



7/01

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDE

**CALCUL D'UN CONDENSEUR DE TETE
DE COLONNE (transfert de chaleur)**

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Proposé par:
M^r : A.SLATNIA

Fait par:
M^r : S.SEDDIKI

Dirigé par :
M^r A.SLATNIA

PROMOTION JUIN 2001

ENP, AVENUE HACEN BADI B.P 182 BELFORT, EL HARRACH - ALGER

الهدف من هذا العمل هو حساب مبادل حراري على مستوى مكثف خليط غازات أعلى رأس برج تقطير البترول.

إيجاد منحنيات النسبية تساوى للتبخر ساعد على الحساب الحراري.

في النهاية قمنا بتحديد الأبعاد للمكثف على أساس التبادل الحراري المطلوب.

Résumé :

L'objectif de ce travail est le calcul d'un condenseur de tête de colonne de distillation atmosphérique en présence de vapeur d'eau.

La connaissance des courbes d'égaux pourcentage nous ont permis de faire le calcul thermique au cours de la condensation.

Finalement le condenseur, a été dimensionné pour satisfaire l'échange thermique demandé.

Abstract :

The aim of this consists on calculation of a condenseur of hydrocarbures of atmospheric distillation tower, with presence of steam water.

The application of the heat balance and the determination of the curves of equal percentage of vaporization allows to design the condenseur.

Mots clés :

Condenseur

DTLM : différence de température moyenne logarithmique

Coefficient de condensation.

DEDICACES

Je dédie ce modeste travail

à ma mère

à mon père

à la mémoire de mes grand parents

à mes sœurs

à mes frères

à tous mes amis(es)

REMERCIEMENTS

Le présent travail a été réalisé au Département Génie Chimique de l'Ecole Nationale Polytechnique sous la direction de **M^r A.SLATNIA**, Maître assistant à l'ENP, qu'il trouve ici l'expression de ma profonde gratitude pour son aide.

J'exprime mes remerciements et ma reconnaissance au **Professeur C.E.CHITOUR** d'avoir accepté de présider le Jury.

J'exprime mes remerciements pour **M^{me} R.DERRICHE**, Maître de Conférences à l'ENP d'avoir accepté de faire partie de Jury et de critiquer ce modeste travail.

J'exprime mes remerciements pour **M^{me} F.MEZIANI**, Chargée de Cours à l'ENP d'avoir accepté de faire partie de Jury et de critiquer ce modeste travail.

Que **N.AMIROUCHE**, **A. SEGHIR**, **H.SANAT**, **S.MESSEKDJ**, **B.AIT-AISSA**, **K.BENMAZA**, **A.SID-ALI**, trouvent ici l'expression de ma profonde gratitude pour leurs aide et leurs soutient moral.

Je remercie tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Sommaire :

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

Chapitre I		Pages
I-1. Les échangeurs tubulaires.....		2
I-1-1. Généralités.....		2
I-1-2. Echangeurs multitubulaires.....		3
I-1-2-1. Schéma d'un échangeur.....		4
I-1-2-2. Rôles des divers constituants d'un échangeur.....		4
I-2. Condensation d'une vapeur complexe.....		6
I-3. Condensation d'hydrocarbures en présence de vapeur d'eau.....		7

Chapitre II		
II-1. Principe de calcul.....		10
II-2. Les données concernant le mélange en tête de colonne de topping.....		12
II-3. Etude thermodynamique.....		15
II-3-1. Calcul de l'enthalpie totale les hydrocarbures.....		16
II-3-2. Calcul de l'enthalpie de l'eau.....		17
II-3-3. Evolution de la condensation des vapeurs d'hydrocarbures et d'eau en fonction de la température.....		17
II-4. Détermination de ΔT_M		18
II-5. Calcul du débit d'eau de refroidissement.....		18
II-6. Hypothèse sur U_s		18
II-7. Coefficient de film d'eau.....		19
II-8. Diamètre équivalent.....		20
II-9. Section transversale de la calandre.....		20
II-10. Calcul des coefficients de film h_v pour le refroidissement de la vapeur à l'extérieur des tubes.....		20
II-11. Calcul des coefficients de film de convection équivalent h_c		22
II-12. Calcul du coefficient de condensation et du coefficient de transfert propre.....		23
II-13. Calcul du coefficient d'encrassement.....		27
II-14. Calcul de perte de charges.....		27
II-14-1. Coté tubes.....		27
II-14-2. Coté calandre.....		28
III- Conclusion.....		30

IV- Annexe

V-Bibliographie

NOMENCLATURES



a	: Surface élémentaire dA ;
Ac	: Surface travaillant à la condensation ;
A _f	: Section de l'anneau de condensat autour du tube ;
A _n	: Surface noyée travaillant au refroidissement du condensat,
A _p	: Surface propre ;
A _t	: Surface totale d'échange offerte par les tubes ;
B	: Espacement entre chicanes transversales ;
i	: Chaleur spécifique ;
d _i , d _v	: Diamètres intérieur et extérieur des tubes ;
Dc	: Diamètre de la calandre ;
De	: Diamètre équivalent de l'anneau ou de la calandre ;
DTLM	: Différence de température logarithmique moyenne ;
d	: densité
e _t	: Epaisseur du tube ;
f	: Coefficient de friction ;
g	: Facteur d'équivalence masse-force ;
Gv	: Débit de condensat par unité de longueur de tube périmètre de tube vertical ;
GH	: Débit de condensat par unité de longueur de tube horizontal ;
H, h	: Enthalpie vapeur, liquide ;
h _{cv} , h _{CH}	: Coefficient de film à la condensation sur des tubes verticaux, horizontaux ;
h _c	: Coefficient général de film à la condensation ;
h _{io}	: Coefficient de film à l'intérieur du tube ;
h _v	: Coefficient de convection en phase vapeur ;
h _e	: Coefficient de film de convection équivalent ;
l	: Longueur d'un tube
M, M'	: Débits massiques de vapeur et de fluide réfrigérant
N _c	: Nombre de chicanes transversales ;
n _c	: Nombre de passes, côté calandre, ou nombre de calandres en série ;
N _t	: Nombre de tubes du faisceau ;
N _{t'}	: Nombre de tubes travaillant effectivement à la condensation ;
ΔP	: Perte de charge ;
Q	: Débit horaire de chaleur ;
q	: Quantité de chaleur sensible relative au condensat ;
Re	: Nombre de Reynolds ;
R _s	: Résistance d'encrassement ;
T _v	: Température de la phase vapeur ;
T _t	: Température du tube ;
T _c , t _c	: Températures caloriques ;
t _f	: Température moyenne du film de condensat = 0,5 (t _i + t _t) ;
t _t	: Température de la face externe film de condensat ;
Δt	: Gradient de température dans le film de condensat = t _i - t _t ;
U	: Coefficient global de transfert ;
u	: Coefficient de transfert dans une tranche élémentaire ;
V	: Débit horaire de la phase vapeur globale
λ	: Conductivité thermique ;
Λ	: Chaleur latente de vaporisation ;
μ	: Viscosité dynamique ;
Ø	: Facteur de correction (μ/μ _t) ^{0,14}

INDICES

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

- c* : Condensation ;
c : Calandre ;
e : Eau ou équivalent ;
f : Film de condensat ;
h : Hydrocarbures ;
H : Tube horizontal ;
i : Interface ;
l : Phase liquide ;
t : Tubes ;
v : Phase vapeur ;
V : Tube vertical.

CHAPITRE 1

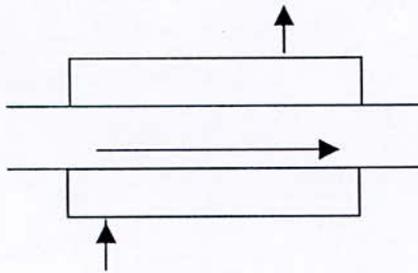
GENERALITES SUR LES ECHANGEURS TUBULAIRES ET LA CONDENSATION D'UN MELANGE DE VAPEUR D'ESSENCE et D'EAU

I-1.LES ECHANGEURS TUBULAIRES :

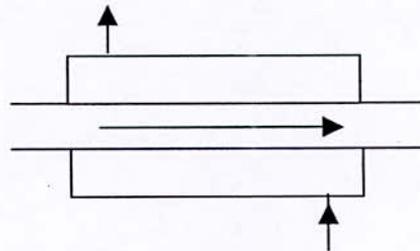
I-1-1.Généralités :

Les échangeurs tubulaires peuvent être utilisés pour effectuer des transferts de chaleurs entre les fluides ne subissant pas de changement de phase , mais aussi pour condenser une vapeur ou évaporer un liquide .

Le modèle le plus simple se compose d'un tube ou d'une conduite placée concentriquement à l'intérieur d'un tube qui tient alors lieu d'enveloppe. Comme les deux fluides ne traversent l'échangeur qu'une seule fois ce système est appelé échangeur de chaleur à un seul passage. Si les deux fluides s'écoulent dans la même direction l'échangeur est de type à écoulement parallèle ou à co-courant . Si les deux fluides se déplacent en sens contraire l'échangeur est de type à contre courant.



Echangeur à co-courant



Echangeur à contre-courant

Ce modèle peut être développé en remplaçant le tube central unique par un faisceau de tubes parallèles placés dans une enveloppe encore appelée calandre . On peut utiliser d'autres types de circulation des fluides : pour que le fluide s'écoule dans l'espace enveloppe perpendiculairement aux tubes d'échangeur est dit à, courant – croisés. Afin d'augmenter la surface effective d'échange par unités de longueur de l'appareil on prévoit parfois de faire traverser l'échangeur plusieurs fois par le fluide circulant dans les tubes est appelé échangeur multi - passes. L'écoulement du fluide dans l'enveloppe est alors déterminé par des chicanes longitudinales . Ces échangeurs sont caractérisés par deux chiffres , le premier indique le nombre de passages du fluide circulant dans l'enveloppe c-à-d le nombre de parcours qu'il effectue entre les deux extrémités de l'appareil . Le second correspond au nombre de passage du fluide dans le tubes.

I-1-2 Echangeurs multitubulaires

Les échangeurs multitubulaires forment la majorité des échangeurs utilisés dans l'industrie chimique. Le standard de construction le plus couramment appliqué est le standard TEMA (Tubular Exchange Manufacturers Association).

1-1-2-1 Schéma d'un échangeur : (voir annexe)

1-1-2-2 Rôle des divers constituants d'un échangeur :

***Boîtes d'échangeurs :**

C'est l'organe qui distribue ou recueille le fluide aux extrémités des tubes sauf pour les tubes en U il y'a deux boîtes aux deux extrémités de l'échangeur.

La disposition des boîtes dépend non seulement du type choisi mais aussi du nombre de passes.

La liaison cloison – plaque tubulaire est en générale assurée par un joint .

Les boîtes sont le plus souvent réalisées avec un matériau peu différent de celui des tubes .

***Calandre :**

C'est l'enveloppe métallique entourant le faisceau tubulaire. Il semble que la limite technologique pour des calandres se trouve aux alentours d'un diamètre de 2 cm.

*** Plaque tubulaire :**

Ce sont des plaques percées supportant les tubes à leurs extrémités . Leur épaisseur (5 à 10 cm) est calculée en fonction de la différence de pression entre le fluide dans la calandre et le fluide dans les boîtes d'une part ; des contraintes dues aux différences de dilatation entre les tubes et calandre d'autre part.

Les plaques tubulaires peuvent être en acier ordinaire, en acier spécial massif. Les tubes peuvent être fixés à la plaque tubulaire par dudgeonnage ou par soudure . Quelquefois aussi par dudgeonnage allié à une soudure qui sert alors simplement à assurer l'étanchéité .

Les plaques tubulaires sont des parties délicates des échangeurs . Les interstices entre tubes et plaques , sont des lieux privilégiés de corrosion .

Par ailleurs des dilatations différentielles excessives peuvent faire sauter les dudgeonnages ou les soudures.

***Tubes**

Ce sont des tubes normalisés (BWG soit par Birmingham Wire Gage) particuliers dont le diamètre annoncé en pouces correspond exactement au diamètre extérieur à la différence des tubes utilisés en tuyauterie.

Exemple de tubes courants

DENOMINATION *	Φ EXTERIEUR (m)	Φ INTERIEUR (m)
3/4 in BWG 14	0.01905	0.01483
1 IN BWG 12	0.0254	0.01986

***Disposition géométrique des tubes :**

Deux dispositions des tubes sont possibles , le pas triangulaire et le pas carré. La disposition en pas carré offre une plus grande facilité de nettoyage (toute la surface extérieur des tubes est accessible par le jet d'eau sous pression ou par l'instrument de nettoyage).

La disposition en pas triangulaire est plus compacte, pourquoi donc plus économique ?

***les Chicanes**

Les chicanes peuvent avoir deux rôles :

- a) augmenter la vitesse du fluide.
- b) Diminuer la rigidité du faisceau pour éviter des phénomènes de vibration.

Dans le cas d'un transfert de chaleur sans changement de phase , il est intéressant d'augmenter la vitesse du fluide pour améliorer le coefficient d'échange .La vitesse sera d'autant plus élevée que les chicanes seront plus rapprochées et qu'elles auront un

pourcentage d'ouverture faible ; un équilibre devra être trouvé pour avoir simultanément coefficient global d'échange et pertes de charges acceptables.

I-2. CONDENSATION D'UNE VAPEUR COMPLEXE :

La condensation d'une vapeur composée de plusieurs constituants entièrement miscibles à l'état liquide n'est plus isotherme ; elle s'effectue sur un intervalle de température allant du point de rosée au point de bulle, les hydrocarbures lourds se condensent les premiers , alors que les légers ne sont liquéfiés qu'à la sortie du condenseur ce dernier est total ou reste à l'état de vapeur si la condensation est partielle. La variation de la température ,des quantités et des compositions du condensât et de la vapeur au cours de la condensation provoque une évolution continue du coefficient de transfert entre l'entrée et la sortie de l'appareil, évolution d'autant plus importante que les températures de rosée et du bulle du mélange sont éloignées Ces remarques montrent donc qu'il serait nécessaire d'intégrer la valeur du coefficient de transfert le long des tubes..

D'autre part , pour une chute de température Δt ,on observe simultanément les trois types du transferts : refroidissement de la vapeur résiduelle , condensation d'une certaine quantité de produit et refroidissement du condensât déjà formé.

Compte tenu de ces observations et en admettant qu'à tout niveau le condensât et la vapeur résiduelle sont en équilibre , on commence par effectuer les calculs d'équilibre.

Pour cela , on découpe l'intervalle entre les températures de bulle et de rosée en tranches élémentaires, à la sortie desquelles on détermine les température de la vapeur et de l'eau , les quantités L et V , leur composition ainsi que l'enthalpie du mélange. Dans chaque tranche ,on peut écrire :

$$\Delta Q = u a (DTLM) \dots\dots\dots(1)$$

On définit alors une différence de température moyenne

$$\Delta t_m = \frac{Q}{\sum (\Delta Q / DTLM)} = \frac{Q}{\sum u a} \dots\dots\dots(2)$$

$$U_s = \frac{Q}{A \Delta t_m} \dots\dots(3)$$

I-3 - Condensation d'hydrocarbures en présence de vapeur d'eau :

La vapeur sortant au sommet d'une colonne de distillation où l'on procède à des injections de vapeur d'eau, est constituée par un mélange d'hydrocarbures et de vapeur d'eau à sa température de rosée. Soit V et W les quantités molaires respectives et P la pression totale. En générale, la quantité de vapeur d'eau W est faible devant la fraction V, de sorte que l'abaissement de température provoque la condensation exclusive des hydrocarbures dans la phase initiale, ceci correspond au fait qu'à cette température, la tension de vapeur d'eau est nettement supérieure à sa pression partielle PP_V en phase gazeuse. Soit E le point figuratif de la vapeur totale à l'entrée du condenseur sur le diagramme pression- température de la figure. Ce point; sur la courbe de rosée de la fraction, a pour coordonnées t_s et $PP_V = PV / (V+W)$. Pendant la condensation exclusive des hydrocarbures, la pression partielle de l'eau augmente, par contre, la tension de vapeur de l'eau diminue. Le point représentatif E de la fraction va donc évoluer sur une courbe EI, jusqu'à une température t_i correspondant à l'apparition de l'eau dans le condensât. Ceci se produira au moment où la pression partielle de l'eau, qui croît avec l'abaissement de température deviendra égale à la valeur de la tension de vapeur π_w pour la température t_i . A partir de ce point le condensât sera mixte et hétérogène. Le point représentatif de la fraction évoluera sur la courbe IS par $PP_V = P - \pi_w$ pour condenser la totalité de la vapeur initiale V, il faut refroidir jusqu'à t_s ; abscisse d'intersection de la courbe d'évolution IS et de la courbe de bulle de la fraction. La connaissance des courbes d'égaux pourcentage vaporisés permet de d'estimer à tout instant la quantité d'hydrocarbures condensés et de tracer la courbe d'évolution du pourcentage vaporisé résiduel en fonction de la température.

Ces données sont indispensables pour calculer finalement la courbe d'évolution thermique au cours de la condensation. La figure III.1.50 présente ces deux courbes. La quantité de chaleur à éliminer, appeler « charge du condenseur » varie brutalement dès que l'eau apparaît dans le condensât. Ce point de discontinuité est important à

connaître .En effet ,il permet de décomposer le condenseur en deux appareils : le premier , assurant la condensation exclusive des hydrocarbures , est soumis à une corrosion légère , mais travail avec un coefficient de transfert de chaleur assez faible par suite de la diffusion des molécules d'hydrocarbures à travers la vapeur d'eau non condensable, le second condensant simultanément l'eau et les hydrocarbures , est soumis à une corrosion plus marquée , due à la présence d'eau , mais en contrepartie son coefficient de transfert de chaleur est excellent .

I.3.1. METHODE DE CALCUL.

Ce type de condensation est très classique en raffinerie au sommet des colonnes de distillation où l'on a pratiqué à différents niveau des injections de vapeur d'eau pour éliminer les hydrocarbures trop légers dans les soutirages .L'étude de l'évolution des quantités liquides et vapeur et de la charge thermique en fonction de l'abaissement de la température dans le condenseur a été présentée au chapitre des équilibres liquide – vapeur . Rappelons succinctement l'évolution du système : à l'entrée du condenseur , seuls les hydrocarbures lourds se condensent alors que la vapeur d'eau et la fraction légère jouent le rôle d'incondensable . A Certain niveau , on atteint la température de rosée de l'eau qui apparaît dans le condensât et réduit ainsi la fraction incondensable . On a donc deux régimes de condensation parfaitement différenciés , d'autant plus que la chaleur de condensation de l'eau est environ six à huit fois supérieure à celle des hydrocarbures .

I-3.2. Condensation d'hydrocarbures seuls .

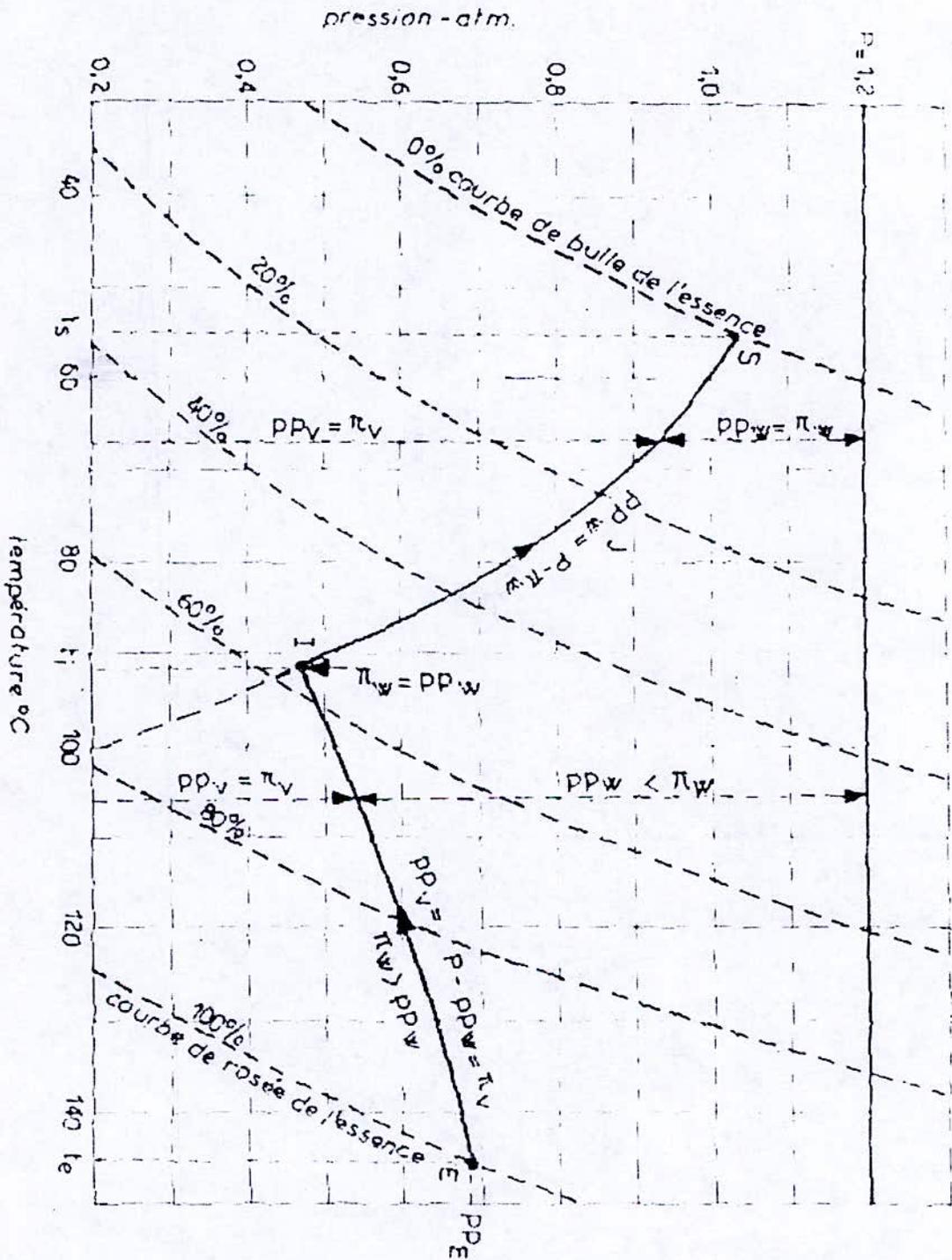
La charge thermique du condenseur est pratiquement linéaire en fonction de la température .On décomposera cet intervalle en deux ou trois tranches élémentaires auxquelles on appliquera la méthodes de Ward qui fournira les U_p et a_p de chaque tranche .

I-3 .2Condensation du mélange mixte : Hydrocarbures + eau .

La forme de la courbe $Q = \phi (T)$ nécessite une décomposition en un grand nombre de tranches élémentaires pour calculer avec précision les termes $\Delta / \Delta T_v$.D 'autre part , le coefficient de condensation h_{CE} , relatif à l'eau étant très différent de h_{Cn} relatif aux hydrocarbures on considère que la surface a_p de la tranche élémentaire se compose d'une

figure 1

Courbe de condensation d'un mélange eau-essence



surface a_{PE} SUR laquelle se condense l'eau et d'une surface a_{PH} sur laquelle se condense les hydrocarbures .On écrira donc pour les coefficients de transfert relatif à chacune de ces surfaces :

$$\frac{1}{U_{PE}} = \frac{1}{h_{ee}} + \frac{1}{h_{ce}} + \frac{1}{h_{io}} = \frac{a_{pe}(DTLM)}{\Delta Q_E} \quad (4)$$

$$\frac{1}{U_{PH}} = \frac{1}{h_{eh}} + \frac{1}{h_{ch}} + \frac{1}{h_{io}} = \frac{a_{pe}(DTLM)}{\Delta Q_H} \quad (5)$$

Les coefficients de convection équivalents h_{EE} et h_{eh} définis par Ward s'écrivent ici :

$$h_{ee} = \left(1 + \frac{\Delta_e}{V_e C_V} \cdot \frac{\Delta V_e}{\Delta T_V} \right) h_v \quad (6)$$

$$h_{eh} = \left(1 + \frac{\Lambda_h \cdot \Delta V_h}{V_e C_V \Delta T_V} \right) h_v \quad (7)$$

Ou ΔV et ΔV_h sont les quantités d'eau et hydrocarbures condensées dans l'intervalle ΔT_V , Δ_e et Δ_H les chaleurs de vaporisation respectives . Le coefficient de convection h_v est calculé pour le mélange vapeur pris en totalité .

Les coefficients de condensation h_{ce} et h_{ch} devront être séparément , car ils sont très différents par suite des écarts entre les valeurs des conductivités thermiques ($\lambda_e = 0,58 \text{ Kcal / h.m.}^\circ \text{C}$ et $\lambda_h = 0,12 \text{ Kcal / h.m.}^\circ \text{C}$) .

Toutefois , comme les caractéristiques physiques de λ , μ et d du condensation et des valeurs moyennes h_{ce} et h_{ch} dans la seconde étape .

CHAPITRE I

Calcul d'un condenseur d'hydrocarbures en présence de vapeur d'eau

II-1.Principe de calcul :

Dans cette partie on dimensionnera le condenseur de tête en étudiant l'évolution des débits liquides et vapeurs et de la charge thermique en abaissant la température dans le condenseur.

La vapeur sortant au sommet d'une colonne de distillation est constitué par un mélange d'hydrocarbures et de vapeur d'eau à sa température rosée..

Désignons par : V : quantité molaire de mélange d'hydrocarbures.

W : quantité molaire de vapeur d'eau.

P : pression totale.

En général, la quantité de vapeur d'eau W est largement inférieur à la fraction du mélange d'hydrocarbures V , ainsi l'abaissement de la température provoque la

$$pp_v = \frac{n_v}{n_v + n_w} * P_{\text{totale}} = \frac{7929}{7929 + 1375.3} * 1.053 = 0.897 \text{ atm}$$

$$PP_w = P - PP_v = 1.053 - 0.897 = 0.1556 \text{ atm}$$

$$\pi_w = 0.2508 \text{ atm}$$

On tire la tension de vapeur de l'eau à partir de la courbe tension vapeur en fonction de la température

on suppose $pp_v = 0.88 \text{ atm}$

$$\% \text{ vaporisé} = 90\% \Rightarrow T = 61.8^\circ \text{C}$$

$$PP_w = 1.053 - 0.88 = 0.731 \text{ atm}$$

à $61.8^\circ \text{C} \Rightarrow \pi_w = 0.2215 \text{ bar} \Rightarrow \pi_w > PP_w$

on suppose $pp_v = 0.86 \text{ atm}$

$$\% \text{ vaporisé} = 80\% \Rightarrow T = 59.4^\circ \text{C}$$

$$PP_w = 1.053 - 0.86 = 0.193 \text{ atm}$$

à $59.45^\circ \text{C} \Rightarrow \pi_w = 0.1974 \text{ bar} \Rightarrow \pi_w > PP_w$

on suppose $pp_v = 0.86 \text{ atm}$

$$\% \text{ vaporisé} = 79.5\% \Rightarrow T = 59.25^\circ \text{C}$$

$$pp_w = 1.053 - 0.86 = 0.193 \text{ atm}$$

à $59.25^\circ \text{C} \Rightarrow \pi_w = 0.1953 \text{ bar} = \frac{0.1953}{1.01325} \Rightarrow \pi_w = 0.1927 \text{ atm}$

A partir de la courbe en annexe

$$\Rightarrow \pi_w = pp_w$$

point de rosée de l'eau :

$$T = 59.25^\circ \text{C}$$

$$pp_v = 0.86 \text{ atm}$$

$$pp_w = 0.193 \text{ atm}$$

$\% \text{ vaporisé} = 79.5\%$

$$\text{à } 58^\circ \text{C} \Rightarrow \pi_w = 0.184 \text{ bar} = \frac{0.184}{1.01325} \Rightarrow \pi_w = 0.1816 \text{ atm} = pp_w$$

$$pp_v = 1.053 - 0.1816 \Rightarrow pp_v = 0.8714 \text{ atm}$$

$$\text{à } 56^\circ \text{C} \Rightarrow \pi_w = 0.1674 \text{ bar} = \frac{0.1674}{1.01325} \Rightarrow \pi_w = 0.1652 \text{ atm} = pp_w$$

$$pp_v = 1.053 - 0.1652 \Rightarrow pp_v = 0.888 \text{ atm}$$

La 2^{ème} section : Elle permet la condensation simultanée de l'eau et des hydrocarbures.

II-2. Les Données concernant le mélange en tête de la colonne de topping :

Pression totale P= 1.053 atm.

Débit d'eau = 1375.3 kmoles/h

Débit d'essence légère = 7929 kmoles/h avec d(densité)=0.6731 et MM(masse molaire)= 78

D'où $V_0 = 618t/h$

Les courbes flash à différentes pressions sont les suivantes :

% vaporisé	Température (C°)		
	A 1 atm	à 0.9 atm	à 0.8atm
0	44	42	36
10	46.5	44	38
20	50	47	43
30	52	49	45
40	54	51	47.5
50	56	53	49
60	59	56	52
70	61	58	54
80	64	61	57
90	66	63	59
100	68	65	61.5

✓ A partir des données du tableau ci-dessus on trace les courbes d'égaux pourcentages vaporisés dans un diagramme P=f(T).

Point de rosée E : (100% vapeur d'hydrocarbures + 100% vapeur d'eau)

$n_v = 7929 \text{ k.moles/h}$ (n^{bre} de moles d'hydrocarbures)

$n_w = 1375.3 \text{ k.moles/h}$ (n^{bre} de moles d'eau)

$P_{totale} = 1.053 \text{ atm}$

$T = 65^\circ\text{C}$

PP_v : pression partielle des hydrocarbures

PP_w : pression partielle de la vapeur d'eau

π_w : tension de vapeur d'eau

$$\begin{aligned} \text{à } 54^{\circ}\text{C} &\Rightarrow \pi_w = 0.152\text{bar} = \frac{0.152}{1.01325} \Rightarrow \pi_w = 0.15\text{atm} = pp_w \\ pp_v &= 1.053 - 0.15 \Rightarrow pp_v = 0.903\text{atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{à } 52^{\circ}\text{C} &\Rightarrow \pi_w = 0.1379\text{bar} = \frac{0.1379}{1.01325} \Rightarrow \pi_w = 0.1361\text{atm} = pp_w \\ pp_v &= 1.053 - 0.1361 \Rightarrow pp_v = 0.917\text{atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{à } 50^{\circ}\text{C} &\Rightarrow \pi_w = 0.1249\text{bar} = \frac{0.1249}{1.01325} \Rightarrow \pi_w = 0.1233\text{atm} = pp_w \\ pp_v &= 1.053 - 0.1233 \Rightarrow pp_v = 0.93\text{atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{à } 48^{\circ}\text{C} &\Rightarrow \pi_w = 0.113\text{bar} = \frac{0.113}{1.01325} \Rightarrow \pi_w = 0.1115\text{atm} = pp_w \\ pp_v &= 1.053 - 0.1115 \Rightarrow pp_v = 0.941\text{atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{à } 46^{\circ}\text{C} &\Rightarrow \pi_w = 0.102\text{bar} = \frac{0.102}{1.01325} \Rightarrow \pi_w = 0.1007\text{atm} = pp_w \\ pp_v &= 1.053 - 0.1007 \Rightarrow pp_v = 0.952\text{atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{à } 45^{\circ}\text{C} &\Rightarrow \pi_w = 0.097\text{bar} = \frac{0.097}{1.01325} \Rightarrow \pi_w = 0.0957\text{atm} = pp_w \\ pp_v &= 1.053 - 0.0957 \Rightarrow pp_v = 0.957\text{atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{à } 44^{\circ}\text{C} &\Rightarrow \pi_w = 0.09224\text{bar} = \frac{0.0224}{1.01325} \Rightarrow \pi_w = 0.091\text{atm} = pp_w \\ pp_v &= 1.053 - 0.091 \Rightarrow pp_v = 0.962\text{atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{à } 43.5^{\circ}\text{C} &\Rightarrow \pi_w = 0.089931\text{bar} = \frac{0.089931}{1.01325} \Rightarrow \pi_w = 0.08875\text{atm} = pp_w \\ pp_v &= 1.053 - 0.08875 \Rightarrow pp_v = 0.9642\text{atm} \end{aligned}$$

Au point S , nous avons 0% vapeur :

T= 43.3°C (point de bulle)

$$pp_v = 0.9655\text{atm}$$

$$pp_w = 0.0875\text{atm}$$

T(°C)	%vaporise	nv_{HC} (k.moles)	nI_{HC} (k.moles)	nV_w (k.moles)	nI_w (k.moles)
65	100	7929	0	1375.3	0
63	92	7294.68	634.32	1375.3	0
61	85	6739.65	1189.35	1375.3	0
59.25	79.31	6288.49	1640.51	1375.3	0
57	68.5	5431.37	2497.64	1067.77	307.53
54	52.83	4188.89	3740.11	695.83	679.47
51	36.41	2886.95	5042.05	404.82	970.48
48	19.22	1523.95	6405.05	181.32	1193.92
45	8.04	637.49	7291.51	63.95	1311.35
43.3	0	0	7929	0	1375.3
40	0	0	7929	0	1375.3

Exemple de calcul :

T= 63°C, % vaporisé = 92% ⇒

nv_{HC} = pourcentage vaporisé * nombres de moles à l'entrée

$$nv_{HC} = 0.92 * 7929 = 7294.68 \text{ k.moles d'HC vapeur}$$

Nombre de moles d'HC liquide

nI_{HC} = nombre total – nombre de moles vapeur

$$nI_{HC} = 7929 - 7294.68 = 634.32 \text{ k.moles d'HC liquide}$$

$nv_w = 1375.3$ kmoles de vapeur d'eau

$$nI_w = 0$$

II-3. Etude thermodynamique de la condensation :

Les calculs d'équilibres relatifs à ce mélange (hydrocarbures + vapeur d'eau) ont fourni les renseignements indiqués dans le tableau I. on décomposera l'appareil en trois (03) section :

1. De 65 à 59.25°C : condensation hydrocarbures seuls ;

2. De 59.25 à 43.3°C : condensation mixte :hydrocarbures +eau
3. De 43.3 à 40°C : refroidissement du condensât total.

II-3-1.Calcul de l'enthalpie totale des hydrocarbures :

T(°C)	Tm(°C)	[VHC *10 ⁻⁰⁸ I(g/h)	[LHC *10 ⁻⁰⁸ I(g/h)	<i>d_{essence}</i> = 0.6731		[H _{HC} total *10 ⁻⁰⁸ I(cal/g)
				<i>H_{L.HC}</i> (cal/g)	<i>H_{V.HC}</i> (cal/g)	
Tr :65	64	6.18	0	34	118	7.298
63	62	5.69	0.495	32.4	117.2	6.829
61	60.1	5.257	9.277	30.8	116.4	6.405
59.25	58.1	4.905	1.279	29.78	115.7	6.056
57	55.5	4.236	1.948	28.8	114.8	5.424
54	52.5	3.267	2.917	27.7	113.6	4.519
51	49.5	2.251	3.933	26.4	112.4	3.569
48	46.5	1.188	4.996	24.8	111.2	2.561
45	44.2	0.497	5.687	23	110	1.855
43.3	41.7	0	6.185	21.68	109.3	1.359
40		0	6.185	20	108	1.237

Exemple de calcul : pour T=63°C

$$\begin{aligned}
 H_{HC} &= (7294.68 * 10^{03} * 78) * 117.2 + (634.32 * 1003 * 78) * 32.4 \\
 &= (5.69 * 10^{08} * 117.2) + (0.495 * 10^{08} * 32.4) = 6.829 * 10^{10} \text{ cal/g}
 \end{aligned}$$

II-3-2. Calcul de l'enthalpie totale de l'eau :

T(°C)	T _m (°C)	[V _{eau} *10 ⁻⁷] (g/h)	[L _{eau} *10 ⁻⁷] (g/h)	Hv _{eau} (cal/g)	[H _{l, eau} *10 ⁻⁰⁸] (cal/g)	[H _{eau} totale* 10 ⁻¹⁰] (cal/g)
Tr :65		2.475	0	617	0	1.528
63	64	2.475	0	616	0	1.524
61	62	2.475	0	614	0	1.520
59.25	60.1	2.475	0	613	0	1.517
57	58.1	1.922	0.553	611	3.155	1.206
54	55.5	1.252	1.223	609	6.604	0.828
51	52.5	0.728	1.747	607	8.909	0.531
48	49.5	0.326	2.149	604	10.315	0.300
45	46.5	0.115	2.360	602	10.621	0.176
43.3	44.2	0	2.475	601	10.719	0.107
40	41.7	0	2.475	599	9.902	0.099

II-3-3. Evolution de condensation des vapeurs hydrocarbures et d'eau en fonction de la température :

T(°C)	T _m (°C)	Enthalpies			Débits vapeur			Débits liquides		
		[H _{HC} totale* 10 ⁻¹⁰] (cal/g)	[H _{eau} totale* 10 ⁻¹⁰] (cal/g)	[H totale* 10 ⁻¹⁰] (cal/g)	[V _{HC} totale * 10 ⁻⁰⁸] (g/h)	[V _{eau} totale * 10 ⁻⁰⁷] (g/h)	[V(g/h) *10 ⁻⁰⁸] (g/h)	[L _{HC} *10 ⁻⁰⁸] (g/h)	[L _{eau} *10 ⁻⁰⁷] (g/h)	[L _{total} *10 ⁻⁰⁸] (g/h)
*Tr :65		7.298	1.528	8.826	6.18	2.475	6.432	0	0	0
63	64	6.829	1.524	8.353	569	2.475	5.937	0.495	0	0.495
61	62	6.405	1.520	7.925	5.257	2.475	5.504	9.277	0	0.927
*59.25	60.1	6.056	1.517	7.573	4.905	2.475	5.152	1.279	0	1.279
57	58.1	5.424	1.206	6.630	4.236	1.922	4.428	1.948	0.553	2.003
54	55.5	4.519	0.828	5.347	3.267	1.252	3.392	2.917	1.223	3.039
51	52.5	3.569	0.531	4.100	2.251	0.728	2.324	3.933	1.747	4.108
48	49.5	2.561	0.300	2.861	1.188	0.326	1.220	4.996	2.149	5.211
45	46.5	1.855	0.176	2.031	0.497	0.115	0.508	5.687	2.360	5.923
*43.3	44.2	1.359	0.107	1.466	0	0	0	6.185	2.475	6.432
40	41.7	1.237	0.099	1.336	0	0	0	6.185	2.475	6.432

II-4. Détermination de ΔT_m

-Calcul de la différence de température moyenne pour l'ensemble de l'appareil :

T(°C)	T _m (°C)	[Q _i *10 ⁻¹⁰] (cal/h)	[ΔQ _i *10 ⁻⁰⁹] (cal/h)	Δt _{iH₂O} (°C)	t _{iH₂O} (°C)	Δt _i	Δt ₂	ΔTLM (°C)	[ΔQ _i /Δ TLM]* 10 ⁻⁰⁸]
65		8.83			40				
63	64	8.35	4.73	1.58	38.42	26.58	23	24.79	1.906
61	62	7.63	4.28	1.43	36.99	26.01	22.58	24.30	1.760
59.3	60.1	7.57	3.25	1.17	35.82	25.18	22.26	23.72	1.483
57	58.1	6.63	9.43	3.14	32.68	26.57	21.18	23.88	3.947
54	55.5	5.35	12.82	4.28	28.40	28.60	21.32	24.96	5.137
51	52.5	4.10	12.48	4.17	24.23	29.77	22.60	26.19	4.766
48	49.5	2.86	12.39	4.14	20.09	30.91	23.77	27.34	4.532
45	46.5	2.03	8.31	2.77	17.32	30.68	24.91	27.80	2.989
43.3	44.2	1.47	5.64	1.88	15.44	29.56	25.98	27.77	2.031
40	41.7	1.34	1.31	0.44	15	27.86	25	26.43	0.494
total			74.91	25.0					29.045

II-5. Calcul du débit d'eau de refroidissement : (entrée à 15°C et sortie à 40°C)

$$M = 7.49 * 10^{10} / (40 - 15) = 2996 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\Delta T_m = 74.91 * 10^{09} / 29.045 * 10^{08} = 25.79 \text{ } ^\circ\text{C}$$

II-6. Hypothèse : $U_s = 450 \text{ kcal/ h.m}^2. ^\circ\text{C}$

*Surface totale d'échange: $A = 29.045 * 10^{08} / 450 * 10^{03} = 6454.4 \text{ m}^2$

*Surface d'un tube (a) type 14 BWG de 10m de long , disposés selon le pas carré = 1'' = e₁ = e₁ = 1 pouce

Tubes de 3''/4 = 0.75 pouces = d₀ = d_{ext} = 0.75 * 2.54 = 0.01905 m

D_{int} = 1.483 cm = 0.01483 m

On prendra : La longueur d'un tube , L=10 m

La surface d'un tube : a = π . d_{ext} . L = 3.14 * 0.01905 * 10 = 0.5982 m²

*Le nombre de tubes étant : $\frac{A}{a} = \frac{6454.4}{0.5982} = n = 10790 \text{ tubes}$

*d'après les tables, pour un diamètre de calandre = 39'' = 0.9906 m

nombre de passes coté tubes = n_{pt} = 4 passes

ceci donne nombre de tubes = 982 tubes pour un condenseur $\Rightarrow n_t = 10802$ tubes
on propose 11 condenseurs en série $\Rightarrow A' = A/11 = 6455 / 11 = 586.82 \text{ m}^2$
surface d'un échangeur :

$$11 \text{ condenseurs en série} \Rightarrow A' = \frac{A}{11} = \frac{6455}{11} = 586.824 \text{ m}^2$$

on prend le nombre des tubes pour un condenseur = 982 tubes

$$\frac{D_e}{5} \leq B \leq D_c \Leftrightarrow 0.198125 \leq B \leq 0.9906 \text{ m} \quad L = 10 \text{ m}$$

$$n_c = L/B - 1 \quad B = 0.8333 \text{ m} \quad n_c = \frac{10}{0.8333} - 1$$

$n_c = 11$ chicanes

***Contrôle de la vitesse de l'eau :**

$Q = V * S =$ Débit d'eau de refroidissement

$$S_1 = n_t * \pi * d_i^2 / 4 \quad \text{pour 4 passes coté tube}$$

$$S_2 \text{ pour 1 passe coté tube} \Rightarrow S_2 = 1/4 * n_t * \pi * d_i^2 / 4$$

$$Q = (2996/11)/3600 \text{ m}^3/\text{s} \text{ par échangeur}, n_t = 982 \text{ tubes/échangeur}, d_i = 0.01483 \text{ m}$$

$$V = Q/n_t * \pi * d_i^2 / 4 = 16 * 2996 / 982 * \pi * (0.01483)^2 * 3600 = 1.785 \text{ m/s}$$

***Coefficient de transfert sale :**

$$U_s = \frac{\sum \Delta Q_{total}}{\Delta T_{ml} * \text{surface d'un tube} * \text{nombre de tubes}}$$

$$U_s = \frac{7.491 * 10^{10}}{25.79 * 0.5982 * 10802} = 450.10^3 \frac{\text{cal}}{\text{h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$U_s = 450.10^3 \frac{\text{cal}}{\text{h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \Rightarrow \text{l'hypothese sur } U_s \text{ est bonne}$$

II-7.Coefficient de film d'eau :

$T_{\text{eau}} = 15 + 40/2 = 27.5^\circ\text{C}$ et $v_{\text{eau}} = 1.785 \text{ m/s} \Rightarrow$ figure V.1.21 (Wuithier page 1073 ou annexe).

Donc : $h_o = 6100 \text{ kcal} / \text{h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} =$ coefficient de film interne rapporté à

la surface intérieure.

$$\Rightarrow h_{i0} = \frac{h_0 * d_{int}}{d_{ext}} = \frac{6100 * 0.01083}{0.01905} = 4749 \frac{kcal}{h.m^2.^{\circ}C} = \text{coefficient de film interne rapporté}$$

à

la surface extérieure.

II-8. Diamètre équivalent :

$$D_e = \frac{4.et.el - \pi.d_{ext}^2}{\pi.d_{ext}} = \frac{4 * 0.0254 * 0.0254 - \pi * (0.01905)^2}{\pi * 0.01905} = 0.024m \quad (9)$$

II-9. Section transversale Calandre :

$$a_r = B * Dc * \left[\frac{\sqrt{et * el} - d_{ext}}{\sqrt{et * el}} \right] \quad (10)$$

$$a_r = 0.8333 * 0.9906 * \left[\frac{\sqrt{0.0254 * 0.0254} - 0.01905}{\sqrt{0.0254 * 0.0254}} \right] = 0.2064m^2$$

$$a_r = 0.2064 m^2$$

II-10- Calcul des coefficients de film h_v pour le refroidissement de la vapeur à l'extérieur des tubes :

pour chaque tranche on détermine la viscosité moyenne :

$$\mu_m = \frac{v_h * \mu_h + v_e * \mu_e}{v_h + v_e} \quad (11)$$

μ_h viscosité vapeur de l'hydrocarbure vapeur à la pression partielle et la température de l'HC.

μ_e viscosité vapeur l'état vapeur à la pression partielle et à la température de l'eau.

$$C_M = \frac{v_h * C_{ph} + v_e * C_{pe}}{v_h + v_e} \quad (12)$$

C_{ph} : capacité calorifique de l'hydrocarbure à l'état vapeur à la pression partielle et à la température de l'hydrocarbure.

C_{pe} : capacité calorifique de l'eau à l'état vapeur à la pression partielle et à la température de l'eau.

$\mu_e, \mu_h, C_{p m}, \Lambda_e$ et Λ_h sont évaluées en utilisant la base de données du simulateur PROSIM (PROPHY) à l'état de vapeur avec l'équation d'état d'Antoine.

Tableau 1 : calcul des coefficients de film h_v pour le refroidissement de la vapeur à l'extérieur des tubes

T_m °C	V_{hmoy} (kg/h)	V_{Emoy} (kg/h)	V_{Tmoy} (kg/h)	$\mu_{h vap}$ (kg/h.m)	$\mu_{E vap}$ (kg/h.m)	C_{ph} keal / kg°C	C_{pe} keal / kg°C	μ_m kg/°C	C_{pm} Kcal/kg°C
64	593500	24750	618250	0.0241	0.0398	0.575	0.460	0.0247	0.571
62	547350	24750	572100	0.0240	0.0396	0.572	0.461	0.0246	0.567
60.1	508100	24750	532850	0.0238	0.0394	0.569	0.462	0.0245	0.564
58.1	457050	21985	479035	0.0237	0.0391	0.566	1	0.0244	0.586
55.5	375150	15870	391020	0.0233	0.0388	0.562	1	0.0241	0.580
52.5	275900	9900	285800	0.0232	0.0385	0.557	1	0.0238	0.573
49.5	171950	5270	177220	0.0231	0.0381	0.553	1	0.0235	0.566
46.5	84250	2205	86455	0.0229	0.0378	0.548	1	0.0233	0.559
44.1	24850	575	25425	0.0227	0.0375	0.544	1	0.0230	0.554
41.7	0	0	0	-	-	-	1	-	-

Tableau 1 : (suite)

T_m °C	V_T moy(kg/h)	μ_m (kg/h.m ²)	G_t (kg/h.m)	Re	J_h	$J_h \cdot 10^4$	C_{pm}	h_v
64	618450	0.0247	2996366.3	2911449	1293	4.44	0.5704	880.3
62	572050	0.0246	2771560.1	2703961.1	1241	4.59	0.5672	837.0
60.1	532800	0.0245	2581395.3	2525713.8	1131	4.74	0.5640	800.5
58.1	479000	0.0244	2320736.4	2282691.5	1196	4.95	0.5859	780.8
55.5	391000	0.0241	1894379.8	1886519.3	1018	5.40	0.5798	688.0
52.5	285800	0.0238	1384689.9	1396325.9	863	6.18	0.5723	568.1
49.5	177200	0.0235	858527.13	876793.66	668	7.62	0.5663	429.8
46.5	86400	0.0233	418604.65	431180.76	452	10.48	0.5595	284.8
44.1	25400	0.0230	123062.02	128412.54	232	18.07	0.5543	143.0
41.7	0	-	-	-	-	-	-	-

Avec: $G_t = V_T / a_t$

$$Re = (D_{ext} \cdot G_t) / \mu_m$$

$$J_h = 0.36 Re^{0.55} \text{ pour } Re > 2100$$

$$J_h = J_h / Re$$

h_v : coefficient de convection en phase vapeur = $1.16 C_{p_m} \cdot G_t \cdot J_h$

II-11. Calcul du coefficient de film de convection équivalent h_e :

$$h_e/h_v = [1 + (\sqrt{V} \cdot c_{pm} \cdot (\Delta V / \Delta T))] \dots \dots \dots (13)$$

tableau II : calcul du coefficient de film de convection équivalent

condensât : Hydrocarbures seuls

T(°C)	T _m (°C)	ΔT(°C)	[V ^{total} * 10 ⁻⁰⁵] (kg/h)	ΔV (kg/h)	C _{ph}	H _I	H _V	Λ	ΔV/ΔT	h _e /h _v	h _v	h _e
65			6.432									
	64	2	6.185	49500	0.582	33.2	117.6	84.4	24750	6.80	880.3	5986
63			5.937									
	62	2	5.721	43300	0.580	31.6	116.8	85.2	21650	6.56	837	5491
61			5.504									
	60.1	1.75	5.328	35200	0.577	30.29	116.05	85.8	20114	6.61	800.5	5291
59.25			5.152									

Condensât mixte :Hydrocarbures

T(°C)	T _m (°C)	ΔT(°C)	[V _{HC} * 10 ⁻⁵] (kg/h)	ΔV (kg/h)	C _{pm}	H _I	H _V	Λ	ΔV/ΔT	h _e /h _v	h _v	h _e
59.25			4.905									
	58.1	2.25	4.571	66900	0.6	29.3	115.3	86	29733	10.32	780.8	8058
57			4.236									
		3	3.752	96900	0.6	28	114	86	32300	13.34	688.0	9178
54	55.5		3.267									
		3	2.759	101600	0.6	27	113	86	33867	18.59	568.1	10561
51	52.5		2.251									
		3	1.719	106300	0.6	25.6	111.8	86.2	35433	30.61	429.8	13156
48	49.5		1.188									
		3	0.843	69100	0.6	110.6	110.6	86.7	23033	40.48	284.8	11529
45	46.5		0.497									
	44.1	1.7	0.249	49700	0.6	109.7	109.7	87.2	29235	171.64	143.0	24545
43.3			0									

Condensât mixte : Eau

T(°C)	T _m (°C)	ΔT	V _{eau} (kg/h)	ΔV (kg/h)	C _{pm}	H _V	H _I	Λ	ΔV/ΔT	h _e /h _v	h _v	h _e
59.25			24750									
	58.1	2.25	21985	5530	0.6	612	58.13	553.87	2458	104.21	782	80549
57			19220									
	55.5	3	15870	6700	0.6	610	55.5	554.5	2233	131.04	688	90129
54			12520									
	52.5	3	9900	5240	0.6	608	52.5	555.3	1747	164.32	569	93374
51			7280									
	49.5	3	5270	4020	0.6	606	49.5	556.1	1340	236.67	430	101667
48			3260									
	46.5	3	2205	2110	0.6	603	46.5	556.8	703	296.87	285	84600
45			1150									
	44.1	1.7	575	1150	0.6	602	44.15	557.45	676	1093.3	143	156808
43.3			0									

II-12. Calcul du coefficient de condensation et du coefficient de transfert propre :

La température du film t_f vraie peu (60 à 30°C environ), d'autre part, les produits lourds se condensent les premiers à température élevée alors que les produits légers se condensent les derniers à la température la plus basse.

Dans ces conditions, on se contentera d'effectuer la détermination de h_e pour une température moyenne de 62°C dans la première section, de 49.5°C dans la seconde, puisque les caractéristiques physiques du condensât varient relativement peu.

On admettra qu'à 62°C, le condensât est représenté par le 3-methyl pentane et à 49.5°C par le

2-2- dimethyl butane (néo hexane)

La température de condensât est donnée par :

$$t_f = \frac{(T+t_{H2O})}{2} + U_p \frac{(T-t_{H2O})}{2} \left(\frac{h_e - h_{io}}{h_e h_{io}} \right) \dots\dots(14)$$

La vitesse massique par : $G_H = \frac{V}{IN_t^{2/3}} = 651 \text{ kg / h} \dots\dots(15)$

Le coefficient de condensation : $h_{ch} = \left(\frac{\lambda^3 p^2 g}{\mu^2} \right)^{1/3} \left(\frac{4G_H}{\mu} \right)^{-1/3} \dots\dots(16)$

avec $g=1.271 \cdot 10^8 \text{ m/h}^2$

Le coefficient général à la condensation =hc

$$hc = 0.725 \cdot [(\lambda^3 \cdot \rho^2 \cdot g \cdot \Lambda) / (\mu \cdot d_{ext})]^{0.25} \cdot [1/\Delta t]^{0.25} \dots\dots(17)$$

Δt : gradient de température dans le film de condensât = $t_i - t_t$

t_i : température de face extérieure du film du condensât.

t_t : température du tube.

t_f : température moyenne du film du condensât = $(t_i + t_t) / 2$

T : température moyenne par section du mélange vapeur (HC+eau).

N_t : nombre de tubes du faisceau = 982 tubes.

l : longueur de tube = 10m.

G_H : débit de condensât par unité de longueur de tube horizontal.

h_{io} : coefficient de film à l'intérieur du tube.

V : débit horaire de la phase vapeur globale.

t_{H2O} : température moyenne par section de l'eau liquide circulant à l'intérieur des tubes.

Enfin :

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{h_e} + \frac{1}{h_e} + \frac{1}{h_{io}} \dots\dots(18)$$

T(°C)	t _{H2O} (°C)	h _{io}	h _e (kcal/h.m ² .°C)	λ(w/m.k)	d	[μ * 10 ⁺⁰⁴] (Pa.s)
62°C 3-methyl pentane	37.7	4749	5503	9.885*10 ⁻²	0.6082	2.1
49.5°C 2-2-Dimethyl Butane	22.2	4749	13153	9.234*10 ⁻²	0.6192	1.97
49.5°C Eau	22.2	4749	101667	0.6397	0.9882	5.53

A partir de G_h , λ , d , μ et la figure à l'annexe \rightarrow (ou Wuithier page 1119) nous pouvons calculés h_e .

Tableau III : Calcul du coefficient de condensation et du coefficient de transfert propre

T(°C)	T _{H2O} (°C)	h _{io}	h _e	G _H kg/h	λ kcal/ h.m ² . C	d	μ C _{po}	h _c	U _p	h _{ch}	t _r (°C)
62°C 3-methyl pentane	37.7	4749	5503	651	0.0851	0.6082	0.210	600	486	563	50
49.5°C 2-2-demethyl butane	22.22	4749	13153	651	0.0795	0.6192	0.197	600	512	544	37
49.5°C Eau	22.2	4749	101667	651	0.0551	0.9882	0.553	1540	1150	3651	39

Tableau IV :calcul du coefficient de condensation et du coefficient de transfère propre

Condensation :hydrocarbures seuls

T_m (°C)	h_e	$[1/hc^* \cdot 10^{+03}]$	h_{io}	$[1/h_{io}^* \cdot 10^{+04}]$	h_e	$[1/h_e^* \cdot 10^{+04}]$	U_P	$\Delta Qi^* \cdot 10^6$ (kcal/h)	$\Delta TLMi$ (°C)	$a_p = (\Delta Qi / U_P \cdot \Delta TLMi)$ (m ²)
64	600	1.66	4749	2.11	5999	1.66	489	4.73	24.79	390.19
62	600	1.66	4749	2.11	55.3	1.82	486	4.28	24.99	352.40
60.1	600	1.66	4749	2.11	5291	1.89	484	3.52	23.72	306.61

Condensation mixte :hydrocarbures

T_m (°C)	h_e	$[1/hc^* \cdot 10^{+03}]$	h_{io}	$[1/h_{io}^* \cdot 10^{+04}]$	h_e	$[1/h_e^* \cdot 10^{+04}]$	U_P	$\Delta Qi^* \cdot 10^{-06}$ (kcal/h)	$\Delta TLMi$ (°C)	$a_p = (\Delta Qi / U_P \cdot \Delta TLMi)$ (m ²)
58.1	600	1.66	4749	2.11	8062	1.24	500	6.32	23.88	529.31
55.5	600	1.66	4749	2.11	9162	1.09	503	9.05	24.96	720.84
52.5	600	1.66	4749	2.11	10565	9.47	507	9.50	26.18	715.72
49.5	600	1.66	4749	2.11	13153	7.60	521	10.08	27.34	720.10
46.5	600	1.66	4749	2.11	11534	8.67	509	7.06	27.80	498.93
44.1	600	1.66	4749	2.11	24650	4.05	521	4.96	27.77	342.82

Condensation mixte :Eau

T_m (°C)	h_e	$[1/hc^* \cdot 10^{+03}]$	h_{io}	$[1/h_{io}^* \cdot 10^{+04}]$	h_e	$[1/h_{io}^* \cdot 10^{+04}]$	U_P	$\Delta Qi^* \cdot 10^6$ (kcal/h)	$\Delta TLMi$ (°C)	$a_p = (\Delta Qi / U_P \cdot \Delta TLMi)$ (m ²)
58.1	600	1.66	4749	2.11	81549	1.22	1147	3.11	23.88	113.54
55.5	600	1.66	4749	2.11	90130	1.10	1148	3.77	24.96	131.57
52.5	600	1.66	4749	2.11	93374	1.07	1149	2.98	26.18	99.06
49.5	600	1.66	4749	2.11	101666	9.84	1150	2.30	27.34	73.15
46.5	600	1.66	4749	2.11	84600	1.18	1147	1.24	27.80	38.88
44.1	600	1.66	4749	2.11	156808	6.38	1154	0.68	27.77	21.22

Refroidissement du condensât

T_m (°C)	h_e	$[1/hc^* \cdot 10^{+03}]$	h_{io}	$[1/h_{io}^* \cdot 10^{+04}]$	h_e	$[1/h_{io}^* \cdot 10^{+04}]$	U_P	$\Delta Q_i \cdot 10^6$ (kcal/h)	ΔTLM_i (°C)	$a_p = (\Delta Q_i / U_P \cdot \Delta TLM_i)$ (m ²)
41.7	-	-	4749	2.11	538	1.86	483	1.31	26.43	102.62
Total							564	74.89	25.78	5150.6

II-13. Calcul de coefficient d'encrassement :

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \cdot U_s} \dots\dots\dots(19)$$

$$U_s = 450 \text{ Kcal} / \text{hm}^2\text{C}$$

$$R_s = (564 - 450) / (564 \cdot 450) = 4.49 \cdot 10^{-4}$$

$4 \cdot 10^{-4} \leq R_s = 4.49 \cdot 10^{-4} \leq 10^{-3} \Rightarrow$ la spécification d'encrassement est respectée.

II-14. Calcul des pertes de charges :

II-14-1. Coté tubes (eau de réfrigération) :

$$d_i = 0.01483 \text{ m}$$

$$\mu_{\text{eau liquide}} \text{ à } 49.5^\circ\text{C} = 0.553 \text{ cpo} = 0.953 \cdot 10^{-3} \times 3600 \frac{\text{kg}}{\text{mh}} \Rightarrow \mu_{48.5^\circ\text{C}} = 1.9908 \frac{\text{kg}}{\text{m.h}}$$

$$G_i = \frac{\text{débit massique de l'eau de refroidissement} \times 4 \text{ passes coté tube}}{\frac{\pi d_i^2}{4} \times \text{nombre de tube}}$$

$$\text{débit d'eau de refroidissement} = 2996 \text{ m}^3/\text{h} = 2996000 \text{ kg/h}$$

$$G_i = \frac{2996000 \times 4}{\frac{\pi}{4} (0.01483)^2 \times 10802} \Rightarrow G_i = 6426073.2 \frac{\text{kg}}{\text{hm}^2}$$

$$Re_i = \frac{d_i G_i}{\mu_{\text{eau}}} = \frac{0.01483 \times 6426073.2}{1.9908} = 47869.53$$

$$f_i = 0.0028 + \frac{0.25}{Re_{i0}^{0.32}} = 0.0028 + \frac{0.25}{47869.53^{0.32}} = 1.075 \cdot 10^{-2}$$

$$\Delta p_i = \frac{\text{nombre de passes cot \acute{e} tube} \times G_i^2 \left[\frac{f_i \times \text{longueur}}{d_i} + 2 \right]}{1.271 \cdot 10^{15}}$$

$$\Delta p_i = 1.202 \text{ kh/cm}^2$$

II-14-2. Coté calandre (vapeur) :

$$\text{diamètre équivalent} = 0.024 \text{ m} \quad a_i = 0.2064 \text{ m}^2$$

$$G_i = \frac{(v_h + v_e)_{\text{total}}}{a_i} = \frac{6.432 \times 10^5}{0.2064 \times 11} = 283300 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^2$$

$$Re_i = \frac{R_{\text{équiv}} * G_c}{\mu_{\text{vapeur d'eau à rosée}}} = \frac{0.024 \times 283300}{0.029} = 17440$$

$$\rho_{\text{vapeur}} = \frac{P * M}{Z * R * T} = 3.09 \text{ kg/cm}^3$$

$$N_c + 1 = \frac{l}{B} = 12$$

$$f_{ct} = 1.5 \left[\frac{d_{ext}}{(e_t - d_{ext}) * R_e} \right]^{0.2} = 0.104$$

$$\Delta P_c = \frac{f_{ct} * G_c^2 (N_c + 1) * D_{calandre}}{2.54 * 10^{15} * \rho_v * D_{\acute{e}qui}} = 0.526 \text{ kg/cm}^2 \dots\dots\dots(20)$$

$$\Delta P_c = 0.526 \text{ kg/cm}^2$$

	Nbre de tubes	Nbre de passes coté tubes	Diamètre calandre (m)	Espacemen t entre chicanes (m)	Us (kcal/h.m ² °C)	ΔP(tubes) (kg/cm ²)	ΔP (calandre) (kg/cm ²)
Condenseur	982	04	0.9906	0.833	450	1.202	0.526

Nombre total de condenseur en série = 11 et le nombre total de tubes = 10802 tubes

III Conclusion :

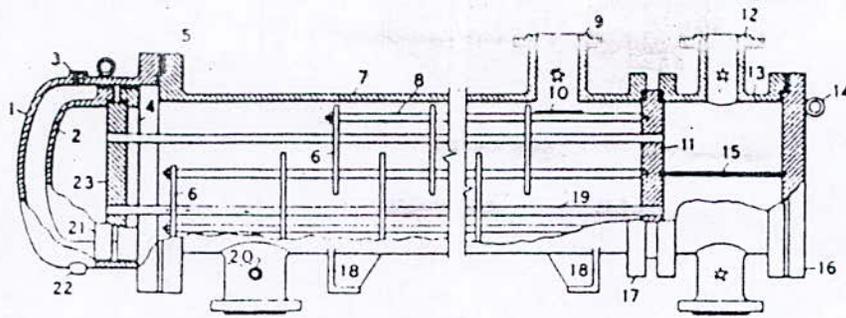
La procédure de dimensionnement du condenseur est relativement complexe et implique la connaissance plus au moins exacte d'un nombre important de propriété à des températures fixes.

De nombreux jugements doivent être faits, ce qui nécessite une parfaite maîtrise de la méthodologie de dimensionnement.

La condensation d'une vapeur complexe nécessite une surface d'échange très importante ce qui nous mène à concevoir une batterie d'échangeurs.

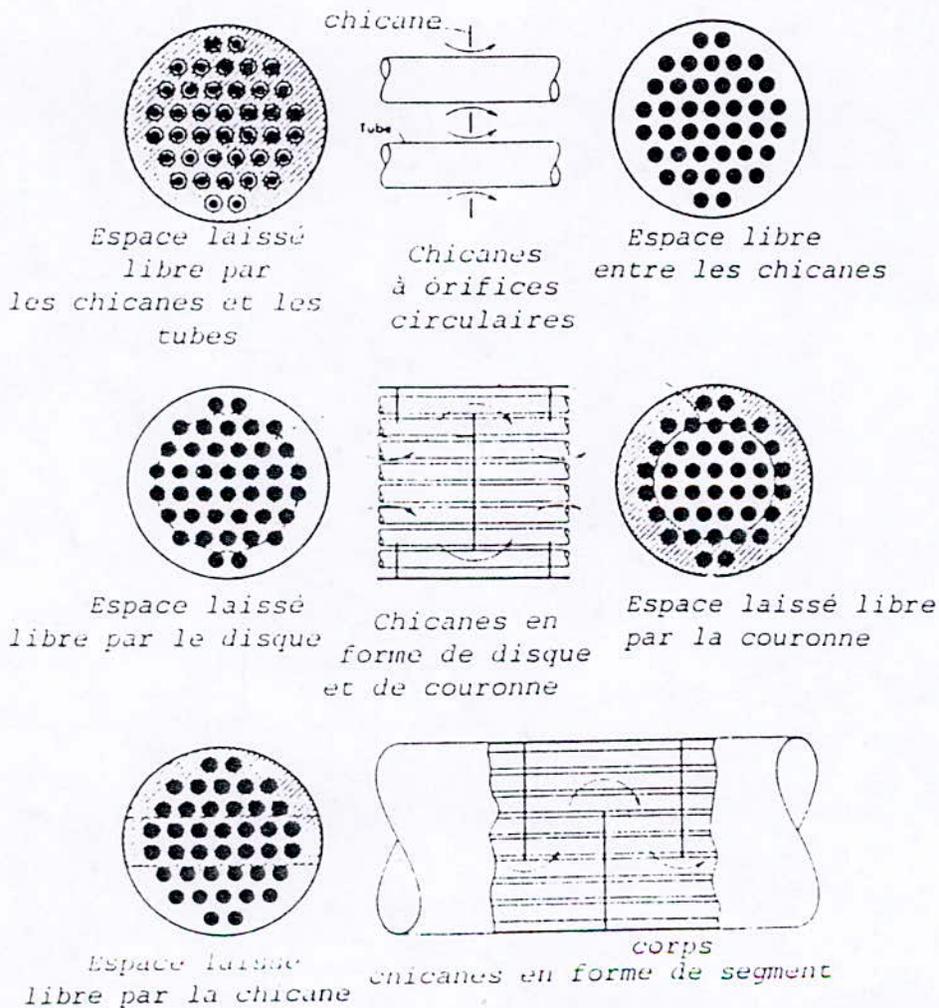
Onze géants condenseurs c'est quelque chose introuvable dans la pratique, donc c'est mieux de concevoir des aero-réfrigérants .

ANNEXES



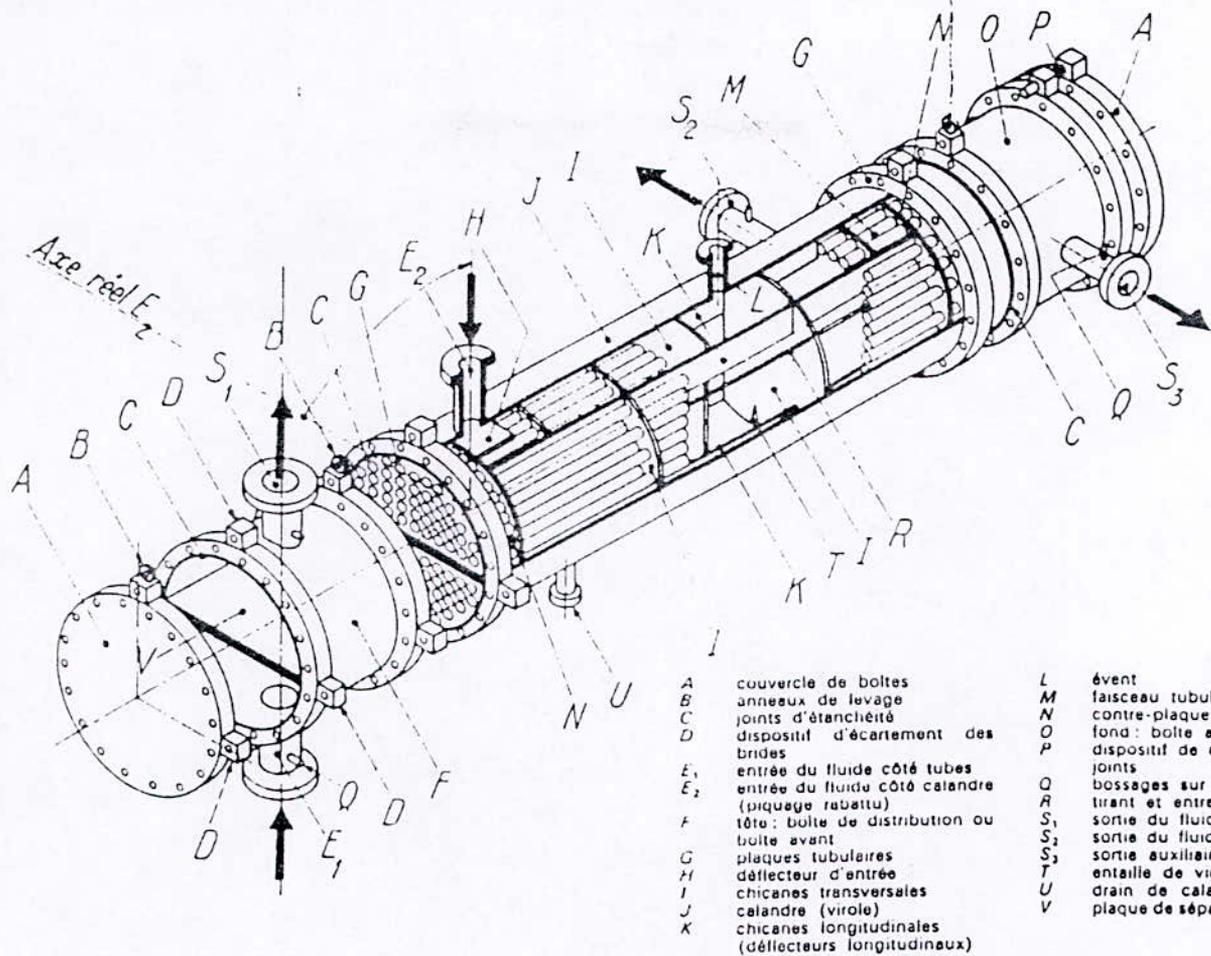
Echangeur muni d'une tête flottante, de deux passages de tubes et d'un corps extérieur à un seul passage et chicanes croisées.
 (Aimablement communiqué par le Tubular Exchanges Manufacturer Association)

- | | | |
|---|--|--|
| 1. Fond amovible | 8. Barres d'accouplement et dispositifs de réglage | 15. Plaque de séparation |
| 2. Tête flottante | 9. Bride d'entrée du fluide circulant à l'intérieur du corps | 16. Plaque de fermeture amovible |
| 3. Purgeur | 10. Chicanes anti-choc | 17. Bride de corps |
| 4. Partie arrière de la tête flottante | 11. Plaque de tête fixe | 18. Pieds de fixation |
| 5. Corps de l'échangeur formant bride pour le fond amovible | 12. Bride d'entrée du fluide circulant dans les tubes internes | 19. Tube d'échange |
| 6. Chicanes transversales ou support de plaques | 13. Cannelure | 20. Prise pour appareil de mesure |
| 7. Corps de l'échangeur | 14. Anneau de levage | 21. Tête flottante à déplacement libre |
| | | 22. Prise de vidange |
| | | 23. Plaque de tête à déplacement libre |



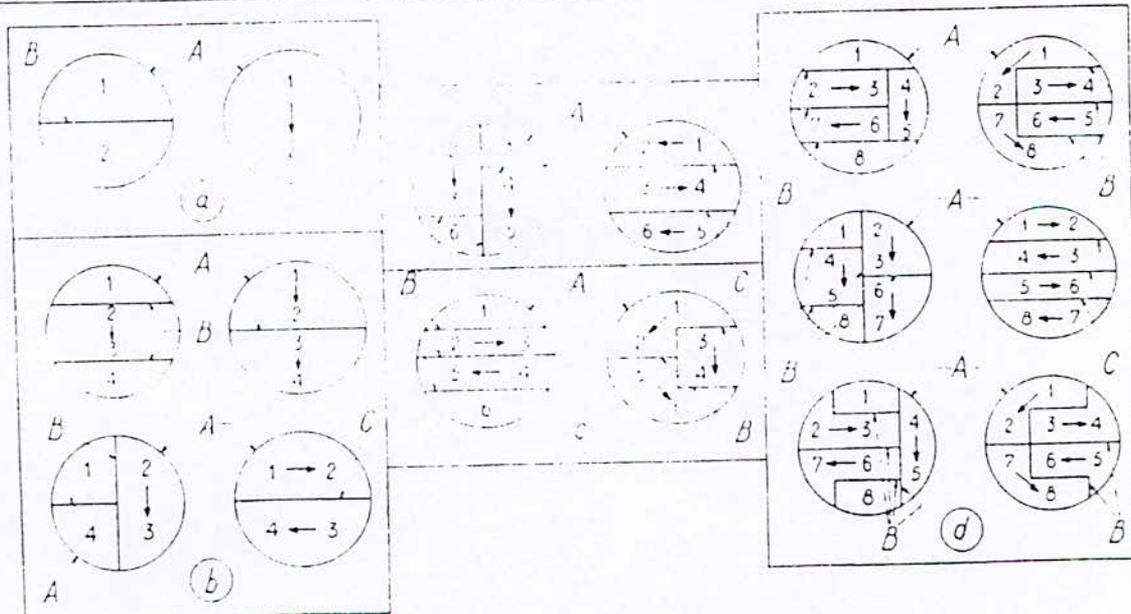
Trois types de chicanes utilisées dans les échangeurs de chaleur à tubes et corps. (D'après C.B. GRAMER, Heat Transfer, 2d ed. International Textbook Company, Scranton, Pa.)

1
Schéma d'un échangeur



- | | | | |
|----------------|---|----------------|--------------------------------------|
| A | couvercle de boltes | L | évent |
| B | anneaux de levage | M | faisceau tubulaire |
| C | joint d'étanchéité | N | contre-plaques tubulaires |
| D | dispositif d'écartement des brides | O | fond: boîte arrière |
| E ₁ | entrée du fluide côté tubes | P | dispositif de décollement des joints |
| E ₂ | entrée du fluide côté calandre (piquage rabattu) | Q | bossages sur tubulures |
| F | tête: boîte de distribution ou boîte avant | R | tirant et entretoises |
| G | plaques tubulaires | S ₁ | sortie du fluide côté tubes |
| H | défecteur d'entrée | S ₂ | sortie du fluide côté calandre |
| I | chicanes transversales | S ₃ | sortie auxiliaire |
| J | calandre (virole) | T | entaille de vidange |
| K | chicanes longitudinales (déflecteurs longitudinaux) | U | drain de calandre (vidange) |
| | | V | plaque de séparation de passes |

— Échangeur TEMA type AEL, d'après [1. b. 3].

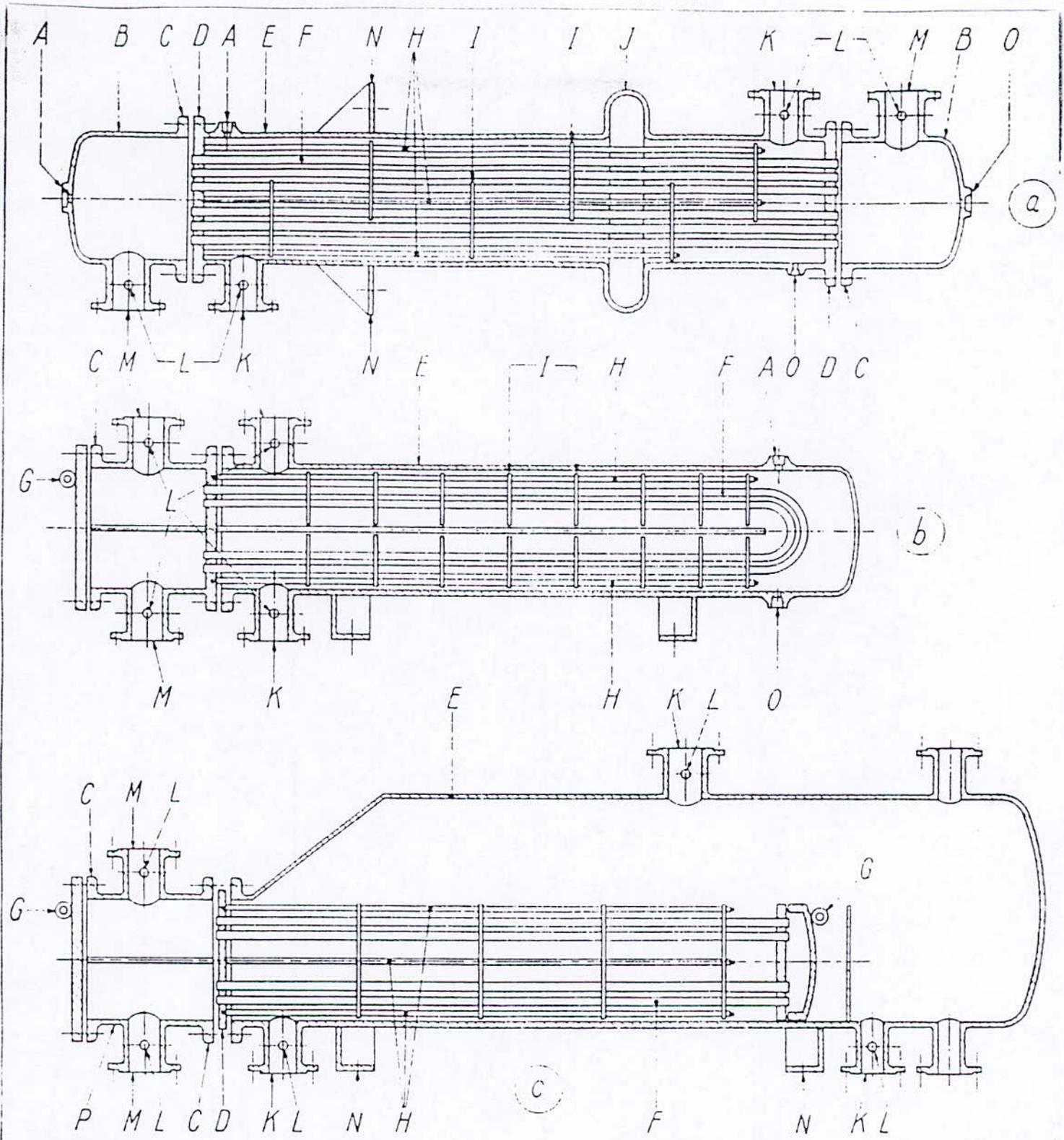


- | | | | |
|-----|-----------------------------|-----|-----------------------------------|
| A | calandre | C | cloisons supprimées si tubes en U |
| B | cloison | | |
| (a) | 2 passes: 1 cas représenté | (c) | 6 passes: 2 cas représentés |
| (b) | 4 passes: 2 cas représentés | (d) | 8 passes: 3 cas représentés |

Dans chaque cas, à gauche est représentée la boîte avant et à droite la boîte arrière. Les flèches indiquent le sens de circulation du fluide. Pour les échangeurs à tube en U, il n'y a pas de boîte arrière.

- Disposition des passes côté boîte avant et boîte arrière.

Schémas d'un échangeur

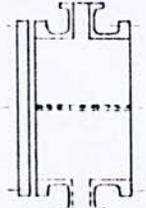
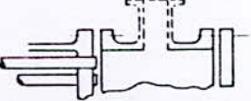
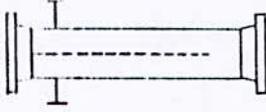
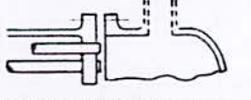
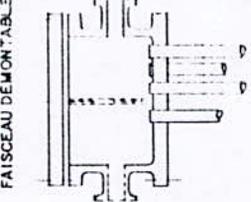
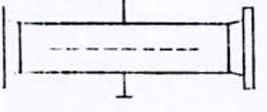
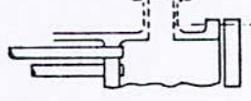
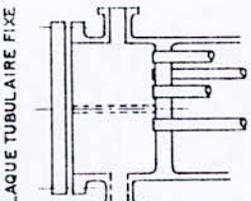
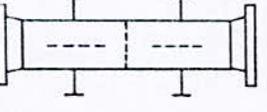
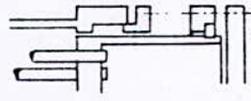
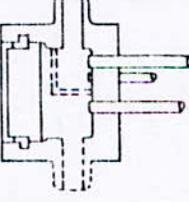
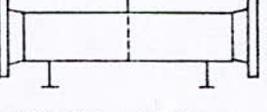
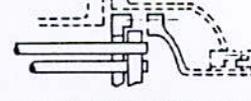
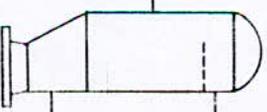
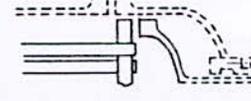
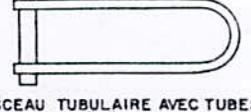
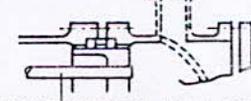


- | | | | |
|--|--|--|---|
| <p>A purge de gaz</p> <p>B extrémité fixe. Virole de bolte à fond bombé monobloc</p> <p>C bride d'extrémité fixe sur bolte à fond plat ou à fond bombé monobloc</p> <p>⊙ échangeur TEMA type BEM</p> | <p>D plaque tubulaire fixe</p> <p>E virole de calandre ou corps</p> <p>F tubes</p> <p>G anneau de levage</p> <p>H tirants et entretoises</p> | <p>I chicanes transversales ou plaques-supports</p> <p>J soufflet de dilatation</p> <p>K tubulure de calandre ou corps</p> <p>L raccord d'instrument de mesure</p> | <p>M tubulure de bolte d'extrémité fixe</p> <p>N console-support</p> <p>O purge de liquide</p> <p>P extrémité fixe. Virole de bolte à fond plat</p> <p>↳ échangeur TEMA type CFU</p> <p>⊙ échangeur TEMA type AKT</p> |
|--|--|--|---|

BEM, CFU, AKT: et fig. 9.
 -- Echangeurs TEMA: exemples, d'après [I. b. 3].

Shéma d'un ³échangeur

ÉVALUATION DES ÉCHANGEURS DE CHALEUR

	TYPE DE CHAMBRE DE DISTRIBUTION		TYPE DE CALANDRE		TYPE DE TETE FLOTTANTE ET DE FOND DE CALANDRE
A	 CHAMBRE AVEC COUVERCLE DEMONTABLE	E	 UNE PASSE CALANDRE	L	 PLAQUE TUBULAIRE FIXE IDENTIQUE AU TYPE "A" CHAMBRE
B	 CHAMBRE A FOND ET BRIDE MONOBLOC	F	 DEUX PASSES CALANDRE AVEC CHIÇANE LONGITUDINALE	M	 PLAQUE TUBULAIRE FIXE IDENTIQUE AU TYPE "B" CHAMBRE
C	 FAISCEAU DEMONTABLE	G	 FLUX DIVISE	N	 PLAQUE TUBULAIRE FIXE IDENTIQUE AU TYPE "C" CHAMBRE
	 PLAQUE TUBULAIRE FIXE CHAMBRE MONOBLOC AVEC PLAQUE TUBULAIRE ET COUVERCLE DEMONTABLE	H	 DOUBLE FLUX DIVISÉ	P	 TETE FLOTTANTE AVEC PRESSE-ETOUPE EXTERIEUR
D	 FERMETURE SPÉCIALE POUR HP	J	 FLUX DIVISÉ A 2 SORTIES	S	 TETE FLOTTANTE AVEC COURONNE DE FIXATION EN 2 ELEMENTS
		K	 REBOILLEUR "TYPE CHAUDIÈRE"	T	 TETE FLOTTANTE A PASSAGE LIBRE
				U	 FAISCEAU TUBULAIRE AVEC TUBES EN EPINGLES "U"
				W	 TETE FLOTTANTE AVEC JOINT TYPE "LANTERNE"

DISPOSITION DES FAISCEAUX DE TUBES

MAILLE CARREE

TUBES DE $d_e = 3/4$ POUCE. MAILLE CARREE DE 1 POUCE

Di Enveloppe "pouces"	1 passe	2 p.	4 p.	6 p.	8 p.
8	32	26	20	20	
10	52	52	40	36	
12	81	76	68	68	60
13 1/4	97	90	82	76	70
15 1/4	137	124	116	108	108
17 1/4	177	166	158	150	142
19 1/4	224	220	204	192	188
21 1/4	277	270	246	240	234
23 1/4	341	324	308	302	292
25	413	394	370	356	346
27	481	460	432	420	408
29	553	526	480	468	456
31	657	640	600	580	560
33	749	718	688	676	648
35	845	824	780	766	748
37	934	914	886	866	838
39	1049	1024	982	968	948

d_e = diamètre extérieur d'un tube

Le nombre de tubes = nombre total de tubes dans
les différentes passes (ex. 8 passes = 60 tubes).

1 pouce = 2,54 cm

TABLEAU A III 2

CHALEUR LATENTE DE VAPORISATION DE L'EAU (kcal/kg)

PRESSION (bar abs.)	TEMPÉRATURE (°C)	CHALEUR LATENTE	PRESSION (bar abs.)	TEMPÉRATURE (°C)	CHALEUR LATENTE	PRESSION (bar abs.)	TEMPÉRATURE (°C)	CHALEUR LATENTE
0,1	45,38	574,75	5,1	151,73	499,54	10,25	179,96	479,63
0,2	59,76	564,84	5,2	152,47	499,01	10,50	181,01	478,57
0,3	68,74	558,53	5,3	153,19	498,49	10,75	182,04	477,51
0,4	75,47	553,81	5,4	153,90	497,98	11,00	183,05	476,47
0,5	80,90	549,99	5,5	154,59	497,47			
0,6	85,48	546,75	5,6	155,28	497,07	11,25	184,05	476,04
0,7	89,47	543,94	5,7	155,96	496,48	11,50	185,03	475,32
0,8	93,00	541,44	5,8	156,63	496,00	11,75	185,99	474,62
0,9	96,19	539,20	5,9	157,29	495,52	12,00	186,99	473,92
1,0	99,09	537,15	6,0	157,94	495,05			
						12,25	187,87	473,24
1,1	101,76	535,26	6,1	158,59	494,58	12,50	188,78	472,57
1,2	104,24	533,50	6,2	159,22	494,12	12,75	189,69	471,90
1,3	106,55	531,86	6,3	159,85	493,67	13,00	190,57	471,25
1,4	108,77	530,33	6,4	160,47	493,22			
1,5	110,76	528,87	6,5	161,08	492,78	13,25	191,45	470,61
1,6	112,70	527,49	6,6	161,68	492,34	13,50	192,31	469,97
1,7	114,54	526,18	6,7	162,28	491,91	13,75	193,16	469,34
1,8	116,29	524,84	6,8	162,87	491,48	14,00	194,00	468,73
1,9	117,97	523,57	6,9	163,45	491,06			
2,0	119,57	522,60	7,0	164,03	490,64	14,25	194,83	468,12
						14,50	195,64	467,52
2,1	121,11	521,50	7,1	164,60	490,22	14,75	196,45	466,92
2,2	122,59	520,46	7,2	165,16	489,82	15,00	197,24	466,34
2,3	124,02	519,43	7,3	165,72	489,41			
2,4	125,40	518,44	7,4	166,27	489,01	16,00	200,32	464,07
2,5	126,73	517,49	7,5	166,82	488,62	17,00	203,20	461,83
2,6	128,02	516,57	7,6	167,36	488,22	18,00	206,07	459,81
2,7	129,26	515,68	7,7	167,89	487,83	19,00	208,75	457,82
2,8	130,48	514,81	7,8	168,42	487,45			
2,9	131,65	513,97	7,9	168,94	487,07	20,00	211,34	455,89
3,0	132,80	513,15	8,0	169,46	486,69			
3,1	133,91	512,35	8,1	169,97	486,32			
3,2	135,00	511,57	8,2	170,48	485,95			
3,3	136,06	510,81	8,3	170,98	485,58			
3,4	137,09	510,07	8,4	171,48	485,22			
3,5	138,10	509,35	8,5	171,98	484,86			
3,6	139,09	508,67	8,6	172,47	484,50			
3,7	140,05	507,95	8,7	172,95	484,15			
3,8	141,00	507,27	8,8	173,43	483,80			
3,9	141,92	506,61	8,9	173,91	483,45			
4,0	142,82	505,96	9,0	174,38	483,11			
4,1	143,71	505,32	9,1	174,85	482,77			
4,2	144,58	504,70	9,2	175,31	482,43			
4,3	145,43	504,08	9,3	175,77	482,09			
4,4	146,27	503,48	9,4	176,23	481,76			
4,5	147,09	502,89	9,5	176,68	481,43			
4,6	147,90	502,31	9,6	177,13	481,10			
4,7	148,69	501,73	9,7	177,57	480,78			
4,8	149,47	501,17	9,8	178,01	480,45			
4,9	150,24	500,63	9,9	178,45	480,14			
5,0	150,99	500,07	10,0	178,89	479,82			

TABLEAU A.III.5

 CARACTÉRISTIQUES DES FAISCEAUX DE TUBES
 (NOMBRE DE TUBES PAR FAISCEAU)

a. Disposition des tubes en carré

DIAMÈTRE CALANDRE		TUBES : 3/4" PAS = 1"				TUBES : 1" PAS = 1 1/4"				TUBES : 1 1/4" PAS = 1 9/16"			
		nombre de passes				nombre de passes				nombre de passes			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	358	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	911	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1 021	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

b. Disposition des tubes en triangle

DIAMÈTRE CALANDRE		TUBES : 3/4" PAS = 15/16"				TUBES : 3/4" PAS = 1"				TUBES : 1" PAS = 1 1/4"			
		nombre de passes				nombre de passes				nombre de passes			
(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	46	44
13 1/4	33,7	114	96	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	1 068	1 004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94,0	1 200	1 144	1 104	1 072	1 044	1 012	986	870	664	632	614	598
39	99,0	1 330	1 258	1 248	1 212	1 176	1 128	1 100	1 078	736	700	688	672

TABLEAU A.III.2

CHALEUR LATENTE DE VAPORISATION DE L'EAU (kcal/kg)

PRESSION (bar abs)	TEMPÉRATURE (°C)	CHALEUR LATENTE	PRESSION (bar abs)	TEMPÉRATURE (°C)	CHALEUR LATENTE	PRESSION (bar abs)	TEMPÉRATURE (°C)	CHALEUR LATENTE
0,1	45,58	574,75	5,1	151,73	499,54	10,25	179,96	479,93
0,2	59,76	564,84	5,2	152,47	499,01	10,50	181,01	478,27
0,3	68,74	558,53	5,3	153,19	498,49	10,75	182,04	477,51
0,4	75,47	553,81	5,4	153,90	497,98	11,00	183,05	476,77
0,5	80,90	549,99	5,5	154,59	497,47			
0,6	85,48	546,75	5,6	155,28	497,07	11,25	184,05	476,04
0,7	89,47	543,94	5,7	155,96	496,48	11,50	185,03	475,32
0,8	93,00	541,44	5,8	156,63	496,00	11,75	185,99	474,62
0,9	96,19	539,20	5,9	157,29	495,52	12,00	186,99	473,92
1,0	99,09	537,15	6,0	157,94	495,05			
						12,25	187,87	473,24
1,1	101,76	535,26	6,1	158,59	494,58	12,50	188,78	472,57
1,2	104,24	533,50	6,2	159,22	494,12	12,75	189,69	471,90
1,3	106,55	531,86	6,3	159,85	493,67	13,00	190,57	471,25
1,4	108,72	530,33	6,4	160,47	493,22			
1,5	110,76	528,87	6,5	161,08	492,78	13,25	191,45	470,61
1,6	112,70	527,49	6,6	161,68	492,34	13,50	192,31	469,97
1,7	114,54	526,18	6,7	162,28	491,91	13,75	193,16	469,34
1,8	116,29	524,84	6,8	162,87	491,48	14,00	194,00	468,73
1,9	117,97	523,74	6,9	163,45	491,06			
2,0	119,57	522,60	7,0	164,03	490,64	14,25	194,83	468,12
						14,50	195,64	467,52
2,1	121,11	521,50	7,1	164,60	490,22	14,75	196,45	466,92
2,2	122,59	520,46	7,2	165,16	489,82	15,00	197,24	466,34
2,3	124,02	519,43	7,3	165,72	489,41			
2,4	125,40	518,44	7,4	166,27	489,01	16,00	200,32	464,07
2,5	126,73	517,49	7,5	166,82	488,62	17,00	203,20	461,83
2,6	128,02	516,57	7,6	167,36	488,22	18,00	206,07	459,81
2,7	129,26	515,68	7,7	167,89	487,83	19,00	208,75	457,82
2,8	130,48	514,81	7,8	168,42	487,45			
2,9	131,65	513,97	7,9	168,94	487,07	20,00	211,34	455,89
3,0	132,80	513,15	8,0	169,46	486,69			
3,1	133,91	512,35	8,1	169,97	486,32			
3,2	135,00	511,57	8,2	170,48	485,95			
3,3	136,06	510,81	8,3	170,98	485,58			
3,4	137,09	510,07	8,4	171,48	485,22			
3,5	138,10	509,35	8,5	171,98	484,86			
3,6	139,09	508,67	8,6	172,47	484,50			
3,7	140,05	507,95	8,7	172,95	484,15			
3,8	141,00	507,27	8,8	173,43	483,80			
3,9	141,92	506,61	8,9	173,91	483,45			
4,0	142,82	505,96	9,0	174,38	483,11			
4,1	143,71	505,32	9,1	174,85	482,77			
4,2	144,58	504,70	9,2	175,31	482,43			
4,3	145,43	504,08	9,3	175,77	482,09			
4,4	146,27	503,48	9,4	176,23	481,76			
4,5	147,09	502,89	9,5	176,68	481,43			
4,6	147,90	502,31	9,6	177,13	481,10			
4,7	148,69	501,73	9,7	177,57	480,78			
4,8	149,47	501,17	9,8	178,01	480,45			
4,9	150,24	500,62	9,9	178,45	480,14			
5,0	150,99	500,07	10,0	178,89	479,82			

a. Faisceau tubulaire

Les faisceaux les plus couramment utilisés comportent des tubes 10, 12, 14, 16, 18 BWG (Birmingham Wire Gauge) dans les longueurs 8, 12, 16 et 20 ft (2,4; 3,7; 4,9 et 6,1 m).

Leurs autres caractéristiques sont rassemblées dans le tableau A.III.4.

TABLEAU A.III.4
CARACTÉRISTIQUES DES TUBES D'ÉCHANGEURS

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² m)		POIDS (kg m)
					extérieure	intérieure	
1,2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3,4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,291	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

BWG (Birmingham Wire Gauge) : Norme caractérisant l'épaisseur des tubes selon le diamètre et correspondant à une pression maximale d'utilisation.

TABLEAU V.1.8
COEFFICIENTS DE TRANSFERT SAIE U_s ⁽¹⁾

ÉCHANGEURS		U_s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniacque et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds	Eau	25 - 730	5 - 75
Gaz	Eau	10 - 250	2 - 50
Eau	Saumure	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 - 500	40 - 100
RÉCHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniacque	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu < 2$ cPo	1 000 - 3 400	200 - 700
	Solutions aqueuses : $\mu > 2$ cPo	500 - 2 500	100 - 500
Vapeur d'eau	Hydrocarbures légers	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau	Hydrocarbures moyens	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau	Gaz	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gaz	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60

(1) Ces valeurs de U_s comprennent une résistance globale d'encrassement $R_s = 0,0006$ h.m².°C/kcal = 0,003 hr.ft².°F/BTU, et correspondent à $\rho = 0,35$ kg/cm³ et $\Delta P = 0,7$ kg/cm².

(2) Hydrocarbures légers : $\mu < 0,5$ cPo (ainsi que : benzène, toluène, acétone, éthanol, MEK).
Hydrocarbures moyens : $0,5 < \mu < 1$ cPo (kérosène, gasoil chaud, huile d'absorption, bruts légers).
Hydrocarbures lourds : $\mu > 1$ cPo (gasoil froid, huiles, fuels-oils, brut réduit, asphalte).

TABLEAU A.III.1. COEFFICIENT D'ÉCHANGE GLOBAL BRUT (kcal h . m² . °C)

FLUIDE		U	FLUIDE		U
Côte tubes	Côte calandre		Côtés tubes	Côte calandre	
1. Réfrigérant			2. Condenseur		
Butadiène	Vapeur	60	Butadiène	Propylène (réfrigération)	330-390
C ₄ oléfinique	Propylène (vaporisation)	65-90	C ₄ oléfinique	Propylène	290-330
Éthylène vapeur	Condensat et vapeur	450-600	Éthylène	Propylène	300-450
Éthylène vapeur	Eau froide	250-400	Hydrocarbures légers oléfiniques	Propylène	250-300
Éthylène liquide	Éthylène vapeur	50-100	HCl	Propylène	300-550
Propane vapeur	Propane liquide	30-75	Légers et chloréthanés	Propylène	75-125
Hydrocarbures légers oléfiniques, CO, CO ₂ , H ₂	Vapeur	50-100	Hydrocarbures chlorés oléfiniques	Eau	450-600
Hydrocarbures légers et chlorés	Vapeur	60-150	Solvant et non condens.	Eau	100-150
Éthanolamine	Vapeur	75-125	Eau	Eau	125-75
Solvant	Propylène (vaporisation)	150-200	Eau	Propylène vapeur	650-750
Solvant	Solvant	170-200	Eau	Propylène	300-500
Solvant	Eau froide	170-350	Eau traitée	Vapeur	600-1 100
Huile	Huile	300-400	Huile	Vapeur	100-150
Condensat	Propylène	300-600	Eau froide	Vapeur	350-550
Chlorure de calcium 25 "	C ₂ chloré	200-300	Eau	Air-Cl ₂ (condensation partielle)	40-75
Vapeur	Air (mélange)	50-100	Eau	Propylène (réfrigération et condensation) ⁽¹⁾	
Vapeur	Styrène et goudrons	250-300	Eau	Hydrocarbures légers (réfrigération et condensation) ⁽¹⁾	200-450
Eau froide	Fréon 12	500-600	Air-vapeur d'eau	Ammoniac	700-800
Eau froide	Huile de transformation	200-350		Fréon	50-250
Eau	Eau traitée (35-45 °C)	500-600	3. Rebouilleur		
Eau	Eau traitée (100-35 °C)	800-1 100	C ₄ oléfinique	Vapeur	450-550
Eau	Hydrocarbures C ₂ chlorés, légers	30-50	Hydrocarbures chlorés	Vapeur	170-120
Eau	Hydrocarbures C ₂ chlorés lourds	220-150	Hydrocarbures chlorés oléfiniques	Vapeur	500-700
Eau	Perchloréthylène	270-170	Dichloréthane	Vapeur	350-450
Eau	Air-Cl ₂	40-90	Solvant lourd	Vapeur	350-550
Eau	HCl	35-75	Mono et diéthanolamine	Vapeur	750-1 000
Eau	Air et eau vapeur	100-170	Acides organiques-eau	Vapeur	300-500
Eau	Huile d'absorption	400-560	Amine-eau	Vapeur	600-700
			Vapeur	Naphta	75-100
			Propylène	Éthane-éthylène	600-700
			Propylène-butadiène	Butadiène-oléfines	75-90

(¹) Selon le niveau de température : 550-750 (- 10 à - 5 °C); 125-250 (0 à 7 °C).

TABLEAU V.1.4
DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

D _r calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _r				nombre de passes : n _r				nombre de passes : n _r			
(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					
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	866	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

DISPOSITION DES TUBES EN TRIANGLE

D _r calandre		Tubes : 3/4" P = 15/16"				Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"			
		nombre de passes : n _r				nombre de passes : n _r				nombre de passes : n _r			
(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	46	44
13 1/4	33,7	114	96	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	986	870	664	632	614	598
39	99,0	1330	1258	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

TABLEAU A.III.5
 CARACTÉRISTIQUES DES FAISCEAUX DE TUBES
 (NOMBRE DE TUBES PAR FAISCEAU)

a. Disposition des tubes en carré

DIAMÈTRE CALANDRE		TUBES : 3/4" PAS = 1"				TUBES : 1" PAS = 1 1/4"				TUBES : 1 1/4" PAS = 1 9/16"			
		nombre de passes				nombre de passes				nombre de passes			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20.3	26	20	20		16	14						
10	25.4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30.5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33.7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38.7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43.9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48.9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54.0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59.1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63.5	394	370	358	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68.6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73.7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78.8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83.8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88.9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94.0	914	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99.0	1 024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

b. Disposition des tubes en triangle

DIAMÈTRE CALANDRE		TUBES : 3/4" PAS = 15/16"				TUBES : 3/4" PAS = 1"				TUBES : 1" PAS = 1 1/4"			
		nombre de passes				nombre de passes				nombre de passes			
(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	46	44
13 1/4	33.7	114	96	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	1 068	1 004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94.0	1 200	1 144	1 104	1 072	1 044	1 012	986	870	664	632	614	598
39	99.0	1 330	1 258	1 248	1 212	1 176	1 128	1 100	1 078	736	700	688	672

TABLEAU I.12

N°	PARAFFINIQUES NORMAUX ET ISO	d	P.E. (°C)	FORMULE		RAPPORT H/C
				C	H	
1	Pentane normal	0,626	36	5	12	2,4
2	2. Méthylbutane (isopentane)	0,620	28	5	12	2,4
3	2.2. Diméthylpropane (néopentane)	0,590	9,5	5	12	2,4
4	Hexane normal	0,659	69	6	14	2,33
5	2. Méthylpentane (isohexane)	0,653	60	6	14	2,33
6	3. Méthylpentane	0,664	63	6	14	2,33
7	2.2. Diméthylbutane (néohexane)	0,649	50	6	14	2,33
8	2.3. Diméthylbutane	0,662	58	6	14	2,33
9	Heptane normal (NO = 0)	0,684	98,5	7	16	2,29
10	2. Méthylhexane (isoheptane)	0,679	90,1	7	16	2,29
11	2.3. Diméthylpentane	0,695	89,8	7	16	2,29
12	2.4. Diméthylpentane	0,673	80,6	7	16	2,29
13	2.2.3. Triméthylbutane (triptane)	0,690	80,9	7	16	2,29
14	3. Ethylpentane	0,698	93,5	7	16	2,29
15	Octane normal	0,703	125,6	8	18	2,25
16	2. Méthylheptane	0,698	118	8	18	2,25
17	3. Ethylhexane	0,713	118,7	8	18	2,25
18	2.2.3. Triméthylpentane	0,716	109,8	8	18	2,25
19	2.2.4. Triméthylpentane (NO = 100)	0,692	99,2	8	18	2,25
20	2.3.3. Triméthylpentane	0,726	114,6	8	18	2,25
21	2.3.4. Triméthylpentane	0,719	113,4	8	18	2,25
22	2.2.3.3. Tétraméthylbutane	0,722	106,5	8	18	2,25
23	Nonane normal	0,718	150,7	9	20	2,22
24	Décane normal	0,730	174	10	22	2,20
25	Undécane normal	0,740	195,8	11	24	2,18
26	Dodécane normal	0,749	216,3	12	26	2,16
27	Tridécan normal	0,757	236,5	13	28	2,15
28	Tétradécane normal	0,763	253,5	14	30	2,14
29	Pentadécane normal	0,769	272,7	15	32	2,13
30	Hexadécane normal	0,773	286,5	16	34	2,13
31	Heptadécane normal	0,778	305,8	17	36	2,12
32	Octadécane normal	0,782	318	18	38	2,11
33	Nonadécane normal	0,786	336	19	40	2,11
34	Eicosane normal	0,789	350	20	42	2,10
35	Heneicosane normal	0,795	366	21	44	2,10
36	Docosane normal	0,798	378	22	46	2,09
37	Tétracosane normal	0,810	403	24	50	2,08
38	Hexacosane normal	0,810	423	26	54	2,07
39	Octacosane normal	0,812	442	28	58	2,07
40	Triacotane normal	0,814	458	30	62	2,06
41	Tétratriacontane normal	0,816	492	34	70	2,05
OLEFINIQUES NORMAUX						
1	1. Pentène	0,641	30,1	5	10	2,00
4	1. Hexène	0,673	63,7	6	12	2,00
9	1. Heptène	0,697	92,8	7	14	2,00
15	1. Octène	0,715	121,6	8	16	2,00
23	1. Nonène	0,731	145	9	18	2,00
24	1. Décène	0,740	172	10	20	2,00
25	1. Undécène	0,751	189	11	22	2,00
26	1. Dodécène	0,758	213	12	24	2,00

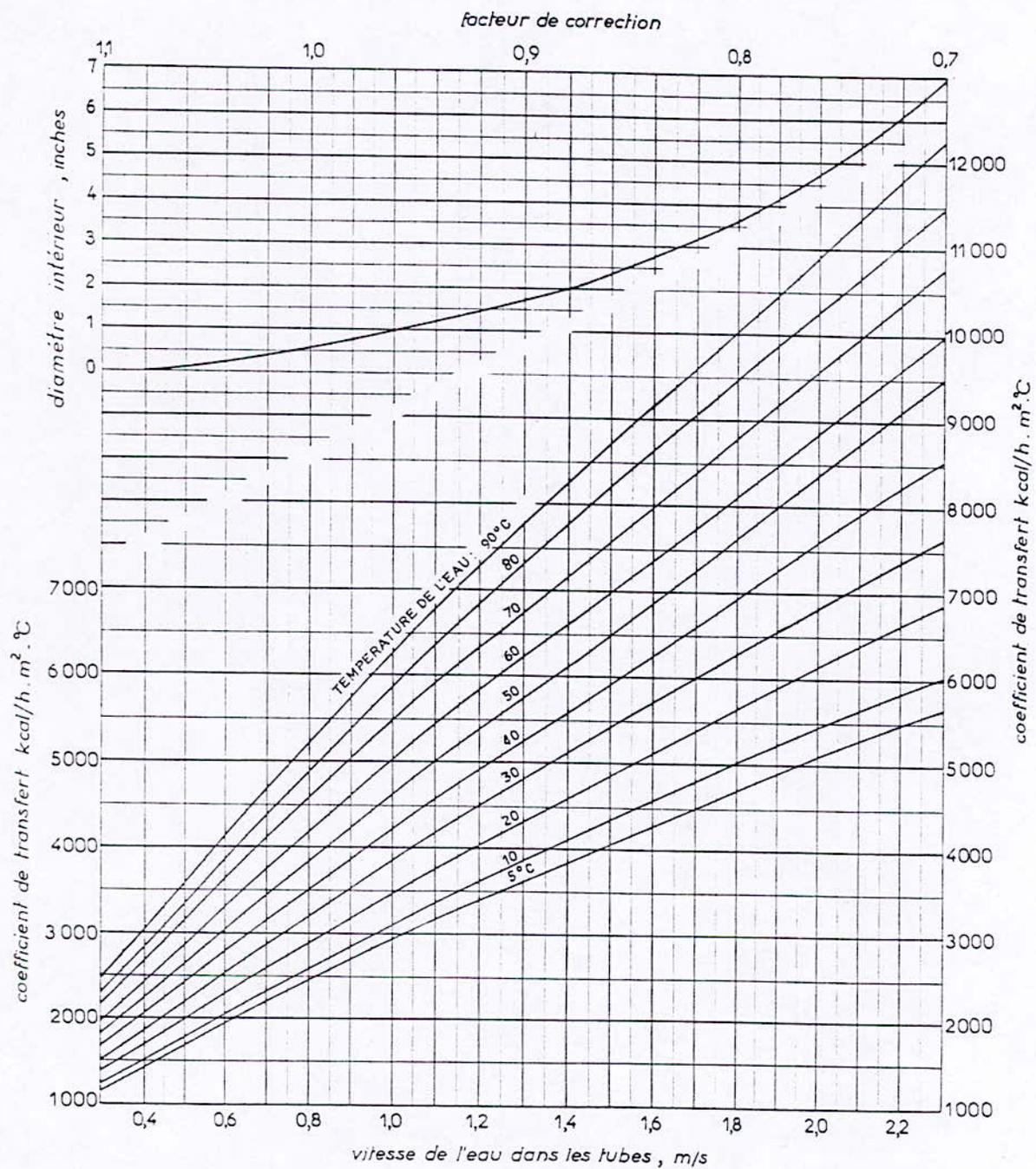
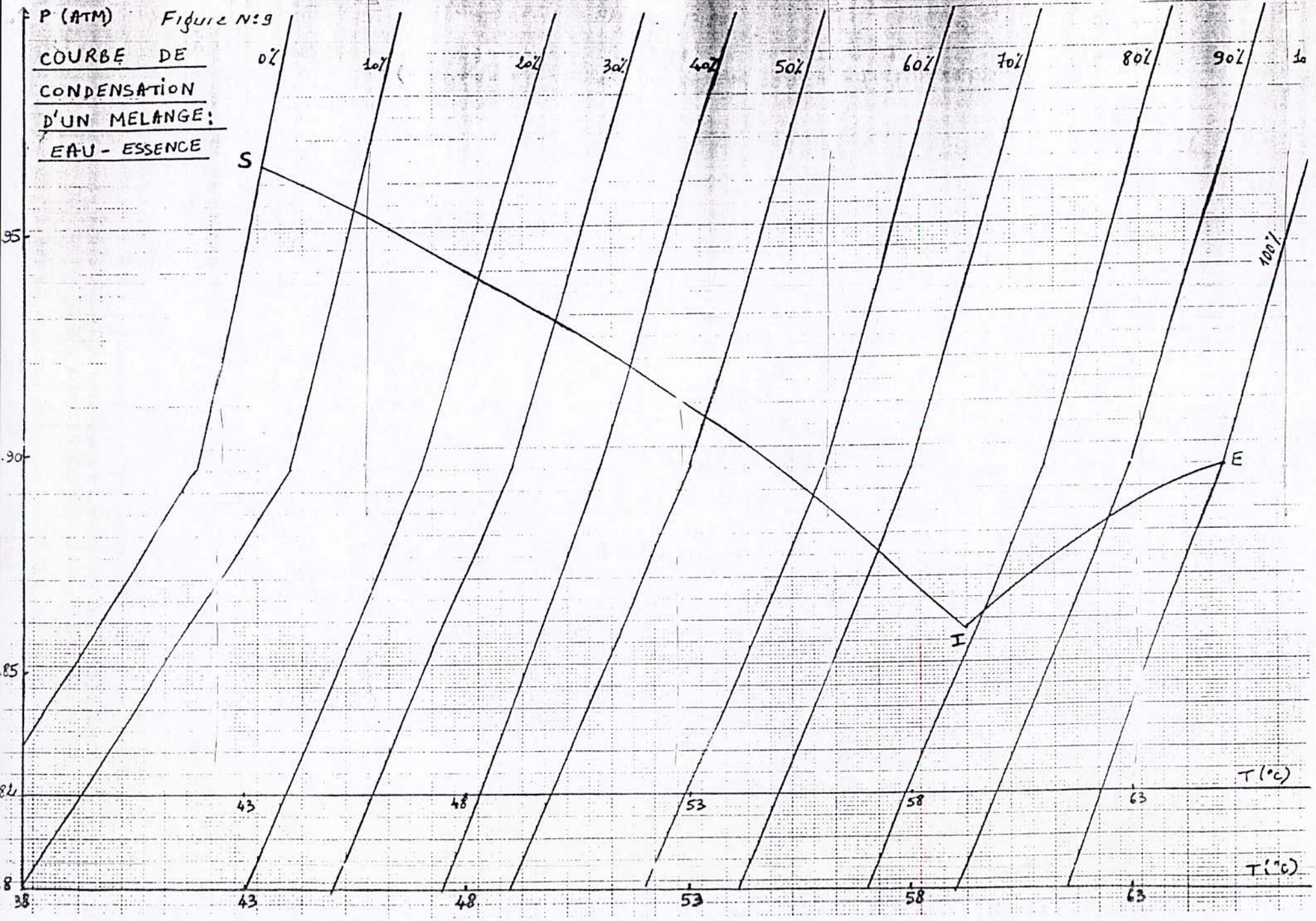


Fig. V.1.21. — Coefficient de transfert de l'eau à l'intérieur ou à l'extérieur des tubes.

Figure N:9

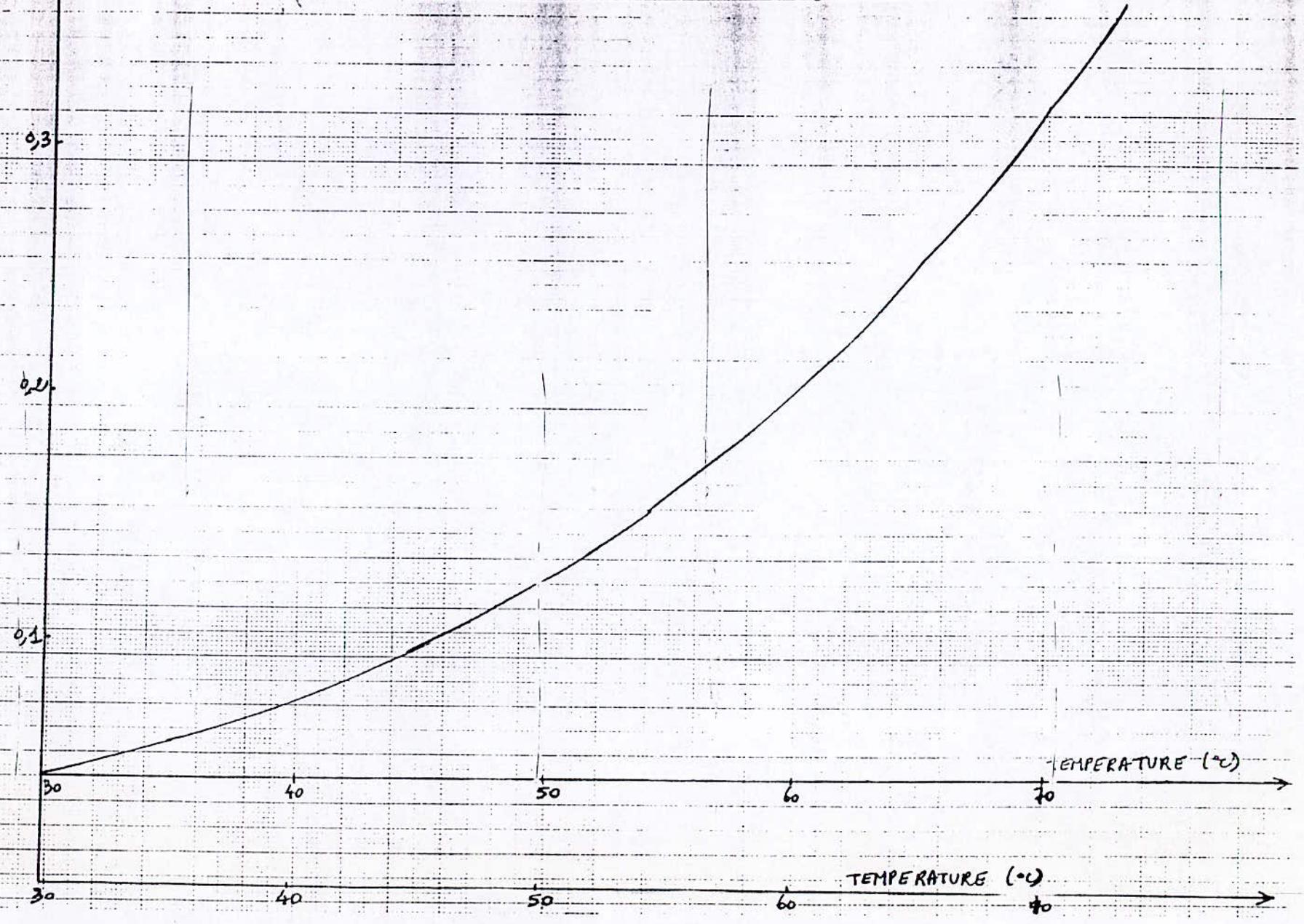
COURBE DE
CONDENSATION
D'UN MELANGE:
EAU - ESSENCE



Tension de vapeur (bar)

gure N° 10

COURBE DE TENSION DE VAPEUR DE L'EAU = f(TEMPERATURE).



Bibliographie :

- [1]- A.SLATNIA «Calcul des échangeurs de chaleurs industriels»
polycopie post graduation spécialisé.
Année 1999/2000.
- [2]- P.WUITHIER « Raffinage et génie chimique » Tomme 1.
Edition Technip.
Année 1972.
- [3]- P.WUITHIER « Raffinage et génie chimique » Tomme 1.
Edition Technip.
Année 1972.
- [4]- MEMOIRE POST – GRDUATION SPECIAISE
« DJARI-MESSEKDJI-SANAT ».
Année 2000
- [5]- P.CHAUVEL « Manuel dévaluation économique des procédés »
Edition Technip.