

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEURE ET DE LA

RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE KASDI MERBAH - OUARGLA

FACULTE DES SCIENCES ET SCIENCES DE L'INGENIEUR

DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME D'INGENIEUR D'ETAT

Spécialité : Génie des Procèdes.

Option : Génie Chimique.

Présenté par :

**CHIKH SALAH AISSA
DJELMAMI HANI MUSTAPHA**

Thème :

**ETUDE DE DIMENSIONNEMENT D'UNE SECTION
DE DEPROPANISEUR DANS L'UNITE DE GPL
DE OUED NOUMER**

Encadres par :

Mr : ARBAOUI Nacereddinne

MA

Université de Ouargla

**Année Universitaire
2005 / 2006**

Nomenclature

01. Colonne :

N_a	: débit molaire d'alimentation.	[kmol/h]
N'_a	: débit massique d'alimentation.	[kg/h]
N''_a	: débit volumique d'alimentation.	[m ³ /h]
N^L_a	: débit molaire de liquide d'alimentation.	[kmol/h]
N^V_a	: débit molaire de vapeur d'alimentation.	[kmol/h]
M_a	: masse molaire moyenne de l'alimentation.	[kg/kmol]
M_i	: masse molaire de constituant « i ».	[kg/kmol]
X_{ai}	: fraction molaire de constituant « i » dans l'alimentation "a".	/
X'_{ai}	: fraction massique de constituant « i » dans l'alimentation "a".	/
$X^L_{i,a}$: fraction molaire du constituant « i » dans la phase liquide de l'alimentation.	/
$X^V_{i,a}$: fraction molaire du constituant « i » dans la phase vapeur de l'alimentation.	/
N_d	: débit molaire de distillat.	[kmol/h]
N^L_d	: débit molaire de reflux froid "à l'état liquide".	[kmol/h]
N^V_d	: débit molaire de vapeur de tête.	[kmol/h]
N_r	: débit molaire de résidu.	[kmol/h]
N^L_r	: débit molaire de liquide de fond.	[kmol/h]
N^V_r	: débit molaire de reflux chaud "à l'état vapeur".	[kmol/h]
P_a	: la pression d'alimentation.	[atm]
P_b	: la pression dans le ballon de reflux.	[atm]
P_s	: la pression de sommet de la colonne.	[atm]
P_f	: la pression de fonde de la colonne.	[atm]
ΔP_1	: la perte de charge dans les colonne de condenseur.	[°C]
T_a	: la température d'alimentation.	[°C]
T_b	: la température dans le ballon de reflux.	[°C]
T_s	: la température de sommet de la colonne.	[°C]
T_f	: la température de fonde de la colonne.	[°C]
K_i	: coefficient d'équilibre de l'élément « i ».	/
K_r	: coefficient d'équilibre de l'élément de référence.	/
e'_o	: taux de vaporisation molaire de la charge.	/
α_i	: coefficient de volatilité du constituant « i » par apport au constituant clé lord.	/

Rf_{min}	: taux de reflux minimal.	/
Rf_{opt}	: taux de reflux optimal.	/
Rb_{min}	: taux de rebouillage minimal.	/
Rb_{opt}	: taux de rebouillage optimal.	/
Nr_{min}	: nombre des plateaux minimum.	/
Nr	: nombre des plateaux réel.	/
E	: efficacité d'un plateau.	/
h	: hauteur de la colonne.	[m]
D	: diamètre de la colonne.	[m]

02. Rebouilleur et condenseur

H_d	: enthalpie de distillat à l'état liquide.	[kcal/kmol]
H_d^V	: enthalpie de phase vapeur alimentant le condenseur.	[kcal/kmol]
H_d^L	: enthalpie de reflux froid à l'état liquide.	[kcal/kmol]
H_r	: enthalpie du résidu.	[kcal/kmol]
H_r^V	: enthalpie de la phase vapeur provenant du rebouilleur.	[kcal/kmol]
H_r^L	: enthalpie de la phase liquide alimentant le rebouilleur.	[kcal/kmol]
Q_d	: charge thermique du condenseur.	[kcal/h]
Q_r	: charge thermique du rebouilleur.	[kcal/h]
C_p	: chaleur spécifique	[kcal/kmol°C]
$C_{p,h}$: chaleur spécifique d'huile caloporteur (dans rebouilleur).	[kcal/kmol°C]
$C_{p,Fr}$: chaleur spécifique de liquide refroidisseur (dans condenseur).	[kcal/kmol°C]
λ	: conductivité thermique.	[w/m°C]
ρ	: masse volumique du fluide.	[kg/m ³]
μ	: la viscosité absolue.	
T_{h0}	: température d'huile à l'entrer de rebouilleur.	[°C]
T_{h1}	: température d'huile à la sortie de rebouilleur.	[°C]
T_{Fr0}	: température de gaz refroidisseur à l'entrer de condenseur.	[°C]
T_{Fr1}	: température de gaz refroidisseur à la sortie de condenseur.	[°C]

SOMMAIRE

Introduction Générale	01
-----------------------	----

PARTIE I
CHAPITRE I : Présentation de la région

I-1.Introduction :	02
☞ Unité de séparation de pétrole brut	02
☞ Unité de récupération de GPL	03
☞ Centre de production et de compression de gaz d'ait-khir	03
☞ Historique et évolution de la production	04
☞ Prévision de la production	05
☞ Spécifications du gaz brut et des produits finis	05
❖ Spécifications du gaz brut	05
❖ Spécifications des produits finis	06
I-2.Description de process	07
☞ Séparation de pétrole brut	07
☞ unité de compression	07
☞ unité de traitement de gaz	08
❖ Unité 100 : pré refroidissement et déshydratation	09
❖ Unité 200 : Récupération de GPL	09
❖ Unité 300 : Compression du gaz traité	10
❖ Unité 400 : Fractionnement de GPL	10
❖ Unité 500 : Stockage et expédition de GPL	11
❖ Unité 600 : Circulation de l'huile chaude 'DIATHERMIQUE'	11

CHAPITRE II : Généralités sur les GPL

II-1- Définition des GPL	12
II-2- Les sources de GPL	12
II-3- Caractéristiques physico-chimiques de GPL	12
II-4- Le GPL dans le monde et en Algérie	13
❖ La production mondiale du GPL	13
❖ La consommation mondiale en GPL	13
❖ Le GPL en Algérie	14

✓ La production nationale du GPL	14
II-5- Utilisation du GPL	15
❖ GPL source de chauffage	15
❖ GPL dans la climatisation	16
❖ GPL/C (carburant)	16
❖ Utilisation du GPL pour la production d'électricité	16
❖ Le GPL dans les ménages	16
❖ Le GPL dans la pétrochimie	17
II-6- Domaine d'utilisation de propane et de butane	17
☞ Principales transformations de propane	17
☞ Principales transformations de butane	17

CHAPITRE III : Théorie de procédé

III- Distillation et rectification	18
III-1- Introduction	18
III-2- Théorie de la rectification	18
III-3- Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification	19
III-4- Classification des colonnes de rectification	20
☞ Les colonnes à plateaux	20
A. Types de plateaux	20
✓ Plateau à calottes	20
✓ Plateau perforé à déversoir	21
✓ Plateau à clapets	21
✓ Plateau sans déversoirs	21
✓ Plateau à jet directionnel	21
☞ Les colonnes à garnissages	21
III-5- Bilan matière de la colonne	22
☞ Bilan matière Sur la colonne	22
III-6- Utilisation de la volatilité relative	25
☞ Choix du taux de reflux	26
❖ Fonctionnement à reflux total	26
❖ Fonctionnement à reflux minimal	27

III-7- Dimensionnement de la colonne	28
☞ Paramètres de température et pression de la colonne	28
☞ Diamètre de la colonne	28
☞ Hauteur de la colonne	29
III-8- Bilan thermique de la colonne	30
Technologie d'échange de chaleur (Appareillages)	31
III-9- Description des échangeurs de chaleur faisceau et calandre	31
III-10- Étude du transfert de chaleur dans les échangeurs à tubes et calandre	33
III-10-1- Équations fondamentales	33
III-10-2- Coefficient de transfert global U	33
III-10-3- Etude de la perte de charge dans les échangeurs à tubes et calandre	37
III-10-4- Type des échangeurs de chaleurs (Appareillages)	40
a. Les échangeurs à surface	40
b. les échangeurs a contact directe : (échangeur à mélange)	41
☞ Condenseurs	41
☞ Aéroréfrigérants	42
☞ Les rebouilleurs	42

PARTIE II

CHAPITRE IV : Dimensionnement de la colonne.

IV- Introduction	43
IV-1- Modification proposée	43
IV-2- Les données de départ	43
IV-3- Approximations effectuées	44
❖ Teneur des constituants légers dans le résidu	44
❖ Teneur des constituants lourds dans le distillat	44
IV-4- Ordre de calcule	46
IV-4-1- Composition, débit massique et molaire de la charge	46
IV-4-2- La composition du distillat et résidu	47
IV-4-3- Calcul ^{N/D} les pressions et les températures aux différentes zones de la colonne	47
IV-4-4- Taux de vaporisation et volatilité relative	52
IV-5- Fonctionnement à reflux total	54

❖ Calcul de nombre de plateaux théoriques minimal	54
❖ Calcul des taux de reflux minimal et optimal	54
❖ Calcul des taux de rebouillage minimal et optimal	55
IV-6- Calcul du nombre des plateaux théoriques dans la colonne	56
IV-7- Les débits alimentant et provenant de la colonne	57
IV-8- La composition de liquide alimentant le rebouilleur	57
IV-9- Dimensionnement de la colonne	59
a. Diamètre de la colonne	59
b. Hauteur de la colonne	59

Chapitre V : Dimensionnement du rebouilleur et condenseur

V- Introduction	63
V-1- Dimensionnement d'un rebouilleur a faisceau – calandre	64
V-1-1- Les données de départ	64
❖ Les caractéristiques du rebouilleur	64
❖ Les caractéristiques des deux fluides	65
V-1-2- Calcul de rebouilleur à faisceau – calandre	65
V-1-2-2- Détermination du coefficient global de transfert sale " Us "de l'appareil corrigé	67
V-1-2-3- Calcul de la température calorique	67
V-1-2-4- Calcul du coefficient de transfert propre Up	68
V-1-2-5- Calcul des pertes de charge	71
V-2- Dimonsionnement d'un condenseur	72
V-2-1- Les données de départ	72
❖ Les caractéristiques du condenseur	72
❖ Les caractéristiques des deux fluides	73
V-2-2- Calcul de condenser à faisceau – calandre	73
V-2-2-1- Choix de l'appareil	75
V-2-2-2- Détermination du coefficient global de transfert sale " Us "de l'appareil corrigé	75
V-2-2-3- Calcul de la température calorique	75
V-2-2-4- Calcul du coefficient de transfert propre Up	76
V-2-2-5- Calcul des pertes de charge	79

Chapitre VI : Dimensionnement du ballon de reflux

VI-1-Introduction	80
VI-2- Donnée de départ	80
VI-3- Ordre de calcule	80
a. Calcul de la masse volumique de distillat	80
b. réserve correspondante à 5 min de soutirage	81
c. réserve correspondante à 3min de reflux de tête :	81
d. Calcule de diamètre :	81
e. Longueur du ballon	81
f. L'épaisseur de ballon	82

Chapitre VII : Dimensionnement de la pompe (40-PM-06) :

Introduction	83
VII- Calcul de la pompe (40-PM-06)	84
VII-1- Les données de départ	84
VII-2- Détermination des longueurs équivalent	84
a. Calcul de la vitesse du fluide	84
b. Longueur équivalente a l'aspiration de la pompe	84
☞ Longueur équivalente linière [17]	84
☞ Longueur équivalente singulier	85
❖ Exemple pour le Filtre (m)	85
c. Longueur équivalente au refoulement de la pompe	85
☞ Pour le refoulement vers les sphère	85
☞ pour le refoulement vers la colonne	86
VII-3- Puissance hydraulique	86
VII-4- Puissance consomme	86
Résumé générale	87
Conclusion générale	90
Recommandation	91
Bibliographie	92
Annexe	93

INTRODUCTION

* INTRODUCTION *

L'énergie occupe une place importante dans le développement économique dans le monde, qui dépend essentiellement de l'exploitation des hydrocarbures (pétrole et gaz).

Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant, l'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan de l'environnement favorisent son utilisation. Sa composition chimique explique qu'il soit considéré comme le combustible le plus propre. Il ne contient pratiquement pas de soufre et ensuite ne produit pas ^{de} dioxyde de soufre (responsable des pluies acides). Les émissions d'oxyde d'azote et de gaz carbonique (responsable de l'effet de serre), l'énergie produite équivalente, sensiblement plus faibles que celles du pétrole (20 à 25% d'émission de dioxyde de carbone en moins) et du charbon (40 à 50% de moins).

Les performances techniques et les technologies gazières permettent, aujourd'hui, d'obtenir un meilleur rendement, des coûts de production plus faibles, ainsi qu'une grande souplesse d'utilisation par rapport aux énergies concurrentes. Cette supériorité technique est particulièrement notable dans le domaine de la production d'électricité, le reste étant destiné au chauffage domestique et à l'industrie.

L'Algérie est le troisième exportateur du gaz naturel à travers le monde, sa politique d'exploitation consiste à maximiser les revenus, et valoriser tous les dérivés du gaz naturel pour une libre vente sur le marché international notamment le condensât et le GPL, dont la demande mondiale est en hausse.

Le champ de Oued Noumer est l'un des champs les plus importants en Algérie, depuis sa découverte, ce champ a connu un important développement afin d'exploiter le maximum de ce gisement, et optimiser le rendement en produits finis : pétrole brut, GPL, condensât, et gaz sec.

Le gaz naturel contient des quantités importantes des composants hydrocarbure plus lourds que le méthane (principal constituant du gaz naturel). Il nécessite alors de séparer ces hydrocarbures lourds; essentiellement réalisés dans des colonnes de distillation; Après séparation, les produits finis sont distribués aux consommateurs domestiques qui l'utilisent comme combustible et aux consommateurs industriels comme matière première pour la pétrochimie qui sert pour la fabrication des matières plastiques, des colorants, des produits pharmaceutiques...etc.

Pour cette raison la distillation prend une place très importante dans l'industrie.

PARTE I

- ❖ **Présentation de la région et de l'unité**
- ❖ **Généralité sur GPL**
- ❖ **Théorie de procédé**

CHAPITRE I

PRÉSENTATION ET HISTORIQUE DE LA RÉGION

I-1. Introduction :

Le champ de Oued Noumer présente un excellent intérêt pétrolier dû à ses réserves considérables riches en hydrocarbures liquides. Ceci a permis de réaliser l'extension de l'usine de deux unités de séparation Ait-kheir et Oued Noumer, en un complexe industriel pour la récupération des huiles (pétrole), des condensats et du GPL, ainsi qu'une unité de réinjection de gaz dans le gisement à Haut pression à Ait-kheir.

La direction de Oued Noumer est située à 140 km au sud-est du champ gazier de Hassi R'mel et à 220 km à l'Ouest de Nord-Ouest du champ pétrolier de Hassi Messaoud, Son siège administratif et sa base de vie sont installés à 5 km au Nord de la RN 49, sur l'axe routier reliant Ghardaïa à Ouargla et environ à 45 km de la ville de Ghardaïa.

Le champ de Oued Noumer a été découvert par Sonatrach en 1969 et mis en production à partir de 1972.

Le champ de Oued-Noumer se compose de cinq champs : Oued-Noumer, Aït-Kheir, Djorf Sidi-Mezghich et Makouda.

Le champ de oued Noumer a été mis en exploitation en 1972, avec le démarrage de la première unité de séparation de pétrole brut.

En 1983 une nouvelle unité a été construite dans le but de récupérer les gaz associés, son démarrage a eu lieu en janvier 1986.

En 1993, le nouveau centre de production de Oued Noumer a connu une évolution importante en terme de nouvelle unité de récupération de GPL et de condensat.

❖ L'ancien centre de production de Oued Noumer se compose d'une :

☞ Unité de séparation de pétrole brut :

L'unité se compose de :

- Une unité de séparation de brut en 3 étages avec deux fours de stabilisation.
- Quatre (4) bacs de stockage de brut de 5000 m³ chacun.
- Un bac de dessalage de 480 m³.
- Deux (2) pompes d'expédition.
- Trois (3) trains de traitement de gaz et de production de condensât, composé chacun de :
 - section de compression
 - section de déshydratation
 - section de dégazolinage
 - section de réinjection de glycol

❖ Le nouveau complexe de production se compose de :

☞ Unité de récupération de GPL :

L'alimentation de l'unité de GPL est assurée par du gaz provenant des champs d'Ait-Khir, Oued Noumer, Makouda et Sidi-mezghich pour être traité avec une capacité totale de l'ordre de 7000000 Nm³/j.

L'unité se compose essentiellement des unités suivantes :

- Section de pré refroidissement et déshydratation.
- Section de récupération des hydrocarbures liquide par le procédé Hudson composé de double détente (la détente joule Thomson et détente à travers le turbo-expander).
- Section de compression
- Section de fractionnement de GPL
- Section d'huile chaude

☞ Centre de production et de compression de gaz d'ait-khir :

Le centre se situe à 15km au sud du centre principal Oued Noumer, il est constitué de deux unités :

- D'une unité de séparation de pétrole :

La capacité de séparation journalière est de 5000 m³ d'huile et environ de 6.5 millions m³ de gaz. Actuellement le centre d'ait-khir travaille en dessous de ses capacités suite à la chute potentielle des puits et la fermeture de certain puits pour proration.

- D'une unité de compression :

A pour rôle l'injection de gaz pour le maintient de pression de gisement afin d'assurer une production stable et atteindre un bon régime de soutirage, elle reçoit les gaz venant de l'unité de dégazolinage de Oued Noumer à une pression d'environ 68 bars pour comprimer le gaz avec le turbo-compresseur à une pression finale de 520 bars. Ces gaz seront réinjectés dans le gisement d'Ait khir.

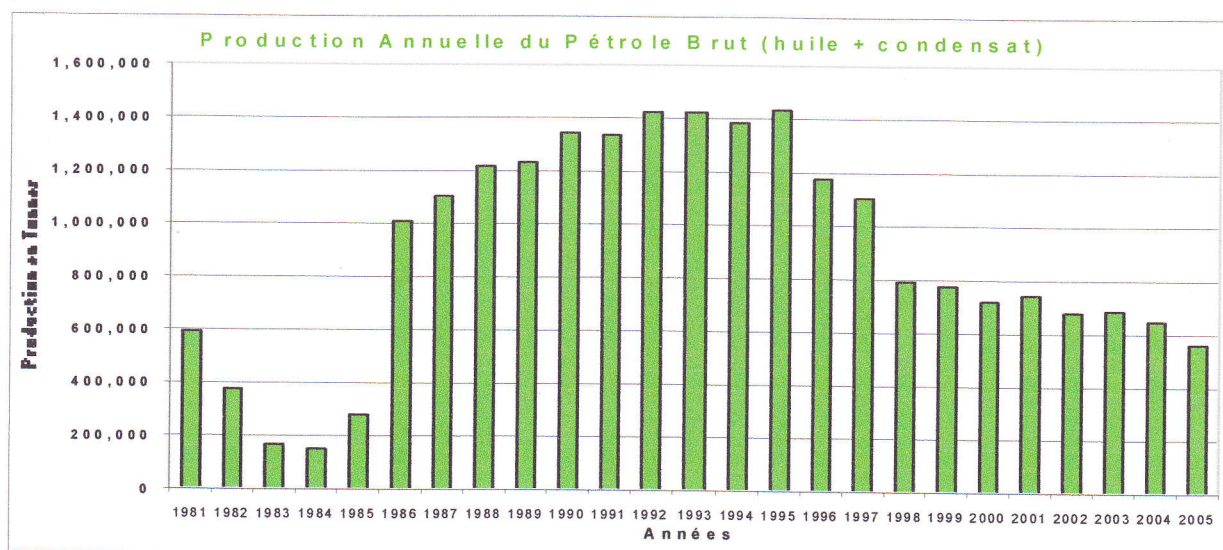
La production de Oued Noumer se compose de :

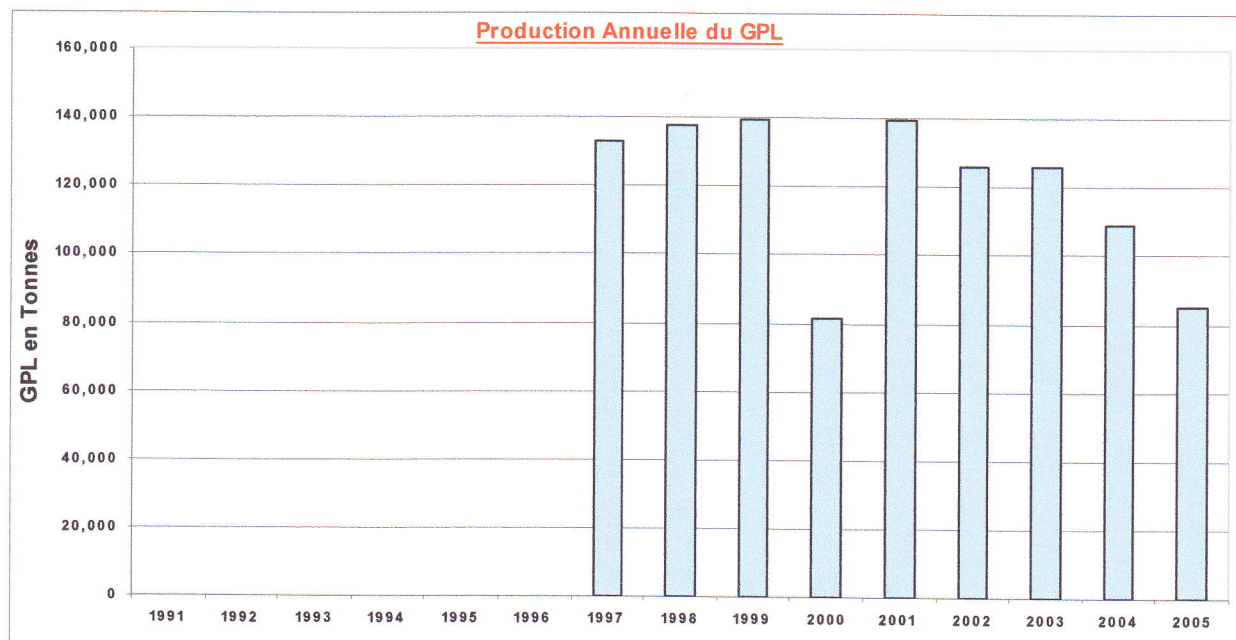
- 1- Du gaz sec, dont la plus grande quantité est réinjecté dans le champ d'Ait-Khir et le débit excédentaire est expédié vers Hassi R'Mel dans le pipe de 48".
- 2- Du condensât, qui sera mélangé avec le pétrole produit.
- 3- Du GPL qui sera expédié vers Arzew à travers la ligne 24 pouces reliant Haoud Elhamra à Arzew.

☞ Historique et évolution de la production :

PRODUCTION ANNUELLE DEPUIS L'ORIGINE (ARRETEE AU 31/12/2005)

ANNEES	HUILE (Tonnes) Oued Noumer MKA, SMZ et DJF	CONDENSAT (Tonnes) Ait Khier et Oued Noumer	GAZ (10 ³ STM ³)	REINJ GAZ (10 ³ STM ³)	GPL (Tonnes)
1972 - 1980	3 229 026	4 168 337	7 090 819		
1981	248 120	341 582	540 935		
1982	201 774	174 723	355 007		
1983	84 385	81 507	120 555		
1984	108 493	45 797	111 459		
1985	90 191	191 677	217 249		
1986	62 601	944 027	794 115		
1987	57 756	1 045 149	988 503		
1988	101 458	1 115 052	1 126 093		
1989	123 455	1 106 801	1 240 060		
1990	147 779	1 192 490	1 587 721		
1991	137 340	1 195 312	1 703 545	69 491	
1992	202 871	1 221 659	1 617 184	731 431	
1993	175 202	1 249 228	1 637 823	1 262 521	
1994	155 033	1 232 404	1 710 748	1 253 911	
1995	143 690	1 289 878	1 468 539	1 465 132	
1996	142 169	1 035 899	2 133 340	1 264 490	
1997	107 722	994 109	2 007 345	1 397 731	132 761
1998	52 480	738 474	1 802 896	991 070	137 529
1999	44 433	733 022	1 883 312	1 411 673	139 452
2000	41 809	676 222	1 690 775	1 200 060	81 577
2001	62 969	678 260	1 792 000	1 452 057	139 544
2002	80 360	598 545	1 871 815	1 462 334	126 042
2003	71 277	620 207	2 121 616	1 576 504	125 908
2004	65 888	578 251	1 949 768	1 949 768	109 304
2005	58 466	502 598	2 133 910	1 340 876	85 017
TOTAUX	5 996 747	23 751 210	41 697 132	18 829 049	1 077 134





☞ **Prévision de la production :**

A N N E E	PETROLE BRUT	GPL	INJECTION GAZ
	(T/M)	(T/M)	(10 ³ STDM ³)
2006	545 000	98 000	1 405 250
2007	531 000	95 500	1 405 250
2008	483 000	86 800	1 302 000
2009	505 000	90 800	1 388 000
2010	492 500	88 500	1 380 000

☞ **Spécifications du gaz brut et des produits finis :**

❖ **Spécifications du gaz brut :**

L'usine de GPL est conçue pour traiter le gaz brut dont les spécifications suivantes :

- ✓ Teneur en eau : à 310 kg /cm², 90°C : 70 ppm.
- ✓ Température : min 45°C.
- ✓ Pression : max 100 bars.

La composition du gaz brut et donnée dans le tableau suivant :

COMPOSANTS	% MOLAIRES
N ₂	5,56
CO ₂	0,20
CH ₄	78,63
C ₂ H ₆	7,42
C ₃ H ₈	2,88
C ₄ H ₁₀	0,62
C ₄ H ₁₀	1,10
C ₅ H ₁₂	0,36
C ₅ H ₁₂	0,48
C ₆ H ₁₄	0,59
C ₇ H ₁₆	0,56
C ₈ H ₁₈	0,45
C ₉ H ₂₀	0,37
C ₁₀ H ₂₂	0,27
C ₁₁ H ₂₄	0,21
C ₁₂ ⁺	0,57
TOTAL	100

❖ Spécifications des produits finis :

L'usine en exploitation normale permet d'obtenir les produits dont les spécifications sont les suivantes :

- Spécifications du brut :

Cette usine est conçue pour stocker le brut dont les spécifications suivantes :

- ✓ Tension de vapeur Reid (TVR) : 10 Psia (max).
- ✓ La densité : 0,710

- Spécifications du GPL :

La composition du GPL et donnée dans le tableau suivant :

COMPOSANTS	% MOLAIRES
CH ₄	0.79
C ₂ H ₆	1.17
C ₃ H ₈	58.13
n C ₄ H ₁₀	13.79
i C ₄ H ₁₀	26.12
n C ₅ H ₁₂	0.00
i C ₅ H ₁₂	0.00
C ₂ ⁻	1.96
C ₅ ⁺	0.00
densité	0.535
TOTAL	100

I-2. Description de process :

☞ Séparation de pétrole brut :

Cette unité a pour but de séparer le gaz associé de l'huile brute. La séparation s'effectue en plusieurs étages travaillant à des pressions décroissantes, de façon à dégazer le plus possible le pétrole brut, avant le stocker.

Afin d'améliorer la stabilisation de pétrole, deux fours de stabilisation placés en amont de deuxième étage de séparation, pour ajuster la tension de vapeur Reid (TVR) de l'huile pour éviter un dégazage dans les bacs de stockage.

Cette séparation de l'huile s'effectue en trois (3) étages de séparation :

✓ Le séparateur HP reçoit, à partir du manifold existant du centre de production d'Oued Noumer, le mélange gaz - huile - eau, effluent des puits d'ONR.

La pression s'effectue sous une pression de 12 bars, dont l'eau de gisement décantée, est envoyée sous régulation de niveau, vers le bournier.

Le gaz HP est expédié – sous régulation de pression – vers le ballon 20B02 et l'huile est envoyée - sous régulation de niveau vers le séparateur MP 20B03 après être chauffée à une température de 65 °C dans les fours de stabilisation 20F01 A/B.

✓ Le séparateur MP reçoit les effluents chauds des 2 fours de stabilisation. La séparation s'effectue sous une pression de 3 bars absolus, dont l'eau de gisement est décantée puis expédiée au bournier sous régulation de niveau.

L'huile est envoyée –sous régulation de niveau – au séparateur BP.

Le gaz MP est expédié – sous régulation de pression- vers l'unité de compression.

✓ Le séparateur BP reçoit le pétrole de séparateur MP, installé à une hauteur de 10 mètres.

Le pétrole est expédié vers les bacs de stockage, le gaz BP est expédié vers l'unité de compression.

Les gaz de séparation des trois étages sont récupérés et comprimés dans l'unité de compression.

☞ Unité de compression :

L'installation de compression des gaz venant de l'unité de séparation (unité 20), est composée de turbo compresseur dont le compresseur K01 comprenant un étage BP et un étage MP.

Et un Compresseur K02 comprenant un étage MP et un étage HP.

Entraînés par une turbine à gaz KG 01.

Le gaz BP arrive à une Pression d'environ 1 bar passe à travers le filtre B01 puis se dirige vers l'aspiration 1^{er} étage du K01.

Le gaz MP arrive à une Pression d'environ 3 bars, passe à travers le filtre B02 puis se dirige vers l'aspiration 2^{ème} étage du K01.

Le gaz comprimé issu du K01 et dirigé vers le séparateur HP 20B02, après refroidissement dans l'aéroréfrigérant A01.

Le gaz HP arrive à une Pression d'environ 15 bars passe à travers le filtre B03 puis se dirige vers l'aspiration du 1^{er} étage du K02 .

Le gaz sort du compresseur à une pression de 45 bars absolus, dirigé vers le filtre B04 après refroidissement dans les aéroréfrigérants A02 et A01, le gaz est dirigé ensuite vers l'aspiration 2^{ème} étage du K02.

Le gaz HP sort du K02 à une pression de 100 bars, il est dirigé directement vers l'unité de récupération de GPL.

☞ **Unité de traitement de gaz :**

Le gaz brut subit plusieurs traitements pour extraire ses composés lourds afin de l'adapter aux normes de vente et de réinjection dans les gisements. Le traitement de gaz est basé en général sur l'échange thermique et la détente.

Les procédés de traitement de gaz naturel sont multiples, et le choix de procédé de traitement dépend des critères suivants :

- Coûts de l'investissement.
- Taux de récupération des hydrocarbures liquides.
- Paramètres et la composition du gaz brut.
- Spécifications des produits obtenues.

Le procédé utilisé à Oued Noumer, est le procédé HUDSON qui se bas sur le refroidissement du gaz par échange thermique suivi d'une détente au niveau d'une machine dynamique appelée 'turbo-expander' ou on aura une température de -55°C. Si le turbo-expander est hors service on utilise la vanne de détente 'Joule Thomson' qui permet d'atteindre une température de -15°C.

Ce procédé est plus performant car il nous permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides et dispose d'un système de refroidissement autonome que le procédé de PRITCHARD (basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par détente, avec l'utilisation d'une boucle de propane comme système de réfrigération afin d'atteindre des températures voisines à -23°C).

L'unité de traitement de gaz se compose essentiellement des unités suivantes :

Unité 100 : pré refroidissement et déshydratation.

Unité 200 : récupération de GPL.

Unité 300 : recompressions du gaz traité.

Unité 400 : fractionnement du GPL.

Unité 500 : stockage du GPL.

Unité 600 : huile diathermique.

❖ Unité 100 : pré refroidissement et déshydratation :

Le gaz provenant de l'unité de compression existante alimente l'unité à 100 bars et 60°C.

Après un refroidissement à 45°C environ, le gaz est envoyé au séparateur 10-B-01 et en suite vers les déshydrateurs 10-R-01 A/B/C .le liquide sortant du fond de 10-B-01 est envoyé au borbier.

La déshydratation de gaz se fait par tamis moléculaires, dont deux en service et l'autre en régénération. Fonctionnant avec un cycle de 12 h d'adsorption. Pour la régénération des tamis moléculaire on utilise une partie des vapeurs de tête du déethaniseur 40-C-01.

Le gaz de régénération est chauffé à 275°C avec l'huile chaude dans les échangeurs 10-E-02 A/B/C, est expédié vers la ligne des vapeurs de tête du déethaniseur pour être envoyé vers l'unité de compression existante. Le gaz de procédés en sortant des deshydrateurs est filtré pour éliminer les poussières.

En cas de problème au niveau du compresseur du gaz traité ou de la turbine à gaz d'entraînement, le gaz est envoyé directement au gazoduc toujours sec, et les déshydrateurs continuent à fonctionner, leur régénération étant toujours assurée.

❖ Unité 200 : Récupération de GPL :

Le gaz sec filtré provenant de l'unité 100 est réparti en 2 courants, l'un est refroidi dans l'échangeur 20-E-01 par le gaz de tête déethaniseur 40-C-01, l'autre est refroidi par échange de chaleur avec le gaz traité provenant de l'échangeur 20-E-03.

Les deux courants sont en suite mélangés et envoyés au séparateur 20-B-08, le gaz sortant après subit à un échange de chaleur avec le gaz sortant de l'expansseur dans l'échangeur 20-E-03.

Le liquide sortant de séparateur 20-B-06 mélangé avec celui sortant de 20-B-08 est envoyé directement au déethaniseur, tandis que le gaz provenant de 20-B-06 est envoyé à l'expansseur

20-KE-01 (où l'on obtient une détente) et alimente le séparateur 20-B-07 à une température de -55°C et à une pression de 30 bar. Les condensats froids sortant du séparateur 20-B-07 sont envoyés à la tête de déethaniseur 40-C-01 après échange thermique dans le condenseur de tête déethaniseur. Le gaz traité sortant du séparateur 20-B-07 est envoyé à la récupération du froid dans les échangeurs 20-E-03 et 20-E-02 A/B ensuite il est comprimé par le compresseur 20-K-01 entraîné par l'expansseur 20-KE-01. Le gaz à la sortie du compresseur est refroidi à 60°C dans l'aéroréfrigérant 20-A-01 et envoyé au compresseur final 30-K-01 à la pression de 47 bar.

❖ Unité 300 : Compression du gaz traité :

Dans cette unité le gaz est comprimé à la pression de 80 bar afin de l'envoyer à la réinjection à Ait Kheir et/ou au gazoduc Alrar/Hassi Rmel.

Le gaz traité sortant de l'unité 200 est envoyé au séparateur d'aspiration 30-B-01, ensuite il est comprimé dans le compresseur 30-K-01 (entraîné par la turbine à gaz 30-KT-01) refroidi à 60°C dans l'aéroréfrigérant 30-A-01.

❖ Unité 400 : Fractionnement de GPL :

Cette unité se compose de deux colonnes, le déethaniseur 40-C-01 enlève les produits légers (méthane et éthane) des hydrocarbures liquides, elle est munie d'un rebouilleur latéral 10-E-01, d'un rebouilleur de fond à huile chaude (40-E-01) et un condenseur partiel de tête 40-E-03.

Les vapeurs à la sortie de condenseur passent à travers le ballon de reflux (40-C-01), et après récupération thermique dans l'échangeur 20-E-01, sont envoyés à l'aspiration des compresseurs existants (ancienne unité) et une partie est envoyée pour la régénération des tamis (à travers les échangeurs 10-E-02 A/B/C).

Le fond de la colonne alimente la colonne de débuthaniseur 40-C-02 que permet de séparer le GPL des C_5^+ .

Le reflux chaud de cette colonne est assuré par le rebouilleur de fond 40-E-02 à huile chaude.

Le condensat sortant du fond de 40-E-02, après refroidissement à 60°C à travers l'aéroréfrigérant 40-A-02 est envoyé vers le ballon 20-B-03 de l'ancienne unité.

Les vapeurs de tête du débuthaniseur après condensation dans l'aéroréfrigérant 40-A-01 sont recueillies dans le ballon de reflux 40-B-02. Une partie du GPL est utilisée comme reflux de tête pour le débuthaniseur 40-C-02, l'autre refroidi à 55°C dans l'aéroréfrigérant 40-A-03 et

refoulée au moyen de la pompe de reflux 50-P-01 vers les sphères de stockage de GPL 50-T-01 A/B.

❖ Unité 500 : Stockage et expédition de GPL :

L'unité de stockage du GPL à pour but d'accumuler le GPL produit et de l'expédier à travers le pipe de GPL reliant Hassi Massaoud à Arzew via Hassi R'mel

Les sphères 50-T-01 A/B accumulent le GPL et les pompes 50-P-01 A/B/C (deux en fonction, une étant de réserve) refoulent le GPL. Ces pompes ont la capacité de refouler en 15 heures la quantité de GPL produite en 24 heures.

Les pompes 50-P-02 A/B (l'une est de réserve) renvoient au procédé le GPL hors spécification.

❖ Unité 600 : Circulation de l'huile chaude 'DIATHERMIQUE' :

Un système d'huile est prévu comme source de chauffage de gaz de régénération des tamis moléculaires (dans 10-E-02 A/B/C), et pour les besoins des rebouilleur des colonne 40-C-01 déethaniseur et 40-C-02 débuthaniseur.

Les fumées d'échappement de la turbine 30-KT-01 permettent de chauffer l'huile grâce au récupération de chaleur 30-E-01. L'aéro-rechauffeur 60-A-01 à le but de refroidir l'huile thermique en cas de nécessité. Les filtres 60-S-01 A/B enlèvent les particules solides de l'huile.

CHAPITRE II

GENERALITE SUR GPL

II- GENERALITES SUR LES GPL :

II-1- Définition des GPL :

Le gaz du pétrole liquéfié GPL est un mélange gazeux constitué essentiellement de propane (C_3H_8), et de butane (C_4H_{10}), et des traces de méthane (CH_4), d'éthane (C_2H_6) et de pentane (C_5H_{12}).

Le GPL est un produit gazeux à la température ambiante et pression atmosphérique.

Il est liquéfié à faible pression (4 à 5 bar) et une température très basse pour faciliter son transport, et son stockage.

Le GPL est facile à commercialiser dans des bouteilles en aciers, il se gazéifie au moment de son utilisation.

La composition chimique du GPL est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays (50%, 50% en France et 95%, 05% à l'état unis).

II-2- Les sources de GPL :

Le GPL est obtenu principalement :

- ✓ Dans les raffineries, soit au cours de distillation du pétrole brut ou lors de cracking ou de Reforming des produits en vue de la production des essences.
- ✓ Au cours des séparation du gaz naturel (GN) qui a pour but de séparer et de récupérer les condensats et GPL (propane, butane, et de condensat).
- ✓ Par récupération directe des gaz séparés du brut dans les champs producteurs de pétrole comme le cas de Hassi Messaoud, Oued Noumer et Haoud Berkaoui.

II-3- Caractéristiques physico-chimiques de GPL :

☞ Odeur : le GPL est incolore, soit en phase vapeur ou en phase liquide, inodore à l'état naturel,

☞ Tension de vapeur : la TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20°C.

☞ Dilatation : à l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage.

☞ Densité : À l'état gazeux, il est plus lourd que l'air la densité de propane est 0.51 et celle du butane est de 0.58.

De petites quantités de GPL dans l'eau peuvent former un mélange, c'est pour cela qu'il n'est pas toléré de négliger la moindre consigne de sécurité dans l'industrie du gaz.

☞ Température d'ébullition : à la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de -42°C, celle de butane est de -6°C.

☞ Pouvoir calorifique : c'est la propriété qui exprime la quantité de chaleur dégagée lorsque on

brûle 1kg de GPL dans les conditions normales de température et de pression.

☞ Impuretés : le plus important est le soufre , la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005 % en masse, ainsi l'eau l'un des impuretés a ne pas négligé. [4]

☞ Explosibilité et inflammabilité : Le GPL est un gaz explosif lorsqu'il est mélangé avec l'air , la limite d'inflammabilité inférieure du GPL est très basse, par exemple les limites d'inflammabilités du propane de 2.4 à 93.5 % du volume de gaz dans l'air et celle du n-butane de 1.9 à 8.4 % du volume de gaz dans l'air

Une petite proportion de gaz dans l'air peut donner un mélange inflammable qui peut être allumé par un élément chaud ou une étincelle à une distance d'un point de fuite.

Vu le GPL est plus lourds que l'air il peut se déplacer à des niveaux plus bas dans leur entourage, et former un mélange de gaz explosif, Même dans les milieux aérés.

II-4- Le GPL dans le monde et en Algérie :

❖ La production mondiale du GPL :

Les deux tiers environ des GPL dans le monde sont produits à partir des usines de traitement de gaz naturel, et un tiers est issu des raffineries de pétrole brut.

Le propane et le butane commercial ne sont pas des produits purs mais des mélanges, une séparation complète des molécules serait aussi coûteuse qu'inutile car la plupart des utilisations acceptent des mélanges.

La production mondiale du GPL représentait 162 MT en 1995, elle croîtra à un rythme de 5% par an et atteindra probablement 336.78 MT en 2010.[3].

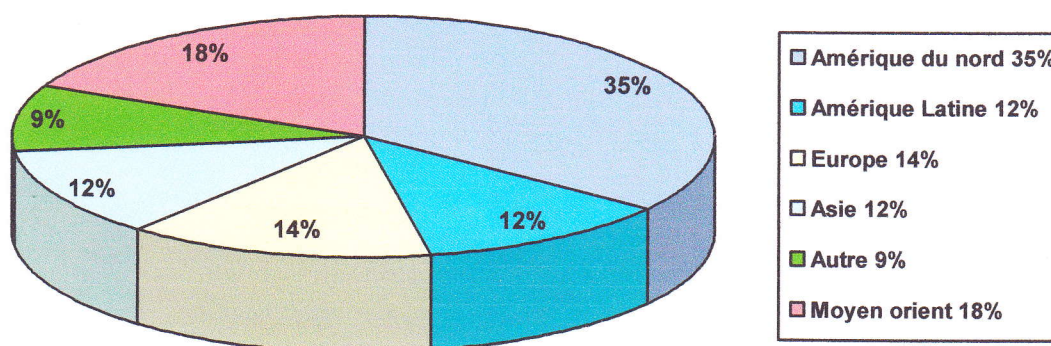


Figure 01: l'offre mondiale des GPL

❖ La 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 170 MT 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.

Le secteur résidentiel et commercial constitue la plus grande part du marché des principaux consommateurs, soit 42% de la demande totale en 1995 .En raison de la pénétration du gaz naturel, ce secteur se stabilise dans les pays occidentaux : Amérique, Europe de l'ouest.

Le tableau ce dessous représenter la production et la consommation mondiale du GPL en 1997.

Pays	Production (MT)	Consommation
Amérique du Nord	64,6	66,6
Amérique du Sud	13,7	15,4
Europe	24,4	27,9
CEI	5,8	4,7
Moyen-Orient	34,1	9,4
Afrique	9,2	5,4
Asie	24,7	46,2
Océanie	3,2	2,2
Total	179,7	177,8

Tableau 1 : Production et consommation mondiale de GPL

❖ Le GPL en Algérie :

✓ La production nationale du GPL :

Puisque l'Algérie est un pays pétrolier et gazier, l'industrie du GPL est très importante, sa production suit une croissance soutenue en raison de l'intérêt chez les pays industrialisés par cette forme d'énergie idéale pour la protection de l'environnement.

Durant les dernières années, l'industrie Algérienne du GPL a connue 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 1990 fait bénéficier aujourd'hui des disponibilités importantes du GPL.

Depuis la mise en exploitation des champs gaziers de Oued Noumer, Hamra, et d'autres champs la production du GPL en Algérie a connue un développement très rapide. [5]

Le niveau de l'offre nationale du GPL est de l'ordre de 5,5 millions de tonnes en 1996, et plus de 7,3 millions de tonnes en 1998, et environ 9 millions de tonnes en 2001, un pic de 12,5 millions de tonnes sera atteint en 2006 lorsque les projets développés auront été mise en service. Cette offre provenant de trois sources différentes :

✓ 10% obtenus à la suite du raffinage du pétrole brut aux raffineries de Skikda, Arzew, Alger. La

production moyenne annuelle de ces raffineries est de l'ordre de 530000 tonnes.

✓ 11% sont obtenus à l'issue de la liquéfaction du gaz naturel aux complexes de liquéfaction de Sonatrach GL2Z, GL1K et réparti comme suit :

GL2Z : 405.000 tonnes dont 50% en butane.

GL1K : 170.000 tonnes dont 40% en butane.

✓ 79% sont produits à partir des gisements d'hydrocarbures, suite à la séparation du gaz et le traitement du pétrole brut ; soit 4,35 millions de tonnes.

L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région Ouest à Arzew avec 87%, 9% dans la région Est (Skikda), 2% au Centre et 2% dans le Sud au niveau des champs de Hassi R'mel, Oued Noumer, Berkaoui et Hamra [6].

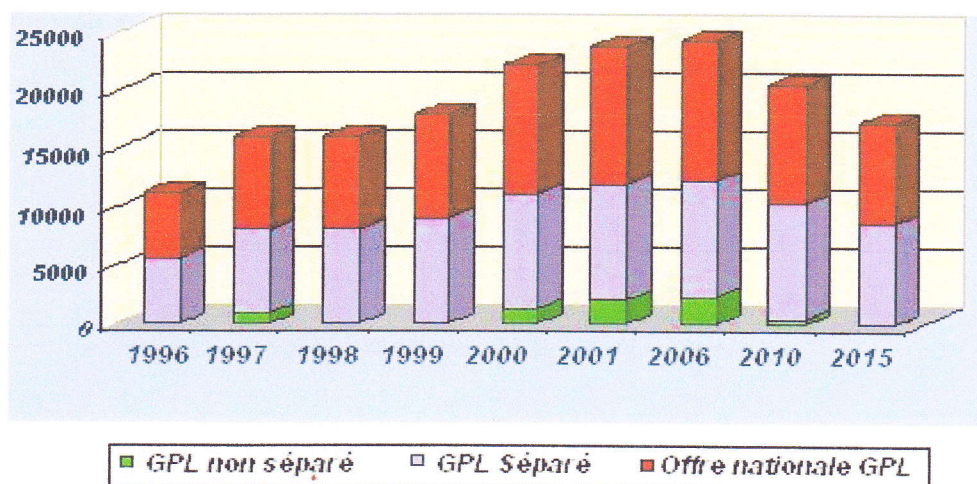


Figure 02: Offre prévisionnelle national de GPL (en MT)

II-5- Utilisation du GPL :

L'application du gaz naturel, et le développement mondial de son emploi conjugué avec celui du gaz manufacturé ont imposé une profonde mutation de l'industrie du gaz.

Les GPL sont utilisés dans plusieurs domaines d'application tel que :

❖ GPL source de chauffage :

Actuellement de nombreux appareils domestiques, de cuisine et de chauffage sont conçues de manières à s'adapter à l'utilisation des GPL, l'amélioration du service rend les aspirations de la clientèle et la recherche du meilleur apports prix / qualité sont les facteurs principaux de l'évolution de ces appareils.

❖ GPL dans la climatisation :

Il est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs gras à sa détente d'absorption de la chaleur et de créer le froid.

❖ GPL/C (carburant) :

Le GPL/C, en plus de son utilisation domestique, il est utilisé comme carburant dans les véhicules qui représentent les caractéristiques suivants :

- la composition chimique simple, GPL/C ne contient ni soufre, ni plomb.
- L'homogénéité du mélange air/carburant pour une bonne répartition dans les cylindres.
- Pollution évitée.
- Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.
- Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toute fois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL avec réservoir intégré.
- La surconsommation du GPL est de l'ordre de 15 à 20% par rapport aux carburants traditionnels.
- Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes.

Le GPL en tant qu'énergie permet le fonctionnement parfait d'un moteur, il peut être injecté dans les cylindres sous forme d'un gaz ou d'un liquide.

Les moteurs de GPL sont semblables aux moteurs à essence, et on conçoit des moteurs biénergie « GPL – Essence » où le choix du carburant est fait par les conducteurs de véhicules.

La demande mondiale en GPL/C atteint 9,6 MT en 1994, 12,3 MT en 2000, le scénario fort table sur 20 MT en 2010.

❖ Utilisation du GPL pour la production d'électricité :

La croissance de la demande mondiale en électricité dépasse largement celle des autres formes d'énergie finales, elle atteindra 21% en 2010. Le GPL est favorisé dans la production de l'électricité, car il nous permet d'atteindre des rendements très élevés. Il est économique, écologique parce qu'il est un combustible propre.

La production d'électricité en Algérie est s'effectué uniquement par le gaz naturel, le GPL n'ont pas introduit jusqu'à ici dans la génération d'électricité ou dans la combustion.

❖ Le GPL dans les ménages :

Le butane et le propane qui sont obtenu par la séparation du GPL ont une grande importance dans les ménages ;

Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage, la consommation nationale représentée l'équivalent de 11 millions de bouteilles de 13kg en 1996.

Le propane représenté 4,8% de la consommation national du GPL, il est utilisé comme combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans les régions non reliées au gaz naturel.

❖ Le GPL dans la pétrochimie :

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

Utilisation	Amérique du nord (%)	Japon (%)	Europe OCDE (%)	Monde (%)
Domestique	31,0	44,8	39,6	49,1
Agriculture	4,4	0	3,7	2,2
Industrie	8,8	34,5	21,2	13,4
Automobile	4,7	8,7	8,7	6,2
Raffinage	15,9	0	4,0	7,2
Chimie	35,2	12,0	22,8	21,9
Total (MT)	66,6	19,8	26,0	177,9

Tableau 2 : Demande de GPL pour les différents marchés en 2000.

II-6- Domaine d'utilisation de propane et de butane :

☞ Principales transformations de propane :

- ❖ Le propane dans l'industrie pétrochimique
- ❖ Propane dans la réfrigération :

Le propane est utilisé dans des circuits fermés comme agent réfrigérant (boucle de propane).

Il échange ses frigories avec les produits chauds dans des appareils appelés « Chillers », selon le procédé Prichard, il permet d'atteindre en fin de cycle des températures voisines de -23°C .

☞ Principales transformations de butane :

- ✓ Dans l'industrie de raffinage pour la production des essences
- ✓ Utilisation domestique et industrielle.

CHAPITRE III

THÉORIE DE PROCÈDE

III- Distillation et rectification :

III-1- Introduction :

La distillation permet la séparation ou le fractionnement des constituants en fonction de leurs températures d'ébullition.

Travaillant comme une machine thermique, entre une source chaude (four, rebouilleur), et une source froide (condenseur de tête). La distillation met en œuvre en circulation contre courant le liquide et la vapeur. Le contact des deux phases conduit à un échange des constituants, les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au sommet de la colonne, alors que les éléments lourds passent en phase liquide et ils sont soutirés au fond de la colonne, cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit entre la tête et le fond de la colonne par un gradient de température qui dérive directement du gradient de concentration.

Si on répète les mêmes opérations plusieurs fois pour obtenir une séparation totale avec un rendement élevé, on trouve que ce type d'appareillage n'est pas adapté pour cette séparation. Par contre ce principe est à l'origine du procédé de rectification.

III-2- Théorie de la rectification :

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange d'hydrocarbures et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre courant dans un appareil appelé colonne de rectification.

La colonne de rectification est une appareil cylindrique vertical, qui peut être constitué de plateaux successifs ou de garnissages, dont le rôle consiste à assurer un contact intime entre les deux phases.

Dans chaque plateau il y a barbotage de la vapeur dans la phase liquide et ceci permettra le transfert de matière et d'énergie entre les deux phases, pour cela les plateaux seront munies d'éléments spéciaux comme les calottes, clapets...etc. Le liquide se déplace par gravité de haut en bas, et la vapeur de bas en haut, grâce à l'énergie de pression utilisée pour qu'il y est un bon barbotage.

Le liquide arrivant au fond de la colonne est partiellement vaporisé dans le rebouilleur qui crée la phase vapeur nécessaire à la distillation, le liquide non évaporé est extrait du fond de la colonne est constitue le résidu.

La vapeur arrivant en tête de la colonne est condensée, une partie du produit condensée est envoyée en tête de la colonne selon qualité de reflux, le reste est soutiré en tant que distillat (produit de tête)

La colonne est divisée en trois zones (voir Fig.III-1)

- ✓ Zone d'alimentation : c'est l'entrée du mélange à fractionner.
- ✓ Zone de rectification : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.

- ✓ Zone d'épuisement : se situe au-dessous de la zone d'alimentation.

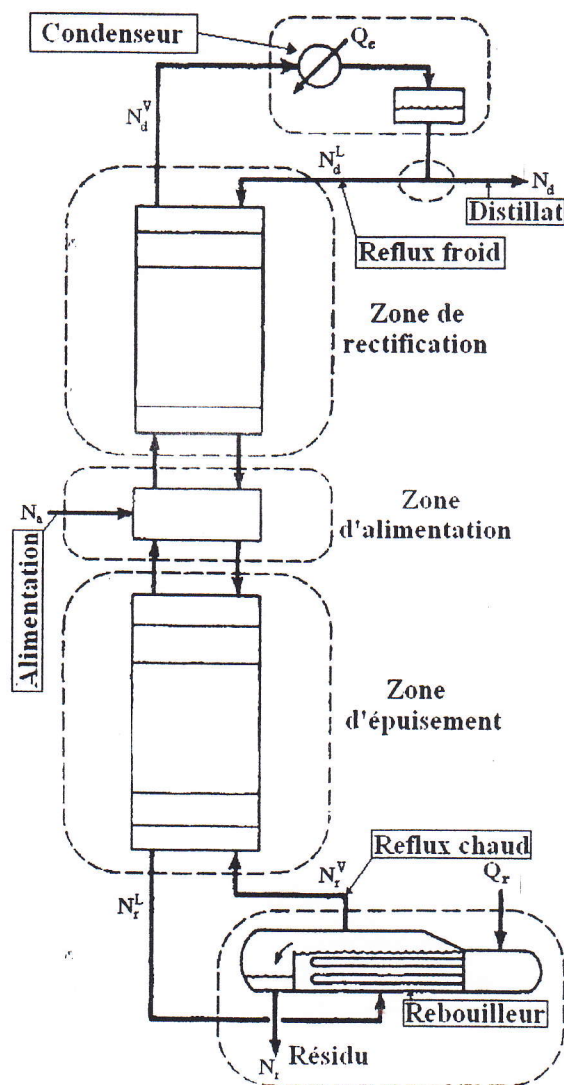


Fig.III-1- Schéma général de la colonne de rectification

III-3- Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :

Le principe de fonctionnement d'une colonne de distillation est simple, toute en travaillant à une pression constante, il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par une source froide (condenseur), qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, une source chaude (rebouilleur), générant un flux de vapeur chaude montant.

Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ses deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur de chaque plateau comme les clapets.

Ils sont constitués soit par des plateaux, dont le principe de base est de faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide, soit par des garnissages

constitués le plus souvent par un treillis métallique dispersant les deux phases et assurant une bonne surface d'échange entre les fluides circulant à contre courant.

Lorsque la colonne fonctionne en continu, la charge est injectée en un point de la virole de la colonne dépendant des caractéristiques de la charge, celle-ci est alors séparée en résidu au fond de la colonne et en distillat en tête.

La zone d'épuisement a pour objectif d'appauvrir le résidu en produits légers, la zone de tête ou zone de rectification, a pour objectif d'éliminer les produits lourds du distillat, cette définition révèle que la zone d'épuisement sera être moins efficace que la zone de rectification si les exigences de qualité sont plus faibles pour le résidu que pour le distillat.

III-4- Classification des colonnes de rectification :

On distingue deux types de colonnes selon leurs éléments de contact :

☞ Les colonnes à plateaux :

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre. Les transferts de matière et de chaleur entre les phases sont d'autant plus importants que la surface de contact et la turbulence des phases sont plus grandes. Les colonnes à plateaux ont été mises au point pour la distillation, opération dans laquelle la résistance au transfert de matière est plus importante dans la phase vapeur que dans la phase liquide. Les plateaux sont donc conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide. Les colonnes à plateaux sont utilisées avec un égal succès en distillation et en absorption. Dans l'immense majorité des cas, on utilise directement l'énergie de pression de la vapeur pour disperser les phases l'une dans l'autre. Dans tous les cas, on profite de la gravité pour le mouvement de la phase liquide qui a toujours lieu de haut en bas.

A. Types de plateaux :

✓ Plateau à calottes :

C'est le model le plus répondu encore dans l'industrie pétrolière ou chimique. Il est constitué d'une plaque perforée, chaque trou étant muni d'une cheminée ; celle-ci sert à guider une calotte dont la fixation est assurée par une tige et un contre écrou. Une centaine de formes différentes de calottes ont été imaginées et conduisent à des efficacités de contact plus ou moins bonnes. Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur.

La qualité prédominante d'un plateau à calottes est sa faculté d'adaptation à une large gamme de débits liquide et vapeur, son utilisation est toute fois limitée en raison de son coût élevé et des fortes pertes de charge qu'il crée dans la colonne.

✓ Plateau perforé à déversoir :

Ces plateaux gèrent le flux liquide de manière tout à fait classique à l'aide de déversoirs ; par contre, le passage de la vapeur est assuré par des simples perforations dans les plaques formant les aires actives.

Les plateaux perforés sont peu utilisés dans l'industrie pétrolière. S'ils ont l'avantage d'être moins chers que les autres technologies, leur défaut majeur est leur manque de flexibilité. En effet, l'absence de clapets, qui permettent de réguler la section de passage pour la phase vapeur, restreint leur domaine de fonctionnement : un débit de vapeur trop faible laisse se développer un phénomène de pleurage important, alors qu'une élévation de débits provoque rapidement des phénomènes d'entraînement favorisés par le fait que les jets de vapeur ne sont pas brisés comme dans les autres technologies.

✓ Plateau à clapets :

Il constitue un arrangement entre les deux types précédents. C'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés de clapets. La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur, qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes des calottes. Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes, car leurs performances sont largement supérieures, pour un prix de revient plus faible.

✓ Plateau sans déversoirs :

Ces plateaux ne sont constitués que de simples plaques perforées et donc de construction peu coûteuse. Liquide et vapeur s'écoule à contre courant par les mêmes orifices, qui peuvent être de simples trous ou des clapets fixes. La rétention liquide sur le plateau est due à la balance des écoulement liquide et vapeur à travers les trous. Ces plateaux ont une efficacité acceptable.

✓ Plateau à jet directionnel :

La construction de ce plateau est inspirée du souci de simplicité, efficacité, et surtout faible coût de revient par rapport aux autres technologies

☞ Les colonnes à garnissages :

Dans une colonne à plateaux, le transfert de matière est assuré par le barbotage de la vapeur au sein du liquide de chaque plateau pour former une véritable émulsion. Par contre dans les colonnes

garnies, le transfert s'effectue à la surface du liquide sans occlusion appréciable de bulles gazeuses. L'efficacité d'un tel dispositif est donc directement liée à la surface offerte par le film liquide. Avec des garnissages, le contact entre les phases devient continu tout le long de la colonne. Les performances de cette technologie dépendent de sa capacité à disperser les flux liquide et vapeur afin de maximiser la surface de contact.

Ces colonnes ont l'inconvénient d'une faible flexibilité, mais présentent les avantages suivants :

- ✓ Prix de revient moins cher.
- ✓ Faibles pertes de charges ;
- ✓ Rétention peu importante.

Au fil des années, les types de garnissage proposés par les fabricants ont fortement évolué et actuellement on trouve une grande variété. On distingue trois grandes classes :

- ✓ Les garnissages disposés en vrac ;
- ✓ Les garnissages ordonnés ou structurés ;
- ✓ Les grilles superposées, qui se rapprochent des précédents.

En ce qui concerne les matériaux utilisés, on a le choix entre la céramique ou porcelaine (bon marché et résistants à la corrosion, mais fragile), l'acier (moins épais, donc offrant une plus grande fraction du vide, mais plus cher) ou (le plastique peu coûteux, léger, mais limité en température comme le polypropylène).

III-5- Bilan matière de la colonne :

☞ Bilan matière Sur la colonne :

Le bilan matière ou bilan massique est un calcul qui consiste à évaluer les quantités de produits de mises en œuvre dans les transformations chimiques et/ou physiques d'un procédé .ce calcul permet de faire l'état des produits qui entrent, et sortent, sont extraits ou sont accumulés dans un système chimique et/ou physique, continu ou discontinu, pendant une certaine période de temps et d'en déduire leur composition [12].

Le bilan matière a pour but de déterminer et/ou de vérifier les conditions de marche optimales d'une unité .ce bilan est fondé sur le principe de conservation de la matière et le principe de conservation de l'énergie dans un système réel isolé.

- ✓ Bilan global :

$$N_a = N_d + N_r \quad \text{Eq -III-1}$$

Avec :

N_a : Débit molaire de l'alimentation [kmol / h],

N_d : Débit molaire de distilla [kmol / h],

N_r : Débit molaire de résidu [kmol / h].

✓ Bilan matière partiel :

$$N_a X_{a,i} = N_d X_{d,i} + N_r X_{r,i} \quad \text{Eq -III-2}$$

Avec :

$X_{a,i}$: fraction molaire de l'élément « i » dans l'alimentation,

$X_{d,i}$: fraction molaire de l'élément « i » dans le distilla,

$X_{r,i}$: fraction molaire de l'élément « i » dans le résidu.

A partir des équations Eq -III-1 & 2 on pourra calculer N_d et N_r , si la concentration du constituant « i » dans le distillat et dans le résidu est connue.

Dans chaque zone de colonne on a :

- Pour la zone de rectification : (voir Fig.III-2)

✓ Bilan matière global :

$$N_d^V = N_d^L + N_d \quad \text{Eq -III-3}$$

✓ Bilan matière partiel :

$$N_d^V X_{d,i}^V = N_d^L X_{d,i}^L + N_d X_{d,i} \quad \text{Eq -III-4}$$

Le taux de reflux R_f est défini comme étant la quantité du reflux froid " N_d^L " renvoyée à la colonne sur la quantité de distillat " N_d " :

$$R_f = N_d^L / N_d \quad \text{Eq -III-5}$$

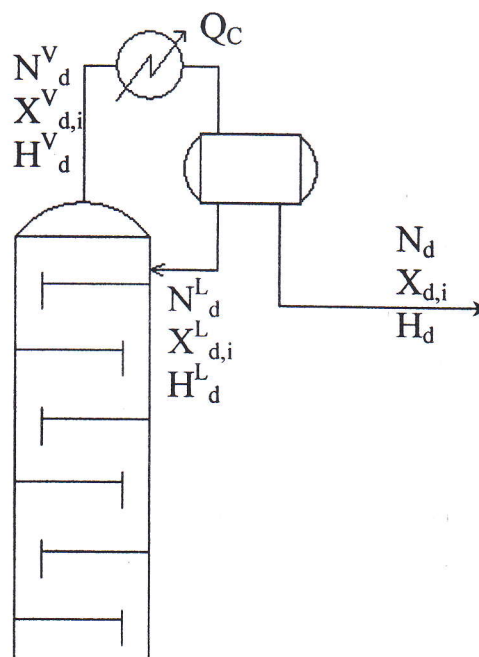


Fig.III-2- descriptif du fonctionnement de la zone de rectification.

- pour la zone d'épuisement : (voir Fig.III-3)

✓ Bilan matière global :

$$N_r^L = N_r^V + N_r \quad \text{Eq -III-6}$$

✓ Bilan matière partiel :

$$N_r^L X_{r,i}^L = N_r^V X_{r,i}^V + N_r X_{r,i} \quad \text{Eq -III-7}$$

Le taux de rebouillage Rb est défini comme étant la quantité du reflux chaud " N_r^V " renvoyée à la colonne sur la quantité de résidu " N_r " :

$$Rb = N_r^V / N_r \quad \text{Eq -III-8}$$

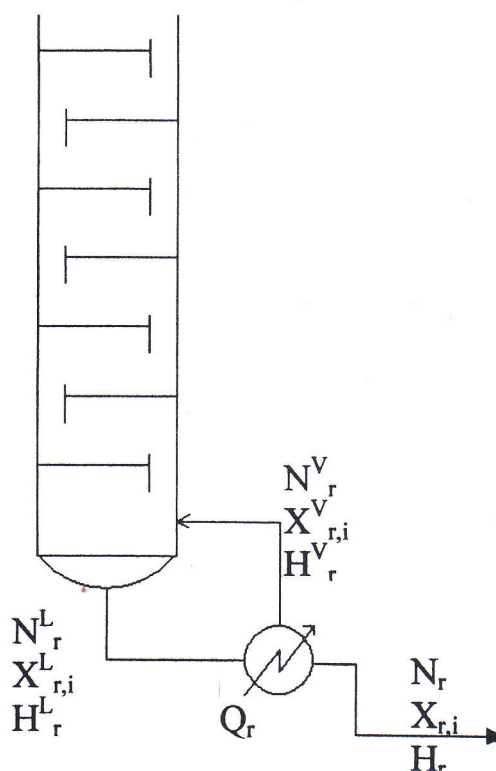


Fig.III-3- descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement

- Pour la zone d'alimentation : (voir Fig.III-4)

✓ Bilan matière :

$$N_a = N_a^L + N_a^V \quad \text{Eq -III-9}$$

✓ Bilan matière partiel :

$$N_a X_{a,i} = N_a^L X_{a,i}^L + N_a^V X_{a,i}^V \quad \text{Eq -III-10}$$

Soit le taux de vaporisation de la charge :

$$e'_o = N_a^V / N_a \quad \text{Eq -III-11}$$

- $X_{a,i}^L$: Concentration du constituant « i » dans la phase liquide,
 $X_{a,i}^V$: Concentration du constituant « i » dans la phase vapeur,
 e'_0 : Taux de vaporisation de la charge,
 N_a : Débit molaire de l'alimentation [kmol / h],
 N_a^L : Débit molaire de la phase liquide de l'alimentation [kmol / h],
 N_a^V : Débit molaire de la phase vapeur de l'alimentation [kmol / h].

A pression et température données le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases vapeur et liquide de la charge sont déterminées par approximation successive d'après l'équation connue de TREGOUBOV.

$$\sum_i^n X_{a,i}^L = \sum_i^n \frac{X_{a,i}}{1 + e'_0(k_i - 1)} \quad \text{Eq -III-12}$$

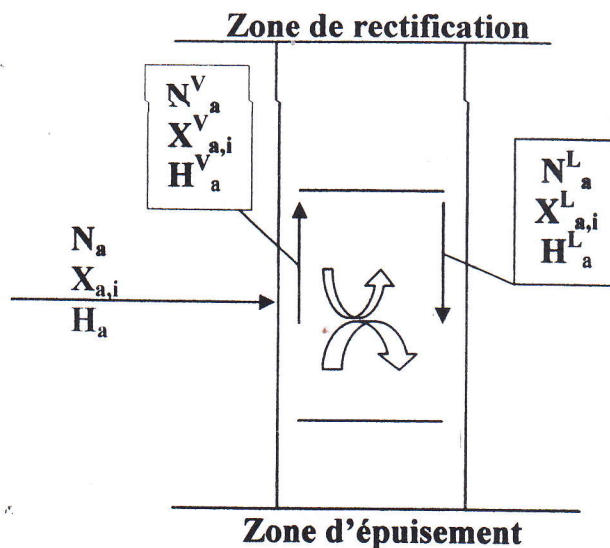


Fig.III-4- descriptif de fonctionnement de la zone d'alimentation

III-6- Utilisation de la volatilité relative :

Dans les calculs de la rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calcul d'équilibre pour chaque zone. Pour éviter le travail lent et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée et rapide donnant une précision assez suffisante.

Cette méthode fait intervenir la notion de la volatilité relative α_i étant le rapport des coefficients d'équilibre du constituant « i » à celui d'un constituant de référence « r » choisit généralement comme étant l'élément le plus lourd (le moins volatile du mélange).

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad \text{Eq -III-13}$$

&

$$K_i = Y_i / X_i \quad \text{Eq -III-14}$$

Les courbes de tension de vapeur et les coefficients d'équilibres des corps de même nature chimique manifestent une similitude dans un intervalle de température relativement limité, c'est la raison pour laquelle la volatilité relative du même corps peut être considéré comme constante.

La résolution des équations Eq -III-13 et Eq -III-14 est :

$$Y_i = K_i \cdot X_i = \alpha_i \cdot K_r X_i \quad \text{Eq -III-15}$$

$$X_i = Y_i / \alpha_i \cdot K_r \quad \text{Eq -III-16}$$

Pour l'ensemble des constituants on a :

$$K_r = 1 / \sum \alpha_i X_i = \sum Y_i / \alpha_i \quad \text{Eq -III-17}$$

$$Y_i = \alpha_i X_i / \sum \alpha_i X_i \quad \text{Eq -III-18}$$

$$X_i = (Y_i / \alpha_i) / \sum Y_i / \alpha_i \quad \text{Eq -III-19}$$

☞ Choix du taux de reflux :

Le taux de reflux détermine les dimensions de l'équipement et les dépenses énergétiques au sommet et au fond de la colonne.

❖ Fonctionnement à reflux total :

Dans la théorie de rectification, on utilise deux méthodes du procédé permettant d'établir les cas limités de fonctionnement de la colonne.

L'un des cas limités est le fonctionnement à reflux total correspondant à un nombre minimal de plateaux théoriques et l'autre le fonctionnement à reflux minimal demandant pour la séparation spécifiée un nombre infini des plateaux.

A reflux total, quand les volatilité relatives des constituant peuvent être considérés comme constant dans la colonne .la relation entre les concentration des deux constituants (i et r) dans les produits obtenus (distillat et résidu), les volatilité relatives des constituant

Et le nombre minimal des plateaux est donné par la formule de FENSKE-UNDERWOOD.

Donc, le nombre minimale de plateaux ($N_{r_{min}}$) peut être calculé, par la méthode de FENSKE-UNDERWOOD quel que soit la complexité du mélange.

En effet , les équations de bilan de matière et d'équilibre appliquées à chaque étage à partir du sommet, s'écrivent dans le cas de reflux total pour un constituant quelconque :

$$X_{d,i} / X_{r,i} = \alpha^{Nr_{\min}} X_{d,j} / X_{r,j} \quad \text{Eq -III-20}$$

En adoptant une valeur moyenne α_{moy} de la volatilité relative de « i » par rapport à « l » entre le sommet, alimentation et le fond de la colonne, donc :

$$\alpha_{\text{moy}}^3 = \prod_{j=d,a,r} \left(\frac{K_i}{K_l} \right)_j \quad \text{Eq -III-21}$$

On aura finalement l'équation de FENSKE-UNDERWOOD, Pour tiré le nombre minimal d'étages :

$$Nr_{\min} = \frac{\log \left(\left(\frac{X_{d,i}}{X_{r,i}} \right) \times \left(\frac{X_{r,l}}{X_{d,l}} \right) \right)}{\log(\alpha_{\text{moy}})} \quad \text{Eq -III-22}$$

❖ Fonctionnement à reflux minimal :

C'est un autre cas limite de fonctionnement de la colonne correspondant à un nombre infini de plateaux théoriques ; pour calculer le reflux minimal on a proposé plusieurs formules, parmi-elles celle d'UNDER WOOD [10] :

$$1 + Rf_{\min} = \sum_i^n \left(\frac{\alpha_{a,i} X_{d,i}}{\alpha_{a,i} - \theta} \right) \quad Rf_{\min} = \sum \frac{\theta \times X_{d,i}}{\alpha_{a,i} - \theta} \quad \text{Eq -III-23}$$

Avec :

$\alpha_{a,i}$: Coefficient de volatilité du constituant « i » dans la charge.

Pour calculer le reflux minimum. On détermine la valeur de θ , est cette détermination doit être par itération successive à l'aide de l'équation d'UNDER WOOD suivant :

$$\frac{N_a^V}{N_a} = \sum_i^n \left(\frac{\alpha_{a,i} X_{a,i}}{\alpha_{a,i} - \theta} \right) \quad \& \quad \frac{N_a^V}{N_a} = e'_0 \quad \text{Eq -III-24}$$

Avec ;

e'_0 : Taux de vaporisation molaire de la charge.

D'une manière générale la valeur de θ se trouve dans l'intervalle, $\alpha_1 < \theta < \alpha_i$

α_1 et α_i : Etant respectivement les volatilités des constituants clés lourd et volatil.

III-7- Dimensionnement de la colonne :

☞ Paramètres de température et pression de la colonne :

Généralement les paramètres de fonctionnement de la colonne sont la pression de tête, la température de tête et fond.

Ces paramètres sont déterminés par les calculs des équilibres liquide vapeur.

- La pression de tête : est définie comme étant la pression des vapeurs de tête de la colonne.
- La température de tête de la colonne : est définie comme étant la température de rosée des vapeurs de tête à la pression de tête de la colonne.
- La température de fond de la colonne : est définie comme étant la température de bulle de résidu produit à la pression de fond de la colonne.

☞ Diamètre de la colonne :

Si la vitesse des vapeurs dans la tour est trop grande (diamètre trop petit) des gouttelettes de liquide peuvent être entraînées d'un plateau à l'autre.

Il y a alors by-pass partiel des plateaux, l'équilibre n'est pas atteint, il y a une baisse d'efficacité de plateaux.

Soit « N_d^V » la masse des vapeurs présentées en tête de tour, en kg/h.

On a une section limitée égale N_d^V / G et le diamètre limite sera :

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} \quad \text{Eq -III-25}$$

Le calcul est fait en prenant le débit de vapeur de tête (distillat + reflux interne) ; Car c'est la zone la plus chargée.

$$N_d^V = W \times S = W \times \frac{D^2 \pi}{4} \quad \text{Eq -III-26}$$

$$\Rightarrow D^2 = \frac{4 \cdot Q}{W \cdot \pi} \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{W \cdot \pi}} \quad \text{Eq -III-27}$$

Où :

W : La vitesse du fluide [m / s].

S : Section du passage [m²].

N_d^V : Débit des vapeurs à la tête [m³/s].

☛ Hauteur de la colonne :

Cette hauteur est liée au nombre de plateaux que l'on doit installer

❖ Nombre de plateaux :

Le nombre d'étages est fonction du taux de reflux, ces étages sont également appelés « plateau théorique ».

GILLILAND a proposé une corrélation empirique le taux de reflux et le nombre de plateaux théorique. Si N_r est le nombre des plateaux théoriques correspond à un taux de reflux opératoire ($R_{f, opt}$) les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation.

$$\frac{N_r - N_{r_{min}}}{N_r + 1} \quad \& \quad \frac{R_f - R_{f_{min}}}{R_f + 1} \quad \text{Eq -III-28}$$

D'après la valeur de : $\frac{R_f - R_{f_{min}}}{R_f + 1}$ On tire du diagramme de GILLIAND la valeur de $\frac{N_r - N_{r_{min}}}{N_r + 1}$ qui

nous permette de calculé N_r .

En pratique, on doit intervenir la notion d'efficacité, qui indique le rapport entre le nombre de plateaux théoriques et le nombre de plateaux réels

❖ Efficacité (%) :

$$N_{rPR} = N_r / E \quad \text{Eq -III-29}$$

Avec :

N_{rPR} : le nombre réel des plateaux.

On peut donc lier le nombre d'étages au nombre de plateaux réel pour réaliser cette séparation. Il faut obtenir des plateaux d'une bonne efficacité pour la quelle le nombre de plateaux ne soit pas grand. Ces calculs seront basés sur l'étude économique de l'installation.

❖ Espacement entre les plateaux :

les critères sont simples, il faut que la construction soit possible et que l'on puisse pénétrer entre les plateaux pour en assurer l'entretien, la hauteur de la tour sera égal au produit du nombre de plateaux par l'espacement, plus l'espace libre en tête et au fond du tour.

❖ Calcul de la hauteur de la colonne :

La hauteur totale de la colonne est donnée par l'équation suivante :

$$h_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \quad \text{Eq -III-30}$$

Où :

- h_T : la hauteur totale de la colonne.
- h_1 : la hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur.

- h_2 : la hauteur de la zone de rectification.
- h_3 : la hauteur de la zone d'expansion.
- h_4 : la hauteur de la zone d'épuisement.
- h_5 : la hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur.

- La hauteur de l'espace libre situé en tête de la colonne :

Elle est égale au 1/2 du diamètre de la colonne.

$$h_1 = D/2 \quad \text{Eq -III-31}$$

- La hauteur de la zone de rectification :

Elle est déterminée par le produit du nombre d'espaces entre plateaux par l'espacement.

$$h_2 = (N_{rD} - 1) h_p \quad \text{Eq -III-32}$$

Où :

N_{rD} : nombre des plateaux dans la zone de rectification.

h_p : l'espace entre plateaux «0.600 ~ 0.900 m».

- La hauteur de la zone d'alimentation :

La hauteur de la zone d'alimentation déterminée en tant qu'espacement entre 4 plateaux.

$$h_3 = 3 \times h_p \quad \text{Eq -III-33}$$

- La hauteur de la zone d'épuisement :

Elle est déterminée comme le cas de la zone de rectification.

$$h_4 = (N_{r_r} - 1) h_p \quad \text{Eq -III-34}$$

Où :

N_{r_r} : nombre des plateaux dans la zone d'épuisement.

- La hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur :

On admit $h_5 = (1 \sim 3) \text{ m}$.

III-8- Bilan thermique de la colonne :

Le bilan thermique est un calcul qui consiste à évaluer les diverses quantités d'énergies mises en œuvre dans les transformations physiques et/ou chimiques d'un procédé. Ils sont moins importants que les bilans matières mais sont cependant nécessaires pour déterminer les besoins en chauffage et en refroidissement, d'une part, et en énergie mécanique de compression et de circulation, d'autre part.

Le bilan énergétique a pour but de déterminer, les quantités d'énergie et en particulier les quantités de chaleur, afin de choisir l'appareillage le mieux adapté aux évaluations énergétiques (échange thermique) [12].

La connaissance des énergies mises en œuvre dans un procédé est aussi importante, pour estimer le coût de fabrication, que celle des quantités de produit et contribue au bon dimensionnement de l'appareil.

L'équation du bilan thermique de la colonne totale s'écrit :

$$N_a H_a + Q_B = N_d H_d + N_r H_r + Q_C \quad \text{Eq -III-35}$$

Technologie d'échange de chaleur (Appareillages) :

Les procédés utilisés dans l'industrie du raffinage des produits pétroliers demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis, avec ou sans changement de phase, au cours des diverses opérations auxquelles ils sont soumis.

Cette demande peut être assurée par des appareils dans lesquels s'effectue l'échange de chaleur qui sont appelés **les échangeurs de chaleur**.

D'après le contact entre les deux fluides on distingue deux types d'échangeurs de chaleur :

III-9- Description des échangeurs de chaleur faisceau et calandre :

L'échangeur est constitué par un faisceau de tubes montés sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre de chicanes. A chaque extrémité, sont fixées les boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en une seule ou plusieurs passes. Le faisceau est logé dans une calandre, munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule à l'extérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes.

Tous les éléments entrant dans la construction de ces échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation publiée par la T.E.M.A (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association) qui spécifie les caractéristiques mécaniques et thermiques correspondant aux diverses conditions de fonctionnement. Cette normalisation est complétée par d'autres codes tels que ceux de l'A.P.I. et de l'ASME [5].

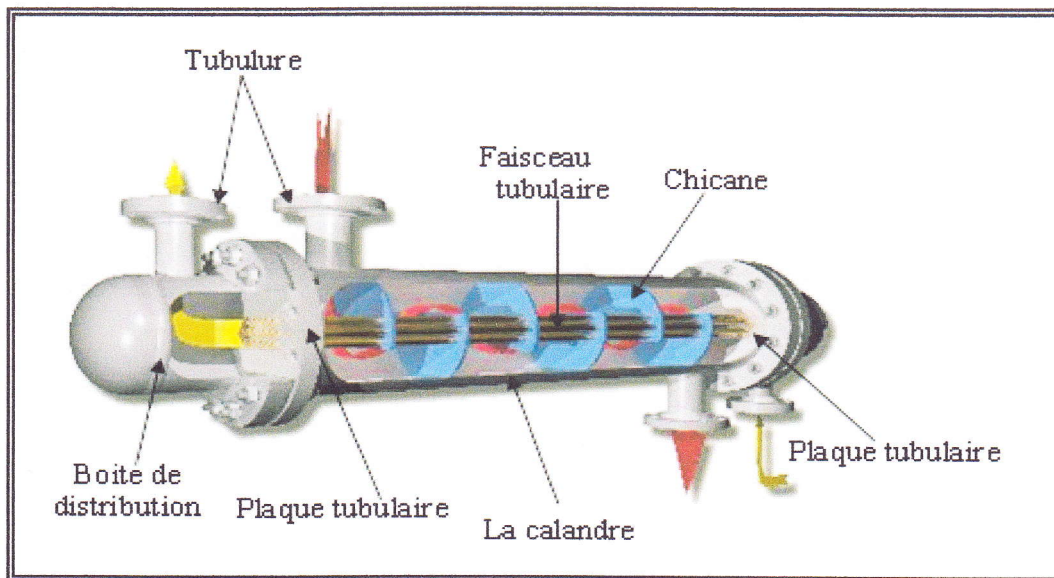


Fig. III.5 Echangeur à tubes et calandre [7]

Les tubes sont fixés à chacune de leurs extrémités dans deux plaques tubulaires. La perforation des trous dans ces plaques est normalisée; elle s'effectue selon une disposition soit au pas carré, soit au pas triangulaire comme montre la figure ci dessous. Le pas triangulaire permet de placer environ 10% de tubes de plus que le pas carré sur une plaque tubulaire de diamètre donné, mais en contre partie, la disposition des tubes rend impossible leur nettoyage extérieur par insertion de grattoirs ou de racloirs à travers le faisceau. Pour ces appareils, il faut avoir recours au nettoyage chimique et réserver leur emploi pour des fluides propres.

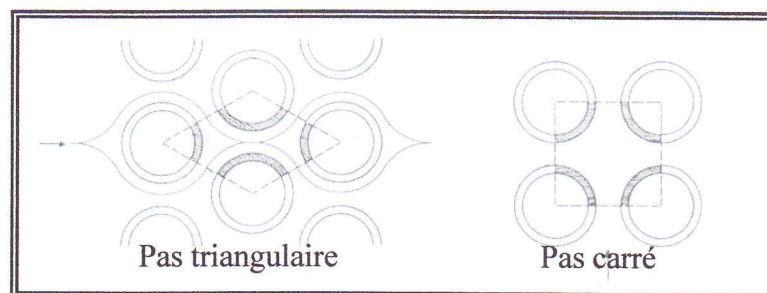


Fig. III.6 Le pas carré et le pas triangulaire

Le faisceau de tubes porte également des chicanes transversales qui ont pour but d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre et d'améliorer ainsi le transfert à l'extérieur des tubes. Ces chicanes assurent en outre la rigidité du faisceau et sont solidaires de la plaque tubulaire fixe au moyen de tirants et entretoises. Elles sont généralement constituées par un disque ayant un diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre et comportant un segment libre.

Dans ce chapitre, nous allons présenter les équations générales qui régissent les phénomènes de transfert de chaleur et de pertes de charge dans les échangeurs à tubes et calandre, en vue de les appliquer dans le calcul de dimensionnement du régénérateur.

III-10- Étude du transfert de chaleur dans les échangeurs à tubes et calandre :

III-10-1- Équations fondamentales :

Quel que soit le type d'échangeur utilisé, si l'on ne prend en considération que les conditions d'entrée et de sortie des deux fluides, il est possible d'établir le bilan thermique global de l'appareil en écrivant que la quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud est égale à celle prise par le fluide froid, si l'on néglige les pertes thermiques :

$$Q = m(h_2 - h_1) = M(H_1 - H_2) \quad \text{Eq - III.36}$$

Les lettres majuscules sont réservées pour le fluide chaud, les minuscules pour le fluide froid, alors que les indices 1 et 2 correspondent respectivement aux conditions d'entrée et de sortie. M et m désignent les débits massiques des fluides; H et h , les enthalpies des fluides en fonction de leurs températures T et t .

Par ailleurs, on peut appliquer l'équation de Fourier à l'ensemble de l'appareil

$$Q = AF \frac{\Delta T_m}{\sum R} = UAF\Delta T_m \quad \text{Eq - III.37}$$

avec,

A : surface totale d'échange offerte par l'appareil;

U : coefficient de transfert global;

ΔT_m : différence de température moyenne entre les deux fluides.

F : facteur de configuration qui est fonction de la disposition des fluides l'un par rapport à l'autre (contre courant, parallèle, etc...) et du nombre de passes ; la valeur de F est lue sur un abaque avec les températures d'entrée et de sortie des fluides comme paramètres.

III-10-2- Coefficient de transfert global U :

III-10-2-1- Expression générale :

Pour un élément de tube de longueur dL , le flux de chaleur correspondant dQ traversera cinq résistances :

$R_0 = 1/h_0$: résistance dans le fluide à l'extérieur du tube, égale à l'inverse du coefficient du film externe.

R_{s0} : résistance due au film d'encrassement déposé sur l'extérieur du tube

R_t : résistance due à la paroi métallique du tube (cette résistance peut être négligée dans les calculs)

R_{si} : résistance due au film d'encrassement déposé à l'intérieur du tube;

$R_i = 1/h_i$: résistance dans le fluide à l'intérieur du tube, égale à l'inverse du coefficient du film interne.

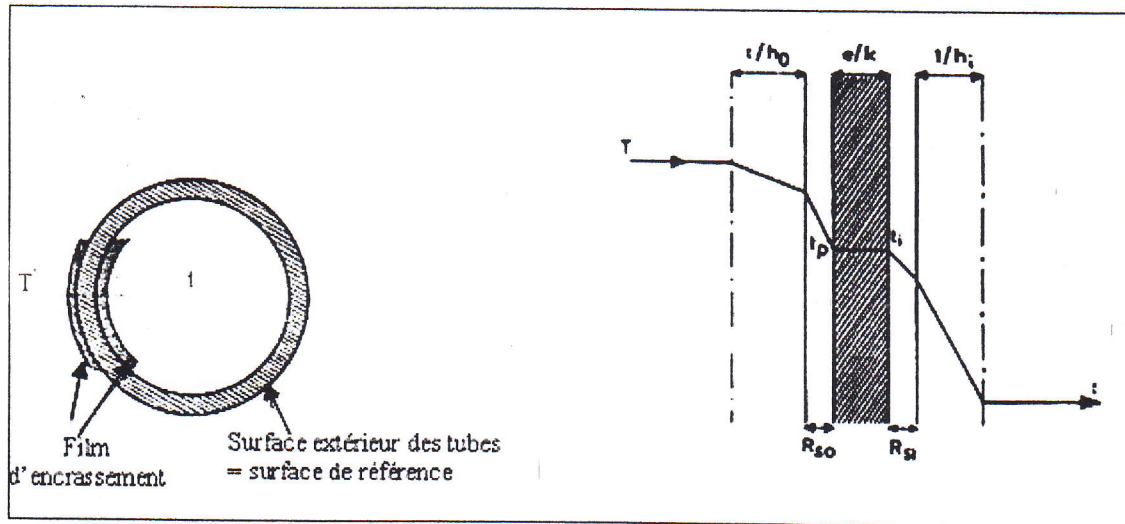


Fig. III.7 Les résistances thermiques

Comme ces résistances s'expriment en $h \text{ m}^2\text{C}/\text{kcal}$, il est nécessaire de rapporter tous ces termes à la même surface. On convient de choisir, en référence, la surface extérieure du tube, ce qui amène à corriger les résistances intérieures R_{si} et R_i en les multipliant par le rapport d_0/d_i des diamètres extérieur et intérieur du tube. Ces résistances corrigées s'écrivent :

$$R_{si0} = R_{si} (d_0/d_i) \quad \text{Eq - III.38}$$

$$h_{i0} = h_i (d_i/d_0) \quad \text{Eq - III.39}$$

Dans ces conditions, la résistance globale au transfert, égale à la somme des quatre résistances précédentes :

$$R_s = \frac{1}{h_0} + R_{s0} + R_{si0} + \frac{1}{h_{i0}} = \frac{1}{U_s} \quad \text{Eq - III.40}$$

U_s est le coefficient de transfert sale relatif à l'élément de tube dL . Lorsque cet élément est neuf, les résistances R_{s0} et R_{si} sont nulles.

La détermination des coefficients de transfert locaux U_s nécessite l'estimation des coefficients de film h_i et h_0 ainsi que des résistances d'encrassement R_{si} et R_{s0} .

III-10-2-2- Calcul du coefficient du film interne h_i :

Le calcul du coefficient de film en convection forcée à l'intérieur d'un tube pour les gaz se fait par l'expression [5]:

$$h_i = j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_i} \right)^{0.14} \quad \text{Eq - III.41}$$

Dans le cas d'un régime laminaire ($Re < 2100$) : $j_h = 1.86 \left(Re \frac{d_i}{L} \right)^{\frac{1}{3}}$ Eq - III.42

Tandis que pour un régime turbulent ($Re > 10000$) : $j_h = 0.027 (Re)^{0.8}$ Eq - III.43

le nombre de Reynolds étant défini ici par: $Re = \frac{d_i G}{\mu}$ Eq - III.44

Où $G = u\rho$ représente la vitesse massique. μ est la viscosité dynamique et ρ la masse volumique

III-10-2-3- Calcul du coefficient du film externe h_0 :

Quels que soit la géométrie de l'enceinte autour du tube, tous les auteurs et expérimentateurs sont d'accord pour présenter l'expression du coefficient de film externe sous une forme analogue à celle de l'équation (III.41) en régime turbulent. La difficulté réside dans le fait qu'il faut déterminer un débit massique moyen.

L'écoulement dans la calandre s'effectue selon la disposition des chicanes et l'on peut distinguer grossièrement deux types de courant :

- un courant principal qui évolue, tantôt perpendiculairement au faisceau entre les chicanes, tantôt parallèlement au faisceau à l'aplomb des chicanes;
- de nombreux courants secondaires de fuite, dus aux tolérances de construction entre chicanes et calandre, et entre tubes et chicanes.

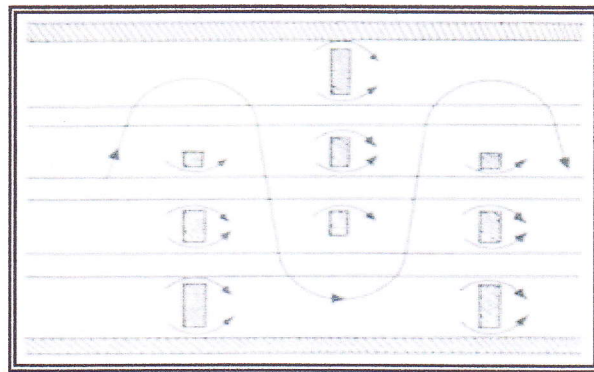


Fig. III. 8 Ecoulement du fluide à travers la calandre

Cependant, compte tenu de l'effort de normalisation réalisé dans la construction de ces appareils, il a été possible d'établir des corrélations convenables permettant d'utiliser une forme d'équation analogue à l'équation (III.6). Kern définit un seul débit moyen pour l'ensemble de l'appareil, il utilise à cet effet un diamètre équivalent qu'il définit par les équations (III.45 et 46) selon la disposition des tubes :

$$\text{Pas carré : } D_e = \frac{4P^2}{\pi d_0} - d_0 \quad \text{Eq - III.45}$$

$$\text{Pas triangulaire : } D_e = \frac{3.464P^2}{\pi d_0} - d_0 \quad \text{Eq - III.46}$$

Où :

P : est le pas des tubes,

d_0 : le diamètre extérieur des tubes.

Pour des chicanes normalisées dont la hauteur du segment libre représente 25% du diamètre intérieur de la calandre, Kern calcule la vitesse massique transversale G_{ct} , qu'il utilise en association avec le diamètre équivalent D_e dans la formule suivante pour la détermination du coefficient du film externe, formule valable uniquement en régime turbulent ($Re > 2100$) :

$$h_0 = j_h \frac{\lambda}{D_e} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14} \quad \text{Eq - III.47}$$

$$\text{Avec : } j_h = 0.36 (Re)^{0.55} \quad \text{Eq - III.48}$$

$$\text{Où le nombre de Reynolds modifié, } Re = \frac{D_e G_{ct}}{\mu} \quad \text{Eq - III.49}$$

$$G_{ct} = \frac{M}{a_{ct}} \quad \text{Eq - III.50}$$

M : étant le débit massique

$$a_{ct} = \frac{D_c}{P} (P - d_0) B \quad \text{Eq - III.51}$$

a_{ct} : aire de passage.

B : l'espace entre les chicanes.

D_c : le diamètre intérieur de la calandre.

III-10-2-4- Les températures caloriques des deux fluides :

Les équations précédentes permettent le calcul des coefficients de film locaux h_0 et h_{i0} pour un élément d'échange dL . Il ressort de ces équations que les coefficients de film sont fonction des propriétés physiques des fluides, donc de leurs températures T et t . Il est donc nécessaire de définir pour les deux fluides des températures moyennes T_c et t_c , appelées généralement températures caloriques [5], qui serviront de référence pour le calcul des propriétés physiques qui interviennent dans les expressions des coefficients de film h_0 et h_{i0} .

La différence des températures ($T_c - t_c$), calculée en admettant une variation linéaire de U en fonction de la température, est toujours sensiblement très voisine de la différence de température moyenne logarithmique (DTLM), calculée en supposant U constant. Par conséquent, la DTLM permet le calcul direct du facteur F_c , puis des températures caloriques par les expressions suivantes :

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) \quad \text{Eq - III.52}$$

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2) \quad \text{Eq - III.53}$$

$$\text{Où } F_c = \frac{DTLM - \Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch} - \Delta t_{fr}}, \quad \text{avec : } \Delta t_{ch} = T_1 - t_2 \quad \text{et} \quad \Delta t_{fr} = T_2 - t_1 \quad \text{Eq - III.54}$$

III-10-2-5- Les résistances d'encrassement :

Après un certain temps d'utilisation, il se produit des dépôts à l'intérieur et à l'extérieur des tubes, dépôts qui introduisent des résistances R_{si} et R_{so} au transfert de chaleur, de sorte que le coefficient de transfert global U diminue. Il est donc indispensable de calculer la surface d'échange de l'échangeur pour la valeur minimale admissible du coefficient de transfert quand l'échangeur est sale. On a l'habitude de considérer qu'un appareil tubulaire doit pouvoir fonctionner pendant une année sans nettoyage. Les valeurs des résistances R_{si} et R_{so} des films après un an de service ont été établies empiriquement, grâce à l'expérience industrielle des utilisateurs, en fonction de la nature des fluides utilisés. On trouvera dans la T.E.M.A. une liste de valeurs R_s correspondant aux divers produits [5].

III-10-3- Etude de la perte de charge dans les échangeurs à tubes et calandre :

Les deux fluides qui traversent l'échangeur s'écoulent sous l'effet d'un potentiel mesuré par la différence de pression ΔP entre l'entrée et la sortie et que l'on appelle la perte de charge. La valeur de cette perte de charge est fonction de la vitesse de circulation des fluides et de leurs caractéristiques physiques : masse volumique et viscosité, ainsi que de la géométrie de l'échangeur.

D'après Kern, la perte de charge totale due à la circulation du fluide à l'intérieur des tubes est :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t^2}{1.271 \times 10^{15} \times d} \times \left[\frac{f_t \times l}{d_i \times \phi_t} + 2 \right] \quad \text{Eq - III.55}$$

avec : n_c : nombre de passes côté calandre,

n_t : nombre de passes côté tube,

G_t : vitesse massique côté tube,

d : densité du fluide côté tube,

d_i : diamètre intérieur des tubes,

l : longueur des tubes.

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14} \approx 1 : \text{terme correctif}$$

En ce qui concerne le coefficient de frottement, on a :

Dans le cas d'un régime laminaire ($Re < 2100$) : $f_t = \frac{32}{Re}$ Eq - III.56

Tandis que pour un régime turbulent ($Re > 2100$) : $f_t = 0.00280 + 0.250(R_e)^{-0.32}$ Eq - III.57

Pour la perte de charge à l'extérieur des tubes, Kern simplifie le problème en ne prenant en considération que les échangeurs pour lesquels la hauteur du segment libre de la chicane est égale au quart du diamètre intérieur de la calandre et emploie le diamètre équivalent D_e pour établir la valeur du nombre de Reynolds :

$$Re_{ct} = \frac{D_e \times G_{ct}}{\mu}$$

La perte de charge est calculée par l'équation de Fanning modifiée :

$$\Delta P_c = \frac{n_c \times f_{ct} \times G_{ct}^2 \times (N_c + 1) \times D_c}{1.271 \times 10^{15} \times d' \times D_e \times \phi_c}$$

Le coefficient de frottement f_{ct} est donné en fonction de Re_{ct} (voir annexe) et la distance parcourue par le fluide est égale à $(N_c + 1) D_c$.

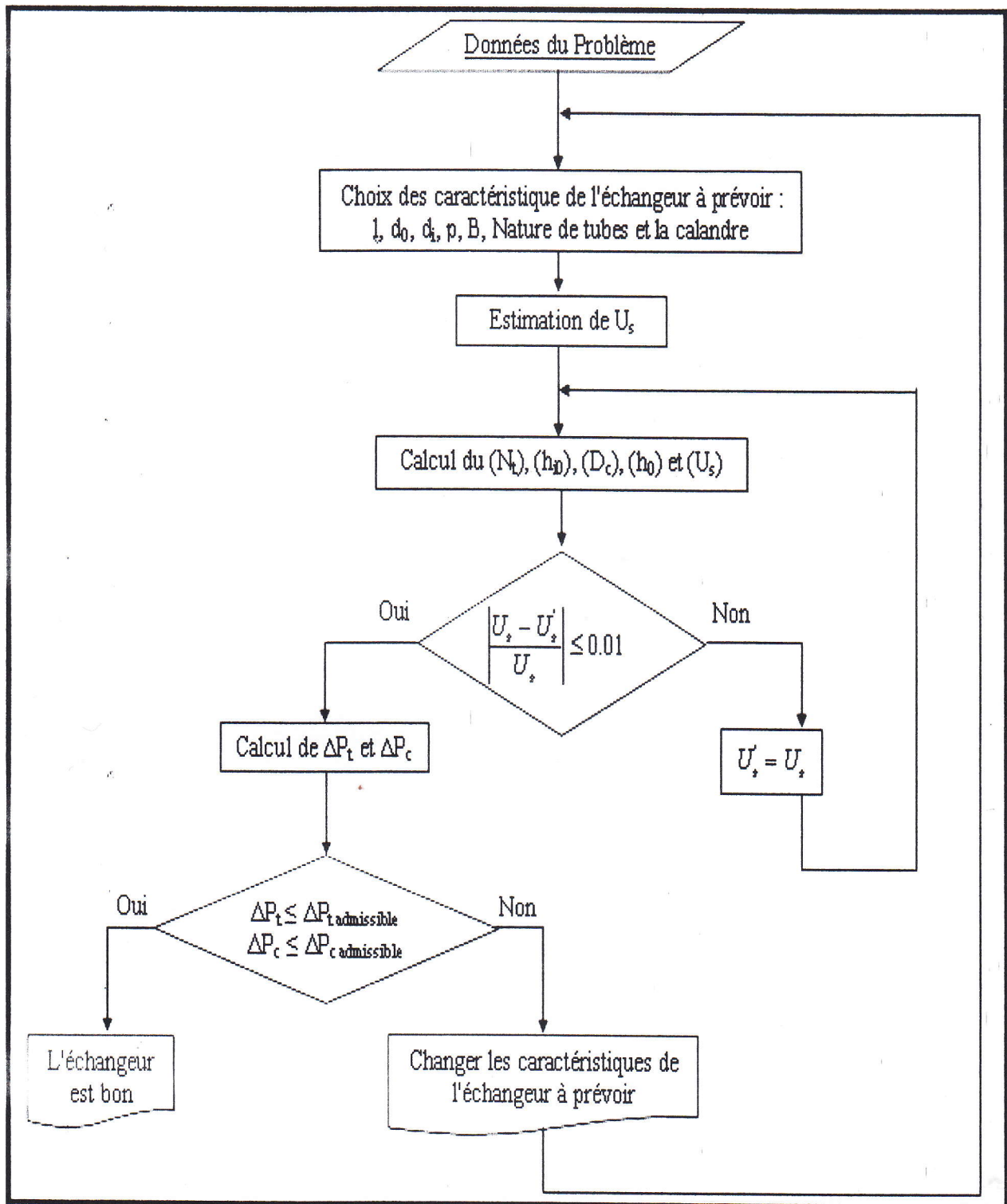
Avec : G_{ct} : la vitesse massique côté calandre.

N_c : nombre de chicanes.

D_c : diamètre intérieur de la calandre.

d' : densité du fluide côté calandre.

Le calcul de dimensionnement de l'échangeur se fait selon la méthode de Kern qui se résume dans l'organigramme suivant :



III. -10-3-1. Mode de circulation dans les échangeurs de chaleurs :

Suivant le sens d'écoulement des fluides chaud et froid, les échangeurs de chaleurs peuvent fonctionner :

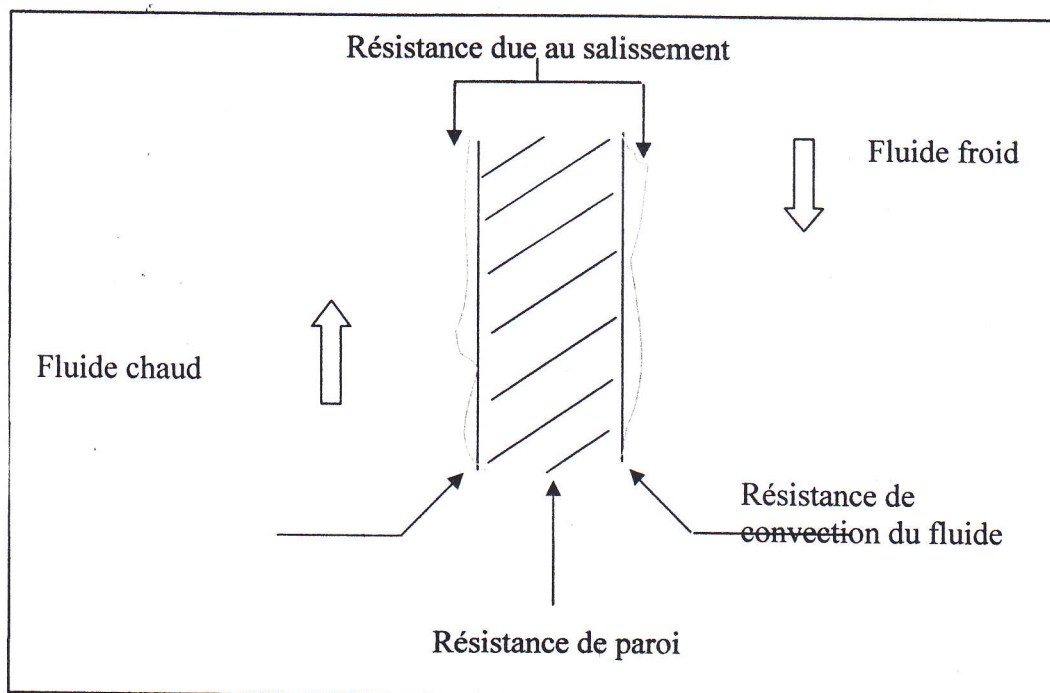
- A courant parallèle « circulation à co-courant » : les fluides circulent dans le même sens.
- A contre courant : les fluides circulent en sens contraire.
- Circulation à courant croisés : la circulation des deux fluides se fait dans deux direction perpendiculaires.
- A courant mixte : alternativement à courants parallèle et à contre courant.

III. -10-4. Type des échangeurs de chaleurs :

a. Les échangeurs à surface :

L'échange de chaleur entre deux fluides séparés par une paroi est caractérisé par :

- Le potentiel thermique local ; différence température entre deux fluides.
- L'élément de surface d'échange mis en ouvre.
- La résistance au transfert résultante de diverses résistances en série est correspondante :
 - ✓ au transfert par convection entre fluide chaud et la paroi.
 - ✓ au transfert par conduction a travers la paroi.
 - ✓ au transfert par convection entre la paroi et le fluide froid.
 - ✓ au salissement éventuel de chaque coté de la paroi.



b. les échangeurs a contact directe : (échangeur à mélange)

Aucune paroi ne sépare les deux fluides qui sont alors mélangés, les applications dans le domaine du raffinage s'en trouvant en conséquence limitées.

Le débit de chaleur transféré est conditionné localement par :

- Le potentiel thermique local, différence de température entre les deux phases.
- Elément de volume de contact entre les deux phases.
- La résistance au transfert, résultant de :
 - ✓ la résistance due à la phase liquide, généralement très faible.
 - ✓ La résistance due à la phase vapeur.

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

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

1. Echangeurs tubulaires rectilignes ou à tubes en « U ».
2. Echangeurs tubulaires à tubes à ailettes.
3. Echangeurs à hélices.
4. Echangeurs à plaques.

Les échangeurs tubulaires peuvent être subdivisées également en groupes :

- Echangeurs à doubles tube.
- Echangeurs à faisceau et calandre.
- Echangeurs à ruissellement.

D'après la destination on distingue trois types d'échangeurs correspondant aux fonctions spécifiques :

1. Les échangeurs et réfrigérants dans les quels ne se produit aucun changement d'état physique des fluides.
2. Les condenseurs qui permettent de condenser une vapeur soit à l'aide d'un auxiliaire (eau, air, fluide frigorifique....etc.).
3. Les rebouilleurs qui assurant une vaporisation partielle d'un liquide grâce à la circulation d'un produit chaud ou d'un fluide auxiliaire (vapeur d'eau).

On utilise dans la réтификаtion les appareille suivant :

Condenseurs :

Les condenseurs sont en général des appareils à faisceaux tubulaires et calandres construites selon les mêmes plans que les échangeurs, mais il faut noter la tendance actuelle à l'emploi de plus en plus fréquent des aérocondenseurs, où on utilise l'air comme fluide de refroidissement circulant autour des tubes à ailettes à l'intérieur des quels se produit la condensation.

Généralement, le condenseur est déposé horizontalement, dans ce cas les segments libres des chicanes transversales sont disposés verticalement et à la partie inférieure de la chicanes est prévu une encoche circulaire ou bien angulaire pour permettre l'évacuation du condensât.

D'habitude dans les condenseurs, les tubes sont disposés selon le pas triangulaire.

Si la différence de température entre les fluides chaud et froid est assez élevée supérieur à 50°K ; pour que la dilatation ou la concentration du faisceau sont possibles on utilise les appareils à compensation de dilatation ou bien les condenseurs à tubes en « U » et à tête flottante .

Aéroréfrigérants :

Utiliser l'air atmosphérique pour la réfrigération ou pour la condensation des fluides et par conséquent, économiser l'eau.

Ils sont de plus en plus employés et de plus grands, ils constituent avec les fours la seconde grosse masse d'équipements dans les raffineries.

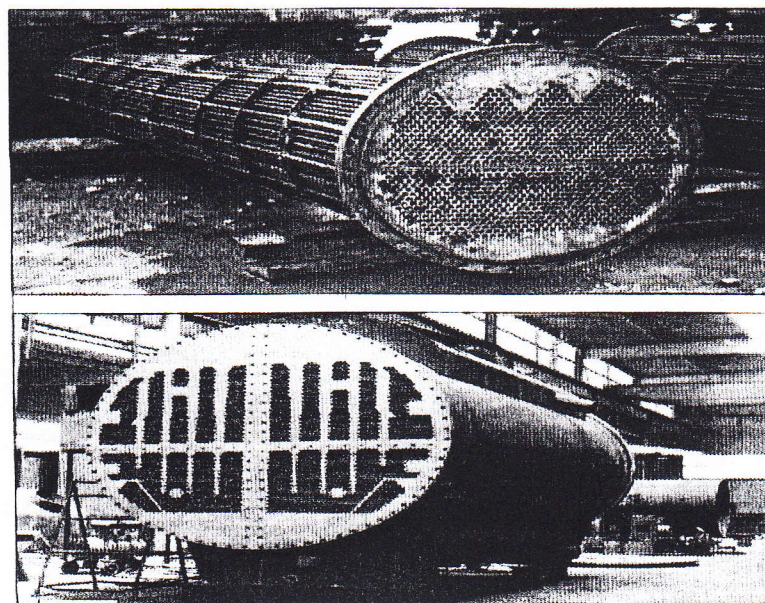
L'air ambiant est soit forcé, soit induit, par une ventilation à travers un faisceau tubulaire parcouru par le fluide à refroidir.

Les rebouilleurs :

Les rebouilleurs sont des appareils tubulaires dont le but d'effectuer une vaporisation partielle au fond de la colonne de distillation afin d'engendrer la phase vapeur qui assure le fractionnement dans la section d'épuisement.

Rappelons que le rebouilleur représente un contact liquide vapeur supplémentaire, et que le rapport de la quantité vaporisée à la quantité soutirée s'appelle le taux de rebouillage.

Ces appareils sont construits selon le même principe que les échangeurs à faisceaux et à calandre, mais avec des variantes imposées par le système de séparation liquide vapeur adopté.



PARTIE II

- ❖ **Dimensionnement de la colonne**
- ❖ **Dimensionnement du rebouilleur et condenseur**
- ❖ **Dimensionnement du ballon de reflux**
- ❖ **Dimensionnement de la pompe**

CHAPITRE IV

DIMENSIONNEMENT DE LA COLONNE

IV- Introduction :

A fin de satisfaire la demande croissante de propane pour les besoins de la ville de GHARDAIA et leur environ, et devant les problèmes rencontrés par la livraison par NAFTAL, le service exploitation de Oued Noumer a décidée de faire une étude pour la production de propane sur site.

L'objectif de cette étude est de dimensionner un dépropaniseur avec ces accessoires (ballon de reflux, condenseur et rebouilleur).

IV-1- Modification proposée

La charge de notre dépropaniseur sera prise du GPL en avale de la pompe avant d'être envoyé vers la sphère pour stockage.

Le débit extrait qui alimente la colonne est de 20% de débit de GPL envoyé vers stockage (% massique).

Ce débit est déterminé en fonction de la capacité d'accueil de la station de Naftal du centre d'approvisionnement en propane et butane commerciale de la ville de Ghardaïa.

IV-2- Les données de départ :

1. Le débit moyenne vers stockage $N_b = 11 \text{ T/h}$ (11000Kg/h) .
2. la pression de refoulement des pompes de reflux est 16 bars.
3. la température de GPL au niveau du ballon de reflux est 54.34°C
4. le débit qui alimente la colonne de dépropaniseur est de 2200 kg/h (20 % de 11000 kg/h)
5. la composition moyenne de GPL est comme suit :

composant	% molaire
C_1H_4	0.79
C_2H_6	1.17
C_3H_8	58.13
<i>i</i> - C_4H_{10}	13.79
<i>n</i> - C_4H_{10}	26.12
<i>i</i> - C_5H_{12}	/
<i>n</i> - C_5H_{12}	/
Total	100
Densité	0.535
C_2^-	1.96
C_5^+	/

Données
est
référence ?!

Tableau-IV-1 : La composition moyenne de GPL produit.

IV-3- Approximations effectuées :

❖ Teneur des constituants légers dans le résidu :

Les composés légers C_1H_4 et C_2H_6 sont pratiquement absents dans le résidu, C'est-à-dire :

$$X_{r, C_1H_4} = X_{r, C_2H_6} = 0.$$

Et le débit de C_3H_8 dans le résidu est 0.5% de débit globale de propane dans la charge

❖ Teneur des constituants lourds dans le distillat :

La teneur en $n-C_4H_{10}$ est pratiquement nulle dans le distillat, C'est-à-dire : $X_{d, n-C_4H_{10}} = 0$

Et $i-C_4H_{10}$ présent dans le distillat avec une teneur maximale de 1% de $i-C_4H_{10}$ de la charge.

Nous déduisons les compositions de distillat et de résidu qui sont consignées dans le tableau suivant :

Constituant	Distillat $N_{d,i}$	Résidu $N_{r,i}$
C_1H_4	(100 % de C_1H_4 de la charge)	0.0000
C_2H_6	(100 % de C_2H_6 de la charge)	0.0000
C_3H_8	(99.5 % de C_3H_8 de la charge)	(0.5 % de la charge)
$i-C_4H_{10}$	(01 % de débit de $i-C_4H_{10}$ de la charge)	?
$n-C_4H_{10}$	0.0000	(100 % de $n-C_4H_{10}$ de la charge)
Total	1.0000	1.0000

Tableau-IV-2 : Composition du distillat et résidu.

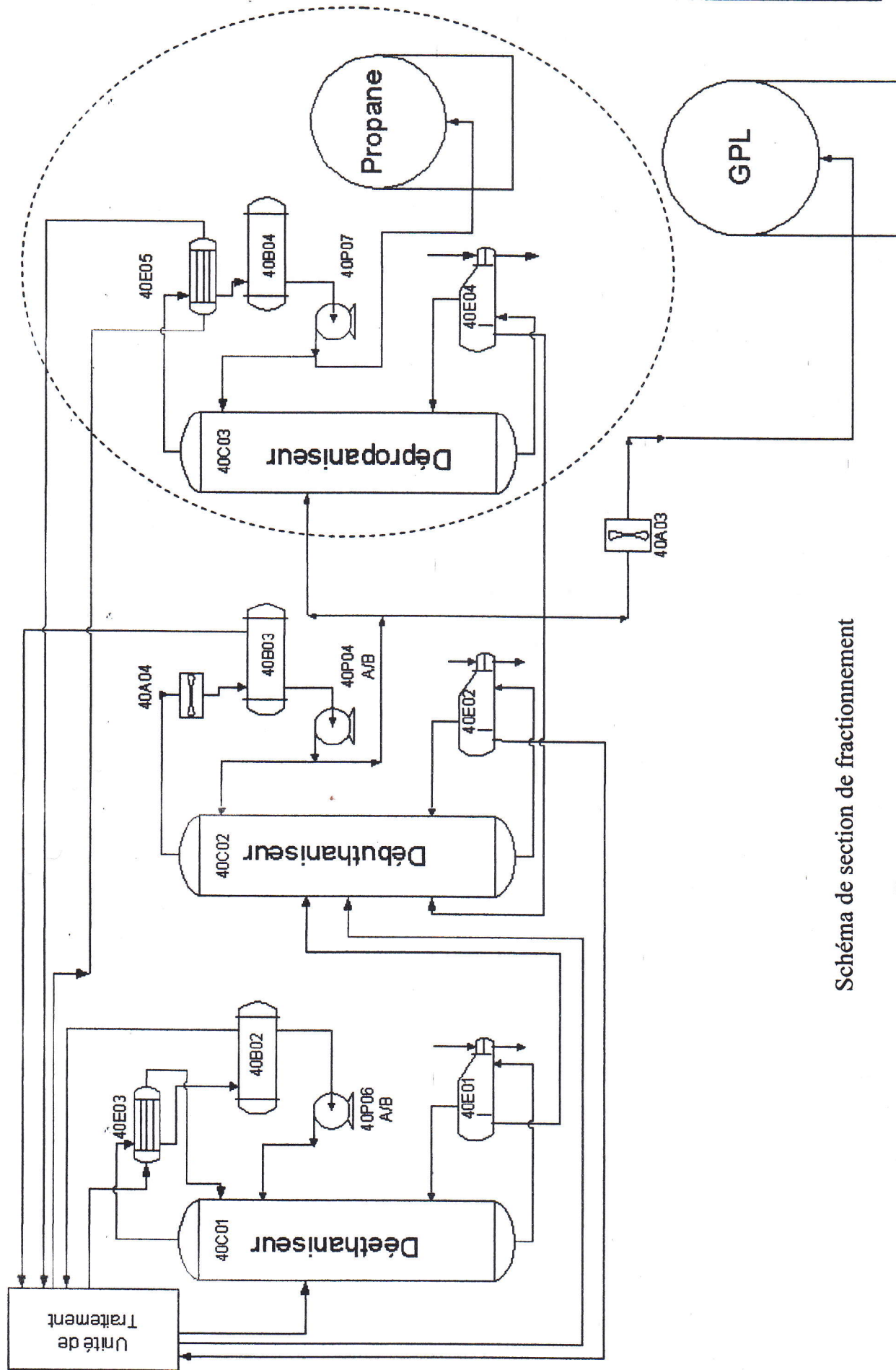


Schéma de section de fractionnement

IV-4- Ordre de calcul :

1. À partir de la composition de la charge, on détermine les fractions massiques et molaires de chaque constituant dans la charge.
2. Calcul les quantités massique et molaires des résidu, distillat et alimentation.
3. Calcul la pression et les températures aux différentes zones de la colonne.
4. Calcul la volatilité relative et taux de vaporisation.
5. Calcul du taux de reflux et de rebouillage minimales et optimales.
6. Calcul du nombre de plateaux théoriques et réels de la colonne.
7. Calcul des débits alimentant et provenant de la colonne.
8. Les débits alimentant et provenant du rebouilleur.

IV-4-1- Composition, débit massique et molaire de la charge :

Constituants (i)	M_i	$X_{a,i}$	$X_{a,i} * M_i$	$X'_{a,i}$
C_1H_4	16,04303	0,00790	0,12674	0,00257
C_2H_6	30,07012	0,01170	0,35182	0,00713
C_3H_8	44,09721	0,58130	25,63371	0,51985
<i>i</i> - C_4H_{10}	58,12430	0,13790	8,01534	0,16255
<i>n</i> - C_4H_{10}	58,12430	0,26120	15,18207	0,30789
Total		1,00000	49,30968	1,00000

Tableau-IV-3 : fraction molaire et massique de l'alimentation.

Avec : $X'_{a,i} = M_i * X_{a,i} / M_a$

La masse molaire de la Charge est : $M_a = \sum (M_i \times X_{a,i}) = 49.30968 \text{ g / mol}$

D'où : Les débits molaires et massiques de la charge sont donnés dans le tableau suivant :

Constituants (i)	Massique		Molaire	
	$X'_{a,i}$	$N'_{a,i}$	$X_{a,i}$	$N_{a,i}$
C_1H_4	0,00257	5,65463	0,00790	0,35247
C_2H_6	0,00713	15,69682	0,01170	0,52201
C_3H_8	0,51985	1143,67325	0,58130	25,93527
<i>i</i> - C_4H_{10}	0,16255	357,61237	0,13790	6,15254
<i>n</i> - C_4H_{10}	0,30789	677,36294	0,26120	11,65370
Total	1,00000	2200,00000	1,00000	44,61599

Tableau-IV-4 : débit molaire et massique de l'alimentation.

IV-4-2- La composition du distillat et résidu :

D'après le bilan matière au tour de la colonne on trouve les compositions suivantes :

✓ La composition massique et molaire de distillat est représentée dans le tableau suivant :

Constituants (i)	Massique		Molaire	
	X'd,i	N'd,i	X _{d,i}	N _{d,i}
C ₁ H ₄	0,00486	5,65463	0,01318	0,35247
C ₂ H ₆	0,01350	15,69682	0,01952	0,52201
C ₃ H ₈	0,97856	1137,95488	0,96500	25,80560
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	0,00308	3,57612	0,00230	0,06153
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Total	1,00000	1162,88245	1,00000	26,74160

Tableau-IV-5 : fraction molaire et massique de Distillat.

D'après le tableau on trouve : $M_{d\text{ moy}} = 43,4859013 \text{ g/mol}$

✓ La composition massique et molaire de résidu est représentée dans le tableau suivant :

Constituants (i)	Massique		Molaire	
	X'r,i	N'r,i	X _{r,i}	N _{r,i}
C ₁ H ₄	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
C ₂ H ₆	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
C ₃ H ₈	0,00551	5,71837	0,00725	0,12968
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	0,34137	354,03624	0,34077	6,09102
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	0,65312	677,36294	0,65198	11,65370
Total	1,00000	1037,11755	1,00000	17,87439

Tableau-IV-6 : fraction molaire et massique de Résidu.

D'après le tableau on trouve : $M_{r\text{ moy}} = 58,0225353 \text{ g/mol}$

IV-4-3- Calcule les pressions et les températures aux différentes zones de la colonne :

A - Pression de fonctionnement de la colonne :

❖ *Pression de fonctionnement de la tête de colonne :*

Généralement la pression dans la colonne est définie par la relation suivant :

$$P_s = P_b + \Delta P$$

Avec :

P_s : la pression de tête de la colonne,

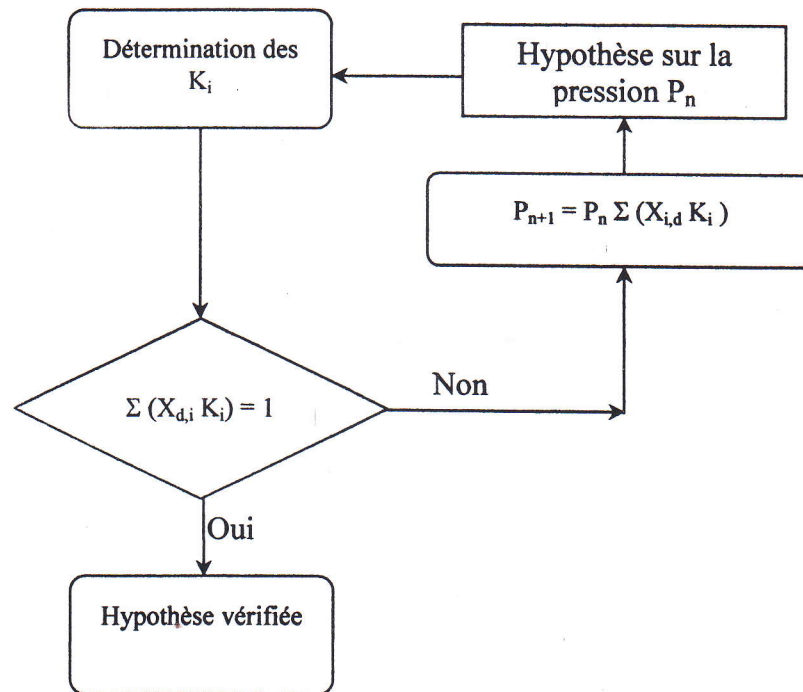
P_b : la pression dans le ballon de reflux,

ΔP : la pertes de charges à travers le condenseur (égale à 0.5 bar).

Le liquide produit dans le ballon de reflux est entièrement liquide, la pression dans le ballon de reflux est la pression de bulle des constituants présents dans le distillat à la température de 30 °C.

$P_b = P_{\text{de bulle du distillat}}$.

Le calcul de la pression de bulle de distillat se fait par itérations successives selon l'organigramme suivant :



Hypothèse sur la pression : généralement pour la 1^{er} itération on fixe comme hypothèse la pression d'ébullition du corps majoritaire dans le distillat, dans notre cas c'est le C_3H_8 qui présente 96.500 % de distillat.

La pression d'ébullition est déterminée par les courbes d'équilibre (Annexes) de façon suivant :

$$\left. \begin{array}{l} K_{C_3H_8} = 1 \\ T_b = 30^\circ C \end{array} \right\} P_{\text{ébullition de } C_3H_8} = 10.50 \text{ atm.}$$

Pour $P = 10.50 \text{ atm}$, on détermine les K_i des autres constituants du distillat :

	P_n [atm]	10,50000		13,06262	
	T [°C]	30,00000		30,00000	
Constituants (i)	$X_{d,i}$	K_i	$X_{d,i} * K_i$	K_i	$X_{d,i} * K_i$
C ₁ H ₄	0,01318	16,50000	0,21748	12,75000	0,16805
C ₂ H ₆	0,01952	3,10000	0,06051	2,55000	0,04978
C ₃ H ₈	0,96500	1,00000	0,96500	0,82000	0,79130
i-C ₄ H ₁₀	0,00230	0,46500	0,00107	0,38000	0,00087
n-C ₄ H ₁₀	0,00000	/	0,00000	/	0,00000
Total	1,00000		1,24406		1,01000

Tableau-IV-7 : Les itérations de pression dans le ballon de reflux.

Pour une pression de 13.06262 atm le condition $\Sigma (X_{d,i} K_i) = 1$ est vérifiée

D'où la pression dans le ballon de reflux est de :

$P_b = 13.06262$ atm

Et la pression de fonctionnement de tête de la colonne est :

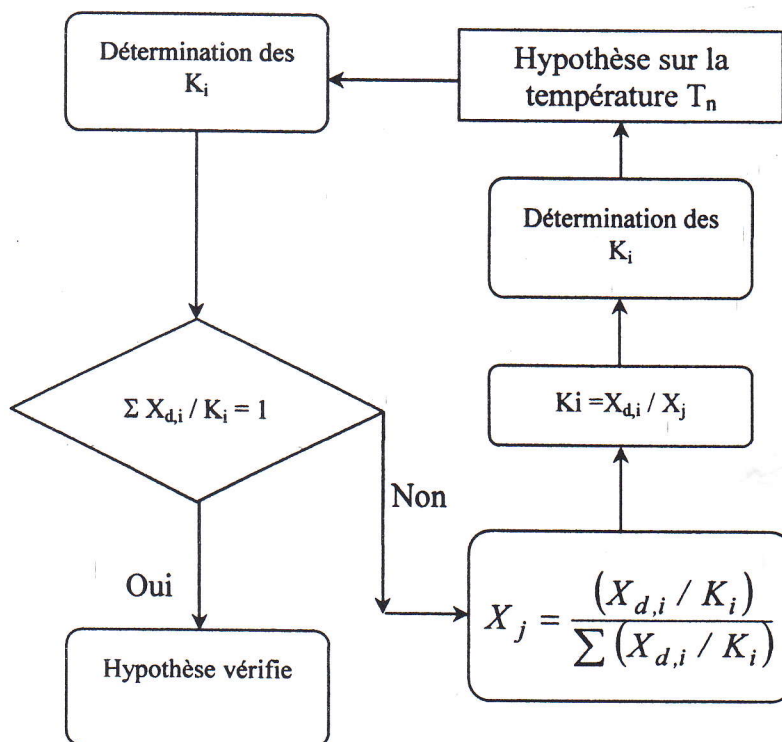
$P_s = 13.56262$ atm.

B - Températures de fonctionnement de la colonne :

❖ *Détermination la température de tête de la colonne :*

Pour la détermination de la température au sommet de la colonne on utilise l'équation d'isotherme de la phase vapeur, C'est à dir. c'est la température de rosée du distillat à la pression de tête qui est égale à 13.56262 atm.

Le calcul de la température de rosée du distillat est déterminé par itération successive selon l'organigramme suivant :



Hypothèse sur la température : Pour la première itération c'est la température de rosée à la pression de tête P_s du corps majoritaire dans le distillat.

La température d'équilibre est déterminée par les courbes d'équilibre (Annexes) de façon suivante :

$$\left. \begin{array}{l} K_{C_3H_8} = 1 \\ P_s = 13.56262 \text{ atm} \end{array} \right\} \rightarrow T_{\text{rosée } C_3H_8} = 40.0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Les résultats de calcul sont donnés dans le tableau suivant :

	P [atm]	13.56262			13.56262	
	T [°C]	40.00000		Nouvelle	37.00000	
Constituants (i)	$X_{d,i}$	K_i	$X_{d,i}^V / K_i$	T	K_i	$X_{d,i}^V / K_i$
C_1H_4	0,01318	13.50000	0,00098	$X_1 =$	13.40000	0,00098
C_2H_6	0,01952	2.80000	0,00697	0,98687	2.75000	0,00710
C_3H_8	0,96500	1.00000	0,96500	$K_1 =$ 0,97784	0.82338	0,98687
<i>i</i> - C_4H_{10}	0,00230	0.47000	0,00490		0.46000	0,00500
Total	1.00000		0,97784			0,99995

Tableau-IV-8 : les itérations de température de tête de la colonne.

Pour une température de 37 °C, la condition $\Sigma (X_{d,i}^V / K_i) = 1$ est vérifiée

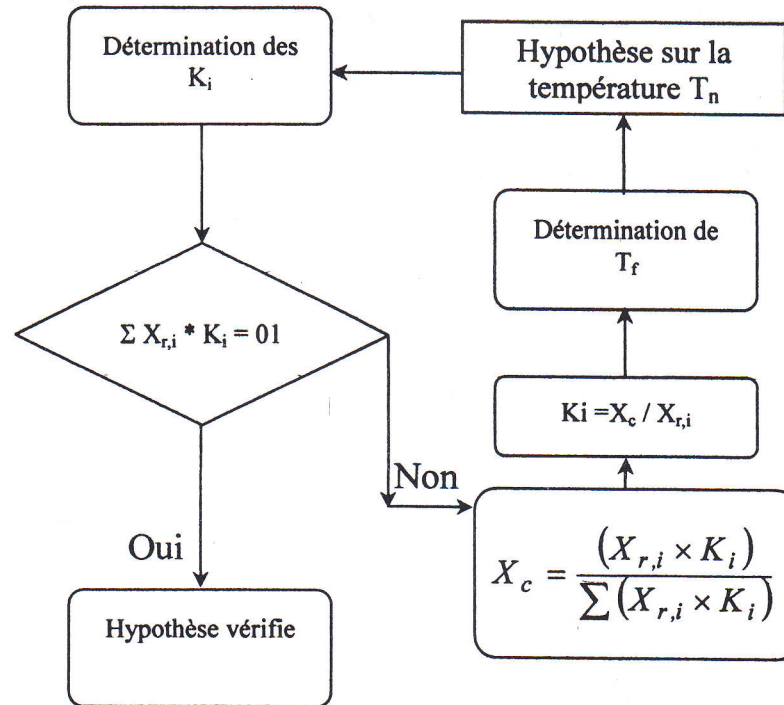
D'où la température en tête de la colonne est de :

$$T_{\text{tête}} = 37 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ et } P_{\text{tête}} = 13.56252 \text{ atm.}$$

❖ *Détermination la température au fond de la colonne :*

La température de fond de la colonne est la température de bulle du résidu à la pression de fond qui est égale à 13.56262 atm.

Le calcul de la température de bulle du résidu est déterminé par itérations successives selon l'organigramme suivant :



On prend $K_{i-C_4H_{10}} = 01$ et à l'aide des courbes d'équilibre (Annexes) :

La température d'équilibre est déterminée de façon suivant:

$K_{i-C_4H_{10}} = 01$

$P_f = 13.56262 \text{ atm.}$

$T_{\text{ebullition, i-C}_4\text{H}_{10}} = 82.5^\circ\text{C.}$

Les résultats de l'itération finale son présenter dans le tableau suivant :

Constituants (i)	P [atm]	13,56262			13,56262	
	T [°C]	82,50000			Nouvelle	90,00000
	X _{r,i}	K _i	X _{r,i} x K _i	T	K _i	X _{r,i} x K _i
C ₁ H ₄	0,00000	/	/	X1=	/	0,00000
C ₂ H ₆	0,00000	/	/	0,40151	/	0,00000
C ₃ H ₈	0,00725	2,10000	0,01523	K1=	2,15000	0,01560
i-C ₄ H ₁₀	0,34077	1,00000	0,34077	1,17824	1,17824	0,40151
n-C ₄ H ₁₀	0,65198	0,82000	0,53462	T1[°C]=	0,91500	0,59656
Total	1,00000		0,89062	90,00000		1,01366

Tableau-IV-9 : les itérations de température de fond de la colonne.

Donc les conditions de service au fond de la colonne :

$$T_{\text{fond}} = 90 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P_{\text{fond}} = 13.56262 \text{ atm.}$$

IV-4-4- Taux de vaporisation et volatilité relative :

❖ *Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation :*

Lors du calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquides et vapeurs de la charge.

D'après la définition de taux de vaporisation et de condensation de la charge, est : $e'_0 = \frac{N_a^V}{N_a}$

A la pression et à la température donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminés par approximations successives d'après l'équation connue de TREGOUBOV .

On résout l'équation de TREGOUBOV de notre système à $P_a=16 \text{ bar}$ et $T_a = 54.34^\circ\text{C}$

D'après les calculs on trouve les résultats représentés dans le tableau suivant :

Pour $e'_0 = 0.00640$:

Constituants (i)	$X_{a,i}$	$K_{i,a}$	X_{io}	Y_{io}
C_1H_4	0,00790	13,50000	0,00731	0,09875
C_2H_6	0,01170	3,05000	0,01155	0,03522
C_3H_8	0,58130	1,15000	0,58074	0,66785
i- C_4H_{10}	0,13790	0,58000	0,13827	0,08020
n- C_4H_{10}	0,26120	0,45000	0,26212	0,11796
Total	1,00000		1,00000	0,99998

Tableau-IV-10 : composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation.

Pour un taux de vaporisation $e'_0 = 0.00640$ l'équation de TREGOUBOV est vérifiée

Donc : on trouve le débit liquide et vapeur de la charge

$$N_a = 44,61599 \text{ kmol /h}$$

$$N_a^V = 0.00640 * 44,61599 = 0,28554 \text{ kmol / h.}$$

$$N_a^L = 44,61599 - 0,28554 = 44,33045 \text{ kmol /h.}$$

❖ *Volatilités relatives :*

Pour le calcul des volatilités relatives (α) des constituants aux différentes zones de la colonne on utilise l'équation suivante [10] :

$$\alpha = \frac{K_i}{K_r}$$

D'où :

K_i : Coefficient d'équilibre de l'élément (i),

K_r : Coefficient d'équilibre de l'élément de référence.

- L'élément de référence est l'élément lourd fictif i-C₄H₁₀

- Les valeurs moyennes des volatilités relatives sont déterminées par les formules suivantes :

✓ Pour la zone de rectification :

$$\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{a,i} + \alpha_{d,i})$$

✓ Pour la zone d'épuisement :

$$\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{a,i} + \alpha_{r,i})$$

Le calcul des volatilités relatives est présenté dans le tableau suivant :

Constituants (i)	Alimentation		Rectification		Epuisement	
	K_i	$\alpha_{a,i}$	$K_{d,i}$	$\alpha_{d,i}$	$K_{r,i}$	$\alpha_{r,i}$
C ₁ H ₄	13,50000	23,27586	13,40000	29,13043	21,00000	17,82319
C ₂ H ₆	3,05000	5,25862	2,75000	5,97826	5,40000	4,58311
C ₃ H ₈	1,15000	1,98276	0,97784	2,12574	2,15000	1,82476
i-C ₄ H ₁₀	0,58000	1,00000	0,46000	1,00000	1,17824	1,00000
n-C ₄ H ₁₀	0,45000	0,77586	0,35000	0,76087	0,91500	0,77658

Tableau-IV-11 : Volatilité relative dans diverses zones de la colonne

Pour les volatilités moyennes sont déduites et présentés dans le tableau suivant :

Constituants (i)	Alimentation	Rectification		Epuisement	
	$\alpha_{a,i}$	$\alpha_{d,i}$	$\alpha_{i,d}$ moy	$\alpha_{r,i}$	$\alpha_{r,i}$ moy
C ₁ H ₄	23,27586	29,13043	26,20315	17,82319	20,54953
C ₂ H ₆	5,25862	5,97826	5,61844	4,58311	4,92086
C ₃ H ₈	1,98276	2,12574	2,05425	1,82476	1,90376
i-C ₄ H ₁₀	1,00000	1,00000	1,00000	1,00000	1,00000
n-C ₄ H ₁₀	0,77586	0,76087	0,76837	0,77658	0,77622

Tableau-IV-12 : Volatilité relative moyenne dans diverse zone de la colonne

IV-5- Fonctionnement à reflux total :

❖ *Calcul de nombre de plateaux théoriques minimal :*

On utilise la relation de FENSK (Eq-III-22), et on prend les constituants clé léger C_3H_8

Et la clé lourde $i-C_4H_{10}$, avec :

α_{d,C_3H_8} : volatilité de l'élément clé léger « C_3H_8 » dans la zone de rectification.

α_{r,C_3H_8} : volatilité de l'élément clé léger « C_3H_8 » dans la zone d'épuisement

On trouve le nombre de plateau minimale $Nr_{\min} = 14,52699$

Donc le nombre des plateaux théoriques dans la colonne est :

$Nr_{\min} = 15$ plateaux.

❖ *Calcul des taux de reflux minimal et optimal :*

▪ *Taux de reflux minimal :*

Pour calculer le reflux minimal on utilise la formule d'UNDER WOOD dont on détermine la valeur de θ , à l'aide de l'équation d'UNDER WOOD (Eq-III-23), (Eq-III-24) :

D'une manière générale la valeur de θ se trouve dans l'intervalle, $\alpha_1 < \theta < \alpha_v$

α_1 et α_v : Etant respectivement les volatilités des constituants clés lourd et léger.

Les résultats de la détermination de θ sont donnés dans le tableau suivant, pour

$\theta = 1.15670$ l'équation d'UNDER WOOD est vérifiée

Constituants (i)	$X_{a,i}$	α_{ai}	$(\alpha_{a,i} * X_{a,i}) / (\alpha_{a,i} - \theta)$
C_1H_4	0,00790	23,27586	0,00831
C_2H_6	0,01170	5,25862	0,01500
C_3H_8	0,58130	1,98276	1,39527
$i-C_4H_{10}$	0,13790	1,00000	-0,88005
$n-C_4H_{10}$	0,26120	0,77586	-0,53213
Total	1,00000		0,00640

Tableau-IV-13: détermination de la valeur de θ

Les résultats sont consignés dans le tableau suivant :

Constituants (i)	$X_{d,i}$	α_{ai}	$(\alpha_{ai} * X_{d,i}) / (\alpha_{ai} - \theta)$
C_1H_4	0,01318	23,27586	0,01387
C_2H_6	0,01952	5,25862	0,02502
C_3H_8	0,96500	1,98276	2,31624
i- C_4H_{10}	0,00230	1,00000	-0,01468
n- C_4H_{10}	0,00000	0,77586	0,00000
Total	1,00000		2,34045

Tableau-IV-14 : détermination de la valeur de $1 + Rf_{min}$.

D'où le taux de reflux minimum est $Rf_{min} = 2.34045 - 1 = 1.34045$

▪ *Taux de reflux optimal :*

En suite, on détermine le taux de reflux opératoire ou optimal qui correspond à un nombre de plateaux théoriques (chaque taux de reflux correspond un nombre fini de plateau théorique et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'augmente).

Pour les calculs on utilise la formule de GILLILAND :

$$Rf_{opt} = 1,3 Rf_{min} + 0,3$$

$$Rf_{opt} = 1,3 (1.34045) + 0,3$$

D'où le taux de reflux opératoire $Rf_{opt} = 2.04259$

❖ *Calcul des taux de rebouillage minimal et optimal :*

▪ *Taux de rebouillage minimal :*

Pour calculer le taux rebouillage minimal on utilise la formule d'UNDER WOOD dont on détermine la valeur de θ , à l'aide de l'équation d'UNDER WOOD :

$$-Rb_{min} = \sum_i^n \left(\frac{\alpha_{a,i} X_{r,i}}{\alpha_{a,i} - \theta} \right)$$

Les résultats de la détermination de θ sont donnés dans le tableau suivant :

Constituants (i)	$X_{r,i}$	α_{ai}	$(\alpha_{ai} * X_{r,i}) / (\alpha_{ai} - \theta)$
C_1H_4	0,00000	23,27586	0,00000
C_2H_6	0,00000	5,25862	0,00000
C_3H_8	0,00725	1,98276	0,01741
i- C_4H_{10}	0,34077	1,00000	-2,17470
n- C_4H_{10}	0,65198	0,77586	-1,32825
Total	1,00000		-3,48554

Tableau-IV-15 : détermination du taux de rebouillage minimal Rb_{min}

D'où le taux de rebouillage minimal est $Rb_{min} = 3.48554$

▪ *Taux de rebouillage optimal :*

Le taux de rebouillage optimal est calculé d'après la formule suivante :

$$Rb_{opt} = \frac{N_d \times Rf_{opt} + (1 - e_0)N_a - N_r}{N_r}$$

D'où le taux de rebouillage opératoire est $Rb_{opt} = 4,53599$

IV-6- Calcul du nombre des plateaux théoriques dans la colonne :

Le calcul de nombre de plateaux théorique se fait par la méthode de GILLILAND qui propose une corrélation empirique entre le taux de reflux et le nombre d'étage théorique pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbure légers.

En calculons la valeur de la fonction suivante :

$$\frac{Rf_{opt} - Rf_{min}}{Rf_{opt} + 1} = \frac{2.04259 - 1.34045}{2.04259 + 1} = 0.23077$$

Et à partir de diagramme de GILLILAND on détermine la valeur de :

$$\frac{Nr_d - Nr_{d,min}}{Nr_d + 1} = 0.391$$

Pour $Nr_{min} = 15$ plateaux.

Donc : $Nr_{\text{plateaux théorique}} = 25,27258$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets : $E = 0,75$, le nombre réel de plateaux à cette zone sera : $Nr_{\text{plateaux réels}} = Nr / E$

$$N_r \text{ Plateaux réels} = 33,69677$$

On admet que la valeur réelle de nombre des plateaux $N_r \text{ Plateaux réels} = 34$ plateaux.

IV-7- Les débits alimentant et provenant de la colonne :

❖ Le bilan de la zone de rectification :

Pour un taux de reflux opératoire de 2.04259 on'a :

- le débit molaire de liquide alimentant la colonne provenant de ballon de reflux

$$N_d^L = N_d * Rf_{opt} = 54.62208 \text{ kmol / h , et en suite on calcul}$$

$$N_d^V = N_d^L + N_d = 81.36368 \text{ kmol / h}$$

❖ Le bilan de la zone d'épuisement :

Pour un taux de rebouillage opératoire de 4,53599 on 'a :

- le débit molaire de vapeur alimentant la colonne provenant de rebouilleur

$$N_r^V = Rb_{opt} * N_r = 81,07814 \text{ kmol / h.}$$

En suite, On calcul la valeurs de N_r^L suivant :

$$N_r^L = 98,95253 \text{ kmol/ h}$$

IV-8- La composition de liquide alimentant le rebouilleur :

Pour connaître la composition des vapeurs provenant du rebouilleur et le liquide alimentant le rebouilleur, la composition du liquide descendant du premier plateau sont déterminés par la relation suivant :

$$N_r^L \times X_{r,i}^L = (N_r \times X_{r,i}) + (N_r^V \times X_{r,i}^V)$$

$$X_{r,i}^L = \frac{(N_r \times X_{r,i}) + (N_r^V \times X_{r,i}^V)}{N_r^L}$$

Avec :

N_r^L : Débit molaire de la phase liquide de résidu,

$X_{r,i}^L$: Fraction molaire de constituants << i >> dans la phase liquide de résidu,

N_r^V : Débit molaire de la phase vapeur de résidu,

$X_{r,i}^V$: Fraction molaire de constituants << i >> dans la phase vapeur de résidu.

On calcul la valeur de $X_{r,i}^V$ à partir de cette équation :

$$X_{r,i}^V = \frac{\alpha_{i,r,moy} \times X_{r,i}}{\sum_i \alpha_{i,r,moy} \times X_{r,i}} \quad X_{r,i}^L = \frac{(N_r \times X_{r,i}) + (N_r^V \times X_{r,i}^V)}{N_r^L}$$

$\alpha_{r,i,moy}$: volatilité relative moyenne de constituant << i >> dans le résidu.

Les résultats de calcul sont consignés dans le tableau suivant :

Constituants (i)	$X_{r,i}$	$\alpha_{r,moy}$	$\alpha_{r,moy} * X_{r,i}$	$X_{r,i}^V$	$X_{r,i}^L$
C ₁ H ₄	0,00000	20,54953	0,00000	0,00000	0,00000
C ₂ H ₆	0,00000	4,92086	0,00000	0,00000	0,00000
C ₃ H ₈	0,00725	1,90376	0,01381	0,01605	0,01446
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	0,34077	1,00000	0,34077	0,39594	0,38597
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	0,65198	0,77622	0,50608	0,58801	0,59957
Total	1,00000		0,86066	1,00000	1,00000

Tableau-IV-16 : calcul des fractions molaire $X_{r,i}^L$ & $X_{r,i}^V$

Les résultats de calcul des masses molaires moyennes de liquide et de vapeur de fond de la colonne sont donnés dans le tableau suivant :

Constituants (i)	M_i	$X_{r,i}^V$	$M_i * X_{ri}^V$	$X_{r,i}^L$	$M_i * X_{ri}^L$
C ₁ H ₄	16,04303	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
C ₂ H ₆	30,07012	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
C ₃ H ₈	44,09721	0,01605	0,70765	0,01446	0,63762
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	58,12430	0,39594	23,01365	0,38597	22,43440
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	58,12430	0,58801	34,17789	0,59957	34,84946
Total		1,00000	57,89920	1,00000	57,92148

Tableau-IV-17 : calcul des masses molaires moyennes

D'où les masses molaires des deux phases sont :

$$M_{fond}^V = 57,89920 \text{ g / mol.}$$

$$M_{fond}^L = 57,92148 \text{ g / mol.}$$

IV-9- Dimensionnement de la colonne :**a. Diamètre de la colonne :**

Pour calculer le diamètre de la colonne, il est nécessaire de connaître le débit volumique et la vitesse admissible des vapeurs dans la colonne (au sommet).

Le diamètre de la colonne est calculé par formule suivant :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times N_d^{''V}}{\pi \times W}}$$

❖ *Calcul du débit volumique de la phase vapeur ($N_d^{''V}$) :*

Le débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne aux conditions de service ($P_s = 13.56262$ atm et $T_s = 37$ °C), est donné par la formule suivante :

$$N_d^{''V} = 22.4 \left(\frac{N_d^V}{M_{tête}^V} \right) \times \left(\frac{T_s + 273.15}{273.15} \right) \times \left(\frac{1}{P_s} \right) \times Z$$

Le calcul est fait en prenant le débit de vapeur de tête (distillat + reflux interne) ; Car c'est la zone la plus chargée.

❖ *Facteur de compressibilité "Z" :*

Ce facteur est déterminé d'après les paramètres réduits (T_r, P_r), pour connaissant ces dernières. On calcule les paramètres critique (Pression et Température critique P_c, T_c) d'après les formules :

$$T_r = \frac{T_s}{T_{C,moy}}, \quad T_{C,moy} = \sum_i^n (X_{d,i}^V \times T_{C,i})$$

$$P_r = \frac{P_s}{P_{C,moy}}, \quad P_{C,moy} = \sum_i^n (X_{d,i}^V \times P_{C,i})$$

Le calcul détaillé est donné dans le tableau suivant [11] :

Constituants (i)	$X_{d,i}^V$	P_c [atm]	T_c [K]	$T_{c,moy}$ [K]	$P_{c,moy}$ [atm]
C ₁ H ₄	0.01318	45.68328	190.70000	2.51351	0.60213
C ₂ H ₆	0.01952	48.14998	305.40000	5.96153	0.93991
C ₃ H ₈	0.96500	41.93389	369.70000	356.75991	40.46614
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	0.00230	36.30982	407.70000	0.93801	0.08354
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	0.00000	37.09916	425.60000	0.00000	0.00000
Total	1.00000			366.17296	42.09171

Tableau IV.18 : calcul des $P_{c,moy}$, $T_{c,moy}$

Donc :

$$P_{c, \text{ moy }} = 42.09171 \text{ atm.}$$

$$T_{c, \text{ moy }} = 366.17296 \text{ K.}$$

$$P_r = 13.56262 / 42.09171 = 0.322222$$

$$T_r = 310.15 / 366.17296 = 0.84700$$

On détermine le facteur de compressibilité Z d'après le diagramme on trouve :

$$Z = 0.85$$

Donc le débit volumique de la phase vapeur (N_d^V) peut être calculer suivant :

On a :

$$N_d^V = 81.36368 \text{ kmol / h.}$$

$$Z = 0.85$$

$$N_d^V = 129.69539 \text{ m}^3 / \text{h.}$$

$$= 0.03603 \text{ m}^3 / \text{s.}$$

❖ La vitesse des vapeurs est donnée par la formule suivant :

$$W = 8.47 \times 10^{-5} C \sqrt{\frac{\rho_d^L - \rho_d^V}{\rho_d^V}}$$

D'où :

C : coefficient qui dépend de la distance entre les plateaux et de la tension superficielle du liquide : $C = f(H_p \text{ et } \delta)$.

Pour l'inter plateau de 600 mm, on a $C = 500 \text{ ft / h}$.

ρ_d^V : masse volumique de vapeur dans les condition de service. [Kg / m^3],

ρ_d^L : masse volumique de liquide dans les condition de service. [Kg / m^3].

✓ La masse volumique des vapeurs:

$$\rho_d^V = 27.28064 \text{ kg / m}^3.$$

✓ La masse volumique de la phase liquide sera calculer par l'équation suivante :

La masse volumique de liquide (à 37°C) : $\rho^L = \rho^{37}$.

$$\rho^L = \rho^{20} - \alpha (t - 20)$$

Où :

ρ^{20} : la masse volumique à 20°C .

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \rho^{20}$$

Avec :

$$1/\rho_{4, \text{ moy }}^{20} = \sum (X_{d,i}^V / \rho_{4,i}^{20})$$

$$X_{d,i}^L = X_{d,i}^L * M_i / \sum (X_{d,i}^L * M_i)$$

Le calcul de $\rho_{4,moy}^{20}$ sera présenté dans le tableau suivant :

Constituants (i)	$X'_{d,i}$	ρ_{4i}^{20}	$X'_{d,i}/\rho_{4i}^{20}$
C_1H_4	0.00486	192.79000	0.00003
C_2H_6	0.01350	370.40000	0.00004
C_3H_8	0.97856	501.80000	0.00195
$i-C_4H_{10}$	0.00308	557.60000	0.00001
$n-C_4H_{10}$	0.00000	579.08000	0.00000
Total	1.00000		0.00202

Tableau IV.19 : calcul de la masse volumique moyenne.

Donc :

$$\rho_{4,moy}^{20} = 1 / (0.00202) = 495.71525 \text{ kg / m}^3.$$

On calcul la masse volumique pour $T = 37 \text{ }^\circ\text{C}$ (par Eq(48.VI))

$$\rho_4^{37} = \rho_4^{20} - \alpha (T - 20)$$

Avec :

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132 \rho_4^{20}$$

$$\rho_4^{37} = 495.69530 \text{ kg/m}^3$$

Donc pour la vitesse des vapeurs

$$W = 0.17549 \text{ m / s.}$$

En fin le diamètre de la colonne :

$$D = 0.51126 \text{ m.}$$

b. Hauteur de la colonne :

La hauteur totale de la colonne est donnée par l'équation suivante :

$$h_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

Où :

- h_T : la hauteur totale de la colonne.
- h_1 : la hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur.
- h_2 : la hauteur de la zone de rectification.
- h_3 : la hauteur de la zone d'expansion.
- h_4 : la hauteur de la zone d'épuisement.
- h_5 : la hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur.

❖ *La hauteur de l'espace libre situé en tête de la colonne :*

Elle est égale au 1/2 du diamètre de la colonne.

$$h_1 = D/2$$

$$\Rightarrow h_1 = 0.51126 / 2 = 0.25563 \text{ m.}$$

❖ *La hauteur de la zone de rectification :*

Elle est déterminée par le produit du nombre d'espaces entre plateaux par l'espacement.

$$h_2 = (N_{rD} - 1) h_p$$

Où :

N_{rD} : nombre des plateaux dans la zone de rectification. $N_{rD} = 15$

h_p : l'espace entre plateaux «0.600 m».

Donc :

$$h_2 = (15 - 1) 0.600$$

$$h_2 = 8.400 \text{ m}$$

❖ *La hauteur de la zone d'alimentation :*

La hauteur de la zone d'alimentation déterminée en tant qu'espacement entre 4 plateaux.

$$h_3 = 3 * h_p$$

$$\Rightarrow h_3 = 3 * 0.600 = 1.800 \text{ m}$$

❖ *La hauteur de la zone d'épuisement :*

Elle est déterminée comme le cas de la zone de rectification.

$$h_4 = (N_{rR} - 1) h_p$$

Où :

N_{rR} : nombre des plateaux dans la zone d'épuisement $N_{rR} = 18$.

$$h_4 = (18 - 1) 0.600$$

$$= 8.400 \text{ m}$$

❖ *La hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur :*

On admet $h_5 = 3.400 \text{ m}$

Alors la hauteur totale de la colonne est

$$h_T = 0.25563 + 8.400 + 1.800 + 8.400 + 3.400$$

$$h_T = 22,25563 \text{ m.}$$

CHAPITRE V

DIMENSIONNEMENT DU REBOUILLEUR ET CONDENSEUR

V- Introduction

Le calcul de tout appareil comportera donc toujours deux études parallèles : transfert de chaleur et perte de charge.

Quel que soit le type d'appareil utilisé, le transfert de chaleur est la quantité de chaleur perdue par le fluide chaud est égale à celle prise par le fluide froid, si l'on néglige les pertes thermiques.

Les deux fluides qui traversent l'appareil s'écoulent sous l'effet d'un potentiel mesuré par la différentielle de pression ΔP entre l'entrée et la sortie et que l'on appelle la perte de charge.

Pour simplifier le problème on utilise la méthode de KERN.[01]

Bilan thermique de la colonne :

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit de reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.

L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit d'après la formule suivante :

$$N_a H_a + Q_r = N_d H_d + N_r H_r + Q_c$$

Avec :

$$H_a = e'_o H_a^V + (1 - e'_o) H_a^L$$

$$Q_r = N_r^V (H_r^V - H_r^L) + N_r (H_r - H_r^L) + N_r^L C_p \Delta T$$

$$Q_c = N_d (H_d^V - H_d) + N_d^L (H_d^V - H_d^L)$$

Où :

N_a , N_d et N_r sont débits molaires respectivement de la charge, du distillat et du résidu [Kmol/h].

Q_r : charge thermique du rebouilleur [Kcal/h].

Q_c : charge thermique du condenseur [Kcal/h].

H_a : enthalpie de la charge biphasique [Kcal/h].

e'_o : taux de vaporisation molaire de la charge.

H_a^V : enthalpie de la phase vapeur de la charge [Kcal/Kmol].

H_a^L : enthalpie de la phase liquide de la charge [Kcal/Kmol].

H_d : enthalpie du distillat en état liquide [Kcal/Kmol].

H_d^L : enthalpie du liquide qui alimentant la colonne (reflux froid) [Kcal/Kmol].

H_d^V : enthalpie des vapeurs qui alimentant le condenseur [Kcal/Kmol].

N_d^L : débit de reflux froid en [Kmol/h].

*Erreur
Bilan*

H_r : enthalpie du résidu [Kcal/Kmol].

H_r^L : enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur [Kcal/Kmol].

H_r^V : enthalpie de la vapeur provenant du rebouilleur [Kcal/Kmol].

N_r^V : débit de la vapeur (reflux chaud) provenant du rebouilleur [Kmol/h].

V-1- Dimensionnement d'un rebouilleur a faisceau – calandre :

V-1-1- Les données de départ :

❖ *Les caractéristiques du rebouilleur :*

✓ Côte tubes :

On utilise les tube spéciaux répondant aux spécifications, déterminée selon calibre

BWG (Briqham Wire Gage) présenter dans le tableau suivant :

BWG	14
Diamètre extérieur [mm]	19.05000
Diamètre intérieur [mm]	14.83000
Longueur [m]	2.43840
Surface extérieur [m ² /m]	0.05980
Surface intérieur [m ² /m]	0.04660
Section [mm ²]	172.70000
Poids [kg/m]	0.96300
Conductivité thermique [kcal / m h °C]	0.11700
Epaisseur [mm]	2.10000

Tableau-V-20 : caractéristiques des tubes du rebouilleur

✓ Côte calandre :

Type de métal	Acier au carbone
type de pas	Carre normale
Pas (P)	25.40000 [mm]

Tableau-V-21 : caractéristiques de la calandre du rebouilleur

❖ Les caractéristiques des deux fluides :

La circulation des deux fluides dans rebouilleur est à contre courant.

✓ Côte tube :

Fluide utilise	Huile diathermique
Température d'entrée T_{h0} [°C]	220.00000
Température de sortie T_{h1} [°C]	165.00000
Masse volumique ρ [kg / m ³]	704.00000
Chaleur spécifique C_p [kcal /kg °C]	0.63000
Conductivité Thermique λ [kcal /h m °C]	0.10200
Pression d'entrée P_{h0} [bar]	6.00000
Viscosité μ [kg / m h]	0.55000

Tableau-V-22 : caractéristiques de fluide côte tube

✓ Côte calandre :

Fluide utilise	résidu de la colonne
Température d'entrée T_r^L [°C]	81.11111
Température de sortie T_r [°C]	90.00000
Débit d'entre N_r^L [kg /h]	5731.46766
masse volumique ρ [kg / m ³]	569.54548
Chaleur spécifique C_p [kcal / kg °C]	0.35826
Conductivité Thermique λ [kcal / m h °C]	0.10500
Pression d'entrée P_f [atm]	13.56262
Viscosité μ [kg / m h]	0.31320

Tableau-V-23 : caractéristiques de fluide côte calandre du rebouilleur.

V-1-2- Calcul de rebouilleur à faisceau – calandre :

L'alimentation du rebouilleur est boucle de huile diathermique de l'unité 600.

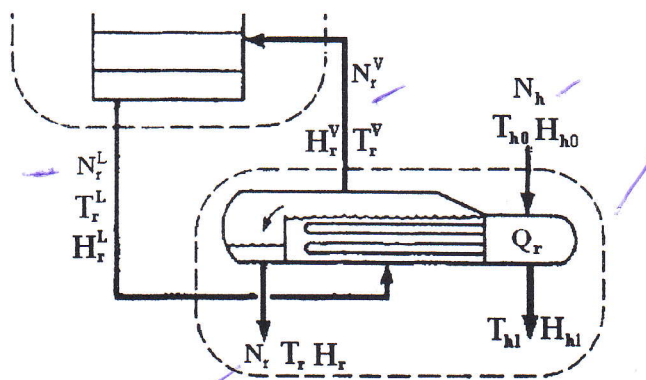


Fig.V-1-: Schéma principal de circulation des fluides dans un rebouilleur

✦ *Bilan thermique du condenseur :*

Pour les enthalpies des différents flux, on utilisant les graphes (Annexes) [13], les résultats sont présentés dans le tableau suivant :

Flux	M _{moy} [g/mol]	P [atm]	T [°C]	H [Btu/Lb]	H [Kcal/Kg]
N _r	58.02254	13.56262	90.00000	58.00000	32.24379
N _r ^L	57.92139	13.56262	81.11111	50.00000	27.79637
N _r ^V	57.89909	13.56262	90.00000	178.00000	98.95507

Tableau-V-24 : les enthalpies des différents flux de rebouilleur (calandre)

Donc à partir de l'équation, la quantité de chaleur transférée dans le rebouilleur est égale :

$$Q_r = N_r^V (H_r^V - H_r^L) + N_r (H_r - H_r^L) + N_r^L C_p \Delta T$$

Donc :

$$Q_r = 4694.35010 (98.95507 - 27.79637) + 1037.11755 (32.2439 - 27.79637) + 5731.46766 * 0.35826 * 8.88889$$

$$Q_r = 356908.39566 \text{ Kcal / h.}$$

✦ *Calcul de la (DTLM) :*

$$\begin{aligned} \Delta T_1 &= 220.00000 - 90.00000 \\ &= 130.0000 \text{ °C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_2 &= 165.00000 - 81.11111 \\ &= 83.88889 \text{ °C} \end{aligned}$$

$$\Delta T_1 / \Delta T_2 = 0,17143 \leq 1.8$$

$$DTLM = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2} = 106.94444 \text{ °C}$$

✦ *Calcul du coefficient correctif "f" :*

Le coefficient de correction, est déterminé à partir graphes $f = f(R, E)$, voir annexe :

$$R = (220.000 - 165.000) / (90.000 - 81.1111) = 6.18750$$

$$E = (90.000 - 81.1111) / (220 - 81.1111) = 0.06400$$

D'après le graphe (Annexe) on trouve :

$$f = 0.99 \text{ avec un nombre de passes côté calandre} = 1.$$

V-1-2-1- Choix de l'appareil :

a. Estimation du coefficient de transfert sale U's :

D'après le tableau (Annexe) : On a : U's, entre [150-200] kcal/h.m².°C pour les fluides gazeux

Supposons pour la première itération un : U's = 200 kcal/h.m².°C

b. Estimation de la surface :

Appliquons l'équation donnée au chapitre III

$$A = 356908.39566 / (200 * 0.99 * 106.94444) = 16.85518 \text{ m}^2$$

c. Calcul de la surface d'échange d'un tube a_t :

$$a_t = \pi \cdot d_0 \cdot L$$

$$d_0 = 0.01905 \text{ m}, L = 2.43840 \text{ m} \Rightarrow \text{donc } a_t = 0.14593 \text{ m}^2$$

d. Estimation du nombre des tubes par calandre Nr_t' :

Le nombre de tubes est donné par la relation suivante :

$$Nr_t' = A' / (a_t \cdot Nr_c)$$

Donc le nombre des tubes par calandre sera :

$$Nr_t' = 16.85518 / (0.14593 * 1) = 115.50041$$

D'après le tableau (annexe 22) on a :

Pour une disposition triangulaire de pas $P = 1'' = 25.40000 \text{ mm}$.

n_t : nombre de passes côte tube = 2

Nr_t : nombre des tubes réel (le plus voisin possible de Nr_t').

$$Nr_t = 124$$

Qui correspond à un diamètre de calandre de $D_c = 0.38700 \text{ m}$

V-1-2-2- Détermination du coefficient global de transfert sale " U_s " de l'appareil corrigé :

Le coefficient global de transfert sale sera donné par la relation suivante :

$$U_s = U_s' \times (N't / Nt)$$

$$U_s = 186.29099 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

V-1-2-3- Calcul de la température calorique :

D'après les formules suivantes :

Pour :

$$DTLM = 106.94444 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$T_d^v - T_d = 55.00000 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$T_{Fr1} - T_{Fr0} = 8.88889 \cdot ^\circ\text{C}$$

Donc $Fc = 0.36$

$$T_{hc} = 184.80000 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$T_{rc} = 84.31111 \cdot ^\circ\text{C}$$

V-1-2-4- Calcul du coefficient de transfert propre U_p :

a. Côte faisceau :

a.1. Section de passage :

$$a_t = \frac{Nr_t \pi \times d_{in}^2}{n_t \times 4}$$

$$d_{in} = 0.01483 \text{ m}, Nr_t = 124, n_t = 2$$

$$\text{On aura } a_t = 0.01071 \text{ m}^2$$

a.2. Vitesse massique :

$$G_t = N'_h / a_t$$

Avec :

N'_h : débit massique du fluide interne (huile) [kg / h].

a_t : section de passage [m²].

a.2.1. Calcul débit massique de huile :

On a :

$$N'_h = -Q_r / C_p (T_1 - T_0)$$

Avec :

Q_c : quantité de chaleur transférer dans le rebouilleur [Kcal / h].

C_p : chaleur spécifique de huile diathermique [kcal /kg °C].

$$C_p = 0.6800 \text{ kcal / kg } ^\circ\text{C}, Q_r = 356908.39566 \text{ Kcal / h}$$

$$N'_h = 10300.38660 \text{ kg / h}$$

Donc pour G_t égale :

$$G_t = 961810.80622 \text{ kg / h.m}^2$$

a.3. Calcul de nombre de Reynolds :

Le nombre de Reynolds est défini par :

$$Re_t = \frac{d_{in} \times G_t}{\mu_{gf}}$$

$$d_{in} = 14,83000 \text{ mm}, G_t = 961810.80622 \text{ kg / h.m}^2, \mu = 0,55000 \text{ kg / m h.}$$

$$Re_t = 25933.91683$$

$Re_t > 10000 \Rightarrow$ régime est Turbulent

✓ Le coefficient de transfert de chaleur j_H sera :

Puisqu'on a $Re_t = 25933.91683 > 10\ 000$

D'après le graphe (Voir annexe), on a :

$$j_H = 90.00, f = 0.01500$$

Avec :

f : coefficient de friction

✓ Calcul de coefficient de film extérieur h_{i0} :

$$h_{i0} = h_i * (d_i / d_0)$$

Avec :

h_i : coefficient de film interne.

Donc on calcule le coefficient de film interne qui est donné par l'équation suivante :

$$\frac{h_i}{\Phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{C_p \times \mu}{\lambda} \right)^{1/3}$$

$$j_H = 90.00, \lambda = 0,1020 \text{ kcal/h m } ^\circ\text{C}, d_i = 0.14830 \text{ m}, C_p = 0.6800 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C},$$

$$\mu = 0.55000 \text{ kg / m h}$$

$$\text{Donc } h_i / \Phi_t = 930.54180 \text{ kcal/h.m}^2.^\circ\text{C}$$

Le coefficient de film extérieur h_{i0} sera :

$$h_{i0} / \Phi_t = 724.40603 \text{ kcal/h.m}^2.^\circ\text{C}$$

b. Coté calandre :

b.1. Section de passage :

Pour un pas carré, on a la relation suivante :

$$a_{ct} = \frac{D_c}{P} (P - d_0) B$$

Avec :

B : espacement entre chicanes, (B entre $D_c / 5$ et D_c). On prend $B = 0.09 \text{ m}$.

$$D_c = 0,38700 \text{ m}, B = 0.090 \text{ m}, d_0 = 0.01905 \text{ m}, P = 0.0254 \text{ m}$$

$$\text{Donc } a_{ct} = 0.01935 \text{ m}^2$$

b.2. Vitesse massique

$$G_c = N^V_d / a_{ct}$$

$$N^V_d = 5731.46766 \text{ kg / h}, a_{ct} = 0.01935 \text{ m}^2.$$

$$\text{Donc : } G_c = 296199.87889 \text{ kg/h.m}^2$$

b.3. Le diamètre équivalent :

Pour un pas carré on a :

$$D_e = \frac{4 \times P^2}{\pi \times d_0} - d_0$$

$$P = 0.0254 \text{ m}, d_0 = 0.01905 \text{ m}$$

On aura $D_{eq} = 0.02407$ m.

b.4. Nombre de Reynolds :

$$Re_c = \frac{G_{IT} \times D_{eq}}{\mu_d}$$

Donc :

$G_c = 296199.87889$ kg/h.m² et $\mu = 0.31320$ kg / h.m, $D_{eq} = 0,02407$ m.

$Re_c = 22763.86787$

D'après le graphe (Voir annexe 25), on a :

$j'_H = 85.000$, $f = 0,13000$

✓ Calcul de coefficient de film extérieur h_0 :

Donc on calcule le coefficient de film extérieur qui est donné par l'équation suivante :

$$h_0 / \phi_c = j'_h \frac{\lambda'}{D_e} \left(\frac{C'_p \times \mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$$

$J'_H = 85.0$, $\lambda = 0,1050$ kcal/h m °C, $D_{eq} = 0.02407$ m, $C_p = 0.35826$ kcal/kg.°C,

$\mu = 0.31320$ kg / m h

Donc $h_0 / \phi_c = 379.08408$ kcal/h.m².°C

c. Calcul de la température du tube :

On à l'équation suivant :

$$T_t = T_{dc} - \frac{h_{i0} / \phi_t}{h_0 / \phi_c + h_{i0} / \phi_t} (T_{dc} - T_{gfc})$$

$h_{i0} / \phi_t = 724.40603$ kcal/h.m².°C, $T_{dc} = 184.80000$ °C

$h_0 / \phi_c = 379.08408$ kcal/h.m².°C, $T_{Frc} = 84.31111$ °C

Donc :

$T_t = 118.83225$ °C

d. Détermination de μ à T_t :

d.1. Faisceau :

D'après les données (diagramme de caractéristique de l'huile Torada TC 32) on à :

A $T_t = 118.83225$ °C on a : $\mu_t = 1.65365$ kg / m h.

Et $\phi_t = (\mu' / \mu_t)^{0.14} \Rightarrow \phi_t = (0.55 / 1.65365)^{0.14} = 0.85717$

Ensuite on calcule h_{i0}

$h_{i0} / \phi_t = 724.40603$ kcal/h.m².°C

$h_{i0} = 724.40603 * 0.85717 = 620.94166$ kcal/h.m².°C

d.2. Calandre :

D'après le diagramme de viscosité de hydrocarbure (Annexe) on a :

$$A T_t = 118.83225 \text{ °C} \text{ on a } \mu'_c = 0.23400 \text{ kg / m h}$$

$$\text{Et } \Phi_t = (\mu' / \mu'_c)^{0.14} \Rightarrow \Phi_c = (0.31320 / 0.23400)^{0.14} = 1.04166$$

Ensuite on calcul h_0

$$h_0 / \Phi_c = 379.08408 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$h_0 = 379.08408 * 1.04166 = 394.87567 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

Donc : le coefficient global de transfert propre : « U_p » sera :

$$U_p = \frac{h_0 \times h_{i0}}{h_0 + h_{i0}}$$

$$U_p = 241.37682 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

V-1-2-5- Calcul des pertes de charge :

a. Pertes de charge cotée tube :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \cdot n_t \cdot G_t^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{f_t \cdot L}{d_i \cdot \phi_t} + 2 \right] [\text{Kg / cm}^2]$$

$$n_c = 1, n_t = 2, G_t = 961810.80622 \text{ kg / h.m}^2, f = 0,01500, d = 704.00,$$

$$\phi_t = 0.85717, L = 2.43840 \text{ m}, d_{in} = 0.01483 \text{ m}.$$

On trouve :

$$\Delta P_t = 0.00001 \text{ kg / cm}^2.$$

b. Pertes de charge cotée calandre :

$$\Delta P_c = \frac{n_c \cdot f' \cdot G_c^2 (N_c + 1) D_c}{1.271 \cdot 10^{15} \cdot d' \cdot D_{eq} \cdot \phi_c} [\text{Kg / cm}^2]$$

$$n_c = 1, G_c = 296199.87889 \text{ kg/h.m}^2, f' = 0.13000, d' = 569.44797,$$

$$\Phi_c = 1.04166, D_{eq} = 0.02407 \text{ m}.$$

$$\text{On trouve: } \Delta P_c = 2.67507 \cdot 10^{06} \text{ kg / cm}^2.$$

d.2. Calandre :

D'après le diagramme de viscosité de hydrocarbure (Annexe) on a :

$$\text{A } T_1 = 118.83225 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ on a } \mu'_c = 0.23400 \text{ kg / m h}$$

$$\text{Et } \Phi_t = (\mu' / \mu'_c)^{0.14} \Rightarrow \Phi_c = (0.31320 / 0.23400)^{0.14} = 1.04166$$

Ensuite on calcul h_0

$$h_0 / \Phi_c = 379.08408 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$h_0 = 379.08408 * 1.04166 = 394.87567 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Donc : le coefficient global de transfert propre : « U_p » sera :

$$U_p = \frac{h_0 \times h_{i0}}{h_0 + h_{i0}}$$

$$U_p = 241.37682 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

V-1-2-5- Calcul des pertes de charge :

a. Pertes de charge cotée tube :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \cdot n_t \cdot G_t^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{f_t \cdot L}{d_i \cdot \phi_t} + 2 \right] \text{ [Kg / cm}^2\text{]}$$

$$n_c = 1, n_t = 2, G_t = 961810.80622 \text{ kg / h.m}^2, f = 0,01500, d = 704.00,$$

$$\Phi_t = 0.85717, L = 2.43840 \text{ m}, d_{in} = 0.01483 \text{ m.}$$

On trouve :

$$\Delta P_t = 0.00001 \text{ kg / cm}^2.$$

b. Pertes de charge cotée calandre :

$$\Delta P_c = \frac{n_c \cdot f' \cdot G_c^2 (N_c + 1) D_c}{1.271 \cdot 10^{15} \cdot d' \cdot D_{eq} \cdot \phi_c} \text{ [Kg / cm}^2\text{]}$$

$$n_c = 1, G_c = 296199.87889 \text{ kg/h.m}^2, f' = 0.13000, d' = 569.44797,$$

$$\Phi_c = 1.04166, D_{eq} = 0.02407 \text{ m.}$$

$$\text{On trouve: } \Delta P_c = 2.67507 \cdot 10^{06} \text{ kg / cm}^2.$$

V-2-Dimensionnement d'un condenseur :

Les condenseurs sont toujours des appareils à calandre et faisceau tubulaire, construits selon les mêmes plans que les échangeurs, de sorte que toutes les caractéristiques géométriques de ces dernières resteront valables.

V-2-1- Les données de départ :

❖ Les caractéristiques du condenseur :

✓ Côte tubes :

On utilise les tubes spéciaux répondant aux spécifications, déterminée selon calibre BWG (Brigham Wire Gage) présentés dans le tableau suivant :

BWG	14.00000
Diamètre extérieur [mm]	19.05000
Diamètre intérieur [mm]	14.83000
Longueur [m]	4.87680
Surface extérieur [m ² /m]	0.05980
Surface intérieur [m ² /m]	0.04660
Section [mm ²]	172.70000
Poids [kg/m]	0.96300
Conductivité thermique [kcal / m h °C]	0.11700
Épaisseur [mm]	2.10000

Tableau-V-25 : caractéristiques des tubes du condenseur

✓ Côte calandre :

Type de métal	Acier au carbone
type de pas	Triangulaire normale
Pas (P)	25.40000 [mm]

Tableau-V-26 : caractéristiques de la calandre du condenseur

❖ Les caractéristiques des deux fluides :

La circulation des deux fluides dans le condenseur est à contre courant

✓ Côte tube :

Fluide utilise	les gaz de ballon de reflux de dééthaniseur
Température d'entrée T_{Fr0} [°C]	-05.00000
Température de sortie T_{Fr1} [°C]	31.00000
Masse volumique ρ [kg / m ³]	22.02089
Chaleur spécifique C_p [kcal / kg °C]	0.42301
Conductivité Thermique λ [kcal / h m °C]	0.01774
Pression d'entrée P_{Fr} [bar]	20.00000
Viscosité μ [kg / m h]	0.03384

Tableau-V-27 : caractéristiques de fluide côte tube

✓ Côte calandre :

Fluide utilise	Vapeur de la tête colonne
Température d'entrée T_d^V [°C]	37.00000
Température de sortie T_d [°C]	30.00000
Débit d'entre N_d^V [kg / h]	3538.17293
masse volumique ρ [kg / m ³]	27.28064
Chaleur spécifique C_p [kcal / kg °C]	0.41319
Conductivité Thermique λ [kcal / m h °C]	0.01598
Pression d'entrée P_s [bar]	13.56262
Viscosité μ [kg / m h]	0.02952

Tableau-V-28 : caractéristiques de fluide côte calandre du condenseur.

V-2-2- Calcul de condenser à faisceau – calandre :

L'alimentation du condenseur par les gaz de ballon de reflux de dééthaniseur (40-C-01) de l'unité 400 existante. Et la circulation des deux fluides se fait comme selon le schéma indiqué dans la figure suivante :

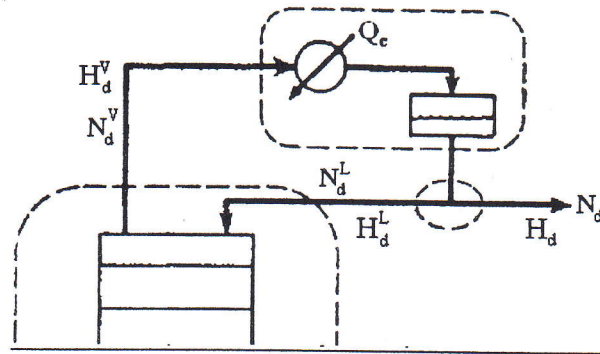


Fig.IV-1-: Schéma principal de circulation des fluides dans un condenseur

↓ Bilan thermique du condenseur :

Pour les enthalpies des différents flux, on utilise les graphes (Annexes) [13], les valeurs déterminés sont présentés dans le tableau suivant :

Flux	M_{moy} [g/mol]	P [atm]	T [°C]	H_d [Btu/Lb]	H_d [Kcal/Kg]
N_d	43.48590	13.06262	30.00000	5.00000	2.77964
N_d^V	43.48590	13.56262	37.00000	133.00000	72.27055

Tableau-V-29 : les enthalpies des différents flux de condenseur (calandre)

La quantité de chaleur transférer dans le condenseur est : $Q_c = N_d^V (H_d^V - H_d)$

Donc :

$$Q_c = 3538,17293 (72.27055 - 2.7794)$$

$$Q_c = 245870,8841 \text{ Kcal / h}$$

↓ Calcul de la (DTLM) :

$$\begin{aligned} \Delta T_1 &= 37.0000 - 31.0000 \\ &= 6,00000 \text{ °C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_2 &= 30.0000 - (-5.00000) \\ &= 35.0000 \text{ °C} \end{aligned}$$

$$\Delta T_1 / \Delta T_2 = 0,17143 \leq 1.8$$

$$DTLM = \frac{\Delta T_1 + \Delta T_2}{2} = 20.50000 \text{ °C}$$

↓ Calcul du coefficient correctif "f" :

Le coefficient de correction, est déterminé à partir graphes $f = f(R, E)$, voir annexe :

$$R = (37.00000 - 30.0000) / (31.0000 - (-5.00000)) = 0,19444$$

$$E = (31.000 - (-5.00000)) / (37.00000 - (-5.00000)) = 0.85714$$

D'après le graphe (Annexe) on trouve : $f = 0.78$ pour un nombre de passes côte calandre = 1

V-2-2-1- Choix de l'appareil :

a. Estimation du coefficient de transfert sale U'_s :

D'après le tableau (Annexe) : On a: U'_s entre [200 – 370] kcal/h.m².°C pour les fluides gazeux

Supposons pour la première itération un : $U'_s = 240$ kcal/h.m².°C

b. Estimation de la surface :

Appliquons l'équation donnée au chapitre III

$$A = 245870.8841 / (240 * 0.78 * 20.5000) = 64,06892 \text{ m}^2$$

c. Calcul de la surface d'échange d'un tube a_t :

$$a_t = \pi \cdot d_0 \cdot L$$

$$d_0 = 0.01905 \text{ m}, L = 4.87680 \text{ m} \Rightarrow \text{donc } a_t = 0.29186 \text{ m}^2$$

d. Estimation du nombre des tubes par calandre Nr_t' :

Le nombre de tubes est donné par la relation suivante :

$$Nr_t' = A' / (a_t \cdot Nr_c)$$

Donc le nombre des tubes par calandre sera :

$$Nr_t' = 64.06892 / (0.29186 * 1) = 219,51672$$

D'après le tableau (annexe 22) on a :

Pour une disposition triangulaire de pas $P = 1'' = 25.40000$ mm.

n_t : nombre de passes côte tube = 2

Nr_t : nombre des tubes réel (le plus voisin possible de Nr_t').

$$Nr_t = 250$$

Qui correspond à un diamètre de calandre de $D_c = 0.48900$ m

V-2-2-2-Détermination du coefficient global de transfert sale " U_s " de l'appareil corrigé:

Le coefficient global de transfert sale sera donné par la relation suivante :

$$U_s = U'_s \times (N't / Nt)$$

$$U_s = 210,73605 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}$$

V-2-2-3- Calcul de la température calorique :

D'après les formules suivantes :

Pour :

$$DTLM = 20.5000 \text{ °C} < 33 \text{ °C}$$

$$T_d^V - T_d = 7,00000 \text{ °C} < 66 \text{ °C}$$

$$T_{Fr1} - T_{Fr0} = 36,00000 \text{ °C} < 60 \text{ °C}$$

On remarque que les écarts de température sont faibles ; donc on prend $F_c = 0.5$

D'ou :

$$T_{dc} = 33.50000 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{Fre} = 13,00000 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

V-2-2-4- Calcul du coefficient de transfert propre U_p :

a. Côte faisceau :

a.1. Section de passage :

$$a_t = \frac{Nr_t \pi \times d_{in}^2}{n_t \quad 4}$$

$$d_{in} = 0.01483 \text{ m}, Nr_t = 250, n_t = 2$$

$$\text{On aura } a_t = 0,02159 \text{ m}^2$$

a.2. Vitesse massique :

$$G_t = N'_h / a_t$$

Avec :

N'_h : débit massique du fluide interne (gaz froid) [kg / h].

a_t : section de passage [m²].

a.2.1. Calcul débit massique de gaz froid :

On à :

$$N'_{gf} = -Q_c / C_p (T_{gf1} - T_{gf0})$$

Avec :

Q_c : quantité de chaleur transférer dans le condenseur [Kcal / h].

C_p : chaleur spécifique de gaz froid [kcal /kg °C].

$$C_p = 0,42301 \text{ kcal / kg } ^\circ\text{C}, Q_d = 245870,8841 \text{ Kcal / h}$$

$$N'_{Fr} = 16145,73183 \text{ kg / h}$$

Donc pour G_t égale :

$$G_t = 747782,91524 \text{ kg / h.m}^2$$

a.3. Calcul de nombre de Reynolds :

Le nombre de Reynolds est défini par :

$$Re_t = \frac{d_{in} \times G_t}{\mu_{gf}}$$

$$d_{in} = 14,83000 \text{ mm}, G_t = 747782.91524 \text{ kg / h.m}^2, \mu = 0,03384 \text{ kg / m h}.$$

$$Re_t = 327707,46551$$

$Re_t > 10000 \Rightarrow$ régime est Turbulent

✓ Le coefficient de transfert de chaleur j_H sera :

Puisqu'on a $Re_t = 327707,46551 > 10\ 000$

D'après le graphe (Voir annexe), on a :

$$j_H = 650.00, f = 0.00820$$

Avec :

f : coefficient de friction

✓ Calcul de coefficient de film extérieur h_{i0} :

$$h_{i0} = h_i * (d_i / d_0)$$

Avec :

h_i : coefficient de film interne.

Donc on calcule le coefficient de film interne qui est donné par l'équation suivante :

$$\frac{h_i}{\Phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{C_p \times \mu}{\lambda} \right)^{1/3}$$

$j_H = 650, \lambda = 0,01774 \text{ kcal/h m } ^\circ\text{C}, d_i = 0.14830 \text{ m}, C_p = 0.42301 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C},$

$\mu = 0.03384 \text{ kg / m h}$

Donc $h_i / \Phi_t = 723,82180 \text{ kcal/h.m}^2.^\circ\text{C}$

✓ Le coefficient de film extérieur h_{i0} sera :

$h_{i0} / \Phi_t = 563,47912 \text{ kcal/h.m}^2.^\circ\text{C}$

b. Coté calandre :

b.1. Section de passage :

Pour un pas triangulaire, on a la relation suivante :

$$a_{ct} = \frac{D_c}{P} (P - d_0) B$$

Avec :

B : espacement entre chicanes, (B entre $D_c / 5$ et D_c). On prend $B = 0.120 \text{ m}$.

$D_c = 0,48900 \text{ m}, B = 0.120 \text{ m}, d_0 = 0.01905 \text{ m}, P = 0.0254 \text{ m}$

Donc $a_{ct} = 0,01467 \text{ m}^2$

b.2. Vitesse massique

$$G_c = N_d^V / a_{ct}$$

$N_d^V = 3538,17293 \text{ kg / h}, a_{ct} = 0,01467 \text{ m}^2.$

Donc : $G_c = 241184,24869 \text{ kg/h.m}^2$

b.3. Le diamètre équivalent :

Pour un pas triangulaire on a :

$$D_e = \frac{3.464 \times P^2}{\pi \times d_0} - d_0$$

$$P = 0.0254 \text{ m}, d_0 = 0.01905 \text{ m}$$

$$\text{On aura } D_{eq} = 0,01829 \text{ m.}$$

b.4. Nombre de Reynolds :

$$Re_c = \frac{G_{tT} \times D_{eq}}{\mu_d}$$

Donc :

$$G_c = 241184,24869 \text{ kg/h.m}^2 \text{ et } \mu = 0,02952 \text{ kg / h.m}, D_{eq} = 0,01829 \text{ m.}$$

$$Re_c = 149451,29384$$

D'après le graphe (Voir annexe), on a :

$$j'_H = 68.0000, f = 0,15000$$

✓ Calcul de coefficient de film extérieur h_0 :

Donc on calcule le coefficient de film extérieur qui est donné par l'équation suivante :

$$h_0 / \phi_c = j'_h \frac{\lambda'}{D_e} \left(\frac{C'_p \times \mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$$

$$j'_H = 68.0, \lambda = 0,01597 \text{ kcal/h m } ^\circ\text{C}, D_{eq} = 0,01829 \text{ m}, C_p = 0,41319 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C},$$

$$\mu = 0,02952 \text{ kg / m h}$$

$$\text{Donc } h_0 / \phi_c = 54,29254 \text{ kcal/h.m}^2.^\circ\text{C}$$

c. Calcul de la température du tube :

On à l'équation suivant :

$$T_t = T_{dc} - \frac{h_{i0} / \phi_t}{h_0 / \phi_c + h_{i0} / \phi_t} (T_{dc} - T_{gfc})$$

$$h_{i0} / \phi_t = 563,47912 \text{ kcal/h.m}^2.^\circ\text{C}, T_{dc} = 33,50000 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_0 / \phi_c = 54,29254 \text{ kcal/h.m}^2.^\circ\text{C}, T_{Frc} = 13.00000 \text{ }^\circ\text{C}$$

Donc :

$$T_t = 14,80163 \text{ }^\circ\text{C}$$

d. Détermination de μ à T_t :

d.1. Faisceau :

D'après les données (les tableaux de hand book) [10] on à :

$$\text{à } T_t = 14,80163 \text{ }^\circ\text{C} \text{ on a : } \mu_t = 0,036 \text{ kg / m h}$$

$$\text{Et } \phi_t = (\mu / \mu_t)^{0.14} \Rightarrow \phi_t = (0,03384 / 0,036)^{0.14} = 0,99137$$

Ensuite on calcule h_{i0}

$$h_{i0} / \Phi_t = 563,47912 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$h_{i0} = 563.47912 * 0.99137 = 558,61903 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

d.2. Calandre :

D'après le diagramme de viscosité de hydrocarbure [10] on a :

$$A T_t = 14,80163 \text{ °C} \quad \text{on a } \mu'_c = 0,03096 \text{ kg / m h}$$

$$\text{Et } \Phi_t = (\mu' / \mu'_c)^{0.14} \Rightarrow \Phi_c = (0.02952 / 0.03096)^{0.14} = 0.99335$$

Ensuite on calcul h_0

$$h_0 / \Phi_c = 54.29254 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$h_0 = 54.29254 * 0.99335 = 53.93172 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

Donc : le coefficient global de transfert propre : « U_p » sera :

$$U_p = \frac{h_0 \times h_{i0}}{h_0 + h_{i0}}$$

$$U_p = 49,18333 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

V-2-2-5- Calcul des pertes de charge :

a. Pertes de charge cotée tube :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \cdot n_t \cdot G_t^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{f_t \cdot L}{d_i \cdot \phi_t} + 2 \right] \text{ [Kg / cm}^2\text{]}$$

AN:

$$n_c = 1, n_t = 2, G_t = 747782,91524 \text{ kg / h.m}^2, f = 0,00820, d = 22,02089,$$

$$\Phi_t = 0,99137, L = 4,87680 \text{ m}, d_{in} = 0.01483 \text{ m}.$$

On trouve :

$$\Delta P_t = 0,00019 \text{ kg / cm}^2.$$

b. Pertes de charge cotée calandre :

$$\Delta P_c = \frac{n_c \cdot f' \cdot G_c^2 (N_c + 1) D_c}{1.271 \cdot 10^{15} \cdot d' \cdot D_{eq} \cdot \phi_c} \text{ [Kg / cm}^2\text{]}$$

$$n_c = 1, G_c = 241184,24869 \text{ kg/h.m}^2, f' = 0.1500, d' = 28,98568,$$

$$\Phi_c = 0.99335, D_{eq} = 0.01829 \text{ m}.$$

On trouve:

$$\Delta P_c = 0.00026 \text{ kg / cm}^2.$$

CHAPITRE VI

DIMENSIONNEMENT DU BALLON DE REFLUX

VI- Dimensionnement du ballon de reflux 40-B-04 :

VI-1- Introduction :

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

VI-2- Donnée de départ :

Débit de la charge [kmol/h]	81,36368
Débit de distillat [kmol/h]	26.74160
Débit de reflux froid [kmol/h]	54,62208
Température dans le ballon [°C]	30.00000
Pression dans le ballon [atm]	13.06262
La nature de la charge	liquide
Taux de reflux optimale	2,04259

Tableau VI.30 : Les données de ballon de reflux

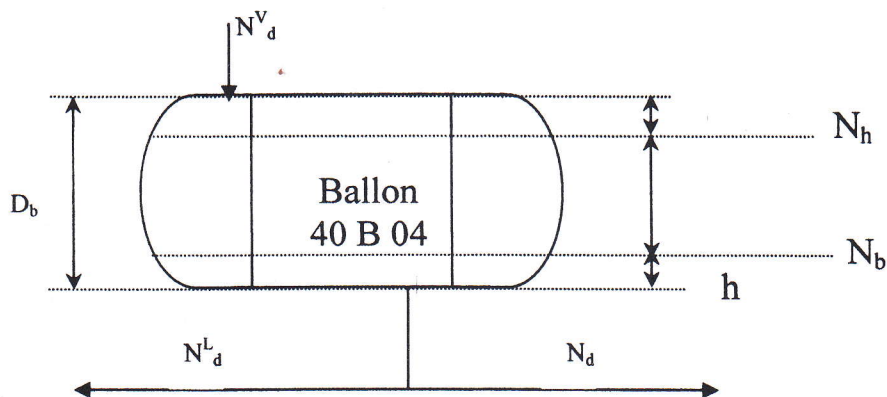


Fig (01,VI) : ballon de reflux

VI-3- Ordre de calcul :

Pour le cas d'une condensation totale du produit de tête de la colonne, la méthode proposée ci après : [1].

- a. Calcul de la masse volumique de distillat à $T_b = 30\text{ °C}$

En utilisant l'équation suivante :

$$\rho^t = \rho_4^{20} - \alpha (t - 20)$$

Où :

ρ_4^{20} : la masse volumique à 20°C.

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132\rho_4^{20}$$

Avec:

$$1/\rho_{4,moy}^{20} = \sum (X'_{d,i} / \rho_{4,i}^{20})$$

Donc :

$$\rho_4^{30} = 0.483978691 \text{ g/cm}^3 = 483.9786907 \text{ kg/m}^3$$

$$N'_d = 26.74160 * 43.48590 = 1162,88245 \text{ kg/h}$$

$$N''_d = N'_d / \rho_4^{30}$$

$$N''_d = 1162,882447 / 483.97869 = 2.4027554 \text{ m}^3/\text{h}$$

b. réserve correspondante à 5 min de soutirage :

$$V_1 = (N''_d * 5) / 60$$

$$V_1 = 0.20023 \text{ m}^3$$

c. réserve correspondante à 3min de reflux de tête :

$$V_2 = (3 R_f * N''_d) / 60$$

$$V_2 = 0,24539 \text{ m}^3$$

Donc le volume totale entre le point haut et bas est égale :

$$V_T = 2*(V_1 + V_2) = 0.891243 \text{ m}^3$$

d. Calcule de diamètre :

L'hypothèse $L_b = 3 D_b$, donne une première approximation sur le diamètre du ballon.

$$D_b = 0.75 (V_T)^{1/3}$$

$$D_b = 0,72176 \text{ m}$$

Le diamètre réel du ballon est $D_b = 0,72176 + 0.09 = 0,81176 \text{ m}$

e. Longueur du ballon

✓ Calcule de rapport h/R

$$R = D_b / 2$$

$$R = 0.81176 / 2$$

$$R = 0.40588 \text{ m}$$

$h = 0.2 \text{ m}$: hauteur des segments circulaires supérieur et inférieur

$$h/R = 0.2 / 0.40588 = 0.49275$$

Pour cette valeur de h/R Le tableau d'évaluation (annexe 4) [1] donne pour la valeur de l'air du segment.

$$S = 0,60116 R^2$$

$$S = 0,60116 * (0,40588)^2 = 0,099034 \text{ m}^2$$

✓ L'aire de deux segment :

$$S' = S * 2$$

$$S' = 0,19806 \text{ m}^2$$

✓ l'aire entre le NB et NH :

$$F = \pi R^2 - S'$$

$$F = \pi * 0,40588^2 - 0,19806 = 0,31947 \text{ m}^2.$$

Donc on déduit la longueur du ballon :

$$L_b = V_T / F$$

$$L_b = 0,89124 / 0,31947 = 2,78972 \text{ m}$$

✓ vérification de rapport L_b/D_b

$$L_b/D_b = 2,78972 / 0,81176 = 3,43663 \text{ m.}$$

f. L'épaisseur de ballon :

L'épaisseur de ballon se détermine par la formule classique des réservoirs cylindrique sous pression :

$$e = P * R / ((\alpha * T) - (0,6 * P))$$

Où :

e : en [mm]

P : pression de service (kg/mm^2) = 13.06262 atm = 0,13497 kg/mm^2

R : rayon du ballon = 405,88050 mm

T : taux de fatigue de métal = 12.3 kg/mm^2

α : coefficient de soudure = 1.00 : si radiographie intégrale.
= 0.85 : si radiographie par points.
= 0.70 : sans radiographie.

$$e = 0,13497 * 405,88050 / ((0,85 * 12,3) - (0,6 * 0,13497))$$

$$= 5,28069 \text{ mm}$$

On admettra une surépaisseur de 3 mm pour la corrosion

Donc : $e = 5,28069 + 3 = 8,28069 \text{ mm.}$

CHAPITRE VII

DIMENSIONNEMENT DE LA POMPE

Introduction :

Dans toutes les branches de l'industrie pétrolière on utilise des pompes. Les pompes sont des machines hydrauliques qui servent à déplacer des liquides d'une pression faible à une autre pression plus élevée. Au de leur moteur point de vue du fonctionnement, les pompes transforment l'énergie mécanique de leur moteur d'entraînement d'une pompe consiste à produire une différence de pression entre l'entrée et la sortie du liquide (entre l'aspiration et le refoulement).les organe actif...

tout les pompe sont divisées en deux catégories principales selon le mode de leur fonctionnement[01]:

- Les pompes volumétriques.
- Les pompes centrifuges.

VII- Calcul de la pompe (40-PM-07) :

Le choix de quelle pompe centrifuge se fait, en basant sur les calculs de la puissance hydraulique.

VII-1- Les données de départ :

Débit de distillât $N_d + N_d^L$ [kg/h]	3538.17293
Pression de tête de la colonne P_s [atm]	13.56262
Pression de ballon de reflux P_b [atm]	13.06262
Pression de ballon de stockage P_{st} [atm]	13.50000
Hauteur de refoulement h_r [m]	23.04000
Hauteur de l'aspiration h_{as} [m]	19.20000
Hauteur de ballon de stockage h_{st} [m]	01.00000
Masse volumique de distillât ρ [kg/m ³]	495.70351
Diamètre intérieur [m]	0.08000
Diamètre pipe [m]	0.08500
Longeur des tubes vers stockage [m]	250

Tableau 31.VII : Les données de départ pour dimensionnement de la pompe.

VII-2- Détermination des longueurs équivalentes :

a. Calcul de la vitesse du fluide

$$v = \frac{N_d^V \times 4}{\rho \times \pi \times d_{in}^2}$$

$$v = 1419.99627 \text{ m / h}$$

$$= 0,39444 \text{ m / s.}$$

b. Longueur équivalente à l'aspiration de la pompe.

☞ Longueur équivalente linéaire [17]:

$$f = f(Re) = 64 / Re$$

$$f = 1.32565.$$

$$K_l = f / D = 1.32565 / 0.0800 = 16.57060$$

☞ Longueur équivalente singulier :

❖ Exemple pour le Filtre (m)

$$l_e = k \frac{v^2}{2.g}$$

$$k = 0.65$$

Les résultats des divers composant sont présentés dans le tableau suivant :

	K	l_{eq} [m]
Filtre	0.6500	0.00515
Coude 90°	2.41459	0.01915
Vanne	0.05000	0.00040
Linier	16.57060	2.52296

Longueur équivalente totale a l'aspiration L_{eq}

$$\sum l_{eq.pert1} = 0.00515 + 0.01915 + 0.0004 + 2.52296 = 2.54766 \text{ m.}$$

$$L_{asp} = (P_b / \rho * g) + h_a = 19.20272 \text{ m.}$$

$$L_{eq.asp} = 19.200272 - 2.54766$$

$$L_{eq.asp} = 16.65507 \text{ m}$$

c. Longueur équivalente au refoulement de la pompe :

On chois le refoulement le plus grand entre le refoulement vers stockage (dans les sphère) et le refoulement vers colonne comme suite :

	K	N ^{br}	l_{eq} [m]
longueur equi Vanne	0.05000	2	0.00079
longueur equi coude 90°	2.41459	2	0.03830
longueur equi clapet	1.70000	1	0.01348
longueur equi Tees	0.10000	1	0.00079
Vanne automatique	3.90000	2	0.06185

$$\sum l_{eq.pert2} = 0.11522 \text{ m.}$$

☞ Pour le refoulement vers les sphère :

$$l_{eq.lin.sp} = 32.85101 \text{ m}$$

$$\sum l_{eq,r1} = \sum l_{eq,pert2} + l_{eq,lin.sp} = 0.11522 + 32.85101 = 32.96623$$

$$l_{ref.sp} = (P_{sp} / \rho * g) + h_{sp} = 1.00281$$

$$\begin{aligned} L_{eq.sp} &= L_{ref.sp} + \sum l_{eq,r1} \\ &= 32.96623 + 1.00281 = 33.96904 \text{ m.} \end{aligned}$$

☞ pour le refoulement vers la colonne :

$$l_{eq,lin.c} = 3.02755 \text{ m}$$

$$\sum l_{eq,r2} = 0.11522 + 3.02755 = 3.14276 \text{ m}$$

$$l_{ref.c} = (P_s / \rho * g) + h_c = 23.04283$$

$$\begin{aligned} l_{eq.c} &= L_{ref.c} + \sum l_{eq,r2} \\ &= 3.14276 + 23.04283 = 26,18559 \text{ m.} \end{aligned}$$

Alors on chois le refoulement le plus grand

$$L_{eq,r} = L_{eq.sp} = 33,96904 \text{ m.}$$

VII-3- Puissance hydraulique

$$P_u = (L_{eq,ref} - L_{eq,asp}) * N'_d{}^V * g$$

$$P_u = (33.96904 - 16.65507) * 0.98283 * 9.81$$

$$P_u = 166.93303 \text{ w} = 0.16693 \text{ Kw.}$$

VII-4- Puissance consomme :

$$P_c = P_u / \eta$$

$$P_c = 0.16693 / 0.85 = 0.19639 \text{ Kw}$$

résumé générale

Résumé :

Pour la colonne :

Cette dimensionnement de la colonne est demandé plusieurs des calculs pour obtenir les paramètres de distillat, résidu et les dimensions de la colonne. On conclut tout ça dans le tableau suivant :

LA ZONE	ALIMEN- TATION	RECTIFICATION			EPUISEMENT		
Constituants	X_a	X_d	X_d^V	X_d^L	X_r	X_r^V	X_r^L
C_1H_4	0.00790	0.01318	0.01318	0.01318	0.00000	0.00000	0.00000
C_2H_6	0.01170	0.01952	0.01952	0.01952	0.00000	0.00000	0.00000
C_3H_8	0.58130	0.96500	0.96500	0.96500	0.00725	0.01606	0.01447
<i>i</i> - C_4H_{10}	0.13790	0.00230	0.00230	0.00230	0.34077	0.39560	0.38570
<i>n</i> - C_4H_{10}	0.26120	0.00000	0.00000	0.00000	0.65198	0.58834	0.59984
Débit [Kg/h]	2200	1162.882	3538.172	2375.290	1037.117	4694,350	5731,467
Pression [atm]	16.0000	13.06262	13.56262	13.06262	13.56262	13.56262	13.56262
Température [°C]	54.34	30.00	37.00	30.00	90.00	90.00	81.1111
Diamètre [m]	0.51126						
Hauteur [m]	22.25563						
N ^{br} de plateaux	34						

Pour le rebouilleur

Les résultats de calcul de rebouilleur sont illustrés dans le tableau suivant :

Côté tubes		Côté calandre	
Section passage	$a_t = 0.01071 \text{ m}^2$	Section passage	$a_{ct} = 0.01935 \text{ m}^2$
Vitesse massique	$G_t = 961810.80622 \text{ kg / h m}^2$	Vitesse massique	$G_c = 296199.87889 \text{ kg / h m}^2$
Rynolds	$Re_t = 25933.91683$	Rynolds	$Re_c = 22763.86787$
Coefficient global de transfert propre U_p	$U_p = 241.37682 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$	Diamètre calandre	$D_c = 0.38700 \text{ m}$
Coefficient global de transfert sale U_s	$U_s = 186.29099 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$	Diamètre équivalent	$D_{eq} = 0.02407 \text{ m}$
Perte de charge	$\Delta P_t = 0.00001 \text{ kg/cm}^2$	Perte de charge	$\Delta P_c = 2.67507 \cdot 10^{-06} \text{ kg/cm}^2$
Surface d'échange [m^2]	$16,85521 \text{ m}^2$		

Pour le condenseur

Les résultats de calcul de condenseur sont illustrés dans le tableau suivant :

Côté tubes		Côté calandre	
Section passage	$a_t = 0.29186 \text{ m}^2$	Section passage	$a_{ct} = 0.01467 \text{ m}^2$
Vitesse massique	$G_t = 747782.91524 \text{ kg / h m}^2$	Vitesse massique	$G_c = 241184.24869 \text{ kg / h m}^2$
Rynolds	$Re_t = 327707.46551$	Rynolds	$Re_c = 149451.29384$
Coefficient global de transfert propre U_p	$U_p = 49.18333 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$	Diamètre calandre	$D_c = 0.48900 \text{ m}$
Coefficient global de transfert sale U_s	$U_s = 210.73605 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$	Diamètre équivalent	$D_{eq} = 0.01829 \text{ m}$
Perte de charge	$\Delta P_t = 0.00019 \text{ kg/cm}^2$	Perte de charge	$\Delta P_c = 0.0026 \text{ kg/cm}^2$
Surface d'échange [m^2]	$64,06892 \text{ m}^2$		

Pour le ballon de reflux :

Les résultats de calcul de ballon de reflux sont illustrés dans le tableau suivant :

Diamètre	Longueur	Epaisseur
0.81176 m	2.78972 m	$8.28069 \cdot 10^{-3}$ m

CONCLUSION

&

RECOMMENDATION

Conclusion générale :

Le présent travail a été développé à l'université Kasdi Merbah – Ouargla avec département de SONATRACH région de Oued Noumer.

La théorie de procédé joue un rôle très important dans l'industrie de traitement des hydrocarbures, ces procédés basées sur le transfert de matière et de chaleur.

La maîtrise dans l'industrie est mette des connaissances pratiques qui donnée la possibilité de vue comment il fait construire et fonctionne les équipements.

Pour répondre aux besoins constamment croissants de propane, à cause de retard de lévration, il exige de prévoir d'installation une unité de dépropanisation pour satisfaire sa consommation de propane.

La section de dépropanisation est proposé au niveau de l'unité de GPL et composé d'une colonne à plateaux, d'un rebouilleur, d'un condenseur, d'un ballon de reflux et d'une pompes, les calcule de dimensionnement effectuées manuellement ces équipements, nous donnent des bonnes résultats permettent d'obtenir une production de distillat contient 99% de propane est qui conformé aux normes demandées.

A la lumière des résultats de calcules obtenues, on peut conclu que ce travail c'est un avant projet nécessaire pour réalisation de cette modification au niveau de l'unité de GPL de Oued Noumer pour éviter le manque de propane au niveau de la région de Ghardaïa.

Recommandations :

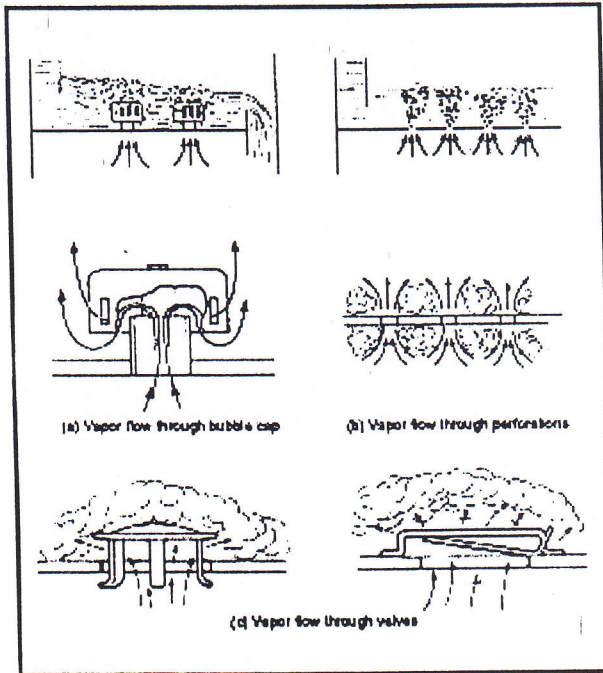
- ✓ Créer une banque de données englobant toutes les données des installations.
- ✓ Etudier les méthodes de calcul pour la résolution de ce type des problèmes dans l'université.
- ✓ Procéder à une autre étude est dimensionner les Cigarettes de stockage de propane obtenu.
- ✓ Fait une étude économique pour obtenir les coûts des installations.

Bibliographie

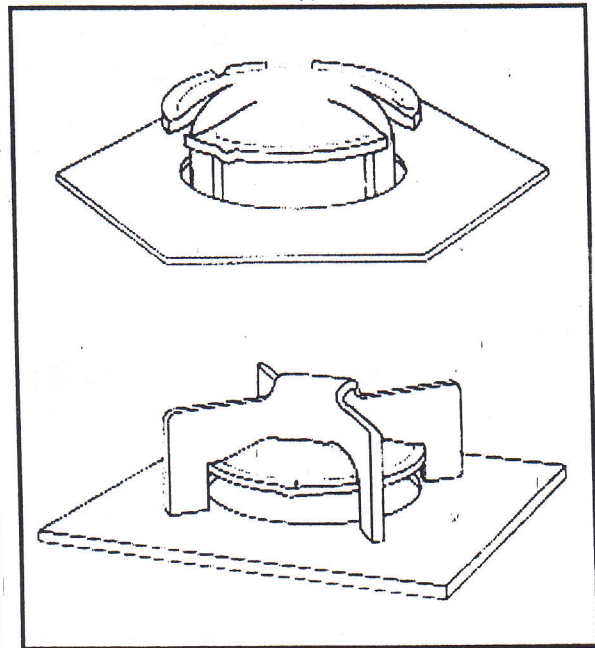
01. P. Wuithier. Raffinage et génie chimique, Tome I et II. Edition Technip Paris 1972.
02. Les techniques d'ingénieur. J2610, J2623, J2626.
03. Revue trimestrielle de Sonatrach. Revue n°15. Decembre 2002.
04. Manuel opératoire du Oued Noumer.
05. Conférence sur Le GPL. Hassi Messaoud. Janvier 2000.
06. Revue trimestrielle de Sonatrach. Mars 1997.
07. B.Molay. manuelle d'activité direction ONR .03-2005
08. J.Padet. Echangeur de thermique. Edition Masson Paris 1994.
09. S.Salah. Cours de 4^{ème} année. Transfert de chaleur U.Ouargla 2004~2005.
10. Perry's. Chemical Engineers Handbook. 7 edition. Tes McGraw-Hill companies. 1999
11. Applied Process Design. 2nd edition.
12. F.Henri. Principes fondamentaux de génie des procédés et de la technologie chimique. Edition TEC & DOC lavoisier. 1997.
13. Engineering Data book. Naturel gaz processed. 11nd edition Tome I & II.
14. D.Zahra. étude de dimensionnement d'une section de dépropaniseur dans l'unité de GPL de Guellala région HBK. Mémoire de fin d'étude, spécialité chimie industrielle option génie chimique. Université de Ouargla 2002~2003.
15. B.Hamoudi. Optimisation des paramètres de marche de la section fractionnement de l'usine GLA/HBK. Mémoire de fin d'étude, spécialité chimie industrielle option génie chimique. Université de Ouargla 1998~1999.
16. N.Issam & B.Ahmed. détermination des paramètres opératoires de débutaniseur dans le but de réduire le bilan énergétique de l'installation. Mémoire de fin d'étude, spécialité chimie industrielle option Raffinage. Université M'Hamed Bougara de Boumerdes 2004~2005.

ANNEXE

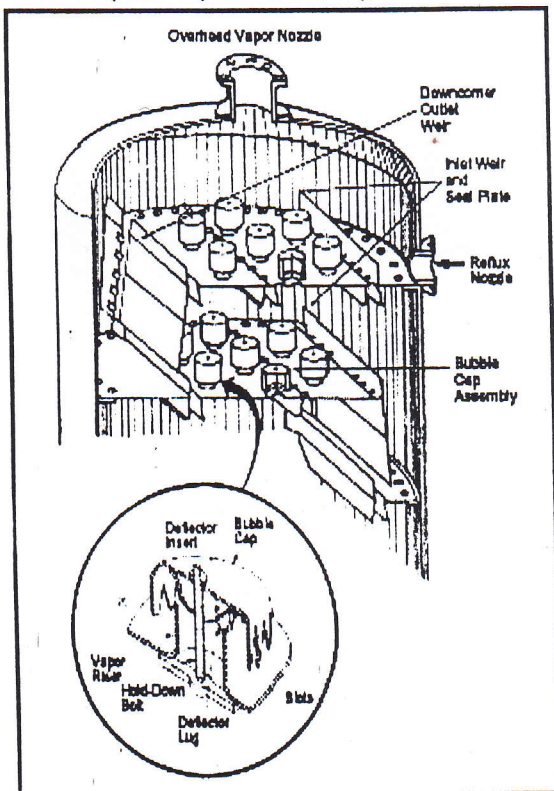
Flow Through Vapor Passages²⁸



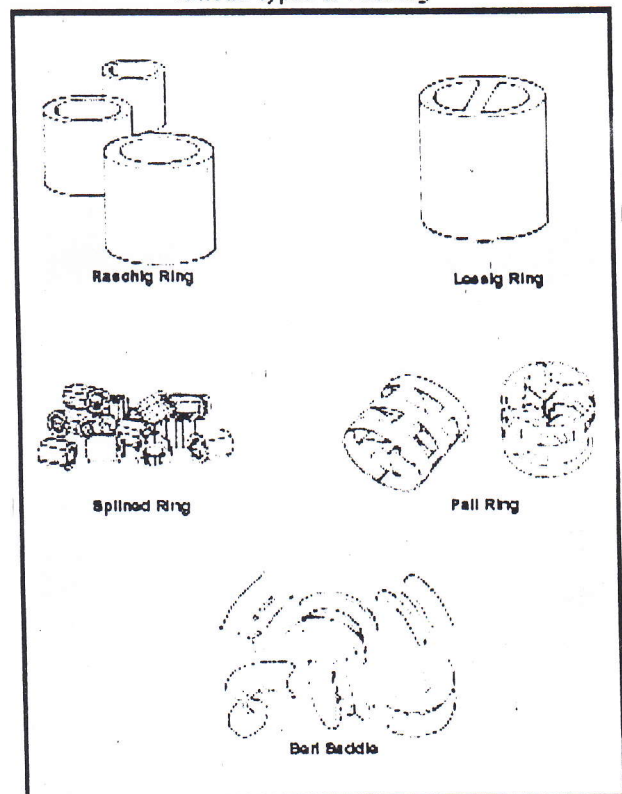
Valve Types²⁸



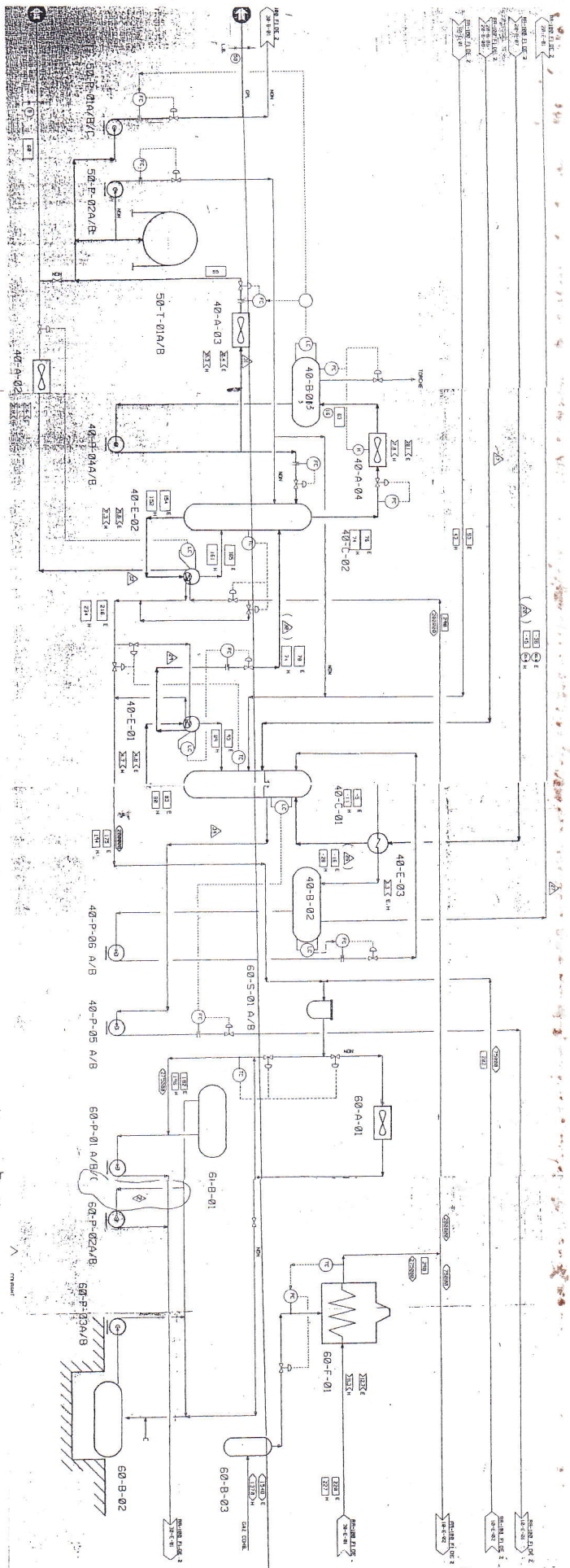
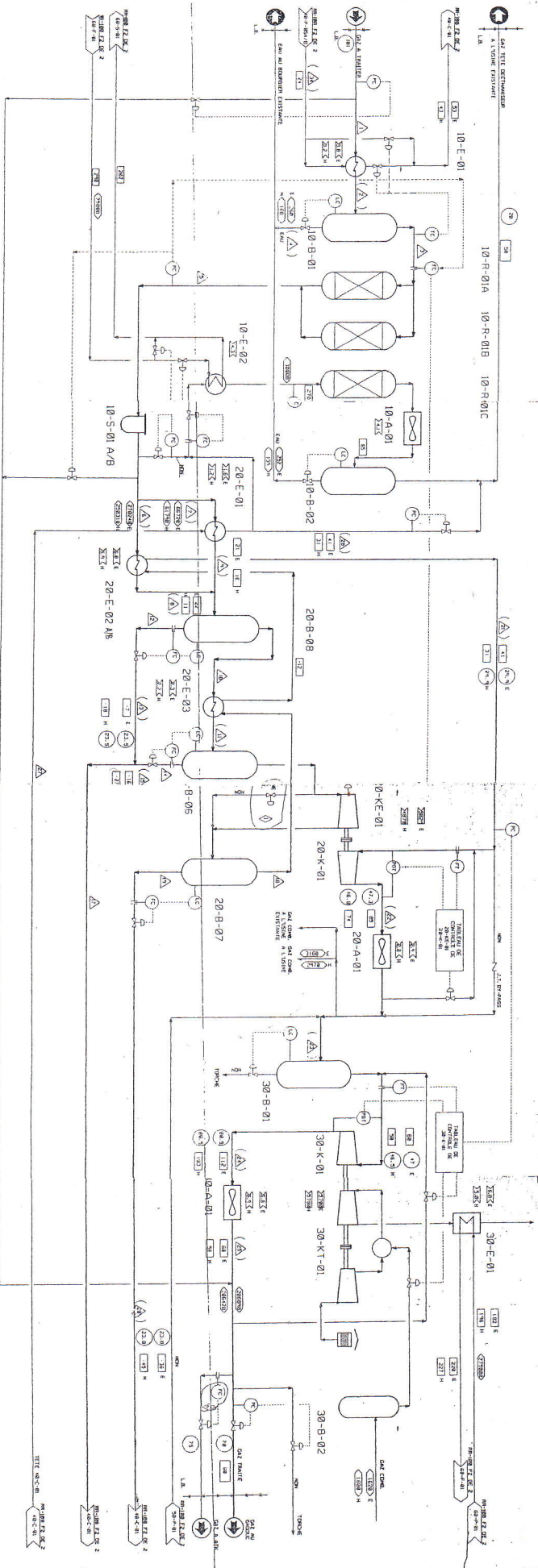
Top Two Trays of a Bubble-cap Column²⁸

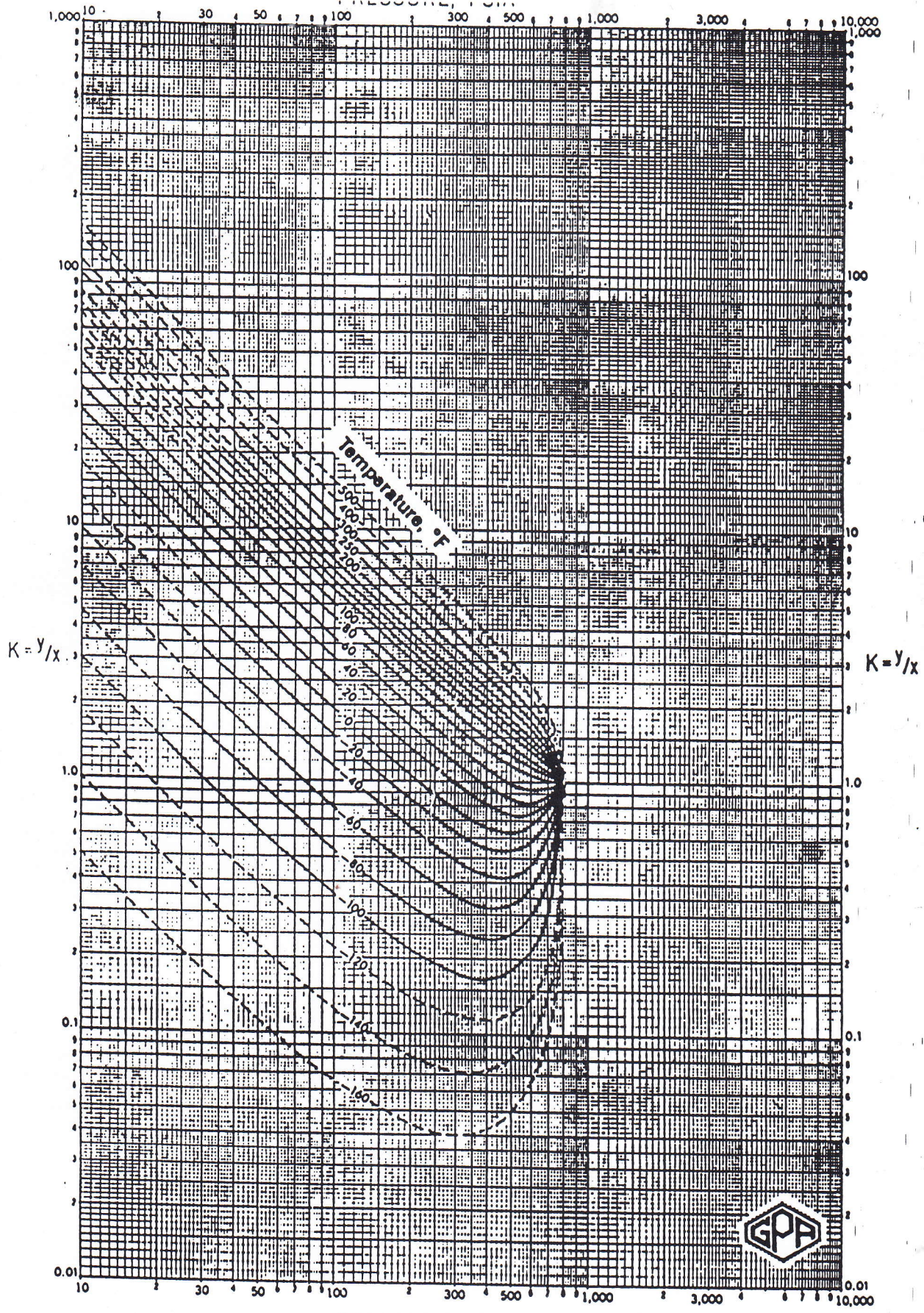


Various Types of Packing²⁸



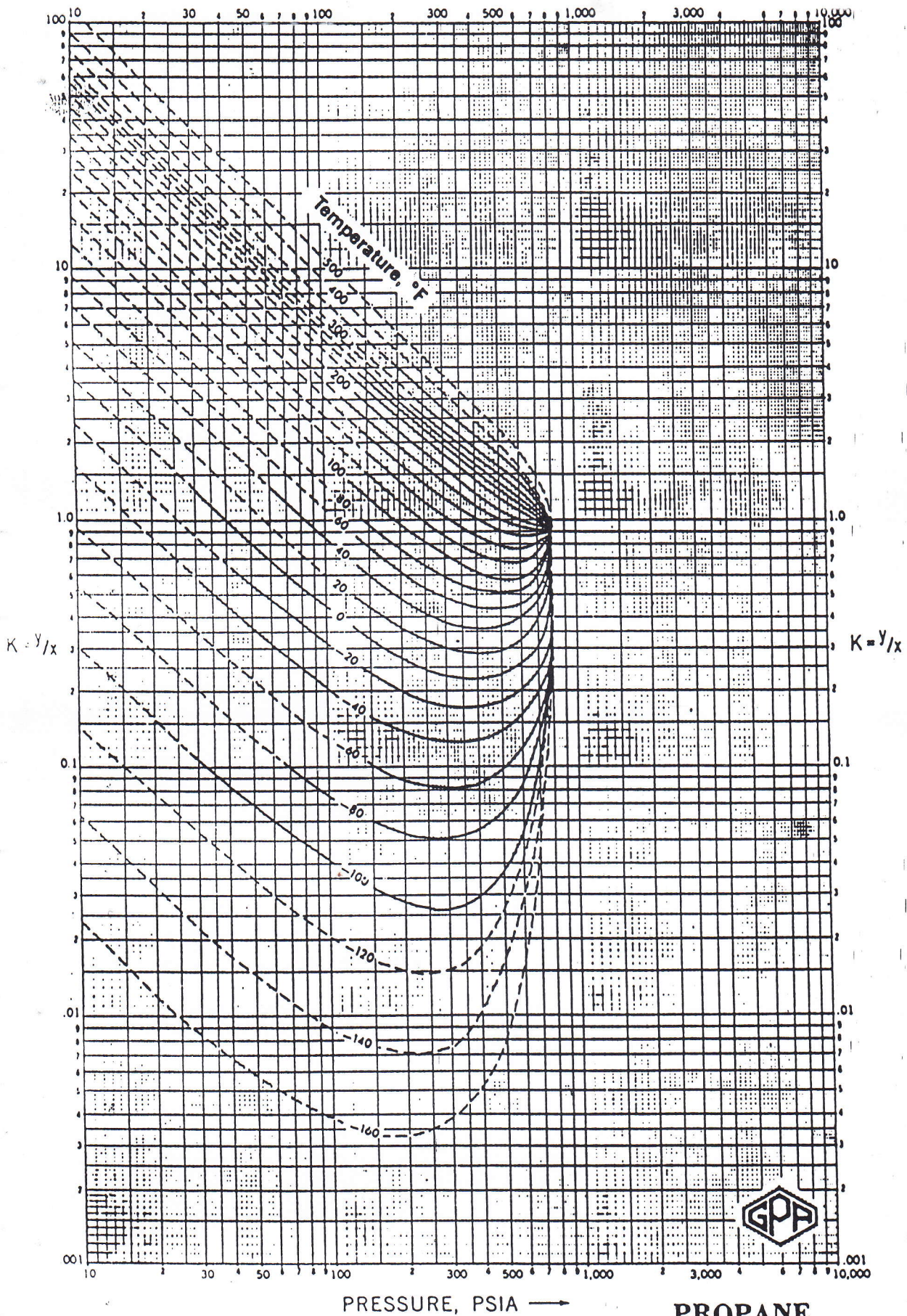
Exemple des plateaux et garnissages





PRESSURE, PSIA →

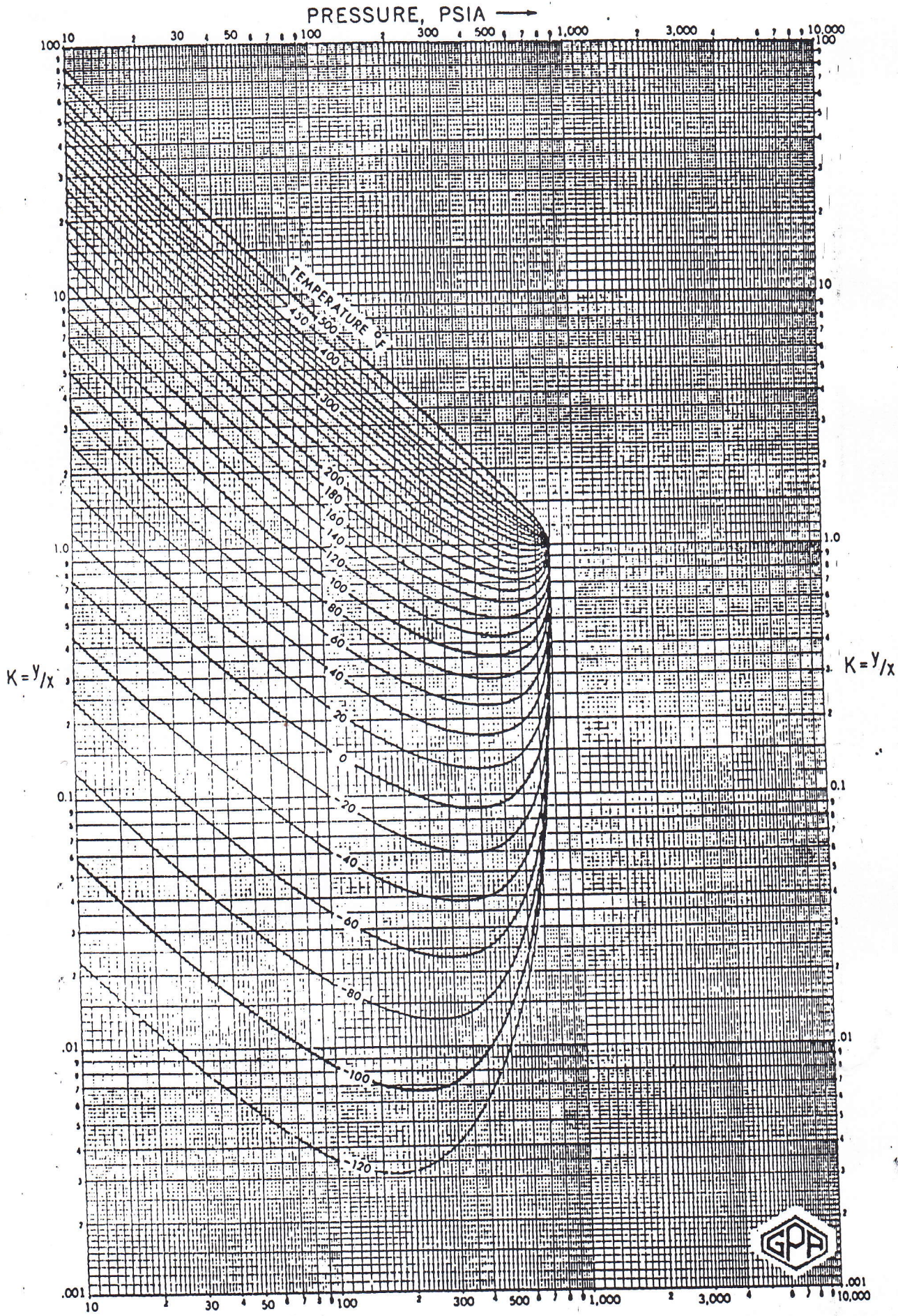
ETHANE
 CONV. PRESS. 800 PSIA



PRESSURE, PSIA →

25-28

PROPANE
 CONV. PRESS. 800 PSIA



PRESSURE, PSIA →

TEMPERATURE, °F

$K = y/x$

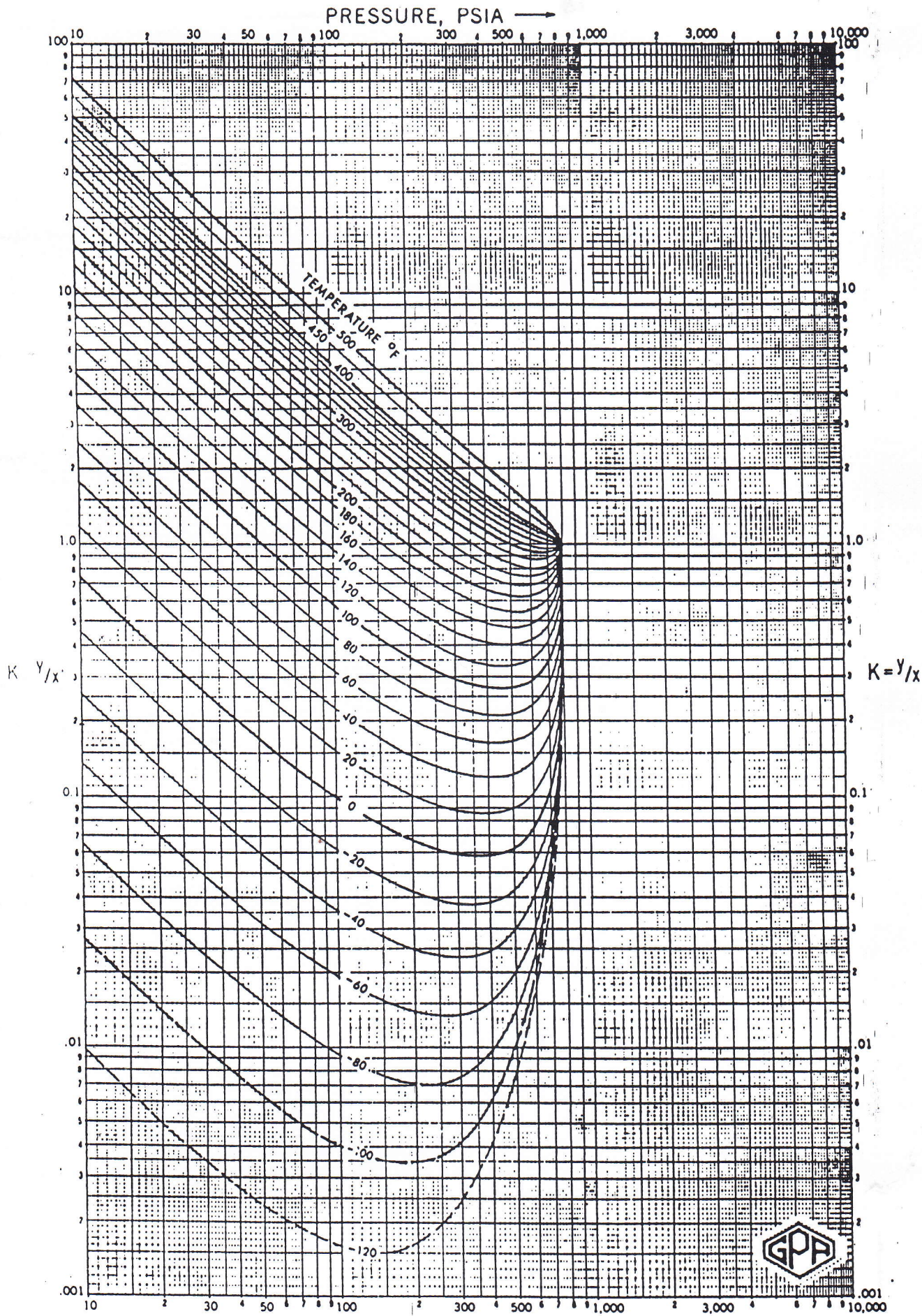
$K = y/x$

PRESSURE, PSIA →

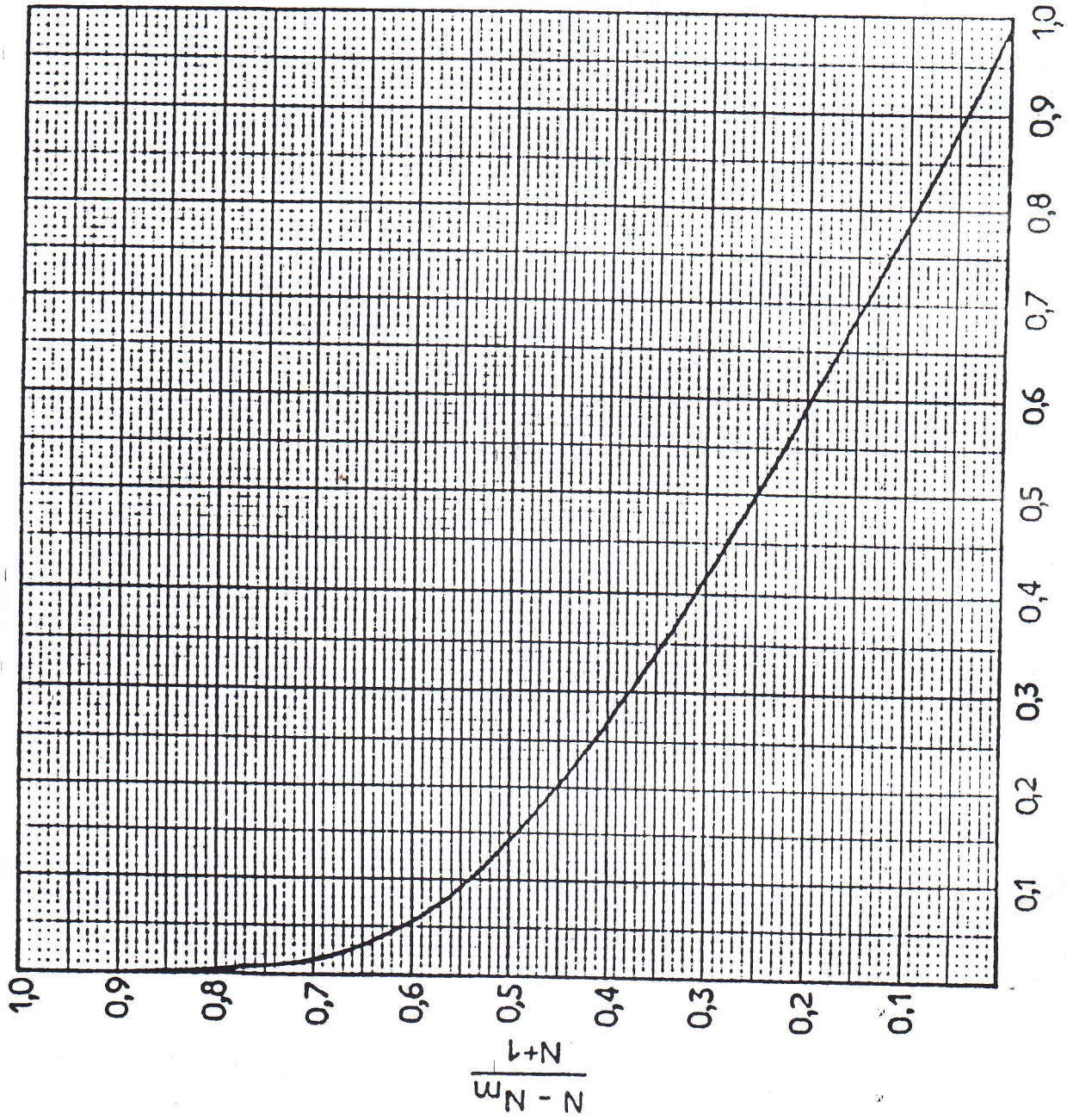
i-BUTANE
 CONV. PRESS. 800 PSIA



Lot
 Dist



n-BUTANE
 CONV. PRESS. 800 PSIA



$$\frac{r_f - r_{fm}}{r_f + 1}$$

FIG. 23-3
Compressibility Factors for Natural Gas¹
Pseudo-reduced Pressure, P_r

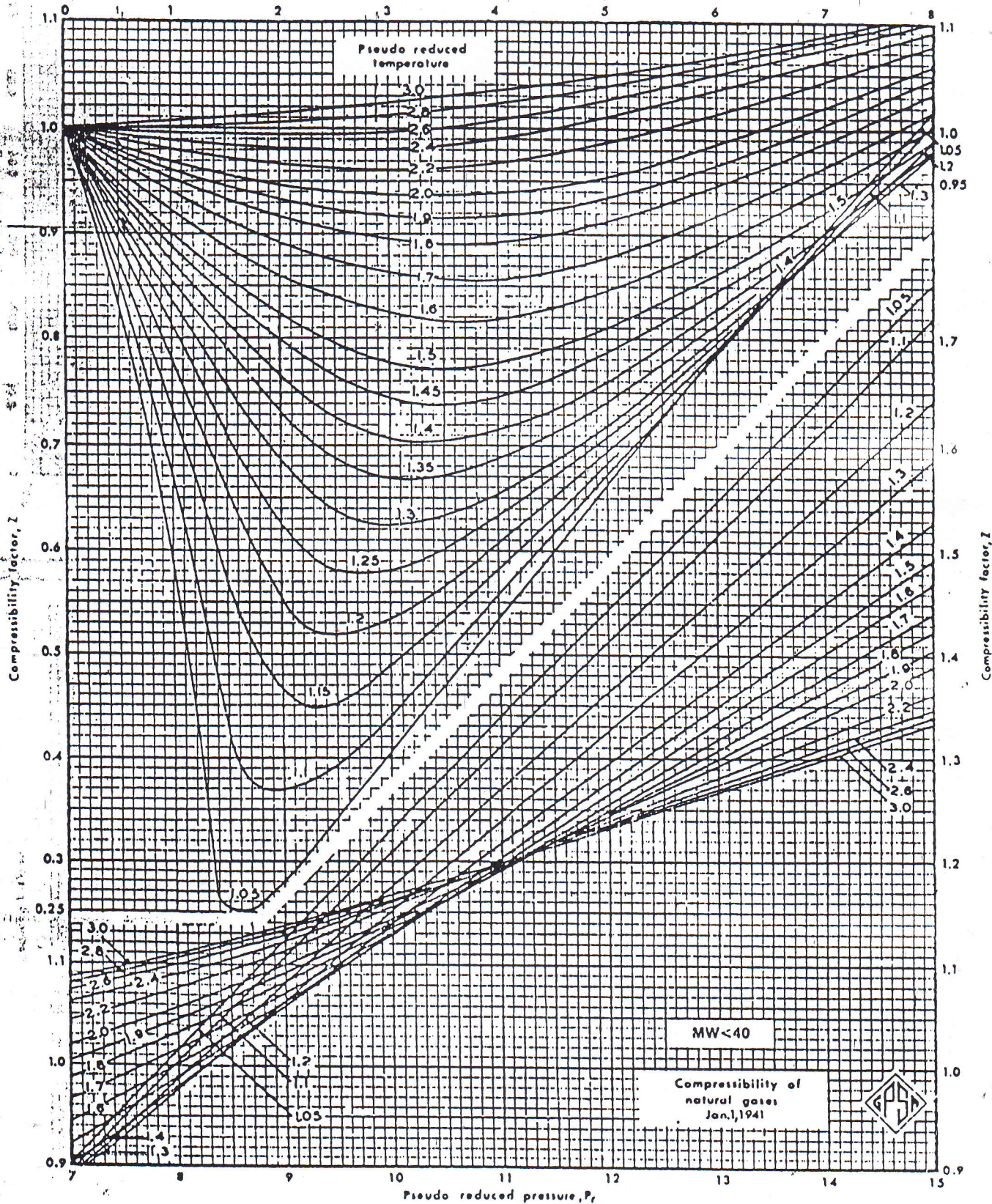
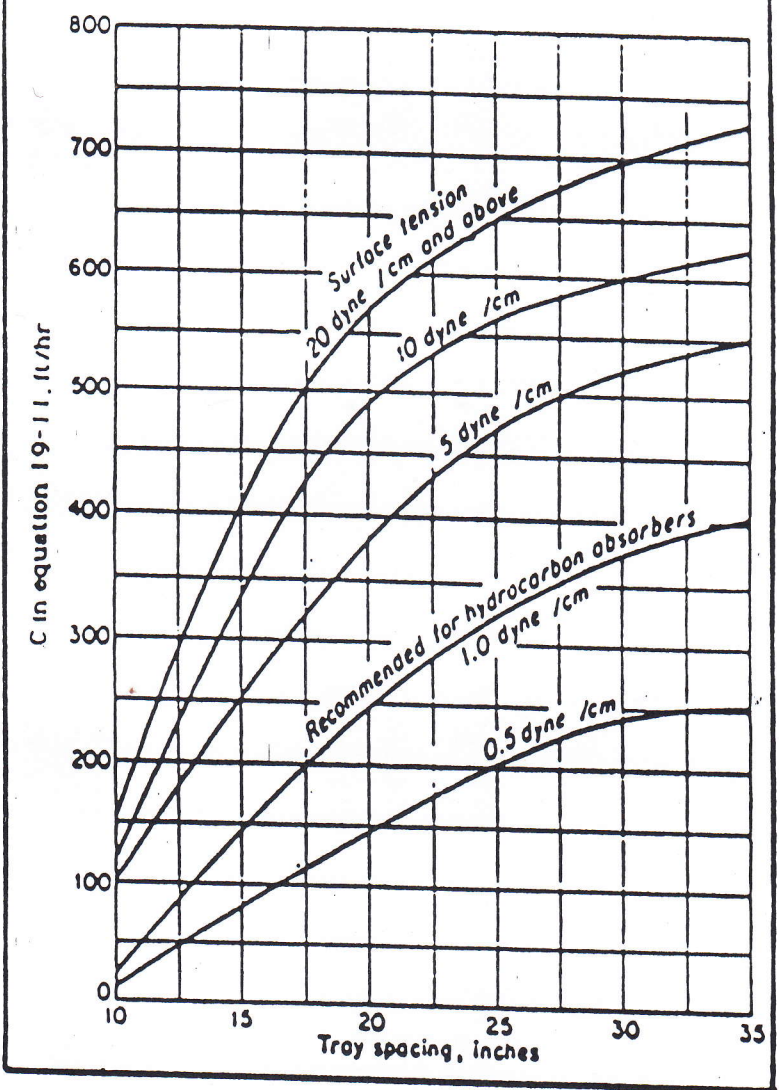


FIG. 19-13
Souders-Brown Correlation
for Approximate Tower Sizing.^a

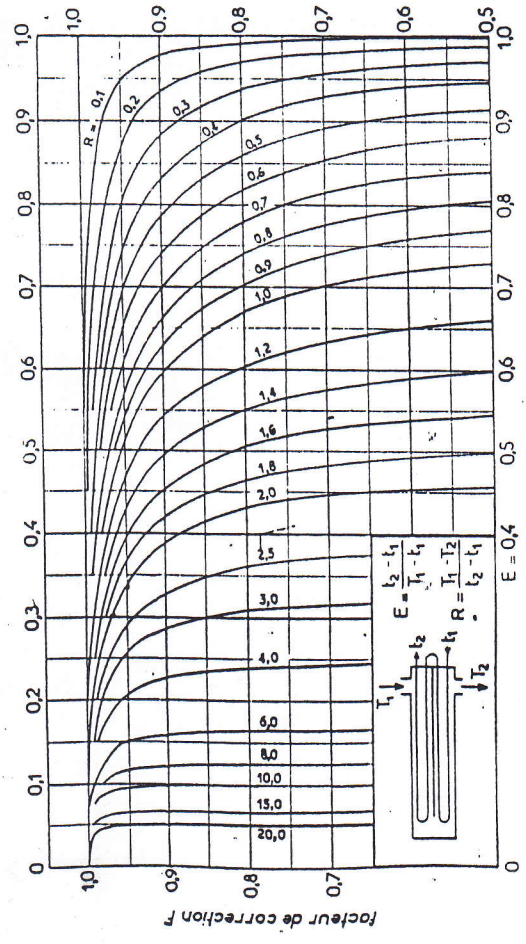
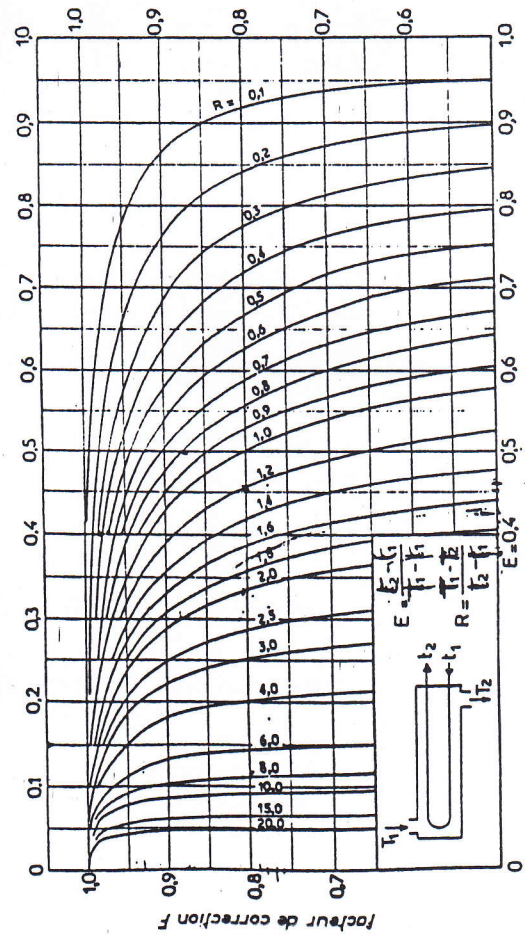
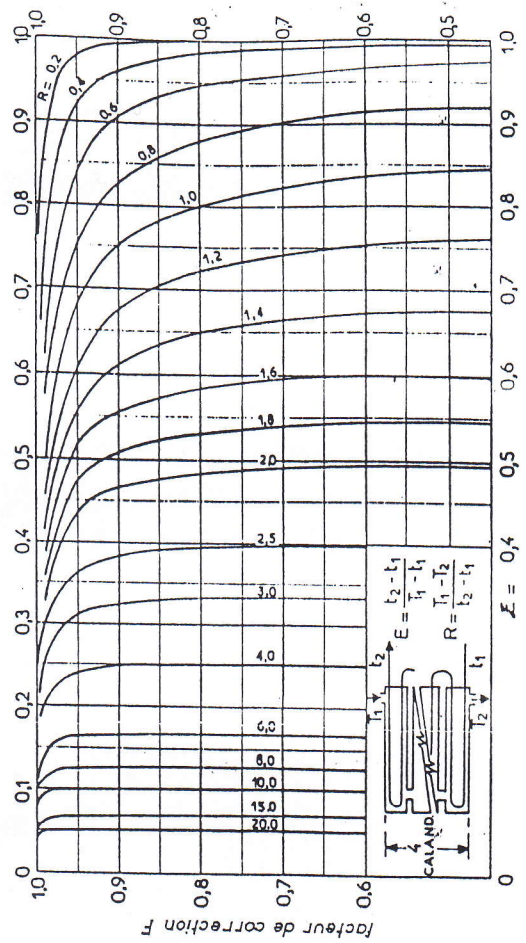
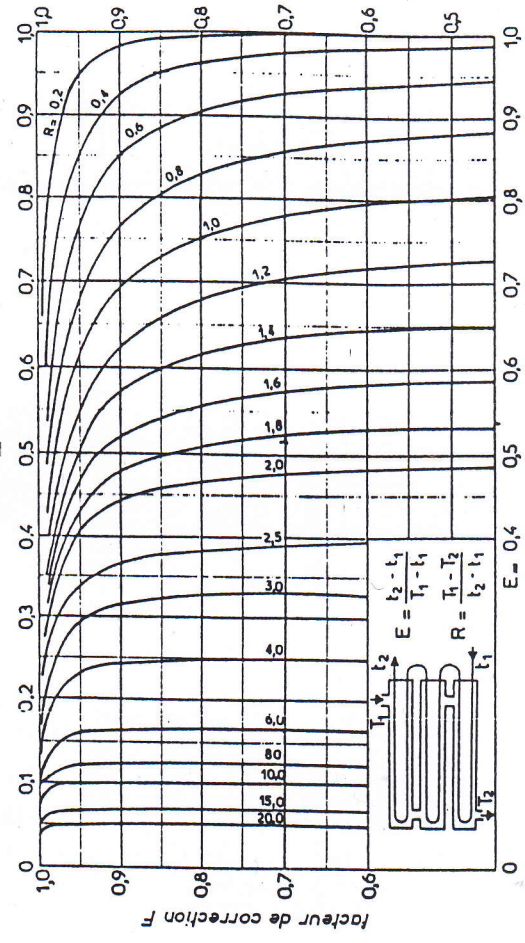


DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _i				nombre de passes : n _i				nombre de passes : n _i			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14			12	10		
10	25,4	52	40	36		32	26			24	22	16	16
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	30	30	22	22
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	40	37	35	31
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	53	51	48	44
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	73	71	64	56
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	90	86	82	78
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	112	106	102	96
23 1/4	60,1	324	308	302	292	208	192	184	184	135	127	123	116
26	63,5	394	370	360	348	252	238	228	222	160	151	140	140
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	188	178	174	166
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	220	209	202	193
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	252	244	238	226
33	83,8	718	680	670	648	400	432	420	414	287	275	268	258
35	88,9	824	780	768	748	518	488	484	472	322	311	304	293
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	362	348	342	336
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600				

DISPOSITION DES TUBES EN TRIANGLE

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 15/16"				Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"			
		nombre de passes : n _i				nombre de passes : n _i				nombre de passes : n _i			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	32	26	24	18	30	24	24		16	16	14	
10	25,4	56	47	42	36	52	40	36		32	26	24	
12	30,5	98	86	82	78	82	76	74	70	52	48	48	44
13 1/4	33,7	114	98	90	86	106	86	82	74	66	58	54	50
15 1/4	38,7	160	140	136	128	138	122	118	110	86	80	74	72
17 1/4	43,9	224	194	188	178	196	178	172	166	118	106	104	94
19 1/4	48,9	282	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54,0	342	314	306	290	302	278	272	260	188	170	164	160
23 1/4	59,1	420	386	378	364	376	352	342	328	232	212	212	202
25	63,5	506	468	446	434	452	422	394	382	282	256	252	242
27	68,6	602	550	536	524	534	488	474	464	334	302	296	286
29	73,7	692	640	620	594	604	556	538	508	376	338	334	316
31	78,8	822	766	722	720	728	678	666	640	454	430	424	400
33	83,8	938	878	852	826	830	774	760	732	522	486	470	454
35	88,9	1068	1004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94,0	1200	1144	1104	1072	1044	1012	980	870	664	632	614	598
39	99,0	1330	1258	1248	1212	1176	1128	1100	1078	730	700	688	672



de correction F en fonction de R et E.

Fig. V.1.14. — Détermination du facteur

FIG. 23-35
Viscosities of Hydrocarbon Liquids

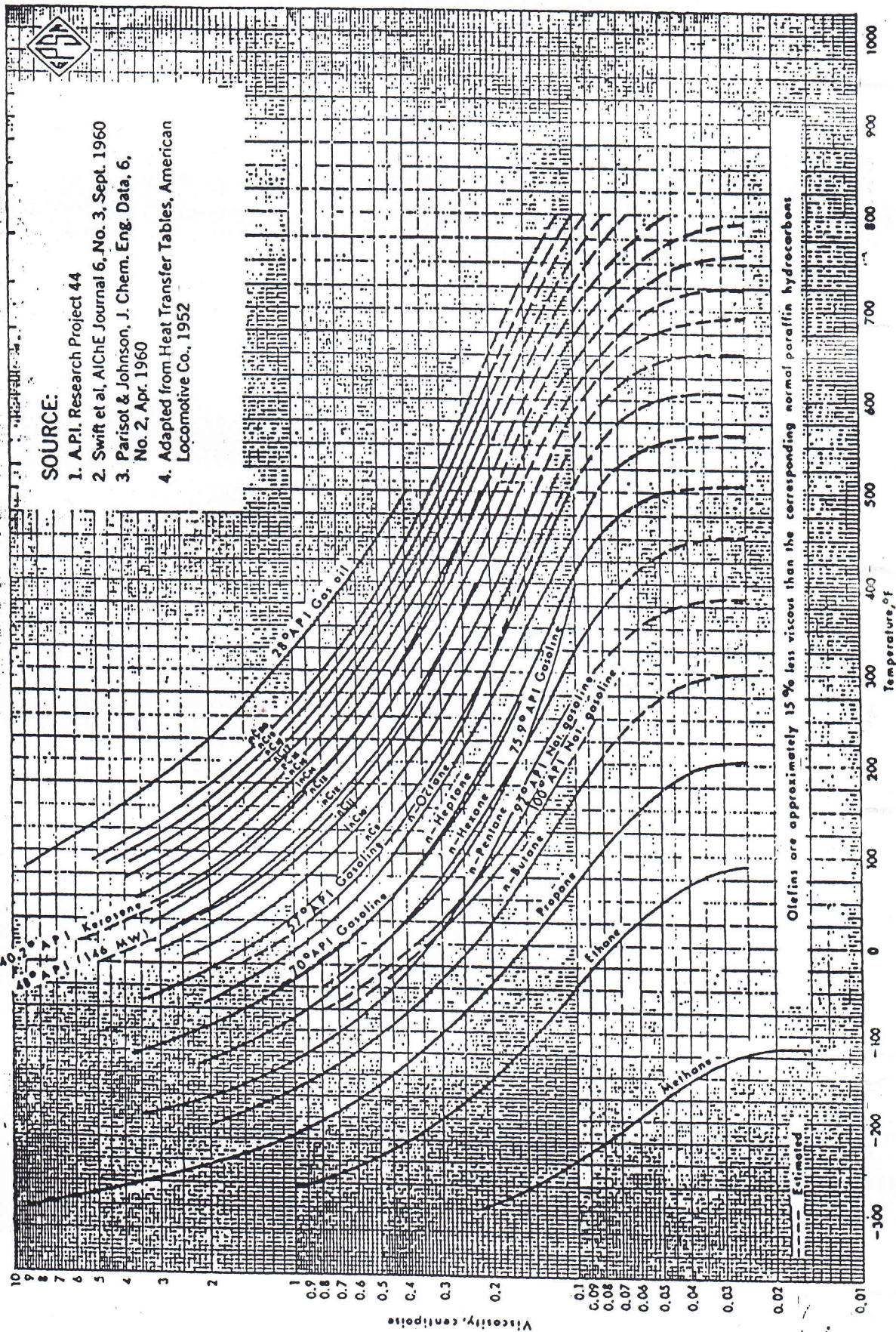


FIG. 13-6

Molar Heat Capacity MC_p (Ideal-Gas State), $Btu/(lb \text{ mol} \cdot ^\circ R)$

* Data source: Selected Values of Properties of Hydrocarbons, API Research Project 44, KMY updated to agree with Fig. 23-2

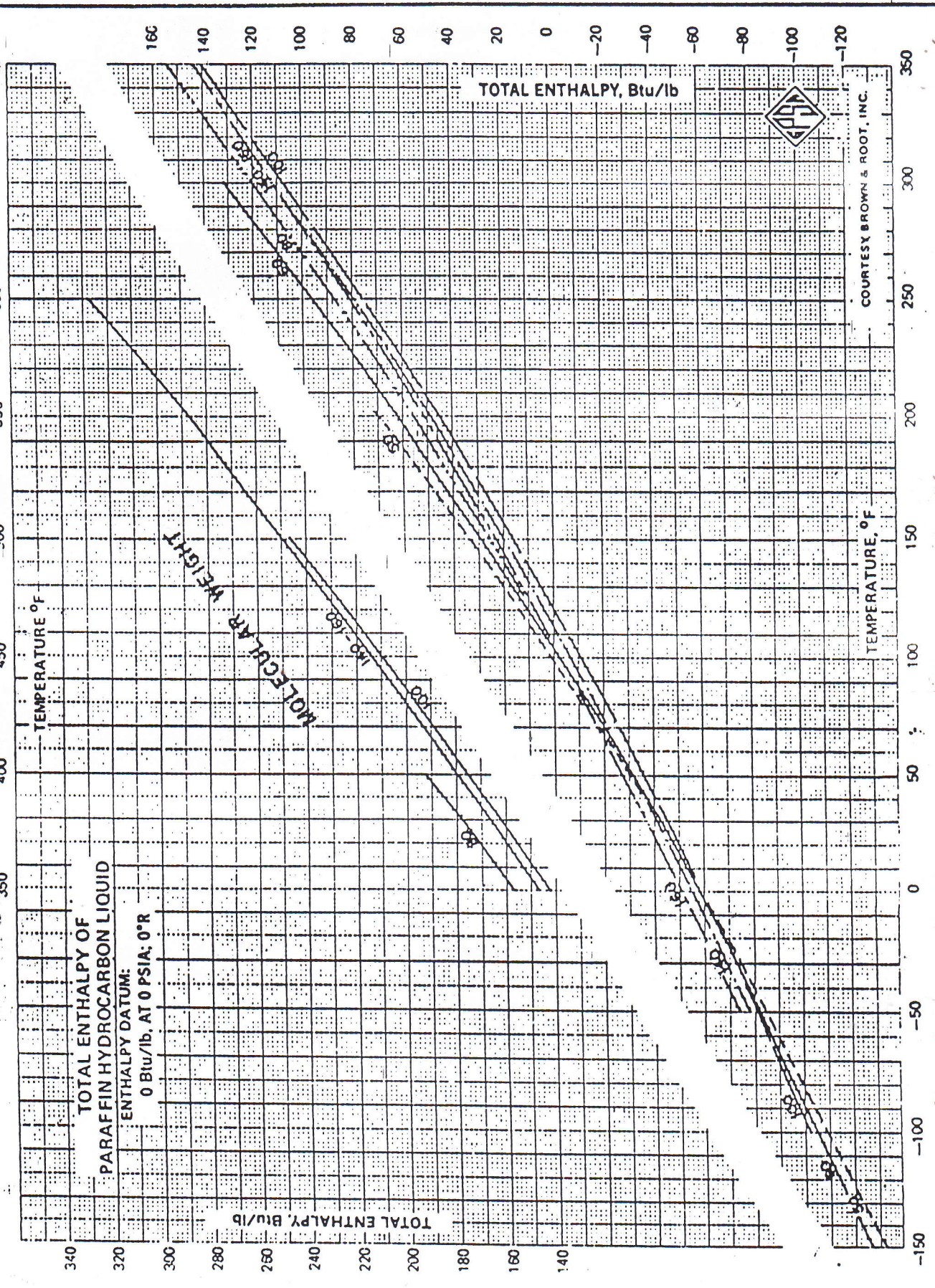
Gas	Chemical formula	Mol wt	Temperature									
			0°F	50°F	60°F	100°F	150°F	200°F	250°F	300°F		
Methane	CH_4	16.043	8.23	8.42	8.46	8.65	8.95	9.28	9.64	10.01		
Ethane (Acetylene)	C_2H_2	26.038	9.08	10.22	10.33	10.71	11.15	11.55	11.90	12.22		
Ethane (Ethylene)	C_2H_4	28.054	9.33	10.02	10.16	10.72	11.41	12.09	12.76	13.41		
Ethane	C_2H_6	30.070	11.44	12.17	12.32	12.95	13.78	14.63	15.49	16.34		
Propene (Propylene)	C_3H_6	42.081	13.63	14.09	14.90	15.75	16.80	17.85	18.88	19.89		
Propane	C_3H_8	44.097	15.65	16.88	17.13	18.17	19.52	20.89	22.25	23.56		
1-Butene (Butylene)	C_4H_8	56.108	17.95	19.59	19.91	21.18	22.74	24.26	25.73	27.16		
cis-2-Butene	C_4H_8	56.108	16.51	18.01	18.34	19.54	21.04	22.53	24.01	25.47		
trans-2-Butene	C_4H_8	56.108	18.84	20.23	20.50	21.61	23.00	24.37	25.73	27.07		
iso-Butane	C_4H_{10}	58.123	20.40	22.15	22.51	23.95	25.77	27.59	29.39	31.11		
n-Butane	C_4H_{10}	58.123	20.80	22.38	22.72	24.08	25.81	27.55	29.23	30.90		
iso-Pentane	C_5H_{12}	72.150	24.91	27.17	27.61	29.42	31.66	33.87	36.03	38.14		
n-Pentane	C_5H_{12}	72.150	25.61	27.61	28.02	29.71	31.86	33.99	36.08	38.13		
Hexane	C_6H_{14}	78.111	15.11	18.11	18.78	20.46	22.45	24.46	26.34	28.15		
n-Hexane	C_6H_{14}	86.177	20.17	22.78	23.30	25.37	27.93	30.45	32.94	35.36		
n-Heptane	C_7H_{16}	100.204	34.96	38.00	38.61	41.01	44.00	46.91	49.81	52.61		
Ammonia	NH_3	17.0305	8.52	8.52	8.52	8.52	8.52	8.53	8.53	8.53		
Air		28.9625	6.91	6.95	6.96	6.96	6.97	6.99	7.01	7.03		
Water	H_2O	18.0153	7.98	8.00	8.01	8.03	8.07	8.12	8.17	8.23		
Oxygen	O_2	31.9988	6.97	6.99	7.00	7.03	7.07	7.12	7.17	7.23		
Nitrogen	N_2	28.0134	6.95	6.95	6.96	6.96	6.96	6.97	6.98	7.00		
Hydrogen	H_2	2.0159	6.78	6.86	6.87	6.91	6.94	6.95	6.97	6.98		
Hydrogen sulfide	H_2S	34.08	8.00	8.09	8.11	8.18	8.27	8.36	8.46	8.55		
Carbon monoxide	CO	28.010	6.95	6.96	6.96	6.96	6.97	6.99	7.01	7.03		
Carbon dioxide	CO_2	44.010	8.38	8.70	8.76	9.00	9.29	9.56	9.81	10.05		

* Exceptions: Ar - Eucken and Kaye; Thermodynamic Properties of Air, Wiley, Juel Printing 1947; Ammonia - Eubor, R. Gröhl, Thermodynamic Properties of Ammonia at High Temperatures and Pressures, Part - Processing, April 1953; Hydrogen Sulfide - J. B. West, Chem. Eng. Progress, 44, 287, 1948.

FIG. 24-16

Total Enthalpy of Paraffin Hydrocarbon Liquid

1954
1953
1952
1951
1950
1949
1948
1947
1946
1945
1944
1943
1942
1941
1940
1939
1938
1937
1936
1935
1934
1933
1932
1931
1930
1929
1928
1927
1926
1925
1924
1923
1922
1921
1920
1919
1918
1917
1916
1915
1914
1913
1912
1911
1910
1909
1908
1907
1906
1905
1904
1903
1902
1901
1900
1954
1953
1952
1951
1950
1949
1948
1947
1946
1945
1944
1943
1942
1941
1940
1939
1938
1937
1936
1935
1934
1933
1932
1931
1930
1929
1928
1927
1926
1925
1924
1923
1922
1921
1920
1919
1918
1917
1916
1915
1914
1913
1912
1911
1910
1909
1908
1907
1906
1905
1904
1903
1902
1901
1900



TOTAL ENTHALPY OF
PARAFFIN HYDROCARBON LIQUID
ENTHALPY DATUM:
0 Btu/lb. AT 0 PSIA; 0°R

MOLECULAR WEIGHT

TOTAL ENTHALPY, Btu/lb

COURTESY BROWN & ROOT, INC.

FIG. 17-21

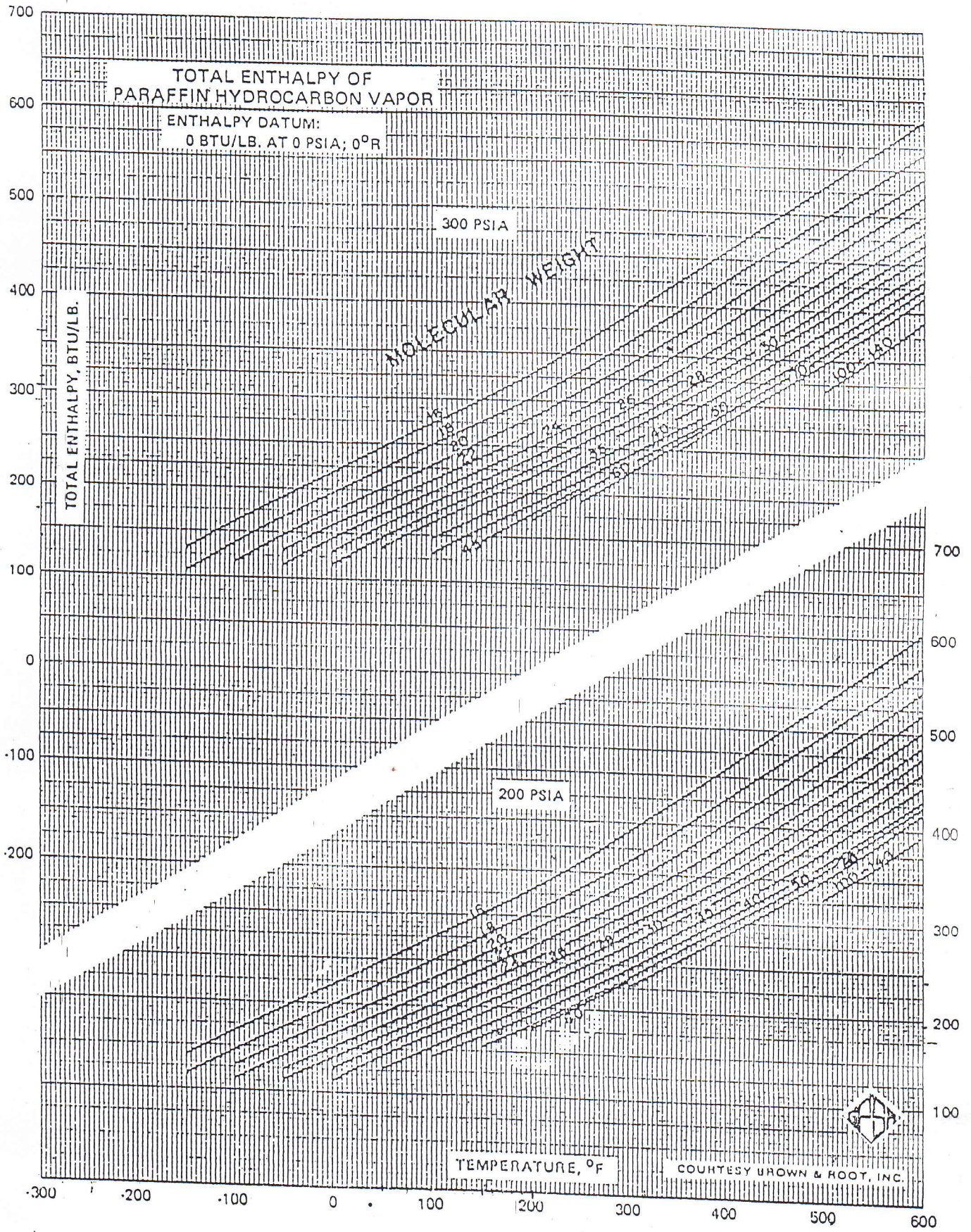
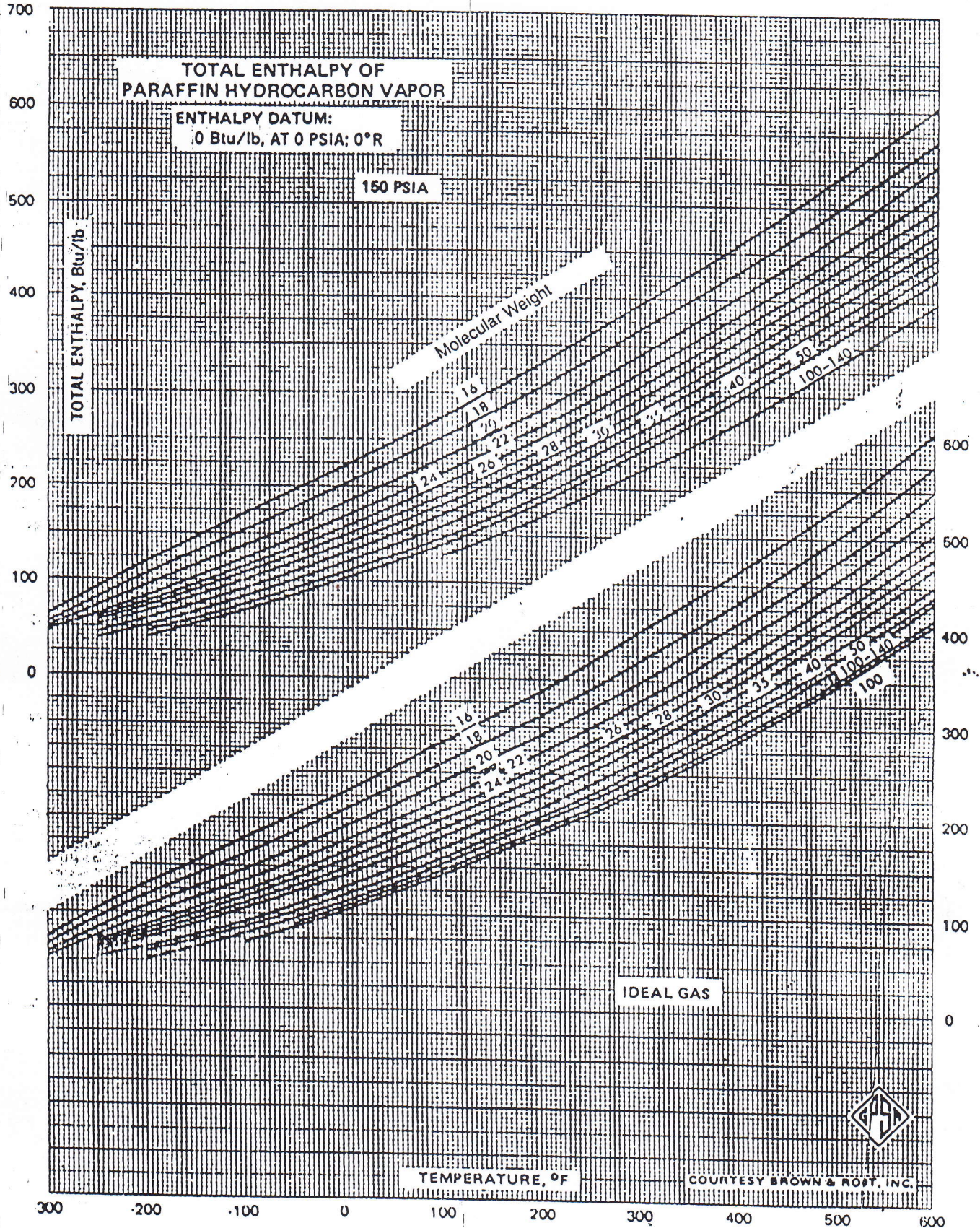


FIG. 24-8
Total Enthalpy of Paraffin Hydrocarbon Vapor



V.1 . APPAREILS TUBULAIRES D'ÉCHANGE DE CHALEUR

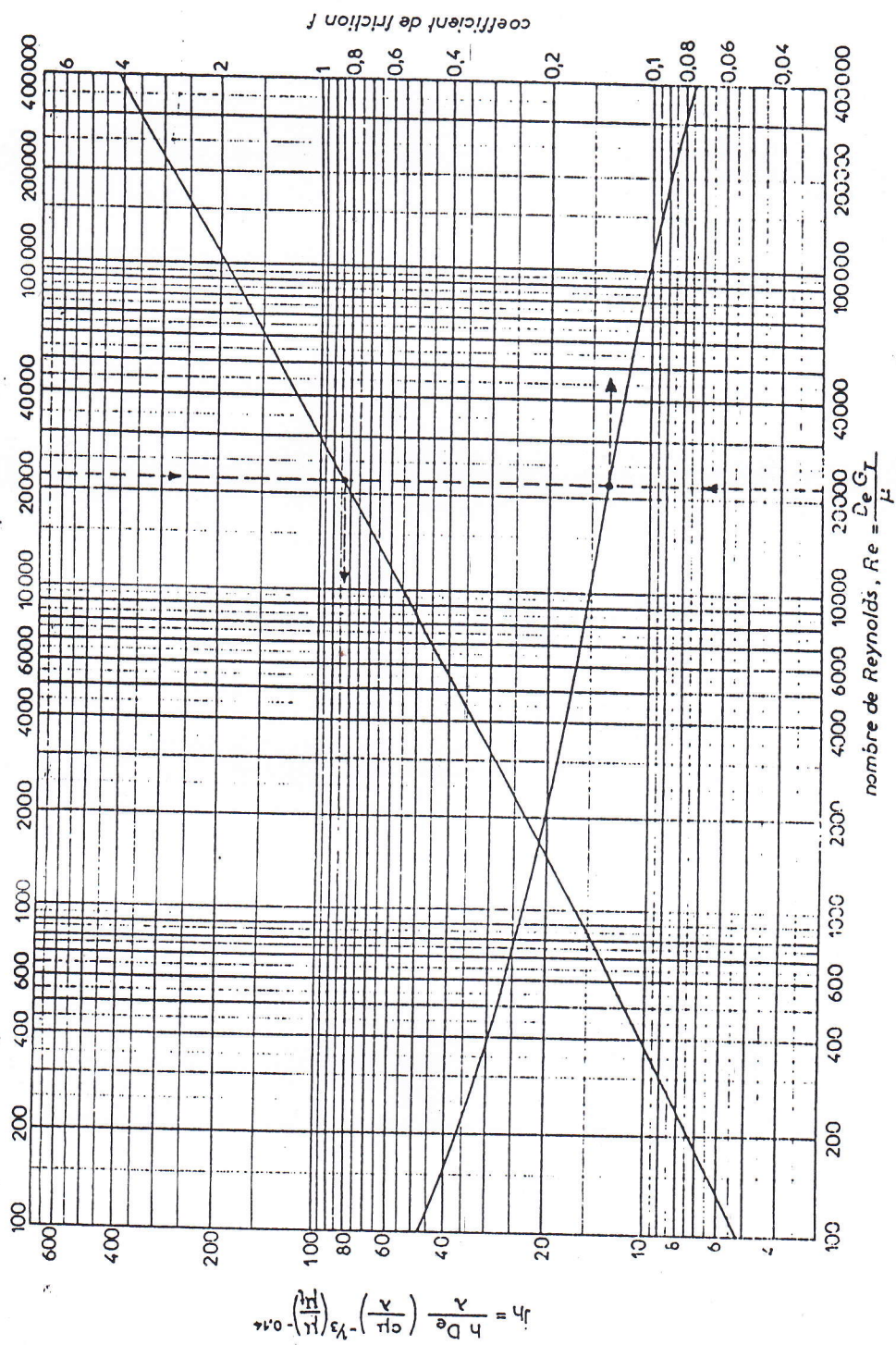


Fig. V.1.2E — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'intérieur des tubes.

$$h = \frac{\lambda}{D_e} \left(\frac{Re}{C_1} \right)^{-0.14} \left(\frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$$

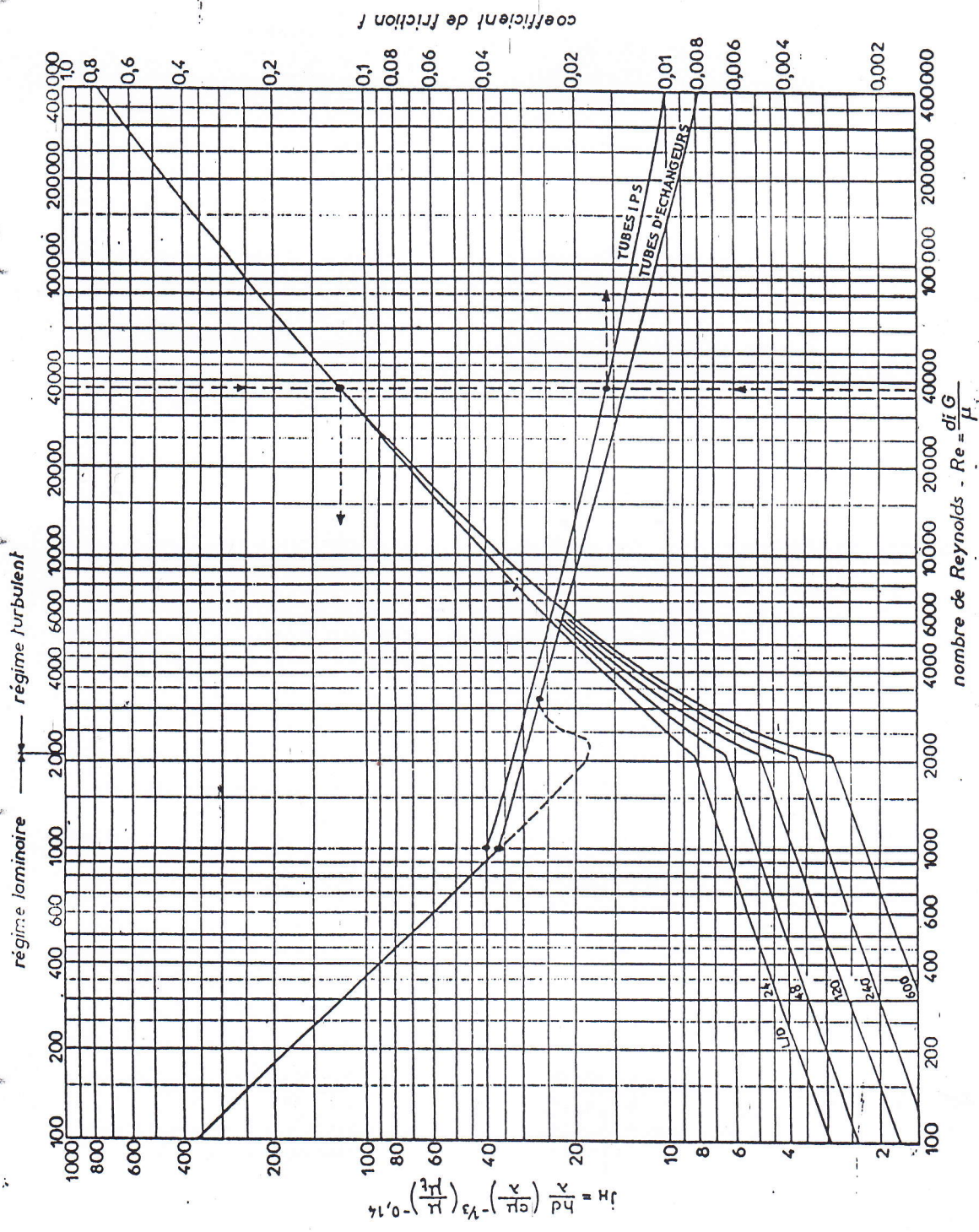


Fig. V.1.20. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

SIGMENTS CIRCULAIRES

Ø	h/R	C/R	h/C	S/R ²	Ø	h/R	C/R	h/C	S/R ²
1	0.000038	0.017453	0.002177	0.0000005	41	0.063328	0.700415	0.090415	0.0297629
2	0.000151	0.034905	0.004326	0.0000035	42	0.066420	0.716736	0.092670	0.0319538
3	0.000343	0.052354	0.006552	0.0000119	43	0.069582	0.733002	0.094927	0.0342465
4	0.000609	0.069799	0.008725	0.0000283	44	0.072816	0.749213	0.097190	0.0366432
5	0.000952	0.087239	0.010913	0.0000564	45	0.076121	0.765367	0.099457	0.0391456
6	0.01371	1.04672	0.13098	0.0000956	46	0.079495	0.781462	0.101730	0.0417558
7	0.01866	1.22097	0.15275	0.0001519	47	0.082940	0.797498	0.104000	0.0444755
8	0.02436	1.39513	0.17461	0.0002266	48	0.086455	0.813473	0.106278	0.0473066
9	0.03083	1.56918	0.19647	0.0003226	49	0.090039	0.829386	0.108561	0.0502508
10	0.03805	1.74311	0.21829	0.0004423	50	0.093692	0.845237	0.110847	0.0533100
11	0.04604	1.91692	0.24018	0.0005886	51	0.097415	0.861022	0.113139	0.0564859
12	0.05479	2.09057	0.26207	0.0007639	52	0.101206	0.876742	0.115434	0.0597801
13	0.06428	2.26406	0.28391	0.0009708	53	0.105067	0.892398	0.117736	0.0631944
14	0.07454	2.43739	0.30582	0.0012121	54	0.108994	0.907981	0.120040	0.0667303
15	0.08555	2.61052	0.32771	0.0014901	55	0.112989	0.923497	0.122349	0.0703895
16	0.09732	2.78346	0.34963	0.0018076	56	0.117052	0.938943	0.124664	0.0741733
17	0.10984	2.95619	0.37156	0.0021671	57	0.121182	0.954318	0.126983	0.0780835
18	0.12312	3.12867	0.39352	0.0025711	58	0.125380	0.969619	0.129308	0.0821214
19	0.13714	3.30095	0.41547	0.0030222	59	0.129644	0.984847	0.131639	0.0862884
20	0.15192	3.47296	0.43744	0.0035229	60	0.133975	1.000000	0.133975	0.0905860
21	0.16745	3.64471	0.45943	0.0040756	61	0.138371	1.01508	0.136315	0.0950155
22	0.18373	3.81618	0.48145	0.0046829	62	0.142833	1.03008	0.138662	0.0995782
23	0.20075	3.98736	0.50347	0.0053473	63	0.147360	1.04500	0.141014	0.1042754
24	0.21852	4.15823	0.52551	0.0060712	64	0.151952	1.05984	0.143373	0.1091083
25	0.23704	4.32879	0.54759	0.0068570	65	0.156609	1.07460	0.145737	0.1140780
26	0.25630	4.49902	0.56968	0.0077072	66	0.161329	1.08928	0.148106	0.1191858
27	0.27630	4.66891	0.59178	0.0086242	67	0.166114	1.10387	0.150483	0.1244328
28	0.29704	4.83844	0.61392	0.0096103	68	0.170962	1.11839	0.152864	0.1298199
29	0.31852	5.00760	0.63607	0.0106679	69	0.175874	1.13281	0.155255	0.1353483
30	0.34074	5.17638	0.65826	0.0117993	70	0.180848	1.14715	0.157650	0.1410188
31	0.36370	5.34477	0.68048	0.0130069	71	0.185885	1.16140	0.160053	0.1468325
32	0.38738	5.51275	0.70270	0.0142930	72	0.190983	1.17557	0.162460	0.1527902
33	0.41180	5.68031	0.72496	0.0156598	73	0.196143	1.18965	0.164875	0.1588927
34	0.43695	5.84743	0.74725	0.0171095	74	0.201365	1.20363	0.167298	0.1651409
35	0.46283	6.01412	0.76957	0.0186444	75	0.206647	1.21752	0.169728	0.1715355
36	0.48944	6.18034	0.79193	0.0202666	76	0.211989	1.23132	0.172164	0.1780773
37	0.51676	6.34609	0.81430	0.0219784	77	0.217392	1.24503	0.174608	0.1847666
38	0.54481	6.51136	0.83671	0.0237818	78	0.222854	1.25864	0.177059	0.1916045
39	0.57359	6.67614	0.85917	0.0256790	79	0.228375	1.27216	0.179518	0.1985914
40	0.60307	6.84040	0.88163	0.0276720	80	0.233956	1.28558	0.181985	0.2057277
81	0.239594	1.29890	0.184459	0.2130141	131	0.585307	1.81992	0.321611	0.7658357
82	0.245290	1.31212	0.186942	0.2204508	132	0.591263	1.82709	0.324704	0.7803448
83	0.251044	1.32524	0.189433	0.2280384	133	0.601251	1.83412	0.327814	0.7949670
84	0.256855	1.33826	0.191932	0.2357772	134	0.609269	1.84101	0.330943	0.8097006
85	0.262723	1.35118	0.194440	0.2436676	135	0.617317	1.84776	0.334089	0.8245437
86	0.268646	1.36400	0.196955	0.2517094	136	0.625393	1.85436	0.337255	0.8394945
87	0.274626	1.37671	0.199481	0.2599034	137	0.633499	1.86084	0.340437	0.8545511
88	0.280660	1.38932	0.202012	0.2682494	138	0.641632	1.86716	0.343641	0.8697117
89	0.286750	1.40182	0.204556	0.2767476	139	0.649793	1.87334	0.346863	0.8849742
90	0.292893	1.41421	0.207107	0.2853982	140	0.657980	1.87939	0.350103	0.9003667
91	0.299091	1.42650	0.209668	0.2942010	141	0.666193	1.88528	0.353366	0.9157968
92	0.305342	1.43868	0.212238	0.3031559	142	0.674432	1.89104	0.356646	0.9313529
93	0.311645	1.45075	0.214816	0.3122632	143	0.682695	1.89665	0.359948	0.9470027
94	0.318002	1.46271	0.217406	0.3215226	144	0.690983	1.90211	0.363272	0.9627442
95	0.324410	1.47456	0.220005	0.3309339	145	0.699294	1.90743	0.366616	0.9785754
96	0.330869	1.48629	0.222614	0.3404970	146	0.707628	1.91261	0.369980	0.9944937
97	0.337380	1.49791	0.225234	0.3502115	147	0.715985	1.91764	0.373368	1.0104973
98	0.343941	1.50942	0.227863	0.3600772	148	0.724363	1.92252	0.376778	1.0265840
99	0.350552	1.52081	0.230503	0.3700937	149	0.732762	1.92726	0.380209	1.0427512
100	0.357212	1.53209	0.233153	0.3802606	150	0.741181	1.93185	0.383664	1.0589969
101	0.363922	1.54325	0.235815	0.3905775	151	0.749620	1.93630	0.387140	1.0753188
102	0.370680	1.55429	0.238488	0.4010440	152	0.758078	1.94059	0.390634	1.0917144
103	0.377485	1.56522	0.241171	0.4116594	153	0.766555	1.94474	0.394148	1.1081816
104	0.384339	1.57602	0.243867	0.4224232	154	0.775049	1.94874	0.397678	1.1247180
105	0.391239	1.58671	0.246572	0.4333348	155	0.783560	1.95259	0.401223	1.1413210
106	0.398185	1.59727	0.249299	0.4443935	156	0.792088	1.95630	0.404789	1.1579885
107	0.405177	1.60771	0.252021	0.4555999	157	0.800632	1.95985	0.408371	1.1747179
108	0.412215	1.61803	0.254764	0.4669494	158	0.809191	1.96325	0.411969	1.1915068
109	0.419297	1.62823	0.257517	0.4784450	159	0.817765	1.96651	0.415585	1.2083528
110	0.426424	1.63830	0.260284	0.4900846	160	0.826352	1.96962	0.419219	1.2252533
111	0.433594	1.64825	0.263063	0.5018674	161	0.834952	1.97257	0.422881	1.2422069
112	0.440807	1.65808	0.265854	0.5137923	162	0.843566	1.97537	0.426562	1.2592082
113	0.448063	1.66777	0.268660	0.5258585	163	0.852191	1.97803	0.430268	1.2762575
114	0.455361	1.67734	0.271478	0.5380648	164	0.860827	1.98054	0.433994	1.2933512
115	0.462700	1.68678	0.274310	0.5504103	165	0.869474	1.98289	0.437740	1.3104871
116	0.470081	1.69610	0.277154	0.5628938	166	0.878131	1.98509	0.441506	1.3276623
117	0.477501	1.70528	0.280013	0.5755142	167	0.886797	1.98714	0.445291	1.3448744
118	0.484962	1.71433	0.282887	0.5882703	168	0.895472	1.98904	0.449095	1.3621207
119	0.492462	1.72326	0.285773	0.6011611	169	0.904154	1.99079	0.452919	1.3793987
120	0.500000	1.73205	0.288684	0.6141847	170	0.912844	1.99238	0.456761	1.3967057
121	0.507576	1.74071	0.291591	0.6273404	171	0.921541	1.99383	0.460621	1.4140393
122	0.515190	1.74924	0.294522	0.6406267	172	0.930244	1.99513	0.464500	1.4313966
123	0.522841	1.75763	0.297469	0.6540421	173	0.938952	1.99627	0.468398	1.4487751
124	0.530528	1.76590	0.300429	0.6675852	174	0.947664	1.99726	0.472316	1.4661721
125	0.538251	1.77402	0.303411	0.6812540	175	0.956381	1.99810	0.476254	1.4835862
126	0.546010	1.78201	0.306401	0.6950488	176	0.965101	1.99878	0.480211	1.5010115
127	0.553802	1.78987	0.309409	0.7089613	177	0.973823	1.99931	0.484186	1.5184484
128	0.561629	1.79759	0.312434	0.7230052	178	0.982548	1.99970	0.488180	1.5358933
129	0.569489	1.80517	0.315477	0.7371842	179	0.991274	1.99992	0.492193	1.5533435
130	0.577382	1.81262	0.318534	0.7514417	180	1.000000	2.00000	0.500000	1.5707903