL doivent tous répondre aux spécifications suivantes:

- Teneur en C_2^- : inférieure ou égale à 3%
- Teneur en C_5^+ : inférieure ou égale à 0.4%

CHAPITRE II :
DÉSHYDRATATION DU GAZ NATUREL

II .1. Introduction

Dès le début du siècle, l'exploitation du gaz naturel s'est heurtée à des difficultés liées au bouchage des canalisations ainsi que les installations de production et de transport par dépôt de cristaux, d'abord considérés comme étant de la glace. Ces cristaux sont, en fait, constitués par des hydrates de gaz naturels apparaissant bien au-dessus de la température de formation de la glace. Il s'agit de composés d'inclusion que forment avec l'eau certains des constituants du gaz naturel et en tout premier lieu le méthane [3]. Pour lutter contre le problème d'hydrates il faut soit déshydrater le gaz naturel. Lorsque cela n'est pas possible, il est préconisé de se placer dans des conditions thermodynamiques permettant d'éviter leur formation ou d'introduire un inhibiteur évitant leur formation (ex: glycol).

II .2. Les hydrates dans le gaz naturel

Les eaux, contenues dans le gaz naturel sont d'origine aquifère, causent la formation d'hydrates et des dépôts de sels dissous dans les puits de production par cristallisation. Le gaz naturel est peu soluble dans l'eau même à pression élevée, cette solubilité est fonction de la température et de la teneur de l'eau en sels, avec augmentation de cette dernière il y a diminution de la solubilité suite à la diminution de la pression partielle de l'eau en phase vapeur. La teneur en eau du gaz naturel est déterminée soit par adsorption sur du perchlorate de magnésium; soit par détermination du point de rosée ou encore par la méthode de Karl Fisher (absorption par une solution), qui reste la méthode la plus utilisée.

Les hydrates sont constitués par des molécules d'eau reliées par des liaisons à hydrogène formant ainsi une structure cristalline ayant une cavité dans laquelle se trouvent piégées les molécules d'hydrocarbures par des liaisons de Van der Waals.

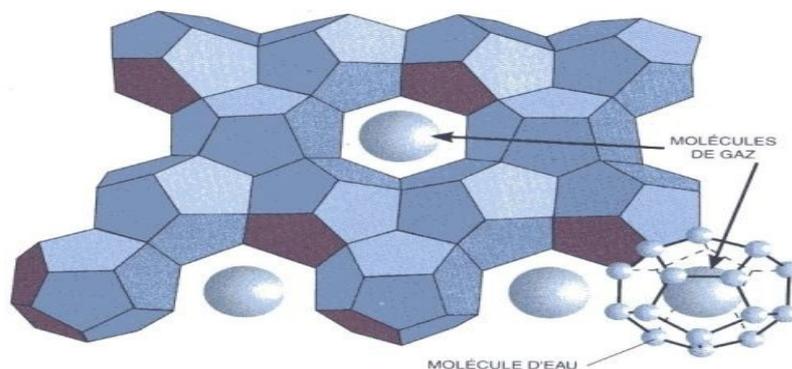


Fig. II.1: Structure des hydrates [3].

II .3. Procédés de déshydratation du gaz naturel [3]

La déshydratation du gaz naturel est réalisée par différents procédés:

- Condensation par refroidissement;
- Absorption;
- Adsorption;
- Membrane de perméation.

La déshydratation par absorption est le seul procédé utilisé au niveau du module IV de Hassi R'mel qui est décrit dans cette section. L'utilisation de solvants physiques (sans réactions chimiques) est une technique largement utilisée dans l'industrie pour déshydrater le gaz. De nombreux solvants peuvent être utilisés pour cet objectif, néanmoins, les glycols ont donné le plus de satisfaction grâce aux liaisons hydrogènes qu'ils comportent. Selon la température du procédé on utilise le monoéthylène glycol (MEG), le diéthylèneglycol (DEG) ou le triéthylène glycol (TEG); pour des températures aux alentours de $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ le MEG est recommandé, le DEG pour des températures aux environs de $-23\text{ }^{\circ}\text{C}$, tandis que le TEG pour des températures au voisinage de $0\text{ }^{\circ}\text{C}$. L'absorption est réalisée par un écoulement à contre-courant entre le solvant et le gaz, ce dernier étant déshydraté sort en tête de la colonne, alors que le solvant riche est envoyé vers régénération pour être recyclé.

a- 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[1] :

- ✓ 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.

b- Différents types de glycol

La forme générale des glycols est $(C_2H_4O)_n HOH$.

Il existe plusieurs types de glycol :

◆ Le mono éthylène glycol (MEG):HO-CH₂-CH₂-OH.

◆ Le diéthylène glycol (DEG) : CH₂-CH₂-OH

O

CH₂-CH₂-OH

◆ Le triéthylène glycol (TEG) CH₂O-CH₂-CH₂-OH

CH₂O-CH₂-CH₂-OH

C- Propriétés physico-chimiques des glycols:

Le tableau II.1 résume les propriétés physico-chimiques de différents types de glycols qui peuvent être utilisés.

d- 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 jour.
4. Le perçage des tubes des échangeurs gaz/gaz augmente considérablement les pertes de 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.

Tab. II.1: Les propriétés physico-chimiques de différents types de glycols.

Paramètres	Monoéthylène glycol MEG	Diéthylène glycol DEG	Triéthylène glycol TEG
Formule chimique globale	$C_2H_6O_2$	$C_4H_{10}O_3$	$C_6H_{14}O_4$
Masse molaire (kg/k Moles)	62.068	106.122	150.175
Point de fusion °C	-13	-10.45	-07.35
Point d'ébullition °C	197.3	245	277.85
TVR à 25°C	12.24	0.27	0.05
Densité à 25 °C (kg/m ³)	1.110	1.113	1.119
Viscosité absolue 25°C (Pa.s)	0.07771	0.03021	0.03673
Chaleur spécifique (J/kg.°k)	2395	2307	2190
Point d'éclair (°C)	111.1	123.89	176.67

II .4. Impacts sur l'environnement

II .4.1. Introduction

La protection de l'environnement est devenue aujourd'hui la préoccupation majeure de l'homme. La présence de substance comme le glycol dans l'atmosphère, affecte non seulement l'environnement, mais aussi des effets néfastes sur la santé des êtres vivants.

II .4.2. L'éthylène glycol

L'éthylène glycol ou glycol est le plus simple composé chimique de la famille des glycols. Sa formule semi-développée est HO—CH₂—CH₂—OH. 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 du gaz naturel, utilisé aussi dans le liquide de refroidissement des automobiles. À température ambiante, c'est un liquide visqueux incolore et sans odeur, avec un goût sucré. 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.

II .4.3. Exposition aux vapeurs et aux brouillards [4]

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/m³) 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, en France, comme maladies professionnelles.

Compte tenu des effets de ce produit sur la santé publique et sur l'environnement, son élimination est devenue primordiale pour préserver ces derniers. D'ailleurs, dans tous les pays, dans le cadre du respect de l'écosystème, son émission vers l'atmosphère est réglementée.

CHAPITRE III :

LES AEROREFRIGERANTS

III. 1: Les aéroréfrigérants

Autrefois, les usines s'installaient tout particulièrement à proximité de la mer et des réserves d'eau. L'eau gratuite et en apparence inépuisable, était considérée depuis toujours comme le réfrigérant le plus pratique et le plus économique. Cependant, la pollution des eaux et les rejets d'eaux chaudes contribuent à al pollution de l'environnement et au déséquilibre écologique. Actuellement, le recours à la réfrigération par l'air prend une importance grandissante car elle évite ces formes polluantes de l'eau.

Les aéroréfrigérants 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 [5]. 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.



Fig. III.1: Aéroréfrigérants: positions des faisceaux [5]

III. 2: 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:[5,6]

- 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.

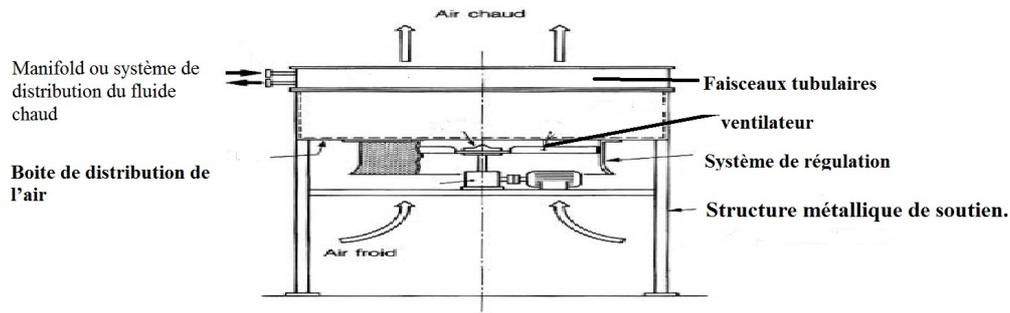


Fig. III.2: Vue d'un aérocondenseur [7]

III. 2.1. Faisceaux tubulaires

Les faisceaux sont le cœur de tout ensemble aëroréfrigérant et comprennent essentiellement :

- des tubes ailetés d'échange ;
- une plaque tubulaire ;

a. Les tubes: Les tubes peuvent être en acier au carbone, acier inoxydable, laiton, ou autres alliages. Le diamètre extérieur préféré est d'un pouce soit 25.4mm. En raison de la propreté de l'air et pour améliorer le coefficient de convection air-paroi, les tubes sont généralement disposés en triangle avec un pas variant de 55.5mm à 66.7mm pour des tubes de 25.4mm [5].

b. 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 de 3/8 in, 1/2in et 5/8 in; cette dernière hauteur est la plus couramment utilisée et conduit à un diamètre de 2^{1/4} in pour un tube de 1 in [5].

On distingue plusieurs types d'ailettes:

- a- Ailettes type L
- b- Ailettes type double L
- c- Ailettes extrudées sur tube bimétallique
- d- Ailettes encastrées type G

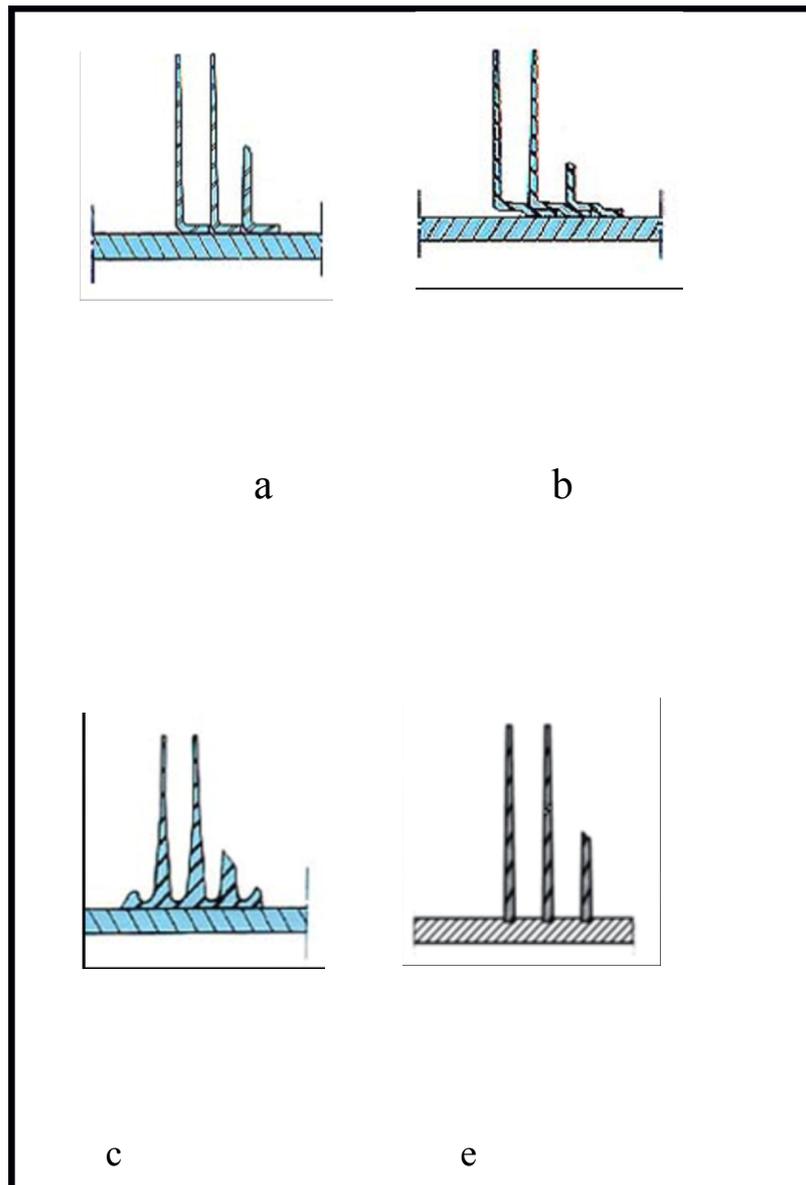


Fig. III.3: Différents types d'ailettes [5,6]

III. 2.2: Les 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 [5,6].

- Collecteurs à bouchons
- Collecteur à couvercle démontable
- Manifold cylindrique

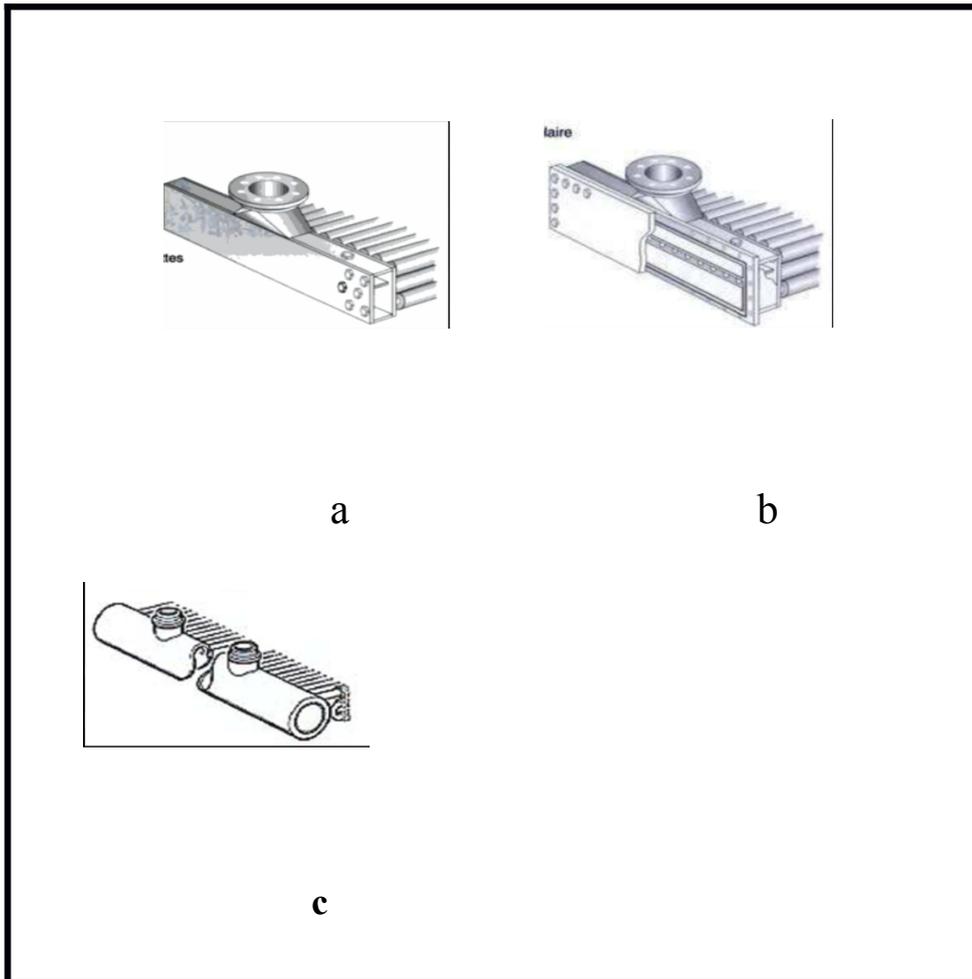


Fig. III.4: Différents types de collecteurs [5,6]

III. 2.3. 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 [5,6].

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 [5,6].

-les appareils à tirage induit: le ventilateur est au-dessus du faisceau, comme indiqué dans la figure ci-dessous.

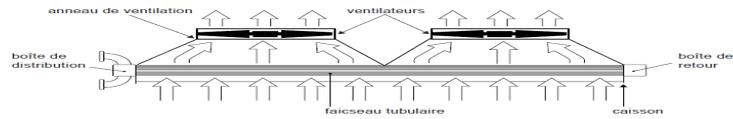


Fig. III.5: Aérocondenseurs à tirage induit [5,6]

-Les appareils à tirage forcé : le ventilateur est sous le faisceau (voir figure)

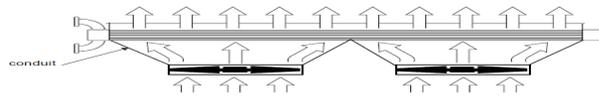


Fig. III.6: Aérocondenseurs à tirage forcé [5,6]

III.2.4. 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 [5,6].

Les éléments de contrôle des aéroréfrigérants sont principalement [5,6].

- Ventilateur à pas auto variable;
- Auvents;
- Réchauffeur à vapeur;
- Recirculation.

III.2.5. 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[5].

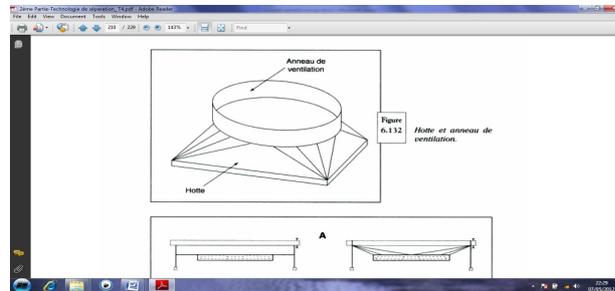


Fig. III.7: Hotte et anneau de ventilation [5]

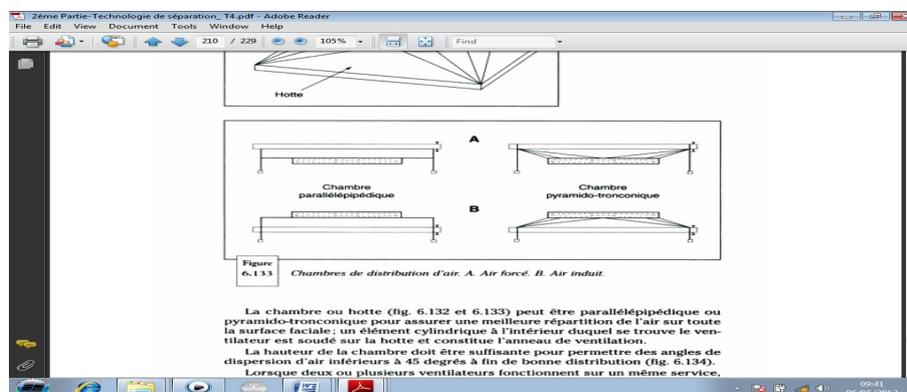


Fig. III.8: Chambres de ventilation d'air : A-air forcé; B-air induit [5]

III. 2.6. 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[5].

III. 3.Choix entre les aéroréfrigérants

III. 3.1.Avantages du tirage induit

- Bonne distribution de l'air en raison d'une vitesse de l'air relativement faible à l'approche du faisceau donnant un meilleur transfert de chaleur;
- Le niveau de bruit au sol est plus faible qu'en configuration forcée;

- La position de la hotte et du ventilateur assure une bonne protection du faisceau contre les conditions climatiques (pluies, rayonnement, grêle, verglas...);
- Bon tirage naturel par effet de cheminée quand les ventilateurs sont arrêtés (conserve 30 à 40% de son efficacité);
- La vitesse de sortie de l'air chaud est 2 à 2.5 fois plus grande qu'en air forcé, ce qui réduit les risques de recirculation de l'air, notamment en cas de vents latéraux;
- Place libre sous le faisceau pour l'installation d'autres équipements sous réserve des problèmes de sécurité.

III. 3.2. Inconvénients principaux du tirage induit

- Pour un même débit massique d'air en circulation, la puissance du ventilateur en tirage induit est plus grande;
- Les ventilateurs et même les moto-ventilateurs reçoivent l'air chaud tiré dont la température ne doit pas être excessive; 70°C pour des pâles en plastique, et 100°C pour de pâles en aluminium;
- Les ventilateurs situés dans le courant de sortie d'air chaud rendent l'entretien difficile pendant le fonctionnement de l'unité [5]

Il est difficile d'évaluer le coût des avantages qui, de loin, l'emportent sur les inconvénients.

III. 3.3. Avantages du tirage forcé

- Meilleure disposition de l'ensemble moto-ventilateur qui travaille dans l'air froid.
- Bonne accessibilité du faisceau ce qui facilite l'entretien et la maintenance
- Il consomme théoriquement moins de puissance.
- Possibilité d'intervenir sur un ventilateur hors arrêt.
- Pour un même débit massique d'air en circulation, la puissance du ventilateur en tirage induit est plus grande.

III. 3.4. Inconvénients du tirage 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 cheminé étant presque inexistant.
- Exposition totale des tubes au soleil, à la pluie et à la grêle.

III. 4. Méthode de calcul de l'aéroréfrigérant

Cette méthode de calcul est basée sur le ΔTLM [8].

III. 4.1. Hypothèses de calcul :

- 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.

III. 4.2. Données de départ

- Débit de fluide à refroidir (vapeurs de tête) G_v .
- 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 .

III. 4.3. Conditions 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).

III. 4.4. Disposition de paquets

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

III. 4.5. Arrangement des faisceaux (Bundle Layout)

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

1. 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 (Annexes-tableau A.1).

2. Calcul de l'élévation approximative de la température d'air « ΔT_a »

$$\Delta T_a = U_x \cdot 60 + 0,1 \times T_1 + T_2 - t_1 \quad (\text{III. 1})$$

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) [$^\circ\text{C}$].

3. Calcul de la différence de température logarithmique moyenne « ΔT_{LM} »

On a:

T_1

t_2

T_2

t_1

Fluide chaud

Fluide froid

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

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

Fig. IV.9: Différence de température logarithmique moyenne

Où:

t_2 désigne la température de sortie de l'air.

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

Deux cas se présentent:

(III. 2)

$$\Delta T_{\max} \Delta T_{\min} \leq 1,8 \rightarrow \Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_{\max} + \Delta T_{\min}}{2}$$

(III. 3)

$$\Delta T_{\max} \Delta T_{\min} > 1,8 \rightarrow \Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{2.3 \log \frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}}$$

3.1. Correction de la différence de température logarithmique moyenne « ΔTLM_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 :

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

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

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

$$\Delta TLM_c = F \times \Delta TLM \quad (\text{III. 6})$$

Où:

ΔTLM_c : Différence de température logarithmique moyenne corrigée [$^{\circ}\text{C}$];

F: Facteur de correction.

4. Calcul de la surface d'échange estimée « A_x » (required surface)

$$A_x = Q_{Ux} \times \Delta TLM_c \quad (\text{III. 7})$$

Où:

A_x : Surface de transfert de chaleur [m^2];

Q: Chaleur transférée ou charge thermique [W].

5. 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 (Annexes- tableau A.2).

$$F_a = A_x \text{ASPM} \quad (\text{III. 8})$$

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].

6. Détermination de la largeur de la surface de face « l »

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

$$l = F_a L \quad (\text{III. 9})$$

Où :

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

L : Longueur du tube [m].

7. 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 m²/m (Annexes-tableau A.2). On utilise la formule suivante :

$$N_t = A_x A_{PM} \times L \quad (\text{III. 10})$$

Où:

APM : Surface extérieure totale par mètre de tube à ailettes [m²/m].

8. 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 » (Annexes-tableau A.3). On calcule la vitesse massique selon la formule (III. 11)

$$G_t = 106 \times G_v \times N_p / 3600 \times N_t \times A_t \quad (\text{III. 11})$$

Où :

G_t: Vitesse massique côté tube [kgm².s] ;

G_v : Débit des vapeurs à refroidir [kg/h] ;

N_p : Nombre de passes ;

A_t: Surface interne de la section du tube [m²].

9. Calcul du nombre de Reynolds modifié « R_e »

Le nombre de R_e est déterminé comme suit:

$$Re = Gt \times Di \mu_i$$

(III. 12)

Où :

D_i : Diamètre intérieur des tubes [mm] ;

μ_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.

10. Calcul de la chute de pression ; côté tube « ΔP_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) « Φ » (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:

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

Où :

ΔP_t : Chute de pression côté tube [kPa] ;

f : Facteur de friction ;

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

Φ : Facteur de correction de la viscosité du fluide à refroidir ;

B : Facteur de correction [kPa /passe].

11. 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 » (Annexes-figure A.5).

Et de la figure A.6, on détermine la valeur de: $K \cdot C_p \cdot \mu^{0.13}$

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

$$ht = J \cdot K \cdot Cp \cdot \mu K13Di \cdot \Phi \quad (\text{III. 14})$$

Où :

h_i : Coefficient du film ; côté tube $[W/m^2.°C]$;

J : Facteur de corrélation ;

K : Conductivité thermique $[W/m.K]$;

C_p : Chaleur spécifique du mélange à la température moyenne $[kJ/kg. °C]$;

μ : Viscosité dynamique du fluide à la température moyenne $[cp]$;

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

12. Calcul de la quantité d'air « W_a »

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

$$W_a = Q C_{pa} \cdot \Delta T_a \quad (\text{III. 15})$$

Où :

W_a : Quantité d'air $[kg/s]$;

C_{pa} : Chaleur spécifique de l'air $[kJ/kg.°C]$.

13. Calcul de la vitesse massique d'air « G_a »

Cette vitesse est calculée d'après la formule :

$$G_a = W_a F_a \quad (\text{III. 16})$$

Où :

G_a : Vitesse massique côté air [$\text{kg}/\text{m}^2.\text{s}$]

F_a : Surface faciale totale [m^2].

14. 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 » (Annexes-figure A.7).

15. Calcul du coefficient global de transfert « U_x »

$$\frac{A_x}{A_i}$$

Pour calculer le coefficient global de transfert, on doit calculer d'abord le rapport : qui est égal à :

$$A_x A_i = A R \cdot D_{ex} D_i \quad (\text{III. 17})$$

Où :

A_x : Surface de transfert de chaleur [m^2];

A_i : Surface interne du tube [m^2];

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

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

D_i : Diamètre intérieur des tubes [mm].

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

Selon la formule (III.18), on vérifie la valeur de U_x :

$$\frac{1}{U_x} = \frac{1}{h_t} \times \frac{A_x A_i}{A_x A_i} + \frac{r}{k} \frac{A_x A_i}{A_x A_i} + \frac{1}{h_a} \quad (\text{III. 18})$$

Où :

h_t : Coefficient du film côté tube $[W/m^2 \cdot ^\circ C]$;

r_{dt} : Coefficient d'encrassement pour le type d'aéroréfrigérant $[m^2 \cdot ^\circ C/W]$;

r_{mx} : Résistance du métal, rapportée à la surface extérieure prolongée $m^2 \cdot ^\circ C/W$;

h_a : Coefficient du film côté air $[W/m^2 \cdot ^\circ C]$.

- Le facteur r_{mx} est souvent omis des calculs, en considérant que la résistance du métal est petite comparée aux autres résistances.

16. Calcul de la surface minimale du ventilateur par ventilateur «FAPF»

$$FAPF = 0,40 \times Fa N_v \quad (III. 19)$$

Où :

FAPF : Surface minimale du ventilateur $[m^2]$;

N_v : Nombre de ventilateurs.

17. Calcul du diamètre du ventilateur D_v

$$D_v = (4 \times FAPF\pi)^{1/2}$$

(III. 20)

Où :

D_v : Diamètre du ventilateur [m].

18. Calcul des pertes de charges ; côté air « ΔP_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 (Annexes-figure A.8). Par suite on tire le rapport de densité adimensionnel d'air D_R à la température moyenne de l'air (Annexes-figure A.9) qui tient compte de l'élévation du site par rapport au niveau de la mer.

Avec :

$$T_{\text{moy air}} = t_1 + t_2/2$$

Où :

t_2 est la température de sortie de l'air

Les pertes de charge sont données par la formule:

$$\Delta P_a = F_p \cdot NVDR \quad (\text{III.20})$$

Où :

ΔP_a : Pertes de charges côté air [Pa] ;

F_p : Coefficient de perte de charge côté air ;

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

19. Calcul du volume actuel d'air en utilisant D_R à l'entrée du ventilateur ACFM

$$ACMS = W_a D_R (1.203) \quad (\text{III.21})$$

Où :

ACMS : Volume actuel d'air [m^3/s].

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

$$PF = \Delta Pa + DR \cdot 0.975 ACMS \text{Ventilateur} Dv^{22} \quad (\text{III.22})$$

Où :

PF : Pression totale du ventilateur [Pa].

21. Calcul de la puissance de freinage approximative en utilisant 70% de la puissance du ventilateur

$$\text{bhp} = \text{ACMSVentilateur} \cdot \text{PF.10-3} \cdot 0,70 \quad (\text{III. 23})$$

Où :

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

CHAPITRE IV

LES SEPARATEURS

IV.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, la difficulté est de séparer 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.

IV.2.Séparation gaz-liquide

Pour le cas de la séparation d'une phase liquide d'une autre gazeuse, on a recours à trois types de ballons : les ballons de détente ou de flash, les ballons tampons et les ballons de reflux [9].

IV.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. Ces ballons sont très souvent verticaux [9].

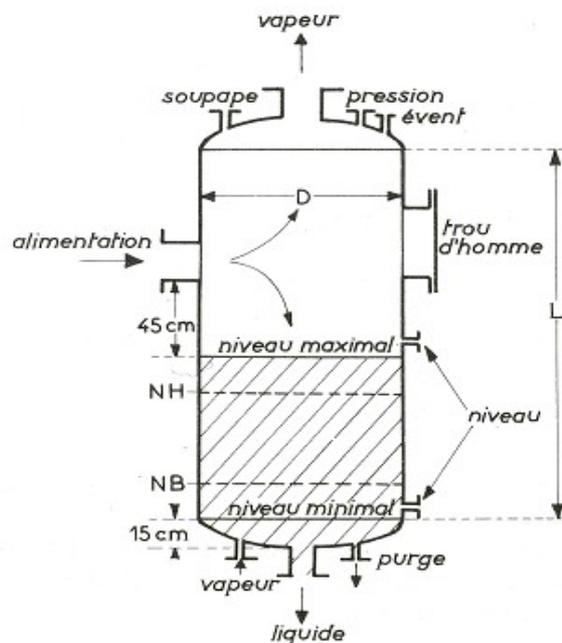


Fig. IV.1: Ballon de détente vertical.[9]

IV.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 [9].

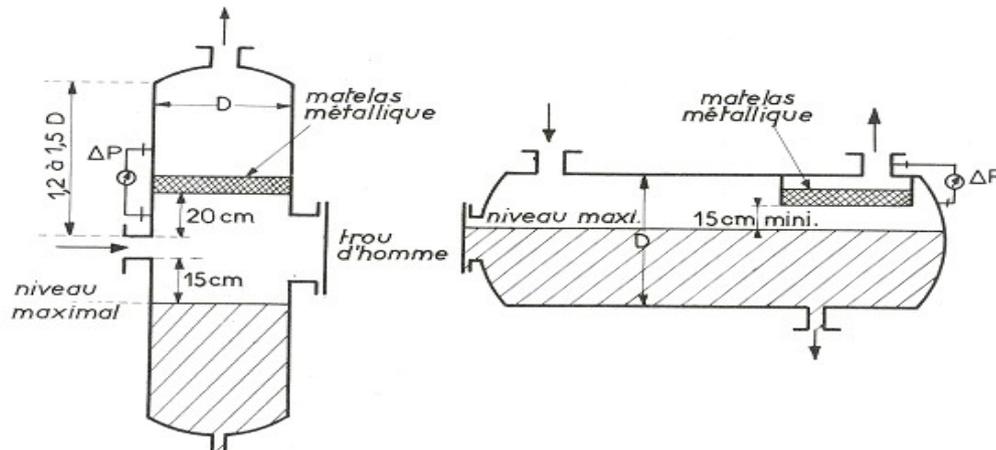


Fig. IV.2: Ballon tampon et disposition du matelas métallique [9]

IV.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.

IV.3. Méthode de calcul :

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 entraînements 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 utilise 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 longitudinale, 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.4). Le volume compris entre NN et NB représente le retenue liquide qui est estimée de façon suivante :

- 2 à 3 mn en cas de reflux ;
- 5mn en cas de soutirage ;
- Ou 8 à 10 mn pour le cas où 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 :

$$2 < \frac{L}{D} < 3 \quad \text{pour } P < 7 \text{ Kg/cm}^2$$

_b

$$3 < \frac{L}{D} < 5 \quad \text{pour } P > 7 \text{ Kg/cm}^2 \dots\dots (IV.1)$$

_b

$$\text{Pour } \frac{L}{D} = 3, \text{ d'où } D = 0,75 V^{1/3}$$

_b

Où :

L_b : Longueur du ballon [m] ;

D : Diamètre du ballon [m] ;

P : Pression de service [kg/cm²] ;

V : Volume du ballon entre le niveau haut et le niveau bas [m³].

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 0, de la corde C du segment et du rayon R (Tab.A.4 des annexes).

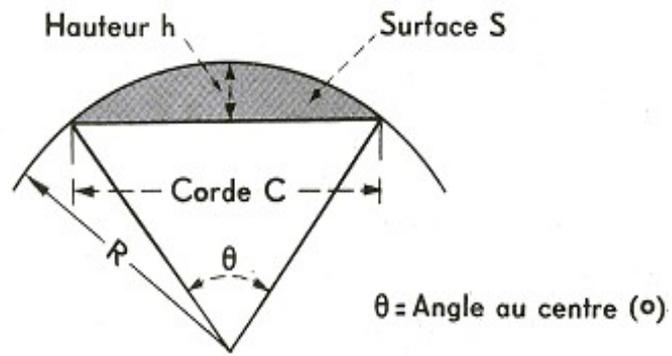


Fig. IV.3: Segments circulaires

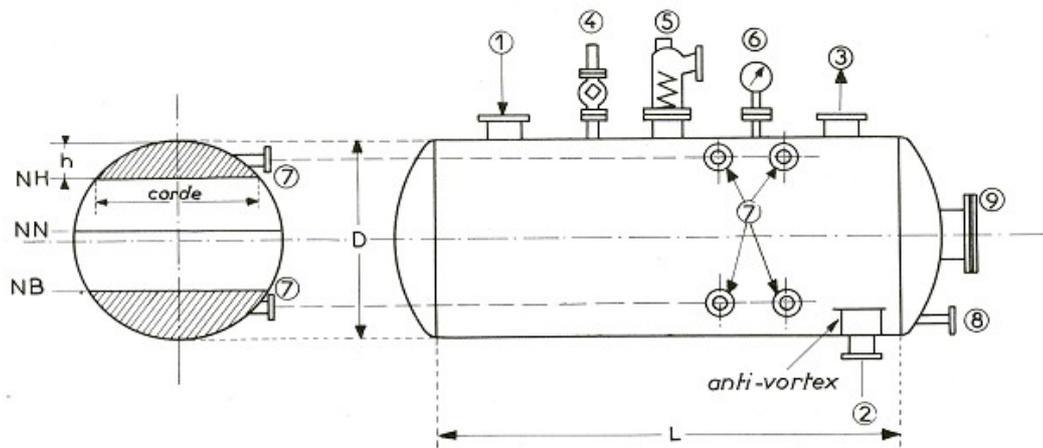


Fig. IV.4: Ballon de reflux

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 :

A. 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 connaître le débit du liquide arrivant au ballon et la pression regnant 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 ;

$$S_{NB/NH} = \mathbb{J} \cdot R^2 - 2S \quad (\text{IV.2})$$

Où :

S : l'aire d'un segment représenté dans la Fig. IV 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 ;

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

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

B. 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 :

$$U_c = 4,7 \cdot C \cdot \rho_l - \rho_{gg} \quad (\text{IV.4})$$

Où :

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

ρ_l : Masse volumique du liquide [kg/m³] ;

ρ_g : Masse volumique de la vapeur [kg/m³] ;

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 :

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

Où : S_g : Section libre au-dessus du niveau du liquide [m²] ;

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

CHAPITRE V

SIMULATION

V. 1. Généralités sur la simulation

V. 1.1. Définition de la simulation

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèle mathématique simple permettant de décrire son comportement. L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel. Cet aperçu peut être difficile à avoir à travers l'expérience et l'intuition seule, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives [10].

V. 1.2. Modèle mathématique

Le modèle mathématique est composé d'une série d'équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système (opération unitaire: séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur ou autre).

Ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantité de mouvement, elles peuvent être algébriques ou différentielles. Dès que le modèle mathématique répond aux ajustements de changement des paramètres comme un procédé réel, la simulation peut être classée comme une méthode commode qui ne coûte pas chère et facile pour la compréhension du comportement du procédé réel et sans intervention sur le procédé en cours de fonctionnement. Les simulateurs disponibles pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels sont : ASPEN PLUS, ChemCAD-III, HYSIM, PRO-II et HYSYS.

V. 1.3. Utilisation du simulateur

Le simulateur peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin de :

- Etablir des bilans de matière et d'énergie ;
- Dimensionner les équipements de ce procédé ;
- Evaluer économiquement ce procédé.

Il sert aussi au suivi des procédés déjà existants afin de :

- Réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de la composition de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements ;
- Déterminer les performances des équipements [10].

V.2. Présentation du simulateur HYSYS

V. 2.1. Description du HYSYS

Le HYSYS est un logiciel de simulation des procédés de génie chimique, développé par la société Canadienne HYPROTECH. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant de la séparation bi, triphasique simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique. Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Il est aussi utilisé pour modéliser les unités existantes et assurer que les équipements sont par spécification performants, ainsi évaluer et améliorer les procédés existants. Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent le logiciel HYSIS pour faire des calculs rapides en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.

V. 2.2. Les modèles thermodynamiques

Les modèles thermodynamiques sont souvent utilisés pour la détermination des propriétés thermodynamiques et volumétriques des composés et des mélanges. Les modèles thermodynamiques sont basés sur les équations d'état qui sont utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures. Ils peuvent être utilisés pour calculer des propriétés thermodynamiques telles que la constante d'équilibre K , l'entropie, l'enthalpie et la densité. L'équation d'état la plus utilisée dans le domaine de raffinage est l'équation de PENG ROBINSON (PR). HYSYS propose aussi une autre forme de l'équation PR modifiée par Stryjeck-Vera qui donne des résultats meilleurs pour les corps polaires, mais requièrent en plus l'introduction de coefficients caractéristiques des corps purs additionnels. C'est celle que nous allons utiliser dans notre simulation.

Recommandation des modèles

Le tableau ci-dessous représente les modèles thermodynamiques recommandés pour certains systèmes :

Tab.VI.1: Modèles thermodynamiques recommandés pour quelques systèmes

Type de système	Modèle recommandé
Distillation atmosphérique (Topping)	PR PR
Déshydratation TEG	PR, Sour PR
Eau dure	PR, PRSV
Cryogénie et traitement des gaz.	PR, PRSV
Séparation de l'air.	PR, PR Option, GS (<10 mmHg)
Colonnes sous vide	PR, ZJ ou GS
Système à H ₂ élevé	PR, PR Options
Système réservoir	Stream package, CS ou GS
Vapeur d'eau	Modèles d'activité, PRSV
Systèmes chimiques	PR
Inhibition d'hydrate	PRSV, NRTL
Alkylation à HF	PR, Amine
Déshydratations au TEG avec aromatiques	Kabadi Danner
Systèmes HC ou la solubilité de l'eau est importante.	MBWR

CHAPITRE VI
CALCUL DE DIMENSIONNEMENT

VI. 1. Rappel de la problématique

Le gaz brut en provenance des puits de Hassi R'mel contient des quantités considérables d'eau qui engendrent des complications, pour les équipements, par la formation d'hydrates dans les procédés cryogéniques. Par mesure préventive, une injection de MEG est assurée dans les échangeurs et les milieux froids pour absorber cette humidité contenue dans le gaz. Le glycol hydraté est ensuite envoyé vers la régénération afin d'augmenter sa concentration par vaporisation de l'excès d'eau dans une colonne de distillation atmosphérique. L'eau vaporisée est envoyée directement vers l'atmosphère à partir de la tête de colonne. Ces vapeurs renferment principalement de la vapeur d'eau, des vapeurs de MEG entraînées. Etant donné que le MEG est nocif pour l'environnement, il a un impact néfaste pour la santé des travailleurs. Avec un débit massique de MEG de 230 kg/h rejeté par le module 4 vers l'atmosphère, on obtient une émission annuelle de 1987.2 tonnes/an. De ce fait, ce dernier représente un danger au niveau des modules de Hassi R'mel.

Dans le cadre de la nouvelle politique HSE suivie par Sonatrach pour la protection de l'environnement et de la santé publique et afin d'apporter une solution urgente, nous avons opté pour la récupération des vapeurs de tête de l'unité de régénération du glycol qui seront condensées puis récupérées dans un ballon, pour être envoyées vers le drainage (Fig.VI.1).

Le calcul comprend les étapes suivantes :

- Bilan matière de la colonne de régénération du glycol C 301 ;
- Dimensionnement d'un ballon D302, pour récupérer le MEG ;
- Dimensionnement d'un aérocondenseur E303 pour la condensation des vapeurs d'eau;
- Recommandations



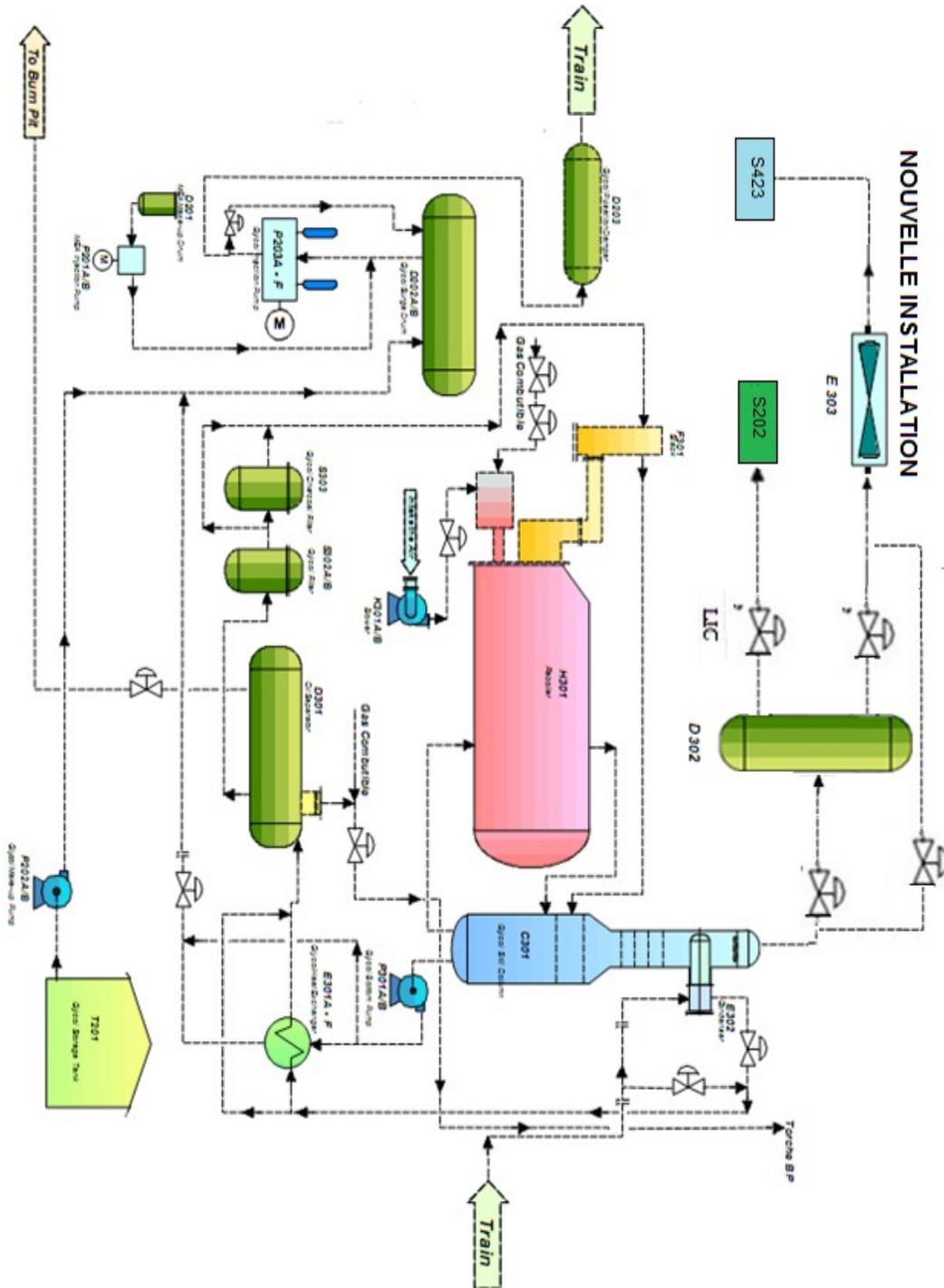


Fig. VI.1: Schéma de l'unité de régénération du glycol modifiée

VI. 2. 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 :

$$F=G+L$$

C 301

$$\text{D'où : } G=F-L \qquad \mathbf{G}$$

F

$$\text{Où : } \qquad \mathbf{L}$$

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

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

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

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. 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.

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

Cas hiver			
Point d'injection du glycol	Train A (kg/h)	Train B (kg/h)	Train C (kg/h)
E102 A	1210	1210	1210
E102 B	1210	1210	1210
E102 C	1210	1210	1210
E102 D	1210	1210	1210
E102 E	1210	1210	1210
E102 F	1210	1210	1210
E103 A	144	144	144
E103 B	150	150	150
P102	240	200	300
E106	5,4	6	6
Total	7799,4	7760	7860
Débit de glycol régénéré (kg/h)	23419,4		
Débit de glycol hydraté (kg/h)	24960		
Débit des vapeurs de tête (kg/h)	1540,6		

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

Cas été			
Point d'injection du glycol	Train A(kg/h)	Train B (kg/h)	Train C(kg/h)
E102 A	1540	1540	1540
E102 B	1540	1540	1540
E102 C	1540	1540	1540
E102 D	1540	1540	1540
E102 E	1540	1540	1540
E102 F	1540	1540	1540
E103 A	144	144	144
E103 B	150	150	150
P102	240	200	300
E106	5,4	6	6
Total	9779,4	9740	9840
Débit de glycol régénéré (kg/h)	29359,4		
Débit de glycol hydraté (kg/h)	33959,4		
Débit des vapeurs de tête (kg/h)	4600		

VI. 3. Composition des vapeurs de tête le la colonne C301 :

Par des analyses appropriées, on a pu constater la composition des vapeurs de tête de la colonne de régénération du glycol,

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 C301

Vapeurs de tête vers aérocondenseur	Composition massique (%mass)	Débit massique (kg/h)
H ₂ O	95	4370
MEG	5	230
Total	100	4600

VI. 4. Calcul du ballon D302

1- **Données de départ:**(Calcul effectué par logiciel HYSYS)

Densité de la phase liquide et vapeur respectivement

$$\rho_l = 968,7 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_g = 0,6174 \text{ kg/m}^3.$$

Débit de la phase liquide entrant dans le ballon :

$G_l=1028 \text{ kg/h}$; d'où $Q_l= 1,0612 \text{ m}^3/\text{h}$.

- Débit de la phase vapeur entrant dans le ballon :

$G_v=3572 \text{ kg/h}$; d'où $Q_g= 5785,55 \text{ m}^3/\text{h}$.

Les données de départ sont représentées dans le tableau ci-dessous :

Tab.VI.4 : Données de départ de calcul du ballon D302

(Calcul effectué par logiciel HYSYS)

	PHASE LIQUIDE	PHASE GAZEUSE
Débit massique (kg/h)	1028	3572
Débit volumique (m ³ /h)	1,0612	5785.52
ρ (kg/m ³)	968.7	0.6174
COMPOSITION	Glycol%=20.13 H2O% =79.87	Glycol%= 0.65 H2O%=99.35

2- Hypothèses :

- Puisque le débit du liquide alimentant le ballon n'est pas important, nous opterons alors pour un ballon vertical.
- Le ballon travaille à une pression de 1.044 atm < 7 Kg/cm²(4.88atm), 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.

1- Retenue totale du liquide « RI »

$$RI = Q_l \cdot t_r$$

60 d'où $RI = (1,0612) \cdot (560)$



$$Rl=0,0884m^3$$

2- Volume entre NB et NH « V_l »

$$Vl=2. Rl \text{ d'où } Vl=(2) .(0,0884)$$



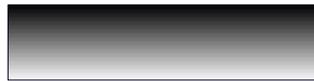
$$Vl= 0,1768m^3$$

3- Vitesse critique d'entraînement du liquide dans les vapeurs

«U_c» pour un ballon vertical C = 1

$$U_c = 4,7 \cdot C \cdot \rho_l - \rho_g \rho_g \quad \text{d'où} \quad U_c = 4,7 \cdot 1 \cdot 968,7 -$$

$$0,61740,6174$$



$$U_c = 186,11 \text{ cm/s}$$

4-Section libre au-dessus du niveau du liquide « Sg »

$$S_g = Q_g / U_c \quad \text{d'où} \quad S_g = 5785,52 / (186,11) \cdot (0,01) \cdot (3600)$$



$$S_g = 0,8635 \text{ m}^2$$

5- Diamètre du ballon «D »

Nous avons $L_b = 3D$:

$$D = 0,75 \cdot V^{1/3} \text{ d'où } D = 0,75 \cdot 0,176813$$



$$D = 0,4210 \text{ m}$$

Nous prenons $D = 0,4210 \text{ m}$, soit un rayon R de $0,2105 \text{ m}$

6-Aire du segment « S »

Prenons $h=1$ cm, comme hauteur des segments circulaires supérieur et inférieur :



$hR=0,010,2105=0,0475$, du tableau A.4 des annexes, $S/R^2=0,02026$

$$S=0,000898 \text{ m}^2$$

7-Aire des deux segments «2S »



$$2S=0,001796 \text{ m}^2$$

8-Aire entre NB et NH « $S_{NB/NH}$ »

Cette aire est déterminée par la formule :

$$S_{NB/NH} = \pi \cdot R^2 - 2S \text{ d'où } S_{NB/NH} = \pi \cdot 0,21052 - 0,001796$$



$$S_{NB/NH} = 0,1373 \text{ m}^2$$

9- Longueur du ballon « L_b »



$$L_b = \sqrt{S_{NB/NH} \cdot d} \text{ d'où } L_b = 0,17680,1373$$

$$L_b = 1,28 \text{ m}$$

10-Rapport « L_b/D »

$LbD=1,280,4210= 3,04$; Proche de 3 donc l'hypothèse est vérifiée.

Les résultats de calcul du ballon D302 sont représentés dans le tableau ci-dessous :

Tab.VI.5 : Résultats de calcul du ballon D302.

Paramètres	Résultats de calcul
Pression du ballon (atm)	1,044
Débit volumique du liquide (m^3/h)	1,0612
Volume du ballon (m^3)	0,1768
Longueur du ballon (m)	1,28
Diamètre du ballon (m)	0,4210

Etant donné que les dimensions sont normalisées alors nous prenons le diamètre égale à 20 pouces soit 0,50 mètre et la longueur égale à 5 pied soit 2,134 mètres. Le ballon avec un fond elliptique sera fabriqué en acier type SS304L.

VI. 5.Calcul de l'aérocondenseur E303

a) Hypothèses de calcul :

- 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) : $G_v = 3572$ kg/h.
- Température d'entrée du fluide à refroidir : $T_1 = 103$ °C.
- Température de sortie du fluide à refroidir : $T_2 = 60$ °C.
- Température d'entrée d'air : $t_1 = 50$ °C.

c) Prétentions de base :

- a) Type de l'aéroréfrigérant :

- Tirage forcé (forced draft) [9] ;
 - 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) soit 15,9mm« high fins » .

d) Disposition du paquet :

a) Lancement de tube (tube pitch) :

- 2 ½ pouces ;

- Pas triangulaire (Δ) de 64 mm.

e) Arrangement du faisceau (Bundle Layout) :

- Nombre des passes $NP=2$;

- Quatre (04) rangées de tubes (rows of tubes) $N=4$;

- La longueur de tube : $L = 30 \text{ feet} = 9,144 \text{ m}$.

1-Calcul de la charge thermique de l'aérocondenseur « Q »

$$Q = Gv.(H1 - H2)$$

Les calculs sont effectués par logiciel HYSYS.

- H1 : Enthalpie massique du fluide à refroidir à l'entrée (kJ/kg);

- H2 : Enthalpie massique du fluide à refroidir à la sortie (kJ/kg);



$$Q = .3572(-1,323.104 + 1,568.104)$$

$$Q=0,87514 \cdot 107\text{kJh}=2564,7824 \text{ kW}$$

2-Estimation du coefficient global approximatif de transfert « U_x »

Le coefficient global de transfert est estimé d'après la nature du produit à condenser.

Dans notre cas il s'agit d'une vapeur pure. On déduit alors d'après le tableau A.1 des annexes :



$$U_x=38\text{Wm}^2\cdot^\circ\text{C}$$

3-Calcul de l'élévation approximative de la température d'air « ΔT_a »

$$\Delta T_a=U_x 60+0,1 \cdot T_1+T_2-t_1$$



$$\Delta T_a = 3860 + 0,1 \cdot 103 + 602 - 50$$

$$\Delta T_a = 23,1^\circ\text{C}$$

Donc :

$$t_2 = t_1 + \Delta T_a$$



$$t_2 = 50 + 23,1$$

$$t_2 = 73,1^\circ\text{C}$$

4-Calcul de la différence de température moyenne logarithmique « ΔTLM »

Nous avons :

103

73,1

60

50

Fluide chaud

Fluide froid

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

$$T_{\max} = 103 - 73,1$$



$$\Delta T_{\max} = 29,9^{\circ}\text{C}$$

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



$$\Delta T_{\min} = 60 - 50$$

$$\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$$

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

$$\Rightarrow \Delta T_{\max} / \Delta T_{\min} = 29,9 / 10 = 2,99 > 1,8$$

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

$$\Delta T_{LM} = \Delta T_{\max} - \Delta T_{\min} \cdot 2,3 \log \Delta T_{\max} / \Delta T_{\min}$$

Alors : $\Delta T_{LM} = 29,9 - 102,3 \log 29,9/10 = 18,09^\circ\text{C}$



$$\Delta T_{LM} = 18,09^\circ\text{C}$$

Correction de la différence de température moyenne logarithmique « ΔT_{LMC} »

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

$$R = T_1 - T_2 \quad t_2 - t_1 = 103 - 60 \quad 73,1 - 50 = 1,86$$

$$P = t_2 - t_1 \quad T_1 - t_1 = 73,1 - 50 \quad 103 - 50 = 0,43$$

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



$$F = 0,9$$

D'où :

$$\Delta T_{LMC} = F \cdot \Delta T_{LM} = 0,9 \cdot 18,09 = 16,28 \text{ °C}$$



$$\Delta T_{LMC} = 16,28 \text{ °C}$$

5-Calcul de la surface d'échange estimée « Ax »

$$A_x = Q U_x \cdot \Delta T_{LMC} = 2564,78 \cdot 10338 \cdot 16,28 = 4145,83 \text{ m}^2$$



$$A_x = 4145,83 \text{ m}^2$$

6-Calcul de la surface de face (surface faciale) « Fa »

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



➤ Quatre (04) rangées ASPM = 107,2

➤ De tubes (212 pouces(Δ))

$$F_a = A_x \text{ASPM} = 4145,83 \times 107,2 = 38,67 \text{ m}^2$$



$$F_a = 38,67 \text{ m}^2$$

7-Détermination de la largeur de la surface de face « l » :

$$L = 30 \text{ ft} = 9,144 \text{ m.}$$

$$l = F_a L = 38,67 \times 9,144 = 4,24 \text{ m}$$



$$l = 4,24 \text{ m}$$

8-Détermination du nombre de tubes « Nt »

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



annexes on tire :

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

$$Nt = AXAPM \cdot L = 4145,831,7 \cdot 9,144 = 267,57 \text{ tubes}$$



$$Nt = 268 \text{ tubes}$$

9-Calcul de la vitesse massique, côté tube «Gt»

Cela se fait en revenant au nombre de passes et à la lecture du facteur « At » du tableau

A.3 des annexes. Pour un tube : 1 pouce. OD x 16 BWG



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

On calcule la vitesse massique :

$$Gt=106. Gv . Np3600 . Nt . At=106.3572 . 23600 . 268 . 383,5=19,30$$

$$\text{kgm}^2.s$$



$$Gt=19,30 \text{ kgm}^2.s$$

10- Calcul du nombre de Reynolds modifié « Re »

$$Re = GtD_i\mu$$

Où :

$\mu = 0,01$ cp (effectué par logiciel HYSYS)

D'après le tableau A.2 des annexes, pour OD = 1 pouce, le diamètre intérieur des tubes est :

$D_i = 0,87$ pouce = 22,1 mm, ce qui donne : $Re = 22,1 \cdot 19,30,01 = 42670,82$ mm.Kg/m². s.cp



$$Re = 42670,82$$

11-Calcul de la chute de pression, côté tube « ΔP_t »

- D'après la figure A.2 des annexes, le facteur de friction « f » : $f = 0,04$
- Nous tirons le facteur de correction de la viscosité du fluide à refroidir « Φ » d'après la figure A.3 soit $\Phi = 1$ (vapeurs).
- La densité (la masse volumique) du fluide à refroidir, est donnée par :

$$d = 0,6174 \text{ kg/m}^3 \text{ (calculée par logiciel HYSYS)}$$

- 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 : $Y = 10 \text{ kPa/m}$.

Par interpolations, nous obtenons le facteur : $B = 0,75 \text{ kPa/passe}$.

Donc :

$$\Delta P_t = f \cdot Y \cdot L \cdot N_p \Phi + B \cdot N_p = 0,04 \cdot 10 \cdot 9,114 \cdot 21 + 0,75 \cdot 2 = 8,79 \text{ kPa}$$



$$\Delta P_t = 8,79 \text{ kPa}$$

12-Calcul du coefficient du film, côté tube « h_t »

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

$$J = 120$$

$$K(C_p \cdot \mu / K)^{1/3} = 0,098 \text{ (Fig A.6. des annexes)}$$

Nous remplaçons les valeurs des inconnus dans la formule, nous aurons :

$$ht = J \cdot K \cdot C_p \cdot \mu K^{1/3} Di \cdot \Phi = 120 \cdot 0,098 \cdot 2,1 \cdot 10^{-3} \cdot 3,1 = 532,12$$



$$ht = 532,12 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

13-Calcul de la quantité d'air « W_a »

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

$$W_a = Q C_{pa} \cdot \Delta T_a \quad ,$$

tel que :

C_{pa} : Chaleur spécifique d'air.

$$C_{pa} = 1,00 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

Donc :

$$W_a = 2564,78 \cdot 1031,00 \cdot 103 \cdot 23,1 = \text{kg/s}$$



$$W_a = 111,03 \text{ kgs}$$

14-Calcul de la vitesse massique d'air « Ga »

D'après la formule (VIII.18):



$$G_a = W_a F_a = 111,0338,67 = 2,87 \text{kgm}^2 \cdot \text{s}$$

$$Ga = 2,87 \text{ kg m}^{-2} \cdot \text{s}$$

15- Détermination du coefficient du film ; côté air « h_a »

Le coefficient du film côté air est déduit d'après la figure A.7 des annexes

$$Ga = 2,87 \text{ kg m}^{-2} \cdot \text{s} \quad \rightarrow \quad h_a = 42 \text{ W m}^{-2} \cdot \text{°C}$$



$$h_a = 42 \text{ W m}^{-2} \cdot \text{°C}$$

16-Calcul du coefficient global de transfert « U_x »

On calcule d'abord le rapport $A_x A_i$ tel que :

$$A_{x_{Ai}} = AR \cdot D_{x_{Di}}$$

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

$$\Rightarrow A_{x_{Ai}} = 21,4 \cdot 25,422,1 = 24,6$$

La valeur de « U_x » est :

$$1U_x = 1ht \cdot A_{x_{Ai}} + rdt \cdot A_{x_{Ai}} + r_{mx} + 1ha$$

Où

Le coefficient d'encrassement $rdt = 0,00009 \text{ m}^2 \cdot \text{°C}/\text{W}$ (Tableau A.1 des annexes)

Résistance du métal $r_{mx} = 0$.

$$1U_x = 1532,12 \cdot 24,595 + 0,00009 \cdot 24,595 + 0 + 142$$



$$U_x = 13,84 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

Remarque :

L'hypothèse d'initialisation : $U_x = 38 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$ a permis le calcul des coefficients de transfert de chaleur h_t et h_a . Ces calculs ont permis d'estimer par calcul la valeur de U_x qui est de $13,84 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$.

Cette valeur étant très inférieure à celle supposée, les calculs ont été repris en modifiant d'autres paramètres : $(\Delta t_a, L, N_p)$. Les résultats obtenus pour U_x restent très inférieurs à la valeur de U_x supposé.

- Cette partie devra être développée afin de réduire progressivement la différence entre U_x estimé et U_x calculé.

17-Calcul de la surface minimale des pales du ventilateur « FAPF »

$$FAPF = 0,4 \cdot F_{aNV} = 0,4 \cdot 38,674 = 3,86 \text{ m}^2$$



$$FAPF=3,86 \text{ m}^2$$

18-Calcul du diamètre du ventilateur« DV»

$$DV=4 \cdot \sqrt{FAPF} = 4 \cdot \sqrt{3,86} = 2,21 \text{ m}$$



$$DV=2,21 \text{ m}$$

19-Calcul des pertes de charges ; côté air « ΔP_a »

$$\Delta P_a = FP \cdot NVDR$$

De la figure A.8 des annexes on tire la valeur de FP:

$$FP = 16$$

Concernant le rapport de densité D_R ; on a :

$$T_{\text{moyair}} = t_1 + t_2 = 103 + 602 = 61,55^\circ\text{C}$$



$$T_{\text{moyair}} = 61,55^\circ\text{C}$$

De la figure A.9 des annexes:



$$D_R = 0,8$$



$$\Delta Pa = 16 \cdot 40,8 = 80 \text{ Pa}$$

$$\Delta Pa = 80 \text{ Pa}$$

20-Calcul du volume actuel d'air en utilisant DR de l'air à l'entrée du ventilateur

«ACMS »(t1=50°C)

$$ACMS = W_{aDR} \cdot 1,203$$



$$ACMS = 111,03(0,8) \cdot (1,203) = 115,3$$

$$ACMS=115,36m^3s$$

Donc, le débit d'air par ventilateur est :

$$ACFM/NV=115,36/4=28,84m^3/s$$



$$ACMS/NV= 28,84 m^3/s$$

21-Approximation de la pression totale des ventilateurs « PF » en utilisant DR

$$PF= \Delta Pa+DR.0,975.ACMSNvDv^2$$

$$PF=80 +0,8.0,975.28,84^2.2122 =107,15Pa$$



$$PF=107,15Pa$$

22-Calcul de la puissance de freinage approximative par ventilateur, en utilisant une efficacité de 70%



$$bhp=ACFMNV.(PF)103 .(0,70)=28,84 .(107,15) (103) . (0,70)=4,40$$

kW

$$bhp= 4,40 kW$$

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

$$P = bhp \cdot 0.92 = 4,78 \text{ kW}$$



$$P = 4,78 \text{ kW}$$

Les résultats de calcul de l'aéroréfrigérant E303 sont représentés dans le tableau ci-dessous :

Tab.VI.6: Résultats de calcul de l'aéroréfrigérant E303

Performances et propriétés	Résultats du calcul
Charge thermique (kW)	4,78
Surface d'échange (m ²)	4145,83
Température sortie air (°C)	73,1
Surface faciale (m ²)	38,67
Largeur de la batterie (m)	4,24
Longueur de la batterie (m)	9,114
Nombre de tube	268 disposés en 4rangées
Débit d'air (kg/s)	111,03
Coefficient d'échange global(W/m ² °C)	13,84
Diamètre du ventilateur (m)	2,21
Puissance du moteur (kW)	4,78

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, silicone, chrome, potassium et manganèse ;
- Les ailettes seront de type extrudée en aluminium ;
- Les ventilateurs seront avec des pales en aluminium.

VI. 6. Schéma de l'installation après modification :

Le schéma de la nouvelle installation est représenté dans cette figure :

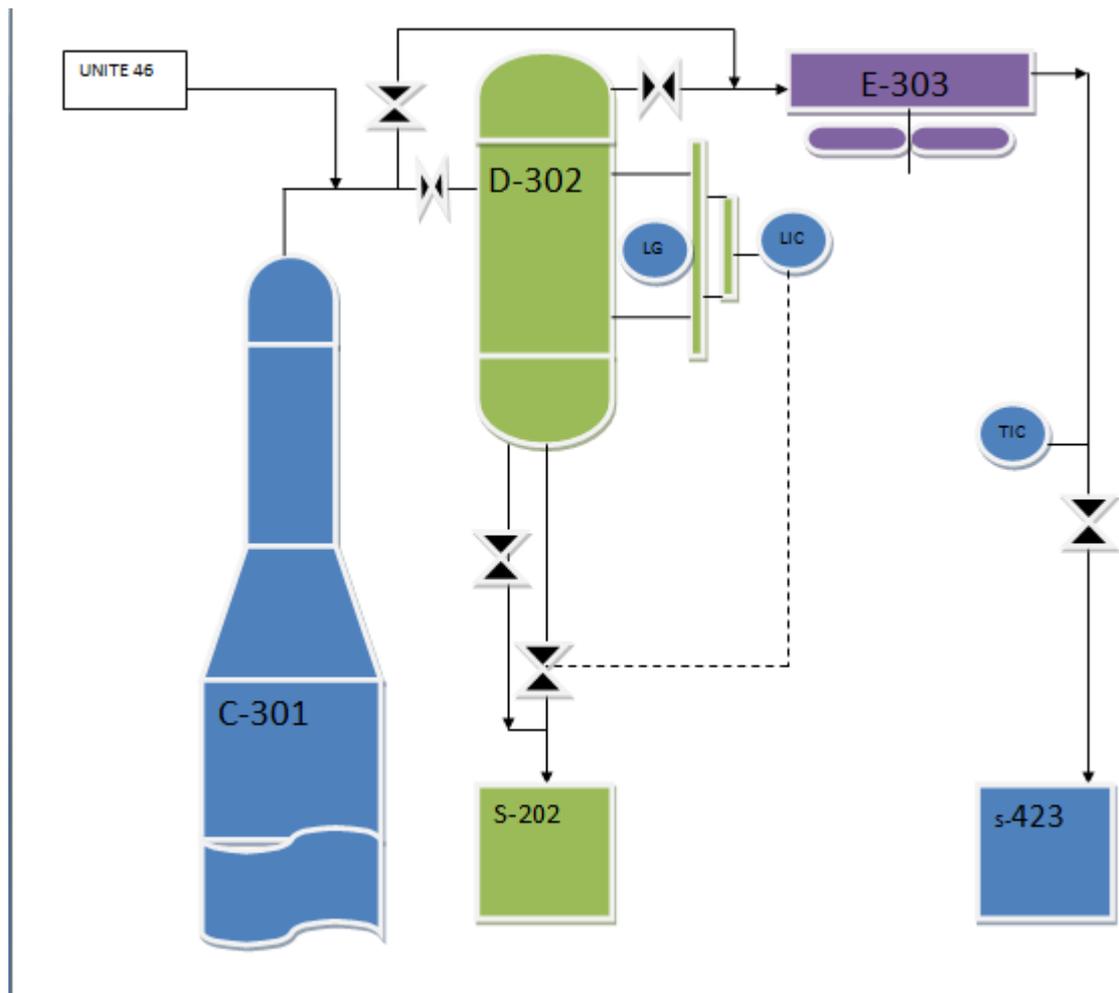


Fig.VII.2: Schéma de la nouvelle installation proposée

Où :

- C301 : Colonne de régénération ;
- E303 : Aérocondenseur ;
- D302 : Ballon pour récupérer les liquides ;
- TIC : Indicateur contrôleur de température ;

LIC : Indicateur/Contrôleur de niveau ;

LG : Niveau à glace ;

S-202 : puisard de glycol ;

S-423 : puisard d'eau .

Conclusion générale et recommandations

Conclusion

L'objectif principal du sujet traité, est de remédier à la pollution atmosphérique provoquée par les vapeurs de tête de l'unité de régénération du glycol du module IV. Pour cela, un système de condensation de ces vapeurs à été proposé et consiste en l'installation:

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

Ce système recevra les vapeurs polluantes sortant de la tête de la colonne de régénération du glycol C301 à une température de 103°C qui seront condensées à la même température au niveau du ballon D302. Le liquide sera évacué par gravité à travers une conduite vers le puisard du glycol S202 existant au niveau de l'unité de régénération. La phase vapeur obtenue dans le ballon, appauvrie en glycol, sera acheminée vers un aérocondenseur E303 et condensée à 60°C. La phase liquide obtenue à 0,018% en glycol sera évacuée par une conduite vers un puisard S423 (puisard d'eau) existant également dans l'unité puis acheminée vers la section du drainage du module.

Recommandations

Le dimensionnement réalisé a permis de proposer les équipements essentiels à même de réduire la quantité de glycol émise en tête de colonne. Des équipements d'acheminement, mesure et régulation doivent être prévus.

Mécaniques :

- Mise en place d'une ligne de drainage qui sera raccordée au système de drainage déjà existant.
- Prévision d'un système de drainage du ballon D302 vers le pot de purge.
- Mise en place de vannes d'isolement des nouvelles lignes de sortie des vapeurs de tête des deux unités de régénération existantes
- Mise en place d'une ligne qui sert de by-pass du ballon D302

Instrumentation :

- Prévision d'une boucle de régulation de niveau (LIC) au niveau du ballon D302.
- Prévision d'un niveau à glace LGR pour vérification locale du niveau ;

- Prévission de deux alarmes haut niveau LAH et bas niveau LAL au niveau du ballon ;
- Mise en place d'un contrôleur et indicateur de température(TIC) à la sortie de l'aérocondenseur qui agira directement sur l'angle d'inclinaison des pales des ventilateurs auto-réglables ;
- Mise en place d'une vanne de by-pass pour la LIC afin d'évacuer l'excédant du liquide au niveau du ballon toujours vers le puisard du glycol.
- Prévoir une soupape de sureté PSV au niveau du ballon en cas d'éventuelle augmentation de pression.

Autre :

- Prévoir une analyse du liquide récupéré dans le ballon permettra de vérifier sa composition et l'ajustement éventuel des paramètres de fonctionnement de l'unité de régénération.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] JGC (Japan gas corporation), Manuel opératoire, Traitement de gaz naturel, module processing plant IV, vol 3, Éditions 1978, Sonatrach, Hassi R'mel.
- [2] JGC (Japan gas corporation), Guide de l'opérateur pour module processing plant IV & I, éditions 1978, Sonatrach, Hassi R'mel.
- [3] A. ROJEY, B. DURANT, C. JAFFRET, S. JULLIAN, M. VALAIS, Gaz naturel, production et transport, Edition Technip 1994.
- [4] FDS : Fiche des données de sécurité, Division Sécurité Hassi R'mel.
- [5] P.TRAMBOUZE, Matériels et équipements, Edition technip1999, Paris.
- [6] M.BOUSSAID, Technologie des aéroréfrigérants, Formation Industrie, Institut Algérien du Pétrole-Université corporation (IAP), BOUMERDES , 2005.
- [7] A. Kayode Coker, Fortran Programs for Chemical Process Design, Analysis, and Simulation, Elsevier Science & Technology Books, 1995
- [8] Gas Processors Suppliers Association (GPSA), Engineering data book, Volume I&II-Sections 7 et 10, 11^{ème} Edition-FPS, 1998.
- [9] P.WUITHIER, Le Pétrole Raffinage Et Génie Chimique, Tome II, Edition, Technip , Deuxième édition; Paris, 1972.
- [10] :N.REBAI, Initiation à la simulation des procédés par Hysys, Formation industrie 2012, Institut Algérien de Pétrole-Université corporation (IAP), Ecole de BOUMERDES, 2012

ANNEXES

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

Service	25.4 mm OD Fintubes			
	12.7mmx354/m		15.9mm by 394/m	
1. Water & water solutions				
Engine jacket water ($r_f = 0.0002 \text{ m}^2\cdot\text{C}/\text{W}$)	U_b 620	U_x 43	U_b 740	U_x 35
Process water ($r_f = 0.0004 \text{ m}^2\cdot\text{C}/\text{W}$)	540	37	620	29
50-50 ethylene glycol- water ($r_f = 0.0002 \text{ m}^2\cdot\text{C}/\text{W}$)	510	35	600	28
50-50 ethylene glycol- water ($r_f = 0.0004 \text{ m}^2\cdot\text{C}/\text{W}$)	450	31	540	25
2. Hydrocarbon liquid coolers				
Viscosity, mPa · s, at avg. temp.	U_b	U_x	U_b	U_x
0.2	480	33	570	27
0.5	430	30	510	24
1.0	370	26	430	20
2.5	260	18	310	14
4.0	170	12	200	9.3
6.0	110	7.6	140	6.5
10.0	57	3.9	74	3.5
3. Hydrocarbon gas coolers				
Pressure, kPa (ga)	U_b	U_x	U_b	U_x
350	170	12	200	9.3
700	200	14	230	11
2100	260	18	310	14
3500	310	21	370	17
5200	370	26	430	20
7000	430	30	510	24

4. Air and flue-gas coolers				
Use one-half of value given for hydrocarbon gas coolers.				
5. Steam Condensers (Atmospheric pressure & above)				
	U_b	U_x	U_b	U_x
Pure Steam ($r_f = 0.00009 \text{ m}^2\cdot\text{C}/\text{W}$)	710	49	820	38
Steam with non-condensibles	340	23	400	19
6. Hydrocarbon condensers				
*Condensing Range, °C	U_b	U_x	U_b	U_x
0	480	33	570	27
6	450	31	540	25
14	430	30	510	24
33	370	26	430	20
56+	340	23	400	19
7. Other condensers				
	U_b	U_x	U_b	U_x
Ammonia	620	43	740	35
Refrigerant R-12	370	26	430	20

Note: U_b is overall rate based on bare tube area, and U_x is overall rate based on extended surface.

*Condensing range = hydrocarbon inlet temperature minus hydrocarbon outlet temperature.

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

Fin height by Fins/meter	12.7 mm by 354		15.9 mm by 394	
APM, m ² /m	1.16		1.70	
AR, m ² /m ²	14.5		21.4	
Tube Pitch	51 mm Δ	57 mm Δ	57 mm Δ	64 mm Δ
APSM (3 rows), m ² /m ²	68.4	60.6	89.1	80.4
(4 rows)	91.2	80.8	118.8	107.2
(5 rows)	114.0	101.0	148.5	134.0
(6 rows)	136.8	121.2	178.2	160.8
<i>Note:</i> APM is the area of fintube per meter of tube length, in m ² /m. AR is the area ratio of fintube compared to the exterior area of 25.4 mm OD bare tube which has 0.0798 m ² /m. APSM is the fintube area (m ²) per m ² of bundle face area.				

Tab.

A.3 : Caractéristiques des tubes d'échangeurs.

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 Steel lbs*	Tube I.D. inches	Moment of Inertia (Inches ⁴)	Section Modulus (Inches ³)	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	0.0829	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	0.156
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	0.088
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	0.256
3/4	11	0.120	0.2043	0.1963	0.1335	0.805	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	0.155
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	0.075
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	0.965	0.635	0.0208	0.0475	0.2703	494	1.378	0.285
7/8	12	0.109	0.3390	0.2291	0.1720	0.895	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	0.2776	575	1.277	0.233
7/8	14	0.083	0.3948	0.2291	0.1856	0.705	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	0.146
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	0.0083	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	0.3009	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	0.238
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	2.055	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	1.598	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	0.4018	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	0.365
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	0.705
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	0.565
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

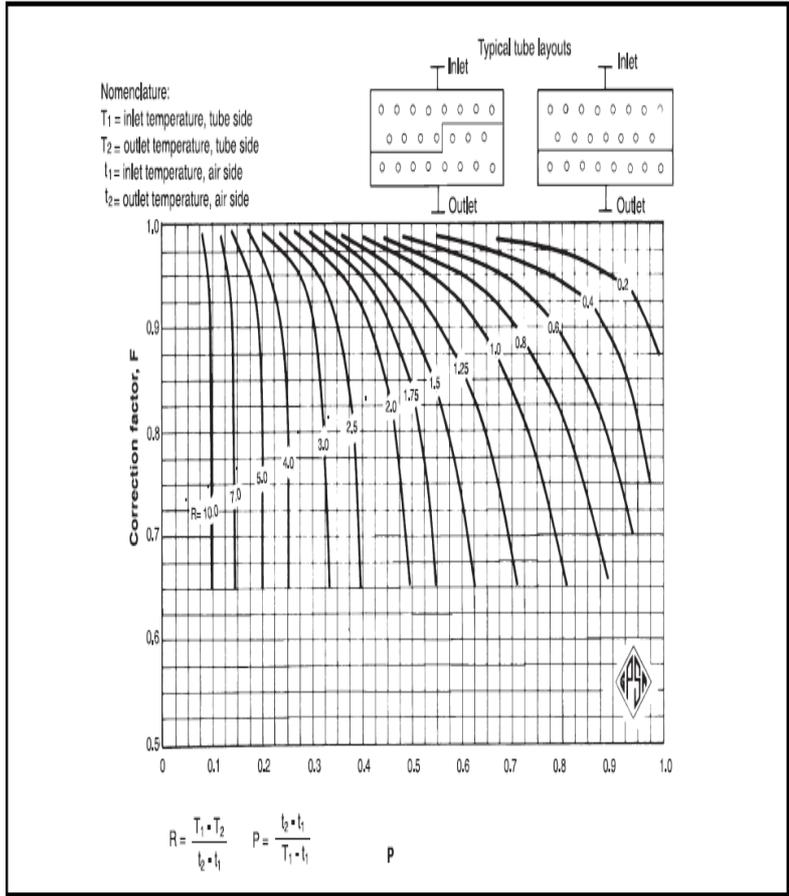


Fig. A.1: Facteur de correction de ΔT_{LM} pour le cas de deux passes de tubes.

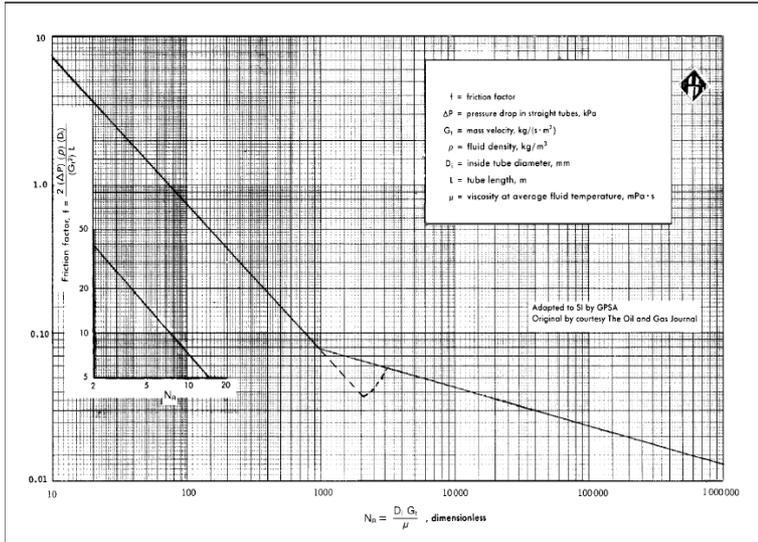


Fig. A.2 : Facteur de friction pour les fluides à l'intérieur des tubes.

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

	Correction Factor, ϕ
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 $N_{Re} < 2100$, $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.25}$. A Reynolds number of less than 2100 is only likely for lube oils or heavy petroleum fractions. The minimum recommended value of ϕ 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.

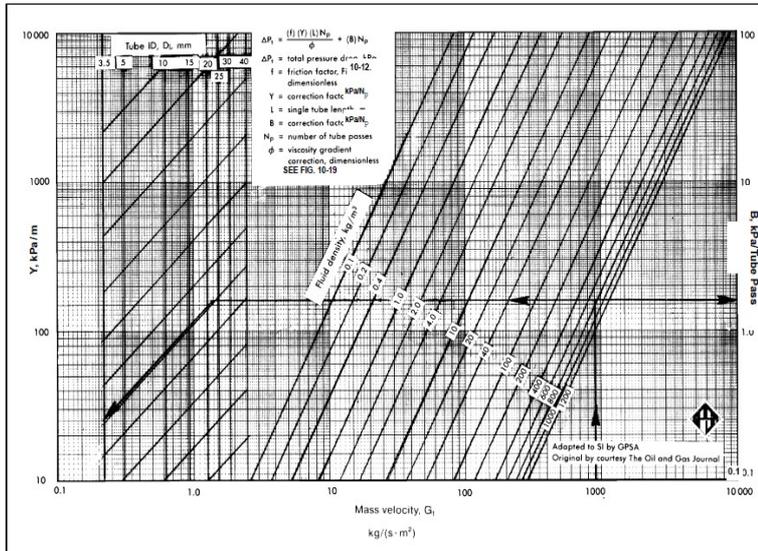


Fig.A.4 : Pertes de charges pour les fluides circulant à l'intérieur des tubes.

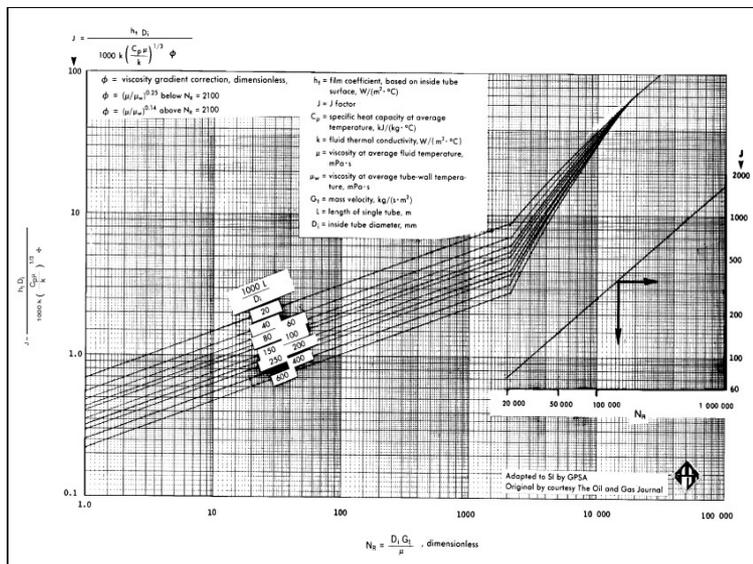


Fig. A.5 : Facteur de corrélation J pour le calcul du coefficient de transfert côté tube

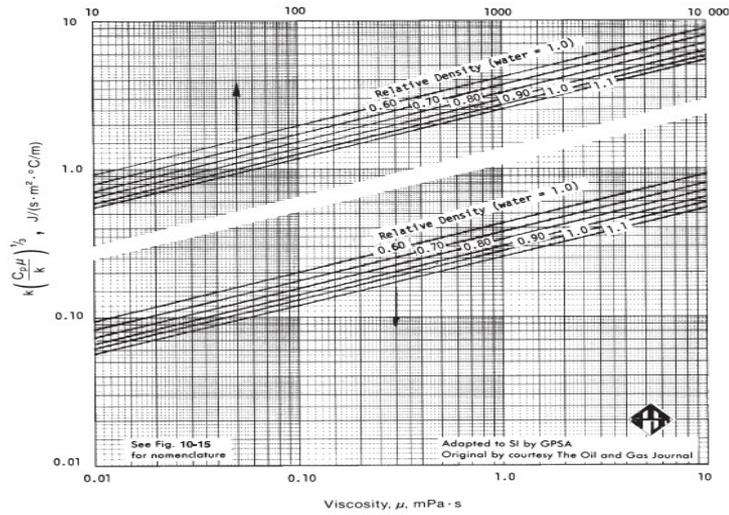


Fig.A.6 : facteur de propriété physique .

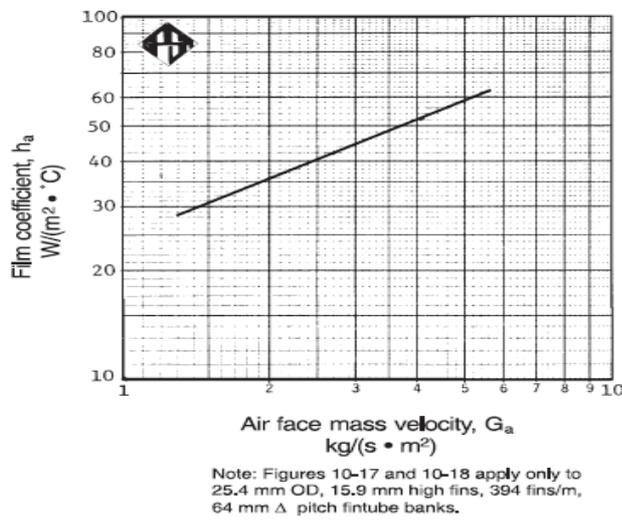


Fig.A.7: Coefficient de transfert côté air.

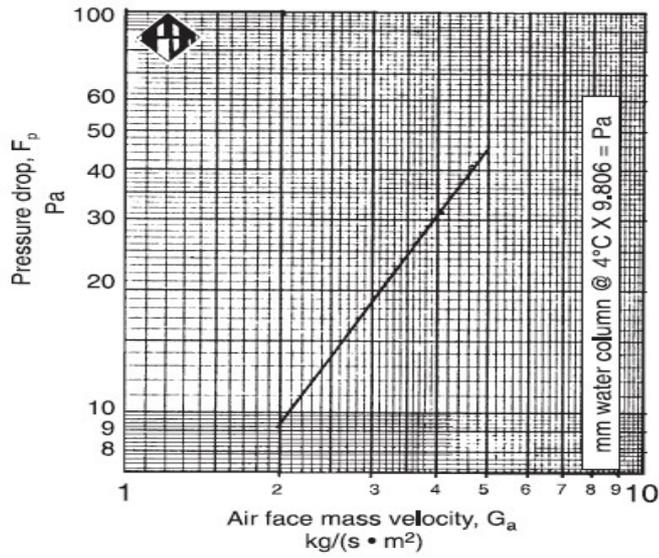


Fig.A.8 : Perte de charges statique côté air.

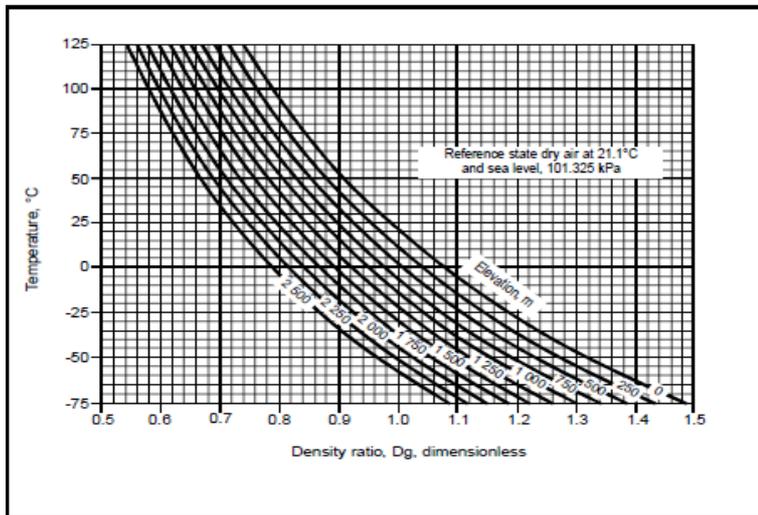


Fig.A.9 : Rapport de densité d'air

Tab.A.4 : Dimensions du segment circulaire.

θ	h/R	C/R	h/C	S/R ²	θ	h/R	C/R	h/C	S/R ²
1	0.000038	0.017453	0.002177	0.0000005	41	0.063328	0.700415	0.090415	0.0297629
2	.000151	.034905	.004326	.0000035	42	.066420	.716736	.092670	.0319538
3	.000343	.052354	.006552	.0000119	43	.069582	.733002	.094927	.0342465
4	.000609	.069799	.008725	.0000283	44	.072816	.749213	.097190	.0366432
5	.000952	.087239	.010913	.0000564	45	.076121	.765367	.099457	.0391456
6	.001371	.104672	.013098	.0000956	46	.079495	.781462	.101730	.0417558
7	.001865	.122097	.015275	.0001519	47	.082940	.797498	.104000	.0444755
8	.002436	.139513	.017461	.0002266	48	.086455	.813473	.106278	.0473066
9	.003083	.156918	.019647	.0003226	49	.090039	.829386	.108561	.0502508
10	.003805	.174311	.021829	.0004423	50	.093692	.845237	.110847	.0533100
11	.004604	.191692	.024018	.0005886	51	.097415	.861022	.113139	.0564859
12	.005479	.209057	.026207	.0007639	52	.101206	.876742	.115434	.0597801
13	.006428	.226406	.028391	.0009708	53	.105067	.892396	.117736	.0631944
14	.007454	.243739	.030582	.0012121	54	.108994	.907981	.120040	.0667303
15	.008555	.261052	.032771	.0014901	55	.112989	.923497	.122349	.0703895
16	.009732	.278346	.034963	.0018076	56	.117052	.938943	.124664	.0741733
17	.010984	.295619	.037156	.0021671	57	.121182	.954318	.126983	.0780835
18	.012312	.312867	.039352	.0025711	58	.125380	.969619	.129308	.0821214
19	.013714	.330095	.041547	.0030222	59	.129644	.984847	.131639	.0862884
20	.015192	.347296	.043744	.0035229	60	.133975	1.000000	.133975	.0905860
21	.016745	.364471	.045943	.0040756	61	.138371	1.01508	.136315	.0950155
22	.018373	.381618	.048145	.0046829	62	.142833	1.03008	.138662	.0995782
23	.020075	.398736	.050347	.0053473	63	.147360	1.04500	.141014	.1042754
24	.021852	.415823	.052551	.0060712	64	.151952	1.05984	.143373	.1091083
25	.023704	.432879	.054759	.0068570	65	.156609	1.07460	.145737	.1140780
26	.025630	.449902	.056968	.0077072	66	.161329	1.08928	.148106	.1191858
27	.027630	.466891	.059178	.0086242	67	.166114	1.10387	.150483	.1244328
28	.029704	.483844	.061382	.0096103	68	.170962	1.11839	.152864	.1298199
29	.031852	.500760	.063607	.0106679	69	.175874	1.13281	.155255	.1353483
30	.034074	.517638	.065826	.0117993	70	.180848	1.14715	.157650	.1410188
31	.036370	.534477	.068048	.0130069	71	.185885	1.16140	.160053	.1468325
32	.038738	.551275	.070270	.0142930	72	.190983	1.17557	.162460	.1527902
33	.041180	.568031	.072496	.0156598	73	.196143	1.18965	.164875	.1588927
34	.043695	.584743	.074725	.0171095	74	.201365	1.20363	.167298	.1651409
35	.046283	.601412	.076957	.0186444	75	.206647	1.21752	.169728	.1715355
36	.048944	.618034	.079193	.0202666	76	.211989	1.23132	.172164	.1780773
37	.051676	.634609	.081430	.0219784	77	.217392	1.24503	.174608	.1847666
38	.054481	.651136	.083671	.0237818	78	.222854	1.25864	.177059	.1916045
39	.057359	.667614	.085917	.0256790	79	.228375	1.27216	.179518	.1985914
40	.060307	.684040	.088163	.0276720	80	.233956	1.28558	.181985	.2057277