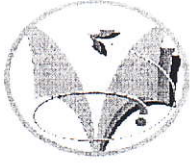


REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE DE OUARGLA

Faculte des sciences et sciences de l'ingenieur
Département de génie des procédés

Mémoire de fin d'études en vue de l'obtention de diplôme d'ingénieur d'état

Spécialité : Génie des procédés

Option : Génie chimique

Présenté par :

BOUHORIERA Mahmoud

Thème

**Etude des pertes du GPL au niveau du débutaniseur
De l'unité GPL/ CIS/ HMD**

Soutenu publiquement devant le jury:

Dr. DOUNIT Salah	(Université de Ouargla)	Président
Dr. SALLAMI M^{ed} Hassen	(Université de Ouargla)	Examineur
Dr. LADJEL Segni	(Université de Ouargla)	Examineur
Dr. SAOULI Salah	(Université de Ouargla)	Rapporteur
Mr. TOUNSI Mebrouk	(SH/ CIS/ HMD)	Co-rapporteur

Année universitaire : 2003/2004

Remerciement

Je tiens à remercier vivement tous les enseignantes qui ont fait preuve de beaucoup de patience pour que je parvienne à ce degré de formation.

A. Dr saouli salah, qui m'encadrer, guider durant l'élaboration de ce mémoire.

A. Dr Korichi Mourad, Pour leur aide.

A. Mr Tounsi, chef de service à l'unité GPL-1, pour les conseil et l'aide qu'il m'a prodigué durant mon stage.

A. Mr Talbi, chef de la formation au service de programmation de direction d'exploitation, qui m'a disposé tous les moyens pour élaboration de cette mémoire.

A. Mr Basaci salah, ingénieur exploitant pour leurs aides, encouragement.

Je tiens à présenter mes remerciements à tous les ingénieurs d'exploitation, les cadres d'études et tous les personnel de l'unité GPL-1 pour l'effort déployé pour mon séjour agréable.

J'exprime mes remerciements à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce travail.

Enfin, je tiens à exprimer ma profonde gratitude aux membres de jury qui m'ont fait l'honneur de juger ce travail.

SOMMAIRE

Avant-propos	
Introduction.....	1

Chapitre I : Généralités sur GPL

I-1- Gaz de pétrole liquéfié.....	2
I-1-1-Notion général sur GPL.....	2
I-1-2- Les sources des GPL.....	2
I-1-3-Caractéristiques générales des GPL.....	2
I-1-4-Propriétés physiques et spécification des GPL.....	3
I-1-5-Le stockage du GPL.....	4
I-1-6-Risque des GPL.....	4
I-1-7-L'utilisation des GPL.....	5
I-1-8-Avantages écologiques du GPL en tant que carburant.....	6
I-2- Les GPL dans le monde et Algérie.....	6
I-2-1-Situation internationale des GPL.....	6
I-2-2-Situation du GPL en Algérie.....	8

Chapitre II : Transfert de chaleur

II-1-Introduction.....	11
II-2- Les modes de transfert de la chaleur.....	11
II-3- Echangeur de chaleur	13
II-3-1- Les fonctions des échangeurs de chaleur.....	14
II-3-2-Modes de circulation des fluides dans les échangeurs de chaleur.....	14
II-3-3- Les aérocondenseurs	15
II-3-3-1- Définition.....	15
II-3-3-2- Le faisceau des tubes	15
II-3-3-3- Le système de ventilation	20
II-3-3-4- Calcul thermique d'un aérocondenseur	22

Chapitre III : Description de l'unité GPL-1/Sud

III-1-Introduction.....	29
III-2-Description de procédé.....	32
III-2-1-Section de refroidissement et compression du gaz de stabilisation.....	33
III-2-2-Section de déshydratation.....	33
III-2-3-Section de compression.....	35
III-2-4-Section de refroidissement et détente.....	36
III-2-5- Section de fractionnement.....	38
III-2-6-Section de stockage et expédition.....	40

Chapitre IV : Partie calcul

IV-1- Objectif de l'étude.....	44
IV-2- Vérification des paramètres de design de l'aérocondenseur (E657).....	45
IV-2-1- Calcul des propriétés physiques du GPL cas design	47
IV-2-2- Dimensionnement de l'aérocondenseur cas design	53
IV-3-Calcul des propriétés physiques du GPL cas actuel.....	60
IV-4-Dimensionnement de l'aérocondenseur pour une température ambiante élevée.....	66
V- Conclusion générale	75

Bibliographie

Annexes

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Propriétés physiques du GPL.....	3
Tableau II.2 : Densité des ailettes.....	16
Tableau III.1 : Caractéristique de la charge d'alimentation cas design.....	31
Tableau III.2 : Composition de la charge d'alimentation cas design.....	31
Tableau III.3 : Cycle des déshydratations.....	35
Tableau IV.1 : La vapeur sortie de tête du débutaniseur cas design.....	45
Tableau IV.2 : Pression et température critiques des composants (i) cas design.....	47
Tableau IV.3 : Détermination de la Pression température critiques du produit cas design....	48
Tableau IV.4 : Détermination de la chaleur spécifique du produit entrée cas design.....	50
Tableau IV.5 : Détermination de la conductivité thermique vapeur cas design.....	50
Tableau IV.6 : Détermination de la masse volumique du produit cas design.....	52
Tableau IV.7 : Détermination de la viscosité du produit cas design.....	53
Tableau IV.8 : La composition molaire du GPL cas actuel.....	60
Tableau IV.9 : Enthalpie standard des composants (i) à l'état vapeur cas actuel.....	61
Tableau IV.10 : Enthalpie standard du GPL à l'état vapeur cas actuel.....	61
Tableau IV.11 : Enthalpie standard du GPL à l'état liquide cas actuel.....	63
Tableau IV.12 : Détermination de la chaleur spécifique du produit entrée cas actuel.....	64
Tableau IV.13 : Détermination de la conductivité thermique vapeur cas actuel.....	64
Tableau IV.14 : Détermination de la masse volumique du produit cas actuel.....	65
Tableau IV.15 : Détermination de la viscosité dynamique du produit cas actuel.....	66
Tableau IV.16 : Résultats de calcul.....	74

Liste des figures

Fig I.1 : Demande mondiale du GPL.....	7
Fig I.2 : Offre mondial du GPL.....	7
Fig I.3 : Demande nationale du GPL.....	9
Fig I.4 : Offre nationale du GPL.....	9
Fig II.1 : Modes de circulation des fluides dans les échangeurs de chaleur.....	14
Fig II.2 : Différent types des aérocondenseurs.....	17
Fig II.3 : Différent types d'ailettes.....	17
Fig II.4 : Différent types des boîtes de distribution.....	17
Fig II.5 : Assemblage d'un faisceau tubulaire à bouchons	19
Fig II.6 : Tirage induit et tirage forcé.....	21
Fig III.1 : Figure de l'unité GPLI/Sud.....	28
Fig III.2 : Schéma de l'unité GPLI/Sud.....	30
Fig III.3 : Schéma synoptique de l'unité GPLI/Sud.....	32
Fig III.4 : La section de déshydratation.....	34
Fig III.5 : La section cryogénique.....	37
Fig III.6 : Réservoir cylindrique de stockage.....	41
Fig III.7 : Sphère de stockage.....	41
Fig IV.1 : Schéma du débutaniseur cas design.....	46

Symboles et annotations

Symbole	Désignation	Unité
y'	Concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur	fraction
y	Concentration massique du constituant (i) dans la phase vapeur	fraction
M, m	Débit massique de fluide	kg/h, lb/h
T, t	Température fluide chaud, froid	$^{\circ}\text{F}$, $^{\circ}\text{K}$, $^{\circ}\text{C}$
C_p	Chaleur spécifique	Btu/lb. $^{\circ}\text{F}$
K, λ	Conductivité thermique	Btu/lb. $^{\circ}\text{F}$.ft
d	Densité du fluide	
ρ	Masse volumique du fluide	lb/ft ³ , kg/m ³
μ	Viscosité du fluide	cp
w	Facteur accentrique	
H	Enthalpie standard	kJ/kg
Z	Facteur de compressibilité	
U, h	Coefficient de transfert de chaleur	Btu/h.ft ² . $^{\circ}\text{F}$
ΔT_{LM}	Différence de température logarithmique Moyenne	$^{\circ}\text{F}$
F	Coefficient de correction de la ΔT_{LM}	
Q	Quantité de chaleur échange	Btu/h, kcal/h
A, S	Surface d'échange	ft ²
f_a	Surface faciale de l'aéro	ft ²
L	Longueur de tubes	ft
l	Largeur du faisceaux	ft
N_t	Nombre des tubes	
G	Vitesse massique	lb/h.ft ²
D	Diamètre	in
N_r	Nombre de Reynolds	
ΔP	Pertes de charge (pression)	psi, atm
np	Nombre de passe côté tubes	
n_r	Nombre de rangées	
n_a	Nombre d'ailettes	
N_c	Nombre de section	
r_{dt}	Résistance d'encrassement	h.ft ² . $^{\circ}\text{F}$ /Btu
Δ	Pas triangle	

Indices

1	Entrée
2	Sortie
t	Tubes
a	Air
r	Réduite
c	Critique
i	Constituant
v	Volume
x	Estimé

Avant-propos

Le gaz pétrole liquéfié (GPL) est occupé une place très importante dans le marché mondial grâce à ces propriétés énergétiques et écologiques.

Se trouvant parmi les principales régions productrices de GPL dans le monde, l'Algérie, qui sera la deuxième zone exportatrice de GPL après l'Arabie saoudite.

Dans le cadre de l'objectif stratégique de valorisation des ressources gazières, la société SONATRACH a adopté un plan de développement qui permet, la récupération des GPL sur les champs en exploitation, pour augmenter la contribution des GPL dans l'exportation globale d'hydrocarbures et d'accroître ainsi les recettes en devises du pays.

Pendant mon séjour à l'unité GPL1/Sud qui avait pour but de connaître son but, ces équipements, son schéma de procédé, les différentes sections de traitement, les différents paramètres design et actuel, et les matières premières ; alimentation et des produits finis et produits résiduelles.

L'objectif de cette étude, est de récupérer le GPL torché au niveau de la section de fractionnement (débutaniseur) dans les saisons chaudes.

Notre travail est présenté comme suit : 1^{er} chapitre qui présente des généralités sur GPL, le 2^{ème} chapitre est présenté le transfert de chaleur, le 3^{ème} chapitre est réservé à la description de l'unité GPL1/Sud et enfin le 4^{ème} chapitre présente la partie calcul.

Enfin conclusion et recommandations.

Introduction :

Vu l'importance qui représente le pétrole brut et ces dérivés sur l'économie de notre pays, il est nécessaire de faire fonctionner nos unités de production à leur rendement maximale, afin d'éviter toutes pertes de nos richesses nationale.

Après le gaz naturel, le pétrole brut, l'exportation des GPL et condensats constitue l'une des plus importantes sources de revenus du pays.

L'unité GPL-1 du complexe industriel sud est conçue pour récupérer 90% du potentiel en GPL compris dans la charge d'alimentation, actuellement le taux de récupération se situe aux alentours de 75% et 85% à cause de nombreux problèmes antérieurs rencontrés sur les sections de l'unité et en particulier la section de fractionnement surtout durant les saisons chaudes.

Généralement, en période d'été, la température ambiante est élevée au niveau des aérocondenseurs ces dernières fonctions selon la température de l'air pour la condensation des produits de tête du fractionnateur.

A cet effet l'aérocondenseur de tête du débutaniseur n'arrive pas à fonctionner efficacement, malgré la mise en service de l'ensemble des batteries d'échangeurs.

Les conséquences de cette problème provoque la présence de l'état vapeur au niveau du ballon de reflux qui engendre une augmentation de la pression dans la colonne, et une mauvaise qualité du produit finis avec perte de production importante et c'est dans cette optique l'étude de l'aérocondenseur de débutaniseur on a été confiée par le responsable de l'unité.

Durant notre présence à l'unité GPL-1, en discutant avec les exploitants sur le problème on a établi un plan de travail qui consiste à :

- 1-déterminer les propriétés physiques du produit GPL au niveau de l'aérocondenseur (E657) cas design.
- 2-vérifier les paramètres de design de l'aérocondenseur (E657).
- 3-déterminer les propriétés physiques du produit GPL au niveau de l'aérocondenseur (E657) cas actuel.
- 4-redimensionner l'aérocondenseur de tête du débutaniseur pour une température ambiante élevée.

Chapitre I

I.1.) Gaz de pétrole liquéfié :

I.1.1) Notion générales sur les GPL:

Le terme GPL ou gaz de pétrole liquéfiés GPL est un mélange d'hydrocarbures pétrole constitue principalement de propane et de butane. Les GPL sont gazeux aux conditions normales de la température et de pression, mais ils ont la propriété de passer immédiatement à l'état liquide sous les conditions suivantes :

- Pression élevée à la température ambiante.
- Pression atmosphérique et basse température.
- Pression modérée et température pas tellement basse.

Cette propriété permet avantageusement de les stocker dans un volume réduit (250 litres de GPL sous forme gazeuse peuvent être réduits à 1 litre de GPL liquide). [1]

I.1.2) Les sources des GPL :

Les GPL sont extraits à partir de diverses sources qui peuvent être : [1,2]

- De la récupération à partir des champs gaziers.
- De la récupération à partir des la liquification du gaz associés (champs pétroliers).
- Comme sous produits à partir des unités de liquification du gaz naturel (GNL).
- Du pétrole brut après raffinage comme sous produit.

I.1.3) Caractéristiques générales des GPL :

Les caractéristiques des GPL sont : [1]

- Odeur :

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

- Tension de vapeur :

les GPL ont une tension de vapeur à 10°C égale à 4.686 bars et à 60°C égale à 18.12 bars.

- Dilatation :

A l'état liquide, ils ont une haut coefficient de dilatation donc il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent j'aurais être complètement remplies).

- Densité :

Aux condition normales de température et pression, les GPL sont plus lourds que l'air, la densité du propane commercial est une fois et demie plus lourde ; et le butane commercial en

phase vapeur dans l'eau peut former un mélange inflammable, c'est pour cela qu'il n'est pas tolère de négliger la moindre consigne de sécurité dans l'industrie du gaz.

- Impuretés:

Les plus importantes sont le soufre dans le GPL, leur teneur en soufre est inférieure ou égale à 0.005% en masse et pour le propane l'eau constitue la plus importante impureté.

Il est intéressant de citer que les GPL sont :

- Non corrosif à l'acier et généralement aux cuivre, alliage de cuivre ou aluminium.
- Ils n'ont aucune propriété de lubrification et cet effet doit être pris en considération lors de conception des équipement des GPL pompes et compresseurs.
- Les GPL sont incolores, que soit phase liquide ou vapeur.

I.1.4) Propriétés physiques et spécification des GPL:

a) Propriétés physiques des GPL :

Les GPL sont constitués principalement de propane et de butane en proportions variables selon leur origine (le gaz naturel, le gaz associés) et le gisement.

	Masse Molaire (kg/kmol)	Densité standard	Température D'ébullition (°K)	Viscosité Liquide 100°F (mm ² /s)	Viscosité Liquide à 210°F (mm ² /s)	Température Critique (°k)	Pression Critique (bar)
Propane	44.097	0.5070	231.07	0.1858	0.1620	369.85	42.48
I-Butane	58.123	0.5629	261.36	0.2586	0.1675	407.85	36.41
n-Butane	58.123	0.5840	272.64	0.2773	0.1873	425.16	37.97

Tableau I.1 : Propriétés physiques des GPL.

b) Spécification des GPL :

Les GPL produit au niveau des différent champs doivent répondre aux spécification suivantes :

- Teneur en C2 : inférieur ou égale à 3 % mol ;
- Teneur en C5 : inférieur ou égale à 0.4 % mol.

I.1.5) Le stockage du GPL :

Les GPL sont stockés sous pression des réservoirs sphériques.

Lors de leur stockage, des vapeurs de GPL se dégagent par ébullition sous l'effet de :

- La convection et la radiation de chaleur atmosphérique.
- L'échauffement dû à la friction des GPL produits dans les canalisations.
- La différence de la température entre le liquide stocké et celui à introduire dans le réservoir.

Pour éviter la perte de ces vapeurs, les paramètres de stockage doivent être maintenues dans une plage bien déterminée. Pour cette raison, un système de réfrigération par compression, refroidissement et détente des vapeurs sont utilisés.

Ces vapeurs sont comprimées de 5.3 bars à 19.0 bars, 115 °C par un compresseur alternatif puis condensées à 54 °C dans un aéroréfrigérant et enfin détendues à 5 bars. Ceci permet le refroidissement de la sphère et par conséquent la réduction de sa pression.

Il est à noter que certaines unités utilisent d'autres techniques de stockage à savoir :

- Stockage dans des sphères protégées par des pare-soleil des pressions variables entre 12.5 et 14.5 bars.
- Stockage sous pression de fuel gaz dans des cigares. [1]

I.1.6) Risque des GPL :

Le GPL peut constituer une source de danger dans la mesure où les précautions suivantes n'ont pas été prises en considération : [1,6]

- le GPL peut présenter un risque d'incendie dès qu'une fuite se produit ou dès que le gaz s'échappe dans l'atmosphère.
- le GPL ne jamais remplir dans les réservoirs à plus de 85 %.
- leur vapeur est plus lourde que l'air, ce qui provoque son accumulation dans les points les plus bas, donc il faut éviter les cavités, aérer et ventiler les endroits pollués.
- Il a une viscosité faible, ce qui le rend un fluide qui présente beaucoup de fuite, donc il faut éviter au maximum les assemblages non soudés.
- Purger les canalisations de liquide après dépotage afin d'éviter les risques de rupture des réservoirs s'ils sont sur remplis.

I.7) L'utilisation des GPL :

Les GPL sont utilisés dans nombreux domaines d'utilisation tels que : [1]

a) Les GPL en pétrochimie :

Essentiellement utilisés comme combustible, dans les secteurs résidentiels et commerciaux, 1.8% des GPL sont cependant consommés comme charge pétrochimie, 10% d'éthylène, produit phare de la pétrochimie suit produits mondialement à partir du propane.

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

b) Le GPL carburant: GPL /C

Le GPL /C , dont la composante diffère d'une région à une autre carburant qui est utilisé dans de nombreux pays dans le monde , essentiellement en Amérique , en Europe et dans le sud asiatique , la consommation du GPL comme carburant s'élevait à près de 10 MT en 1993. Un pourcentage de 7 à 8 % du GPL consommé mondialement est sous forme de carburant. L'expérience internationale dans l'utilisation du GPL comme carburant fait que celui-ci est aujourd'hui un carburant éprouvé et largement utilisé, les amuts de ce carburant lui confèrent les caractéristiques d'un carburant éprouvé moins polluant que l'essence.

L'indice d'octane élevés des GPL permet leurs substitution à l'essence sans modification du moteur, de plus, ils confèrent à celui-ci pouvoir calorifique élevé.

Le GPL/C est le premier carburant sans plomb compétitif au gas-oil et au super sans plomb avec près de 23000 station dans le monde qui délivre du GPL/C à plus de 5 millions véhicules pour une consommation de 10 MT.

c) Le GPL dans le produit électrique :

Le parc de production électrique en Algérie à été développé avec l'utilisation du gaz naturel comme unique et principal combustible, les GPL n'ont pas été introduits jusqu'ici dans la génération électrique ni en tant que combustible de base, ni en tant que combustible de secours en dépit des recommandations du modèle national de consommation énergétique.

Cependant la pénétration des GPL dans la génération électrique pourrait être important si les conditions de nature économique ou finance venaient à être favorable, les marchés ciblés à cet effet, et qui sont attractifs pour la GPL devrait être les marchés où le gaz naturel est inaccessible.

d) Le GPL dans la climatisation :

La détente du GPL absorbé de la chaleur et crée du froid sur ce principe ont été construits :

- Des réfrigérateurs ;
- Des climatiseurs (moyenne capacité).

I.1.8) Avantages écologiques du GPL en tant que carburant :

Le GPL présente les avantages suivants : [4,5]

- Il est très peu polluant ; absence de plomb tétra éthyle, soufre ou de monoxyde de carbone ;
- Absence d'additifs ;
- Indice d'octane élevé, supérieur à celui de l'essence ;
- Durée de vie du moteur du véhicule plus longue ;
- Moins cher que l'essence.

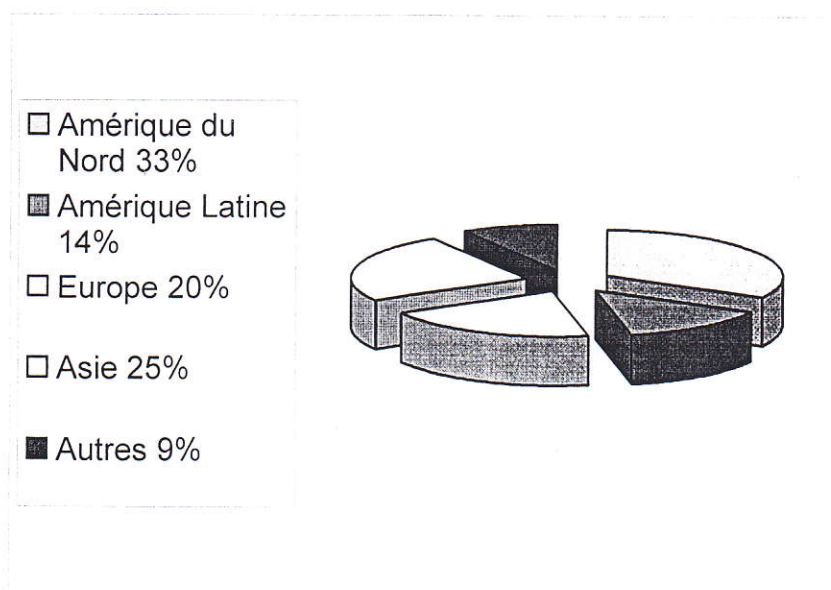
I.2) Les GPL dans le monde et en Algérie :

I.2.1) Situation internationale des GPL :

Environ les deux tiers des GPL dans le monde sont produits des usines de gaz naturel, et un tiers est issu des raffineries de pétrole brut. [1,2]

1) Consommation mondiale en GPL :

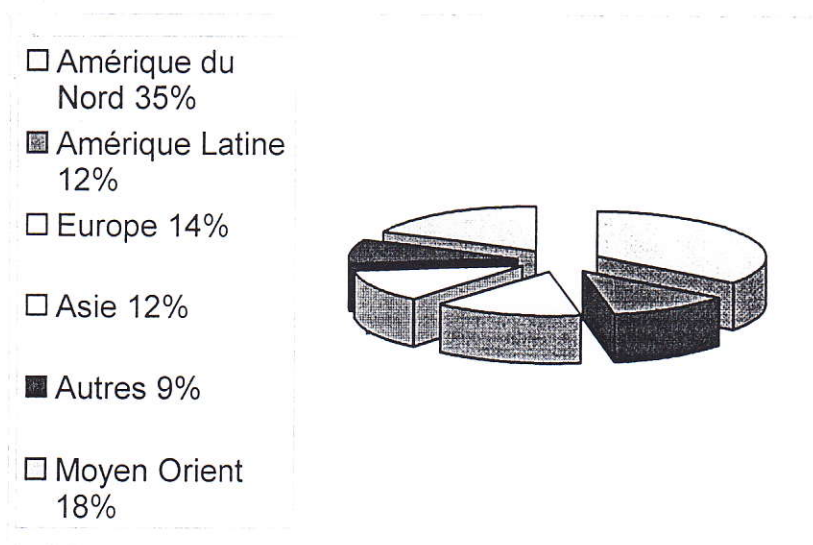
Actuellement, les GPL représentent 2% de la consommation énergétique mondiale. La demande mondiale en GPL a augmenté à un rythme bien supérieur à celui de la demande énergétique totale en atteignant 170MT en 2000. Cette demande est dominée par le secteur résidentiel dans le marché asiatique et par leur secteur de raffinage (18%) et de la pétrochimie (43%) aux Etats-Unis. La demande en Europe est équilibrée entre ces trois secteurs. (Fig I.1)



FigI.1 : Demande mondiale du GPL

2) La production mondiale :

L'offre mondiale du GPL représentait 160 MT en 1995. Il croîtra à un rythme de 5% par an
Fig (I.2)



FigI.2 : Offre mondiale du GPL

I.2.2) Situation de GPL en Algérie :

1) Industrie de GPL en Algérie :

Durant de dernière décennie, l'industrie algérienne des GPL a connu des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime.

Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au début des années 90 fait bénéficier aujourd'hui SONTRACH de disponibilités importantes de GPL. Depuis la mise en exploitation du champ gazier de Hamra en 1996, la production des GPL en Algérie a suivi une croissance soutenue.

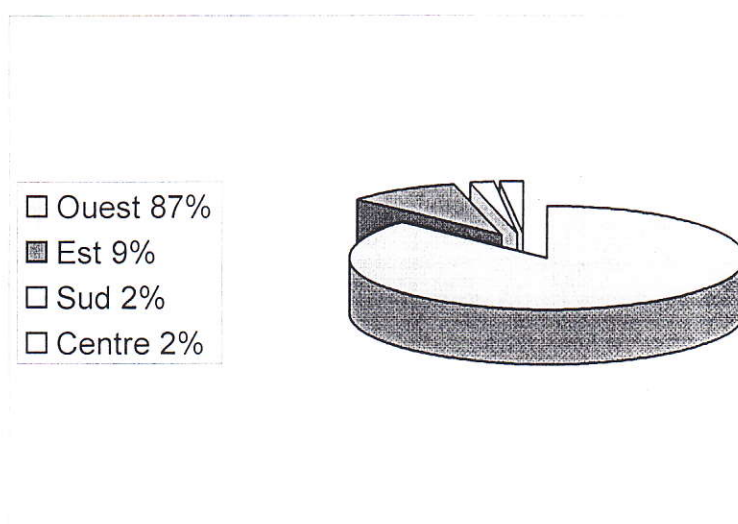
Quelques chiffres peuvent illustrer cette dynamique. La production est passée de 5.5 millions de tonnes en 1996 à plus de 7.3 millions de tonnes en 1998. Un pic de 12.5 million de tonnes sera atteint en 2006 lorsque les projets développés auront été mis en service. [1]

2) Offre nationale des GPL :

En Algérie la majeure partie est produite au niveau des champs pétroliers (79%), l'autre partie au raffineries de pétrole de Skikda, Alger et Arzew (10%) et des complexes des liquéfaction de gaz naturel de SONTRACH ; GL2Z et GLIK (11%).

L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région ouest à Arzew avec 87,9% dans la région de Skikda ; 2% au sud et 2% dans la région centre. (Fig I.3)

Cet accroissement est dû à la mise en place d'unités d'extraction au niveau des champs de Hassi-R'mel ; Adrar; Haoudh-Berkaoui et EL-Hamra.



FigI.3: Offre nationale de GPL région

3) La demande nationale de GPL :

Le niveau de la demande national de GPL est de l'ordre de 1.4 millions de tonnes dont 90% de butane et 5% de GPL carburant.

La figure (I-4) montre que 37% de cette demande sont situés dans la région Est.

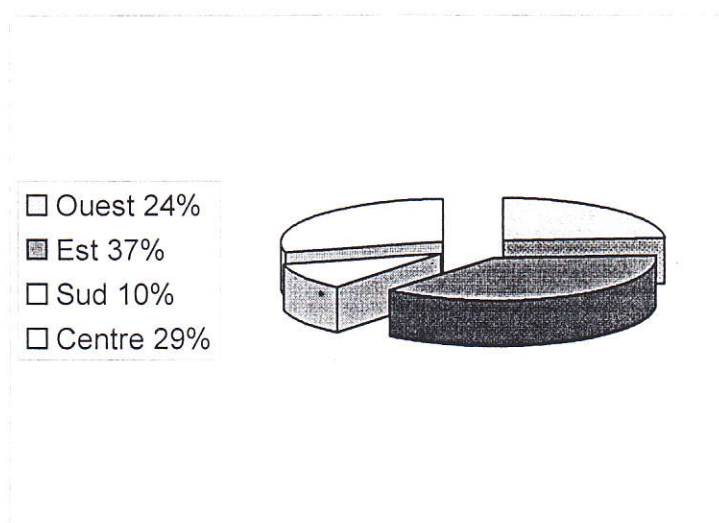


Fig I.4 : Demande nationale de GPL

4) Evaluation de la production du GPL :

L'entreprise de la production des GPL aux champs sur les vingt dernières années (1975-1996) montre que :

Jusqu'en 1978, la production de GPL (de l'ordre de 300.000 tonnes) provenait du champ Hassi-Massaoud, à partir traitement du pétrole brut. De 1979 à 1996. La production est passée de 0.5 à près de 5millions de tonne. En 1996 elle a été pratiquement multipliée par 10 grâce à la mise en service d'unités d'exploitation de GPL aux des champs de gaz et de pétrole suivant :

-Hassi-R'mel en 1979.

-Adrar en 1985.

-Haoud-berkaoui en 1993.

-Hamra en 1995.

-Oued-Noumer fin 1996.

Dans sa stratégie de valorisation des ses ressources SONATACH a mise en place un important plan développement actuellement en cours réalisation. Ce plan prévoit des augmentations de production notamment celle de GPL qui va doubler pour atteindre une capacité annuelle de 10 millions de tonnes. [1]

Chapitre II

II- Transfert de chaleur :

II.1) Introduction:

Lorsque la chaleur passe d'un système A à système B, on dit qu'il y a transfert de chaleur de A vers B, l'expérience montre que deux corps isolés de l'ambiance et à températures différentes échangent de l'énergie sous forme de la chaleur jusqu'à la disparition complète de leur différence de température.

Cet échange peut se faire de trois façons différentes :

- Transfert de chaleur par conduction.
- Transfert de chaleur par convection.
- Transfert de chaleur par rayonnement. [7]

II.2) Les modes de transfert de la chaleur :

Les modes de transfert de la chaleur sont: [7.15]

a) Conduction :

S'il y a contact physique entre les molécules de corps contigus et immobiles, le transfert de chaleur correspond alors à la transmission d'une énergie cinétique due aux chocs élastiques des fluides aux oscillations longitudinales de molécules de solides non-conducteur de l'électricité ou aux mouvements des électrons dans les autres cas.

Le transfert de chaleur par conduction est régi par la loi de Fourier qui s'écrit en régime permanent :

$$Q = -\lambda.A.\frac{\partial T}{\partial X} \dots\dots\dots (II.1)$$

Avec :

Q : débit de chaleur échangée;

λ : conductivité thermique du matériau;

A : section à travers laquelle s'écoule la chaleur;

$\partial T/\partial X$: rapport de la variation de température à la distance parcourue par le flux thermique ;

X : direction de propagation.

b) Convection :

Les échanges de chaleur par convection ont pour origine le mouvement d'un fluide. Cet échange est essentiellement régi par la loi d'écoulement des fluides.

On distingue deux types de convection :

- Convection forcée : ce mécanisme peut être provoqué par une cause mécanique, c'est-à-dire d'une différence de niveau, ventilation ou d'une pompe.
- Convection naturelle : ce mouvement peut également prendre naissance sous l'effet même des échanges thermiques qui font apparaître dans le fluide des différences de température et des différences de densité.

Dans l'un et l'autre cas, le régime hydrodynamique d'écoulement du fluide joue un rôle essentiel dans le mécanisme des échanges thermiques.

La loi fondamentale de la convection s'écrit comme suit :

$$Q = h.A.\Delta TLM \dots\dots\dots(II.2)$$

Avec:

Q : débit de chaleur échangée;

h : coefficient de transfert de chaleur par convection;

A : surface d'échange;

ΔTLM : différence de la température logarithmique moyenne.

Le coefficient de transfert de chaleur (h) dépend de nombreux facteurs : nature et état physique (gaz, liquide, vapeur) du fluide, propriétés physiques, vitesse d'écoulement, température, pression et forme de la surface d'échange.

Cette coefficient est déterminée par les critères : $Nu = f(Re, Pr)$

Nu : nombre de Nusselt ;

Re : nombre de Reynolds ;

Pr : nombre de Prandtl.

c) Rayonnement :

Le transfert se fait par rayonnement (radiation) lorsque le passage de chaleur se fait par l'intermédiaire d'ondes électromagnétiques.

Nous supposons dans ce qui suit que l'énergie rayonnée par un corps est empruntée intégralement à sa chaleur propre, tandis que l'énergie de rayonnement absorbée par la corps se transforme intégralement en chaleur, c'est à dire que nous n'envisagerons ni les phénomènes de luminescent, ni ceux de phosphorescence.

La loi fondamentale du rayonnement s'écrit comme suit : (Loi de stéfan boltzmane).

$$Q = \varepsilon \cdot \sigma \cdot S \cdot T^4 \dots\dots\dots (II.3)$$

Avec :

- Q : quantité de chaleur échangée par rayonnement;
- σ : coefficient de rayonnement ;
- S : surface émissive;
- T : température de la substance ;
- ε : facteur de surface émissive.

II.3) Echangeur de chaleur :

Les appareils dans lesquels s'effectue l'échange de chaleur entre un fluide chaud et un fluide froid sont appelés « échangeurs de chaleur », ils représentent de 30% de l'investissement total de l'installation moderne.

On distingue deux types d'échangeurs de chaleurs :

- Echangeurs par mélange (contact direct des deux fluides) ;
- Echangeurs par surface (contact indirecte à travers une paroi métallique).

Dans l'industrie chimique et pétrochimique, les échangeurs à surface d'échange sont plus répandus.

D'après la configuration de la surface d'échange on a :

- Echangeurs tubulaires à tubes à ailettes ;
- Echangeurs a tubes et calandre ;
- Echangeurs à plaques. [9, 14,15]

II.3.1) Les fonctions des échangeurs de chaleur :

Ces échangeurs de chaleur peuvent avoir à assurer des fonctions différentes, éventuellement simultanées relativement aux objectifs concernant l'un des fluides ou les deux fluides participant à l'échange. Une classification par fonction peut être établie : [14,15]

1) La fonction réfrigération :

Les réfrigérants : refroidissent un fluide chaud par circulation d'un fluide froid auxiliaire (l'eau, propane...).

Les aérocondenseurs : utilisent l'air froid.

2) La fonction réchauffage :

Les réchauffeurs réchauffent un fluide par d'autre fluide chaud (huile, vapeur d'eau...)

3) La fonction condensation :

Les condenseurs assurent la condensation totale ou partielle d'un fluide par circulation d'eau ou fluide froide.

4) La fonction vaporisation :

Les vaporiseurs assurent la vaporisation totale ou partielle d'un fluide par circulation d'un fluide chaud.

II.3.2) Modes de circulation des fluides dans les échangeurs de chaleur :

Il existe trois modes de circulation des fluides : [14,15]

- Circulation à co-courant : les deux fluides circulent dans le même sens.
- Circulation à contre-courant : les deux fluides circulent en sens contraire.
- Circulation à courants croisés : l'écoulement des deux fluides se fait dans direction perpendiculaires. Fig (II.1)

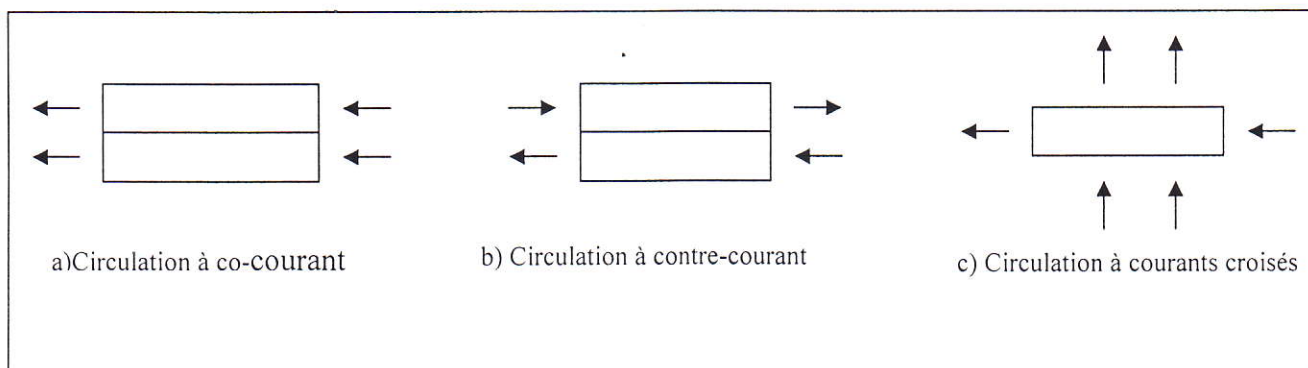


Fig II.1 : Modes de circulation des fluides dans les échangeurs de chaleur

II.3.3) Les aérocondenseurs :

II.3.3.1) Définition :

L'aérocondenseur est un appareil qui comprend une surface d'échange constitué de tubes à ailettes placés dans des sections et un système de régulation qui sert à varier le débit d'air en agissant sur les angles des pales.

L'aérocondenseur utilise l'air froid ambiant qui, après aspiration par ventilateurs, traverse des faisceaux de tubes desquels circule un fluide à condenser.

Les faisceaux peuvent être horizontaux, verticaux ou inclinés. La circulation de l'air et fluide côté tubes s'effectuant à courant croisés. (Fig II.2) [14,15]

II.3.3.2) Le faisceau de tubes :

Il est constitué de tubes ailettes et de boîtes de distribution : [15]

1) Les tubes :

Les tubes sont généralement disposés en triangle avec un pas variant 55.5 mm (2 3/16 pouces) à 66.7 mm (2 5/8 pouces) pour des tubes de diamètre 1 pouce (25.4 mm), le pas le plus usuel est de 63.5 mm (2 1/2 pouces)

Le diamètre nominal le plus utilisé est 1 pouce avec une épaisseur minimum définie par une jauge BWG 14 pour l'acier au carbone, BWG 16 pour les aciers inoxydables.

Les longueurs des tubes sont de 6 ft à 50 ft.

Les faisceaux comportant de 3 à 8 rangées de tubes, le faisceau standard est de 4 rangées.

2) Ailetage :

Les tubes sont équipés d'ailettes apportant une surface d'échange supplémentaire pour réduire la résistance thermique côté air.

La surface ailette est déterminée par la taille des ailettes, le nombre d'ailettes par unité de longueur et le pas entre ailettes.

Les ailettes les plus usuelles ont une hauteur de 5/8 pouce ce qui conduit pour un tube de 1 pouce à un diamètre de 57 mm (2 1/4 pouces) et une épaisseur d'environ 0.4 mm, l'espacement entre les ailettes est caractérisé par le nombre d'ailettes par unité de longueur de tubes.

L'accroissement de surface d'échange avec l'air dépend de la densité d'ailettes comme montre le tableau suivant :

Nombre de Fins/ pouce	10	11
Nombre des ailettes/m	394	433
Surface ailetteé/ Surface tubes nu	21.2	23.4

Tableau II-1 : La densité des ailettes.

Différent modes de fabrication sont utilisées pour réaliser des types d'ailettes adaptés aux conditions de service sont : Fig (II.3)

-Type (L) :

Feuillard d'aluminium enroulé sous tension avec recouvrement du tube par le pied de l'ailette.

La température maximum d'utilisation est 120 °C, et 170°C avec double moletage.

-Type (G) :

Enroulement sous tension dans une gorge hélicoïdale et sertissage.

La température maximum d'utilisation est 400 °C.

-Type extrudées en tube bimétal :

A partir d'un tube en aluminium sur le tube en acier, on extrude à froid l'ailettage hélicoïdal.

La température maximum d'utilisation est 300 °C.

3) Les boîtes de distribution ou collecteurs :

Les boîtes ou collecteurs permettant d'introduire et de répartir le fluide chaud à l'intérieur des tubes et de récupérer le fluide réfrigéré ou condensé à la sortie.

Suivant le service, différents types sont utilisés : (Fig II.4)

- Boîtes à bouchons ;
- Boîtes à couvercles ;
- Boîtes cylindriques.

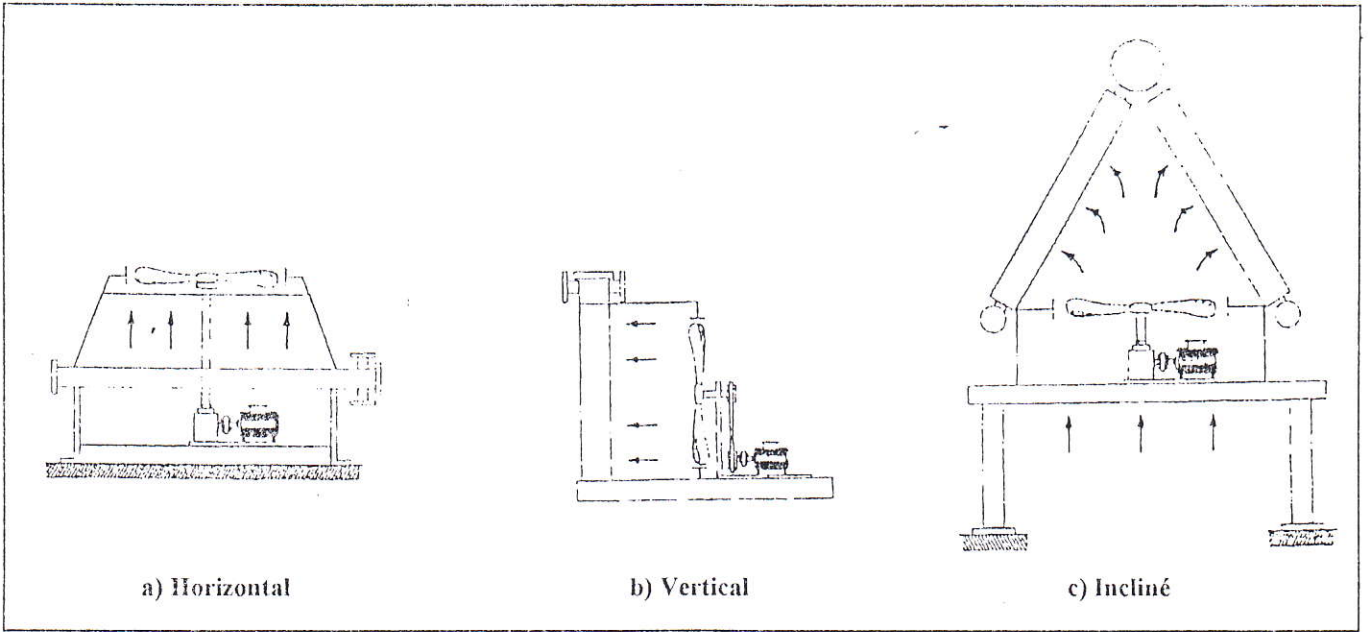


Fig II.2 : Différent types des aérocondenseurs

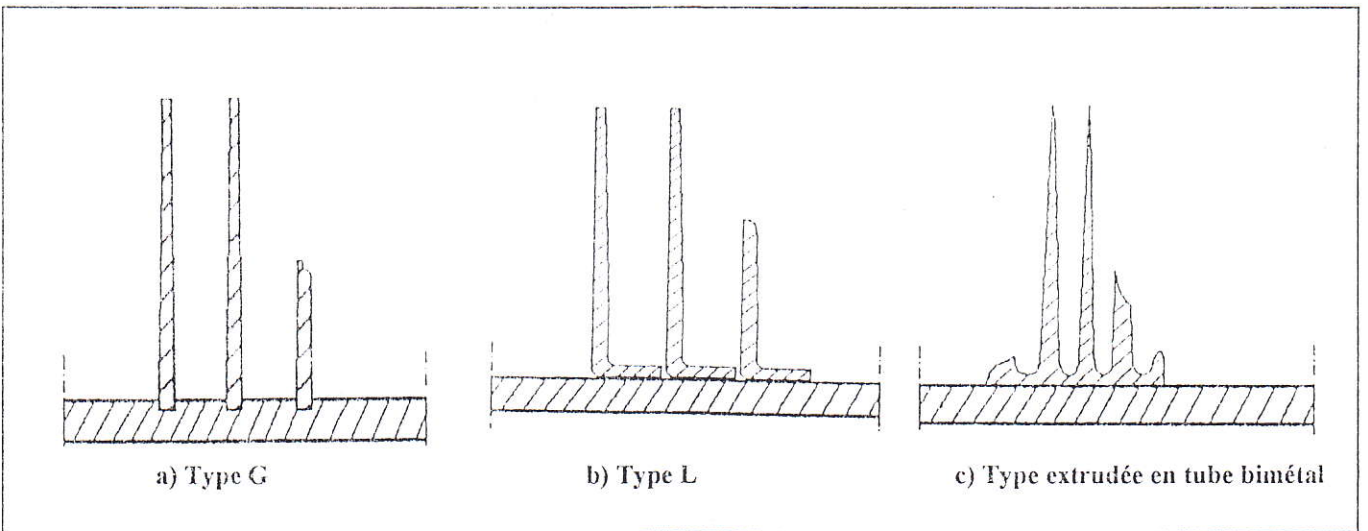
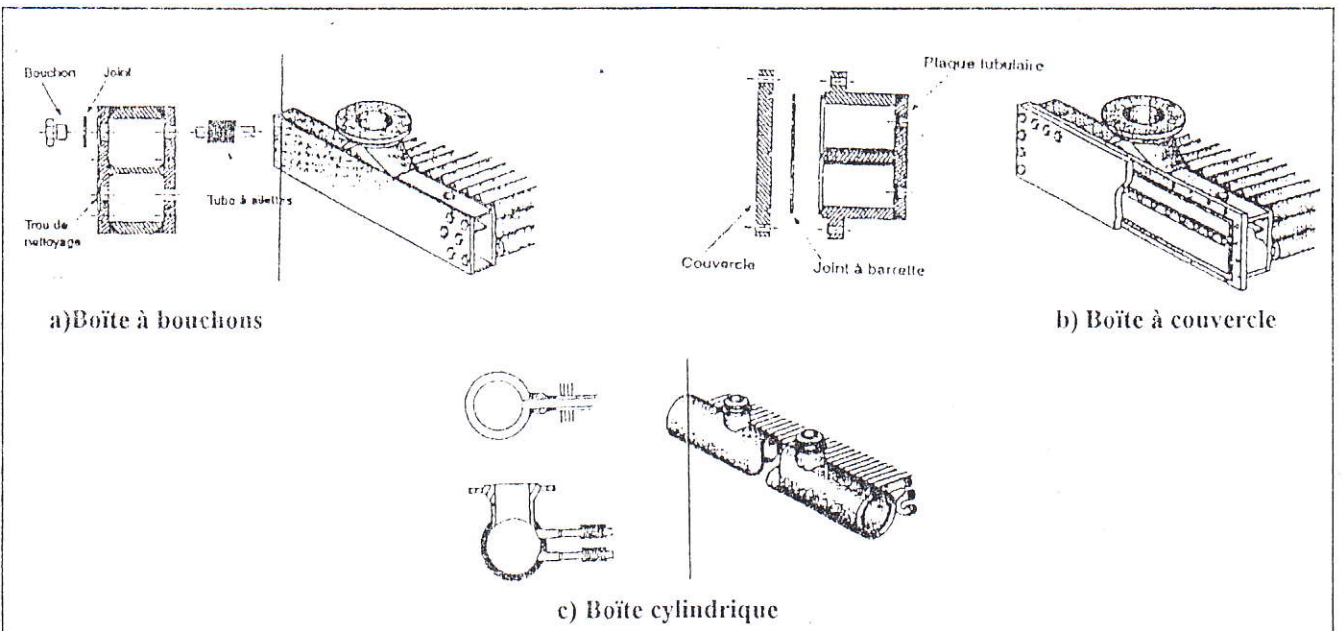


Fig II.3 : Différent types des ailettes



- Boîtes à bouchons :

Il consiste en une boîte parallélépipédique soudée munie d'une ou plusieurs tubulaires.
L'étanchéité vers l'extérieur étant assurée par un joint rondelle.

- Boîtes à couvercles :

Ils sont utilisées pour les fluides encrassant ou corrosifs, dans ces cas la vérification périodique doivent être effectuées fréquemment.

L'étanchéité est assurée par un joint serré par système de boulonnage réparti sur le périmètre du couvercle.

La pression de service est de l'ordre 40 bars.

- Boîtes cylindriques :

Ces types ne sont pas recommandés pour service très encrassant, la pression d'utilisation est supérieure à 200 bars.

4) Assemblage des faisceaux tubulaires :

Les faisceaux sont obtenus par assemblage de tubes ailetés, de collecteurs, de supports de tubes. (Fig II.5)

Pour notre cas (l'aérocondenseur E657) :

L'assemblage de tubes ailetés à collecteur à bouchons, à deux passes coté tubes avec :

- Une longueur de 30 ft ;
- Une largeur de 08 ft ;
- Quatre rangées ;
- Un pas triangulaire.

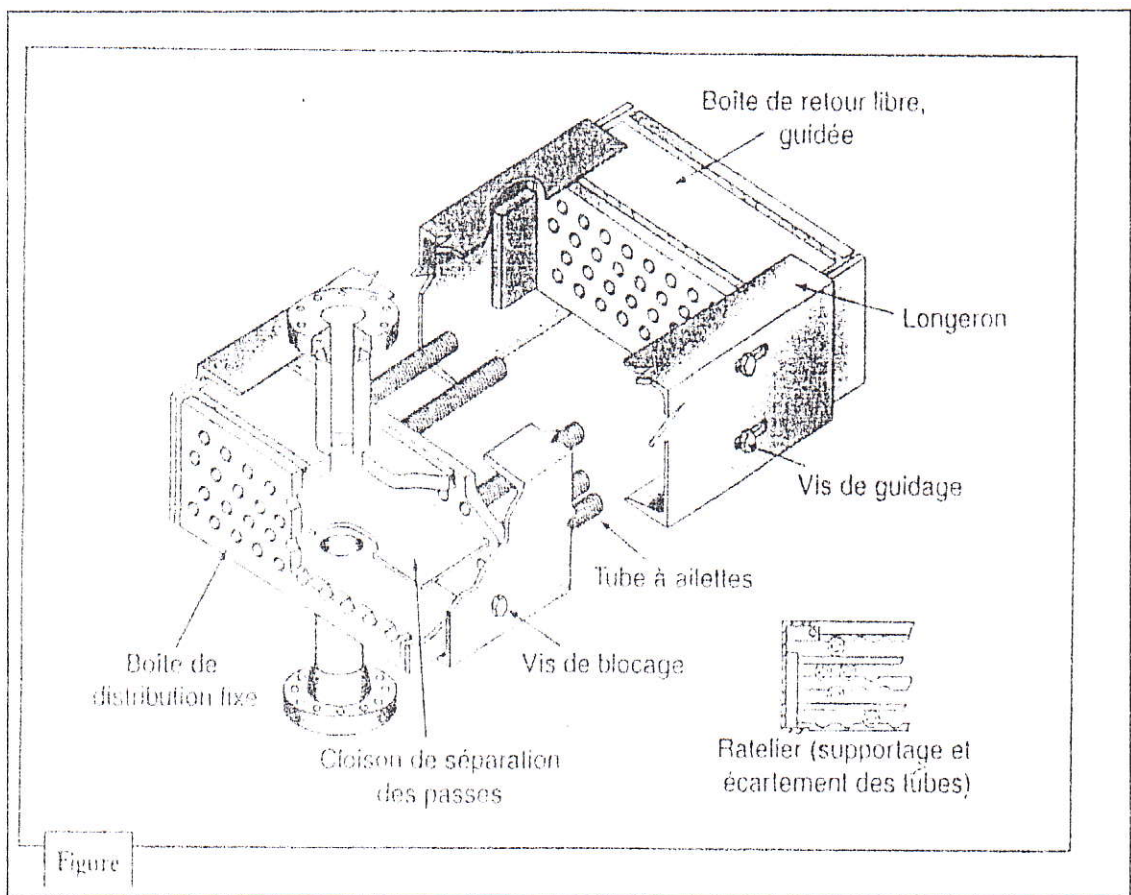


Fig II.5 : Assemblage d'un faisceau à collecteur à bouchons

II.3.3.3) Le système de ventilation :

Les ventilateurs sont installés dans une chambre de séparation de l'air qui dirige ce dernier sur la surface faciale du faisceau du tube à ailettes.

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

Le ventilateur peut soit souffler l'air à travers le faisceau (tirage forcé), soit au contraire (tirage induit). (Fig II.6) [14,15]

1) Comparaison entre tirage induit et tirage forcé :

a) Avantages du tirage forcé :

- Meilleure disposition de l'ensemble moto ventilateur, le ventilateur n'est pas dans l'air chaud.
- Plus grande facilité d'entretien, pas nécessaire de démonter le ventilateur et la chambre pour changer un élément de faisceau.
- Le tirage forcé consomme théoriquement moins de puissance.

b) Avantages du tirage induit :

- Faisceau protégé par hotte.
- Convection naturelle plus importante.
- Meilleure répartition de l'air à travers le faisceau.
- Moins bruyant.

Pour notre cas, les caractéristiques techniques de ventilation de l'aérocondenseur E657 sont :

- Type de ventilation à flux axial avec tirage forcé ;
- Nombre de ventilateurs : 10 ;
- Nombre des pales : 4 ;
- Diamètre des pales : 3660 mm ;
- Matière des pales : alliage d'aluminium ;
- La vitesse de rotation : 324 tr/min.

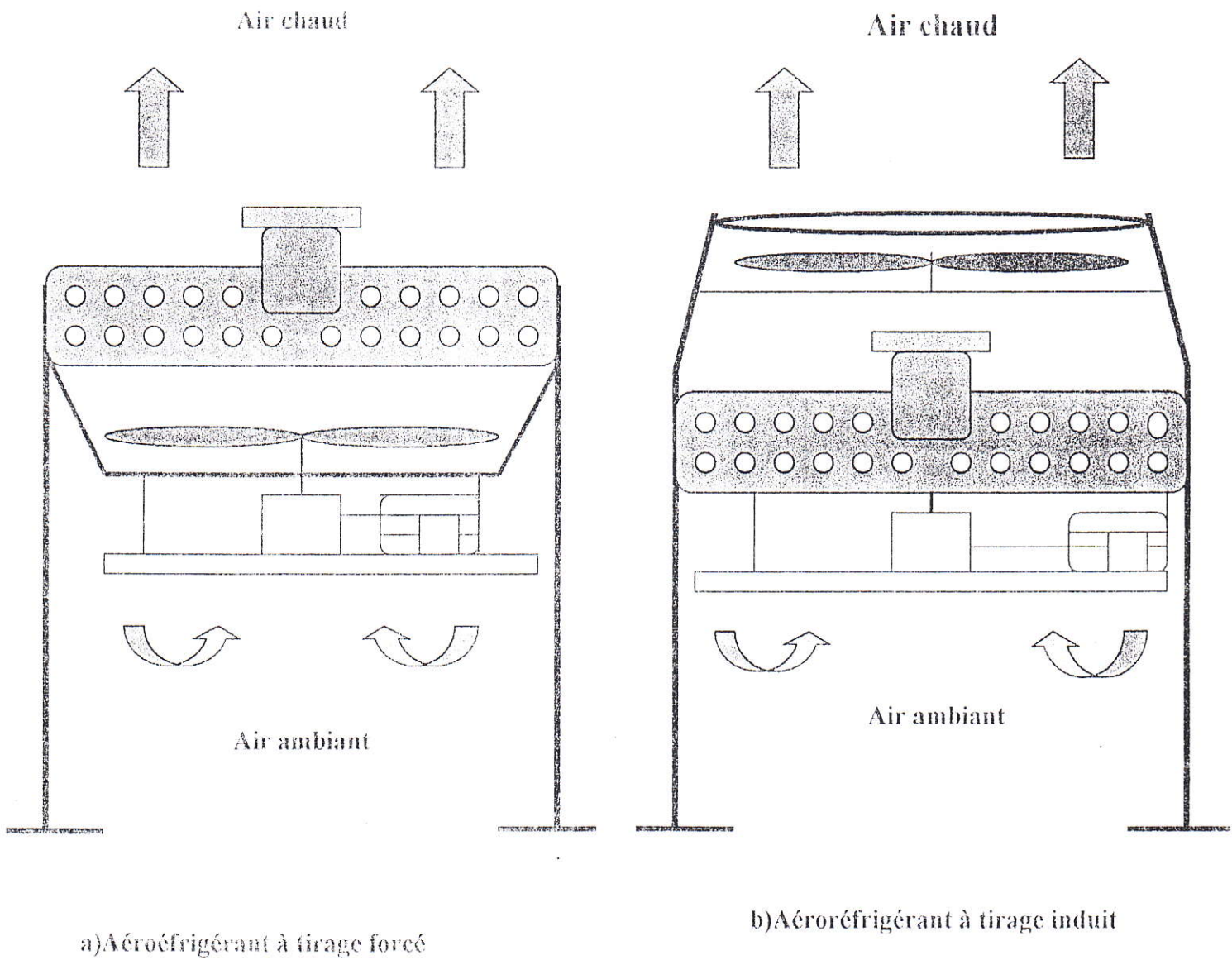


Fig II.6 : Tirage forcé et tirage induit

II.3.3.4) Calcul thermique d'un aérocondenseur :

Connaissant le service thermique (débit du fluide chaud, sa nature, sa température et son lieu d'implantation), on détermine la surface, la géométrie et les dimensions de ventilateurs qui refroidissent le faisceau.

Chaque constructeur possède sa méthode de calcul thermique suivants :

DTLM : méthode de la moyenne logarithmique de la différent de température.

NUT : méthode du nombre d'unité de transfert.

Principe de calcul :

Plusieurs critères à considère pour le dimensionnement d'un échangeur suivant son utilisation. La puissance thermique est toujours la principal préoccupation, mais le chois définitif de l'échangeur peut dépendre d'autre paramètres tels que :

- Les pertes de pression
- l'encombrement.
- La masse.
- L'encrassement.
- Une température de paroi à ne pas dépasser
- Les matériaux utilisée.

Deux types de calcule thermique sont à envisageables pour la caractérisation de l'échangeur.

- La détermination de la surface d'échange A connaissant la puissance et les température d'entrée et sortie des deux fluides (il s'agit d'un dimensionnement).
- La détermination des température de sortie des fluides, connaissance leurs température d'entrée et la surface d'échange (si un calcule est performance). [10, 15]

1) Calcul de la chaleur transféré entre l'air et le fluide (Q) :

$$Q = M \cdot C_p \cdot (T_1 - T_2) \dots \dots \dots (II.4)$$

D'autre part :

$$Q = U_x \cdot A \cdot \Delta T_{LM} \dots \dots \dots (II.5)$$

Avec :

Q : quantité de chaleur absorbée par l'air.

M : débit massique de fluide.

C_p : chaleur spécifique de fluide.

T₁ : température d'entrée de fluide.

T₂ : température de sortie de fluide.

U_x : coefficient de transfert de chaleur estimé à partir l'annexe (fig:10-10) pour une première itération.

A : surface d'échange.

ΔT_{LM} : la différence de la température logarithmique moyenne.

2) Calcul de la ΔT_{LM} :

La différence de la température logarithmique moyenne est égale :

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \dots \dots \dots (II.6)$$

Avec :

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2$$

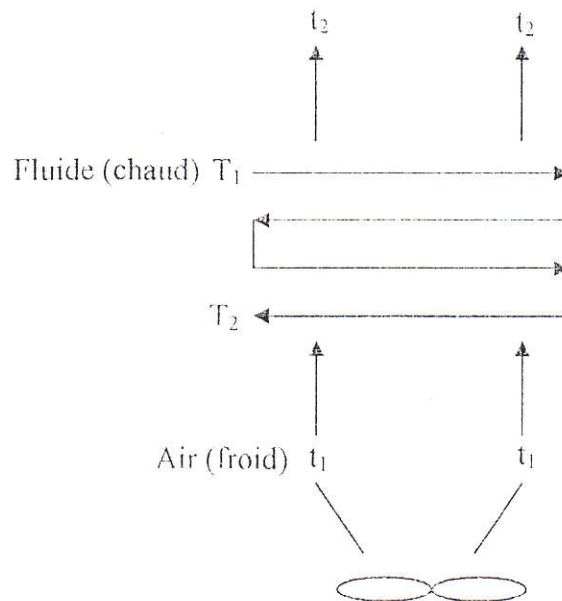
$$\Delta T_2 = T_2 - t_1$$

Pour les échangeur à courant croisé sont les plus complexes, la quantité (ΔT_{LM}) n'est plus exact (différence de température moyenne effective) on corrige le résultat par un facteur de corrigé F_c, qui toujours inférieur à 1.

Le facteur F_c déterminer à partir l'annexe (fig:10 - 8) sous forme d'abaque à deux entrée :

$$R = \frac{T_2 - T_1}{t_2 - t_1} \dots\dots\dots (II.7)$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} \dots\dots\dots (II.8)$$



La différence de température moyenne effective :

$$\Delta TLM_c = \Delta TLM \cdot F_c \dots\dots\dots (II.9)$$

3) Détermination de la température de sortie de l'air (t_2):

$$\Delta T_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right) \dots\dots\dots (II.10)$$

$$t_2 = t_1 + \Delta T_a \dots\dots\dots (II.11)$$

4) Calcul de la surface d'échange estimée (A_x):

$$A_x = \frac{Q}{U_x (\Delta TLM)_c} \dots\dots\dots (II.12)$$

Avec :

A_x : surface d'échange estimé.

5) Calcul de la surface faciale (f_a):

$$f_a = \frac{A_x}{APSF} \dots\dots\dots(\text{II.13})$$

Avec :

APSR : surface par pied au carré, elle est déterminée à partir l'annexe (fig: 10-11) en fonction du tube et le nombre de rangées.

6) Détermination de la largeur de la surface faciale (l):

$$l = \frac{f_a}{L} \dots\dots\dots(\text{II.14})$$

Avec :

L : longueur de tube.

7) Calcul du nombre total des tubes (N_t):

$$N_t = \frac{A_x}{APF.L} \dots\dots\dots(\text{II.15})$$

Avec :

APF : surface par une longueur de un pied de tube en (ft²/ft), elle est déterminée à partir l'annexe (Fig: 10-11).

8) Calcul de la vitesse massique à l'intérieur des tubes (G_t):

$$G_t = \frac{144.m_t.np}{3600.N_t.A_t} \dots\dots\dots(\text{II.16})$$

Avec :

np : nombre de passe ;

N_t : nombre de tubes ;

A_t : section coté tube interne, déterminée à partir l'annexe (fig:A6.3).

9) Calcul du nombre de Reynolds pour savoir la nature d'écoulement (N_r):

$$N_r = \frac{D_i \cdot G_f}{\mu} \dots \dots \dots (II.17)$$

Avec :

D_i : le diamètre intérieur des tubes.

G_f : la vitesse massique de fluide.

μ : la viscosité dynamique de fluide.

10) Calcul de la quantité de l'air (m_a) :

$$m_a = \frac{Q}{C_{p_a} \cdot \Delta t_a} \dots \dots \dots (II.18)$$

Avec :

C_{p_a} : chaleur spécifique de l'air.

Δt_a : différence de température de l'air.

11) Calcul de la vitesse massique de l'air (G_a):

$$G_a = \frac{m_a}{f_a} \dots \dots \dots (II.19)$$

- Détermination du coefficient de transfert coté air (h_a) à partir l'annexe (fig:10-17)

12) Calcul du rapport : $\frac{Ax}{Ai}$

$$\frac{Ax}{Ai} = AR \cdot \frac{D_0}{D_i} \dots \dots \dots (II.20)$$

- Détermination de AR (rapport de surface) à partir l'annexe (fig: 10-11).

13) Calcul de la perte de charge à l'intérieur des tubes (ΔP_t):

- Détermination du coefficient de friction (f) à partir l'annexe (fig:10-12).
- On utilise l'annexe (fig:10-14), pour déterminer (y, B) en fonction de la densité, diamètre des tubes est la vitesse massique à l'intérieur des tubes.
- Détermination de (Φ) à partir l'annexe (fig: 10-19).

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot y \cdot L \cdot n p}{\phi} + B \cdot n p \dots\dots\dots(\text{II.21})$$

14) Calcul du coefficient de filme à l'intérieur du tube (h_t):

On fonction du nombre de Reynolds, on détermine (J) de l'annexe (fig:10-15).

D'où l'équation du coefficient du film :

$$h_t = \frac{J \cdot k \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}}{D_i} \cdot \phi \dots\dots\dots(\text{II.22})$$

15) Calcul du coefficient global d'échange (U_x):

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{h_t} + r_{dt} \right) \cdot \frac{A_x}{A_i} + r_m + \frac{1}{h_a} \dots\dots\dots(\text{II.23})$$

Si après les calculs on obtient un (U) égale à celui initialisé et les pertes de charge calculée sont inférieure à ceux imposés alors on à bien dimensionner notre équipement .Dans le cas on choisi un deuxième (U) entre celui initialisé et celui calculé.

Chapitre III

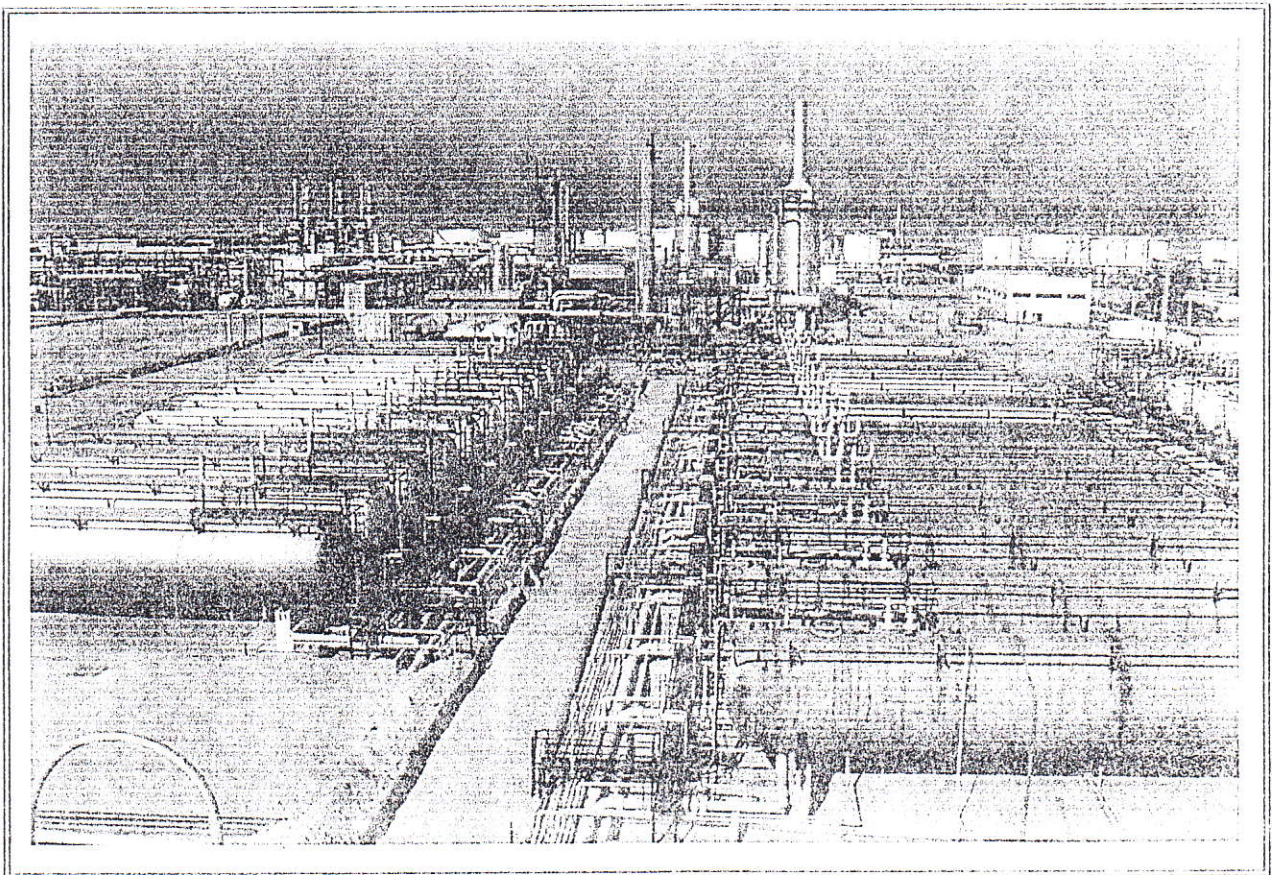


Fig III- 1 : Figure de l'unité GPL 1/Sud

III- Description de l'unité GPL 1/Sud :

III. 1) Introduction :

L'unité GPL1 du complexe industriel sud a été construite par « ALTRA » d'après une étude de la société (FLUOR-ENGLAND-LTD), elle a démarrée en 1973 dans le but de récupérer les produits GPL (un mélange propane-butane) présent dans les gaz de séparation et de stabilisation du pétrole brut au niveau du complexe industriel sud. [6]

L'unité a été conçue pour traiter deux gaz différents à savoir :

- 4.63 millions de Nm^3/J de gaz (HP) de séparation du brut provenant des unités de séparation sur champ ainsi que celui de la séparation au niveau de l'unité traitement du brut/Sud, ce gaz contenant 13.5% de propane et de butane, est disponible à 27 Kg/cm^2 et 70°C aux limites de l'unité ;
- 0.8137 millions de Nm^3/J de gaz (stable) de tête de la colonne de stabilisation du brut de l'unité traitement/Sud. Ce gaz plus riche en GPL contient 40.85% de propane et de butane est disponible aux limites de l'unité à 18.8 Kg/cm^2 et 35°C .

Tous les hydrocarbures liquides récupérés sont déethanisés tandis que les C3+ sont traités de nouveau dans un débutaniseur et un dépropaniseur afin de produire du GPL du propane et du butane commercial.

Le but principal de l'unité est de produire avec un taux de récupération de 90 % :

- **1330 T/J du GPL (C3/C4) ;**
- **300 T/J de propane commercial ;**
- **150 T/J de butane commercial.**

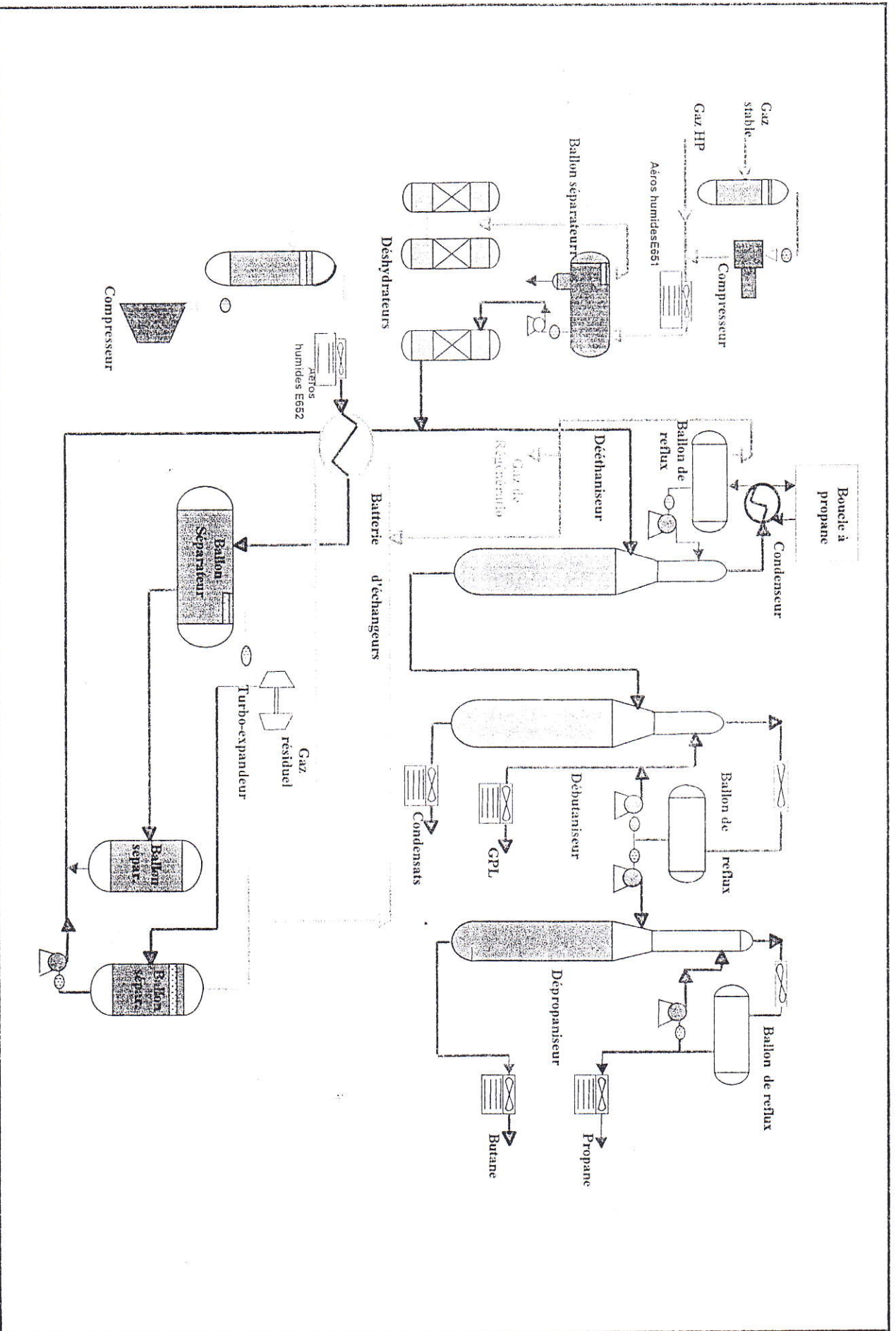
Le mélange propane-butane (GPL) est expédié vers Haoud-EL-Hamra, puis pompé vers les centres industriels de Arzew.

Le propane et le butane sont livrés au centre enfuteur de NAFTAL pour satisfaire les besoins du Sud-Est Algérien en ces produits.

Les condensats (les essences légères C5+) sont mélangés avec le brut expédier vers Haoud El-Hamra.

Le gaz résiduel de l'unité est pressurisé à 28.6 Kg/cm^2 , recyclé vers les stations de compression du complexe sud pour être comprimé avec d'autres gaz jusqu'à 420 bars, puis réinjecté dans les gisements afin de maintenir sa pression.

Fig III.2 : Schéma de l'unité GPL-1/Sud



III.2) Description du procédé :

L'unité GPL 1/sud est composé de six sections suivantes : (Fig III-3)

- 1- Section de refroidissement et compression du gaz de stabilisation
- 2- Section de déshydratation et régénération.
- 3- Section de compression.
- 4- Section de refroidissement et détente.
- 5- Section de fractionnement.
- 6- Section de stockage et expédition. [6]

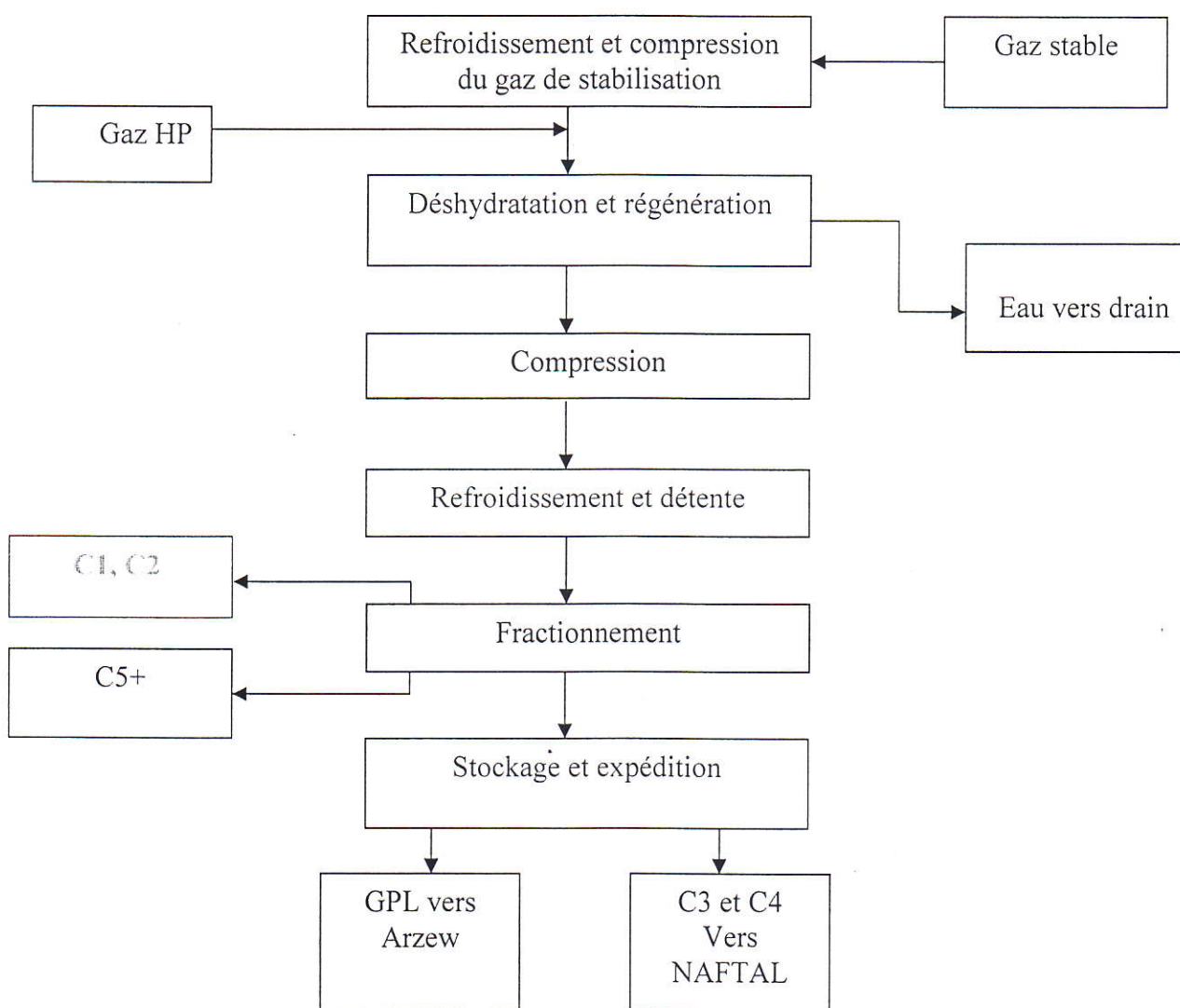


Fig III-3 : Schéma synoptique de l'unité GPL-1/Sud

III.2.1) Section de refroidissement et compression du gaz de stabilisation :

Le gaz de stabilisation en provenance de l'unité de stabilisation et de l'UFC arrive à l'unité saturé en eau à une pression de 18.8 Kg/cm^2 et 35°C , il est comprimé par le compresseur alternatif à un seul étage et à entraînement par moteur électrique C651 jusqu'à la pression du gaz de séparation HP (27 kg/cm^2), le refoulement du compresseur C651 rejoint la deuxième alimentation le gaz HP pour former ainsi l'alimentation combinée.

Le gaz combiné à 68°C est refroidi par les aéroréfrigérants à air humidifié E651 jusqu'à 38°C .

L'eau et les hydrocarbures qui se condensent sont séparés du gaz dans le ballon de séparation triphasique V651.

Le gaz et les condensats sont déshydratés respectivement dans les déshydrateurs de gaz V652 A/B/C et les déshydrateurs de liquide les V659 A/B.

L'eau évacuée dans les systèmes d'égout des eaux huileuses.

III.2.2) Section de déshydratation :

Afin d'éviter la formation des hydrates dans la section froide, le liquide hydrocarbure du V651 est pompé par les P659 A/B vers les déshydrateurs liquide V659 A/B renfermant un dessiccant du type tamis moléculaire 4A° ; les condensats déshydratés rejoignent ensuite les condensats en provenance des refroidisseurs de gaz pour former l'alimentation du dééthaniseur V655; Le deuxième déshydrateur est régénéré simultanément. (Fig III.4)

Le gaz provenant du V651 est séché dans deux déshydrateurs en parallèles, le troisième déshydrateur de gaz est régénéré pendant que les deux autres sont en service.

Le gaz de régénération à la fois pour les déshydrateurs de gaz et de liquide fait partie du gaz de tête en provenance du ballon de reflux V656 du dééthaniseur V655.

Le gaz de régénération est d'abord préchauffé dans le pré chauffeur de gaz de régénération E654 par échange de chaleur avec le gaz d'alimentation d'arrivée, il est ensuite réchauffé jusqu'à 274°C dans le réchauffeur de gaz de régénération E653 A/B qui utilise un circuit d'huile chaude à 299°C comme fluide de réchauffage, le gaz utilisé dans la phase de refroidissement est le même que le gaz de réchauffage si ce n'est qu'il contourne E653 A/B.

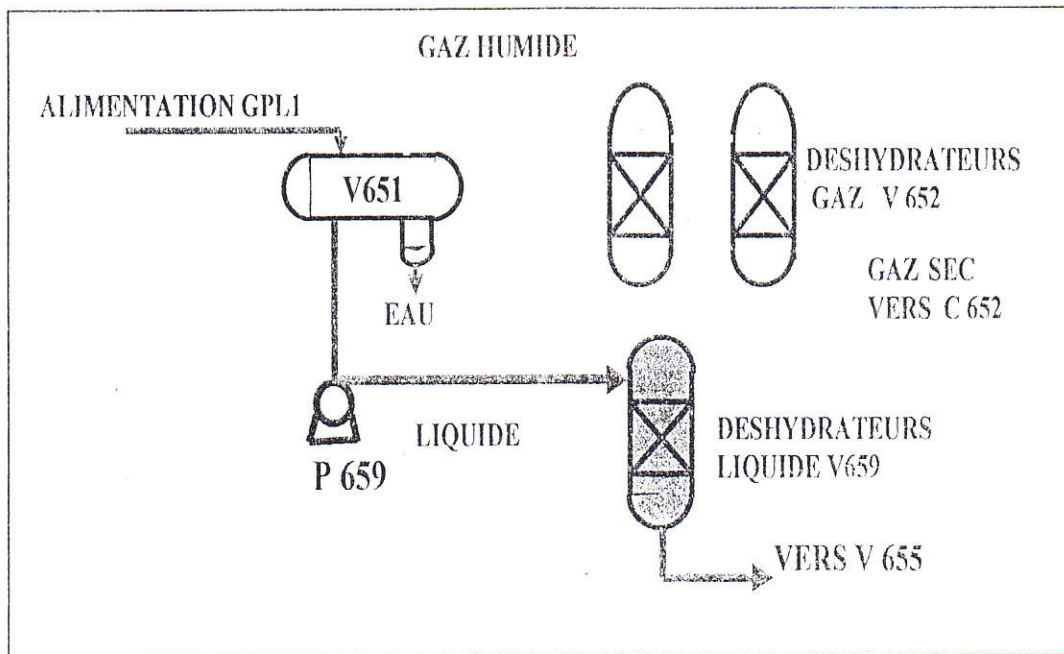


Fig.III.4 : La section de déshydratation

Les cycles des déshydrateurs sont comme suit :

Étapes	Durée en heures			
	Déshydrateur gaz		Déshydrateur liquide	
	Design	Actuelle	design	actuelle
Dépressurisation (vidange)	-	-	7	0.25
Réchauffage	4	4	5	8.5
Refroidissement	2	1.5	2.5	1.5
Pressurisation (remplissage)	-	-	7	0.75
Réserve	-	-	2.5	-
Déshydratation (service)	12	11	24	11

Tableau III .3 : Les cycles des déshydratations

Après l'étape de réchauffage, les tamis moléculaires sont ensuite refroidis.

Le gaz utilisé dans l'étape de refroidissement est le même que celui de l'étape de réchauffage, si ce n'est qu'il contourne les échangeurs E653 A/B. Après désorption de l'eau, le gaz humide de régénération est refroidi dans les aéroréfrigérants à air sec E660 à 66°C.

L'eau et les condensats entraînés sont récupérés dans un ballon séparateur : l'eau est purgée, les condensats sont mélangés avec les C5+ sortie unité, tandis que le gaz rejoint le gaz résiduel à la sortie des échangeurs cryogéniques.

III.2.3) Section de compression :

Son rôle est de comprimer le gaz de 27 kg/cm^2 à 64 kg/cm^2 à travers un compresseur centrifuge C652 entraîné par une turbine à gaz de type Rolls-Royce.

Le gaz d'alimentation combiné déshydraté passe des déshydrateurs gaz vers le ballon d'aspiration V662 du compresseur d'alimentation combinée C652 où tout liquide entrainé éliminé puis il est refoulé par le compresseur C652 à une pression de 64 kg/cm^2 à une température de 105°C , il est ensuite refroidi à 35°C par les aéroréfrigérants E652.

III.2.4) Section de refroidissement et détente :

Le but de cette section est de refroidir le gaz à une température de -20°C à travers une batterie d'échangeur puis le détendre par un turbo-expandeur jusqu'à 26.9 kg/cm^2 et à la température de -50°C . (Fig III.5)

Elle est composée de :

- 03 échangeurs cryogéniques E654, E655A/B, E656A/B ;
- 03 ballons séparateurs V654, V658, V665 ;
- un turbo-expandeur.

Une condensation partielle de l'alimentation se passe dans les aéroréfrigérants E652 mais le liquide n'est pas séparé. Des colonnes de séparation (conduites longues) sont installées pour assurer une distribution régulière du liquide dans le courant de gaz vers chaque échangeur.

Les diamètres de chaque conduite sont choisis de telle façon à diriger 65% du gaz d'alimentation vers les échangeurs cryogéniques E656 A et B , 10% vers l'échangeur E654 et les 25% restant vers l'échangeur E655 A.

Les sorties cotées tubes des échangeurs E654 et E655 A se combinent pour former l'entrée du E655 B.

Le gaz passant par les échangeurs E656 A et B refroidi par l'alimentation du déethaniseur provenant du ballon de flash V658 et du ballon de séparation de la sortie de l'expander V665.

Le gaz passant par les échangeurs E655 A et B est refroidi par le gaz résiduel provenant des deux ballons V658 et V665.

Le gaz passant par l'échangeur E654 est refroidi jusqu'à -4°C par le gaz de régénération provenant de la tête du déethaniseur.

Le gaz d'alimentation réfrigéré à -20°C est séparé dans le ballon V654. Le liquide du V654 est détendu dans la vanne Joule-Tomson LV657 de 63 à 31.5 Kg/cm^2 sous la commande du régulateur de niveau du ballon V654 puis séparé dans le ballon V658.

Gaz vers stations compression.

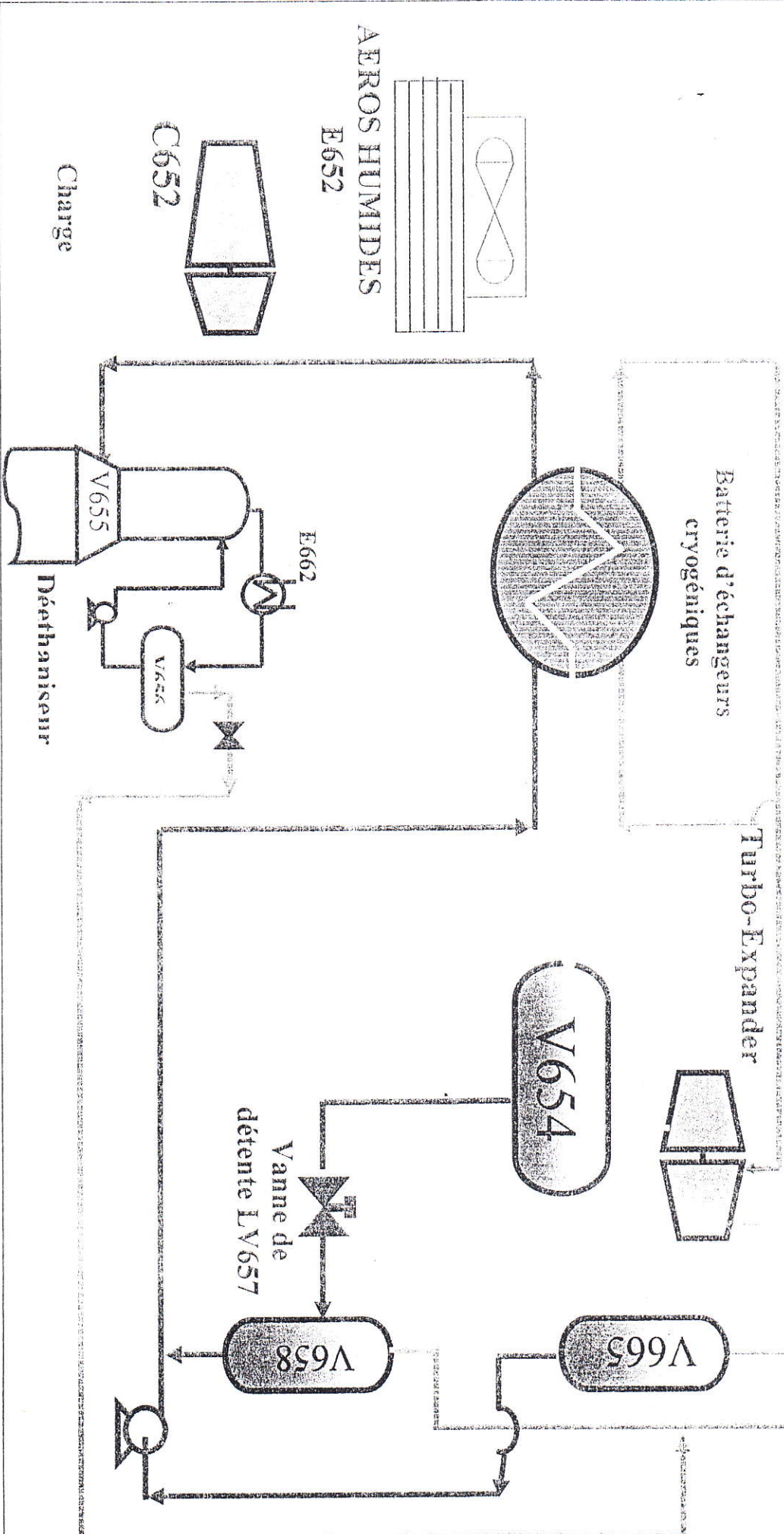


Fig III.5 : La section cryogénique

Le gaz du V654 est détendu à son tour jusqu'à 27 Kg/cm² par le détendeur (expander) C653 B, le liquide récupéré par détente est recueilli dans le ballon séparateur V665. Les gaz des ballons V665 et V658 se combinent pour donner avec le gaz de tête du déethaniseur le gaz résiduel qui refroidira l'alimentation en passant par les échangeurs E655 A et B côté calandre.

Les liquides de ces deux ballons se combinent à leur tour pour former ainsi la charge du déethaniseur qui refroidira l'alimentation en passant côté calandre des échangeurs E656 A et B.

Le groupe compresseur détendeur se compose d'un turbo expander a un seul étage chargé par un compresseur centrifuge intégré à un seul étage situé à l'extrémité opposée de l'arbre du détendeur.

Les phases vapeurs des ballons séparateurs V665, V658 et celle du ballon de reflux du déethaniseur V656 se combinent pour former le gaz résiduel qui refroidiras la charge dans les échangeurs E655A /B puis se combine avec le gaz de régénération avant d'être aspiré par le compresseur C653A qui le comprime de 26.5 à 28.5 kg/cm² et l'envoi vers les stations de compression sud ; une partie du gaz résiduel servira comme fuel gaz pour l'unité.

III-2.5) Section de fractionnement :

Elle est constituée 03 colonnes de distillation :

a) Le déethaniseur V655 :

La charge du déethaniseur est constituée du liquide déshydraté recueilli dans le ballon V651 et les condensats recueillis dans les ballons V658 et V665.

La charge entre à la colonne en état du mélange liquide-vapeur a une température de 21°C ; cette colonne constituée de 35 plateaux fonctionne à une pression de 30 kg/cm² et elle est dimensionnée pour donnée un produit de fond exempt d'éthane.

Les vapeurs de tête sont partiellement condensées dans le condenseur de tête E662 en utilisant le propane liquide comme agent réfrigérant à une température de - 23.5°C.

Le liquide séparé dans le ballon de reflux se sépare du gaz non condensé à une température de -15°C est pompé par les pompes P657 pour constituer ainsi un reflux total.

La colonne est rebouillie par un rebouilleur du type (KEETLE) E658 ; la chaleur nécessaire au rebouillage est assurée par un système de circulation d'huile chaude comme agent caloporteur à une température de 299°C.

Le produit de fond du déethaniseur s'écoule sous la commande du régulateur de niveau du rebouilleur vers le débutaniseur V657.

b) Le débutaniseur V657 :

Le débutaniseur est une colonne de 37 plateaux fonctionnant à une pression de 17 bars, cette colonne est conçue pour séparer les produits de fond du déethaniseur C3+ en deux parties :

- produit de tête : GPL (propane + butane).
- produit de fond : essence légère C5+.

Les vapeurs de tête du débutaniseur sont entièrement condensées dans les aéroréfrigérants E657 à air sec.

Le produit GPL recueilli au ballon de reflux V660 est divisé en trois parties à savoir :

- Une partie aspirée par les pompes P652A/B qui servira comme reflux de tête sous le contrôle du régulateur de débit.
- Une deuxième partie est refoulée par les pompes P660A/B vers le dépropaniseur sous la commande d'un régulateur de débit.
- Le reste de GPL est refroidi avant d'être stocké ; de même que pour le déethaniseur, le débutaniseur est rebouilli par un rebouilleur du type (KEETLE) à circulation d'huile chaude V659.
- L'essence légère C5+ du fond du débutaniseur est refroidie puis envoyée vers l'unité traitement sud pour être remélangée avec le brut.

c) Le dépropaniseur V670 :

Le dépropaniseur est une colonne de 43 plateaux qui fonctionne à une pression de 22 bars, elle a été conçue pour traiter une charge de GPL en la séparant en propane et en butane commercial.

La charge est préchauffée jusqu'à 70°C dans l'échangeur E669 par le produit de fond le butane.

Actuellement, le dépropaniseur est alimenté par le GPL produit à l'unité de fractionnement des condensats (UFC) ; Les vapeurs de tête sont entièrement condensées dans les aéroréfrigérants E670 à air sec. Les pompes P661 renvoient le reflux vers la tête de colonne sous la commande du régulateur de débit, tandis que le propane restant au ballon de reflux est envoyé vers stockage après refroidissement.

La colonne est rebouilli par le même type de rebouilleur que ceux des autres colonnes ; Le produit butane de fond est envoyé vers stockage après refroidissement.

III.2.6) Section de stockage et expédition :

a) Zone de stockage:

La zone de stockage se compose principalement de :

- Quarante réservoirs cylindriques horizontaux (cigares) ayant chacun un volume de 270 m³ répartis comme suite :(Fig III.6)

- V663 A à J : stockage du GPL à 14.5 bars.
- V663 K à N : réservoir tampons de la pomperie avec une pression de 13 bars.
- V668 A à F : stockage du GPL / UFC à 14.5 bars.
- V668 G à N : stockage du propane : 08 réservoirs à 14.5 bars.
- V669 A à L : stockage de butane à 5.5 bars.

-Deux Sphères FB 2501 et FB 2502 de 1750 m³ chacune et une hauteur de 15170 mm, destinées au stockage du GPL soit le butane. (Fig III.7)

b) Zone d'expédition :

Elle se compose de quatre pompes d'expédition de GPL en série P1701 A/B/C/D, ayant chacune un débit de 200 m³/h ; Ces pompes d'expédition sont du type centrifuges immergées à 12 étages chacune, destinées à refouler le produit GPL le long du pipeline 8 pouces en direction de Haoud- EL- Hamra.

. Unité de réfrigération de propane :

C'est une boucle frigorifique de propane réfrigérant requise pour le condenseur de tête du déethaniseur V655 riches en fraction C3, C4 par évaporation du propane liquide dans le condenseur de tête E662.

Le régulateur de niveau du condenseur E662 contrôle le débit de propane liquide entrant côté calandre, sa consigne est donnée par le régulateur de température de tête par un système de régulation en cascade ; le propane vaporisé au condenseur passe par le ballon épurateur V674 pour former la première aspiration du compresseur C655 qui est un compresseur centrifuge à gaz entraîné sur le même arbre par une turbine a gaz GT655, un deuxième compresseur C655S qui est en service entraîné par un moteur électrique CM655 suite a une panne de la turbine.

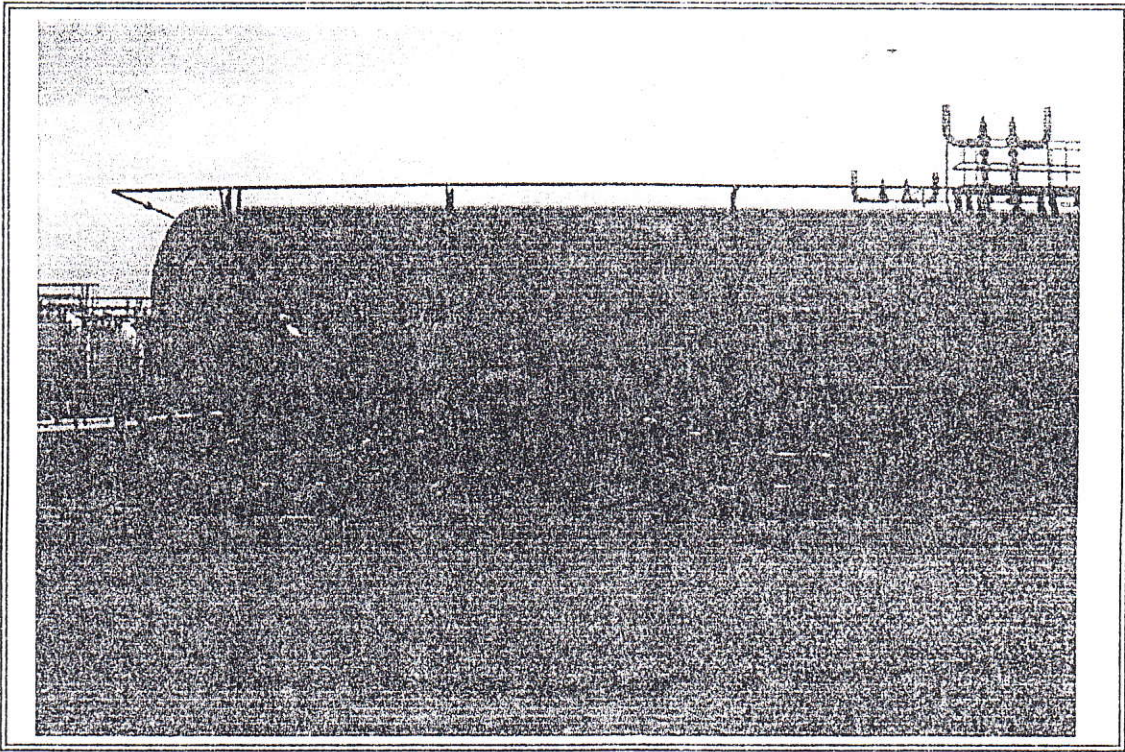


Fig.III.6 : Réservoir cylindrique de stockage

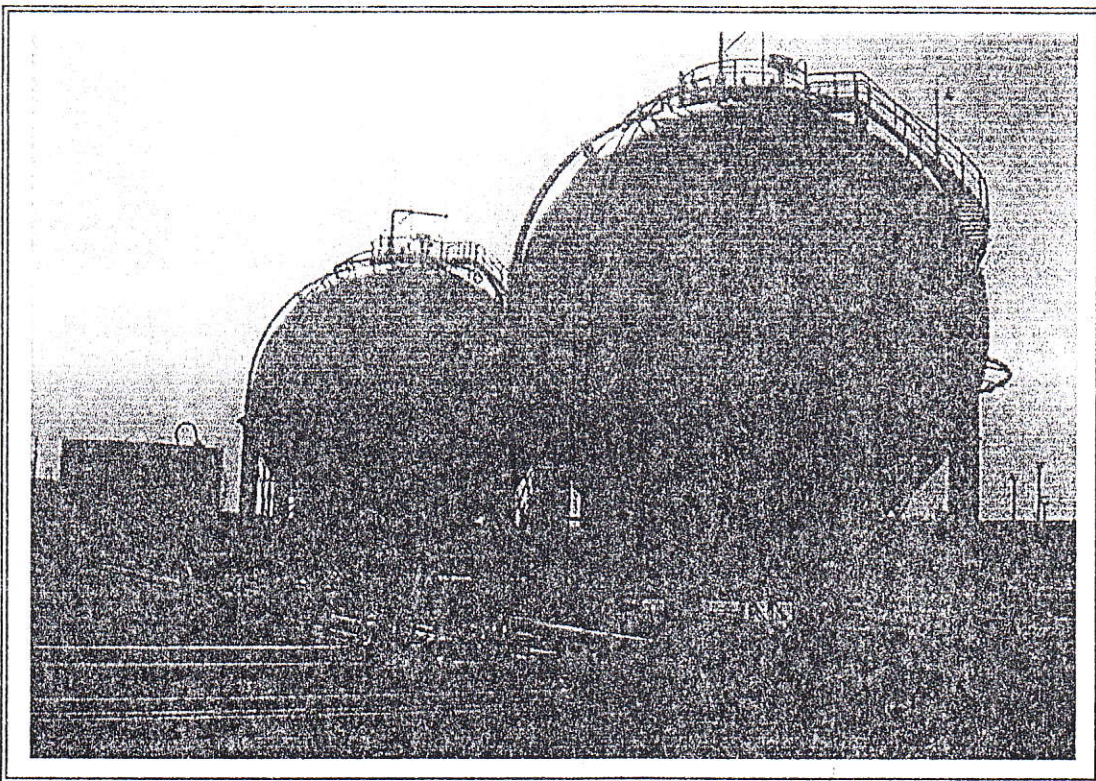


Fig.III.7 : Sphère de stockage

Le propane est comprimé de (1.18 bars ; -23.8°C) à (17 bars ; 67°C), puis condensé à 48°C dans les échangeurs à eau E674 après passage par les aérorefrigérants à air sec les E601, le propane liquide est recueilli dans le ballon V672 avant d'être détendu par la vanne régulatrice de niveau de ce ballon vers le ballon V673.

Le propane est séparé dans le ballon V673 à une pression de 8.4 bars et 19.4°C, et delà le liquide s'écoule vers le condenseur E662 après être détendu une deuxième fois jusqu'à 1.18 bars par le biais de la vanne de régulation du niveau du condenseur E662 ; La vapeur du V673 est recyclée vers le compresseur C655 pour former ainsi sa deuxième aspiration.

. Système d'huile chaude :

Le système utilise une huile caloporteuse (TORADA 55) pour le rebouillage des trois colonnes ainsi que pour le réchauffage du gaz de régénération des déshydrateurs.

L'huile est aspirée d'un ballon tampon puis dégazée avant d'être pompée vers le four par deux pompes en parallèle P655A/B/C ;

Le four H651 est un four cylindrique à tubes verticaux chauffé au gaz à l'aide de 12 brûleurs ; La température de sortie est maintenue proche de 299°C en agissant sur la pression du fuel gaz.

. Système d'humidification de l'air :

La température de l'air humide est plus basse que celle de l'air sec, et vu les valeurs très élevées que peut atteindre la température ambiante dans les zones sahariennes telle que Hassi-Messaoud pendant les saisons chaudes, on procède à humidifier l'air ambiant pour mieux refroidir ; Des aérorefrigérants sont installés au-dessus de la tour d'humidification, l'air est aspiré par les ventilateurs et humidifié en passant à contre courant avec l'eau froide pompée du bassin de la tour.

. Tour de refroidissement de l'eau de la boucle de propane :

Elle est conçue pour refroidir l'eau qui condense le propane réfrigérant à la sortie du compresseur C655 ; C'est une tour de refroidissement à air forcé classique, l'eau est circulé par les pompes P662A/B du réservoir jusqu'au côté tube du condenseur de propane E674 et retourne à la tour E680 du haut pour être pulvérisé.

Actuellement, vu le problème de bouchage des tubes des échangeurs E674 causé par la salinité de l'eau utilisée (ALBIEN) des aéroréfrigérants à air sec les E601 on été installés entre le refoulement du compresseur C655 et les condenseur E674 afin de faire fonctionner ces échangeurs à des températures plus basse et de diminuer l'entartrage des tubes.

. Système de fuel gaz :

Le fuel gaz de l'unité provient du gaz résiduel, il alimente :

- Le four d'huile chaude H651 ;
- Le turbo-jet GT652 ;
- Le réseau de pressurisation de la zone de stockage.

. Système d'air instrument :

L'air instrument et l'air service sont fournis par deux compresseurs alternatifs entraînés par des moteurs électriques ; un compresseur est en service tandis que l'autre est en stand-by. L'air est refroidi puis une partie est séchée pour la production de l'air instrument.

. Système d'injection du méthanol :

Le système est utilisé seulement en cas de détection d'hydrates alors le méthanol est pompé vers trois points :

- Le filtre d'entrée du détendeur (expander) ;
- Les entrées côté tubes des échangeurs cryogéniques ;
- L'aspiration des pompes P658 (pompe de liquide du V665) ;
- L'aspiration des pompes P657 (pompe de reflux du V655)

Chapitre IV

IV - Partie calcul :

IV.1) Objectif de l'étude :

L'unité GPL1/Sud est confrontée depuis plusieurs années à un problème qui est dû à une élévation de la température ambiante qui atteint 50°C, sachant que la température maximale préconisée par le constructeur était de 45°C.

Cette élévation de température a un effet direct sur l'aérocondenseur sec E657 (condenseur de tête du débutaniseur), qui utilise l'air comme agent réfrigérant.

En effet, l'aérocondenseur n'arrive plus à liquéfier la totalité du GPL parce que sa température qui est de 59°C est supérieure à sa température de bulle qui est 57.2°C.

La partie non condensée engendre :

- Pression élevée dans le ballon de reflux et donc pression élevée de tête du débutaniseur.
- Niveau bas dans le ballon de reflux (risque de cavitation de pompe de reflux).

Cette situation a pour conséquence :

- Torchage d'une quantité de vapeur GPL afin de maintenir la pression de la colonne.
- Diminution de la production.
- Obtention d'un produit non conforme dû à l'élévation de la température du reflux de tête du débutaniseur.

Dans le but de récupérer de GPL torcher et afin de maintenir la pression de colonne dans les conditions critiques (l'élévation de température ambiante à 50°C).

On a procédé à la vérification des paramètres de design (surface d'échange, nombre de faisceaux etc....) et on va redimensionner un condenseur de tête du débutaniseur pour une température ambiante 50°C.

IV.2) Vérification des paramètres de design de l'aérocondenseur (E657):

Pour notre étude de dimensionnement de l'aérocondenseur de tête du débutaniseur on a les données suivantes : voir l'annexe (Fig 1.1)

La vapeur sortie de tête du débutaniseur est donnée par le tableau suivant:

composants	vapeur de colonne (V)	
	% (mol)	(Lbmol/h)
C ₂	2.50	149.18
C ₃	71.78	4291.7
IC ₄	7.00	418.5
NC ₄	18.47	1104.19
IC ₅	0.20	11.96
NC ₅	0.06	3.30
Total	100	5978.83
P.moléculaire	47.39	
Débit kg/h	128524	
Débit kmol/h	2712	
Pression kg/cm ²	16.8	
Température °C	68.9	

Tableau IV.1 : La vapeur sortie de tête du débutaniseur cas design

Bilan de matière :**a) La charge (F) :**

Débit massique = 97407 kg/h

Poids moléculaire = 50.84 kg/kmol

Débit molaire = 1916.09 kmol/h

b) Distillat (D) :

Débit massique = 80986 kg/h

Poids moléculaire = 47.39 kg/kmol

Débit molaire = 1708.93 kmol/h

c) Fond du débutaniseur (R) :

Débit massique = 16421 kg/h

Poids moléculaire = 19.24 kg/kmol

Débit molaire = 207.23 kmol/h

d) Vapeur de tête du débutaniseur (V) :

Débit massique = 128524 kg/h

Poids moléculaire = 47.39 kg/kmol

Débit molaire = 2712 kmol/h

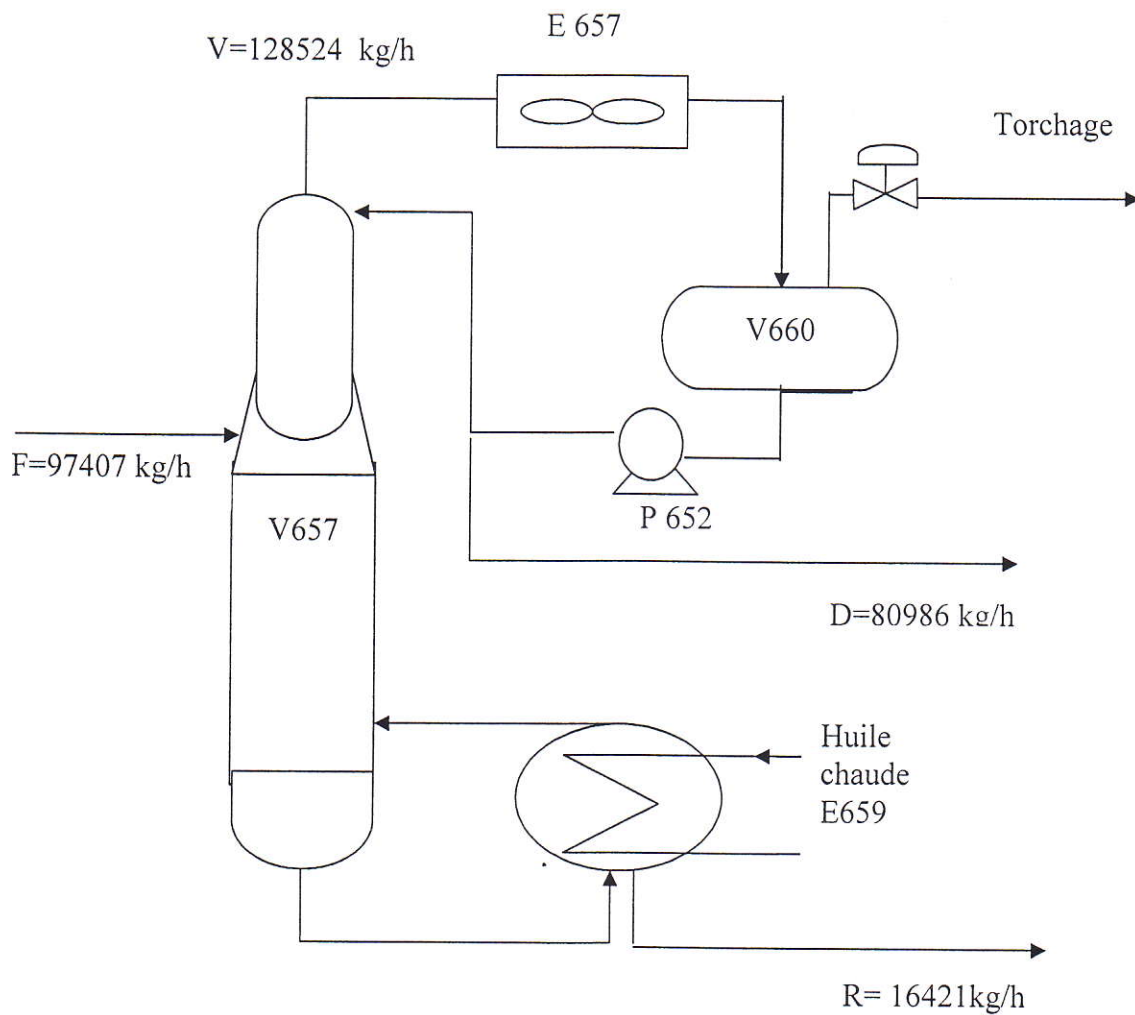


Fig IV.1 : Schéma du débutaniseur cas design

IV.2.1) Calcul des propriétés physiques du GPL cas design :

1) Calcul de la pression température critiques :

La pression critique d'un mélange $P_c = \sum P_{ci} \cdot y_i'$ (IV.1)

La température critique d'un mélange $T_c = \sum T_{ci} \cdot y_i'$ (IV.2)

La facteur accentrique d'un mélange $w = \sum w_i \cdot y_i'$ (IV.3)

La poids moléculaire d'un mélange $M = \sum M_i \cdot y_i'$ (IV.4)

Avec : voir tableau II.1.6

P_{ci} : pression critique de constituant (i) en (atm)

T_{ci} : température critique de constituant (i) en (°k)

w_i : facteur accentrique de constituant (i)

y_i' : fraction molaire de constituant (i)

M_i : poids moléculaire de constituant (i) en (g/mol)

La Pression température critiques des composants (i) sont données par le tableau suivant :

Composants (i)	y_i' (frac)	M_i (g/mol)	T_{ci} (°k)	P_{ci} (atm)	w_i
C ₂	0.025	30.07	305.5	48.2	0.105
C ₃	0.7178	44.1	370.0	42.00	0.152
IC ₄	0.07	58.12	408.1	36.00	0.192
NC ₄	0.1847	58.12	425.2	37.5	0.200
IC ₅	0.002	72.15	461	32.9	0.206
NC ₅	0.0006	72.15	469.8	33.3	0.205
Total	1	-	-	-	-

Tableau IV.2 : Pression et température critiques des composants (i)

Température d'entrée: $T_1 = 68.9^\circ\text{C}$

Pression d'entrée: $P_1 = 16.584 \text{ atm}$

La Pression température critiques du produit cas design sont données par le tableau suivant:

Composants (i)	y_i (frac)	$M_i \cdot y_i$ (g/mol)	$T_{ci} \cdot y_i$ (°k)	$P_{ci} \cdot y_i$ (atm)	$w_i \cdot y_i$
C ₂	0.025	0.752	7.637	1.205	0.003
C ₃	0.7178	31.655	265.586	30.148	0.109
IC ₄	0.07	4.068	28.567	2.52	0.013
NC ₄	0.1847	10.735	78.534	6.926	0.037
IC ₅	0.002	0.144	0.922	0.066	0.00
NC ₅	0.0006	0.043	0.282	0.020	0.00
Total	1	47.397	381.528	40.885	0.162

Tableau IV.3 : Détermination de la Pression température critiques du produit cas design

La pression critique du produit : $P_c = \sum P_{ci} \cdot y_i = 40.885 \text{ atm}$

La température critique du produit : $T_c = \sum T_{ci} \cdot y_i = 381.528 \text{ °k}$

La facteur accentrique du produit : $w = \sum w_i \cdot y_i = 0.162$

La poids moléculaire du produit : $M = \sum M_i \cdot y_i = 47.398 \text{ g/mol}$

2) Calcul de la pression température réduite :

Pression d'entrée : $P_1 = 16.8 \text{ bars}$

Température d'entrée : $T_1 = 68.9 \text{ °C}$

Pression de sortie : $P_2 = 16.5 \text{ bars}$

Température de sortie : $T_2 = 57.2 \text{ °C}$

La pression réduite: $P_r = \frac{P}{P_c}$ (IV.5)

La température réduite: $T_r = \frac{T}{T_c}$ (IV.6)

La pression réduite du produit à l'état vapeur:

$$P_{r1} = \frac{P_1}{P_c} = \frac{16.584}{40.885} = 0.405$$

La pression réduite du produit à l'état liquide:

$$P_{r2} = \frac{P_2}{P_c} = \frac{16.288}{40.885} = 0.398$$

La température réduite du produit à l'état vapeur:

$$T_{r1} = \frac{T_1}{T_c} = \frac{341.9}{381.528} = 0.896$$

La température réduite du produit à l'état liquide:

$$T_{r2} = \frac{T_2}{T_c} = \frac{330.2}{381.528} = 0.865$$

3) Calcul de la chaleur spécifique du produit entrée :

La chaleur spécifique de constituant (i) est calculée par la formule suivant :

$$C_{pi} = a + bT + cT^2 + dT^3 \dots\dots\dots(\text{IV.7})$$

a,b,c ;d : constants, voir l'annexe (tableau II.1.3)

T : la température en °k

La chaleur spécifique d'un mélange :

$$C_p = \sum C_{pi} \cdot y_i \dots\dots\dots(\text{IV.8})$$

Pression d'entrée : $P_1 = 16.584 \text{ atm}$

Température d'entrée : $T_1 = 341.9 \text{ °k}$

$$C_{pc2} = 1.648 + (0.0412 \times 341.9) + (-1.53 \times 10^{-5} \times 341.9^2) + (1.74 \times 10^{-9} \times 341.9^3)$$

$C_{pc2} = 14.015 \text{ kcal/kmol.°k}$

$$C_{pc3} = -0.966 + (7.279 \times 10^{-2} \times 341.9) + (-3.755 \times 10^{-5} \times 341.9^2) + (7.58 \times 10^{-9} \times 341.9^3)$$

$C_{pc3} = 19.834 \text{ kcal/kmol.°k}$

$$C_{pic4} = -1.89 + (9.936 \times 10^{-2} \times 341.9) + (-5.495 \times 10^{-5} \times 341.9^2) + (11.92 \times 10^{-9} \times 341.9^3)$$

$C_{pic4} = 26.134 \text{ kcal/kmol.°k}$

$$C_{pnc4} = -0.945 + (8.873 \times 10^{-2} \times 341.9) + (-4.38 \times 10^{-5} \times 341.9^2) + (8.36 \times 10^{-9} \times 341.9^3)$$

$C_{pnc4} = 24.606 \text{ kcal/kmol.°k}$

$$C_{pic5} = -2.273 + (12.434 \times 10^{-2} \times 341.9) + (-7.097 \times 10^{-5} \times 341.9^2) + (15.86 \times 10^{-9} \times 341.9^3)$$

$C_{pic5} = 32.576 \text{ kcal/kmol.°k}$

$$C_{pnc5} = 1.618 + (10.85 \times 10^{-2} \times 341.9) + (-5.365 \times 10^{-5} \times 341.9^2) + (10.10 \times 10^{-9} \times 341.9^3)$$

$C_{pnc5} = 32.846 \text{ kcal/kmol.°k}$

La chaleur spécifique du produit entrée cas design est donnée par le tableau suivant:

Composants (i)	y_i (frac)	C_{p_i} (kcal/kmol.°k)	$C_{p_i} \cdot y_i$ (kcal/kmol.°k)
C ₂	0.025	14.015	0.350
C ₃	0.7178	19.834	14.237
IC ₄	0.07	26.134	1.829
NC ₄	0.1847	24.606	4.545
IC ₅	0.002	32.576	0.065
NC ₅	0.0006	32.846	0.020
Total	1	-	21.046

Tableau IV.4 : Détermination de la chaleur spécifique du produit entrée cas design

$$C_{p1} = \sum C_{p_i} \cdot y_i = 21.046 \text{ kcal/kmol.}^\circ\text{k}$$

$$C_{p1} = \frac{21.046}{47.397} = 0.444 \text{ kcal / kg.}^\circ\text{k}$$

$$C_{p1} = 0.444 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{k}$$

4) Calcul la conductivité thermique vapeur

k_i : conductivité thermique de constituant (i) en Btu/h.ft².°F/ft, d'après l'annexe (Fig 4.119)

$k = \sum k_i \cdot y_i$: conductivité thermique d'un mélange en Btu/h.ft².°F/ft.....(IV.9)

$$P_1 = 16.584 \text{ atm}$$

$$T_1 = 68.9^\circ\text{C}$$

La conductivité thermique vapeur cas design est donnée par le tableau suivant:

Composants (i)	y_i (frac)	k_i (Btu/h.ft ² .°F/ft)	$k_i \cdot y_i$ (Btu/h.ft ² .°F/ft)
C ₂	0.025	0.0155	0.0004
C ₃	0.7178	0.013	0.0093
IC ₄	0.07	0.0117	0.0008
NC ₄	0.1847	0.0117	0.0022
IC ₅	0.002	-	-
NC ₅	0.0006	-	-
Total	1	-	0.0127

Tableau IV.5 : Détermination de la conductivité thermique vapeur cas design

La conductivité thermique vapeur : $k_1 = \sum k_i y_i = 0.0127 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$
 $k_1 = 0.0127 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$

5) La densité standard du produit :

Pour déterminer la densité standard d'un mélange on applique la formule suivant :

$$d_4^{15} = d_4^{20} + 5\alpha \dots\dots\dots(\text{IV.10})$$

d_4^{15} : La densité standard

d_4^{20} : La densité normale

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132d_4^{20}$$

-La masse volumique d'un mélange : $\rho_4^{20} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i^{20}}} \dots\dots\dots(\text{IV.11})$

x_i : La fraction massique, $x_i = \frac{y_i \cdot M_i}{\sum y_i \cdot M_i} \dots\dots\dots(\text{IV.12})$

ρ_i^{20} : La masse volumique de constituant (i) en kg/m^3

La masse volumique du produit cas design est donnée par le tableau suivant:

Composants (i)	y_i (frac)	M_i (g/mol)	$M_i y_i$ (g/mol)	x_i	ρ_i^{20} (kg/m ³)	$\frac{x_i}{\rho_i^{20}}$ (m ³ /kg)
C ₂	0.025	30.07	0.752	0.016	370.4	0.000
C ₃	0.7178	44.1	31.655	0.668	501.8	0.0013
IC ₄	0.07	58.12	4.068	0.086	557.6	0.0002
NC ₄	0.1847	58.12	10.735	0.226	579.08	0.0004
IC ₅	0.002	72.15	0.144	0.003	619.7	0.000
NC ₅	0.0006	72.15	0.043	0.001	629.19	0.000
Total	1	-	47.397	1	-	0.0019

Tableau IV-6 : Détermination de la masse volumique du produit cas design

$$\rho_4^{20} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i^{20}}} = \frac{1}{0.0019} = 526.316 \text{ kg/m}^3$$

$$d_4^{20} = 0.5263$$

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132 \times (0.5263)$$

$$\alpha = 0.001$$

$$d_4^{15} = d_4^{20} + 5\alpha = 0.5263 + 5 \times 0.001$$

La densité standard du produit GPL : $d_4^{15} = 0.5313$

6) La viscosité dynamique du produit :

$$\mu_i = \frac{\sum \mu_i \cdot y_i \cdot \sqrt{M_i}}{\sum y_i \cdot \sqrt{M_i}} \dots\dots\dots (IV.13)$$

Avec :

μ : la viscosité dynamique d'une mélange en (cp).

μ_i : la viscosité du produit pur à T donnée d'après l'annexe (Fig 15).

$$T_{moyenne} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{68.9 + 57.2}{2} = 63.05^\circ\text{C}$$

La viscosité dynamique du produit cas design est donnée par le tableau suivant:

Composants (i)	y_i (Frac)	M_i (g/mol)	$y_i \cdot \sqrt{M_i}$	μ_i (cp)	$\mu_i \cdot y_i \cdot \sqrt{M_i}$
C ₂	0.025	30.07	0.137	0.010	0.0014
C ₃	0.7178	44.1	4.767	0.0086	0.0409
IC ₄	0.07	58.12	0.534	0.0091	0.0048
NC ₄	0.1847	58.12	1.408	0.0091	0.0128
IC ₅	0.002	72.15	0.017	0.0095	0.000
NC ₅	0.0006	72.15	0.005	0.0095	0.000
TOTAL	-	-	6.686		0.0599

Tableau IV-7 : Détermination de la viscosité dynamique du produit cas design

La viscosité dynamique du produit GPL :

$$\mu_i = \frac{\sum \mu_i \cdot y_i \cdot \sqrt{M_i}}{\sum y_i \cdot \sqrt{M_i}} = \frac{0.0599}{6.868} = 0.0087 \text{ cp}$$

$\mu_i = 0.0087 \text{ cp}$

IV-2-2) Dimensionnement de l'aérocondenseur cas design :

Les données :

a) L'aérocondenseur : voir l'annexe (Fig 1.2)

- $D_i=0.87$ in : diamètre intérieur des tubes
- $D_o=1$ in : diamètre extérieur des tubes
- $L=30$ ft : longueur des tubes du faisceaux
- $l=8$ ft : largeur des tubes du faisceaux
- $\Delta = 2 \frac{1}{2}$ in : pas triangle
- $n_r = 4$: nombre de rangée
- $n_a = 10$ par $\frac{5}{8}$ in : nombre d'ailettes
- $n_p = 2$: nombre de passe
- $r_m = 0$ h.ft².°F/Btu : résistance de matériau

b) Produit GPL : voir l'annexe (Fig 1.1)

- $M_{GPL}=128524$ kg/h : débit massique du produit
- $T_1=68.9^\circ\text{C}$: température du produit entrée
- $T_2=57.2^\circ\text{C}$: température du produit sortie
- $P_1=16.584$ atm : pression du produit entrée
- $k_1= 0.0127$ Btu/h.ft².°F./ft : conductivité thermique vapeur
- $k_2= 0.0118$ Btu/h.ft².°F./ft : conductivité thermique liquide
- $C_{p1}=0.444$ btu/lb.°F : chaleur spécifique du produit à l'état vapeur
- $C_{p2}=0.431$ btu/lb.°F : chaleur spécifique du produit à l'état liquide
- $\mu=0.0087$ cp : la viscosité dynamique du produit
- $d_4^{15} = 0.5313$: la densité standard du produit
- $\rho = 526.316$ kg/m³ : masse volumique du produit
- $r_{dt} = 0.001$ h.ft².°F/Btu : résistance d'encrassement (gaz liquéfié)

c) L'air : voir l'annexe (Fig 1.2)

- $M_a=3430000$ kg/h : débit massique de l'air
- $t_1=45^\circ\text{C}$: température de l'air à l'entrée
- $t_2=56^\circ\text{C}$: température de l'air à la sortie
- $C_{pa}=0.24$ kcal/kg.°k :chaleur spécifique de l'air

-La méthode de calcul :

La méthode utilisée pour le calcul est la méthode de **DTLM** qui consiste à :

- Calculer la quantité de chaleur échangée.
- Estimer le coefficient global de transfert de chaleur.
- Calculer la ΔTLM .
- Calculer la ΔTLM_c .
- Calcul la surface d'échange.
- Calculer la surface faciale, la largeur de la section, nombre de section et le nombre de tubes.
- Calculer le coefficient de transfert de chaleur coté tubes et déduire le coefficient global.
- Si la valeur de coefficient global de transfert de chaleur calculé est proche ou inférieur de celui estimé, on passe au calcul des pertes de charge.

1) Calcul de la quantité de chaleur échangée

$$Q = M_a \cdot C_{pa} \cdot \Delta t_a$$

$$Q = M_a \cdot C_{pa} \cdot \Delta t_a = 3430000 \times 0.24 \times (56 - 45) = 9055200 \text{ kcal/h}$$

Calcul Q en Btu/h :

$$Q = 9055200 \times 3.9683 = 35933750.2 \text{ Btu/h}$$

$$\mathbf{Q=35933750.2 \text{ Btu/h}}$$

2) Estimation du coefficient global de transfert de chaleur :

Pour estimer le coefficient global de transfert de chaleur, nous disposons d'un tableau dans l'annexe (fig 10-10) qui nous donne le coefficient de transfert de chaleur global en fonction de la différence entre la température du GPL entrée et celle de la sortie aérocondenseur.

$$\Delta T_{GPL} = T_1 - T_2 = 156.02 - 134.96 = 21.06^\circ\text{F}$$

$D_0 = 1 \text{ in}$: diamètre extérieur des tubes

$n_a = 10 \text{ par } 5/8 \text{ in}$: nombre d'ailettes

$$\mathbf{U_x = 4.28 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$
, d'après l'annexe (Fig10-10)

3) Calcul de la température moyenne logarithmique ΔTLM :

$$\Delta TLM = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

Avec:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 156.02 - 132.8 = 23.22 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 134.96 - 113 = 21.96 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta TLM = \frac{23.22 - 21.96}{\ln \frac{23.22}{21.96}} = 22.58 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Pour l'échangeur à courant croisé on corriger ΔTLM par un facteur de correction F_c :

$$R = \frac{T_2 - T_1}{t_2 - t_1} = \frac{156.02 - 134.96}{132.8 - 113} = 1.06$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{132.8 - 113}{156.02 - 113} = 0.46$$

$F_c = 0.97$, d'après l'annexe (Fig 10-8)

$$\Delta TLM_c = \Delta TLM \cdot F_c = 22.58 \times 0.97 = 21.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta TLM_c = 21.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4) Calcul la surface d'échange :

$$Q = U_x \cdot A \cdot \Delta TLM_c$$

$$A_x = \frac{Q}{U_x (\Delta TLM)_c} = \frac{35933750 \cdot .2}{4.28 \times 21.9} = 383366.94 \text{ } ft^2$$

$$A_x = 383366.94 \text{ } ft^2$$

5) Calcul la surface facial :

$$f_a = \frac{A_x}{APSF}$$

APSF : la surface extérieur des tubes en ft^2/ft^2 de tube nu.

$D_0 = 1 \text{ in}$: diamètre extérieur des tubes

$n_a = 10$ par $5/8 \text{ in}$: nombre d'ailettes

$\Delta = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$: pas triangle

$n_r = 4$: nombre de rangée

APSF = $107.2 \text{ } ft^2/ft^2$, d'après l'annexe (Fig 10-11)

$$f_a = \frac{A_x}{APSF} = \frac{383366.94}{107.2} = 3576.2 \text{ ft}^2$$

$$f_a = 3576.2 \text{ ft}^2$$

6) Calcul la largeur des cellules l (sections):

$$l = \frac{f_a}{L}$$

Avec : L=30 ft (la longueur normalisée d'une cellule)

$$l = \frac{f_a}{L} = \frac{3576.2}{30} = 119.2 \text{ ft}$$

$$l = 119.2 \text{ ft}$$

7) Calcul du nombre de cellule ou section N_c :

$$N_c = \frac{l}{l_n}$$

Avec: $l = 8 \text{ ft}$ (largeur normalisée d'une cellule)

$$N_c = \frac{119.2}{8} = 14.9 \approx 15$$

$$N_c = 15 \text{ sections}$$

8) Calcul de nombre de tube N_t :

$$N_t = \frac{A_x}{APF.L}$$

APF: surface du tube en ft^2/ft de tube

$D_0 = 1 \text{ in}$: diamètre extérieur des tubes

$n_a = 10$ par $5/8 \text{ in}$: nombre d'ailettes

APF = $5.58 \text{ ft}^2/\text{ft}$, d'après l'annexe (Fig 10-11)

$$N_t = \frac{383366.94}{5.58 \times 30} = 2290$$

$$N_t = 2290 \text{ tubes}$$

9) Calcul du coefficient de transfert de chaleur côté air :

-Calcul le débit massique de l'air :

$$m_a = \frac{Q}{C_{p_i} \cdot \Delta T_a}$$

$$m_a = \frac{35933750.16}{0.24 \times (132.8 - 113)} = 7561816 \text{ lb/h}$$

$$m_a = 7561816 \text{ lb/h}$$

-Calcul la vitesse massique de l'air :

$$G_a = \frac{m_a}{f_a} = \frac{7561816}{3576 \cdot 2} = 2124 \text{ lb / hft}^2$$

$$h_a = 7.5 \text{ Btu/h} \cdot \text{°F} \cdot \text{ft}^2, \text{ d'après l'annexe (Fig 10-17)}$$

10) Calcul le coefficient de transfert côté tube (h_t) :

-Calcul la vitesse massique de fluide (GPL) :

$$G_t = \frac{144 \cdot m_t \cdot np}{3600 \cdot N_t \cdot A_t}$$

np = 2 nombre de passé dans notre cas

 m_t : débit massique de fluide en lb/h $M_{GPL} = 128524 \text{ kg/h}$ $m_t = 128524 \times 2.2046 = 283344 \text{ lb/h}$ $D_i = 0.87 \text{ in}$: diamètre intérieur des tubes $A_t = 0.5945 \text{ ft}^2$, d'après l'annexe (Fig A6.3)

$$G_t = \frac{144 \cdot m_t \cdot np}{3600 \cdot N_t \cdot A_t} = \frac{0,04 \times 283344 \times 2}{2310 \times 0.5945} = 16.51 \text{ lb / h} \cdot \text{ft}^2$$

$$G_t = 16.51 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2$$

- Calcul le nombre de Reynolds modifié :

$$N_r = \frac{D_i \cdot G_t}{\mu} = \frac{0.87 \times 16.51}{0.0087} = 1651$$

- Calcul h_t :

$$h_t = \frac{J \cdot k \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}}{D_i} \cdot \phi$$

$k = 0.0123$ Btu/h.ft².°F/ft : conductivité thermique moyenne du produit GPL

$C_p = 0.4375$ Btu/lb.°F : chaleur spécifique moyenne du produit GPL

$\mu = 0.0087$ cp : viscosité dynamique moyenne du produit GPL

Nombre de Reynolds $N_r = 1651$

$$\frac{L}{D_i} = \frac{30}{0.87} = 34.84$$

$j = 7000$, d'après l'annexe (Fig 10-15)

$\Phi = 1$, d'après l'annexe (Fig 10-19)

$$h_t = \frac{7000 \times 0.0123 \times \left(\frac{0.4375 \times 0.0087}{0.0123} \right)^{1/3}}{0.87} \times 1$$

$$h_t = 67.20 \text{ Btu/h.°F.ft}^2$$

11) Calcul le coefficient global de transfert :

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

- Calcul le rapport $\frac{A_x}{A_i}$:

$$\frac{A_x}{A_i} = AR \cdot \frac{D_0}{D_i}$$

$AR = 21.4$ ft²/ft², d'après l'annexe (Fig 10-11)

$$\frac{A_x}{A_i} = 21.4 \times \frac{1}{0.87} = 24.6$$

$r_{dt} = 0.001 \text{ h.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$: résistance d'encrassement (gaz liquéfié)

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{67.20} + 0.001 \right) \times 24.6 + \frac{1}{7.5} = 0.526 \text{ h.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

$$U_x = 2 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

U_x calculée est inférieure à U_x estimée pour le calcul .Donc les résultats trouvés sont bon alors il est bien clair que la surface totale d'échange est insuffisante, car pendant les calculs on a pris en considération la longueur, le diamètre, le nombre de passe et la forme des tubes qui existe actuellement sur site .Donc on calcul les dimensions d'un aérocondenseur complémentaire à celle existant.

12) Calcul des pertes de charge :

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot y \cdot L \cdot np}{\phi} + B \cdot np$$

$np = 2$: nombre de passe

$\Phi = 1$, d'après l'annexe (Fig 10-19)

$L = 30 \text{ ft}$

$N_r = 1651$

$f = 0.0016$, d'après l'annexe (Fig 10-12)

$G_t = 16.51 \text{ lb/s.ft}^2$

$d_4^{15} = 0.5313$: la densité standard du produit

$\rho = 526.316 \text{ kg/m}^3$: masse volumique du produit

$y = 1 \text{ psi/ft}$: facteur de correction, d'après l'annexe (Fig 10-14)

$B = 0.01 \text{ psi/tube passe}$: facteur de correction, d'après l'annexe (Fig 10-14)

$$\Delta P_t = \frac{0.0016 \times 1 \times 30 \times 2}{1} + 0.01 \times 2$$

$$\Delta P_t = 0.116 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t = \frac{0.116}{14.7} = 0.008 \text{ atm}$$

$$\Delta P_t = 0.008 \text{ atm}$$

IV.3) Calcul des propriétés physiques du GPL cas actuel :

1) Enthalpie des vapeurs d'entrée :

Pour déterminer l'enthalpie d'un gaz réel ou d'un liquide on doit appliquer la formule suivante :

$$H^0 - H = R.T_c \left[\left(\frac{H^0 - H}{R.T_c} \right)^0 + w \left(\frac{H^0 - H}{R.T_c} \right)^1 \right] \dots\dots\dots (IV.17)$$

Avec :

H^0 : l'enthalpie standard en (kj/kg), d'après l'annexe (Fig 2.0)

H : l'enthalpie d'un mélange en (kj/kg)

R : constant de gaz parfait égale 8.314 kj/kmol.°k

T_c : température critique de mélange en (°k)

w : facteur accentrique de mélange

-Calcul la pression température critiques :

Nous avons pris la composition molaire du GPL, en date 16/06/2004.

Composants (i)	y_i (frac)
C ₂	0.0248
C ₃	0.6447
IC ₄	0.0866
NC ₄	0.2426
IC ₅	0.001
NC ₅	0.0003
TOTAL	1
Densité d_4^{15}	0.534

Tableau IV.8 : La composition molaire du GPL cas actuel

Pression d'entrée : $P_1=16.584$ atm

Température d'entrée : $T_1=68.9$ °C

Enthalpies standard des composant (i) à l'état vapeur cas actuel sont données par le tableau suivant :

Composants(i)	y_i (frac)	M_i (g/mol)	H_i^0 ((kj/kg)
C ₂	0.0248	30.07	450
C ₃	0.6447	44.1	390
IC ₄	0.0866	58.12	365
NC ₄	0.2426	58.12	390
IC ₅	0.001	72.15	365
NC ₅	0.0003	72.15	380
Total	1	-	-

Tableau IV.9 : Enthalpies standards des composants (i) à l'état vapeur cas actuel

Enthalpie standard, pression et température critiques du GPL à l'état vapeur cas actuel sont données par le tableau suivant :

Composants(i)	y_i (frac)	$M_i \cdot y_i$ (g/mol)	$T_{ci} \cdot y_i$ (k)	$P_{ci} \cdot y_i$ (atm)	$w_i \cdot y_i$	$H_i^0 \cdot y_i$ (kj/kg)
C ₂	0.0248	0.746	7.576	1.195	0.003	11.16
C ₃	0.6447	28.431	238.539	27.077	0.098	251.433
IC ₄	0.0866	5.033	35.342	3.118	0.016	31.609
NC ₄	0.2426	14.099	103.153	9.097	0.048	94.614
IC ₅	0.001	0.072	0.461	0.033	0.00	0.365
NC ₅	0.0003	0.022	0.141	0.010	0.00	0.114
Total	1	48.403	385.212	40.53	0.165	389.295

Tableau IV.10 : Enthalpie standard du GPL à l'état vapeur cas actuel

La pression critique du produit : $P_c = \sum P_{c,i} \cdot y_i = 40.53 \text{ atm}$
 La température critique du produit : $T_c = \sum T_{c,i} \cdot y_i = 385.212 \text{ °k}$
 La facteur accentrique du produit : $w = \sum w_i \cdot y_i = 0.165$
 La poids moléculaire du produit : $M = \sum M_i \cdot y_i = 48.403 \text{ g/mol}$

Pression réduite d'entrée : $P_{r1} = \frac{P_1}{P_c} = \frac{16.584}{40.53} = 0.409$

Température réduite d'entrée : $T_{r1} = \frac{T_1}{T_c} = \frac{341.9}{385.212} = 0.887$

$\left(\frac{H^0 - H}{R \cdot T_c} \right)^0 = 0.61$, d'après l'annexe (Fig 3.9)

$\left(\frac{H^0 - H}{R \cdot T_c} \right)^1 = 0.67$, d'après l'annexe (Fig 3.10)

$H^0 - H = 8.314 \times 385.212 \times (0.61 + 0.165 \times 0.67)$

$H^0 - H = 2307.671 \text{ kJ/kmol}$

$H^0 - H = \frac{2307.671}{48.403} = 47.676 \text{ kJ/kg}$

$H = H^0 - (H^0 - H) = 389.295 - 47.676 = 341.619 \text{ kJ/kg}$

L'enthalpie du produit à l'état vapeur : **$H_1 = 341.619 \text{ kJ/kg}$**

2) Enthalpie de liquide sortie:

Pression de sortie : $P_2 = 16.288$

Température de sortie : $T_2 = 57.2 \text{ °C}$

Enthalpie standard du GPL à l'état liquidé cas actuel est donnée par le tableau suivant :

Composants (i)	x_i (Frac)	H_i^0 (kj/kg)	$H_i^0 \cdot y_i$ (kj/kg)
C ₂	0.0248	415	10.292
C ₃	0.6447	355	228.868
IC ₄	0.0866	330	28.578
NC ₄	0.2426	355	86.123
IC ₅	0.001	330	0.33
NC ₅	0.0003	345	0.103
Total	1	-	354.294

Tableau IV.11 : Enthalpie standard du GPL à l'état liquide cas actuel

Pression réduite de sortie: $P_{r2} = \frac{P_2}{P_c} = \frac{16.288}{40.53} = 0.402$

Température réduite de sortie: $T_{r2} = \frac{T_2}{T_c} = \frac{330.2}{385.212} = 0.857$

$$\left(\frac{H^0 - H}{R \cdot T_c} \right)^0 = 4.3, \text{ d'après l'annexe (Fig 3.9)}$$

$$\left(\frac{H^0 - H}{R \cdot T_c} \right)^1 = 5.0, \text{ d'après l'annexe (Fig 3.10)}$$

$$H^0 - H = 8.314 \times 385.212 \times (4.3 + 0.162 \times 5.0)$$

$$H^0 - H = 16365.555 \text{ kj/kmol}$$

$$H^0 - H = \frac{16365.555}{48.403} = 338.11 \text{ kj/kg}$$

$$H = H^0 - (H^0 - H) = 354.294 - 338.11 = 16.184 \text{ kj/kg}$$

L'enthalpie du produit à l'état liquide: **H₂ = 16.184 kj/kg**

-Différence d'enthalpie :

L'enthalpie du produit à l'état vapeur $H_1 = 341.619 \text{ kj/kg}$

L'enthalpie du produit à l'état liquide $H_2 = 16.184 \text{ kj/kg}$

$$\Delta H = H_1 - H_2 = 341.619 - 16.184 = 325.435 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H = 325.435 \text{ kJ/kg}$$

3) Calcul de la chaleur spécifique du produit à l'état vapeur :

$$P_1 = 16.584 \text{ atm}$$

$$T_1 = 68.9^\circ\text{C}$$

La chaleur spécifique du produit entrée cas actuel est donnée par le tableau suivant :

Composants (i)	y_i' (frac)	C_{p_i} (kcal/kmol. $^\circ\text{k}$)	$C_{p_i} \cdot y_i'$ (kcal/kmol. $^\circ\text{k}$)
C ₂	0.0248	14.015	0.347
C ₃	0.6447	19.834	12.786
IC ₄	0.0866	26.134	2.263
NC ₄	0.2426	24.606	5.969
IC ₅	0.001	32.576	0.032
NC ₅	0.0003	32.846	0.010
Total	1	-	21.407

Tableau IV.12 : Détermination de la chaleur spécifique du produit entrée cas actuel

$$C_{p_1} = \sum C_{p_i} \cdot y_i' = 21.407 \text{ kcal/kmol.}^\circ\text{k}$$

$$C_{p_1} = \frac{21.407}{48.403} = 0.442 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{k}$$

$$C_{p_1} = 0.442 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{k}$$

4) Calcul la conductivité thermique vapeur :

$$P_1 = 16.584 \text{ atm}$$

$$T_1 = 68.9^\circ\text{C}$$

La conductivité thermique vapeur cas actuel est donnée par le tableau suivant :

Composants (i)	y_i' (frac)	k_i (Btu/h.ft ² . $^\circ\text{F}/\text{ft}$)	$k_i \cdot y_i'$ (Btu/h.ft ² . $^\circ\text{F}/\text{ft}$)
C ₂	0.0248	0.0155	0.0004
C ₃	0.6447	0.013	0.0084
IC ₄	0.0866	0.0117	0.001
NC ₄	0.2426	0.0117	0.0028
IC ₅	0.001	0.000	0.000
NC ₅	0.0003	0.000	0.000
Total	1	-	0.0126

Tableau IV.13 : Détermination de la conductivité thermique vapeur cas actuel

La conductivité thermique du produit à l'état vapeur : $k_1 = \sum k_i \cdot y_i = 0.0126 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$
 $k_1 = 0.0126 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$

5) La densité standard du produit :

$$d_4^{1.5} = d_4^{20} + 5\alpha$$

-La masse volumique d'un mélange : $\rho_4^{20} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i^{20}}}$

y_i : la fraction molaire dans la phase liquide

x_i : La fraction massique, $x_i = \frac{y_i \cdot M_i}{\sum y_j \cdot M_j}$

ρ_i^{20} : La masse volumique de constituant (i) en kg/m^3

La masse volumique du produit cas actuel est donnée par le tableau suivant :

Composants (i)	y_i (frac)	M_i (g/mol)	$M_i \cdot y_i$ (g/mol)	x_i	ρ_i^{20} (kg/m^3)	$\frac{x_i}{\rho_i^{20}}$ (m^3/kg)
C ₂	0.0248	30.07	0.746	0.016	370.4	0.000
C ₃	0.6447	44.1	28.431	0.668	501.8	0.0012
IC ₄	0.0866	58.12	5.033	0.086	557.6	0.0002
NC ₄	0.2426	58.12	14.099	0.226	579.08	0.0005
IC ₅	0.001	72.15	0.072	0.003	619.7	0.000
NC ₅	0.0003	72.15	0.022	0.001	629.19	0.000
Total	1	-	48.403	1	-	0.0019

Tableau IV-14 : Détermination de la masse volumique du produit cas actuel

La masse volumique de mélange

$$\rho_4^{20} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i^{20}}} = \frac{1}{0.0019} = 526.316 \text{ kg/m}^3$$

$$d_4^{20} = 0.5263$$

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132 \times (0.5263)$$

$$\alpha = 0.001$$

$$d_4^{1.5} = d_4^{20} + 5\alpha = 0.5263 + 5 \times 0.001$$

La densité standard du produit GPL : $d_4^{1.5} = 0.5313$

6) La viscosité dynamique du produit:

$$T_{moyenne} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{68.9 + 57.2}{2} = 63.05 \text{ °C}$$

μ_i : la viscosité de constituant (i), d'après l'annexe (Fig15)

La viscosité dynamique du produit cas actuel est donnée par le tableau suivant :

Composants (i)	y_i (Frac)	M_i (g/mol)	$y_i \cdot \sqrt{M_i}$	μ_i (cp)	$\mu_i \cdot y_i \cdot \sqrt{M_i}$
C ₂	0.0248	30.07	0.137	0.010	0.0014
C ₃	0.6447	44.1	4.281	0.0086	0.0368
IC ₄	0.0866	58.12	0.66	0.0091	0.006
NC ₄	0.2426	58.12	1.849	0.0091	0.0168
IC ₅	0.001	72.15	0.008	0.0095	0.000
NC ₅	0.0003	72.15	0.0025	0.0095	0.000
Total	1	-	-		0.061

Tableau IV-15 : Détermination de la viscosité dynamique du produit cas actuel

La viscosité dynamique du produit :

$$\mu_i = \frac{\sum \mu_i \cdot y_i \cdot \sqrt{M_i}}{\sum y_i \cdot \sqrt{M_i}} = \frac{0.061}{6.937} = 0.0088 \text{ cp}$$

$$\mu_i = 0.0088 \text{ cp}$$

IV-4) Dimensionnement de l'aérocondenseur pour une température ambiante élevée :

Les données :

a) L'aérocondenseur :

Nous avons gardé les mêmes caractéristiques que l'aérocondenseur existant, à savoir :
Epaisseur, longueur des tubes, diamètre, largeur du faisceau, pour éviter la perturbation dans le circuit.

b) Produit GPL :

$M_{GPL} = ?$: débit massique du produit

$T_1 = 68.9 \text{ °C}$: température du produit entrée

$T_2 = 57.2 \text{ °C}$: température du produit sortie

$P_1 = 16.584 \text{ atm}$: pression du produit entrée

$P_2=16.288 \text{ atm}$: pression du produit sortie

$k_1= 0.0126 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F./ft}$: conductivité thermique du produit à l'état vapeur

$k_2= 0.0117 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F./ft}$: conductivité thermique du produit à l'état liquide

$C_{p1}=0.442 \text{ kcal/kg.°k}$: chaleur spécifique du produit à l'état vapeur

$C_{p2}=0.429 \text{ kcal/kg.°k}$: chaleur spécifique du produit à l'état liquide

$\Delta H = 325.435 \text{ kg/kg}$: Différence d'enthalpie

$\mu=0.0088 \text{ cp}$: la viscosité dynamique moyenne du produit.

$d_p^{1.5} = 0.5313$: la densité standard du produit

$\rho = 526.316 \text{ kg/m}^3$: masse volumique du produit

$r_{dt} = 0.001 \text{ h.ft}^2.\text{°F/Btu}$: résistance d'encrassement (gaz liquéfié)

c) L'air :

$M_a = ?$: débit massique de l'air.

$t_1=50\text{°C}$: température de l'air à l'entrée.

$t_2 = ?$: température de l'air à la sortie.

$C_{pa}=0.24 \text{ kcal/kg.°k}$:chaleur spécifique de l'air.

-La méthode de calcul :

La méthode utilisée pour les calcul est la méthode de **DTLM** qui consiste à :

- Calculer la quantité de chaleur échangée.
- Estimer le coefficient global de transfert de chaleur.
- Calcul l'élévation de température de l'air.
- Calculer la ΔTLM .
- Calculer la ΔTLM_c .
- Calcul la surface d'échange.
- Calculer la surface faciale, la largeur de la section, nombre de section et le nombre de tubes.
- Calculer le coefficient de transfert de chaleur coté tubes et déduire le coefficient global.
- Si la valeur de coefficient global de transfert de chaleur calculé est proche ou inférieur de celui estimé, on passe au calcul des pertes de charge.

1) Calcul la quantité de chaleur échangée :

$$Q = M_{\text{GPL}} \cdot \Delta H = M_a \cdot C_{p_a} \cdot \Delta t_a$$

- Le débit massique de vapeur à l'entrée de l'aérocondenseur :

$P = 1500 \text{ T/J}$: production du GPL.

$Q_v = 110 \text{ m}^3/\text{h}$: débit volumique de reflux du débutaniseur.

$\rho = 526.316 \text{ kg/m}^3$ masse volumique de produit (GPL)

Débit massique de reflux : $R = \rho \cdot Q_v = 526.316 \times 110 = 57894.76 \text{ kg/h}$

Production du GPL :

$$P = \frac{1500 \times 1000}{24} = 62500 \text{ kg/h}$$

Le débit massique de vapeur à l'entrée de l'aérocondenseur :

$$V = P + R = 62500 + 57894.76 = 120394.76 \text{ kg/h}$$

$$\mathbf{V = 120394.76 \text{ kg/h}}$$

-Différence d'enthalpie :

$$\Delta H = 325.435 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H = \frac{325.435}{4.18} = 77.855 \text{ kcal/kg}$$

$$\mathbf{\Delta H = 77.855 \text{ kcal/kg}}$$

- La quantité de chaleur échangée :

$$Q = M_{\text{GPL}} \cdot \Delta H$$

$$Q = 120394.76 \times 77.855 = 9373334.04 \text{ kcal/h}$$

Calcul Q en Btu/h :

$$Q = 9373334.04 \times 3.9683 = 37196201.47 \text{ Btu/h}$$

$$\mathbf{Q = 37196201.47 \text{ Btu/h}}$$

2) Estimation du coefficient global de transfert de chaleur :

Pour estimer le coefficient global de transfert de chaleur, nous disposons d'un tableau dans l'annexe (fig10-10) qui nous donne le coefficient de transfert de chaleur global en fonction de la différence entre la température du GPL entrée et celle de la sortie aérocondenseur.

$$\Delta T_{\text{GPL}} = T_1 - T_2 = 156.02 - 134.96 = 21.06^\circ\text{F}$$

$D_0 = 1 \text{ in}$: diamètre extérieur des tubes

$n_a = 10$ par 5/8 in : nombre d'ailettes

$U_x = 4.28 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$, d'après l'annexe (Fig 10-10)

3) Calcul l'élévation de température de l'air :

$$\Delta T_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

$$\Delta T_a = \left(\frac{4.28 + 1}{10} \right) \left(\frac{156.02 + 134.96}{2} - 122 \right)$$

$$\Delta t_a = 12.40 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = t_1 + \Delta T_a = 12.40 + 122 = 134.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mathbf{t_2 = 134.4 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

4) Calcul de la température moyenne logarithmique ΔT_{LM} :

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

Avec:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 156.02 - 134.4 = 21.62 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 134.96 - 122 = 12.96 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{LM} = \frac{21.62 - 12.96}{\ln \frac{21.62}{12.96}} = 16.92 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Pour l'échangeur à courant croisé on corrige ΔT_{LM} par un facteur de correction F_c :

$$R = \frac{T_2 - T_1}{t_2 - t_1} = \frac{156.02 - 134.96}{134.4 - 122} = 1.69$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{134.4 - 122}{156.02 - 122} = 0.36$$

$F_c = 0.975$, d'après l'annexe (Fig 10-8)

$$\Delta T_{LM_c} = \Delta T_{LM} \cdot F_c = 16.92 \times 0.975 = 16.497 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mathbf{\Delta T_{LM_c} = 16.497 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

5) Calcul la surface d'échange :

$$Q = U_x \cdot A \cdot \Delta TLM_c$$

$$A_x = \frac{Q}{U_x (\Delta TLM)_c} = \frac{37196201.47}{4.28 \times 16.497} = 526804.95 \text{ ft}^2$$

$$A_x = 526804.95 \text{ ft}^2$$

6) Calcul la surface facial :

$$f_a = \frac{A_x}{APSF}$$

$D_0 = 1 \text{ in}$: diamètre extérieur des tubes

$n_a = 10 \text{ par } 5/8 \text{ in}$: nombre d'ailettes

$\Delta = 2 \text{ } 1/2 \text{ in}$: pas triangle

$n_r = 4$: nombre de rangée

$APSF = 107.2 \text{ ft}^2/\text{ft}^2$, d'après l'annexe (Fig 10-11)

$$f_a = \frac{A_x}{APSF} = \frac{526804.95}{107.2} = 4914.23 \text{ ft}^2$$

$$f_a = 4914.23 \text{ ft}^2$$

7) Calcul la largeur des cellules l (sections):

$$l = \frac{f_a}{L}$$

Avec : $L = 30 \text{ ft}$ (la longueur normalisée d'une cellule)

$$l = \frac{f_a}{L} = \frac{4914.23}{30} = 163.81 \text{ ft}$$

$$l = 163.81 \text{ ft}$$

8) Calcul du nombre de cellule ou section N_c :

$$N_c = \frac{l}{l_n}$$

Avec: $l_n = 8 \text{ ft}$ (largeur normalisée d'une cellule)

$$N_c = \frac{163.81}{8} = 20.47 \approx 20$$

$$N_c = 20 \text{ sections}$$

9) Calcul de nombre de tube N_t :

$$N_t = \frac{A_x}{APF \cdot L}$$

APF: surface du tube en ft^2/ft de tube

$D_0=1$ in : diamètre extérieur des tubes

$n_a = 10$ par $5/8$ in : nombre d'ailettes

APF = $5.58 \text{ ft}^2/\text{ft}$, d'après l'annexe (Fig 10-11)

$$N_t = \frac{526804.95}{5.58 \times 30} = 3147$$

$$N_t = 3147 \text{ tubes}$$

10) Calcul du coefficient de transfert de chaleur côté air :

-Calcul le débit massique de l'air :

$$m_a = \frac{Q}{C_{p_a} \cdot \Delta T_a}$$

$$m_a = \frac{37196201.47}{0.24(134.4 - 122)} = 12498723.61 \text{ lb/h}$$

$$m_a = 12498723.61 \text{ lb/h}$$

-Calcul la vitesse massique de l'air :

$$G_a = \frac{m_a}{f_a} = \frac{12498723.61}{4914.23} = 2543 \text{ lb/hft}^2$$

$$h_a = 8.00 \text{ Btu/h} \cdot \text{°F} \cdot \text{ft}^2, \text{ d'après l'annexe (Fig10-17)}$$

11) Calcul le coefficient de transfert côté tube (h_t) :

-Calcul la vitesse massique du produit :

$$G_t = \frac{144 \cdot m_t \cdot np}{3600 \cdot N_t \cdot A_t}$$

$np = 2$: nombre de passé dans notre cas

$$m_t = 120394.76 \times 2.2046 = 265422.3 \text{ lb/h}$$

$D_i = 0.87$ in , $A_t = 0.5945 \text{ ft}^2$, d'après l'annexe (Fig A6.3)

$$G_t = \frac{144 \cdot m_t \cdot np}{3600 \cdot N_r \cdot A_i} = \frac{0.04 \times 265422.3 \times 2}{3147 \times 0.5945} = 11.35 \text{ lb/h.ft}^2$$

$$G_t = 11.35 \text{ lb/h.ft}^2$$

- Calcul le nombre de Reynolds modifie :

$$N_r = \frac{D_i \cdot G_t}{\mu} = \frac{0.87 \times 11.35}{0.0088} = 1122$$

$$N_r = 1122$$

- Calcul h_t :

$$h_t = \frac{J \cdot k \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}}{D_i} \cdot \phi$$

$k = 0.0122 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$: conductivité thermique moyenne du produit (GPL)

$C_p = 0.4355 \text{ kcal/kg} \cdot \text{°k}$: chaleur spécifique moyenne du produit (GPL)

$\mu = 0.0088 \text{ cp}$: viscosité moyenne du produit (GPL)

Nombre de Reynolds : $N_r = 1122$

$$\frac{L}{D_i} = \frac{30}{0.87} = 34.84$$

$j = 5000$, d'après l'annexe (Fig 10-15)

$$h_t = \frac{5000 \times 0.0122 \cdot \left(\frac{0.4355 \times 0.0088}{0.0122} \right)^{1/3}}{0.87} \times 1$$

$$h_t = 47.85 \text{ Btu/h} \cdot \text{°F.ft}^2$$

12) Calcul le coefficient global de transfert :

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{h_i} + r_a \right) \cdot \frac{A_x}{A_i} + r_m + \frac{1}{h_o}$$

- Calcul le rapport $\frac{A_x}{A_i}$:

$$\frac{A_x}{A_i} = AR \cdot \frac{D_0}{D_i}$$

Les résultats de calcul pour les deux cas sont représentés par le tableau suivant :

Produit GPL		Cas design	Cas actuel
Débit massique	(kg/h)	128524	120394.76
Densité standard		0.5313	0.5313
Viscosité dynamique	(cp)	0.0087	0.0088
Chaleur spécifique	(Btu/lb.°F)	0.4375	0.4355
Conductivité thermique	(btu/h.ft ² °F/ft)	0.0123	0.0122
Température de l'air	(°C)	45	50
L'aérocondenseur			
Quantité de chaleur échangée	(btu/h)	35933750	37196201
Coefficient de transfert de chaleur	(btu/h.ft ² .°F)	4.28	4.28
Surface d'échange	(ft ²)	383367	526805
Nombre de section		15	20
Pertes de charge	(atm)	0.008	0.009

Tableau IV.16 : Résultats de calcul

Conclusion

Conclusion générale

V- Conclusion générale :

A travers cette étude de redimensionnement de l'aérocondenseur de tête du débutaniseur, nous avons démontré à quel point la température de l'air ambiante est importante pour un bon fonctionnement des aérocondenseurs.

Pour cela, le résultat de notre étude a été favorable pour une extension de la surface d'échange tout en gardant la même géométrie que celui de l'exploitant.

Le travail de notre étude est favorable pour extension de la surface d'échange de 383367 ft² à 526805 ft² ce qui se traduit par le nombre de faisceaux de 15 à 20.

Cette extension est favorable pour des raisons suivantes :

- Lorsque la température dépasse 45°C.
- Quand la demande de surproduction est (90%).

L'étude de dimensionnement nous a permis de s'approcher au mieux des installations et de s'informer sur ses conséquences sur la production.

Enfin, cette étude nous a permis de dégager les résultats suivants :

- A 50°C, la surface d'échange doit être supérieur à l'actuel prévue par conséquent cette hausse de surface se concrétise par l'augmentation de faisceaux pour maintenir le débit de 100% de la charge en temps chaude et aussi pour répondre aux objectifs tracés par les dirigeants de l'entreprise qui consiste à une augmentation de production de ce fait, pour assurer une augmentation de la charge à 100%.
- Le nombre de faisceaux doit passer de 15 à 20.

Recommandations :

Pour un suivi rigoureux de la température ambiante de l'air et bon rendement de l'échangeur, nous recommandons l'installation d'un thermomètre au niveau de la salle de contrôle et au niveau de train.

Lors des interventions au niveau des aérocondenseur et principalement à la partie supérieure, il est nécessaire de faire installer des planches de protection afin d'éviter d'abîmer les ailettes.

Bibliographie

Bibliographie

- [1] - F-ztalatikite: « Sumposium Binnal» 1997.volume I
Session 2: (la chaîne des GPL: de la production des GPL à leur utilisation).
- [2] - Favenne, J.P : «5 Exploitation et gestion de la raffinerie»1997. Edition Technip. P66.
- [3] - Hammar, A ; et Rahmani, S : «Etude de l'influence de la variation du poids moléculaire des gaz d'alimentation sur le rendement de GPL produit» 2000. Mémoire de fin d'étude, Centre universitaire de ouargla.
- [4] - Perrin, R ; et Scharff, J.P : «Chimie industrielle» 1995. Volume I. France.
- [5] - Proskourikov, V ; et Drabkine, A : «La chimie du pétrole et du gaz» 1983. Edition Mir/Moscou.
- [6] - Manuel opératoire de l'unité GPL-1 Hassi Messaoud.
- [7] - Wuityhier, P : « le pétrole raffinage et génie chimique» 1972. P3. P 99 P289. Tome I
Edition Technip.France
- [8] - Nicholas, P; et Copey : «Hand Book chemical Engineering Calculations» 1973. Fifth Edition.
- [9] - Chauval, A ; Leprince, P; Barthel, Y ; Rainbulp, C ; et Alie, J : «Manuel d'évaluation économique des procédés» 1976. P373. Edition Technip.Paris.
- [10] - Engeneering Data Book : «Air-cooled Exechangers » 1997. Section 10. Edition API.
- [11] - Abaque et diagrames des hydrocarbures, Edition Boumerdes 1977.
- [12]- Carl, R ; Branar, Editeur : «Rules of thumb For Chemical Engineers» 1995, P18.
- [13]-Technique de l'ingénieur : «Mécanique et chaleur» 1989. B 2482.
- [14]- Technique de l'ingénieur : «Génie énergétique» 1995. B 2341.
- [15]- Trambouse, P : «Le raffinage du pétrole» Edition Thchnip.France. P237.

Bibliographie

[1] - F-ztalatikite: « Sumposium Binnal» 1997.volume I

Session 2: (la chaîne des GPL: de la production des GPL à leur utilisation).

[2] - Favenne, J.P : «5 Exploitation et gestion de la raffinerie»1997. Edition Technip. P66.

[3] - Hammar, A ; et Rahmani, S : «Etude de l'influence de la variation du poids moléculaire des gaz d'alimentation sur le rendement de GPL produit» 2000. Mémoire de fin d'étude, Centre universitaire de ouargla.

[4] - Perrin, R ; et Scharff, J.P : «Chimie industrielle» 1995. Volume I. France.

[5] - Proskourikov, V ; et Drabkine, A : «La chimie du pétrole et du gaz» 1983. Edition Mir/Moscou.

[6] - Manuel opératoire de l'unité GPL-1 Hassi Messaoud.

[7] - Wuityhier, P : « le pétrole raffinage et génie chimique» 1972. P3. P 99 P289. Tome I
Edition Technip.France

[8] - Nicholas, P; et Copey : «Hand Book chemical Engineering Calculations» 1973. Fifth
Edition.

économique des procédés» 1976. P373. Edition Technip.Paris.

[10] - Engenneering Data Book : «Air-cooled Exechangers » 1997. Section 10. Edition API.

[11] - Abaque et diagrames des hydrocarbures, Edition Boumerdes 1977.

[12]- Carl, R ; Branant, Editeur : «Rules of thumb For Chemical Engineers» 1995, P18.

[13]-Technique de l'ingénieur : «Mécanique et chaleur» 1989. B 2482.

[14]- Technique de l'ingénieur : «Génie énergétique» 1995. B 2341.

[15]- Trambouse, P : «Le raffinage du pétrole» Edition Thchnip.France. P237.

Bibliographie

[1] - F-ztalatikite: « Sumposium Binnal» 1997.volume I

Session 2: (la chaîne des GPL: de la production des GPL à leur utilisation).

[2] - Favenne, J.P : «5 Exploitation et gestion de la raffinerie»1997. Edition Technip. P66.

[3] - Hammar, A ; et Rahmani, S : «Etude de l'influence de la variation du poids moléculaire des gaz d'alimentation sur le rendement de GPL produit» 2000. Mémoire de fin d'étude, Centre universitaire de ouargla.

[4] - Perrin, R ; et Scharff, J.P : «Chimie industrielle» 1995. Volume I. France.

[5] - Proskourikov, V ; et Drabkine, A : «La chimie du pétrole et du gaz» 1983. Edition Mir/Moscou.

[6] - Manuel opératoire de l'unité GPL-1 Hassi Messaoud.

[7] - Wuityhier, P : « le pétrole raffinage et génie chimique» 1972. P3. P 99 P289. Tome I Edition Technip.France

[8] - Nicholas, P; et Copey : «Hand Book chemical Engineering Calculations» 1973. Fifth Edition.

[9] - Chauval, A ; Leprince, P; Barthel, Y ; Rainbulp, C ; et Alie, J : «Manuel d'évaluation économique des procédés» 1976. P373. Edition Technip.Paris.

[10] - Engenneering Data Book : «Air-cooled Exechangers » 1997. Section 10. Edition API.

[11] - Abaque et diagrammes des hydrocarbures, Edition Boumerdes 1977.

[12]- Carl, R ; Branant, Editeur : «Rules of thumb For Chemical Engineers» 1995, P18.

[13]-Technique de l'ingénieur : «Mécanique et chaleur» 1989. B 2482.

[14]- Technique de l'ingénieur : «Génie énergétique» 1995. B 2341.

[15]- Trambouse, P : «Le raffinage du pétrole» Edition Thchnip.France. P237.


Fig. 1.1

Stream Number	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Component	Hydro	Separator Gas	Combined Feed	V657 Outlet Oil/Water	V653 Water Knock Out	Deethanizer Feed	Deethanizer Distillate	Deethanizer Bottoms	Reflux Gas To Pump Fuel	Reflux Gas To Refrigeration	C1-C3 Product	C5 Product	Deethanizer Feed	Deethanizer Product
Stream Number	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29
Component	Hydro	Separator Gas	Combined Feed	V657 Outlet Oil/Water	V653 Water Knock Out	Deethanizer Feed	Deethanizer Distillate	Deethanizer Bottoms	Reflux Gas To Pump Fuel	Reflux Gas To Refrigeration	C1-C3 Product	C5 Product	Deethanizer Feed	Deethanizer Product
Stream Number	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43
Component	Hydro	Separator Gas	Combined Feed	V657 Outlet Oil/Water	V653 Water Knock Out	Deethanizer Feed	Deethanizer Distillate	Deethanizer Bottoms	Reflux Gas To Pump Fuel	Reflux Gas To Refrigeration	C1-C3 Product	C5 Product	Deethanizer Feed	Deethanizer Product

Stream Number	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29
Component	Hydro	Separator Gas	Combined Feed	V657 Outlet Oil/Water	V653 Water Knock Out	Deethanizer Feed	Deethanizer Distillate	Deethanizer Bottoms	Reflux Gas To Pump Fuel	Reflux Gas To Refrigeration	C1-C3 Product	C5 Product	Deethanizer Feed	Deethanizer Product
Stream Number	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43
Component	Hydro	Separator Gas	Combined Feed	V657 Outlet Oil/Water	V653 Water Knock Out	Deethanizer Feed	Deethanizer Distillate	Deethanizer Bottoms	Reflux Gas To Pump Fuel	Reflux Gas To Refrigeration	C1-C3 Product	C5 Product	Deethanizer Feed	Deethanizer Product

Stream Number	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43
Component	Hydro	Separator Gas	Combined Feed	V657 Outlet Oil/Water	V653 Water Knock Out	Deethanizer Feed	Deethanizer Distillate	Deethanizer Bottoms	Reflux Gas To Pump Fuel	Reflux Gas To Refrigeration	C1-C3 Product	C5 Product	Deethanizer Feed	Deethanizer Product
Stream Number	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57
Component	Hydro	Separator Gas	Combined Feed	V657 Outlet Oil/Water	V653 Water Knock Out	Deethanizer Feed	Deethanizer Distillate	Deethanizer Bottoms	Reflux Gas To Pump Fuel	Reflux Gas To Refrigeration	C1-C3 Product	C5 Product	Deethanizer Feed	Deethanizer Product

Fig 1.2

 SONATRACH Direction Production Région de Hassi Messaoud Service Technique Section Méthodes		IDENTIFICATION M.5 MATÉRIEL		G 1.1 1/
DESIGNATION DE L'ENSEMBLE		CONDENSEUR DU DEBUTANISEUR E657		REPERE IE 615 71
				EMBLACEMENT GPL SUD
CONDITIONS DE FONCTIONNEMENT			DONNEES DU CONSTRUCTEUR	
FLUIDE Gaz (C ₃ , C ₄)			Constructeur: HEAD WRIGHTSON	
			SPECIAL PRODUCTS DIVISION	
Temp. de service entrée 68,9°C			Adresse: PO BX 10 STOCKTON-ON-TEES	
Temp. de service sortie 57,2°C			ENGLAND	
Pression de service entrée 16,8 bars			Tel: 0642 622 41	
Pression de service sortie 16,7 bars			Telex: 58-533-Cables Teesdale Stockton-on-Tees	
Surépaisseur de corrosion 3,175mm			Type: HORIZONTAL FIN-FAN	
			N° Fluor: 1078-4-402	
			N° Constructeur: 43669	
FLUIDE: Air de refroidissement			FLUIDE Gaz (C ₃ , C ₄)	
Temp. de service entrée 45°C			Temp. de calcul 260°C	
Temp. de service sortie 56 °C			Pression de calcul 19,3 bars	
			Débit 60770 Nm ³ /h	
			FLUIDE Air de refroidissement	
			Temp. de calcul entrée (45°C; -6.7°C)	
ESSAIS			Temp. de calcul sortie 56,5°C	
Pression d'épreuve = 29 kg/cm ²			Débit 3430000 kg/h	
Epreuve du 25/11/72 par service des mines			ELEMENTS REFRIGERANTS	
			Séction 15 Largeur 2440 mm	
			Nomb de tubes/séction 154	
			Ø ext/long 25,4mm/9144mm	
			Pour les ventilateurs voir M10	
PLAN				
N° 43669/70/4				

1
 9
 2
 3
 4
 5
 6
 7
 8
 9
 0

ANNEXES

II.1 . THERMODYNAMIQUE

167

TABLEAU II.1.6
COORDONNÉES CRITIQUES (suite)

SUBSTANCE	TEMPÉRATURE CRITIQUE (°K)	PRESSION CRITIQUE (atm.)	VOLUME CRITIQUE (cm ³ /mole)	z _c	ω
<i>Paraffines</i>					
Méthane	191,1	45,8	99	0,289	0,013
Ethane	305,5	48,2	148	0,285	0,105
Propane	370	42	200	0,276	0,152
<i>n</i> -Butane	425,2	37,5	255	0,274	0,200
Isobutane	408,1	35	263	0,283	0,192
<i>n</i> -Pentane	469,8	33,3	311	0,268	0,252
Isopentane	461	32,9	308	0,268	0,206
Néopentane	433,8	31,6	303	0,269	0,195
<i>n</i> -Hexane	507,9	29,9	368	0,264	0,298
<i>n</i> -Heptane	540,2	27	426	0,259	0,349
<i>n</i> -Octane	569,4	24,6	490	0,258	0,392
<i>Oléfines</i>					
Ethylène	282,4	50	124	0,267	0,097
Propène	365	45,6	181	0,275	0,140
1-Butène	419,6	39,7	240	0,277	0,203
2-Butène trans	430	41	236	0,274	0,273
Isobutène	417,9	39,5	239	0,275	0,234
1-Pentène	474	40			
2-Pentène	475,6	40,4			
3-Méthylbutène-1	464,8	33,9			
2-Méthyl-2-butène	470	34			
Hexène	516,7				
Octène	578				
<i>Diooléfines</i>					
Propadiène	393				
1-3-Butadiène	425	42,7	221	0,271	0,195
<i>Acétyléniques</i>					
Acétylène	309	61,6	113	0,275	0,186
Propyne	401	52,8			
1-Butyne	463,7				
2-Butyne	488,7				
1-Pentyne	493,5				
<i>Cycloparaffines</i>					
Cyclopentane	511,8	44,6	260	0,276	0,195
Méthylcyclopentane	532,8	37,4	319	0,273	0,235
Ethylcyclopentane	569,5	33,5	375	0,269	0,271
Cyclohexane	553	40	308	0,272	0,213
Méthylcyclohexane	572,3	34,3	344	0,251	0,257
<i>Aromatiques</i>					
Benzène	562	48,6	260	0,274	0,211
Toluène	594	41,6	320	0,273	0,241
<i>o</i> -Xylène	631,6	36,9			0,302
<i>m</i> -Xylène	619	36			0,328
<i>p</i> -Xylène	618	35			0,314
Ethylbenzène	619,6	38			0,317
<i>n</i> -Propylbenzène	638,8	32	430	0,262	0,346
Isopropylbenzène	635,9	32	430	0,264	0,286
<i>Alcools</i>					
Méthanol	513,2	78,5	118	0,220	
Ethanol	516	63	167	0,249	
<i>n</i> -Propanol	537	50,2	220	0,251	
Isopropanol	508,8	53	219	0,278	
<i>n</i> -Butanol	561	49			
<i>sec</i> -Butylalcool	538				
<i>tert</i> -Butylalcool	508				
Phénol	692,4	60,5			
<i>o</i> -Crésol	695	49,4			
<i>m</i> -Crésol	705	45	310	0,241	
<i>p</i> -Crésol	699	50,8			

ANNEXES

TABLEAU II 13
CHALEURS SPÉCIFIQUES A PRESSION CONSTANTE (2)

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \text{ (cal/mole} \cdot \text{°K)}$$

Hydrocarbures

	a	b.10 ²	c.10 ⁵	d.10 ⁹	INTERVALLE DE TEMPÉRATURE
Méthane	4,75	1,2	0,303	— 2,63	273-1500°K
Ethane	1,648	4,124	— 1,53	1,74	
Propane	— 0,966	7,279	— 3,755	7,58	
n-Butane	0,945	8,873	— 4,38	8,36	
Isobutane	— 1,89	9,936	— 5,495	11,92	
n-Pentane	1,618	10,85	— 5,365	10,10	
Isopentane	— 2,273	12,434	— 7,097	15,86	
Néopentane	— 3,865	13,305	— 8,018	18,83	
n-Hexane	1,657	13,19	— 6,844	13,78	
Ethylène	0,944	3,735	— 1,993	4,22	
Propylène	0,753	5,691	— 2,91	5,88	
1-Butène	— 0,24	8,65	— 5,11	12,07	
Isobutène	1,65	7,702	— 3,981	8,02	
Butène-2-cis	— 1,778	8,078	— 4,074	7,89	
Butène-2-trans	2,34	7,22	— 3,403	6,07	
Cyclopropane	— 6,481	8,206	— 5,577	15,61	
Cyclopentane	— 12,957	13,087	— 7,447	16,41	
Méthylcyclopentane	— 12,114	15,38	— 8,915	20,03	
Cyclohexane	— 15,935	18,454	— 9,203	19,27	
Méthylcyclohexane	— 15,07	18,972	— 10,989	24,09	
Benzène	— 8,65	11,578	— 7,54	18,54	
Toluène	— 8,213	13,357	— 8,23	19,2	
Ethylbenzène	— 8,398	15,935	— 10,003	23,95	
Styrène	— 5,968	14,354	— 9,15	22,03	
Cumène	— 9,452	18,686	— 11,869	28,8	
o-Xylène	— 3,789	14,291	— 8,354	18,8	
m-Xylène	— 6,533	14,905	— 8,831	20,05	
p-Xylène	— 5,334	14,22	— 7,984	17,03	
Acétylène	5,21	2,2008	— 1,559	4,349	
Méthylacétylène	4,21	4,073	— 2,192	4,713	
Diméthylacétylène	3,54	5,838	— 2,76	4,974	
Propadiène	2,43	4,693	— 2,781	6,484	
Butadiène-1-3	— 1,29	8,35	— 5,582	14,24	
Isoprène	— 0,44	10,418	— 6,762	16,93	

ANNEXES

PROCESS HEAT TRANSFER

Viscosities of Gases*
Coordinates to be used with Fig. 15

Gas	N	Y
Acetic acid	7.7	14.3
Acetone	8.9	13.0
Aceylbenz.	9.8	14.9
Air	11.0	20.0
Ammonia	16.4	16.0
Argon	10.3	22.4
Benzene	8.5	13.2
Bromine	8.9	19.2
Butene	9.2	13.7
Butylene	8.9	13.0
Carbon dioxide	9.5	18.7
Carbon disulfide	8.0	16.0
Carbon monoxide	11.0	20.0
Chlorine	9.0	18.4
Chloroform	8.9	15.7
Cyanogen	9.2	15.2
Cyclohexane	9.2	12.0
Ethane	9.1	14.5
Ethyl acetate	8.5	13.2
Ethyl alcohol	9.2	14.2
Ethyl chloride	8.5	15.6
Ethyl ether	8.9	13.0
Ethylene	9.5	15.1
Fluorine	7.3	23.8
Freon-11	10.6	15.1
Freon-12	11.1	16.0
Freon-21	10.8	15.3
Freon-22	10.1	17.0
Freon-113	11.3	14.0
Helium	10.3	20.5
Hexane	8.6	11.8
Hydrogen	11.2	12.4
Hydrogen all: + 1N:	11.2	17.2
Hydrogen bromide	8.6	20.9
Hydrogen chloride	8.6	18.7
Hydrogen cyanide	11.6	14.9
Hydrogen iodide	11.0	21.3
Hydrogen sulfide	8.6	15.0
Iodine	9.0	18.4
Mercury	5.3	22.9
Methane	9.9	15.5
Methyl alcohol	8.5	15.6
Nitric oxide	10.9	20.5
Nitrogen	10.6	20.0
Nitrosyl chloride	8.0	17.6
Nitrous oxide	8.8	19.0
Oxygen	11.0	21.3
Pentane	7.0	12.8
Propane	9.7	12.9
Tropyl alcohol	8.4	13.4
Propylene	9.0	13.8
Sulfur dioxide	9.6	17.0
Toluene	8.6	12.4
2, 3, 3-Trimethylbutane	9.5	10.5
Water	8.0	16.0
Xenon	9.3	23.0

* From Perry, J. H., "Chemical Engineers' Handbook," 3d ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1950

APPENDIX OF CALCULATION DATA

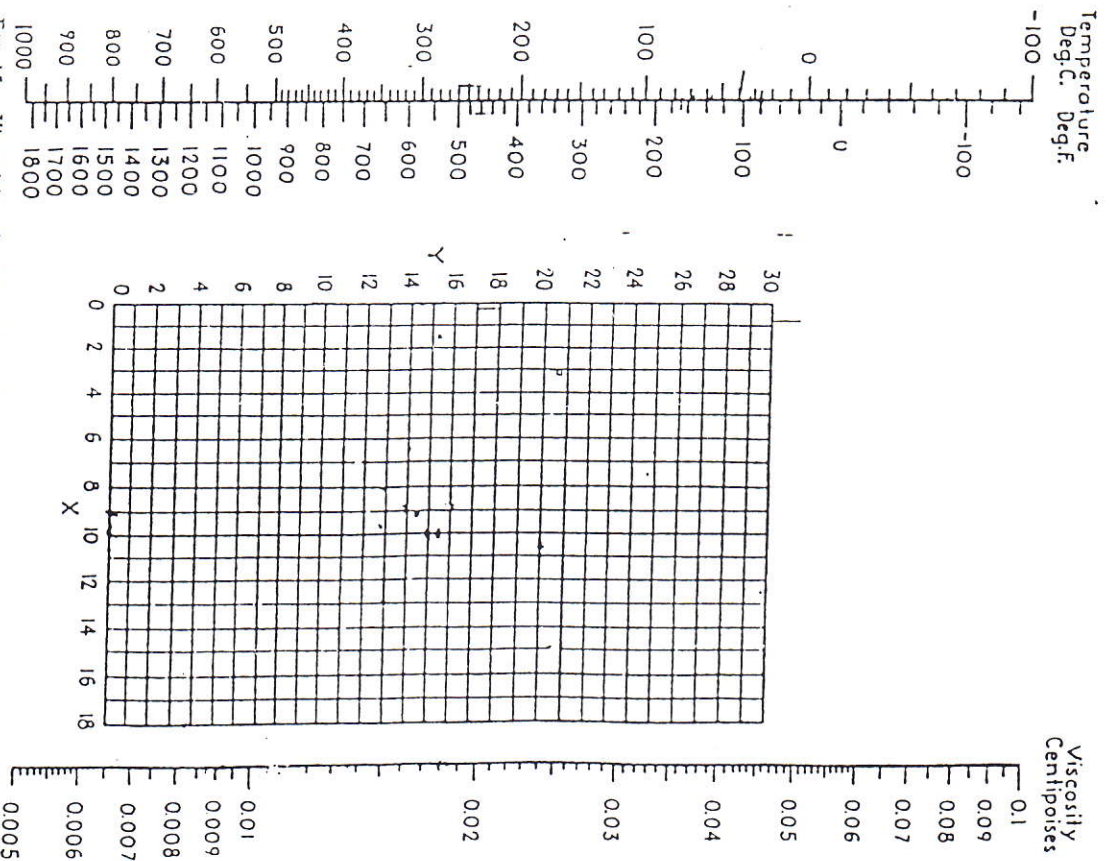
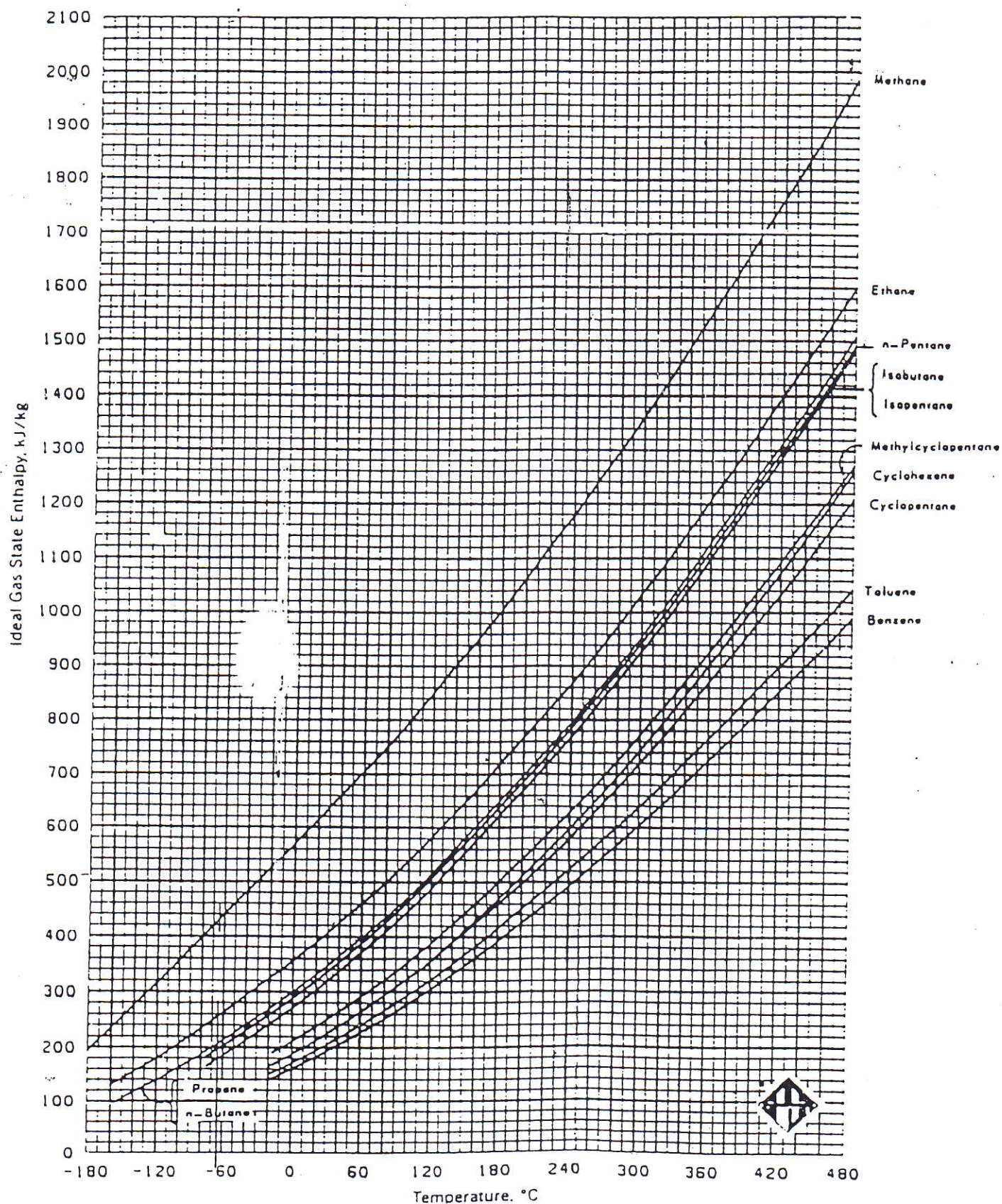


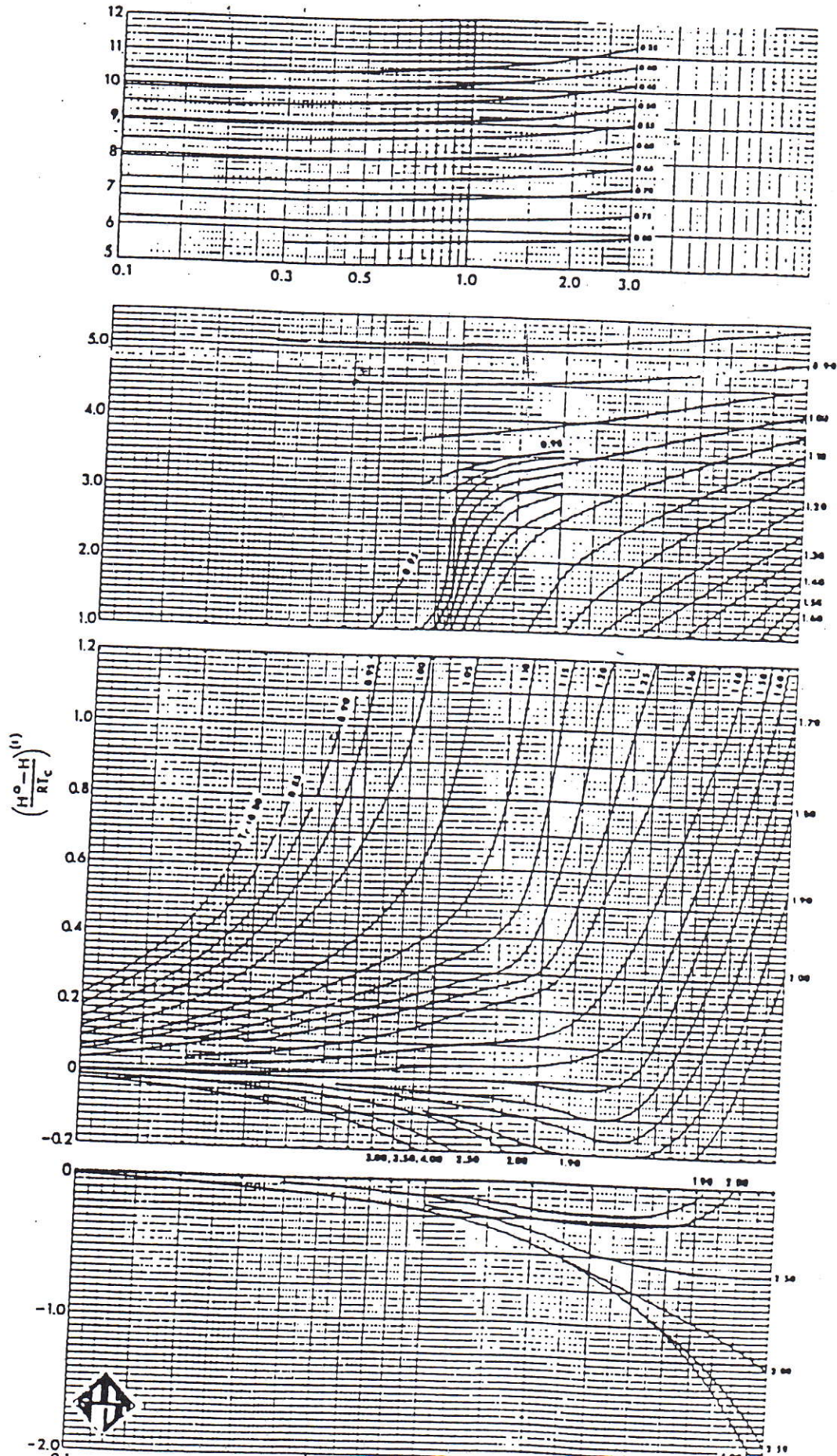
FIG. 2.0

Ideal-gas-state enthalpy of pure components



ANNEXES

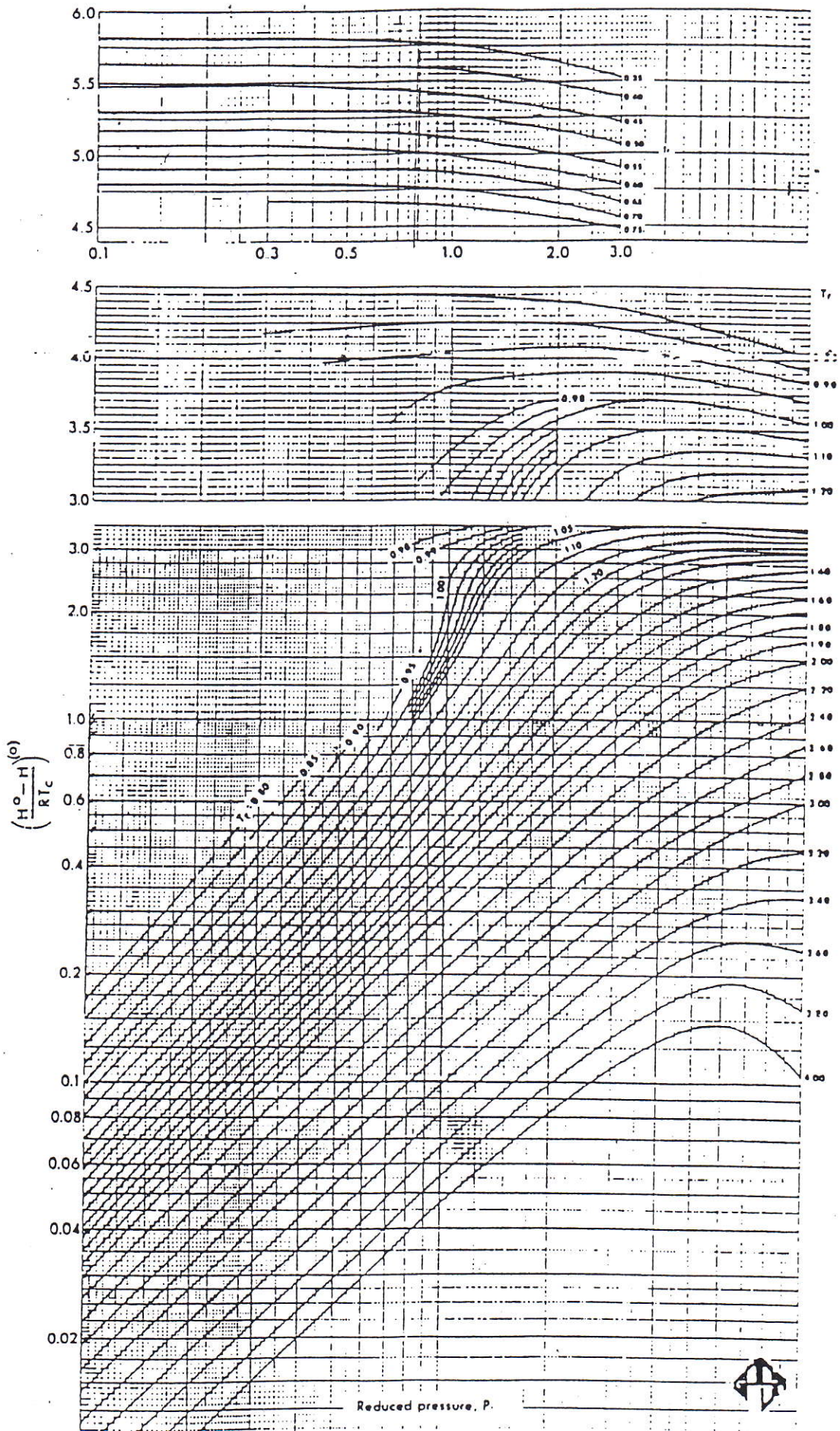
FIG. 3.10 Effect of pressure on enthalpy
(Correction for real fluids)



X ANNEXES

FIG. 3.9

Effect of pressure on enthalpy
(Simple fluid)



ANNEXES

FIG. 10-10

Typical Overall Heat-Transfer Coefficients for Air Coolers

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

Notes: U_b is overall rate based on bare tube area, and U_s is overall rate based on extended surface.
Based on approximate air face mass velocities between 2600 and 2800 lb/(hr-sq ft of face area).
*Condensing range = hydrocarbon inlet temperature to condensing zone minus hydrocarbon outlet temperature from condensing zone.

FIG. 10-8

MTD Correction Factors (1 Pass – Cross Flow, Both Fluids Unmixed)

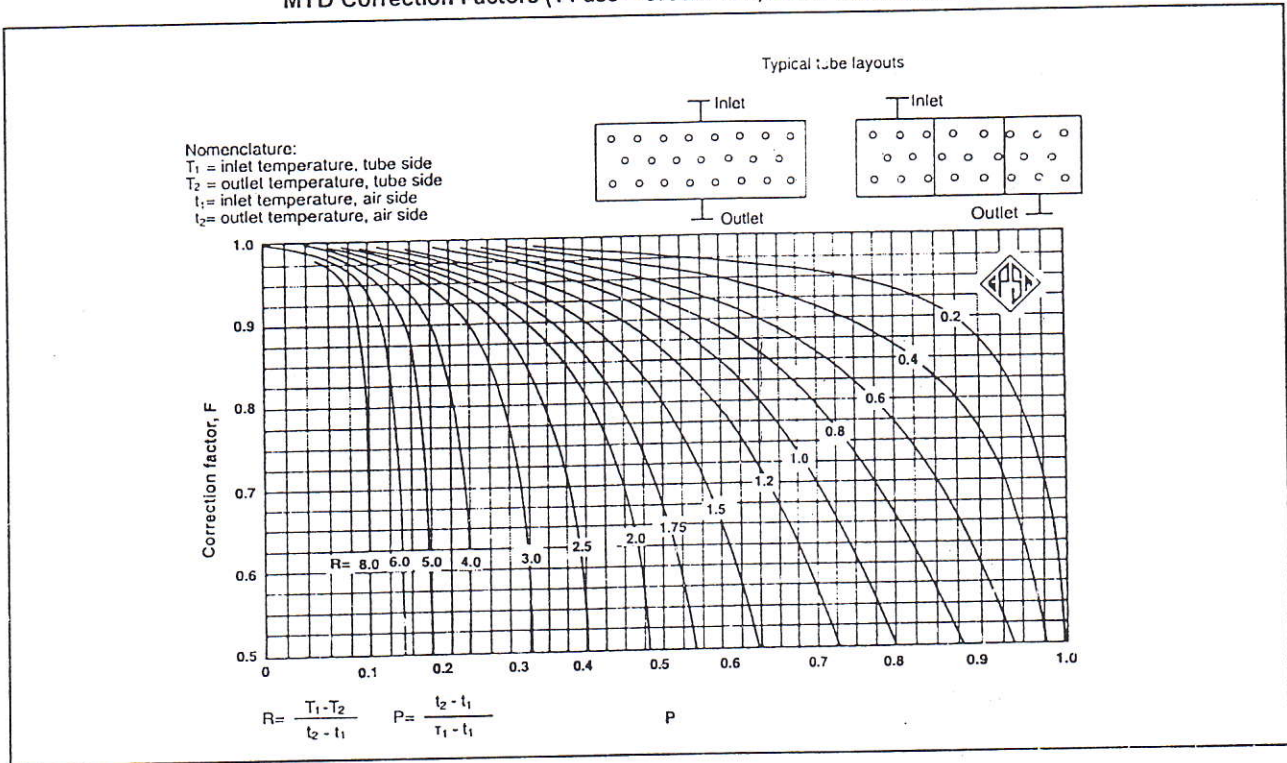
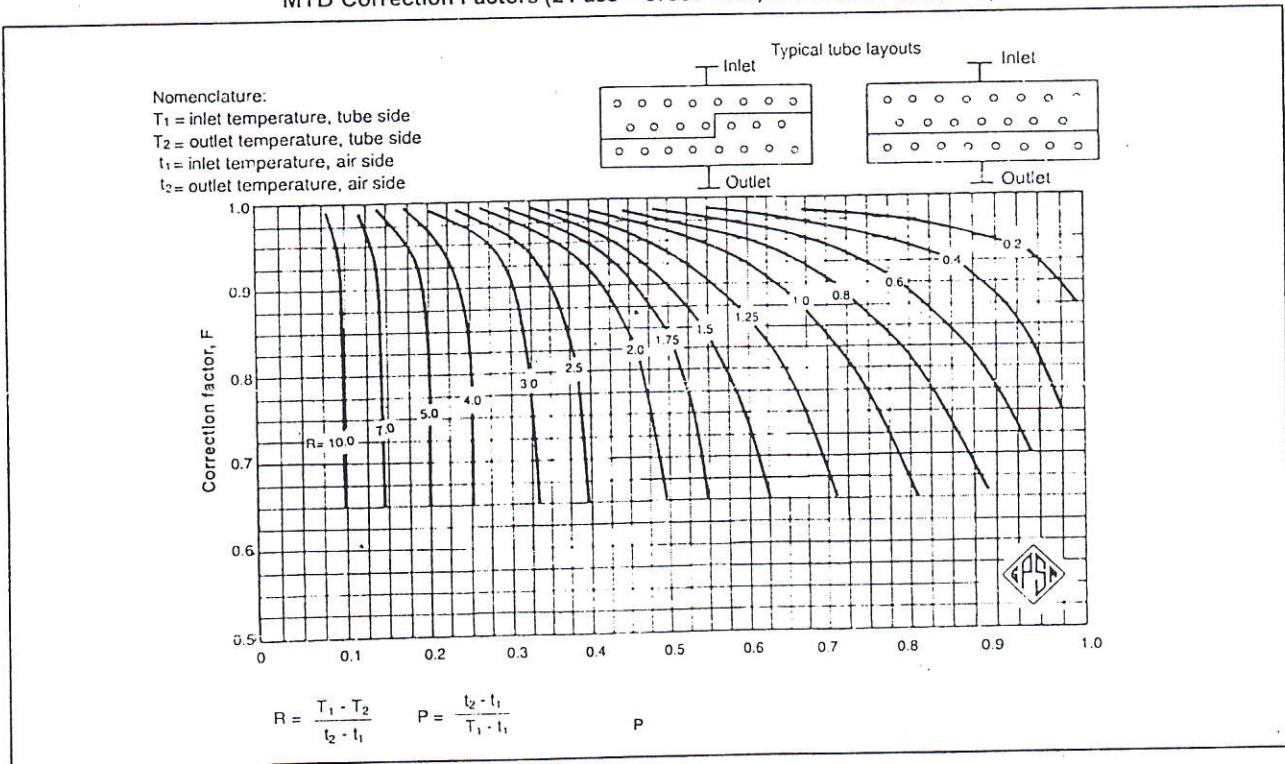


FIG. 10-9

MTD Correction Factors (2 Pass – Cross Flow, Both Fluids Unmixed)



ANNEXES

FIG. 10-11
Fintube Data for 1-in. OD Tubes

Fin Height by Fins/inch	½ in. by 9		⅝ in. by 10		
APF, sq ft/ft	3.80		5.58		
AR, sq ft/sq ft	14.5		21.4		
Tube Pitch	2 in. Δ	2¼ in. Δ	2¼ in. Δ	2⅜ in. Δ	2½ in. Δ
APSF (3 rows)	68.4	60.6	89.1	84.8	80.4
(4 rows)	91.2	80.8	118.8	113.0	107.2
(5 rows)	114.0	101.0	148.5	141.3	134.0
(6 rows)	136.8	121.2	178.2	169.6	160.8

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

FIG. 10-16
Air-Density Ratio Chart

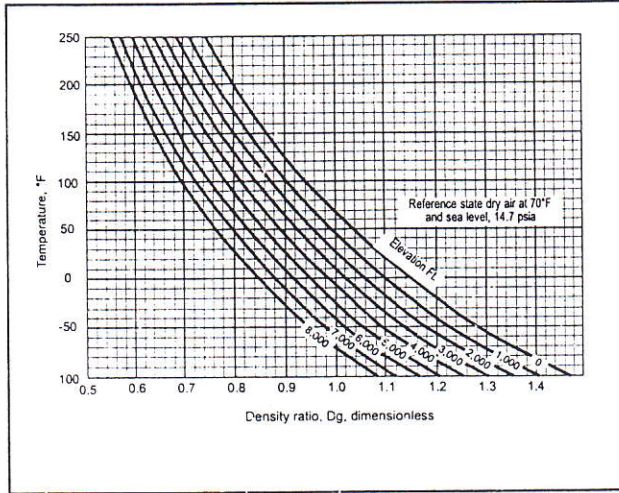


FIG. 10-17
Air Film Coefficient

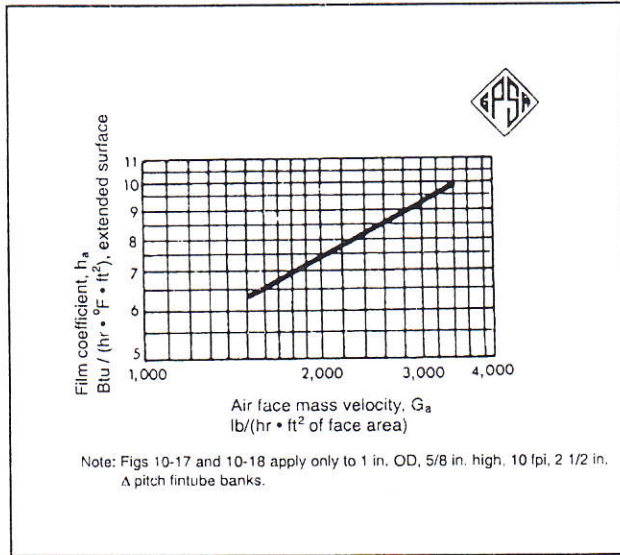


FIG. 10-18
Air Static-Pressure Drop

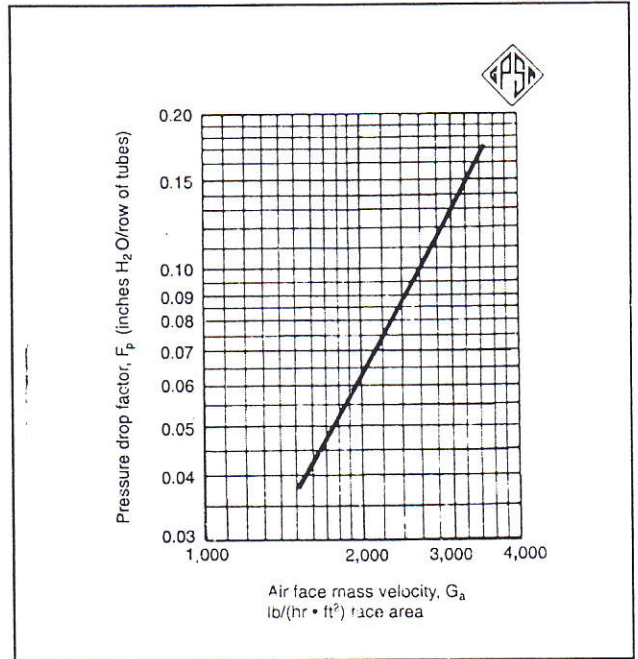


FIG. 10-19
Correction Factor for Fluid Viscosity Within the Tubes

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

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

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

ANNEXES

A6.3 Caractéristiques des tubes d'échangeurs (selon Standards TEMA)

Tube O.D. Inches	B.W.G. Gage	Thickness Inches	Internal Area Sq. Inch	Sq. Ft. External Surface Per Foot Length	Sq. Ft. Internal Surface Per Foot Length	Weight Per Ft. Length Steel Lbs.*	Tube I.D. Inches	Moment of Inertia Inches ⁴	Section Modulus Inches ³	Radius of Gyration Inches	Constant C**	O.D. I.D.	Transverse Metal Area Sq. Inch
1/4	22	0.028	0.0298	0.0654	0.0508	0.068	0.194	0.00012	0.00098	0.0791	46	1.289	0.0195
	24	0.022	0.0333	0.0654	0.0539	0.054	0.206	0.00010	0.00083	0.0810	52	1.214	0.0158
	28	0.018	0.0360	0.0654	0.0560	0.045	0.214	0.00009	0.00071	0.0823	58	1.168	0.0131
	27	0.016	0.0373	0.0654	0.0571	0.040	0.218	0.00008	0.00065	0.0829	58	1.147	0.0118
3/8	18	0.049	0.0603	0.0982	0.0725	0.171	0.277	0.00068	0.0036	0.1166	94	1.354	0.0502
	20	0.035	0.0731	0.0982	0.0798	0.127	0.305	0.00055	0.0029	0.1208	114	1.230	0.0374
	22	0.028	0.0799	0.0982	0.0835	0.104	0.319	0.00046	0.0025	0.1231	125	1.176	0.0305
	24	0.022	0.0860	0.0982	0.0887	0.083	0.331	0.00038	0.0020	0.1250	134	1.133	0.0244
1/2	16	0.065	0.1075	0.1309	0.0969	0.302	0.370	0.0021	0.0088	0.1555	168	1.351	0.0888
	18	0.049	0.1269	0.1309	0.1052	0.236	0.402	0.0018	0.0071	0.1604	198	1.244	0.0694
	20	0.035	0.1452	0.1309	0.1126	0.174	0.430	0.0014	0.0056	0.1649	227	1.163	0.0511
	22	0.028	0.1548	0.1309	0.1162	0.141	0.444	0.0012	0.0046	0.1672	241	1.126	0.0415
5/8	12	0.109	0.1301	0.1636	0.1066	0.601	0.407	0.0061	0.0197	0.1865	203	1.536	0.177
	13	0.095	0.1486	0.1636	0.1139	0.538	0.435	0.0057	0.0183	0.1907	232	1.437	0.158
	14	0.083	0.1655	0.1636	0.1202	0.481	0.459	0.0053	0.0170	0.1939	258	1.362	0.141
	15	0.072	0.1817	0.1636	0.1259	0.426	0.481	0.0049	0.0156	0.1972	283	1.299	0.125
	16	0.065	0.1924	0.1636	0.1296	0.389	0.495	0.0045	0.0145	0.1993	300	1.263	0.114
	17	0.058	0.2035	0.1636	0.1333	0.352	0.509	0.0042	0.0134	0.2015	317	1.228	0.103
	18	0.049	0.2181	0.1636	0.1380	0.302	0.527	0.0037	0.0119	0.2044	340	1.186	0.089
	19	0.042	0.2299	0.1636	0.1416	0.262	0.541	0.0033	0.0105	0.2067	359	1.151	0.077
	20	0.035	0.2419	0.1636	0.1453	0.221	0.555	0.0028	0.0091	0.2090	377	1.126	0.065
	3/4	10	0.134	0.1825	0.1963	0.1262	0.833	0.482	0.0129	0.0344	0.2229	285	1.556
11		0.120	0.2043	0.1963	0.1335	0.808	0.510	0.0122	0.0326	0.2267	319	1.471	0.238
12		0.109	0.2223	0.1963	0.1393	0.747	0.532	0.0116	0.0309	0.2299	347	1.410	0.219
13		0.095	0.2463	0.1963	0.1466	0.665	0.565	0.0107	0.0285	0.2340	384	1.339	0.195
14		0.083	0.2679	0.1963	0.1529	0.592	0.584	0.0098	0.0262	0.2376	418	1.284	0.174
15		0.072	0.2884	0.1963	0.1587	0.522	0.606	0.0089	0.0238	0.2411	450	1.238	0.153
16		0.065	0.3019	0.1963	0.1623	0.476	0.620	0.0083	0.0221	0.2433	471	1.210	0.140
17		0.058	0.3157	0.1963	0.1660	0.429	0.634	0.0076	0.0203	0.2455	492	1.183	0.126
18		0.049	0.3339	0.1963	0.1707	0.367	0.652	0.0067	0.0178	0.2484	521	1.150	0.108
20		0.035	0.3632	0.1963	0.1780	0.268	0.680	0.0050	0.0134	0.2531	567	1.103	0.079
7/8	10	0.134	0.2894	0.2291	0.1589	1.062	0.607	0.0221	0.0505	0.2662	451	1.442	0.312
	11	0.120	0.3167	0.2291	0.1662	0.969	0.635	0.0208	0.0475	0.2703	494	1.378	0.285
	12	0.109	0.3390	0.2291	0.1720	0.893	0.657	0.0196	0.0449	0.2736	529	1.320	0.262
	13	0.095	0.3685	0.2291	0.1793	0.792	0.685	0.0180	0.0411	0.2778	575	1.277	0.233
	14	0.083	0.3948	0.2291	0.1856	0.703	0.709	0.0164	0.0374	0.2815	616	1.234	0.207
	15	0.072	0.4197	0.2291	0.1914	0.618	0.731	0.0148	0.0337	0.2850	655	1.197	0.182
	16	0.065	0.4359	0.2291	0.1950	0.563	0.745	0.0132	0.0312	0.2873	680	1.174	0.165
	17	0.058	0.4525	0.2291	0.1987	0.507	0.759	0.0125	0.0285	0.2896	706	1.153	0.149
	18	0.049	0.4742	0.2291	0.2034	0.433	0.777	0.0109	0.0249	0.2925	740	1.128	0.127
	20	0.035	0.5090	0.2291	0.2107	0.314	0.805	0.0082	0.0187	0.2972	794	1.087	0.092
1	8	0.165	0.3526	0.2618	0.1754	1.473	0.670	0.0392	0.0784	0.3009	550	1.493	0.433
	10	0.134	0.4208	0.2618	0.1916	1.241	0.732	0.0350	0.0700	0.3098	656	1.366	0.365
	11	0.120	0.4536	0.2618	0.1990	1.129	0.760	0.0327	0.0654	0.3140	708	1.316	0.332
	12	0.109	0.4803	0.2618	0.2047	1.038	0.782	0.0307	0.0615	0.3174	749	1.279	0.305
	13	0.095	0.5153	0.2618	0.2121	0.919	0.810	0.0280	0.0559	0.3217	804	1.235	0.270
	14	0.083	0.5463	0.2618	0.2183	0.814	0.834	0.0253	0.0507	0.3255	852	1.199	0.239
	15	0.072	0.5755	0.2618	0.2241	0.714	0.858	0.0227	0.0455	0.3291	898	1.168	0.210
	16	0.065	0.5945	0.2618	0.2278	0.650	0.870	0.0210	0.0419	0.3314	927	1.149	0.191
	18	0.049	0.6390	0.2618	0.2361	0.498	0.902	0.0166	0.0332	0.3367	997	1.109	0.146
	20	0.035	0.6793	0.2618	0.2435	0.361	0.930	0.0124	0.0247	0.3414	1060	1.075	0.106
1-1/4	7	0.180	0.6221	0.3272	0.2330	2.059	0.890	0.0890	0.1425	0.3836	870	1.404	0.605
	8	0.165	0.6648	0.3272	0.2409	1.914	0.920	0.0847	0.1355	0.3880	1037	1.359	0.562
	10	0.134	0.7574	0.3272	0.2571	1.599	0.982	0.0742	0.1187	0.3974	1182	1.273	0.470
	11	0.120	0.8012	0.3272	0.2644	1.450	1.010	0.0688	0.1100	0.4018	1250	1.238	0.426
	12	0.109	0.8365	0.3272	0.2702	1.330	1.032	0.0642	0.1027	0.4052	1305	1.211	0.391
	13	0.095	0.8825	0.3272	0.2775	1.173	1.060	0.0579	0.0926	0.4097	1377	1.179	0.345
	14	0.083	0.9229	0.3272	0.2838	1.036	1.084	0.0521	0.0833	0.4136	1440	1.153	0.304
	16	0.065	0.9852	0.3272	0.2932	0.824	1.120	0.0426	0.0682	0.4196	1537	1.116	0.242
	18	0.049	1.0423	0.3272	0.3016	0.629	1.152	0.0334	0.0534	0.4250	1626	1.085	0.185
	20	0.035	1.0936	0.3272	0.3089	0.455	1.180	0.0247	0.0395	0.4297	1706	1.059	0.134
1-1/2	10	0.134	1.1921	0.3927	0.3225	1.957	1.232	0.1354	0.1806	0.4853	1860	1.218	0.575
	12	0.109	1.2908	0.3927	0.3356	1.621	1.282	0.1159	0.1545	0.4933	2014	1.170	0.476
	14	0.083	1.3977	0.3927	0.3492	1.257	1.334	0.0931	0.1241	0.5018	2180	1.124	0.369
	16	0.065	1.4741	0.3927	0.3587	0.997	1.370	0.0756	0.1008	0.5079	2300	1.095	0.293
2	11	0.120	2.4328	0.5236	0.4608	2.412	1.760	0.3144	0.3144	0.6660	3795	1.136	0.709
	12	0.109	2.4941	0.5236	0.4665	2.204	1.782	0.2904	0.2904	0.6697	3891	1.122	0.648
	13	0.095	2.5730	0.5236	0.4739	1.935	1.810	0.2586	0.2586	0.6744	4014	1.105	0.569
	14	0.083	2.6417	0.5236	0.4801	1.701	1.834	0.2300	0.2300	0.6784	4121	1.091	0.500

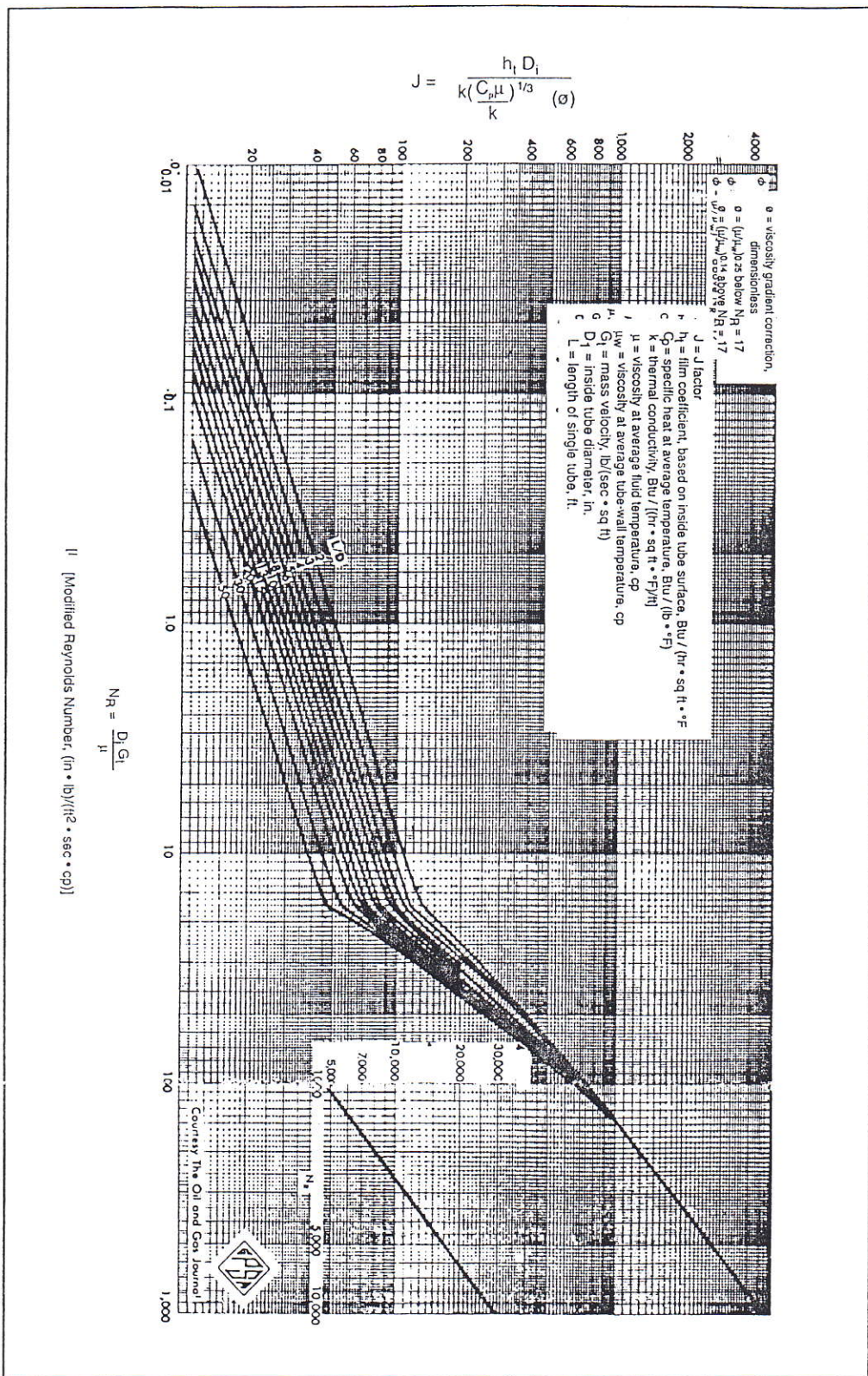
* Weights are based on low carbon steel with a density of 0.2836 lbs./cu. in. For other metals multiply by the following factors:

Aluminium	0.35	Aluminium Bronze	1.04	Nickel	1.13
Titanium	0.58	Aluminium Brass	1.06	ANickel-Copper	1.12
A.I.S.I. 400 Series S/Steels	0.99	Nickel-Chrome-Iron	1.07	Copper and Cupro-Nickels	1.14
A.I.S.I. 300 Series S/Steels	1.02	Admiralty	1.09		

** Liquid Velocity = $\frac{\text{lbs. Per Tube Hour}}{C \times \text{Sp. Gr. of Liquid}}$

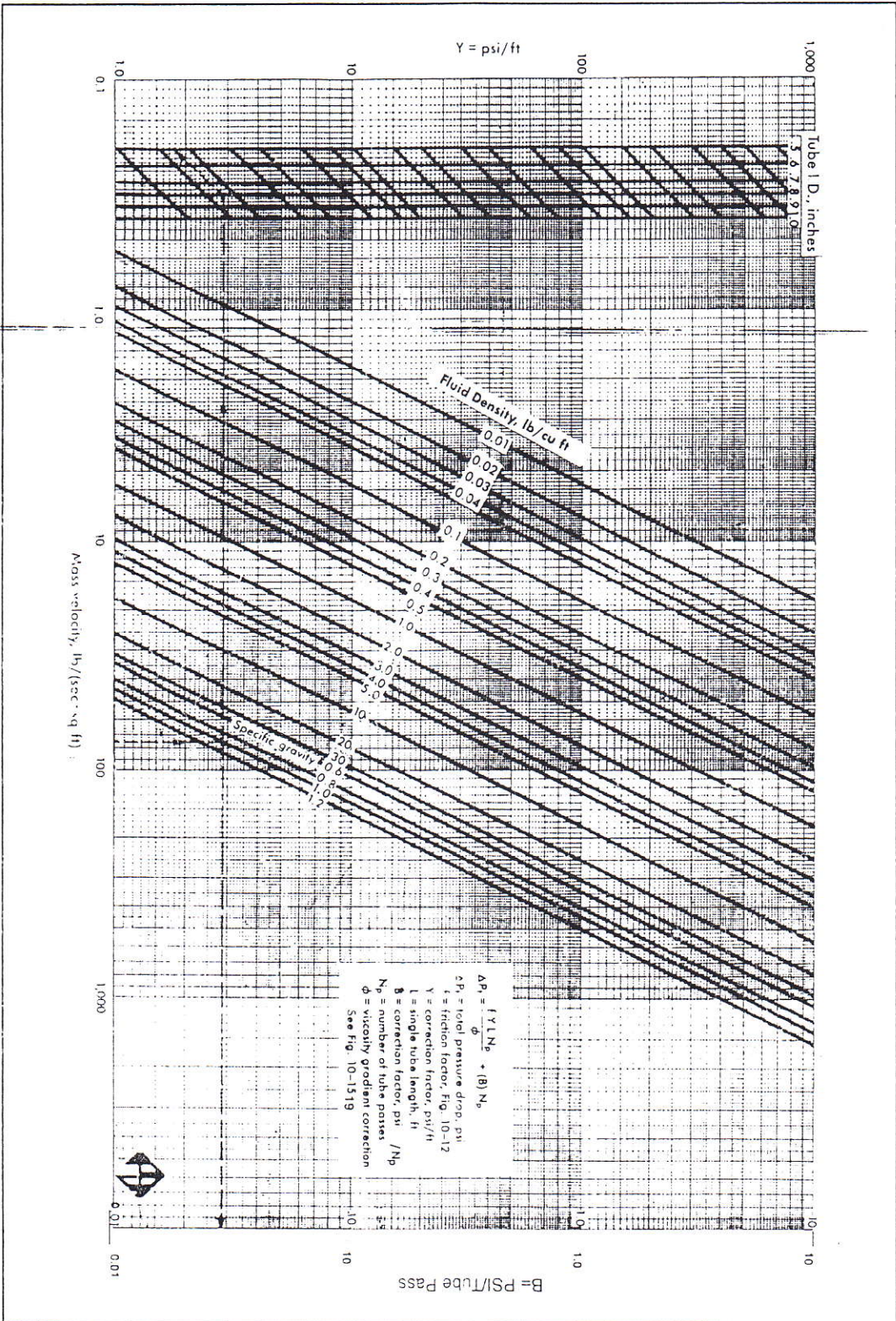
In feet per sec. (Sp. Gr. of Water at 60°F = 1.0)

FIG. 10-15 J Factor Correlation to Calculate Inside Film Coefficient, h



ANNEXES

FIG. 10-14
Pressure Drop for Fluids Flowing Inside Tubes



ANNEXES

A6.1 Tableau de conversion d'unités

	Symboles	Systèmes d'unités		
		SI	Usuel	Anglo-saxon
Q Débit de chaleur ou Puissance thermique ou Charge thermique ou Duty	Unités	W	$\frac{\text{kcal}}{\text{h}}$	$\frac{\text{Btu}}{\text{h}}$
	W	1	0,8601	3,4118
	$\frac{\text{kcal}}{\text{h}}$	1,1626	1	3,9683
	$\frac{\text{Btu}}{\text{h}}$	0,2931	0,2520	1
A Surface d'échange	Unités	m ²	m ²	ft ²
	m ²	1	1	10,7639
	ft ²	0,0929	0,0929	1
ϕ Flux thermique	Unités	$\frac{\text{W}}{\text{m}^2}$	$\frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2}$	$\frac{\text{Btu}}{\text{h}\cdot\text{ft}^2}$
	$\frac{\text{W}}{\text{m}^2}$	1	0,8601	0,3170
	$\frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2}$	1,1626	1	0,3687
	$\frac{\text{Btu}}{\text{h}\cdot\text{ft}^2}$	3,1549	2,7122	1
$\Delta\theta$ Potentiel thermique	Unités	K	°C	°F
	K ou °C	1	1	1,8
	°F	0,5555	0,5555	1
R Résistance au transfert	Unités	$\frac{\text{m}^2\cdot\text{K}}{\text{W}}$	$\frac{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}}{\text{kcal}}$	$\frac{\text{h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}}{\text{Btu}}$
	$\frac{\text{m}^2\cdot\text{K}}{\text{W}}$	1	1,1626	5,6782
	$\frac{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}}{\text{kcal}}$	0,8601	1	4,8824
	$\frac{\text{h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}}{\text{Btu}}$	0,1761	0,2048	1
U Coefficient de transfert	Unités	$\frac{\text{W}}{\text{m}^2\cdot\text{K}}$	$\frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}}$	$\frac{\text{Btu}}{\text{h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}}$
	$\frac{\text{W}}{\text{m}^2\cdot\text{K}}$	1	0,8601	0,1761
	$\frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}}$	1,1626	1	0,2048
	$\frac{\text{Btu}}{\text{h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}}$	5,6782	4,8824	1
λ Conductibilité thermique	Unités	$\frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$	$\frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^\circ\text{C}}$	$\frac{\text{Btu}}{\text{h}\cdot\text{ft}\cdot^\circ\text{F}}$
	$\frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$	1	0,8601	0,5784
	$\frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^\circ\text{C}}$	1,1626	1	0,6725
	$\frac{\text{Btu}}{\text{h}\cdot\text{ft}\cdot^\circ\text{F}}$	1,7288	1,4870	1