

UNIVERSITE KASDI MARBAH OUARGLA

Faculté des Sciences et de la Technologie et Science de la matière

Département de Génie des Procédés



Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine Sciences et Technologie

Filière Génie des Procédés

Spécialité Génie Chimique

Présenté Par : DALIL Youssouf

Thème

**GPL techniques et problématiques / raffinerie
de SBAA (ADRAR)**

Devant le jury :

Mr. Pr. Segni Ladjel	Président	UKM Ouargla.
Ms.Rebiha Mounia	Examineur	UKM Ouargla.
Mr.Sellami Mohammed Hassen	Encadreur	UKM Ouargla.

Année Universitaire : 2012 /2013

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

الصلاة والسلام على سيدنا محمد النبي الأمي العربي و على اله و صحبه أجمعين

Résumé:

Le gaz de pétrole liquéfié est un mélange gazeux composé essentiellement de Butane et propane, à température ambiante et pression atmosphérique. La composition chimique de G.P.L. est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays.

Parce que la consommation nationale du GPL a connu un rythme très élevé l'Algérie construit la raffinerie de SBAA (ADRAR) par une capacité annuelle de traitement de **600 000** Tonnes environ de pétrole brut.

Pour mettre en évidence l'impact du changement de température sur le taux de marche de l'unité de SBAA, et permettre le fonctionnement à régime maximal, il sera nécessaire de vérifier en premier lieu le cas design avec une température ambiante de **45°C**, et de calculer les dimensions de la nouvelle batterie d'aéroréfrigérants avec une température ambiante de **51°C** et on détermine la nouvelle surface totale qui est **1140,76 m²**, Ce qui nous permettra d'atteindre le taux de marche maximal.

Les mots clés: G.P.L, pression atmosphérique, taux de marche, batterie d'aéroréfrigérants, température ambiante.

Summary:

The liquefied petroleum gas is a gas mixture primarily made up of Butane and propane, at ambient temperature and atmospheric pressure. The chemical composition of G.P.L. is variable according to the standards and its uses in different countries.

because consumption national of the LPG knew a very high rate rhythm Algeria build the refinery of SBAA (ADRAR) by an annual capacity of treatment of **600 000** Tons approximately of the crude oil

To evaluate the impact of the change of temperature on the rate of walk of the unit of SBAA, and to allow operation on maximum diet, it is necessary to check initially the case design with an ambient temperature of **45°C**, and to calculate dimensions of the new battery of air coolers with an ambient temperature of **51°C** and one determines the new total surface which is **1140,76 m²**, Which will enable us to reach the maximum rate of walk.

Key words: LPG, atmospheric pressure, rate of walk, battery of air coolers, ambient temperature.

بسم الله الرحمن الرحيم الصلاة والسلام على سيدنا محمد النبي الأمي العربي و على اله و صحبه أجمعين

أهدي هذا العمل المتواضع إلى حبيبي و قرّة عيني سيدي رسول الله صلى الله عليه و سلم.

إلى من حملتني في بطنها خلقا بعد خلق، إلى من ربنتني و أهدقت علي بحبها و عطفها و روتني من فيض حنانها إلى من سهرت الليالي من أجلي و أهدت لي عافيتها، إنيك أميماتي جميعا لا استثنى منكن أحدا.

إلى من رباني و كابد الصعاب من أجل توفير الأفضل و الأحسن لي، إنيك أبي الغالي حفظك الله.

ومن فرط حبي لكم أهديه إلى كل أم و أب يقرءان هذه السطور، و أقول أحبكم.

إلى من تقاسموا معي حلو الحياة و مرها إخواني (احمد، الغالي، سميكوا، اسماعيل، مبارك، عباس، شيباني)، أخواتي (زينا، سامي، نانا، فاتي، نونا...)، أسعدكم الله و حفظكم لي يا رياحيننا تعطر حياتي.

إلى كل العائلة و الأقارب و بالأخص (زيزوا، حوحوا، ماليكوا، يوسف....).

سأهديه إلى كل عزيز على القلب لم أكتبه في سطوري لكن قلبي و كل سلامي مني تنطق بحبه.
لكم أحبتي في الله، اليكم يا اخوة لم تلدهم لي أمي (ميني، موني، أيوب، دودوا، دادا، عصومي، زينوا، قدور، جمّة، عبد الله، حبشي، عبدي، زيدوا، سيدللي، لبيص، عبد الحميد 1 و 2 و 3، بن الضب، عبد المالك، تغاليفت، سوسو، سفيان، العايدي، عبد الهادي، خالد، زيراري، لوناسي، عيساوي، أخالي، لحسن، زكريا.....).

من عجز قلبي أن يحصيتهم، لكن لهم في القلب وزن و ايقاع، أدام الله ودنا في الله، و فتح عليكم أبواب الفرج و الفرحة اينما كنتم...موعدنا الجنة إن شاء الله.
إلى أخوات كن لي سندا (بسوسا، حلومة، ساريتوا، جامعة، شهرور، فريدة، مهدية، المعلمة..)، أسعدكن الله جميعا، و لا تنسوني في دعواتكم.

إلى كل من عرفتهم و كل من تمنى لي الخير.

إلى كل زملاء الدراسة و خاصة دفعة الهندسة الكيميائية 2013 و فقههم الله.

إلى جزائري الحبيبة و أمتي العزيزة و بلاد العرب و الإسلام المجيدة، إلى فلسطين الجريحة، و العراق الكئيبة، و أفغانستان المنكوبة، و إلى كل المسلمين ارفع يدي تحية و بشرى فالصبح ليس ببعيد.....
هلموا بنا نقطف النصر و نستسيغ الإيمان، مهما طال الزمان، و اشتدت الأحزان.

دليل يوسف



Remerciements

En premier lieu, je tiens à remercier notre Dieu, qui m'a donné la force pour accomplir ce travail.

J'adresse mes vifs remerciements à mon promoteur consultant, Mr : Sellami Mohammed Hassen pour m'avoir dirigé tout au long de ce travail, et pour ses explications, remarques judicieuses et conseils qui m'ont été précieux pour la réalisation de ce travail.

Je présente mes chaleureux remerciements aux membres de jury qui ont consulté mon travail et aussi aux enseignants pour leur aides et orientation durant mes études.

Je remercie également tous les membres de la raffinerie de SBAA qui m'ont beaucoup aidé à réaliser ce travail dans de bonnes conditions.

Mes derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à tous ceux qui ont participé de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.



Liste des figures

Figure	Titre de la figure	Page
Figure III-1	aéroréfrigérants installés dans une station de compression de gaz naturel	22
Figure-III-2	faisceau tubulaire.	23
Figure-III-3	manifold type cylindriques sont utilisés pour les pressions plus de 200 bars	23
Figure-III-4	manifold type bouchons est utilisé pour des pressions jusqu'à 350 bars	23
Figure-III-5	Système de ventilation	23
Figure-III-6	Aéroréfrigérant à Tirage naturel	23
Figure-III-7	Aéroréfrigérant à Tirage	23
Figure-III-8	Étapes de condensation du GPL dans l'aéroréfrigérants (A-201 101/1.2).	28
Figure-III-9	L'évolution de débit	42
Figure-III-10	L'évolution de taux de marche	42
Figure-III-11	L'évolution de perte de charge	42
Figure-III-12	L'évolution de puissance de ventilation	42

Liste des tableaux

Tableau	Titre de tableau	Page
Tableau I-1	composition de GPL	4
Tableau II-1	Présentation de capacité de raffinerie de Sbaa (ADRAR).	9
Tableau II-2	principales propriétés chimiques de pétrole brut d'alimentation de la raffinerie	11
Tableau II-3	Les métaux contenus dans le pétrole brut d'alimentation du raffinerie	11
Tableau II-4	Principales spécifications du brut traité	12
Tableau III-1	Données de départ du GPL de l'aeroréfrigérants (A-201 101/1.2)	24
Tableau III-2	Données de départ du l'air	25
Tableau III-3	Données de départ du l'aeroréfrigérants (A-201 101/1.2)	25
Tableau III-4	La vitesse de l'air en fonction de nombre de rangée	26
Tableau III-5	Détermination de la constante « C » en fonction du régime d'écoulement des phases	37
Tableau III-6	principaux résultats calcules dans le cas design (température ambient 45°C)	40
Tableau III-7	influence de la température ambiante sur les principaux paramètres de l'unité	41
Tableau III-8	principaux résultats calcules dans le cas de température ambient 51°C	48
Tableau III-9	bilan d'évolution du manque à gagner en produits finis	48

SOMMAIRE

<i>Dédicace</i>	I
<i>Remerciement</i>	II
<i>Liste des figures</i>	III
<i>Liste des tableaux</i>	V
<i>Sommaire</i>	VI
Introduction générale	VIII
Chapitre I : Généralités sur Gaz Naturel et GPL	
I.1. Introduction	01
I-2-Caractéristiques du gaz naturel	01
I-3-Composition chimique d'un gaz naturel	02
I-4-Les types de gaz naturel	02
I-5-Les techniques de traitement du gaz naturel	02
I-6- Définition de GPL	03
I-7-Les sources des GPL	04
I-8-Caractéristiques générales des GPL	04
I-9-Les Avantages et inconvénients techniques de GPL	06
I-10-Demande actuelle de gaz naturel	06
I-11-Domains d'utilisation du GPL	07
Chapitre II : présentation de Raffinerie de SBAA	
II-1- Introduction	09
II-2-Présentation de la raffinerie de SBAA	09
II-2-1-Propriété chimique de pétrole brut	10
II-2-2- Unités de production	11
II-3- Processus de l'unité de production de GPL	12
II-3-1- Préchauffage du brut :	12
II-3-2- Chauffage du brut	13
II-3-3-Vapeur stripping	13
II-3-4- Colonne atmosphérique [C- 201 102]	14
II-3-5- Différents soutirages et reflux de la colonne atmosphérique [C- 201 102]	14
II-3-6- Stabilisation	17
II-3-7- Traitement chimique des L.P.G	18
II-4-UNITE GAZ PLANT (Fractional section)	18
Chapitre III : Calcul de la batterie D'aéroréfrigérants	

III-1-Introduction	22
III-2-Calcul de la batterie d'aéroréfrigérants	24
III-2-1-Données de départ	24
III-2-2. Calcul de la surface d'échange installée	26
III-2-3-Calcul du coefficient de transfert coté air (ha)	26
III-2-4-Calcul du coefficient de transfert de chaleur coté tubes (GPL)	28
III-2-4-1-Zone de désurchauffe	29
III-2-4-2-Zone de condensation	31
III-2-4-3-Zone de sous-refroidissement	33
I III-2-4-4-Surface d'échange total calculé (Atot)	35
III-2-5-Calcul des pertes de charge	35
III-2-5-1- Pertes de charge coté tubes	35
III-2-6-Puissance du ventilateur (Pf)	39
Etude de l'influence de la température ambiante sur le taux de marche de l'unité	41
III-3.dimensionnement de la nouvelle batterie d'aéroréfrigérants pour le cas "été" avec une température moyenne de 51°C	43
III-3-1-Estimation	43
III-3-2-vérification thermique	45
III-3-3-Pertes de charge	45
III.4. Calcul économique	47
II-4-1.Estimation du manque à gagner en produits finis	48
III-4.2 Estimation du coût de la modification	49
III-5-Interprétation des résultats	51
Conclusion	53
Bibliographies	
Annexe	

INTRODUCTION

INTRODUCTION

Le raffinerie de SBAA a été dimensionné sur la base d'une température ambiante de 45 °C, alors que la température réelle de fonctionnement (air ambiant) dépasse 52°C, notamment en été. Cet écart de température influe directement sur Les batteries d'aéroréfrigérants destinées à condenser le GPL et refroidir le gaz sec.

En été, lorsque la température ambiante est importante, la capacité de condensation du GPL et le refroidissement du gaz sec de la batterie d'aéroréfrigérants se trouvent limité, ce qui influe directement sur :

- ❖ la pression dans le ballon tampon de GPL (D- 201 102), qui augmente considérablement, et dépasse le point de consigne de la vanne régulatrice, par conséquent le GPL est évacué vers la torche.
- ❖ Le déclenchement de la machine de compression du gaz sec à cause de la haute température de ce gaz qui dépasse la température d'expédition.

Pour le bon fonctionnement de l'unité, il est nécessaire de diminuer le taux de marche de l'unité, qui se traduit automatiquement par une réduction de la quantité de gaz brut traité afin d'assurer les paramètres de process exigés.

Le but de notre étude porte sur la recherche d'une solution, qui permet de faire fonctionner l'unité à sa capacité maximale sans avoir à subir les problèmes cités ci dessus.

La condensation du GPL et le refroidissement de gaz sec au niveau de la batterie d'aéroréfrigérants sont fonctions de plusieurs paramètres, à savoir

- ❖ le débit de GPL à condenser et gaz à refroidir.
- ❖ les conditions de température et de pression.
- ❖ la température de l'air ambiant.

Pour mettre en évidence l'impact du changement de cette température sur le taux de marche de l'unité, et permettre le fonctionnement à régime maximal, il sera nécessaire de vérifier en premier lieu le cas design avec une température ambiante de 45°C, et de calculer les dimensions de la nouvelle batterie d'aéroréfrigérants avec une température ambiante de 51°C, Ce qui nous permettra d'atteindre le taux de marche maximal.

CHAPITRE I

Généralités sur Gaz Naturel et GPL

I-1-Introduction :

Dans ce chapitre on fait généralité sur GPL et gaz naturel. D'abord le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de 75 % à 95 %, est le méthane (CH₄). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure [1].

I-2-Caractéristiques du gaz naturel :

Le gaz naturel autant qu'une source d'énergie est une des matières premières qui ont permis la diffusion du progrès économique et social. A son stade d'exploitation, il doit être caractérisé par certaines propriétés :

➤ Densité :

On a coutume de définir la densité d'un gaz par le rapport de sa masse volumique dans la condition de références choisies (par exemple pression atmosphérique normale et 15 C) à celle de l'air dans les mêmes conditions (1.225 Kg/m³). La densité du gaz peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir au moyen de sa composition chimique en utilisant la relation :

$$\text{Densité de gaz} = \text{masse moléculaire} / 28,966.$$

➤ pouvoir calorifique :

On appelle pouvoir calorifique d'un combustible liquide ou gazeux la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une masse ou d'un volume unité. Pour un gaz, le pouvoir calorifique s'exprime en « joule par mètre cube » mesuré dans les conditions de références.

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

➤ Pouvoir calorifique supérieur PCS :

Il correspond à la chaleur dégagée lorsque tous les produits de la composition sont ramenés à la température ambiante : l'eau formée étant à l'état liquide.

➤ Pouvoir calorifique inférieur PCI :

Il correspond à la réaction de combustion, dans laquelle l'eau formée restait à l'état de vapeur. Le PCS diffère du PCI d'une quantité qui est la chaleur latente de vaporisation de l'eau [2].

I-3-Composition chimique d'un gaz naturel :

La composition chimique d'un gaz c'est la nature des hydrocarbures et les autres constituants qu'il renferme, leur importance relative dans le mélange et leur fraction volumique ou moléculaire. La composition chimique d'un gaz est utilisée pour étudier la vaporisation et calculer certaines de ces propriétés en fonction de la pression et la température

I-4-Les types de gaz naturel :

La présence et l'apparition d'une phase liquide avec le gaz selon les conditions de pression et la température dans le réservoir de gisement et en surface conduit à distinguer

➤ Le gaz sec :

Dans les conditions de production de se gaz, il n'y a pas une formation de phase liquide et le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane.

➤ Le gaz humide :

Dans les conditions de production de se gaz, il y'a une formation de phase liquide dans la condition de surface et le gaz est moins concentré en méthane.

➤ Le gaz a condensât :

Dans les conditions de production de se gaz, il y'a une formation de phase condensée riche en constituants lourds dans le réservoir.

➤ Le gaz associé :

C'est un gaz de couverture qui contexte avec la phase d'huile dans réservoir d'huile (Gisement de pétrole) [1].

I-5-Les techniques de traitement du gaz naturel :

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer les constituants présents à la sortie du puits tel que l'eau, le gaz acide, et les hydrocarbures lourds pour amener le gaz à des spécifications de transport ou des spécifications commerciales. Les principaux traitements qui sont effectués sont :

- Une première étape permet de réaliser la séparation de fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent du puits, fractions liquides d'hydrocarbures (gaz associé ou à condensat d'eau libre), et l'étape de traitement qui suit dépend du mode de transport adopté.

Le gaz naturel ainsi que ses différentes fractions peuvent être transportées sous forme :

- Gaz naturel comprimé (transport par gazoduc).
- Gaz du pétrole liquéfié (GPL).
- Gaz naturel liquéfié (GNL).
- Produits chimiques divers (méthanol, ammoniac, urée ...etc.).

Certains composants du gaz naturel doivent être extraits soit pour des raisons imposées par les étapes ultérieures de traitement ou de transport, soit pour se conformer à des spécifications commerciales ou réglementaires. Il peut être ainsi nécessaire d'éliminer au moins partiellement :

- L'hydrogène sulfuré H_2S : toxique et corrosif.
- Le dioxyde de carbone CO_2 : corrosif et de valeur thermique nulle.
- Le mercure : corrosif dans certains cas.
- L'eau conduisant à la formation d'hydrates.
- Les hydrocarbures qui se condensent dans les réseaux de transport.
- L'azote : de valeur thermique nulle.

Les spécifications à respecter pour le gaz traité sont liées aux conditions de transport par gazoduc, ces spécifications de transport visent à éviter la formation d'une phase liquide (hydrocarbure ou eau), le blocage de la conduite par des hydrates et une corrosion trop importante. On impose dans ce cas une valeur maximale aux points de rosée (eau et hydrocarbures) [1].

I-6- Définition de GPL :

Le gaz de pétrole liquéfié est un mélange gazeux composé essentiellement de Butane et propane à température ambiante et pression atmosphérique. La composition chimique de G.P.L. est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays (50%,50% en France et 95%,5% aux États-Unis). Il peut contenir ; le propylène, butène, et une faible quantité de méthane, éthylène, pentane, et exceptionnellement d'hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthylacrylique [2].

Tableau I-1 : composition de GPL.

Le composant du GPL	% molaire
Méthane	0,32
Ethane	1,12
Propane	60,95
Iso butane	15,46
Normal butane	22,14
Iso pentane	0,01

I-7-Les sources des GPL :

Les gaz de pétrole liquéfié (GPL) sont produits principalement :

- 1- Dans les raffineries de pétrole brut, soit au cours de la distillation du pétrole ; soit pendant le craquage thermique ou reforming catalytique des produits en vue de la production des essences.
- 2- Dans les unités de traitement et de séparation du gaz naturel (GN) qui a pour but de séparer et de recueillir les condensâts (propane, butane, essences légère etc.....)
- 3- Par récupération directe des gaz séparés du brut [2].

I-8-Caractéristiques générales des GPL :

➤ Odeur :

Le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant, ce sont des composés sulfures tel que le diéthylmercaptane ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité.

➤ Tension de vapeur :

La TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20 °C.

➤ Dilatation :

À l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).

➤ Densité :

Aux conditions normales de température et pression, le GPL est plus lourd que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température à titre exemple : À 38 °C la densité est égale 0,534, la densité est très importante dans le GPL commerciale.

➤ Température d'ébullition :

A la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de (– 42 °C), celle de butane est de (– 6 °C).

➤ Pouvoir calorifique :

C'est la propriété la plus intéressante étant donné que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :

- Iso-butane : PC = 29460 (kcal/kg).
- Normal butane : PC = 29622 (kcal/kg).
- Propane : PC = 22506 (kcal/ kg).

➤ Impuretés :

Le plus important est les soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005 % en masse, ainsi l'eau l'un des impuretés importants.

- Le GPL est non corrosif à l'acier mais généralement aux cuivres et ces alliages ou l'aluminium.
- Le GPL n'aucune propriété de lubrification et cet effet doit être prise en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs) Le GPL est incolore, que ce soit en phase liquide ou en phase gazeuse.
- Le GPL ne sont pas vraiment toxiques, ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant s'ils sont inhalés longuement et provoquer des migraines et des maux d'estomac.
- Le GPL lorsqu'il se réprend sous sa forme, hors d'un container sous pression produisant du froid : au contact de la peau, il provoque des brûlures caractéristiques appelées « brûlures froides ».
- Le poids spécifique du GPL est environ la moitié de celui de l'eau.
- Le gaz propane à une densité de 1,5 fois de l'air.
- Le GPL n'est ni toxique ni corrosif vis à vis des aciers.
- Le GPL n'est pas de propriétés lubrificatrices et ceci doit être pris en considération lors du dimensionnement des compresseurs et des pompes.

- Le GPL est caractérisé par un indice d'octane recherché (RON) naturellement élevé atteignant aisément 98. Cette propriété découle en fait directement de des valeurs de RON de chacun de ces constituants. Par ailleurs, son indice d'octane moteur (MON) est, lui aussi légèrement plus élevé que celui des essences classiques [1].

I-9-Les Avantages et inconvénients techniques de GPL :

- L'homogénéité du mélange air- GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ de 5% de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples. Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques la combustion du GPL ne laisse aucun dépôts (calamine) et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les révisions peuvent être espacées tous les 30000 Km.
- La surconsommation du GPL est de l'ordre de 15 à 20% par rapport aux carburants traditionnels.
- Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL avec réservoir intégré.
- Pollution évitée.
- Les gaz d'échappements sont exempts de poussières, de plomb et de soufre.
- Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.
- Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes. [2].

I-10-Demande actuelle de gaz naturel :

Entre 1985 et 1995, la demande mondiale d'énergie a augmenté à un rythme moyen de 1,6 % par an [8].

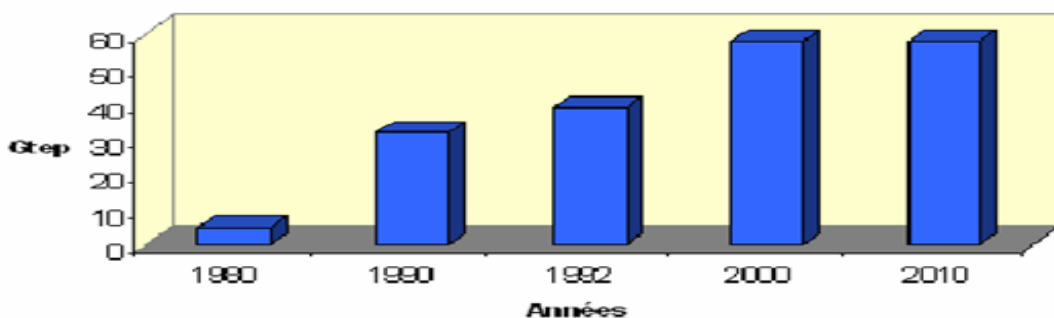


Figure I-1: Production du gaz naturel en Algérie

➤ La consommation nationale du GPL :

La consommation nationale du GPL a connu un rythme très élevé à partir de 1970, suite à la mise en place de nouvelles capacités d'enfûtage en 1980 par 29 centres des distributions portant la capacité de 1,2 millions de tonnes/an en une équipe, soit l'équivalent de 43 centres en futur implantés à travers l'ensemble du territoire national. La consommation est passée de 148.000 tonnes en 1970 et à 720.000 tonnes en 1975 pour atteindre 1,9 millions de tonnes en 2004.

➤ Exportation du GPL :

Accroissement substantiel des quantités à l'exportation en 2005; 8,5 millions de tonnes dont 6 millions de tonnes en propane. L'année 1997 illustre parfaitement le rôle de notre industrie sur le marché international. Les marchés méditerranéens et américains (U S A) restent les principaux marchés et représentent près de 75% des exportations [8].

I-11-Domains d'utilisation du GPL :

➤ Le GPL carburant :

Dés 1912, aux USA le GPL carburant alimentait les voitures, mais cette innovation est restée sans lendemain, car il n'était utilisé que comme carburant de substitution en cas de crises. Il fallut attendre les années 80 pour que la fiscalité devienne favorable dans certains pays et permet le développement des voitures équipées de la bicarburant.

Le GPL carburant a largement prouvé ses qualités à être un carburant alternatif avantageux tant au plan économique qu'au plan écologique. Actuellement de nombreux pays possédant une flotte de véhicules roulant au GPL carburant, ce sont principalement : Les Pays-Bas, le Japon, l'Italie, l'Allemagne, la Grande-Bretagne, la France, les USA.

L'indice d'octane élevé du GPL carburant permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur. Le niveau alarmant de pollution devrait au contraire favoriser l'utilisation des véhicules GPL carburant, car il produit moins de CO₂ et de CO, il ne contient pas de Plomb.

➤ Le GPL dans la pétrochimie :

La demande pétrochimique globale du GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 10 %. Il est utilisé dans ce domaine comme charge de vapocraqueur à fin d'obtenir des oléfines.

➤ Le GPL dans la production d'électricité :

Il est utilisé pour la génération d'électricité pourrait être important si les conditions de nature économique venaient à être favorables, les marchés ciblés à cet effet, et qui sont attractifs pour le GPL.

➤ Le GPL dans les ménages :

Le butane et le propane qui sont obtenu par la séparation du GPL ont une grande importance dans les ménages. Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage. Le propane représenté utilisé comme combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans les régions non reliées au gaz naturel.

➤ Le GPL dans la climatisation :

Il est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs (moyenne capacité) grâce à sa détente d'absorption de la chaleur et de créer le froid.

➤ Le GPL dans L'agriculture :

L'utilisation du GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture, et certain culture sous-serre, le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000 tonnes/an) pour le court terme, il est attendu une évolution plus significative à moyen et long terme particulièrement par l'introduction dans le domaine de l'élevage (éclairage, climatisation, chauffage....etc.) [1].

CHAPITRE II

Présentation de Raffinerie de SBAA

II-1-Introduction

Dans ce chapitre on fait la description de raffinerie de SBAA et particulièrement sur l'unité de production de GPL.

II-2-Présentation de la raffinerie de SBAA :

La raffinerie de SBAA est construite sur un site se trouvant à 02 Km a l'est de la commune de SBAA et a 44 Km au nord d'Adrar.

Le site de la raffinerie est divisé en 06 aires :

- Utilités
- Unités de production
- Parc de stockage
- Rampe de chargement des camions
- Laboratoire,
- Caserne sécurité
- Administration
- Base de vie.

L'alimentation en pétrole brut se fait a partir des gisements du bassin de Touat a travers une pipe de 08 pouces.

La raffinerie renferme trois unités de production :

- une unité de distillation atmosphérique et de production des GPL
- une unité de reforming catalytique
- une unité de craquage catalytique.

La capacité annuelle de traitement de la raffinerie de SBAA est de 600 000 Tonnes environ de pétrole brut pendant une période de 330 jours en continu par jour de vingt quatre (24) heures (8000h).Le tableau suivant représente la capacité de la production annuelle de la raffinerie.

Tableau II-1 : Présentation de capacité de raffinerie de Sbaa (ADRAR).

Quantités (Tonnes/An)	Produits
20 500	Propane
32 500	Butane
10 000	Essence super
208 300	Essence normale
238 400	Gasoil

La conception de l'installation est basée sur les principes :

La raffinerie fonctionne en continu à sa capacité de production annuelle,

- La valorisation de la totalité du résidu de l'unité de distillation atmosphérique en produit raffiné et particulièrement la maximisation du gasoil,
- Le fonctionnement de la raffinerie est complètement autonome. Toutes les utilités requises pour le fonctionnement des installations sont produites par la Raffinerie, à l'exception du gaz naturel qui provienne du champ de gaz de SONATRACH de SBAA,
- L'eau brute destinée au différents usage (eau réseau incendie, eau traitée pour refroidissement et production de la vapeur, eau potable provienne des trois forages situés à un (01) km d'environ coté nord-est de la raffinerie,
- Le traitement des eaux de refroidissement de l'installation se prépare par l'unité de traitement des eaux et s'exploite par l'unité de circulation de l'eau,
- Le traitement des eaux déminéraliser pour la production de vapeur se fait à l'unité du traitement des eaux et il sera pompé vers les chaudières via deux bacs de stockage d'une capacité de 200m³ pour chaque un,
- La production de vapeur pour satisfaire les trois turbines de production d'énergie électrique et vapeur stripping des unités combinées est assurée par trois chaudières deux en service et l'autre en stand by avec un appoint de l'unité RFCC.
- L'énergie électrique est produite par trois turbos génératrices deux en service et l'autre en stand by (3x 6000 kw)
- L'air comprimé (purifié et non purifié + le nitrogène) pour la production de l'air instrument est assurée par trois compresseurs (**560Kw**) deux en service et l'autre est en stand-by [3,5].

II-2-1-Propriété chimique de pétrole brut :

Les tableaux suivants donnent les principales propriétés chimiques de pétrole brut d'alimentation de la raffinerie

Tableau II-3 : Les métaux contenus dans le pétrole brut d'alimentation de la raffinerie.

Analyse	Unité	Résultat
API°		42.80
Densité (20C°)	g/cm ³	0.8078
Viscosité (20C°)	mm ² /s	11.77
Viscosité (40C°)	mm ² /s	7.44
Point de congélation	°C	-24
Carbone résiduel	w%	4.69
Soufre	µg/g	662
Nitrogène	µg/g	513
Eau	w%	Trace
Point flash	°C	<30
Acidité	mg KOH/g	<0.02
Salinité	mg NaCl/l	50
Colloïde	w%	8.5
Concentration en paraffine	w%	4.4

II-2-2- Unités de production:➤ Unité de distillation atmosphérique :

Cette unité est conçue pour traiter 600 000 tonnes de brut par an (sa capacité maximale est de 700 000 tonnes/an tandis que sa capacité minimale est de 420 000 tonnes/an).

Tableau II-4 : Principales spécifications du brut traité

Densité	0.834 g/l
teneur en NaCl	8 mg/l
teneur en soufre	0.14 %
acidité	0.04 mg KOH/g

Au vu de ces spécifications, le brut traité est classé comme étant un brut aromatique à faible teneur en soufre.

➤ Unité de reforming catalytique :

L'unité reforming catalytique est conçue pour traiter la charge naphta produite par l'unité distillation atmosphérique. Les produits de l'unité sont essentiellement du carburant sans plomb à haut indice d'octane : NO = 96 dénomme couramment : super sans plomb, des Gaz de Pétrole Liquéfié (L.P.G), du naphta léger (light naphta), naphta raffine (refinedoil), des gaz incondensables (combustible pour fours de l'unité) et de l'hydrogène (pour réactions du processus).

➤ Unité de craquage catalytique :

L'unité craquage catalytique est la 3^{ème} unité de production de la raffinerie. Elle traite le résidu atmosphérique, sa capacité est de : 300 000 tonnes par an, elle produit les essences, le gasoil léger, les G.P.L, le slurry et les gaz incondensables [3].

II-3- Processus de l'unité de production de GPL [3, 4,5] :

II-3-1- Préchauffage du brut :

Le brut est aspiré à partir du bac de stockage par la pompe de charge et refoulé à travers une batterie d'échangeurs constituant le train de préchauffe.

En premier lieu, le brut passe à travers 04 échangeurs situés sur 04 tronçons parallèles : E-201 101 /1.2 et E-201 102 /1.2 ou il est chauffé respectivement par les vapeurs de tête des colonnes de préflash et atmosphérique : C- 201 101 et C - 201102. Après échange thermique, le brut retrouve la ligne principale à la température de 91°C.

Le préchauffage du brut continue à travers les échangeurs : E 201-103 (brut-kerosene) , E- 201104 (brut gasoil : 1er soutirage (first side line) , E 201-105 (brut-1er reflux atmosphérique : first medium line) à la sortie de cet échangeur le brut a une température de 126 °C. A cette température, le brut subit l'opération de dessalement électrique dans trois dessaleurs places en série.

Après le dessalement, le préchauffage du brut continue à travers une autre série d'échangeurs : E 201 106 / 1.2 (brut-résidu) , E 201 107 (brut- gasoil : 1er soutirage (2nd sideine)) , E- 201 108 (brut-gasoil : 2e soutirage (2nd sideline)) ,E -201 109 / 1.2(brut-1er reflux atmosphérique (first medium line)) , E- 201 110 / 1.2 (brut- résidu) , E -201 111 / 1.2(brut-2e reflux atmosphérique (2nd medium line)) , E- 201 112 / 1.2 (brut-residu) , E- 201 113 (brut-gasoil : 2e soutirage (3rd sideline)) , a la sortie , le brut a une température de 242 °C . A cette température, le brut entre dans la colonne de préflash C 201 101 au niveau

du plateau 21, celui-ci étant partiellement vaporisé, les vapeurs migrent vers la tête de la colonne alors que la partie liquide tombe au fond.

Après transfert thermique avec les échangeurs E- 201 101 / 1.2, les vapeurs sont refroidies dans les aérorefrigerants : A-201 101/1.2 et les condenseurs : E- 201 124 /1.2.

Le mélange biphasique (liquide + gaz) est récupéré dans le ballon de reflux D- 201 102 où règne une pression de 0.25 Mpa et une température de 40 °C.

Le maintien de la pression dans le ballon est assuré grâce à la régulation de la vanne automatique de dégazage, celle-ci en cas de surpression évacue les gaz incondensables vers le ballon de séparation D- 201 104 d'où ils sont envoyés vers le four F -201 101.

Une partie du liquide de D -201 102 est refoulée par la pompe P- 201 102/ 1.2 vers la tête de la colonne C- 201 101 (reflux de tête), tandis que l'autre partie est refoulée par la P - 201 103/ 1.2 comme charge de la colonne stabilisatrice C- 201 202.

Le brut flashé du fond de la colonne C- 01 101 est aspiré par la P- 201 104/ 1.2 et est refoulé à travers les échangeurs (E- 201 123) (brut- 2^{ème} reflux atmosphérique (2nd medium line)) et E- 201 114 (brut-résidu).

II-3-2- Chauffage du brut :

Le chauffage du brut se fait au niveau du four atmosphérique F 201 101 : qui est un four cylindrique vertical. A la sortie de (E- 201 114), le brut a une température de 262 °C, il entre par deux passes au niveau de la zone de convection du four F- 201 101, puis traverse la zone de radiation où se fait l'essentiel du transfert thermique. A la sortie du four, le brut a une température de 360 °C.

II-3-3-Vapeur stripping :

La zone de convection du four F- 201 101 est utilisée pour produire de la vapeur stripping. En effet la vapeur basse pression est chauffée jusqu'à obtenir une vapeur surchauffée à une température de 400 °C et une pression de 0.3 Mpa. La vapeur stripping est injectée au fond de la colonne atmosphérique C 201 102 et au niveau du stripper C- 201 103.

II-3-4- Colonne atmosphérique [C- 201 102] :

Le brut entre dans la colonne atmosphérique par la zone de flash, au niveau du plateau 47. Les fractions légères migrent vers la zone de rectification tandis que le brut réduit tombe au niveau de la zone d'épuisement au fond de la colonne.

La pression de tête est de : 0.05 Mpa, tandis que la température de tête est de 130 °C. Les vapeurs de tête échangent de la chaleur avec les E- 201 102/ 1.2, leur température décroît à

100 °C , puis sont refroidies dans les aéroréfrigérants : A 201 102/1.2.3.4 et les condenseurs : E- 201 125/1.2 a' une Température de 40 °C .

Le mélange (liquide + gaz) partiellement condense est recueilli dans le ballon de reflux D- 201 103 .Le dégazage au niveau du D- 201 103 se fait vers le ballon de séparation D- 201 124 ou les Gaz sont envoyés vers le four atmosphérique F- 201 101 comme combustible.

La phase liquide du ballon aspirée par la P- 201 105 / 1.2 est refoulée dans deux directions différentes : une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux, l'autre partie est refoulée vers le bac de stockage et sera utilisée comme constituant principal de la charge de l'unité reforming catalytique.

II-3-5- Différents soutirages et reflux de la colonne atmosphérique [C- 201 102] :

➤ Le kérosène (1st sideline) : Coupe du kérosène : 165 °C – 240 °C .

Le kérosène est soutiré à partir du 12e et 14e plateau de la colonne C-201 102, puis, il est admis dans le stripper C- 201 103 (1er tronçon) au niveau du 1er plateau. Le rebouillage du fond se fait grâce à l'échange thermique avec le gasoil :2e soutirage (3rd sideline) au sein du rebouilleur : E-201 115, les vapeurs des fractions légères retournent vers la colonne : C- 201 102 au niveau du plateau 11.

➤ Refroidissement du kérosène :

Le kérosène rebouilli est aspire' par la P-201 106 / 1.2 a' une température de 202 °C et refoulé à travers : E-201 103 (échange thermique avec le brut), T sortie = 108°C, puis à travers le E 201 117 (condenseur a' eau),T sortie = 45°C .

➤ Traitement et coulage vers stock :

Le kérosène refroidi est reparti en deux : une partie alimente la ligne de gasoil : 2nd sideline (Comme ajout au gasoil), l'autre partie est envoyée vers la section traitement de l'unité. Celle-ci comprend :

1. La tour D-201 125 :

Cette tour à lit est traversée par le kérosène du fond au sommet, à la sortie la couleur du produit est améliorée.

2. Les deux tours D-201 108/1.2 :

A la sortie de la tour D -201 125, le kérosène est admis dans les deux tours : D- 201 108/1.2 . Une solution alcaline de 10 % ainsi que l'air instrument sont injectés dans les deux tours : D-201 108 / 1.2 . Apres réaction du kérosène avec la solution catalytique (solution alcaline) en présence d'air, les mercaptans sont éliminé et l'acidité est améliorée .

➤ Le ballon de décantation : D- 201 126 :

A la sortie de D-201 108 / 1.2 , le kérosène est admis dans le ballon de décantation D-201 126. Après décantation le kérosène est aspire par la pompe P 201 125 et refoule à travers les deux tours : D-201 109 / 1.2 a lit argileux, cela pour éliminer les traces de soude entraînés...etc.

➤ Les deux filtres SR : 201 101 / 1.2 :

Finalement, le kérosène est filtre a travers les deux filtres SR : 201 101 / 1.2 pour l'élimination des traces d'eau et d'autres impuretés encore présentes. Après cela, le kérosène est expédie vers le bac de stockage.

➤ Gasoil : 1er soutirage (2nd sideline) .Coupe : 240 °C - 300 °C

Ce gasoil est soutiré à partir du plateau 28 de la colonne atmosphérique : C - 201 202 puis est admis dans le stripper C- 201 103 (partie centrale), le fond est chauffé avec de la vapeur stripping tandis que les vapeurs des fractions légers retournent a la colonne atmosphérique au niveau du plateau 27.

➤ Refroidissement :

Le gasoil strippe´ est aspire´ par la P-201 107 a une température de 238 °C , refoule a´ travers E-201 107, E- 201 104 : (échange avec le brut), T sortie = 116°C puis à travers le condenseur à eau : E- 201 118 , T sortie : 60°C .

➤ Traitement chimique (élimination du soufre) .

Ce traitement se fait dans la tour : D-201 110 composée de deux ballons : un ballon inférieur et un ballon supérieur. Une solution alcaline de 04 % est injectée dans la ligne de gasoil à l'entrée du ballon inférieur.

Après lavage du gasoil par la soude, le mélange est introduit dans le ballon inférieur où il subit une séparation par l'action d'un champ électrique.

La solution de soude usée (réagit) est récupérée au fond du ballon tandis que le gasoil lavé quitte le ballon par le sommet. Le gasoil sortant subit un deuxième lavage à l'eau fraîche à l'entrée du ballon supérieur.

La séparation entre le gasoil raffiné et 'eau de lavage s'effectue dans le ballon supérieur sous l'action d'un champ électrique. L'eau brute est recueillie au fond du ballon tandis que le gasoil raffiné(à teneur en soufre répondant aux normes) sort par le sommet et est expédié directement vers le stockage .

➤ Gasoil 2e soutirage : (3rd sideline) .Coupe : 300 °C – 360 °C.

Ce gasoil est soutiré à partir du plateau 40 de la colonne atmosphérique puis est admis au niveau du stripper inférieur de C-201 103. Le fond est chauffé par de la vapeur stripping, les vapeurs des fractions légères retournent vers la colonne au niveau du plateau 38 .

➤ Refroidissement :

Le gasoil strippé est aspiré par la pompe P- 201 108 et refoulé à travers une batterie d'échangeurs : E- 201 113 (chauffage brut), E- 201 115(rebouillage kérosène), E-201 108 (chauffage brut), E 201 201 (chauffage de la charge de la colonne stabilisatrice C- 201 201), E- 201 206 pour le chauffage de la charge du dépropaniseur et E- 201 119 : condenseur à eau. A la sortie du condenseur E-201-119 , le gasoil acquiert une température de 60 °C .

➤ Traitement chimique :

Ce traitement se fait dans la tour D-201 111 : composée de deux ballons : un ballon inférieur et un ballon supérieur.

Le même principe de traitement que celui du 1er gasoil est appliqué, à la sortie du ballon supérieur le gasoil raffiné a une teneur en soufre répondant aux normes. Finalement, le gasoil est expédié vers le bac de stockage.

➤ Résidu : Coupe : > à 360°C.

Le résidu est soutiré à partir du fond de la colonne atmosphérique.

➤ Refroidissement :

Le résidu est aspiré par la pompe P – 201 111 / 1.2 et refoulé à travers une série d'échangeurs : E- 201 114, E-201 1112/1.2, E-201 110/1.2, E-201 106/1.2 pour le chauffage du brut. A la sortie de E-201 106, une partie du résidu alimente directement l'unité de craquage Catalytique (comme charge), tandis que l'autre partie passe à travers le condenseur à eau E-201 120 et expédiée vers le bac de stockage.

➤ Reflux :

En plus du reflux de tête, la stabilisation thermique de la colonne est assurée par deux autres reflux : le 1er reflux moyen atmosphérique (Atm 1-middle line oil) et le 2e reflux moyen atmosphérique (Atm 2-middle line oil) .

➤ 1^{er} Reflux atmosphérique moyen (Athm 1-middle line oil) :

Ce reflux est soutiré par la pompe P-201 109 / 1.2 à partir du 18e plateau, refroidi à travers les échangeurs E-201 109 et E-201 105 puis retourne à la colonne au niveau du plateau 16 à la température = 150°C.

➤ 2^{em} Reflux atmosphérique moyen(Atm 2-middle line oil) :

Ce reflux est soutire par la pompe P-201 110 à partir du plateau 32, refroidis à travers les échangeurs : E-201-123, E201 204 (rebouilleur du stabilisateur C : 201 201), E 201 111 / 1.2 puis retourne à la colonne atmosphérique au niveau du plateau 30 à la T°= 213°C.

II-3-6- Stabilisation :

La stabilisation de la charge de l'unité gaz plant (vapeurs de tête condensées du ballon de reflux de la colonne de préflash) est réalisée au niveau de la colonne stabilisatrice C- 201 Colonne stabilisatrice (C- 201 201) : La charge est aspirée par la pompe P-201 201 / 1.2 à partir du ballon de reflux D- 201 102 de la colonne de préflash et refoulée pour chauffage a travers les échangeurs E-201 201 (fluide chauffant :gasoil 2e soutirage) et E 201 202 (fluide chauffant : fond de la colonne C-201 201).

L'alimentation de la colonne : C-201 201 se fait au niveau du 25e plateau a une température de 126 °C .

Les vapeurs de tête de la colonne sont condensées au niveau du condenseur E-201 203 et recueillies dans le ballon de reflux D-201 201.

Les fractions condensées (L.P.G) sont aspirées par la P-201 201 et sont refoulées vers la tête de la colonne comme reflux et vers le circuit de refroidissement. Les incondensables sont évacués vers le réseau fuel gaz par l'intermédiaire de la vanne automatique de dégazage. La température et pression de tête de la colonne sont respectivement 84.2 °C et 1.03 Mpa tandis que la température du fond est de 215.4 °C.

Le rebouillage du fond de la C-201 201 se fait avec le 2e reflux atmosphérique moyen (Atm 2-middle line oil).

➤ Refroidissement du fond de la colonne :

Le refroidissement du fond se fait à travers E-201 202 (chaleur cédée sera utilisée pour le chauffage de la charge de la C-201 201) et le condenseur à eau E-201 205. Le fond refroidi sera l'un des constituants de la charge de l'unité reforming.

II-3-7- Traitement chimique des L.P.G :

Si la teneur en soufre des L.P.G est élevée, un raffinage est réalisé soit dans la section raffinage chimique de l'unité craquage catalytique si elle est en marche ou dans celle de l'unité distillation atmosphérique.

➤ Traitement dans la section de l'unité distillation :

Une injection d'une solution alcaline de 10 % est réalisée par la pompe P-201 117 dans la ligne des L.P.G, après lavage la séparation entre la soude usée et les L.P.G raffinés se fait

au niveau du ballon D-201 106. Un 2e lavage à l'eau fraîche des L.P.G est réalise par la P-201 116 afin éliminer tout reste de soude, la séparation se fait au niveau du ballon : D-201 107.

A la sortie du D-201 107, les L.P.G raffinés ont une teneur en soufre répondant aux normes.

II-4-UNITE GAZ PLANT (Fractional section) :

➤ Depropaniseur (C-201 202) :

En plus des L.P.G de l'unité distillation atmosphérique, les L.P.G des unités reforming Catalytique et craquage catalytique sont recueillis dans le ballon accumulateur D-201 202.

La charge du dépropaniseur est aspirée par la P-201 202/1.2 et refoulée à travers l'échangeur E-201 206 (échange thermique avec le gasoil 2e soutirage). L'alimentation de la colonne se fait au niveau du 27 plateau a une température de 70.6 °C.

Les vapeurs de tête sont refroidies par le condenseur E-201 207 et recueillies dans le ballon de reflux D-201 203. La phase liquide du ballon D-201 203 est aspirée par la P-201 203 / 1.2, une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux, l'autre partie sert de charge d'alimentation du dééthaniseur .La pression et la température de tête sont respectivement : 1.58 Mpa et 43.2 °C

Le rebouillage du fond de la colonne se fait avec de la vapeur à 1.0 Mpa et 250 °C au niveau du E- 201 208, la température du fond est de 97.7 °C.

➤ Fond de la colonne :

Le fond du dépropaniseur constitue par la coupe du butane, alimentera le dépentaniseur et servira de charge pour cette colonne.

➤ Deethaniseur (C-201 203) :

La charge du deethaniseur est constituée de la phase liquide du ballon de reflux du dépropaniseur. L'alimentation de la colonne se fait par la P-201 205/1.2 au niveau du plateau 19 à une température de 40 °C.

Les vapeurs de tête constituées essentiellement d'éthane sont refroidies par le condenseur E-201 110, le mélange bi phasique est recueilli dans le ballon de reflux D-201 204. Le dégazage des incondensables se fait vers le réseau fuel gaz, la phase liquide est refoulée par la P-201 205/1.2 vers la tête du deethaniseur comme reflux.

Les pressions et températures de tête sont respectivement : 2.73 Mpa et 49.1 °C. Le rebouillage du fond de la colonne se fait au niveau de E- 201 211 par une eau chaude(T=115 °C, P=0.35 Mpa) venant de l'unité craquage catalytique. La température du fond est estimée à 69 °C.

➤ Refroidissement du fond :

Le fond de la colonne constitue de propane commercial sera refroidi a travers le condenseur E-201 112 (T° de sortie : 40 °C) et sera expédie vers les sphères pour stockage.

➤ Depentaniseur (C-201 204) :

La charge de cette colonne est constituée du fond du dépropaniseur, l' alimentation se fait au niveau du 19e plateau à une température de 44.1 °C.

Lors de la séparation à l'intérieur de la colonne, les vapeurs de tête sont refroidies dans le condenseur E-201 213, les produits (liquide + gaz) sont accumulés dans le ballon de reflux D-201 205.

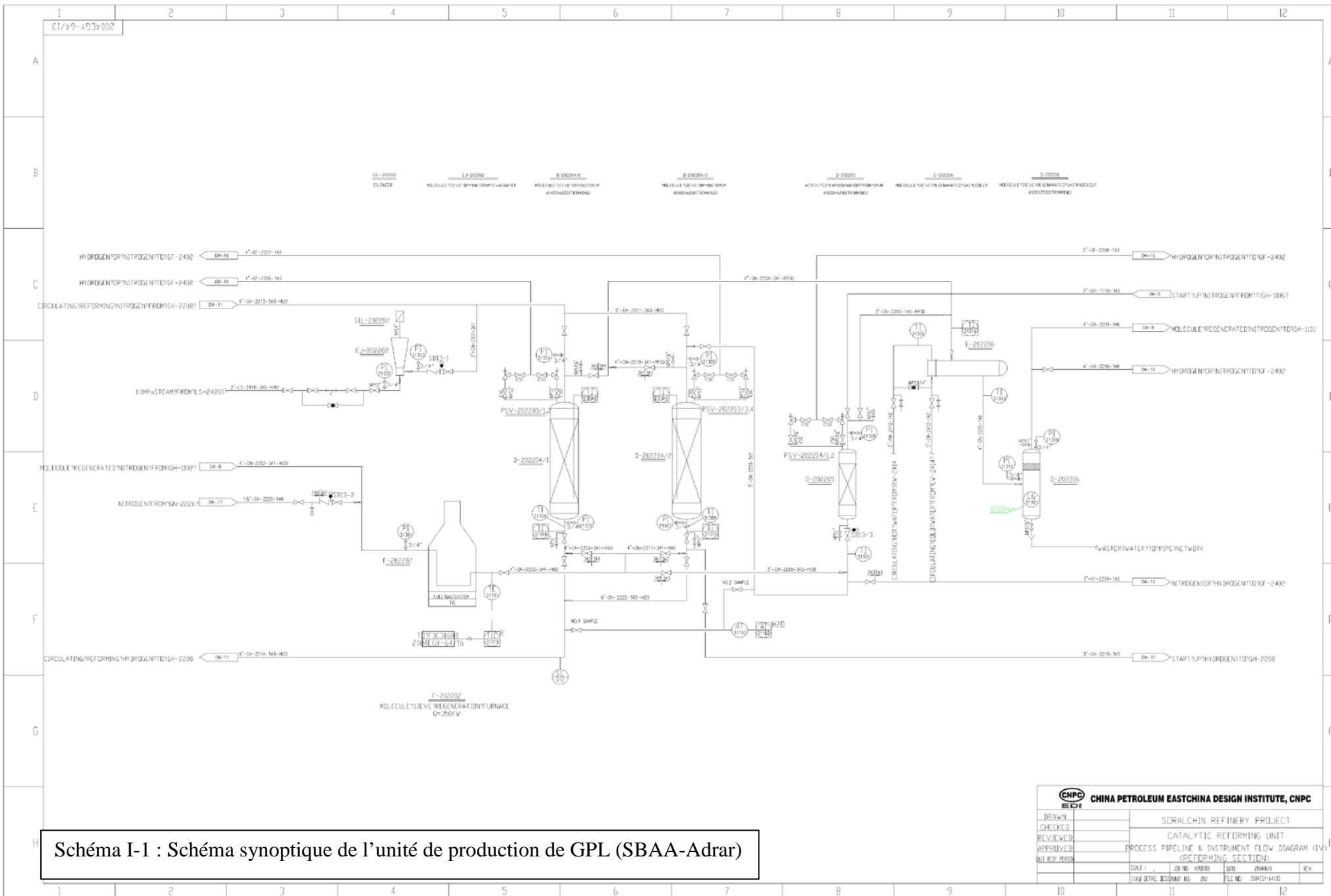
Les gaz incondensables sont évacués vers le réseau fuel gaz, la phase liquide aspirée par la P-201 206 / 1.2 est constituée de butane commercial dont une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux. Les pressions et températures de tête sont respectivement de : 0.37 Mpa et 41.6 °C. Le rebouillage du fond est réalise au niveau de E-201 114 par de la vapeur, la température dans cette zone de la colonne est de : 83.3 °C.

➤ Refroidissement du fond de la colonne :

Le fond aspire par la P-201 207 / 1.2 est refroidi dans le condenseur E-201-115 et expédie vers stock comme : naphta léger (light naphta) qui sera un des constituants de la charge de l'unité reforming.

➤ L.P.G : non conformes :

Les L.P.G non conformes peuvent être : des L.P.G non traités de l'unité : F.C.C ou des L.P.G de démarrage de l'unité : distillation, ils sont stockés dans une sphère de 400 m³, la : T-30508. Ce produit est coulé vers la section refining de l'unité : F.C.C pour un retraitement. Le butane et le propane non conformes sont coulés à travers une ligne commune vers les sphères : T-30506 et 30507 et constitueront ainsi la charge de la section : gaz plant de l'unité distillation.



CNPC CHINA PETROLEUM EASTCHINA DESIGN INSTITUTE, CNPC	
DRAWN	SRALCHIN REFINERY PROJECT
CHECKED	CATALYTIC REFORMING UNIT
REVIEWED	PROCESS PIPELINE & INSTRUMENT FLOW DIAGRAM (IV)
APPROVED	REFORMING SECTION
DATE	SCALE: . JOB NO: 80000 DATE: 200803
DESIGNER	STATUS: APPROVED NO: 002 FILE NO: 200701-64-D

Schéma I-1 : Schéma synoptique de l'unité de production de GPL (SBA-Adrar)

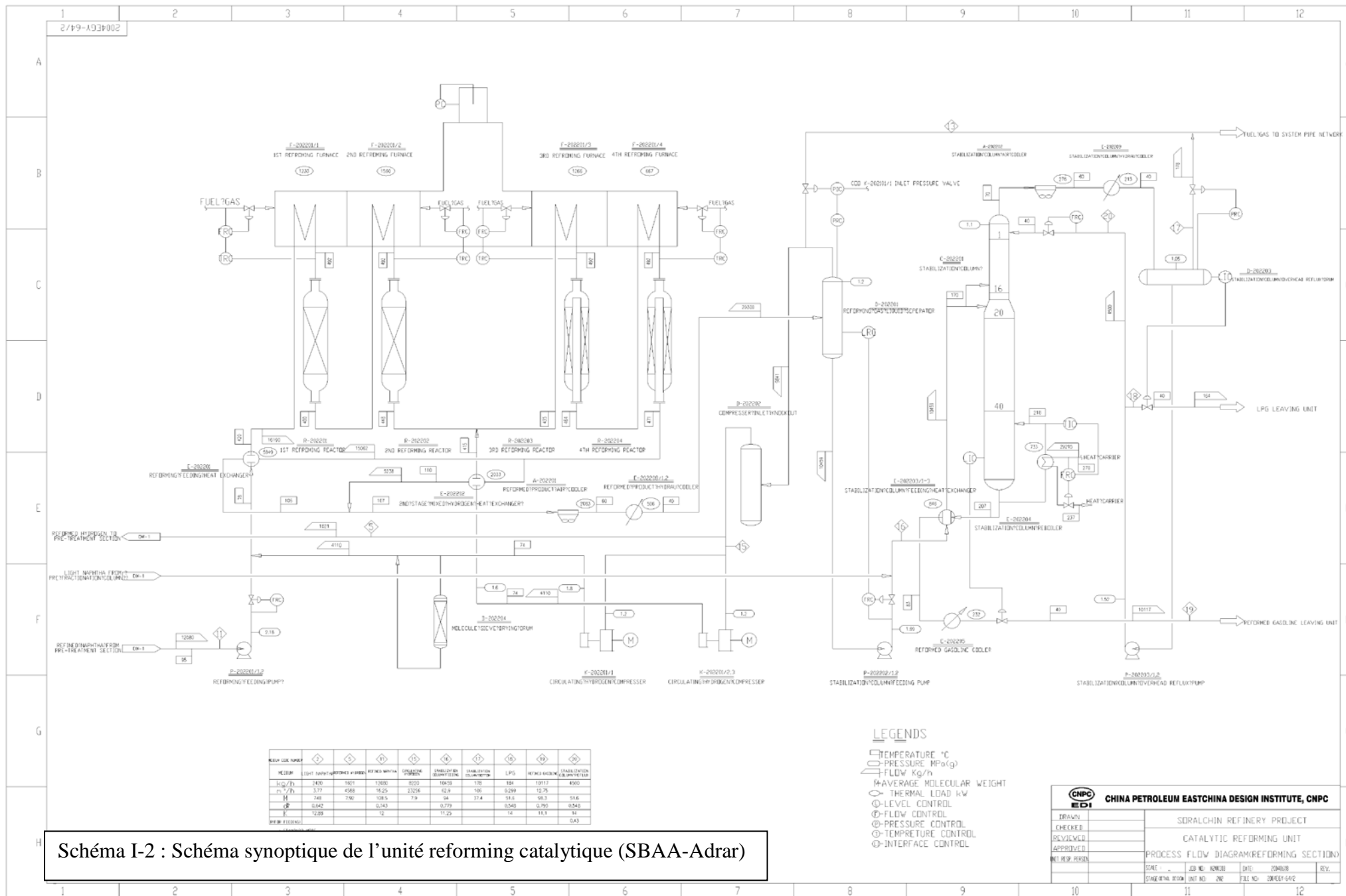


Schéma I-2 : Schéma synoptique de l'unité reforming catalytique (SBA-Adrar)

CHAPITRE III

Calcul de Batterie D'Aerorefrigerants

III-1-Introduction:

Les aéroréfrigérants utilisent comme fluide réfrigérant l'air froid ambiant, l'air est aspiré par des ventilateurs et traverse le faisceau de tubes généralement constitué d'ailettes.

A l'intérieur du tube circule le fluide chaud en réfrigération ou en condensation, le débit de fluide est répartie en une ou plusieurs passes grâce à des boites de distribution, les faisceaux de tubes peuvent être horizontaux, verticaux ou inclinés, les circulations de l'air et du fluide processus coté tubes s'effectuent à courant croisé.

Les aéroréfrigérants sont constitués de faisceaux tubulaires, de systèmes de ventilation d'air, de chambres de distribution d'air entre ventilateurs et faisceaux et de structures.

Les aéroréfrigérants sont des appareils de construction simple et peuvent fonctionner pendant de longues périodes sans incidents. La source principale de pannes est le moto-ventilateur parce qu'il constitue un système en mouvement. Ce sont les paliers, les courroies, les enroulements et boîtes à vitesses qui représentent les pannes les plus fréquentes.

Ils sont constitués des éléments principaux suivants:

1. faisceau tubulaire.
2. manifold ou système de distribution du fluide chaud.
3. des ventilateurs.
4. boite de distribution de l'air.
5. système de régulation.
6. structure métallique de soutien .

Ils sont classés selon :

- La position du faisceau : le faisceau peut être horizontal, vertical, incliné ou presque incliné.
- Le type de ventilation : On peut avoir soit une ventilation naturelle, soit une ventilation forcée [8].



Figure- III-1: aéroréfrigérants installés dans une station de compression de gaz

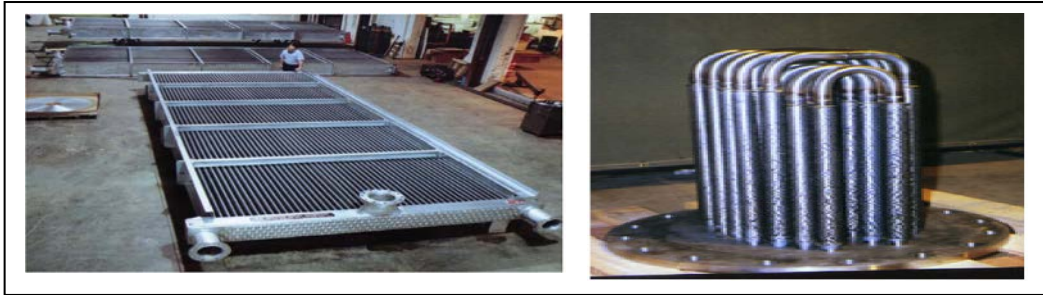


Figure- III-2: faisceau tubulaire.



Figure- III-4: manifold type bouchons est utilisé pour des pressions jusqu'à 350 bars.

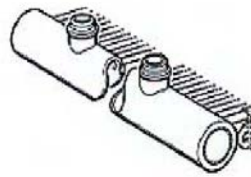
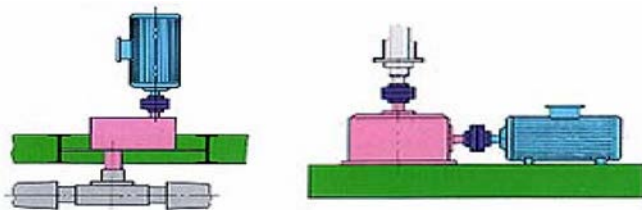
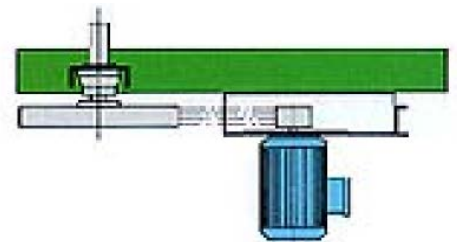


Figure- III-3: manifold type cylindriques sont utilisés pour les pressions de plus de 200 bars



Montage avec boîte à vitesse à axe excentré et avec axes perpendiculaires



Montage avec courroies

Figure- III-5 : Système de ventilation

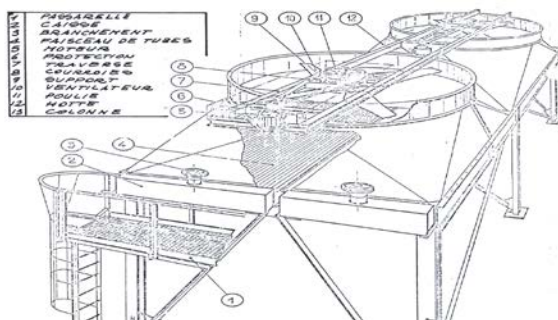


Figure- III-6 : Aéroréfrigérant à Tirage naturel

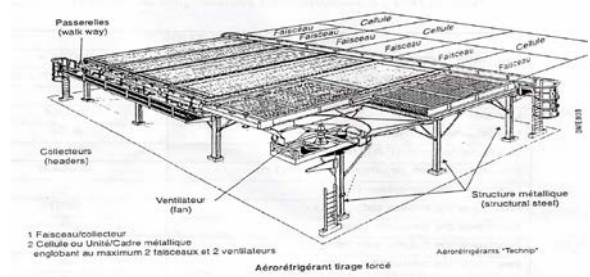


Figure- III-7 : Aéroréfrigérant à Tirage

III-2-Calcul de la batterie d'aéroréfrigérants [6,7] :**III-2-1-Données de départ :****Tableau III-1** : Données de départ du GPL de l'aéroréfrigérants (A-201 101/1.2)

77	▪ Température entrée $-T_e$ - [°c]
64.3	▪ Température sortie $-T_s$ - [°c]
65	▪ Température de condensation $-T_{c^2}$ - [°c]
468	▪ Masse volumique liquide - ρ - [kg/m ³]
0.77	▪ Chaleur spécifique liquide - C_p - [kcal/kg,°c]
0.55	▪ Chaleur spécifique vapeur - C_p - [kcal/kg,°c]
0.111	▪ Conductivité thermique liquide - λ - [kcal/h.m.°c]
0.021	▪ Conductivité thermique vapeur - λ - [kcal/h.m.°c]
$1,00.10^{-04}$	▪ Viscosité dynamique liquide - μ - [kg / m.s]
$1,03.10^{-05}$	▪ Viscosité dynamique vapeur - μ - [kg / m.s]
0,0001	▪ Résistance d'encrassement - R_m - [h.m ² .°c/kcal]
0,533	▪ Densité relative - d_{15}^{15} - [kg/m ³]
$1,03.10^5$	▪ Débit massique - M - [kg/h]

Tableau III-2 : Données de départ du l'air

45	▪ Température entrée - t_e - [°c]
1,203	▪ La masse volumique de l'air à $t = 20^\circ$ - ρ -[kg/m ³]
0,2406	▪ Chaleur spécifique - C_p - [kcal/kg,°c]
0,0261	▪ Conductivité thermique - λ - [kcal/h.m.°c]
$2,10.10^{-05}$	▪ Viscosité dynamique - μ - [kg / m.s]
$1,51.10^{-04}$	▪ Résistance d'encrassement - R_a - [h.m ² .°c/kcal]
61,25	▪ Chaleur latente de condensation du GPL, kcal/kg
0.76	▪ Facteur de compressibilité de GPL a 77[°c]
1	Taux de vaporisation à l'entrée
0	▪Taux de vaporisation à la sortie, X_s
1	▪ F_a : Facteur de d'altitude pour la densité de l'air
1.109	▪Densité de l'air dans les conditions du ventilation, kg/m ³
6.5	▪Vitesse massique maximale de l'air, kg/m ² h
3.96	▪ d_v : Diamètre du ventilateur (m)
90.8	▪ Q_a : Volume d'air réel par ventilateur, m ³ /h

Tableau III-3 : Données de départ du l'aéroréfrigérants (A-201 101/1.2)

0.0254	▪ Diamètre extérieur des tubes (d_0), m
0.0223	▪ Diamètre intérieur des tubes (d_i), m
10	▪ Longueur des tubes (L), m
6.01	▪ Largeur de la cellule (l_C), m
0.065	▪ Pas des tubes (triangulaires), (S_1), m
4	▪ Nombre de rangées (N_R)
1468	▪ Nombre de tubes total (N_T)
4	▪ Nombre de passes (N_P)
20	▪ Nombre de tubes par rangée
3	▪ Nombre de cellules
6	▪ Nombre de faisceaux
6	▪ Nombre de ventilateurs
172	▪ Nombre de tubes par faisceaux
$57,1510^{-3}$	▪ Diamètre extérieur d'ailettes (D_f), m
$4,00 \cdot 10^{-04}$	▪ Epaisseur d'ailettes (t), m
$1,59 \cdot 10^{+01}$	▪ Hauteur d'ailettes (l), m
433	▪ Nombre d'ailettes par mètre
23,19	▪ Rapport, A_t / A_0
10^{-4}	▪ Espacemen entre les ailettes (m)

➤ **Les outils de calcule:**

J'ai fait les calcules a l'aide de l'Excel et par le logiciel "**SELLAMD**" qui j'ai développe par **Visual Basic 6**. Pour mieux de comprend ou bien pour obtenir le logiciel et la fiche de calcule de l'Excel consulte moi sur mon email: dalileyou@gmail.com.

III-2-2- Calcul de la surface d'échange installée :

➤ Surface d'échange total exprimé par rapport au diamètre extérieur :

$$A_0 = \pi * d_0 * L * N_T \dots \dots \dots (III-2-1) \quad \text{Donc: } A_0 = 1170.81 \text{ m}^2$$

➤ Surface faciale installée :

$$F_A = 0,9 * (A_0 / N_R) \dots \dots \dots (III-2-2) \quad \text{Donc: } F_A = 263.43 \text{ m}^2$$

III-2-3-Calcul du coefficient de transfert coté air (h_a) :

➤ Hypothèse sur la vitesse de l'air (Vf) :

Les vitesses de l'air recommandées en fonction du nombre de rangées sont données dans le tableau suivant :

Tableau III-4 : La vitesse de l'air en fonction de nombre de rangée

Nombre de rangées, N _R	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Vitesse faciale Vf, m/s	3.20	3.02	2.87	2.75	2.58	2.48	2.36	2.26	2.16

La batterie d'aéroréfrigérants (A-201 101/1.2) comporte 4 rangées de tubes (N_R=4)

Donc la vitesse faciale recommandée : Vf=3.02m/s

➤ Quantité de chaleur échangée (Q) :

$Q_{GPL} = M*(HT_1-HT_2)$ (coté GPL)...(III-2-3) et $Q_a = m_a*(t_2 -t_1)*C_a$ (coté air)..(III-2-4)
--

Q : Quantité de chaleur échangée, kcal/h

M : Débit de GPL, kg/h

m_a : Débit massique d'air, kg/h

HT₁ : Enthalpie du GPL vapeur à T1

t₁ , t₂ : Températures d'entrée et de sortie de l'air

HT₂ : Enthalpie du GPL liquide à T2,

T₁, T₂ :Températures d'entrée et de sortie du GPL

C_a : Chaleur spécifique de l'air,

➤ Calcul des enthalpies :

Les enthalpies des fractions pétrolières sont déterminées en fonction de la température et la masse volumique de ces produits soit en utilisant l'abaque général d'enthalpie des fractions pétrolières, soit en utilisant les formules suivantes :

1. Pour l'enthalpie liquide :

$$H_T^L = \frac{1}{\sqrt{d_{15}^{15}}} (0.403T + 0.000405T^2), \dots \dots (III- 2 - 5) \Rightarrow H_{64.3}^L = 57.20 Kcal / kg$$

2. Pour l'enthalpie vapeur, on utilise la formule de Voinov :

$$H_T^V = (50,2 + 0.109T + 0.00014T^2).(4 - d_{15}^{15}) - 73,8 \dots\dots(III-2-6)$$

$$H_{77}^V = 132.21Kcal / kg$$

D'après la formule (III-2-3) on trouve : $Q = 7.69E+6 \text{ kcal/h}$

➤ Température de l'air à la sortie (t₂) :

$$Q = Vf * C_a * \rho_{45}^a * FA * (t_2 - t_1) \dots\dots(III-2-7) \text{ d'où : } t_2 = \frac{Q}{Vf * C_a * \rho_{45}^a * FA} + t_1 \dots\dots(III-2-8)$$

FA : Surface faciale, m²

Vf : Vitesse faciale de l'air, m/s

Donc : $t_2 = 54,27^\circ\text{C}$

➤ Débit massique d'air de réfrigération (m_a) :

$$m_a = \frac{Q}{(t_2 - t_1) * C_a} \dots\dots(III-2-9) \Rightarrow m_a = 3445458.39 \text{ kg/h}$$

Le coefficient de film côté air " h_a " au condition de service donné par la formule de E .BRIGGS et E .YOUNG :

$$h_a = 0,134 \cdot \left(\frac{d_0 \cdot G_a}{\mu_a} \right)^{0,681} \cdot (Pr_a)^{1/3} \cdot (e/l)^{0,2} \cdot (e/t)^{0,1134} \cdot (\lambda_a/d_0) \cdot (A_T/A_0) \dots\dots(III-2-10)$$

A_T : Surface totale des tubes compris les ailettes, m² e : Espacement entre ailettes, m

A₀ : Surface totale des tubes nus, m² l : Hauteur de l'ailette, m

G_a : vitesse massique de l'air a travers les tubes ailettes t : Epaisseur de l'ailette, m

➤ Nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{d_0 * G_a}{\mu_a} \dots\dots(III-2-11)$$

▪ Vitesse massique :

$$G_a = \frac{m_a}{FA * 3600} * \frac{V_m}{Vf} \dots\dots(III - 2 - 12) \quad \text{On suppose } \frac{V_m}{Vf} = 2 \dots\dots(III - 2 - 13)$$

Donc: $G_a = 7.26 \text{ kg / s m}^2$ et $Re = 8788.54$

➤ Nombre de Prandlt "Pr"

$$Pr = \frac{C_a * \mu_a}{\lambda_a} \dots\dots\dots(III - 2 - 14)$$

λ_a : Conductivité thermique de l'air, μ_a : Viscosité dynamique de l'air, kg/ms

Donc : $Pr = 0.69$

L'application de la formule (III-2-10) donne : $h_a = 7.16E+6 \text{ kcal / hm}^2\text{°C}$

III-2-4- Calcul du coefficient de transfert de chaleur coté tubes (GPL) : (hi)

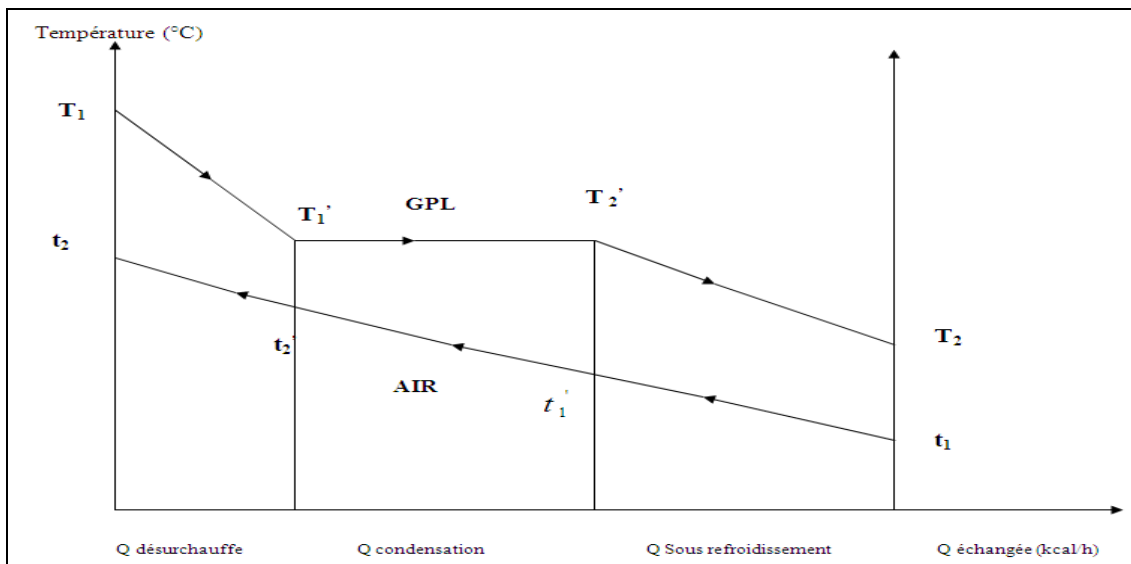


Figure- III-8:Etapes de condensation du GPL dans l'aéroréfrigérants (A-201 101/1.2).

La condensation du GPL dans la batterie d'aéroréfrigérants (A-201 101/ 1.2) se déroule en trois étapes (désurchauffe, condensation et sous refroidissement).

Pour chaque zone, on calcul les paramètres suivants :

1. la chaleur échangée.
2. la température de l'air.
3. le coefficient de transfert de chaleur du GPL.
4. la différence de température logarithmique moyenne.

5. la surface d'échange.

Enfin La surface d'échange totale calculée sera la somme des trois surfaces.

III-2-4-1-Zone de désurchauffe :

Refroidissement des vapeurs de GPL de la température T_1 à T_1' .

➤ Chaleur échangée (Q_1) :

$$Q_1 = M * (H_{T_1} - H_{T_1'}) \dots \dots \dots (III - 2 - 15)$$

H_{T_1} : Enthalpie du GPL vapeur à T_1 et $H_{T_1'}$: Enthalpie du GPL vapeur à T_1'

A.N: $H_{65}^V = (50,2 + 0.109.65 + 0.00014(65)^2)(4 - 0,533) - 73,8 \Rightarrow H_{65}^V = 126.85 Kcal / kg$

A.N: $Q_1 = 102508 * (132.21 - 126.85) \Rightarrow Q_1 = 5.,5.10^5 Kcal / kg$

➤ Température de l'air (t_2') :

$$Q_1 = m_a * C_a * (t_2 - t_2') \dots \dots \dots (III-2-16) \quad \text{D'ou} \quad t_2' = t_2 - \frac{Q_1}{m_a * C_a} \Rightarrow t_2' = 53.61^\circ C$$

➤ Différence de température logarithmique moyenne (ΔTLM_1) :

• $\Delta TLM = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{2,3 \log(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1})} \quad \text{si} \quad \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}} > 1.8 \dots \dots \dots (III - 2 - 17)$

• $\Delta TLM = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{2} \quad \text{si} \quad \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}} \leq 1.8 \dots \dots \dots (III - 2 - 18)$

$\Delta T_1 = T_1' - t_2' = 11.38 [^\circ C]$: Différence de température à la sortie, C°

$\Delta T_2 = T_1 - t_2 = 22.72$: Différence de température à l'entrée, C°

On a que: $\frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}} = \frac{22,72}{11,38} > 1,8$ donc on applique le loi (III-2-17) $\Delta TLM_1 = 16,42^\circ C$

➤ coefficient de transfert de chaleur du propane vapeur (h_{i1}) :

$$Nu = 0,023 * Re^{0,8} * P_r^n \dots (III - 2 - 19) \quad \text{et} \quad h_{i1} = \frac{Nu * \lambda_v}{d_i} \dots (III - 2 - 20)$$

n=0.4 lorsqu'on refroidit le tube et n=0.3 lorsqu'on réchauffe le tube

Dans notre cas on prend n=0.4

➤ Calcul de nombre de Reynolds : Régime d'écoulement

- Le régime d'écoulement est donné l'équation suivante :

$$Re = \frac{G_t * d_i}{\mu_v} = \frac{M * d_i}{a_t * \mu_v} \dots(III - 2 - 21)$$

M : Débit massique de GPL.

a_t : Section de passage de GPL dans les tubes.

μ_v : Viscosité du GPL a l'état vapeur.

G_t : vitesse massique de GPL dans les tubes de l'aéroréfrigérants.

$$a_t = \frac{\pi * d_i^2 * N_T}{4 * N_P} \dots\dots\dots(III - 2 - 22)$$

N_P : Nombre de passe. Et N_T: Nombre des tubes.

L'application de la formule (III-2-22) donne : a_t = 0,143m²

➤ La vitesse massique : G_t = $\frac{M}{a_t}$ (III-2-23) donc : G_t = 1,99.10² Kg / s.m²

L'application de la formule (III-2-21) donne : Re = 2,11 . 10⁵ > 10⁴

Donc : le régime d'écoulement de la charge est un régime turbulent.

➤ Calcul le Nombre de Prandlt "Pr" :

$$Pr = \frac{C_p * \mu_v}{\lambda_v} \dots\dots(III - 2 - 24) \text{ alors : } Pr = 0,96$$

L'application de la formule (III-2-20) donne : Nu = 4,13.10² et h_{il} = 388.65kcal / h.m².°C .

➤ Calcul du coefficient de transfert " U₁ " :

Le coefficient de transfert " U₁ " déterminé d'après la formule suivante :

$$\frac{1}{U_1} = \frac{1}{h_a} + \frac{1}{hi_1} \cdot (d_0 / d_i) + R_a + R_m \cdot (d_0 / d_i) \quad \text{hm}^2\text{C} / \text{kcal} \dots \dots \dots \text{(III-2-25)}$$

h_a : Coefficient de transfert de chaleur de l'air, [kcal / hm²°C].

hi_1 : Coefficient de transfert de chaleur du GPL vapeur, [kcal / hm²°C] .

R_m : Résistance d'encrassement coté tubes, [m²h° C/Kcal].

R_a : Résistance d'encrassement coté ailettes, [m²h° C/Kcal].

L'application de la formule (III-2-25) donne : $U_1 = 239,22 \text{ kcal} / \text{hm}^2\text{C}$

➤ Surface d'échange calculé (A_1) :

$$A_1 = \frac{Q_1}{U_1 * \Delta TLM_1} \dots \dots \dots \text{(III-2-26)} \Rightarrow A_1 = 139,86 \text{m}^2$$

III-2-4-2-Zone de condensation :

Condensation des vapeurs de GPL saturées à température constante.

➤ Chaleur échangée (Q_2) :

$$Q_2 = M * \Lambda \dots \dots \dots \text{(III.2.27)}$$

Λ : Chaleur latente de condensation du GPL, kcal/kg

D'après les calculs on trouve que: $Q_2 = 6,28.10^6 \text{Kcal} / \text{h}$

➤ Température de l'air (t_1) :

$$t'_1 = t'_2 - \frac{Q_2}{m_a * C_a} \dots \dots \dots \text{(III.2.28)}$$

t'_1 : Température de l'air à l'entrée de la zone de condensation, °C

t'_2 : Température de l'air à la sortie de la zone de condensation, °C

Donc $t'_1 = 50^\circ\text{C}$

➤ Différence de température logarithmique moyenne (ΔTLM_2) :

$\Delta T_1 = T'_1 - t'_2 = 11,38$: Différence de température à l'entrée, °C

$\Delta T_2 = T'_2 - t'_1 = 15$: Différence de température à la sortie, °C

On a que: $\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} = \frac{15}{11,38} > 1,8$ Donc: $\Delta TLM_2 = 13.20^\circ\text{C}$

➤ Coefficient de transfert de chaleur du GPL en écoulement diphasique (h_i) :

Pour le cas du GPL en écoulement diphasique à l'intérieur d'un tube horizontal, les relations donnant le coefficient de transfert de chaleur en régimes laminaire et turbulent sont les suivantes :

▪ Régime laminaire :

Pour : $\frac{4 * \Gamma'}{\mu_l} < 4000 \dots (\text{III.2.29})$ $h_i = 1,47 * \left(\frac{4 * \Gamma'}{\mu_l}\right)^{-1/3} * \left(\frac{\lambda^3 * \rho_l^2 * g}{\mu_l^2}\right)^{1/3} \dots (\text{III.2.30})$

▪ Régime turbulent :

Pour $\frac{4 * \Gamma'}{\mu_l} > 40000 \dots (\text{III.2.31})$ $h_i = 0.0077 * \left(\frac{4 * \Gamma'}{\mu_l}\right)^{0.4} * \left(\frac{\lambda^3 * \rho_l^2 * g}{\mu_l^2}\right)^{1/3} \dots (\text{III.2.32})$

Pour un faisceau de tubes horizontaux, on prend :

$$\Gamma' = \frac{M}{0.5 * N_T * L} \dots \dots \dots (\text{III.2.33})$$

M : Masse du GPL condensé, Kg μ_l : Viscosité du GPL liquide, Kg/ms

N_T : Nombre de tubes total ρ_l : Masse volumique du GPL liquide, Kg/m³

L : Longueur du tube, m g : Accélération de la pesanteur, m/s²

λ_l : Conductivité thermique du GPL liquide, Kcal/mh°C

Donc : $\Gamma' = 13.96 \text{ Kg} / \text{m.h}$. D'autre partie : $\frac{4 * \Gamma'}{\mu_l} = 5,59.10^5 > 4000$

Donc: Le régime d'écoulement de la charge est un régime turbulent

Alors par l'application de la relation (III-2-32) on trouve que: $hi_2=10187,06 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$

➤ Calcul du coefficient de transfert " U₂ " :

Le coefficient de transfert " U₂ " déterminé d'après la formule suivante :

$$\frac{1}{U_2} = \frac{1}{h_a} + \frac{1}{hi_2} \cdot (d_0 / d_i) + R_a + R_m \cdot (d_0 / d_i) \dots \text{(III.2.34)} \Rightarrow U_2 = 734,56 \text{ m}^2$$

➤ Surface d'échange calculée (A₂) :

$$A_2 = \frac{Q_2}{U_2 \cdot \Delta TLM_2} \dots \text{(III.2.35)} \Rightarrow A_2 = 647,44 \text{ m}^2$$

III-2-4-3-Zone de sous-refroidissement:

Refroidissement du GPL liquide de la température T'₂ à T₂.

➤ Chaleur échangée (Q₃) :

$$Q_3 = M \cdot (H_{T'_2} - H_{T_2}) \dots \text{(III.2.36)}$$

HT₂ : Enthalpie du GPL liquide à T₂ et HT'₂ : Enthalpie du GPL liquide à T'₂

Donc : $H_{65}^L = 58.72 \text{ Kcal/h}$ et $Q_3 = 155169,76 \text{ Kcal/h}$

Différence de température logarithmique moyenne (ΔTLM₃) :

ΔT₁ = T₂ - t₁ = 15 [°C] : Différence de température à l'entrée, °C

ΔT₂ = T'₂ - t'₁ = 19,3 [°C] : Différence de température à la sortie, °C

On a que: $\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} = \frac{19,3}{15} > 1,8$ on trouve que: $\Delta TLM_3 = 10,29 \text{ °C}$

➤ Coefficient de transfert de chaleur du GPL liquide (hi₃) :

Dans le cas du GPL liquide et pour un régime turbulent, l'utilisation de l'équation de « Sieder et Tâte » nous permet de calculer le coefficient de transfert de chaleur dans les tubes.

$$hi_3 = \frac{Nu * \lambda_l}{d_i} \dots \text{(III.2.37)} \quad \text{et} \quad Nu = 0.027 * (Re)^{0.8} * (Pr)^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14} \dots \text{(III.1.38)}$$

En considérant : $\frac{\mu}{\mu_t} = 1$, l'équation (III.2.38) devient

$$Nu = 0.027 * (Re)^{0.8} * (Pr)^{1/3} \dots \text{(III.2.39)}$$

➤ Nombre de Reynolds : Régime d'écoulement

$$Re = \frac{G_t * d_i}{\mu_l} \dots \text{(III.2.40)} \quad \Rightarrow \quad Re = 1,62.10^3$$

➤ Nombre de Prandtl "Pr" :

$$Pr = \frac{C_{pl} * \mu_l}{\lambda_l} \dots \text{(III.2.41)} \Rightarrow Pr = 2,49$$

L'application de la formule (IX-1-37) donne :

$$Nu = 0.027 * (1,62.10^3)^{0.8} * (2,49)^{1/3} \Rightarrow Nu = 13,53 \quad \text{donc:} \quad hi_3 = 67,38 \text{kcal} / \text{h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

➤ Calcul du coefficient de transfert " U₃ " :

Le coefficient de transfert " U₃ " déterminé d'après la formule suivante :

$$\frac{1}{U_3} = \frac{1}{h_a} + \frac{1}{hi_3} \cdot (d_0 / d_i) + R_a + R_m \cdot (d_0 / d_i) \dots \text{(III.2.42)} \Rightarrow U_3 = 55,08 \text{ kcal} / \text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

➤ Surface d'échange calculé (A₃) :

$$Q_3 = U_3 * A_3 * \Delta TLM_3 \dots \text{(III.2.43)} \quad \text{D'où:} \quad A_3 = \frac{Q_3}{U_3 * \Delta TLM_3} \dots \text{(III-2.44)} \Rightarrow A_3 = 273,66 \text{m}^2$$

III-2-4-4-Surface d'échange total calculé (A_{tot})

La surface d'échange nécessaire pour condenser le débit « M » de GPL est

$$A_{\text{tot}} = A_1 + A_2 + A_3 \dots\dots\dots(\text{III.2.45}) \implies A_{\text{tot}} = 1060,97 \text{ m}^2$$

III-2-5-Calcul des pertes de charge [6,7]:

III-2-5-1- Pertes de charge coté tubes :

➤ Pertes de charge dans la zone de désurchauffe (P_v):

La longueur de tube équivalente à l'étape de désurchauffe est déterminée à partir de la surface d'échange calculée dans cette zone.

$$L_1 = \frac{A_1}{\pi * d_0 * N_{T/r} * N_f} \dots\dots\dots(\text{III - 2 - 47}) \implies L_1 = 6,79m$$

Avec N_{T/R} : Nombre de tubes par rangée et N_f : Nombre de faisceaux

Les pertes de charge dans la zone de désurchauffe sont données par la relation suivante :

$$\Delta P_v = \frac{4 * f_v * G_t^2 * L_1}{2 * \rho_v * d_i} \dots\dots\dots(\text{III.2.48})$$

Pour un régime turbulent : $f_v = 0,046 * (\text{Re})^{-0,2} \dots\dots(\text{III.2.48})$

donc: $f_v = 3,96 * 10^{-3}$

➤ Calcule la masse volumique de GPL vapeur :

$$\rho^v = \frac{M}{V} \dots\dots(\text{III.2.50})$$

M : débit massique de GPL (Kg /h) et V : débit volumique de GPL (m³ /h)

D'après le diagramme universel du coefficient de compressibilité (annexe- 01) on trouve que : Z = 0,76. Le GPL est un gaz réel donc il accepté l'équation :

$$PV = ZNRT \implies PV = ZRT \left(\frac{m}{M_w} \right) \\ \implies P = \rho ZR \left(\frac{273}{(273 + T_c)} M_w \right) \text{ avec } R = 0,0082 \text{ bar} \text{ et } M_w = 24,44 \text{ g / mol}$$

Le débit volumique de GPL est : $V = 2772,66 \text{ m}^3/\text{h}$

La masse volumique de GPL vapeur sera : $\rho^V = 37,0 \text{ Kg}/\text{m}^3$

L'application de la formule (III-2-48) donne : $\Delta P_v = 2,58.10^{-2} \text{ bar}$

➤ Pertes de charge dans la zone de condensation (ΔP_{tp}) :

La longueur de tube équivalente à l'étape de condensation est donnée par la formule suivante :

$$A_2 = L_2 * N_{vr} * d_0 * N_f \dots (\text{III.2.51}) \quad L_2 = \frac{A_2}{\pi * d_0 * N_{t/r} * N_f} \dots (\text{III.2.52}) \Rightarrow L_2 = 31,46 \text{ m}$$

Le GPL entrée dans la zone de condensation a l'état vapeur sort à l'état liquide. Pour calculer les pertes de charge en écoulement diphasique, on estime un taux de vaporisation moyen « X_m », tel que :

$$X_m = \frac{X_e - X_s}{2} \dots (\text{III.2.53})$$

Avec : X_e : Taux de vaporisation à l'entrée, $X_e=1$ et X_s : Taux de vaporisation à la sortie, $X_s=0$. Donc: $X_m = 0,5$

Les pertes de charge en écoulement diphasique sont données par la formule suivante :

$$\Delta P_{lp} = \Phi_1 * P_1 \dots (\text{III.2.54}) \quad \text{Avec :}$$

ΔP_{lp} : Pertes de charge de l'écoulement diphasique, Pa

P_1 : Pertes de charge en considérant que le liquide circule seul dans les tubes, Pa

Φ_1 : Coefficient dépendant du taux de vaporisation et du régime d'écoulement calcule par la loi suivant:

$$\phi_1^2 = 1 + \frac{C}{X_{TT}} + \frac{1}{X_{TT}^2} \dots (\text{III.2.55}) \quad \text{et} \quad X_{TT} = \left(\frac{1-x_m}{x_m} \right)^{0,9} * \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0,5} * \left(\frac{\mu_l}{\mu_v} \right)^{0,1} \dots (\text{III.2.55}) \Rightarrow X_{TT} = 0,353$$

Tableau III-5: Détermination de la constante « C » en fonction du régime d'écoulement des phases

C : Constante déterminée à partir des régimes d'écoulement des deux phases (voir tableau)					
Liquide	$Re = \frac{d_i * (1 - X_m) * G_t}{\mu_l}$	Vapeur	$Re = \frac{d_i * X_m * G_t}{\mu_v}$	Index	C
Turbulent	> 10000	Turbulent	> 10000	tt	20
Laminaire	< 2300	Turbulent	> 10000	vt	12
Turbulent	> 10000	Laminaire	< 2300	tv	10
Laminaire	< 2300	Laminaire	< 2300	vv	5

➤ Le nombre de Reynolds pour chaque phase :

Liquide:

$$Re = \frac{G_t (1 - x_m) * d_i}{\mu_L} \dots (III.2.57) \text{ DONC: } Re = 2,2 \cdot 10^4 > 10^4$$

Vapeur :

$$Re = \frac{G_{tV} * d_i}{\mu_V} \dots (III.2.58) \text{ donc } Re = 4,32 \cdot 10^5 > 10000$$

D'après le tableau. C=20 Donc: $\phi_1^2 = 65,7$

Les pertes de charge en considérant que le liquide circule seul dans les tubes sont :

$$\Delta P_l = \frac{4 * f_L * G_t^2 * L_2}{2 * \rho_l * d_i} \dots \dots \dots (III.2.59)$$

➤ Facteur de friction ∴ $f_L = 0.046 * (Re)^{-0.2} \dots \dots (III - 2 - 60) \dots \dots (III-2-60)$

$$\Rightarrow \boxed{f_L = 6,22 \cdot 10^{-3}}$$

L'application de la formule (III-2-59) donne : $\Delta P_l = 0,014 \text{ bar}$

L'application de la formule (III.2.54) donne : $\Delta P_{lp} = 0,12bar$

➤ pertes de charge dans la zone de sous refroidissement (ΔP_l) :

On détermine la longueur de tube équivalente à l'étape de sous refroidissement à partir de la surface d'échange calculée dans cette zone

$$L_3 = \frac{A_3}{\pi * d_0 * N_{T/r} * N_f} \dots(III.2.62) \Rightarrow L_3 = 13,29m$$

Les pertes de charge dans cette zone sont calculées par la formule suivante :

$$\Delta P_l = \frac{4 * f_l * G_t^2 * L_3}{2 * \rho_l * d_i} \dots\dots\dots(III.2.63)$$

Facteur de friction :

$$f_L = 0.046 * (Re)^{-0.2} \dots\dots (III.2.64) \text{ Donc: } \boxed{f_L = 1,05 \cdot 10^{-2}} \text{ et } \boxed{\Delta P_l = 0,01bar}$$

➤ pertes de charge totale (P_{tot}) :

Les pertes de charge totale cotée tubes est la somme des pertes de charge calculées dans les différentes zones :

$$\Delta P_{tot} = \Delta P_V + \Delta P_{tp} + \Delta P_l \quad \text{Donc : } \Delta P_{tot} = 0,156bar$$

III-2.5.2. Pertes de pression de l'air à travers le faisceau (Pa) :

$$\Delta P_a = \frac{f_a * G_{max}^2 * N_R}{\rho_a^i} \dots(III.2.65) \quad \text{et } f_a = 18.93 * \left(\frac{d_r * G_{max}}{\mu_a} \right)^{-0.316} * \left(\frac{S_1}{d_r} \right)^{-0.927} \dots(III.2.66)$$

Donc: $f_a = 0,449$

d_r : Diamètre racine ($d_r = d_0$), m et

et St : Pas des tubes, m

G_{max} : Vitesse massique maximale de l'air, kg/m²h et u_a : Viscosité de l'air, kg/mh

ρ_a^t : Densité moyenne de l'air à travers le faisceau, kg/m³

F_a : Facteur de d'altitude pour la densité de l'air

$$\rho_a^t = \rho_{20^\circ C} * \left(\frac{293}{273 + t} \right) * Fa \dots \dots (III.2.67) \text{ Donc: } \boxed{\rho_a^{45} = 1,032 \text{ kg / m}^3}$$

L'application de la formule (III-2-65) donne : $\boxed{\Delta Pa = 91,88 \text{ pa}}$

III-2-6-Puissance du ventilateur (P_f) :

$$P_f = \frac{Q_a * P_t}{\eta_m * \eta_v} \dots \dots (III.2.68)$$

P : Puissance du ventilateur, W et Q_a : Volume d'air réel par ventilateur, m³/s

P_{tot} : Pertes de pression totale, Pa

η_m, η_v : Efficacité de l'entraînement et du ventilateur (m=0.95 et v=0.65)

$$P_{tot} = P_d + P_a \dots \dots \dots (III.2.69)$$

P_a : Pertes de pression de l'air à travers le faisceau, Pa

P_d : Pression de l'air dynamique à travers l'anneau du ventilateur, Pa

$$\Delta P_d = \frac{\rho_a^t * V_v^2}{2} \dots \dots \dots (III.2.70)$$

Avec :

ρ_a^t : Densité de l'air dans les conditions du ventilation, kg/m³

V_v : Vitesse de l'air à travers l'anneau du ventilateur, m/s

$$V_v = \frac{Q_a}{S_v} \dots \dots \dots (III.2.71)$$

S_v : Section du ventilateur, m².

$$S_v = \frac{\pi * d_v^2}{4} \dots\dots\dots(III.2.72)$$

Avec : d_v : Diamètre du ventilateur, m

On trouve que: S_v=12,3m² et V_v=7,38 m/s

Par l'application de la formule (III.2.70) et formule (III.2.69) on trouve : ΔPd= 28,09pa

$$P_{tot} = 119,98 \text{ pa}$$

L'application de la formule (III.2.68) donne : P_f= 17,64 KW

Il est recommandé d'adopter un facteur de sécurité de 10% sur la puissance.

Cette dernière doit tenir compte du fonctionnement hiver en aspirant le même débit volumique d'air.

$$P_i = P_f * 1,12 * \frac{273 + t_1}{273 + t_0} \dots\dots\dots(III.2.73)$$

t₁ : Température d'entrée de l'air, °C et t₀ : Température minimale en hiver, t₀= 5°C

Donc : P_i =23,44 Kw

Tableau III-6: principaux résultats calculés dans le cas design (température ambiante 45°C)

Caracteristiques	GPL	Air
Débit, Kg/h	102508	34455458,39
Température d'entrée, °C	77	45
Température de sortie, °C	64,3	54,27
Chaleur échangée, 10 ⁶ kcal/h	7,69	7,69
Perte de charge, bar	0,156	0.0011998
Puissance du ventilateur, k w	23,44	
Surface d'échange calculé, m ²	1170,81	

III-2 -6-Etude de l'influence de la température ambiante sur le taux de marche de l'unité:

Dans ce cas, nous avons mis en évidence par le calcul l'impact de la température ambiante sur la condensation du GPL dans la batterie d'aéroréfrigérants (A-201 101/1.2).

Le programme élaboré sur "Excel" permet de calculer pour chaque température, allant de 45°C jusqu'à 51°C, le débit de GPL qui peut être condensé, les pertes de charge, la puissance du ventilateur et le taux de marche de l'unité.

Les principaux paramètres de l'unité sont influencés par le changement de ce paramètre important, qui conditionne le fonctionnement de l'aéroréfrigérants, sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau III-7: influence de la température ambiante sur les principaux paramètres de l'unité

Puissance De Ventilateur, kW	Pertes de charge, bars	Taux de marche.%	Débit du GPL, Kg/h	Température Ambient, °C
23,44	0,156	100	102508,0	45
23,51	0,169	99,7	102186,6	46
23,59	0,183	99,4	101867,3	47
23,66	0,2	99,1	101549,9	48
23,74	0.22	98.8	101234.6	49
23,81	0.245	98.5	100921.1	50
23,88	0.277	98.1	100609.7	51

L'évolution des paramètres (débit de GPL, taux de marche, perte de charge, puissance) est représentée sur figures (9,10, 11, et 12) respectivement.

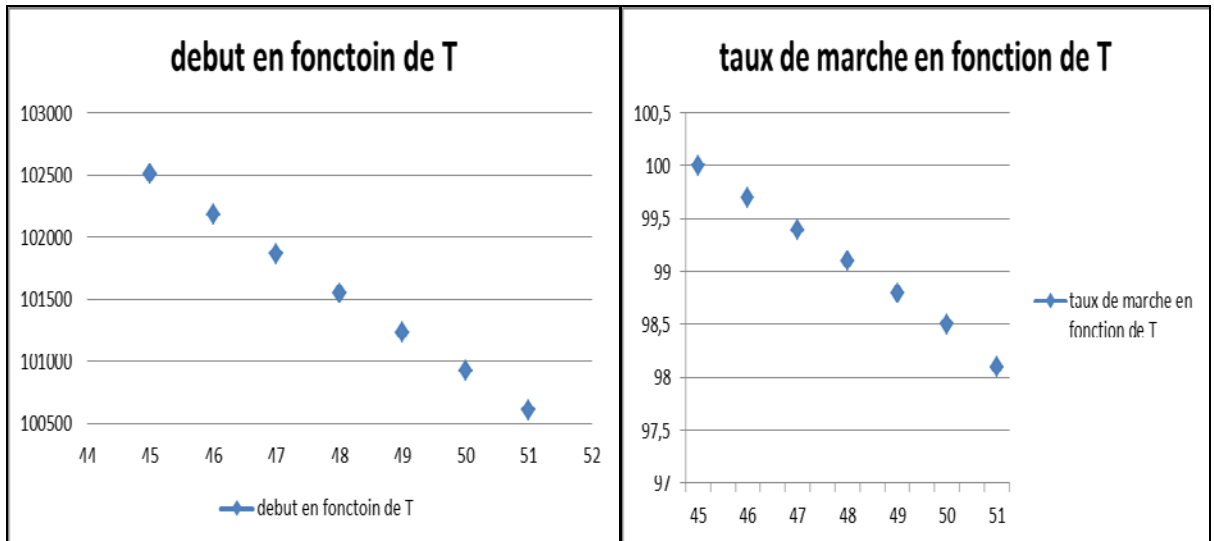


Figure III-9:l'évolution de débit

Figure III-10 :l'évolution taux de marche

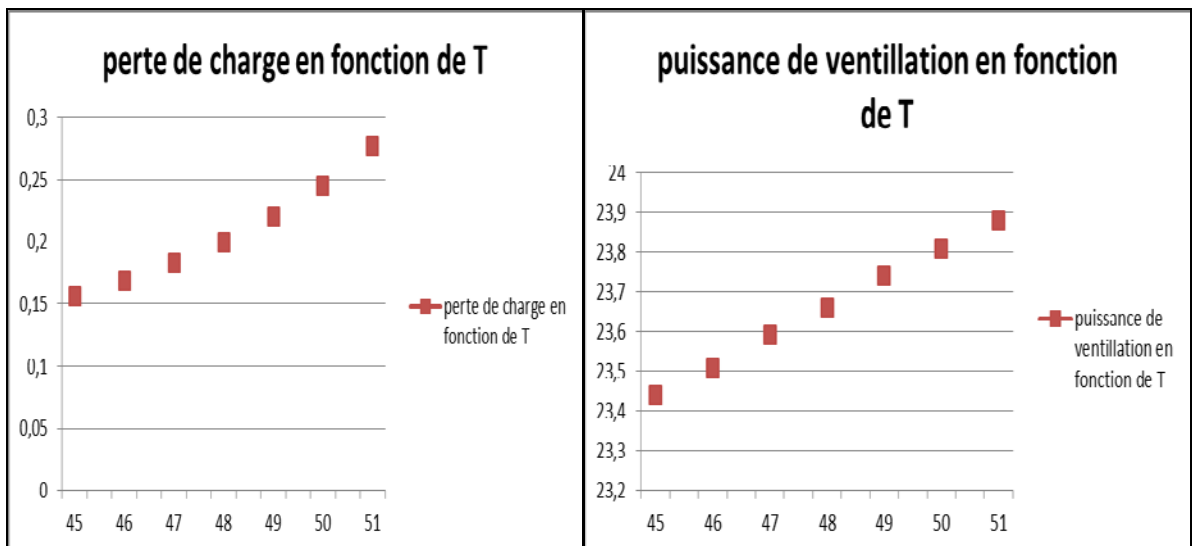


Figure III-11:l'évolution de perte de charge

Figure III-12:l'évolution de puissance de ventilation

III-3. dimensionnement de la nouvelle batterie d'aéroréfrigérants pour le cas "été" avec une température moyenne de 51°C:

En se référant aux données météorologiques, la température moyenne pendant les trois mois chauds de l'année (juin, juillet et Août) se situe entre 49 et 53°C.

Dans le cas de la présente étude, on prendra comme température de calcul de l'air la valeur de "51°C". cette dernière représente la valeur moyenne de l'intervalle de température donné en été. Plus deux degrés de sécurité pour prendre en compte les sources de chaleur locales.

III-3-1-Estimation :

➤ Estimation du coefficient de transfert global:

$$\Delta T_{GPL} = 77 - 64,3 \text{ et } \Delta T_{GPL} = 12,7^\circ\text{C}$$

D'après cette différence de température, on peut estimer que le coefficient global de transfert de chaleur U_{est} (annexe2)

$$U_{est} = 562 \text{ W/m}^2\text{C}$$

$$U_{est} = 484,48 \text{ kcal/m}^2\text{C}$$

➤ Estimation encombrement, surface d'échange:

$$U_{est} = 484,48 \text{ Kcal/h m}^2\text{C} \text{ et Nombre de rangées : } N_R = 4$$

A partir de la valeur de " U_{est} " et du nombre de rangées, en se référant à l'annexe-3 on a:

$$\frac{\Delta t_{air}}{\Delta TLM} = 1,17 \dots\dots\dots(III-3-1)$$

Connaissant le rapport, ainsi que les températures (T_1, T_2, t_1), l'annexe- donne la différence de température de l'air à l'entrée et à la sortie:

$$\frac{\Delta t_{air}}{\Delta TLM} = 1,17 \quad \Rightarrow \quad \frac{\Delta t_{air}}{T_1 - t_1} = 0,5 \dots\dots\dots(III - 3 - 2)$$

On a que: $\frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1} = 0,5$ Donc: $\Delta t_{air} = 13^\circ\text{C}$

➤ Température de l'aire estimée à la sortie:

$$t_2 = t_1 + \Delta t_{air} \quad \text{donc : } t_2 = 64^\circ\text{C}$$

➤ Différence de température logarithmique moyenne:

$$\Delta TLM_{est} = \frac{\Delta t_{air}}{1,17} \quad \text{Donc: } \Delta TLM_{est} = 11,11^\circ\text{C}$$

Cette température peut être calculée à partir des températures d'entrée et de sortie des deux fluides (GPL et air)

On trouve que: $\Delta T_1 = T_2 - t_1 = 13,3$ et $\Delta T_2 = T_1 - t_2 = 13 \Rightarrow \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}} = \frac{13,3}{13} \leq 1,8$

On obtient la valeur: $\Delta TLM_{est} = 13,15^\circ\text{C}$

➤ Surface d'échange estimée (A_{est}):

$$A_{est} = \frac{Q}{U_{est} * \Delta TLM_{est}} \dots\dots (III-3-3) \quad \text{Donc: } \boxed{A_{est} = 1428,38m^2}$$

➤ Surface faciale (FA) :

$$FA = \frac{A_{est}}{N_R} * 0.9 \implies FA = 321.23 m^2$$

➤ Rectangle d'implantation :

$$FA = L_b * L \dots\dots\dots (III-3-4)$$

Avec : L : longueur de faisceau (longueur de tube)

L_b : largeur de batterie d'aeroréfrigérants

$$\text{Donc : } L_b = \frac{FA}{L} \implies L_b = 32,13 m$$

➤ Nombre de cellules à installer pour la nouvelle batterie :

$$N_C = \frac{L_b}{l_C} \dots\dots\dots (III-3-5) \quad \text{Donc: } \boxed{N_C = 6}$$

Avec: l_C : largeur de la cellule.

Donc : La batterie d'aeroréfrigérants actuelle comporte trois cellules, d'où l'ajout quatre autres..

III-3-2-vérification thermique :

➤ Nombre de tubes total:

$$N_T = N_{T/r} * N_R * N_{f/c} * N_C \dots\dots (III-3-6)$$

Avec: N_T : nombre de tube total et N_C : nombre de cellules.

$N_{T/r}$: nombre de tubes par rangée par faisceau et $N_{f/c}$: nombre de faisceau par cellule

$$\text{Donc : } \boxed{N_T = 2567 \text{ Tubes}}$$

➤ Surface d'échange installé:

$$A_0 = \pi * d_0 * L * N_T \dots \dots \dots (III-3-7) \text{ Donc: } \boxed{A_{inst} = 1797,34 \text{ m}^2}$$

➤ Surface faciale installée :

$$FA = \frac{A_{inst}}{N_R} * 0,9 \text{ Donc: } \boxed{FA = 404,40 \text{ m}^2}$$

III-3-3-Pertes de charge:

Les pertes de charge du GPL dans les tubes dans le cas de la nouvelle batterie d'aéroréfrigérants sont plus faibles que celles admissibles dans l'ancienne batterie (0.3bar). Cela est du à l'augmentation de la surface d'échange pour le même débit de gaz préconisé par le design.

Les pertes de charge dues au frottement de GPL dans les tubes de l'aéroréfrigérants sont déterminées d'après la formule suivante :

$$\Delta P = N_p * \rho * U^2 (f_t * \frac{L}{d_i} + 2) 10^{-5}, [bar] \dots \dots \dots (III-3-8)$$

U : La vitesse linéaire de circulation de la charge à l'intérieur des tubes est :

$$U = G_t / \rho, [m/s] \dots \dots \dots (III-3-9)$$

➤ Nouvelle vitesse massique de tube :

$$G_t = \frac{M}{a_t}$$

L'application de la formule (II-2-22) donne :

$$a_t = \frac{3,14 * (19,3 \cdot 10^{-3})^2 * 6202}{4 * 4} \Rightarrow \boxed{a_t = 0,60 \text{ m}^2}$$

Donc : $\boxed{G_t = 47,03 \text{ kg} / \text{s m}^2}$

Alors : $U = 0,484 \text{ m} / \text{s}$

L'application de la formule (III-2-40) donne : $\boxed{Re = 4,99 \cdot 10^4 > 10^4}$

f_t : Facteur de friction, déterminé en fonction de Re d'après la formule :

$$f_t = 0,07 + 5,28 Re^{-0,42} \Rightarrow f_t = 0,126$$

L'application de la formule (III-2-9) donne : $\Delta P = 0,01bar$

➤ Pertes de pression de l'air à travers le faisceau (ΔP_a) :

$$\Delta P_a = \frac{f_a * G_{max}^2 * N_R}{\rho_a^{50}} \dots\dots\dots(III-2-11)$$

$$\rho_a^{50} = \rho_{20^\circ C} * \left(\frac{273}{273 + t_1} \right) * Fa \dots\dots(III - 2 - 12) \Rightarrow \boxed{\rho_a^{50} = 1,013kg / m^3}$$

L'application de la formule (III.3.8) donne : $\Delta P_a = 50.23 pa$

➤ III-2 .5.Puissance du ventilateur (P_f) :

$$P_f = \frac{Q_a * P_t}{\eta_m * \eta_v} \text{--- (III.3.9)}$$

$$P_{tot} = P_d + P_a \dots\dots\dots (III.3.10)$$

P_a : Pertes de pression de l'air à travers le faisceau, Pa

P_d : Pression de l'air dynamique à travers l'anneau du ventilateur, Pa

$$\Delta P_d = \frac{\rho_a^t * V_v^2}{2} \dots\dots\dots(III.3.11)$$

Avec :

ρ_a^t : Densité de l'air dans les conditions du ventilation, kg/m³

V_v : Vitesse de l'air à travers l'anneau du ventilateur, m/s

$$V_v = \frac{Q_a}{S_v} \dots\dots\dots(III.3.12)$$

S_v : Section du ventilateur, m²

$$S_v = \frac{\pi * d_v^2}{4} \dots\dots\dots(III.3.13)$$

Avec : dv : Diamètre du ventilateur, m

On trouve que: $S_v=12,3m^2$ et $V_v=7,38$ m/s

Par l'application de la formule (III.3.11) et formule (III.3.10) on trouve : $\Delta Pd= 28,09pa$

$$P_{tot} = 119,98 \text{ pa}$$

L'application de la formule (III.3.9) donne : $P_f = 17,65 \text{ KW}$

Il est recommandé d'adopter un facteur de sécurité de 10% sur la puissance.

Cette dernière doit tenir compte du fonctionnement hiver en aspirant le même débit volumique d'air.

$$P_i = P_f * 1,12 * \frac{273 + t_1}{273 + t_0} \dots\dots\dots(III.3.14)$$

t1 : Température d'entrée de l'air, °C et t0 : Température minimale en hiver, t0= 5°C

Donc : $P_i = 23,88 \text{ Kw}$

Tableau III-7: principaux résultats calculés dans le cas de température ambiante 51°C

Caracteristiques	GPL	Air
Débit, Kg/h	102508	34455458,39
Température d'entrée, °C	77	51
Température de sortie, °C	64,3	64
Chaleur échangée, 106kcal/h	7,69	7,69
Perte de charge, bar	0,01	0,0011998
Puissance du ventilateur, k w	23,88	
Surface d'échange calculé, m ²	1797,34	

III.4. Calcul économique [8]:

II-4-1. Estimation du manque à gagner en produits finis:

Le manque à gagner en produits finis pendant les trois mois les plus chauds de l'année où le taux de marche est limité à est donnée sur le tableau suivant:

Désignation	Charge 10^6 (m ³ /jour)	GPL (tonne/jour)	Condensât (tonne/jour)	Gaz de vente 10^6 (m ³ /jour)
Manque à gagner	1,002	80,2	111,2	0,262

Tableau III-8: bilan d'évolution du manque à gagner en produits finis

➤ Le manque à gagner en produits pendant la période d'été.

$$1. \text{GPL: } Q_1 = 80,2 * 30 * 3 \qquad Q_1 = 7218 \text{ tonnes}$$

$$2. \text{ condensât : } Q_2 = 111,2 * 30 * 3 \qquad Q_2 = 10008 \text{ tonnes}$$

$$3. \text{ gaz de vente : } Q_3 = 0,262 * 10^6 * 30 * 3 \qquad Q_3 = 23,6.10^6 \text{ m}^3$$

$$\text{Avec : } 1000 \text{ m}^3 = 39,36 \text{ MBTU} \quad \Rightarrow \quad Q_3 = 928896 \text{ MBTU}$$

➤ Les prix des produits sont:

$$\text{- GPL: } P^1 = 300 \text{ EUROS /t}$$

$$\text{- condensât: } P^2 = 330 \text{ EUROS /t}$$

$$\text{- Gaz de vente: } P^3 = 4,1 \text{ EUROS/MBTU}$$

➤ Le coût global :

$$C = P^1 * Q_1 + P^2 * Q_2 + P^3 * Q_3$$

$$C = 300 * 7218 + 330 * 10008 + 928896 * 4 \quad \text{donc : } \boxed{C = 9183624 \text{ EUROS}}$$

III-4.2 Estimation du coût de la modification:

➤ Coût estimé de l'aéroréfrigérants à ajouter:

Le fonctionnement à un taux de marche maximale nécessite une surface supplémentaire:

1-Pour la batterie d'aéroréfrigérants de GPL :

$$A_{\text{sup}}=736,36 \text{ m}^2$$

2-Pour la batterie d'aéroréfrigérants de gaz :

$$A_{\text{sup}}=404,4 \text{ m}^2$$

Donc : la surface supplémentaire totale:

$$A_{\text{tot,sup}} = 1140,76 \text{ m}^2$$

Le coût de l'aéroréfrigérants estimé (faisceaux, charpente, équipements) basé sur la surface d'échange est obtenu tel que prix d'un $\text{m}^2 = 280$ EUROS

Pour une surface d'échange de $1140,76 \text{ m}^2$, le coût équivalent est :

$$P_1 = \text{prix d'un m}^2 * A_{\text{tot,sup}}$$

$$P_1 = 280 * 1140,76$$

$$P_1 = 319413,965$$

➤ Le coût estimé des prix des moteurs électriques:

La puissance du moteur installé est de 30kw. Ce qui nous donne le prix suivant:

$$P_2 = 90 * 30 * 6$$

$$P_2 = 16200 \text{ EUROS}$$

Le coût total estimé de l'aéroréfrigérant:

$$P = P_1 + P_2$$

$$P = 335613,965 \text{ EUROS}$$

III-5-Interprétation des résultats :

La comparaison des résultats du tableau III-6 avec les paramètres du design nous conduit aux conclusions suivantes:

1-la surface d'échange calculée coïncide pratiquement à celle installée .ce qui revient à dire qu'une augmentation de la température ambiante de quelques degrés aura une influence notable sur la condensation.

$$A_{inst} = 1170,81m^2$$

$$A_{cal} = 1060,97m^2$$

La sécurité sur la surface d'échange est donc:

$$s = \left(\frac{A_{inst} - A_{cal}}{A_{inst}} \right) * 100$$

On trouve que $s=9,38\%$

La sécurité prise sur la surface d'échange est suffisante.

2-les pertes de charge calculée cotée tubes sont inférieures à celles données par le design.

$$\Delta P_{adm} = 0.30bar$$

$$\Delta P_{cal} = 0.156bar$$

3-la puissance du ventilateur installée est largement suffisante pour assurer le débit d'air nécessaire pour la condensation du GPL en comparaison avec celle trouvée par le calcul de vérification.

$$P_{inst} = 30kw$$

$$P_{cal} = 23,44kw$$

En résumé, on peut dire que la batterie d'aéroréfrigérants (A-201 101/ 1.2) peut assurer la condensation du GPL uniquement dans les conditions du design, une augmentation de la température ambiante conduira impérativement à une condensation partielle du GPL et donc à une élévation de la pression dans le ballon tampon (D- 201 102), ce qui engendre la limitation du taux de marche pendant les trois mois chauds de l'année (période d'été).

➤ Interprétation des courbes :

1. débit du GPL: Lorsque la température ambiante augmente, la capacité de condensation de la batterie d'aéroréfrigérants diminue .Ce qui se traduit par une diminution de la quantité de GPL condensé.

2. taux de marche: Ce paramètre dépend de la température ambiante. En effet, avec l'élévation de cette dernière, le débit de qui peut être condensé diminue graduellement. Le rapport GPL sur charge (gaz brut traité) étant fixe, cela implique la réduction du débit de la charge traitée et donc du taux de marche de cette unité.

3. pertes de charge : Les pertes de charge dans les tubes sont fonction du débit de GPL qui circule à l'intérieur. Avec l'augmentation de la température ambiante, le débit du GPL diminue et les pertes de charge est augmenter.

4. puissance du ventilateur: La puissance du moteur installée est largement suffisante pour assurer le débit d'air qu'il faut pour condenser totalement le GPL. L'évolution de cette puissance en fonction de la température montre qu'elle ne dépasse pas 23,88Kw, Alors que la puissance installée est de 30 Kw.

➤ Interprétation de résultats d'estimation de nouvel batterie d'aéroréfrigérants :

La batterie d'aéroréfrigérants actuelle comporte trois cellules, d'où l'ajout quatre autres..

Les caractéristiques de la nouvelle batterie d'aéroréfrigérants représentent l'extension de l'ancienne batterie sont les suivantes:

➤ surface d'échange :

La surface d'échange nécessaire pour atteindre un taux de marche maximale à 100% pour une température ambiante de l'air de 51°C:

$$A_{cal}=1060,97 \text{ m}^2$$

La surface d'échange à installer est de:

$$A_{inst}=1797,34 \text{ m}^2$$

La surface d'échange supplémentaire à rajouter est de :

$$A_{sup} = A_{inst} - A^0 \dots\dots\dots(III-3-7)$$

A_{inst} : surface d'échange de la nouvelle batterie d'aéroréfrigérants installée,

A^0 : surface d'échange de la batterie d'aéroréfrigérants actuelle

⇒

$$A_{sup}=736,36 \text{ m}^2$$

L'application de la formule (III-2-9) donne : $\Delta P = 0,01 \text{ bar} < 0,3 \text{ bar}$

L'application de la formule (III.3.8) donne : $\Delta Pa = 53.85 \text{ pa}$

➤ Interprétation de résultats du calcul économique :

D'après ce calcul économique, l'investissement pour la modification proposée sera amorti en un temps très court, une étude technico-économique détaillé est recommandée.

CONCLUSION

Conclusion :

Pendant la période d'été, l'unité de SBAA, présente un problème de condensation partielle du GPL au niveau de la batterie d'aéroréfrigérants (A-201 101/ 1.2), et le refroidissement insuffisant de gaz sec au niveau de la batterie d'aéroréfrigérants.

Ceci engendre une diminution du taux de marche de l'unité (réduction de débit du gaz brut traité).

Ces batteries d'aéroréfrigérants ont été dimensionnées sur la base d'une température de l'air ambiant de 45°C, alors que pendant les trois mois chauds de l'année cette dernière est notamment élevée. Pour trouver une solution à ce problème, nous avons suivi les étapes suivantes :

- ❖ Vérification des batteries d'aéroréfrigérants pour le cas design.
- ❖ Etude de l'influence de la température ambiante sur les paramètres opératoires de l'unité.
- ❖ Dimensionnement des batteries d'aéroréfrigérants pour un taux de marche de l'unité à 100% à $T = 51\text{ °C}$.

Concernant le cas design (température ambiante 45°C), le calcul de vérification a montré que les batteries d'aéroréfrigérants peuvent assurer leur fonctionnement à la température de design.

Pour fonctionner avec un taux de marche maximum design, les calculs de dimensionnement ont montré qu'il faut ajouter :

- ❖ une surface d'échange supplémentaire au niveau du système de condensation du GPL de **736,36 m²**.
- ❖ une surface d'échange supplémentaire au niveau du système de refroidissement du gaz sec de **404,4 m²**.

En comparaison avec le manque à gagner en produits finis, le coût estimé de la modification (trois cellules et six ventilateurs), peut être amorti en un temps très court.

En conclusion on peut dire qu'avec la nouvelle batterie d'aéroréfrigérants, l'unité pourra fonctionner à sa capacité maximale dans les conditions d'été (température de l'air ambiant plus de 51°C) .

Conclusion

Afin de compléter la présente étude, Nous proposons les recommandations suivantes :

- La comparaison entre le manque à gagner en produits finis et le coût estimé de la modification, a montré que l'investissement peut être amorti en un temps très court
- Le calcul économique détaillé de la modification à réaliser est établi et prouve la rentabilité du projet.
- L'installation d'un condenseur à eau en série avec la batterie d'aéroréfrigérants est à envisager. Une étude comparative technico-économique des deux solutions (extension de la batterie d'aéroréfrigérants actuelle ou ajout d'un condenseur à eau) est nécessaire pour le choix de la meilleure solution.

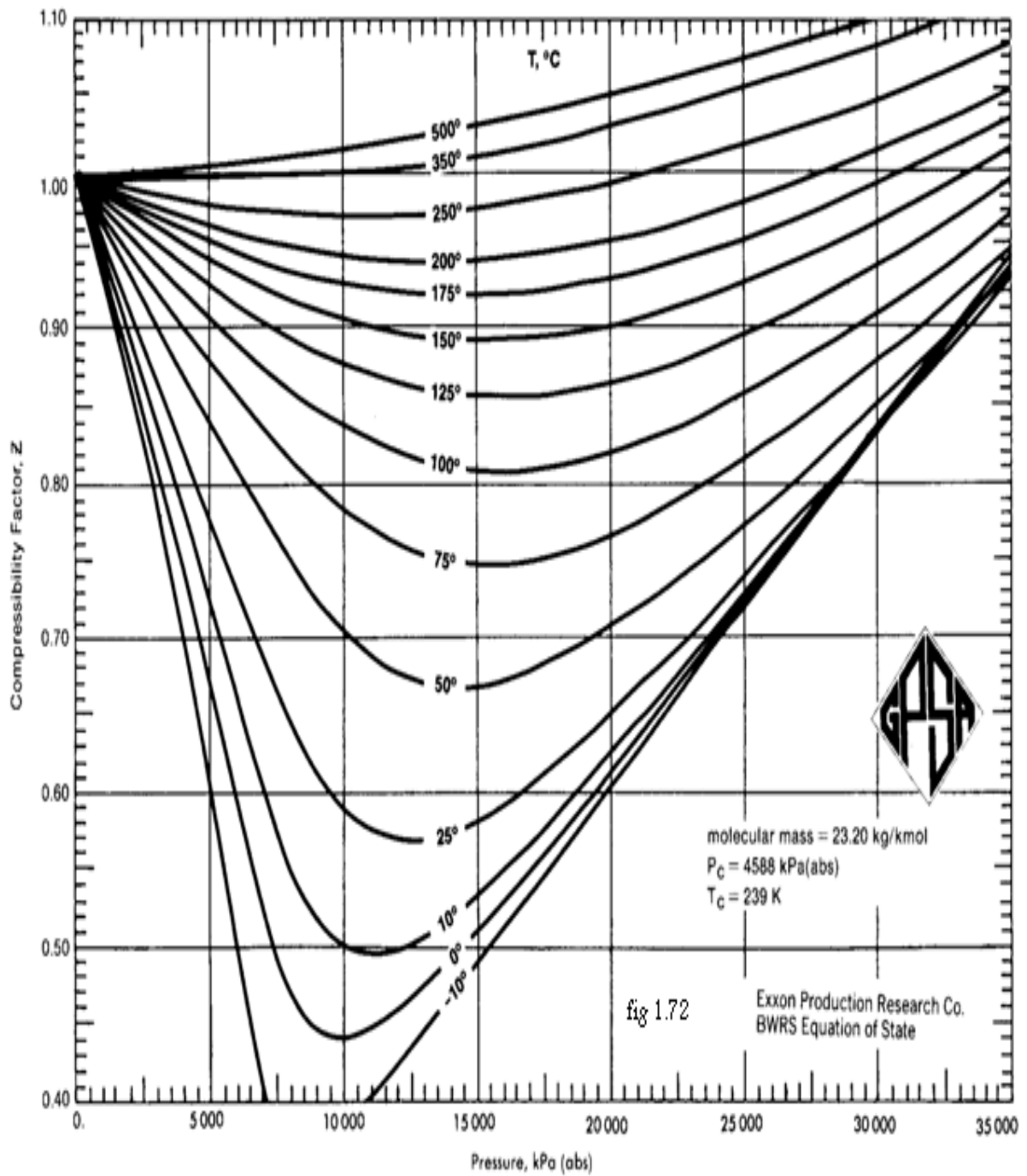
BIBLIOGRAPHIE

BIBLIOGRAPHIE

- [1]. **P.WUITHIER.** raffinage et génie chimique, tome I et tome II, 2^{ème} édition, 1972
paris.
- [2]. **J.P.WAUQUIER.** Procèdes de séparation, édition technique, 1998-paris.
- [3]. Manuel opératoire de raffinerie de SBAA.
- [4]. Data book engineering (**GPSA**).
- [5]. **SONATRACH.** rapport annuel 2007

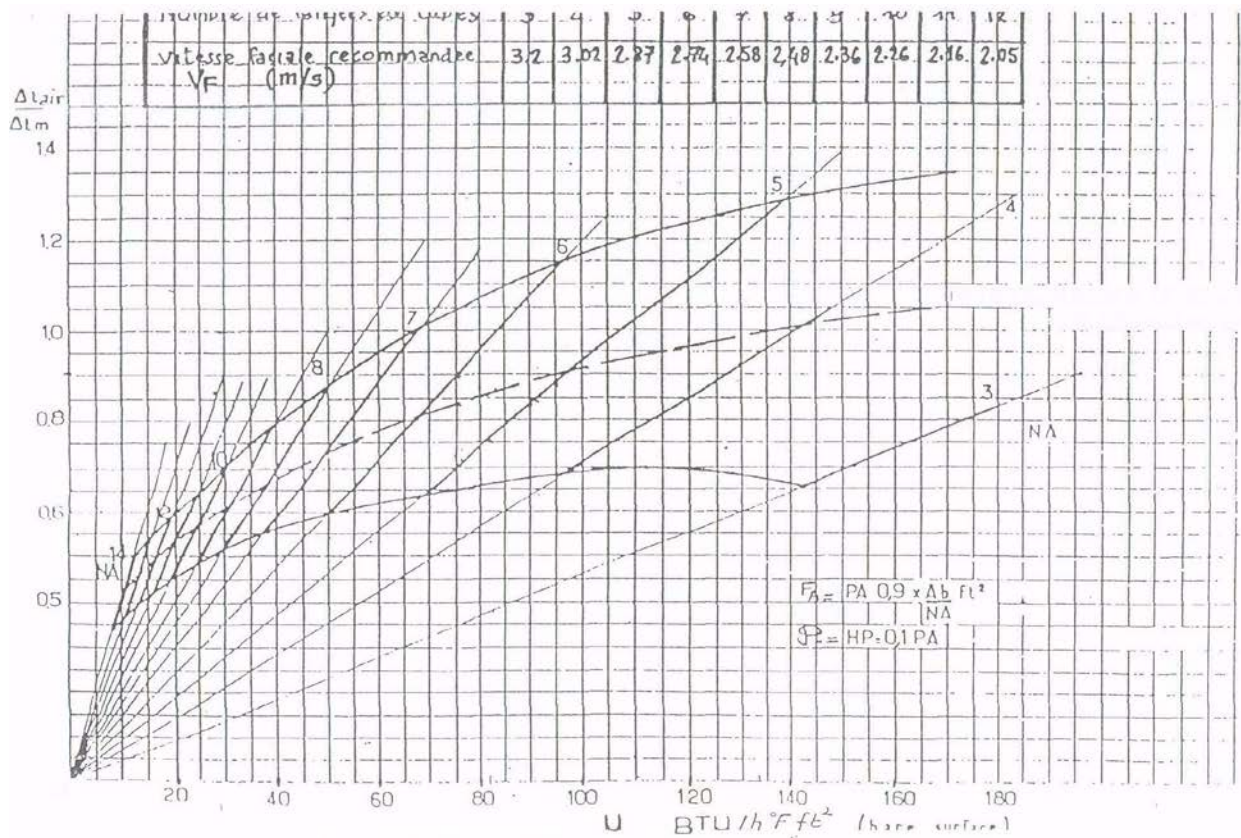
- [6]. **A .GRANGE.** « Transferts thermiques dans les écoulements Diphasiques »
Editions Technip, (1986).
- [7]. **C.BOUGRIOU.** Calcul et technologie des échangeurs de chaleur,décembre 1997.
- [8]. **Documentation web :** www.google.com
www.sonatrach-dz.com
www.bP.com
www.cedigaz.org

ANNEXES

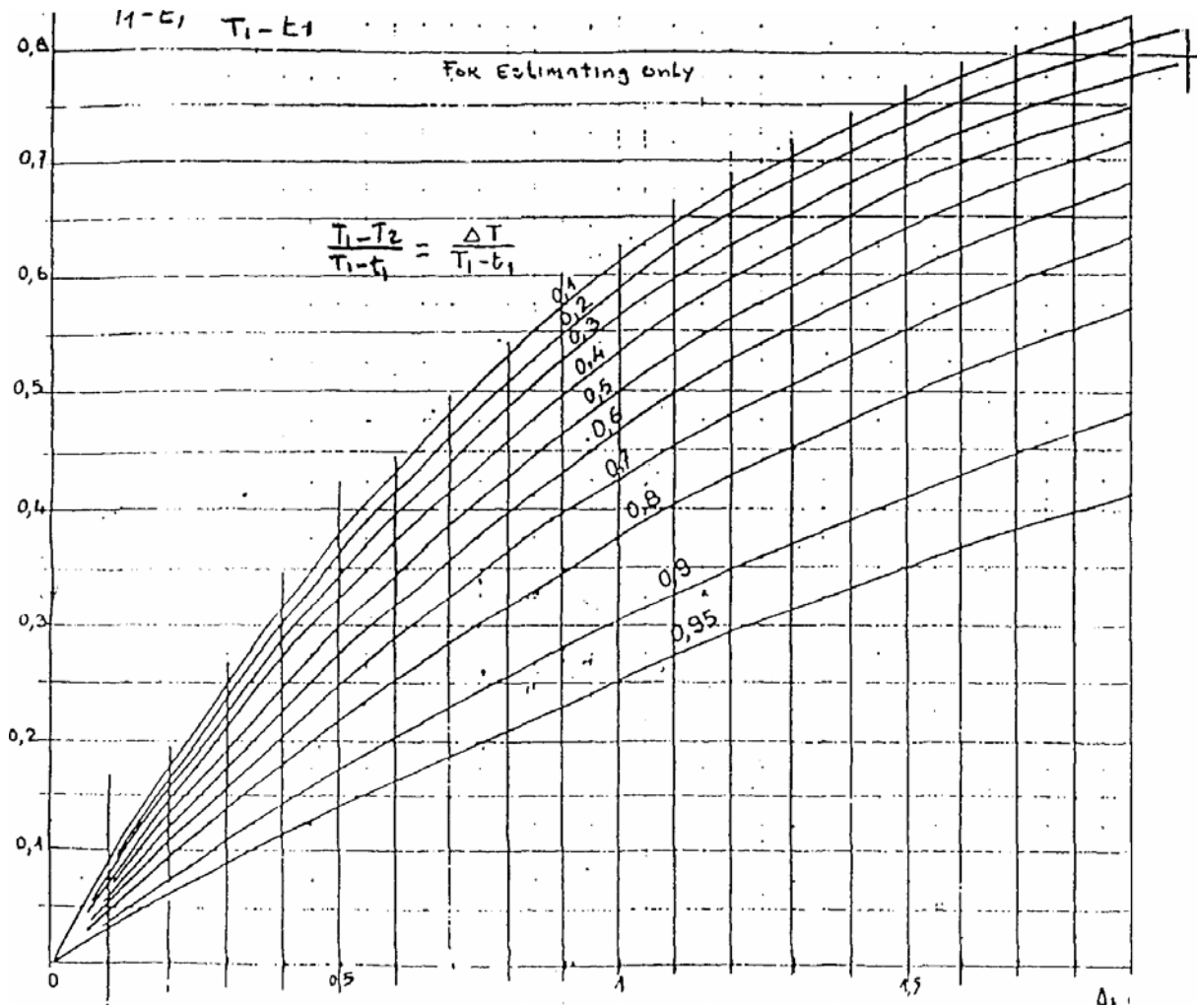


Annex1 : facteur de compressibilité

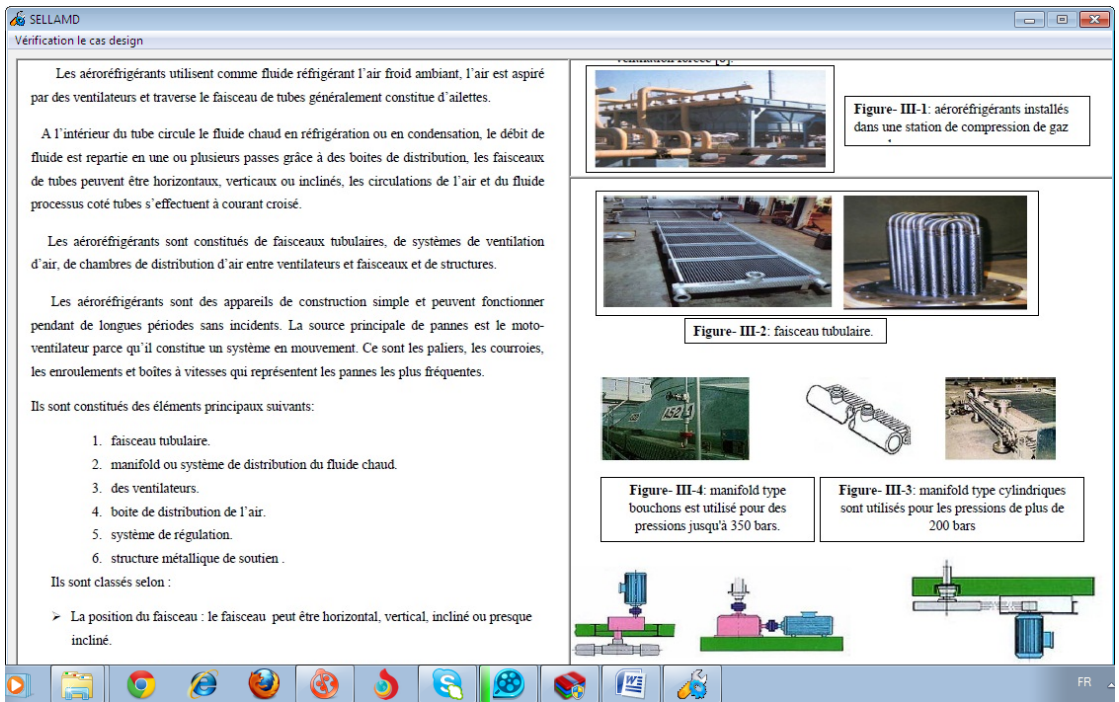
ANNEXES



Annexe-02 : Estimation de différence du température de l'air à l'entrée et à la sortie



Annexe-03 : Estimation de différence du température de l'air à l'entrée et à la sortie.



Photos représenter l'interface de logiciel de "SELLAMD"

Contacter moi sur: dalileyou@gmail.com

Résumé:

Le gaz de pétrole liquéfié est un mélange gazeux composé essentiellement de Butane et propane, à température ambiante et pression atmosphérique. La composition chimique de G.P.L. est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays.

Parce que la consommation nationale du GPL a connu un rythme très élevé l'Algérie construit la raffinerie de SBAA (ADRAR) par une capacité annuelle de traitement de **600 000** Tonnes environ de pétrole brut.

Pour mettre en évidence l'impact du changement de température sur le taux de marche de l'unité de SBAA, et permettre le fonctionnement à régime maximal, il sera nécessaire de vérifier en premier lieu le cas design avec une température ambiante de **45°C**, et de calculer les dimensions de la nouvelle batterie d'aéroréfrigérants avec une température ambiante de **51°C** et on détermine la nouvelle surface totale qui est **1140,76 m²**, Ce qui nous permettra d'atteindre le taux de marche maximal.

Les mots clés: G.P.L, pression atmosphérique, taux de marche, batterie d'aéroréfrigérants, température ambiante.

Summary:

The liquefied petroleum gas is a gas mixture primarily made up of Butane and propane, at ambient temperature and atmospheric pressure. The chemical composition of G.P.L. is variable according to the standards and its uses in different countries.

because consumption national of the LPG knew a very high rate rhythm Algeria build the refinery of SBAA (ADRAR) by an annual capacity of treatment of **600 000** Tons approximately of the crude oil

To evaluate the impact of the change of temperature on the rate of walk of the unit of SBAA, and to allow operation on maximum diet, it is necessary to check initially the case design with an ambient temperature of **45°C**, and to calculate dimensions of the new battery of air coolers with an ambient temperature of **51°C** and one determines the new total surface which is **1140,76 m²**, Which will enable us to reach the maximum rate of walk.

Key words: LPG, atmospheric pressure, rate of walk, battery of air coolers, ambient temperature.