

## ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT

GENIE CHIMIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

# PROJET DE FIN D'ETUDES

### SUJET

CONCEPTION D'UNE COLONNE  
DE RECTIFICATION  
A L'ECHELLE LABORATOIRE

Proposé par :

Mr. CIESLAK

Mme. DJELLAS

Etudié par :

Mr. REZZAG

Dirigé par :

Mr. CIESLAK

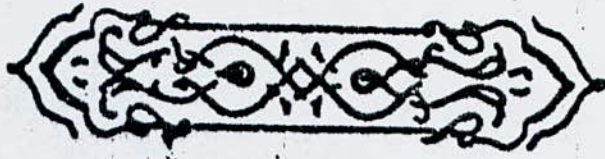
Mme. DJELLAS

PROMOTION :

JUIN 1988

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

وَقُلْ رَبِّ زِدْنِي عِلْمًا



اللَّهُمَّ ارْزُقْنَا حُسْنَ التَّوَكُّلِ عَلَيْكَ  
اللَّهُمَّ إِنِّي أَسْأَلُكَ عِلْمًا نَافِعًا  
إِنَّكَ سَمِيعُ الدُّعَاءِ.

---

EDICACES  
\*§§\*§§\*§§\*§§\*

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

Je dedie cet humble travail

- A mon très cher père pour son sacrifice et son soutien.
- A ma très chère mère pour ses sacrifices innombrables.
- A mes frères et soeurs qui m'ont toujours secondé et encouragé.
- A tous ceux qui me sont chers.

REZZAG. M.



Notation	Signification	Unité
a	Surface volumique d'un garnissage	$m^2/m^3$
$a_e$	Surface volumique effective	$m^2/m^3$
$a_w$	Surface volumique mouillée	$m^2/m^3$
A	Aire de la section droite d'une colonne :	$m^2$
B	Charge du bouilleur ( rectification discontinue ) a un instant donné	mole
d	Dimension nominale d'un garnissage	m
$\dot{D}$	Debit de distillat	$Kg/h$
D	Diametre interieur d'une colonne	m
$D_m$	Debit molaire de distillat	$mole/h$
$D_v$	Coefficient de diffusion dans la phase vapeur	$m^2/s$
$D_l$	Coefficient de diffusion dans la phase liquide	$m^2/s$
e	Epaisseur de paroi des anneaux	m
$E_o$	Nombre d'EÖTVÖS	
F	Facteur de garnissage	$m^2/m^3$
$\dot{F}$	Debit d'alimentation continue des colonnes	$Kg/h$
$F_m$	Debit d'alimentation molaire	$mole/h$
g	Accélération de la pesanteur	$m/s^2$
G	Debit massique du gaz par unite de section droite	$Kg/(cm^2.s)$
$G'$	Debit molaire du gaz par unite de section droite	$mole/(cm^2.s)$
$G_e$	Debit massique du gaz à l'engorgement	$Kg/(cm^2.s)$
$G_{e,l}$	Nombre de GALILLEE (pour le liquide)	
$h_o$	Retention opératoire	$m^3/m^3$
$h_c$	Retention caillaire	$m^3/m^3$
$h_t$	Retention totale	$m^3/m^3$
H.E.P.T.	Hauteur equivalente à un plateau théorique	m
H;U.T	Hauteur d'une unité de transfert	m
H	Entalpie en generale	$Kcal/mole$
H	Entalpie de la vapeur au point d'ébullition	$Kcal/mole$
h	Entalpie de liquide a point d'ébullition	$Kcal/mole$
$k_v$	Coefficient de transfert partiel dans la phase gaseuse	$m.mole/(C.T)$
$k_l$	Coefficient de transfert partiel dans la phase liquide	$m/s$
$K_v$	Coefficient global de transfert rapporté a la phase gaseuse	$m.mole/(C.T)$
$K_l$	Coefficient global de transfert rapporté à la phase liquide	$m/s$
L	Débit massique du liquide par unité de section droite	$Kg/(cm^2.s)$
$L'$	D ébit molaire du liquide par unité de section droite	$mole/(cm^2.s)$
$L_m$	Debit molaire du liquide	$mole/h$
$\dot{L}$	Débit massique du liquide	$Kg/h$
l	Arrosage spécifique	$m^3/(cm^2.h)$
$l_{oi}$	Volume molaire de constituant (i) à l'état liquide	$cm^3/mole$
Log	Logarithme dicimal	
ln	Logarithme népérien	
M	Masse molaire	$g/mole$
m	Pente de la ligne d'équilibre	
$N_p$	Nombre de plateau théoriques correspondant à la hauteur Z de garnissage	
N	Nombre d'éléments de garnissage par unité de volume	$m^{-3}$
N.U.T.	Nombre d'unités de transfert	
P	Pression totale	atm
[P]	Parachor du liquide	
P	Puissance	watt
Q	En général quantité de chaleur	$Kcal$
$Q_c$	Quantité de chaleur évacuée au condenseur	$Kcal$
$Q_B$	Quantité de chaleur fournie au rebouilleur	$Kcal$
R	Constante des gaz parfaits	$J/(mole.K)$
R	Taux de reflux dans la section de concentration	
$R'$	Taux de rebouillage dans la section d'épuisement	

Rm	Taux de reflux minimum	
Re	Nombre de REYNOLDS	
S	Air interfaciale	m <sup>2</sup>
Sc	Nombre de SCHMIDT	
Sh	Nombre de SHERWOOD	
T	Temperature en générale	K
t	Temps	R ou s
u	Vitesse lineaire fictive de la vapeur dans la colonne supposée vide	m/s
V	Débit massique de vapeur	kg/R
Vm	Débit molaire de vapeur	mole/R
W	Débit massique de résidé	kg/R
Wm	Débit molaire de résidé	mole/R
W <sub>el</sub>	Nombre de WEBER (pour le liquide)	
x	Fraction molaire de soluté dans le liquide	
X	Fraction massique de soluté dans le liquide	
X	Abscisse de SCHERWOOD	
y	Fraction molaire de soluté dans la phase vapeur	
Y	Fraction massique de soluté dans la phase vapeur	
Y	Ordonnée de LOBO	
Z	Hauteur de garnissage	m

#### SYMBOLES GRECS

$\alpha$	Volatilité relative	
$\delta$	Tension superficielle	kg/s <sup>2</sup> ou N/m
$\gamma_c$	Tension superficielle caractéristique	kg/s <sup>2</sup> ou N/m
$\epsilon$	Fraction de vide volumique	
$\mu$	Viscosité dynamique du liquide ou de la vapeur	kg/(m.s)
$\nu$	Viscosité cinématique du liq <sup>r</sup> ou de la vapeur	m <sup>2</sup> /s
$\rho$	Masse volumique du vapeur	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_l$	Masse volumique du liquide	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_a$	Masse volumique apparente du garnissage	kg/m <sup>3</sup>
$\Lambda$	Chaleur molaire de vaporisation de l'alimentation binaire	kcal/mole
$\omega$	Fraction vaporisée de l'alimentation	
$k$	Conductibilité thermique de la vapeur	kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
$\lambda$	conductivité thermique	kcal/h.m.°C

**N O T E :** Les unités des différentes variables sont indiquées dans le texte dans chaque paragraphe concernés.

INTRODUCTION 1

PREMIERE PARTIE : THEORIE

CHAPITRE I.- GENERALITES	2
CHAPITRE II.- CONSTRUCTION DES COLONNES GARNIES	
II.1.- colonne à garnissage	4
II.2.- différents types de garnissage	4
II.3.- support du garnissage	8
II.4.- distributeur	8
II.5.- avantages et inconvénients des colonnes garnies	9
CHAPITRE III.- HYDRODYNAMIQUE DES COLONNES GARNIES	
III.1.- perte de charge	10
III.2.- engorgement	11
III.3.- rétention	14
III.4.- notions liées à l'écoulement du liquide	15
CHAPITRE IV.- METHODE DE CALCUL DES COLONNES DE RECTIFICATION	
IV.1.- introduction	17
IV.2.- le bilan de matière global	18
IV.A.- RECTIFICATION EN CONTINUE	19
IV.B.- RECTIFICATION DISCONTINUE	24
IV.C.- EFFICACITE DES COLONNES A GARNISSAGE	26

DEUXIEME PARTIE : CALCULS

I.- modele d'appareillage choisi	31
II.1 choix des conditions opératoires	33
II.2. bilan de matière global	35
II.3. calcul du diamètre (D) de la colonne	36
II.4. calcul de la hauteur (Z) de la colonne	38
II.5. calcul des paramètres hydrodynamique	56
II.6. calcul des transferts-thermiques	59
III.- quelques exemples d'intérêt pratique de l'installation	71

CONCLUSION. 73

## INTRODUCTION

En jouant sur les différences de volatilité des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation, ou comme l'on dit généralement, le fractionnement des différents constituants en fonction de leur température d'ébullition. En se basant sur cette idée nous nous proposons de concevoir un appareil fonctionnel complet pour laboratoires, capable de séparer par rectification, divers mélange de produits donnés. En effet, nos besoins nous imposent une colonne garnie double emplois, qui pourra facilement, selon les conditions opératoires et la nature de la charge, fonctionner en continue ou discontinue.

Notre travail se divise en deux grandes parties : la première consiste en une étude bibliographique qui nous a renseignés sur les notions fondamentales des colonnes garnies, les problèmes de perte de charge etc... La deuxième partie a été consacrée au dimensionnement de la colonne (hauteur, diamètre...).



**PREMIERE PARTIE :**

**THEORIE**

**CHAPITRE I**  
**GENERALITES**

## I 1 INTRODUCTION :

La rectification est l'une des opérations fondamentales du génie chimique. On peut la définir comme un <sup>procédé de</sup> séparation basé sur la différence de compositions entre un liquide et sa vapeur en équilibre, ou intervient le phénomène de transfert de matière entre une phase liquide et une phase vapeur circulant à contre-courant dans une colonne destinée à la mise en contact intime des deux phases. Les appareils de rectification sont constitués essentiellement :

- D'un bouilleur qui produit la vaporisation.
- D'une colonne de fractionnement qui enrichit la vapeur par rectification au fur et à mesure qu'elle monte grâce à un dispositif - plateau ou garnissage qui réalise le contact gaz-liquide à contre-courant de manière discontinue (colonne à plateaux) ou continue (colonne à garnissage; colonne à paroi mouillées) afin de parvenir à un équilibre théorique entre les deux phases.
- D'un condenseur qui assure la récupération en tête de colonne du produit désiré sous forme liquide.

La colonne de rectification est l'élément principal de l'appareil; quelque soit sa construction (à garnissage, à plateaux et à paroi mouillée) les problèmes de rectification posés à l'ingénieur en génie chimique se groupent généralement en deux principaux :

- à partir d'un mélange donné, faire une séparation donnée, il s'agit pour lui de déterminer le nombre de plateaux d'une colonne à construire et d'en calculer toutes les dimensions, compte-tenu du débit des produits à traiter.
- Etant donné une colonne de dimension connue, le problème est d'étudier les possibilités de séparation d'un mélange en fonction des paramètres :

\* De ce mélange (débit, composition, température.....)

\* De la colonne (diamètre, nombre de plateaux, dimension du bouilleur.....)

## I - 2 - ANALOGIES ET DIFFERENCES DE PRINCIPE ENTRE LA COLONNE A GARNISSAGE ET LA COLONNE A PLATEAUX :

Les colonnes à garnissage ont trouvé un large domaine d'emploi dans l'industrie chimique, principalement pour les problèmes d'absorption d'un gaz par un solvant (scrublage). La rectification s'effectue également dans les colonnes de ce genre en raison de leur faible perte de charge et de la valeur réduite de la rétention (hold-up), par rapport à celle des colonnes à plateaux.

La facilité de construction est un facteur important quand on traite des liquides corrosifs ou lorsqu'on est conduit à rectifier sous pression. La perte de charge étant très faible, il en résulte un grand avantage dans la rectification sous-vide. La différence des pressions absolues en tête et au bouilleur est en effet égale à la perte de charge dans la colonne.

La valeur réduite de la rétention est particulièrement intéressante pour la rectification discontinue.

Toutes fois, l'efficacité d'une colonne garnie de hauteur donnée, est souvent inférieure à celle d'une colonne à plateaux de même hauteur.

Ce fait relève à la fois de causes purement physiques, c'est à dire relatives au principe même de fonctionnement, et de causes d'ordre mécanique :

La répartition des fluides est, dans la pratique, moins bonne que celle qu'un jugement superficiel permet d'espérer.

L'étude que nous allons faire précisera l'importance de chaque genre de phénomènes et indiquera comment on peut obtenir un fonctionnement satisfaisant.

Les Problèmes à résoudre dans l'emploi des colonnes à garnissage exigent de la part de l'utilisateur une étude plus étendue que ceux qui sont relatives aux colonnes à plateaux, ces dernières étant conçues et élaborées par des constructeurs spécialistes.

LES DIFFERENCES ESSENTIELLES ENTRE COLONNES A PLATEAUX ET COLONNES GARNIES :

COLONNES A PLATEAUX	COLONNE GARNIE
Le contre-courant est interrompu dans le liquide de chaque plateau (vapeur et liquide ascendants).	Les fluides se meuvent à contre-courant de façon interrompue.
Sur chaque plateaux il peut exister (au moins à la limite) un équilibre parfait de titre et de température entre le liquide et la vapeur	Dans aucune tranche élémentaire de hauteur $dZ$ le liquide ne se trouve en équilibre de titre et de température avec la vapeur
Aucun facteur physique de nature cinétique n'intervient dans le concept de plateau théorique qui est absolu.	Les caractéristiques physiques des fluides au contact : diffusivité, conductivité thermique, viscosité, tension superficielle, régissent, dans une grande mesure, le fonctionnement de chaque élément de contact.

## **CHAPITRE II**

**CONSTRUCTION DES**

**COLONNES GARNIES**

## II - 1 - COLONNE A GARNISSAGE :

Les colonnes garnies sont constituées par une enveloppe cylindrique métallique remplie, "garnie" de matériaux en morceaux entre lesquels passent le gaz en courant ascendant, tandis que le liquide arrose le "garnissage" et descend à travers celui-ci. Les colonnes de ce genre sont connues depuis fort longtemps. Elles font appel à un principe très simple : pour mettre en contact une vapeur et un liquide, on peut faire lécher le liquide par la vapeur. Cette opération ne pourra bien sûr être efficace que si la surface de contact est assez grande; d'où l'idée de la multiplier à l'aide de petits solides mouillés laissant entre eux un passage pour la vapeur et disposés en vrac dans la colonne ou bien imbriqués dans des dispositifs spéciaux fixes ou mobiles qui occupent toute la colonne.

## II - 2 - DIFFERENTS TYPES DE GARNISSAGE :

### II - 2 - A - GARNISSAGE EN VRAC :

II - 2 - A - 1 - BILLES ET GALETS : Sont des matériaux peu coûteux résistant à la corrosion mais lourds et peu efficaces.

### II - 2 - A - 2 - ANNEAUX :

Les plus courants sont les anneaux Raschig : ce sont des monchons cylindriques de hauteur égale au diamètre extérieur. Le choix du matériau est extrêmement vaste : céramique (grès ou porcelaine), graphite, métaux et alliages, plastique et verre. Les dimensions nominales courantes vont de 6,4 à 102 mm. (Fig. 1). D'autres types d'anneaux, dérivés des anneaux Raschig, sont également employés. Les anneaux Lessing ont une cloison médiane qui augmente la surface d'environ 20 %. Toute fois cette augmentation porte sur la surface intérieure qui est la moins efficace. D'autres anneaux sont divisés en trois ou quatre compartiments par des cloisons (Fig : 1). Les anneaux Pall, de plus en plus employés, sont percés de fentes prolongées par des languettes vers l'intérieur. Ils sont plus difficiles à fabriquer que les anneaux Raschig, mais leurs performances sont très supérieures : pour la même dimension et la même épaisseur de paroi, le débit est de 50 à 100 % plus grand à perte de charge égale ou bien la perte de charge est de 50 à 70 % inférieure à débit égal. De plus, l'efficacité au débit optimal est 10 à 50 % plus élevée (Fig : 1).

### REMARQUE :

Quel que soit le type de garnissage, sa dimension doit être adaptée au diamètre de la colonne : la limite supérieure généralement admise est 1/8 du diamètre de la colonne.

TABLEAU (II - 1) [4]

CARACTERISTIQUES DES ANNEAUX RASCHIG							
MATERIAU	d	e	N	$\gamma$	a	$\epsilon$ (%)	F
CERAMIQUE	76,20	9,53	1695	590	62	75	121
	50,80	6,35	5720	660	95	74	213
	38,1	4,76	13670	690	121	73	312
	25,40	3,18	47700	670	185	70	509
	19,10	2,38	109000	800	245	72	837
	12,70	2,38	378000	880	370	64	1900
	9,53	1,59	900000	800	490	63	3280
	6,35	1,59	3020000	960	715	62	5250
ACIER	76,20	1,590	1801	400	66	95	105
	50,80	1,590	5930	590	95	92	187
	38,10	1,590	14130	785	128	90	272
	19,10	1,590	110900	1505	246	80	721
	25,40	1,590	46300	1135	184	86	449
	9,53	0,784	/	/	538	/	1280
	6,35	0,784	3110000	2400	774	69	2297

- a : Surface volumique d'un garnissage en vrac ( $m^2 / m^3$ )  
 c : Epaisseur de paroi des anneaux (mm)  
 F : Facteur de garnissage ( $m^2 / m^3$ )  
 N : Nombre d'éléments par unité de volume  
 $\epsilon$  : Fraction de vide volumique  
 $\gamma$  : Masse volumique apparente du garnissage ( $kg / m^3$ )  
 d : Dimension nominal d'un garnissage (mm)

CARACTERISTIQUES DES ANNEAUX LESSING ET PALL [4]

TYPE ET MATERIAU	DIMENSION (m m)	e(mm)	N (m <sup>-3</sup> )	ρ(kg/m <sup>3</sup> )	a(m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	ε(%)	F(m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )
ANNEAUX	50,80	9,53	5500	800	110	68	/
LESSING EN	38,10	6,35	14000	900	150	60	/
CERAMIQUE	25,40	3,18	46000	800	220	66	/
ANNEAUX	50,80	1,20	5500	580	120	93	/
LESSING EN	38,10	0,90	14000	610	170	92	/
ACIER	25,40	0,70	46000	690	250	91	/
	19,10	0,60	100000	760	310	90	/
	12,70	0,50	370000	800	500	89	/
	6,35	0,50	3000000	1600	1000	80	/
ANNEAUX	101,60	9,53	800	420	56	82	/
PALL EN	50,80	4,76	6000	545	125	78	112
CERAMIQUE	25,40	3,18	49400	640	220	73	278
ANNEAUX	50,80	0,914	6000	352	102	96	66
PALL EN	38,10	0,762	13240	384	128	95	92
ACIER	25,40	0,610	49400	481	207	94	157
	15,90	0,457	210000	592	341	93	230

II - 2 A - 3 - SELLES :

II - 2 A - 3 - 1 SELLES DE BERL : Ces corps ont une forme dérivée du paraboloid hyperbolique avec renforcement des arêtes et adjonction de nervures (Fig : 1 ).

II - 2 A - 3 - 2 SELLES INTALOX : La forme générale de ces corps est celle d'un demi-tore engendré par un demi-cercle dont la concavité est tournée vers l'extérieur (Fig : 1 ).



CARACTERISTIQUES DES SELLES DE BERL ET INTALOX [ 4 ]

TYPE ET MATERIAU	DIMENSION (mm)	N°(m <sup>-3</sup> )	ρ(kg/m <sup>3</sup> )	a(m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	ε(%)	F(m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )
SELLES DE BERL EN CERAMIQUE	50,80	8830	625	105	72	148
	38,10	22800	640	151	71	215
	25,40	71000	720	250	68	360
	19,10	176500	785	285	66	785
	12,70	590000	865	465	62	785
	6,35	3780000	900	890	60	2950
SELLES INTALOX EN CERAMIQUE	50,80	8820	610	118	76	131
	38,10	23800	625	194	76	171
	25,40	75900	675	255	73	302
	19,10	199200	705	335	73	475
	12,70	646000	735	625	71	655
	9,53	1759000	800	712	67	712
	6,35	4140000	865	985	65	985

II - 2 - A.4 - GARNISSAGE A BASE DE FIL :

Ces garnissages sont réservés exclusivement aux colonnes de laboratoire pour leur fragilité.

Nous distinguons : hélice à une seule spire ; ou à plusieurs spires, garnissage Helipak, garnissage Dixan.

II - 2 - A - 5 - GARNISSAGES ACTUELS :

On peut admettre que l'anneau Pall est le prototype des garnissages actuels. Dans les anneaux récentes, en métal ou plastique, la moitié au moins de la surface latérale est évidée. De son côté Leva propose le chempak hémicylindrique de Chem-Pro equipment corporation qui peut être considéré comme une moitié d'anneau Pall.

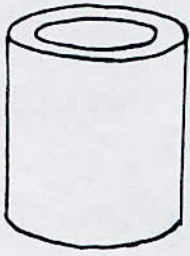
II - 2 - B - GARNISSAGE EN ELEMENTS OCCUPANT TOUTE LA SECTION DE LA COLONNE :

II - 2 - B - 1. GARNISSAGE STEDMAN : Il est fait de cônes de toile métallique soudés les uns aux autres pour former un empilement. Des ouvertures ménagées dans chaque cône permettent le passage de vapeur.

II - 2 - B - 2. GARNISSAGE SPRAYPAK : Il s'agit de métal déployé à mailles de 3 mm largement ouvertes et plié pour former des cellules prismatiques à base de losange.

Ces garnissages fixes ne sont pas souvent utilisés car ils sont difficiles à concevoir et ils reviennent chers.

Néanmoins ils permettent de très bonnes séparations. De nos jours, ils connaissent un essor remarquable car les recherches ont prouvé qu'ils sont beaucoup



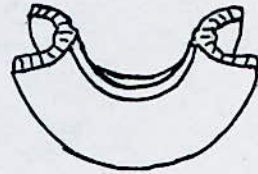
*anneau Raschig*



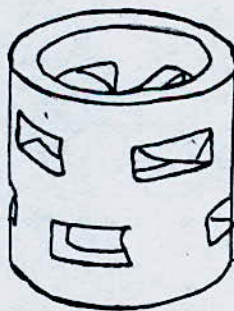
*anneau Lessing*



*selle de Berl*



*selle Intalox*



*anneau Pall*

*(Fig:1)*

.../..

plus performants que les garnissages traditionnels et peuvent encore mieux servir à l'échelle industrielle.

### II - 3 - SUPPORT DU GARNISSAGE :

Chaque lit de garnissage est supporté par un système de grille distributrice. Un premier dispositif employant des anneaux ordonnés qui sont souvent utilisés comme premières couches inter posées entre une grille formée de poutres et le garnissage en vrac cette disposition est particulièrement recommandée pour les colonnes de grand diamètre ( $\geq 2m$ ) lorsque la charge de garnissage est importante ou lorsque les problèmes de corrosion requierent une grille briquetée. En l'absence d'une précouche d'anneaux ordonnés, une grille distributrice doit comporter des mamelons ou des ondes afin d'assurer l'injection du gaz dans les différentes directions des chenaux qui s'offrent entre les éléments de garnissage en contact avec la grille. Ces dispositions augmentent également la résistance mécanique de la grille (Fig : 2 ).

### II - 4 - 1 - DISTRIBUTEUR DE TEPE :

Pour les colonnes de petit diamètre, inférieur à 80 mm , un tel distributeur de reflux est inutile. Après une hauteur égale à 4 ou 5 fois la valeur du diamètre de la colonne au maximum, la répartition du liquide est en effet pratiquement assurée.

Un plateau horizontal noyé, traversé de tubes assez larges pour le passage de la vapeur et percé de petits trous, munis de déversoirs calibrés pour l'écoulement du liquide constitue un très bon distributeur. Si l'on veut une distribution efficace, les tubes déversoirs doivent être disposés en quinconce ou en rosace à une distance  $d_j$  égal à  $d$  ou  $2 d$  . [4]

Pour  $d_j \leq d$  distribution excellente  
 $d_j \simeq 3 d$  distribution moyenne  
 $d_j \geq 5 d$  distribution mauvaise

$d_j$  : distance entre deux tubes déversoirs.

$d$  : diamètre de garnissage

(Fig : 3)

### II - 4 - 2 - REDISTRIBUTEURS :

Les redistributeurs ont pour but de réaliser une nouvelle répartition du liquide et d'éviter ainsi les chemins préférentiels et le ruisselle ment sur la paroi.

En principe, ils s'imposent lorsque le liquide a parcouru une hauteur égale à 15 ou 20 fois la valeur du diamètre de la colonne : cette hauteur étant comptée à partir de la section plane où la distribution est correcte.

Si le distributeur de tête n'est pas excellent, le premier redistributeur doit donc être placé après 24 ou 25 fois la valeur du diamètre de la colonne.

(Fig : 3 ).

#### II - 4.3 - DISTRIBUTEUR D'ALIMENTATION :

Pour les colonnes de petits diamètres une pipe avec orifice centré suffit ; pour les grands diamètres on utilisera un dispositif semblable au distributeur de reflux.

#### II - 5 - AVANTAGES ET INCONVENIENTS DES COLONNES GARNIES :

La colonne garnie s'emploie en distillation aussi bien continue que discontinue. Elle est utilisée dans tous les modes opératoires : rectification, entraînement à la vapeur...etc.

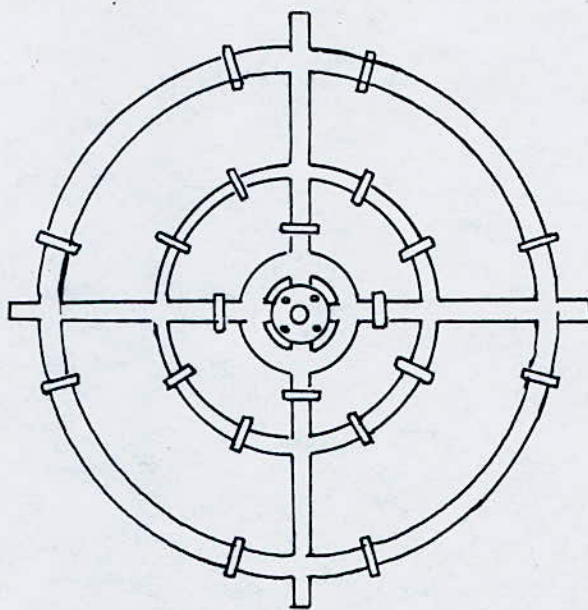
Elle est recommandée surtout dans les cas suivants :

- Matières corrosives : Il est beaucoup plus facile de réaliser une colonne garnie avec des éléments résistants chimiquement aux fluides traités qu'avec, par exemple, une colonne à plateaux.
- Vitesse ascendante faible pour les vapeurs ;
- Installations - pilotes : la facilité de montage et de modification, la possibilité de réaliser des colonnes garnies de faible diamètre ( $\leq 20$ cm) et leur prix de revient peu élevé justifient leur emploi ;

- Rétention peu importante.

\* Ces colonnes présentent les inconvénients suivants :

- Faible flexibilité (leur efficacité diminue rapidement lorsqu'on s'éloigne des conditions optimales de fonctionnement).
- Faible efficacité à grand diamètre de colonne du fait de la difficulté d'assurer un écoulement uniforme des fluides.
- De même on est limité par la vitesse qui ne doit pas dépasser 50 à 75 % de celle de l'engorgement.
- Les soutirages latéraux, les reflux intermédiaires sont assez difficiles à réaliser avec les colonnes garnies.
- Les résultats sont toujours plus incertains qu'avec les colonnes à plateaux et l'extrapolation des essais ou résultats de laboratoire est assez délicate.



SUPPORT DU GARNISSAGE

( Fig 2 )

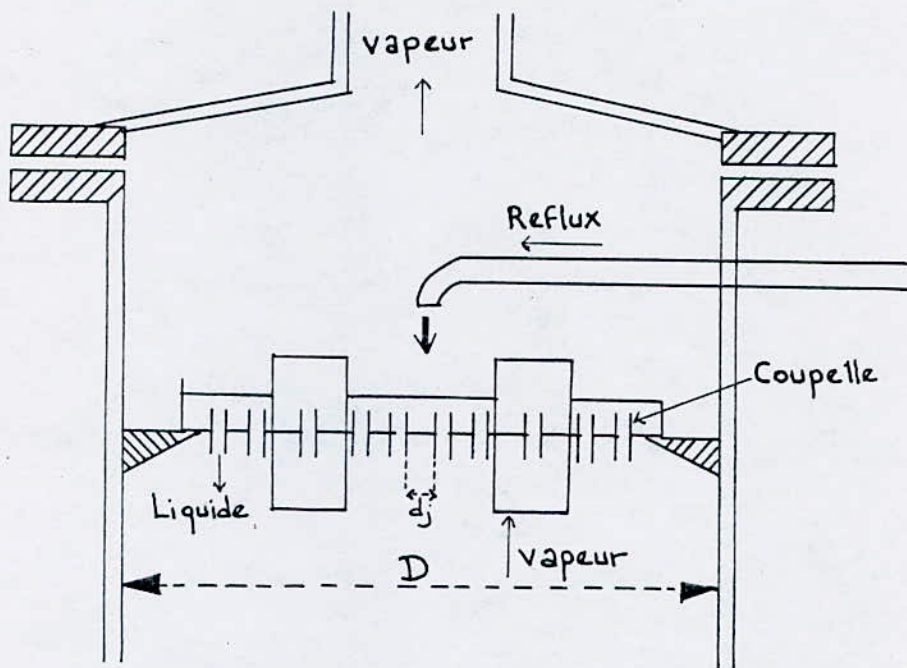


Figure: 3.14

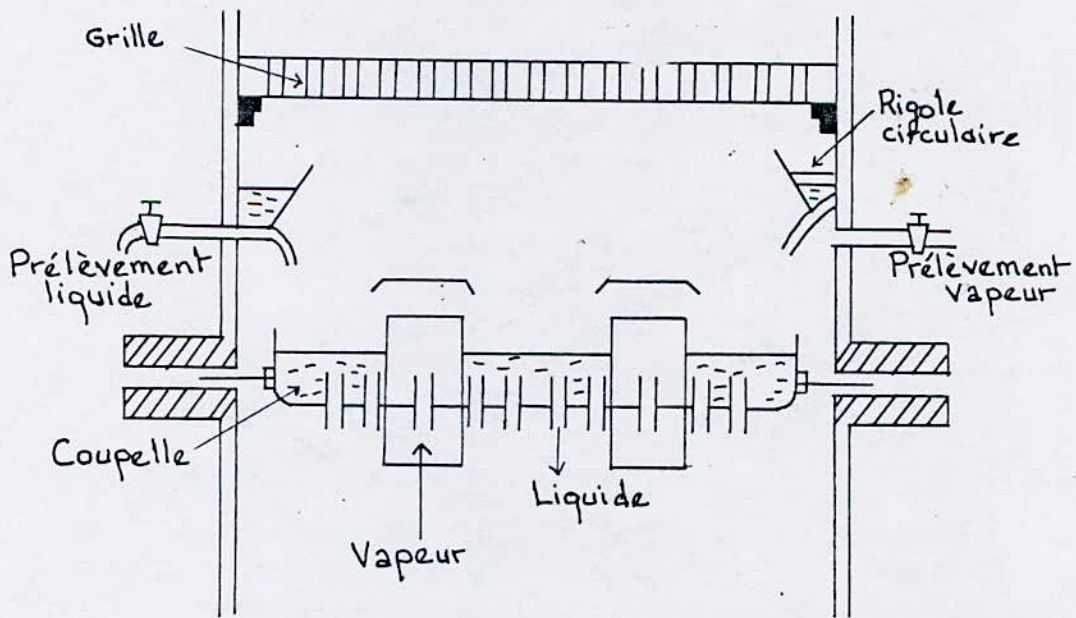


Figure: 3.15

**CHAPITRE III**  
**HYDRODYNAMIQUE**  
**DES COLONNES**  
**GARNIES**

### III 1 PERTE DE CHARGE :

Si dans une colonne à garnissage on augmente progressivement le débit de gaz en laissant fixe le débit de liquide, la perte de charge augmente également.

Pour un débit de liquide nul, la variation de la perte de charge  $\Delta P/z$  en fonction du débit gazeux  $G$  peut s'exprimer par la formule d'ergun :

$$(\Delta P/z)_G = h_k G + h_b G^2 \quad [\text{III}-1] \quad [4]$$

avec

$h_k$  : paramètre de Kozeny - Karman

$h_b$  : paramètre de Burke - Plumer

Ces paramètres sont fonctions des caractéristiques du gaz et de la nature du garnissage.

En coordonnées logarithmiques la courbe représentative se confond pratiquement avec une droite de pente légèrement inférieure à deux. (Fig : 4)

Pour un débit de liquide donné, la variation à la même allure pour des débits gazeux assez faibles :  $(\Delta P/z)$  est sensiblement proportionnel au carré de la vitesse du gaz. Pour une certaine valeur de  $G$  on observe un changement d'allure de la courbe représentant l'évolution de  $(\Delta P/z)$  (point A sur la Fig : 4)

Le frottement du gaz est alors suffisant pour gêner la descente du liquide, provoquant une augmentation de la rétention liquide qui à son tour diminue l'espace libre offert à l'écoulement du gaz.

Cette discontinuité, parfois difficile à observer d'ailleurs, dans l'évolution de  $(\Delta P/z)$  correspond à ce qu'on appelle le point de charge de la colonne.

Quant on continue à augmenter  $G$ , la perte de charge augmente plus rapidement jusqu'à un deuxième point de discontinuité (B) appelé point d'engorgement. Pour des valeurs de  $G$  encore plus élevées, tout le liquide ne peut s'écouler à travers le garnissage une partie s'accumule au sommet de la colonne. le liquide tend alors à devenir la phase continue.

Le débit  $G$  correspondant à l'engorgement est le débit maximal compatible avec un fonctionnement normal de l'installation. Inversement, pour des débits donnés, la connaissance des limites d'engorgement permet de calculer le diamètre à donner à une colonne remplie d'un garnissage déterminé.

La variation de la perte de charge en dessous du point de charge à travers des lits d'anneaux Raschig ou pall ou de selles de Berl ou Intalox peut être calculée à l'aide de la formule empirique suivante, proposée par Leva:

$$\frac{\Delta P}{z} = \gamma \cdot 10^{\beta L/l_e} \times \frac{G^2}{\rho_g} \quad [\text{III}-2] \quad [4]$$

dans laquelle

$L$  et  $G$  : sont des débits de liquide et de Gaz par unité de surface de section droite de la colonne en  $[Kg/m^2.s]$

$\rho_g$  et  $\rho_l$  : les masses volumiques du Gaz et liquide respectivement en  $(Kg/m^3)$

$\gamma$  et  $\beta$  : des constantes caractéristiques du garnissage

$\Delta P/z$  : perte de charge en mm de mercure par mètre de hauteur garnie.



De plus KIRSCHBAUM propose une autre formule empirique suivante:

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \left[ \frac{\Delta P_0}{\Delta Z} + 0,005 \cdot L \left( \frac{\Delta P_0}{\Delta Z} \right)^{1,5} \right] U^{1,9} \quad (\text{III-3}) \quad [1]$$

avec :

$$\frac{\Delta P_0}{\Delta Z} = \frac{a \rho_v^{0,83} (1 + 1,25 \mu_l)}{d^b} \quad (\text{III-4}) \quad [1]$$

$\frac{\Delta P}{\Delta Z}$  : perte de charge en millimètre d'eau par mètre de garnissage.

$\frac{\Delta P_0}{\Delta Z}$  : perte de charge en millimètre d'eau par mètre de garnissage pour une <sup>colonne</sup> dont l'arrosage tend vers zero pour  $U = 1 \text{ m/s}$

a : coefficient de forme = 0,27 pour anneaux de Raschig et 0,13 pour les selles de Berl.

b : exposant égal à 1,27 pour les anneaux et 1,40 pour les selles de Berl.

$\rho_v$  : masse volumique de la vapeur ( $\text{kg/m}^3$ )

$\mu_l$  : viscosité dynamique du liquide : (poises)

d : diamètre des éléments de garnissage : (m)

L : arrosage spécifique = débit de liquide ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ )

U : vitesse pratique de la vapeur : (m/s)

avec :  $U = 2,279 \cdot 10^{-8} \frac{T \cdot G'}{P} \quad (\text{III-5}) \quad [1]$

et

R: finie  $L = 44000 \frac{M \cdot U \cdot P \cdot R}{T \rho_l (R+1)} \quad (\text{III-6}) \quad [1]$

avec : R:  $\infty$   $L = 44000 \frac{M \cdot U \cdot P}{T \rho_l}$

R : taux de reflux

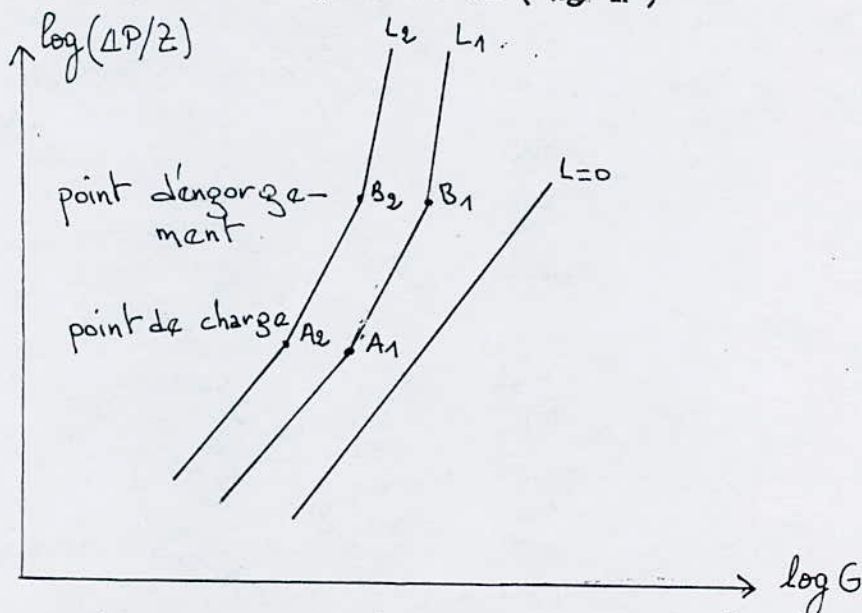
P : pression de rectification (atm)

G' : débit molaire moyen dans le tronçon de hauteur Z considérée (mole/m<sup>2</sup>·h)

M : masse moléculaire du binaire exprimée en grammes.

T : température moyenne de la colonne (°C);

$\rho_l$  : masse volumique moyenne du liquide à T en ( $\text{kg/m}^3$ )



(fig 4) Evolution de la perte de charge en fonction des débits gazeux et liquides dans une colonne à garnissage

### III - 2 ENGORGEMENT :

L'engorgement est un phénomène indésirable qui se manifeste par l'abstruction du passage à la phase liquide par la phase vapeur parce qu'elle a enregistré une importante perte de charge, laquelle lui permet d'accélérer la rétention du liquide dans la colonne. L'étude qualitative du phénomène montre que les paramètres à prendre en considération sont:

G: vitesse massique du gaz (  $\text{kg} / \text{h} \cdot \text{m}^2$  )

L: vitesse massique du liquide (  $\text{kg} / \text{h} \cdot \text{m}^2$  )

$\rho_v, \rho_l$  : masses volumiques respectivement du gaz et du liquide (  $\text{kg} / \text{m}^3$  )

$\mu_l$  : viscosité dynamique du liquide (  $\text{kg} / \text{m} \cdot \text{s}$  )

g: accélération de la pesanteur (  $\text{m} / \text{s}^2$  )

a: surface volumique du garnissage en vrac (  $\text{m}^2 / \text{m}^3$  )

F: facteur de garnissage. (  $\text{m}^2 / \text{m}^3$  )

De nombreuses corrélations mi-théoriques, mi-empiriques ont été proposées; en pratique elles dérivent toutes de celle proposée par Sherwood et Coll. La vitesse massique du gaz à l'engorgement  $G_e$  est déterminée à l'aide d'une corrélation graphique entre les nombres X et Y ( Fig 5 )

$$X = (L/G) \sqrt{\rho_v / \rho_l} \quad (\text{III} - 8) \quad [4]$$

et

$$Y = G_e^2 F (\nu_l / \nu_w)^{0,2} / (g \cdot \rho_v \cdot \rho_l) \quad (\text{III} - 9) \quad [4]$$

avec  $\nu_l$  : viscosité cinématique du liquide (

$\nu_w$  : viscosité cinématique de l'eau à 20 °C

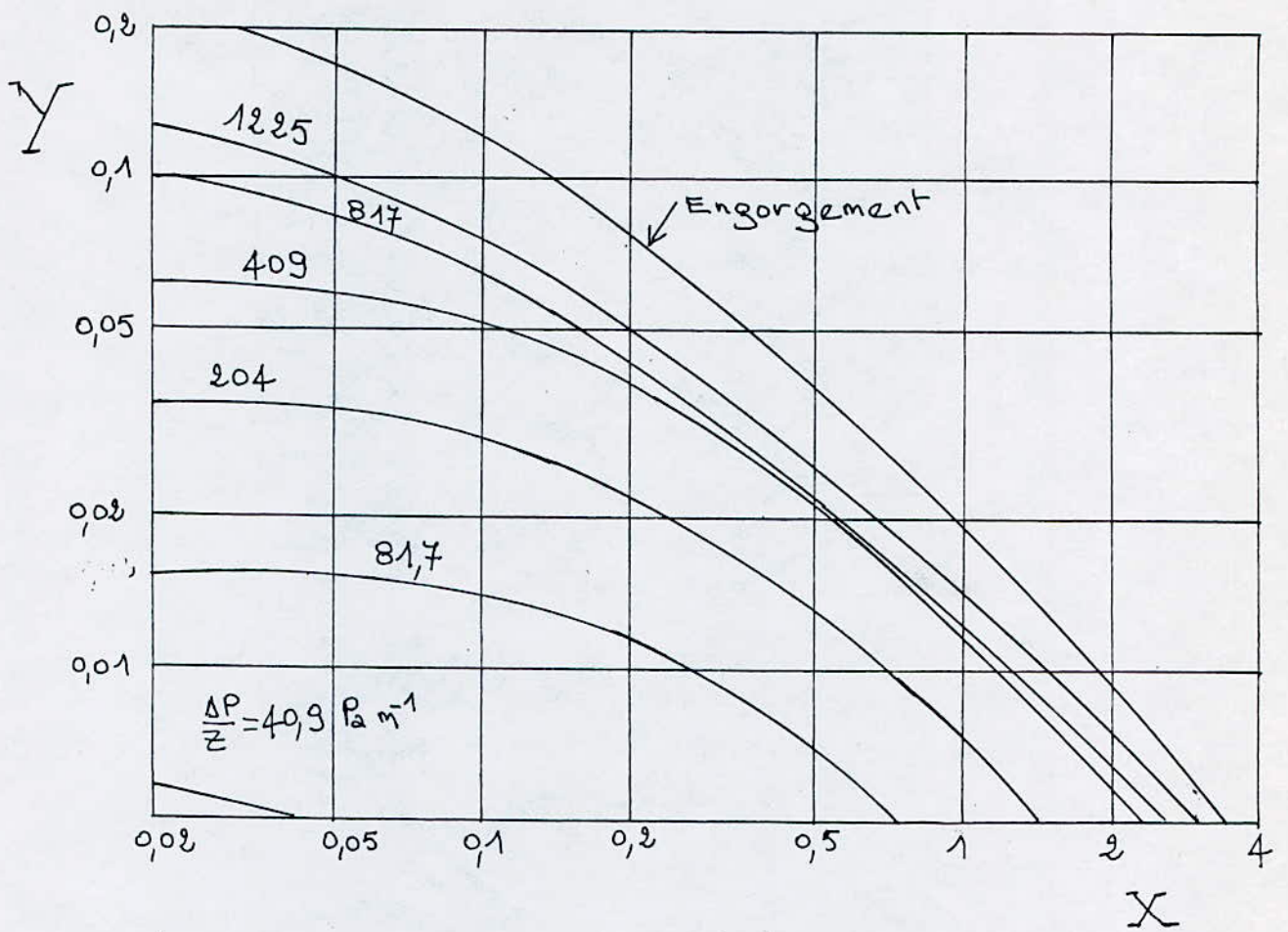
Il est prudent d'adopter une vitesse massique de service G au maximum égale à 60 ou 70% de la valeur à l'engorgement.

Sawistowski : a repris une étude de Bain et Hougen pour proposer l'approximation ( sous pression atmosphérique )

$$Y = \exp(-4,0 X^{0,25}) \quad (\text{III} - 10) \quad [4]$$

valable dans l'intervalle  $0,02 \ll X \ll 4$  ; pour des calculs plus précis et tant que  $X \ll 10$ , nous suggérons:

$$Y = 0,684 \cdot \exp[-3,61 X^{0,286}] \quad (\text{III} - 11) \quad [4]$$



(fig 5) Correlation graphique de perte de pression

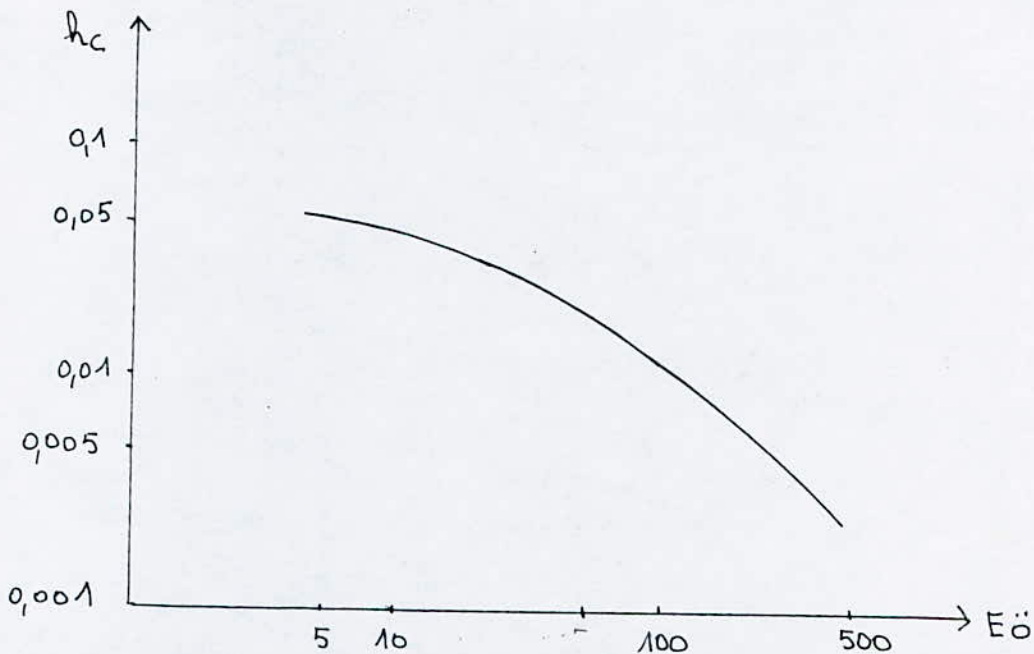
### III-3-4 - RETENSION

La rétention est le volume de liquide accumulé par unité de volume garnie. La rétention totale ( $h_t$ ) est la somme de la rétention capillaire ( $h_c$ ) et de la rétention opératoire  $h_o$ .

#### III-3-4-a- RETENTION CAPILLAIRE:

Elle correspond au liquide qui reste définitivement emprisonné principalement aux points de contact entre les éléments de garnissage et dans les cavités sans communication avec le bas. Pour un type de garnissage la rétention capillaire n'est fonction que du nombre d'Eötvös du liquide rapporté à la dimension nominale ( $d$ ) d'un élément ( Fig : 7)

$$E \ddot{o} = \rho g d^2 / \gamma \quad (\text{III} - 17) \quad [4]$$



(fig 7) Rétention capillaire en fonction du nombre d'Eötvös

#### III-3-4-b RETENTION OPERATOIRE:

Elle correspond au liquide qui s'accumule dans la colonne en fonctionnement mais qui peut s'écouler immédiatement après l'arrêt. Cette quantité caractérise donc le temps de séjour du liquide dans la colonne. Shulman et Coll [4] ont observé qu'au-dessous de la zone de charge la rétention opératoire est indépendante du débit gazeux; dans cette zone elle <sup>se</sup> révèle être une fonction des nombres de Reynolds et de Galilée de l'écoulement liquide; Otake et Okada [4] proposent:

$$h_o = 1,295 \text{ ad. } Re_l^{0,676} \cdot Gal^{-0,44} \quad (\text{III} - 18) \quad [4]$$

### III- 3 - NOTIONS LIEES A L'ÉCOULEMENT DU LIQUIDE:

#### III- 3 -1 TAUX DE MOUILLAGE

Le débit-volume de liquide  $L/\rho l$  doit être suffisant pour assurer un film qui ruisselle sur le maximum de la surface du garnissage; si le débit de liquide est insuffisant, une partie de la surface disponible ne sera pas utilisée, soit parce qu'elle reste sèche, soit encore parce que le film ne se renouvelle pas.

Marris et Jackson [4] appellent taux de mouillage le quotient du débit-volume de liquide par le périmètre maximal mouillable dans une section droite  $A_a$  et prescrivent:

$$L/\rho l \geq 0,000025 \text{ m}^3/\text{s} \quad (\text{III}-12) \quad [4]$$

Il ne faut pas non plus tomber dans l'excès contraire; au-delà d'un certain taux de mouillage estimé par Bugarel [4] à  $0,0002 \text{ m}^2/\text{s}$ , une fraction importante de l'écoulement ne s'effectue plus sous forme d'un film ou de ruissellets sur le garnissage ou de gouttes entre éléments, mais sous forme d'une véritable cataracte qui noie les surfaces offertes au ruissellement et les remplace par une aire interfaciale nettement moindre.

#### III- 3-2 SURFACE MOUILLÉE:

Même lorsque la distribution du liquide au-dessus du lit de garnissage est assurée de façon uniforme et le taux de mouillage compris entre  $0,000025$  et  $0,0002 \text{ m}^2/\text{s}$ , la surface volumique mouillée ( $a_w$ ) reste inférieure à la surface volumique géométrique ( $a$ )

Avant la zone de charge la surface mouillée est :

- sensiblement indépendante de la vitesse massique du gaz
- une fonction croissante du débit massique de liquide.

Onda et Coll [4] proposent:

$$a_w/a = 1 - \exp \left[ 1,45 (\gamma_c / \gamma)^{0,75} (a \cdot d)^{-0,35} \text{Gal}^{0,05} \text{Wel}^{0,2} \right] \quad (\text{III}-13) \quad [4]$$

Gal : EST LE NOMBRE DE Galilée:

$$\text{Gal} = \frac{g \cdot d^3 \cdot \rho l^2}{\mu_l^2} \quad (\text{III}-14) \quad [4]$$

Wel: est le nombre de Weber :

$$\text{Wel} = \frac{d L^2}{\rho l \gamma} \quad (\text{III}-15) \quad [4]$$

Rel: est le nombre de Reynolds :

$$\text{Rel} = \frac{d L}{\mu_l} \quad (\text{III}-16) \quad [4]$$

avec  $\gamma$  ( $\text{kg} \cdot \text{s}^{-2}$  ou  $\text{N} \cdot \text{m}^{-2}$ ) tension superficielle du liquide,

$\gamma_c$  ( $\text{kg} \cdot \text{s}^{-2}$  ou  $\text{N} \cdot \text{m}^{-1}$ ) valeur caractéristique de la tension

superficielle dépendant du matériau du garnissage:

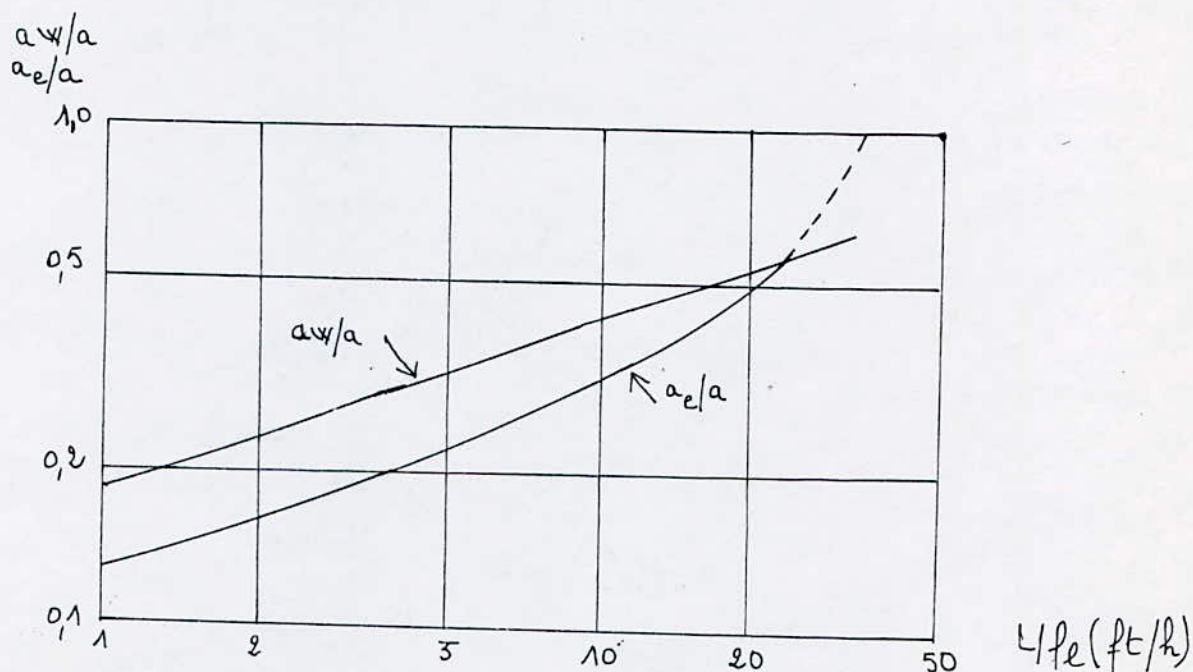
Matériaux	$\gamma_c$ $\text{N} \cdot \text{m}^{-1}$
Acier . . . . .	0,0075
Verre . . . . .	0,073
Céramique . . . . .	0,061

### III-3-3 SURFACE EFFECTIVE OU EFFECTIVEMENT UTILISEE:

La surface volumique ( $a_e$ ) effectivement utilisée pour le transfert peut être décomposée en deux termes:

- une fraction seulement de la surface mouillée ( en effet il y a lieu d'exclure les zones mortes, localisations principales de la rétention statique).
- l'aire des gouttes qui tombent d'un élément sur le suivant.

tant que la zone de charge n'est pas atteinte, la surface effective est sensiblement indépendante de la vitesse du gaz. Aux valeurs modérées de la vitesse superficielle du liquide ( $(1-1,5) \text{ m/s}$ ), la contribution de la surface des gouttes est faible, et la surface effectivement utilisée est inférieure à la surface mouillée; à mesure que la vitesse superficielle du liquide croît, la contribution des gouttes compense l'influence des zones mortes et la surface effective devient égale puis supérieure à la surface mouillée ( Fig : 6 ).



(fig:6) Aire mouillée et aire effective en fonction de la vitesse superficielle du liquide

# **CHAPITRE IV**

**METHODE DE CALCUL**

**DES COLONNES DE**

**RECTIFICATION**

#### IV 1- INTRODUCTION:

Les colonnes de rectification en continue sont alimentées en permanence par une charge dont la composition, le débit et la température sont constantes : elles produisent en tête un distillat et au fond un résidu dont la composition, le débit et la température sont également constants .

Le calcul d'une colonne de distillation peut être conduit de deux manières:

1- Pour obtenir une séparation donnée à partir d'un mélange donné le calcul nous renseigne alors sur le nombre d'étages théoriques nécessaires en fonction des conditions opératoires choisies.

Ce type de calcul est aujourd'hui effectué d'une manière courante par des calculateurs.

Il ya lieu en suite d'établir l'équivalence entre les étages théoriques et les étages réels : efficacité moyenne pour les plateaux et H.E.P.T. (hauteur équivalente à un plateau théorique) pour les garnissages.

2- Pour les colonnes à garnissages qui établissent un contact continu entre liquide et vapeur, il est possible dans certain cas, d'écrire les hauteurs ( $dZ$ ) du garnissage et de les intégrer tout le long de la colonne.

Dans ces conditions on obtient directement la hauteur réelle du garnissage à mettre en oeuvre pour réaliser la séparation spécifiée.

#### IV-1-1- RECTIFICATION DES MELANGES BINAIRES:

L'industrie offre rarement l'occasion de distiller un véritable mélange binaire, cependant l'étude de cette rectification est particulièrement intéressante, car la simplicité des équations mises en jeu permet une analyse précise de l'opération, mettant en valeur des relations générales entre paramètres, de sorte qu'il sera possible ultérieurement de généraliser ces lois à la rectification des mélanges complexes ou encore d'établir une équivalence entre ces derniers et un mélange binaire représentatif, constitué par deux constituants clés du complexe.

#### IV-1-2-RECTIFICATION DU MELANGE COMPLEXE:

Il faut entendre par mélange complexe, un mélange contenant un nombre fini de constituants.

La rectification de ces mélanges dans une seule colonne de distillation permet leur séparation en un distillat complexe, riche en constituants légers, et en un résidu complexe, riche en constituants lourds.

La séparation désirée est, en général, fixée par le choix de deux constituants -clés, comme dans le cas des mélanges ternaires. Ces constituants -clés représentatifs du fractionnement existent à la fois dans le distillat et dans le résidu, alors que les constituants plus légers que le constituant-clé volatil sont pratiquement absents dans le résidu et les constituants plus lourds que le constituant - clé <sup>des</sup> lourd ne sont pratiquement pas représentés dans le distillat. Par contre s'il existe des constituants

.../...



intermédiaires entre la clé légère et la clé lourde, ils sont répartis dans le distillat et le résidu en fonction de leur volatilité respective.

#### IV - 2-1- CALCUL DU NOMBRE D'ETAGES MINIMAL A REFLUX TOTAL:

L'application de la formule de Fenske aux deux constituants - clés permet de calculer ( $N_m$ ) qui représente le bouilleur et le condenseur partiel:

$$N_m = \frac{\log \cdot \frac{X_{cV}(D)}{X_{cV}(W)} \cdot \frac{X_{cL}(W)}{X_{cL}(D)}}{\log(X_{cV})} \quad (IV - 1) \quad [3]$$

$N_m$ : Nombre d'étage minimal.

$X_{cV}(D)$ : Nombre de moles de la clé volatile dans le distillat.

$X_{cL}(D)$ : Nombre de moles de la clé - lourde dans le distillat.

$X_{cV}(W)$ : Nombre de moles de la clé - volatile dans le résidu.

$X_{cL}(W)$ : Nombre de moles de la clé - lourde dans le résidu.

$X_{cV}$ : Volatilité relative de la clé - volatile.

#### IV-2-2- LE BILAN DE MATIERE GLOBAL:

Comme la réctification est aussi bien un phénomène d'échange de chaleur qu'un phénomène d'échange de masse et qu'en première approximation on peut admettre que la chaleur molaire de vaporisation de liquide en une section déterminée de colonne est égale à la chaleur molaire de condensation de la vapeur en contact, le bilan s'établira en moles /heure.

Pour un binaire:

Bilan total  $F_m = D_m + W_m \quad (IV - 2)$

Bilan pour un constituant  $F_m X_F = D_m X_D + W_m X_W \quad (IV - 3)$

Parmi les six grandeurs qui figurent dans ces équations, deux sont toujours connues au départ; ce sont  $F_m$  (moles) et  $X_F$ , il faut donc fixer encore deux autres, par exemple  $X_D$  et  $X_W$  ou bien  $X_D$  et le taux d'extraction ( $\tau$ ) de l'un des constituants par exemple de (1) dans le distillat.

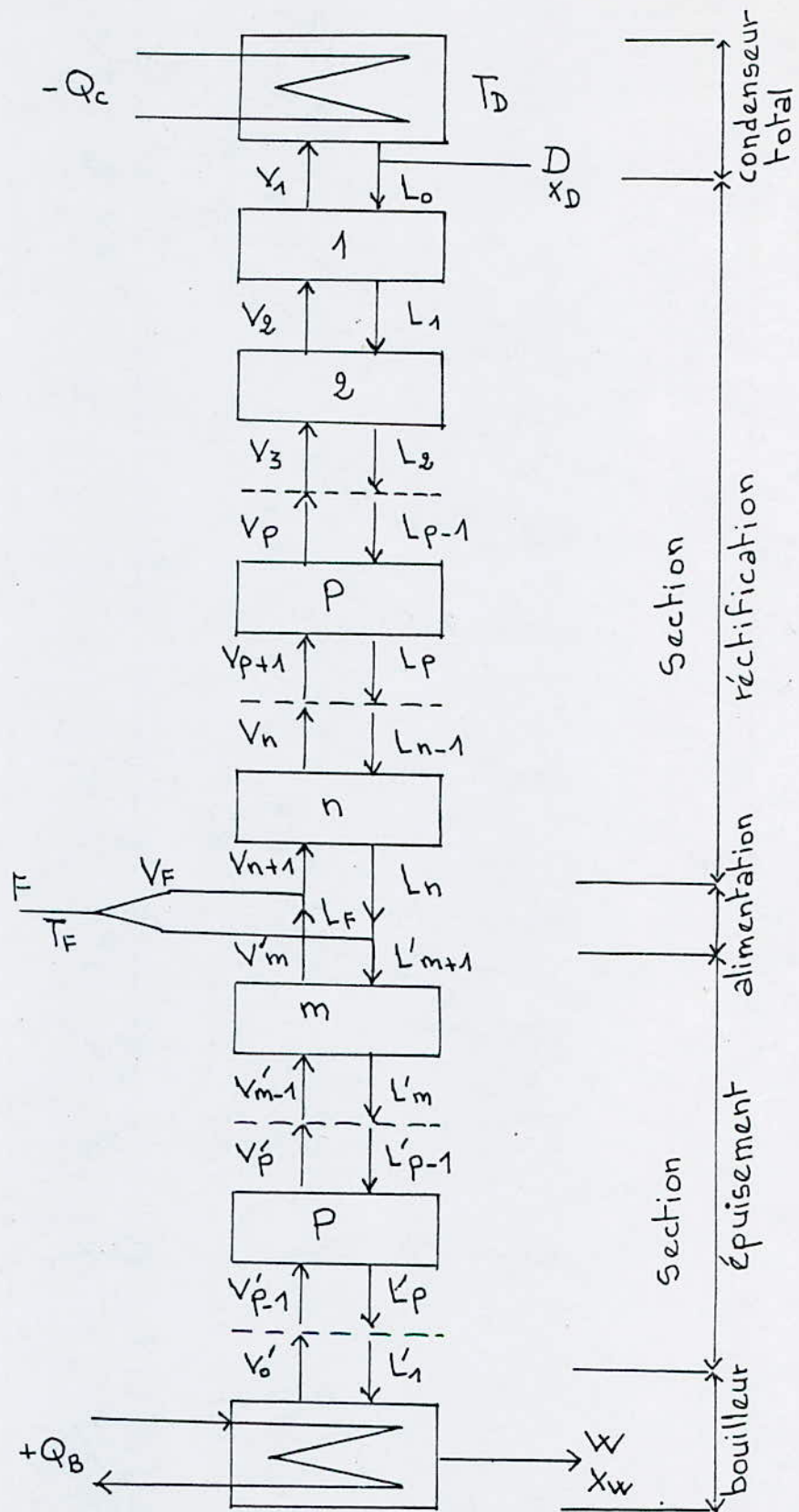
Par définition:  $\tau_1 = \frac{D_m X_D}{F_m X_F} \quad (IV - 4)$

D'où il est facile de tirer  $D_m$ .

S'il s'agit d'un ternaire, on aura une équation de plus:

$$F_m X_{3F} = D_m X_{3D} + W_m X_{3W} \quad (IV - 5)$$

Les grandeurs  $F_m$ ,  $D_m$ ,  $X_{3F}$  étant connues, il faudra fixer  $X_{3D}$  ou  $X_{3W}$ .



Schema général d'étude de la colonne de distillation

- $Q_c$  : quantité de chaleur évacuée au condenseur
- $D$  : débit de distillat
- $F$  : débit d'alimentation
- $Q_B$  : quantité de chaleur fournie au rebouilleur
- $W$  : débit de résidu

**A - RECTIFICATION**

**EN**

**(C)ONTINUE**

#### IV - 3- METHODES DE CALCUL DES COLONNES DE RECTIFICATION :

##### RECTIFICATION DES MELANGES BINAIRES :

#### IV - 3.1 - METHODE DE PONCHON - SAVARIT

Cette méthode permet d'obtenir une solution exacte du calcul du nombre de plateaux en exploitant à chaque étage les équations générales d'équilibre, de bilan matière et de bilan thermique écrites pour la première fois par SOREL ; en tenant compte des grandeurs suivantes :

- 1° Différence de température entre sommet et base de la colonne ;
- 2° Les mélanges envisagés peuvent avoir des chaleurs latentes de vaporisation différentes ainsi qu'une chaleur de mélange non nulle.
- 3° Etat de l'alimentation entièrement liquide ou totalement ou partiellement vaporisée.

Les plateaux sont supposés théoriques et l'isolation de la colonne parfaite. La courbe d'équilibre est supposée connue ainsi que les relations  $h = f(x)$  enthalpie molaire du liquide en fonction de son titre et  $H = f(y)$  enthalpie molaire de la vapeur en fonction de son titre.

Nous admettons, en outre, que le condenseur condense la totalité de vapeur qu'il reçoit.

PONCHON et SAVARIT ont établi que lorsque les quantités nettes de chaleurs ; enlevées au condenseur  $Q_c$  et fournies au bouilleur  $Q_B$  sont connues, il existe dans le diagramme enthalpique : (Fig : 8 ).

- Pour la section de concentration un point P tel que les points  $P_{Yn}$  et  $X_{n+1}$  sont alignés.
- Pour la section d'épuisement un point P' tel que les points P',  $Y_n$ ,  $X_{n+1}$  sont alignés :

On a  $V_n = L_r + D = (R + 1) D$  (IV - 6 )

$$Q_c = V_n (H_n - h_D) = V_n \Delta_D = (R + 1) D \Delta_D \quad (IV - 7)$$

et  $Q_B = Q_c + D h_D + W h_w - F h_F$  (IV) 8)

de (IV)2 et (IV - 7) et (IV.8) on tire

$$Q_B = \Delta_D D(R + 1) + W (h_w - h_F) + D (h_D - h_F) \quad (IV -9)$$

avec :

- $\Delta_D$ : Chaleur latente de vaporisation.
- $h_F$ : Enthalpie de l'alimentation
- $h_w$ : Enthalpie de résidu
- $h_D$ : Enthalpie de distillat

Pour le prouver, on établit les bilans molaires entre l'extrémité du tronçon considéré et un sectionnement fait entre deux plateaux quelconques.

Partant des équations exprimant :

- La conservation de la matière totale.
- La conservation du constituant volatil
- La conservation de la chaleur totale.

On obtient les équations (IV - 15) et (IV - 22) qui traduisent les alignements précédents.

TABLEAU N°1: METHODE DE PONCHON - SAVARIT  
obtention des équations caractéristiques

Section de concentration	Section d'épuisement
<p><u>Bilan matière:</u></p> $V_{p+1} = L_p + D \quad [IV-10]$ $V_{p+1} \cdot y_{p+1} = L_p \cdot x_p + D x_D \quad [IV-11]$ <p><u>Bilan thermique:</u></p> $V_{p+1} \cdot H_{p+1} = L_p \cdot h_p + D R_D + Q_c \quad [IV-12]$ <p><u>Equilibre:</u></p> $y_{p+1} = L_{p+1} \cdot x_{p+1} \quad [IV-13]$ <p>posons <math>Q'_c = R_D + Q_c \quad [IV-14]</math></p> <p>En substituant (10) dans (11) et (12) il vient:</p> $\begin{cases} (L_p + D) y_{p+1} = L_p x_p + D x_D \\ (L_p + D) H_{p+1} = L_p h_p + D Q'_c \end{cases}$ $L_p (y_{p+1} - x_p) = D (x_D - y_{p+1})$ $L_p (H_{p+1} - h_p) = D (Q'_c - H_{p+1})$ <p>En divisant membre à membre:</p> $\frac{y_{p+1} - x_p}{H_{p+1} - h_p} = \frac{x_D - y_{p+1}}{Q'_c - H_{p+1}} \quad [IV-15]$ $R_p = \frac{L_p}{D} = \frac{x_D - y_{p+1}}{y_{p+1} - x_p} = \frac{Q'_c - H_{p+1}}{H_{p+1} - h_p} \quad [IV-16]$	<p><u>Bilan matière</u></p> $L'_{p+1} = V'_p + w \quad [IV-17]$ $L'_{p+1} \cdot x'_{p+1} = V'_p \cdot y'_p + w x_w \quad [IV-18]$ <p><u>Bilan thermique:</u></p> $L'_{p+1} \cdot h'_{p+1} = V'_p \cdot H'_p + w (h_w - Q_B) \quad [IV-19]$ <p><u>Equilibre:</u></p> $y'_{p+1} = K'_{p+1} \cdot x'_{p+1} \quad [IV-20]$ <p>posons: <math>Q'_B = h_w - \frac{Q_B}{w} \quad [IV-21]</math></p> <p>En substituant [17] dans [18] et [19] il vient:</p> $\begin{cases} (V'_p + w) x'_{p+1} = V'_p \cdot y'_p + w x_w \\ (V'_p + w) h'_{p+1} = V'_p H'_p + w Q'_B \end{cases}$ $\begin{cases} V'_p (x'_{p+1} - y'_p) = w (x_w - x'_{p+1}) \\ V'_p (h'_{p+1} - H'_p) = w (Q'_B - h'_{p+1}) \end{cases}$ <p>en divisant membre à membre</p> $\frac{x'_{p+1} - y'_p}{h'_{p+1} - H'_p} = \frac{x_w - x'_{p+1}}{Q'_B - h'_{p+1}} \quad [IV-22]$ $R'_p = \frac{V'_p}{w} = \frac{x'_{p+1} - x_w}{y'_p - x'_{p+1}} = \frac{h'_{p+1} - Q'_B}{H'_p - h'_{p+1}} \quad [IV-23]$

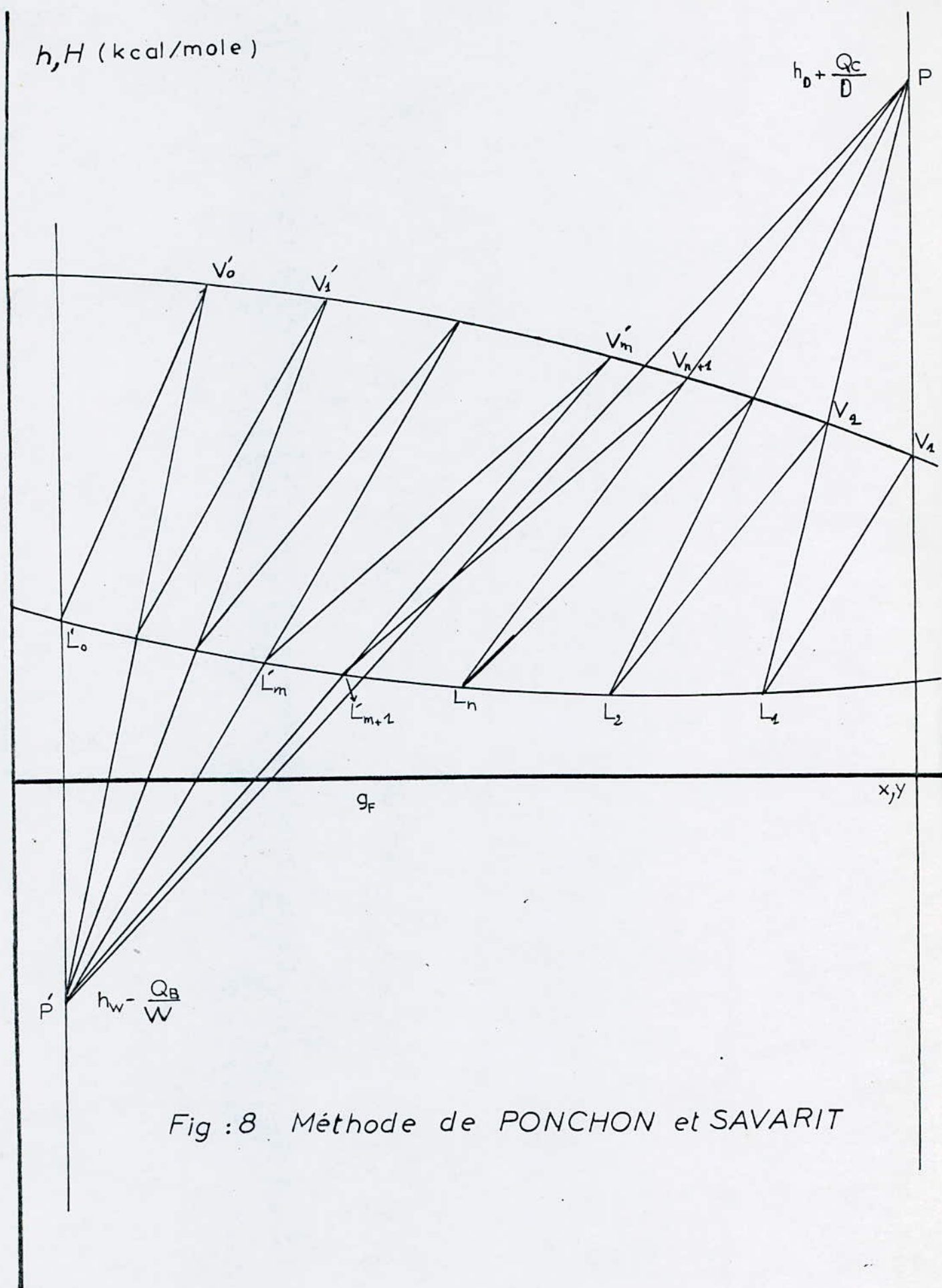


Fig : 8 Méthode de PONCHON et SAVARIT

IV- 3-2 - METHODE DE MAC CABE ET THIELE :

Cette méthode graphique est une méthode approximative. Elle exploite les hypothèses de LEWIS et n'est qu'une application particulière de celle de Ponchon-Savarit. Son avantage est de donner une solution approchée d'un problème, si l'on connaît le diagramme d'équilibre des constituants du mélange binaire. Les hypothèses de LEWIS qui sont à la base de cette méthode de calcul sont les suivantes :

- 1 - La colonne est adiabatique : il n'y a pas d'échange de chaleur avec le milieu extérieur ( colonne calorifugée ou placée dans une enveloppe chauffante).
- 2 - Les chaleurs molaires de vaporisation des deux constituants sont égales.
- 3 - La chaleur de mélange des deux constituants en phase liquide est nulle.
- 4 - L'équilibre liquide - vapeur est atteint sur chaque plateau de la colonne (étage théorique).

Cela signifie que la chaleur apportée au plateau (P) par la condensation d'une mole de vapeur, venant du plateau inférieur, compense exactement la quantité de chaleur nécessaire à l'évaporation d'une mole de liquide de ce même plateau.

Il en résulte que le débit molaire descendant de liquide et le débit molaire ascendant de vapeur sont tous deux constants d'une part dans la section de concentration et d'autre part dans la section épuisement.

Les relations caractéristiques de la méthode sont inscrites sur le tableau. Ils résultent de bilans semblables à ceux qui ont été établis pour la méthode de PONCHON-SAVARIT.

SECTION DE CONCENTRATION	SECTION D'EPUISEMENT
Bilan - Matière	Bilan - Matière
$V = L + D$ (IV - 24 )	$L' = V' + W$ (IV - 29 )
$V y_{p+1} = L \cdot x_p + D \cdot x_D$ (IV - 25 )	$L' \cdot x_{p+1} = V' \cdot y'_p + W \cdot x_w$ (IV-30)
Equilibre	Equilibre
$y_{p+1} = K_{p+1} \cdot x_{p+1}$ (IV -26)	$y'_{p+1} = K'_{p+1} \cdot x'_{p+1}$ (IV - 31)
Taux de reflux $R = \frac{L}{D}$ constant	Taux de rebouillage $R' = \frac{V'}{W}$
$y_{p+1} = \frac{L}{L+D} x_p + \frac{D}{L+D} x_D$ (IV -27)	$y'_p = \frac{V'+W}{V'} x_{p+1} - \frac{W}{V'} x_w$ (IV-32)
$y_{p+1} = \frac{R}{R+1} x_p + \frac{1}{R+1} x_D$ (IV-28)	$y'_p = \frac{R'+1}{R'} x_{p+1} - \frac{1}{R} x_w$ (IV-33)

Diagramme de Mac Cabe et Thiele (Fig : 9 ).

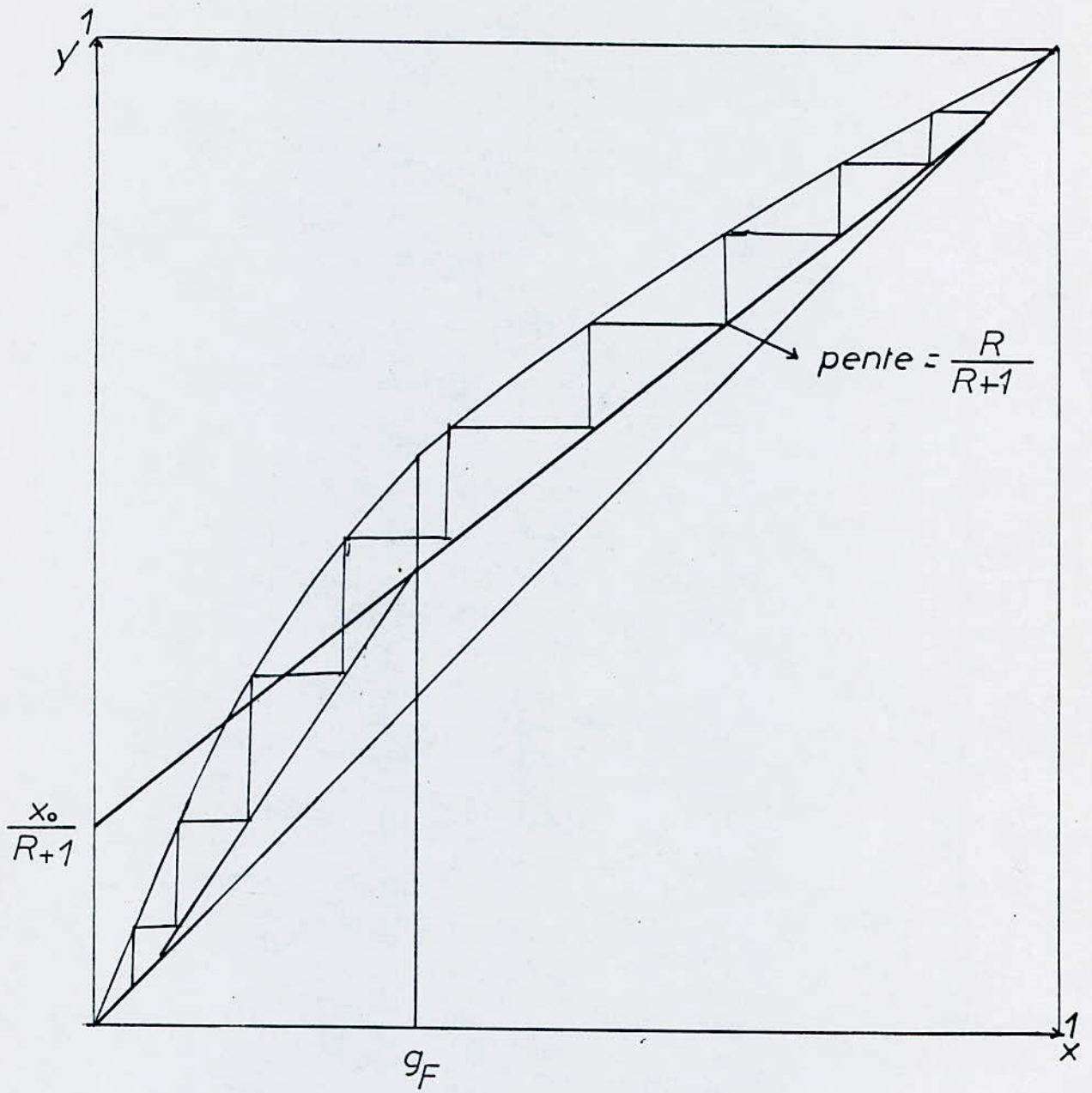


fig 9 Construction graphique de  
 (MAC CABE et THIELE)



IV - 3 - 3 - ETAT THERMIQUE DE L'ALIMENTATION :

Pour une alimentation de titre  $g_F$  introduite au plateau N dont le liquide est de même titre et à la température du liquide de ce plateau ; soit  $g_F = x_F$  et  $T_F = T_N$  il ne se produit aucun phénomène de vaporisation ou de condensation entre les deux liquides. Admettons maintenant qu'une fraction de l'alimentation binaire soit vaporisée.

Si l'on désigne par :

$\omega$  : la fraction molaire vaporisée.

$\Lambda$  : la chaleur de vaporisation de la charge (supposée indépendante du titre).  
on a :

$$\omega F \Lambda = (H_F - h_W) F \quad (IV-34)$$

d'où 
$$\omega = \frac{H_F - h_N}{\Lambda} \quad (IV-35)$$

$H_F$  : enthalpie de l'alimentation

$h_N$  : enthalpie du liquide bouillant au niveau de l'alimentation.

de plus on a :

$$L' = L + (1 - \omega) F \quad (IV-36)$$

$$V = V' + \omega F \quad (IV-37)$$

de (IV 37) on tire 
$$\omega = \frac{V - V'}{F} \quad (IV-38)$$

IV - 3 - 4 - LA DROITE D'ETAT THERMIQUE :

Lorsque l'alimentation est introduite à l'état liquide à la température du plateau d'alimentation (soit  $\omega = 0$ ) la droite d'épuisement coupe la droite de concentration en un point dont l'abscisse est  $X = g_F$  quelque soit R. Le lieu des points d'intersection des droites opératoires à reflux variable est donc dans ce cas la parallèle à oy d'abscisse  $g_F$ .

Pour le cas général où  $\omega$  diffère de zéro il est intéressant de chercher le lieu-point d'intersection des droites opératoires en fonction de ( $\omega$ ). Considérons les droites opératoires ayant trait à un problème de séparation déterminé.

Les grandeurs V, L, V', L', D, W étant fixées ; soient  $y_F$  et  $x_F$  les coordonnées de leur point d'intersection F.

Pour ce point on peut écrire simultanément :

$$V y_F = L x_F + D x_D \quad (IV - 39)$$

$$V' y_F = L' x_F - W x_W \quad (IV - 40)$$

En retranchant membre à membre ces deux équations, on obtient :

$$(V - V') \cdot y_F = (L - L') \cdot x_F + D x_D - W x_W \quad (IV - 41)$$

de (IV - 36) et (IV - 34) et (IV - 3) et (IV - 41)

on a :

$$\omega F y_F = (\omega - 1) F x_F + F g_F \quad (IV - 42)$$

d'où 
$$y_F = \frac{\omega - 1}{\omega} \cdot x_F + \frac{g_F}{\omega} \quad (IV - 43)$$

On voit que le lieu cherché est une droite de pente  $(W-1)/W$  et d'abscisse à l'origine égale à  $g_F/(1-W)$ . Cette droite sera dénommée droite d'état thermique. Elle est tracée dans le diagramme de MAC CABE et THIELE (Fig : 8 )  
 En reportant les deux points :

$$Y = g_F \quad \text{et} \quad x = g_F$$

$$Y = 0 \quad x = g_F / (1 - \omega)$$

En fonction des valeurs de  $(\omega)$ , l'état physique de l'alimentation et la pente de la droite d'état thermique sont indiqués dans le tableau suivant :

	$\omega < 0$ $T_F < T_{eb}$	$\omega = 0$ $T_F = T_{eb}$	$0 < \omega < 1$ $T_{eb} < T_F < T_r$	$\omega = 1$ $T_F = T_r$	$\omega > 1$ $T_F > T_r$
Etat physique de l'alimentation	sous refroidie	liquide au point Eb	partiellement vaporisée	totalemt vaporisée	surchauffée
pente de la droite d'état thermique	positive	infinie	négative	nulle	positive
abscisse à l'origine	$< x_F$	$x_F = g_F$	$g_F / (1 - \omega)$	$\infty$	$< g_F$

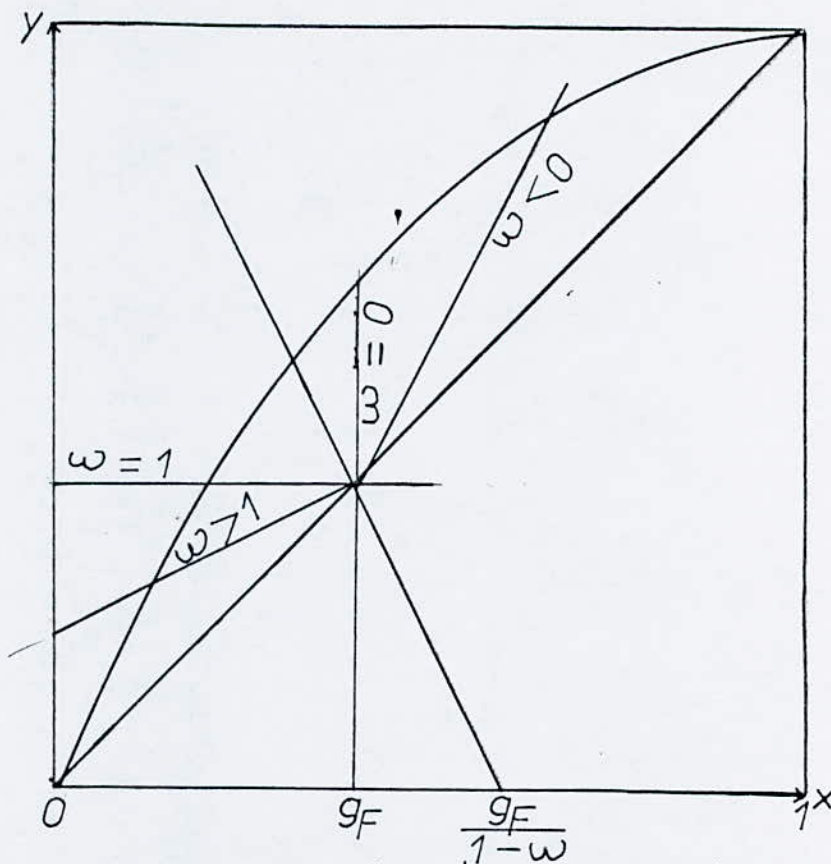


fig : 10 Droite d'Etat thermique

**B- RECTIFICATION**

**DISCONTINUE**

#### IV - B - INTRODUCTION:

La rectification discontinue est rarement utilisée dans l'industrie, elle est surtout réservée à la production de produits coûteux et de faible tonnage annuel (industrie pharmaceutique) ou encore pratiquée au laboratoire aux fins d'analyses. Cependant; la rectification discontinue permet de séparer les ( n ) constituants d'un mélange complexe au moyen d'une seule colonne alors qu'en travaillant en continu il faudrait (n- 1) colonnes pour assurer la même séparation.

Cette séparation se différencie essentiellement de la rectification continue par la variation régulière des paramètres locaux au cours du temps : concentrations, températures, et quelque fois débits . La discontinuité du processus rend les calculs à faire plus difficiles. La rectification en discontinue est réalisée de la manière suivante:

Un bouilleur chargé initialement du produit à distiller et surmonté d'une colonne de fractionnement à (n) étages théoriques, comportant au sommet le dispositif classique de reflux et de soutirage du distillat.

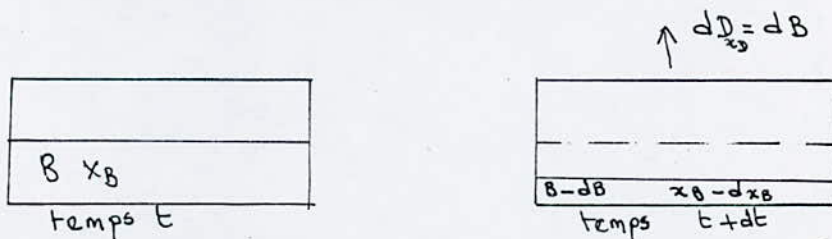
Cette section de concentration est rigoureusement identique à celle de l'appareillage continu.

La quantité de la charge ainsi que sa concentration varient continuellement pendant le fonctionnement de l'installation. On distingue deux modes opératoires:

- Taux de reflux constant et composition instantanée du distillat variable.
- Composition constante du distillat et taux de reflux variable.

#### IV-B-2 EVOLUTION DES COMPOSITIONS:

Pour formuler une relation entre les quantités et les concentrations du mélange dans le bouilleur et du distillat recueilli, il faut envisager leurs variations pendant le temps (dt). En faisant abstraction du nombre d'étages théoriques, c'est à dire en négligeant la rétention dans la colonne, le bilan de matière entre le temps ( t ) et ( t + dt ) s'écrit:



B: Quantité dans le bouilleur à l'instant ( t ) de composition instantanée  $X_B$

B-dB: Quantité dans le bouilleur à l'instant ( t +dt ) de composition instantanée  $X_B - dX_B$

dD: Quantité de distillat recueillie pendant le temps (dt) de composition  $X_D$ .

$$B X_B = (B-dB) (X_B-dX_B) + X_D dD \quad ( IV - 44 )$$

En négligent les termes différentiels du second ordre il vient:

... / ...

il vient:  $0 = -X_B dB - B dX_B + X_D dD$  (IV - 45)

Or  $dB = dD$

d'où l'on tire:  $\frac{dB}{B} = \frac{-dX_B}{X_B - X_D} = \frac{dX_B}{X_D - X_B}$  (IV - 46)

L'intégration entre le temps  $t = 0$  correspondant à la charge initiale  $B_i$  de composition  $X_{Bi}$  et le temps (fin de l'opération) pour lequel le mélange final résiduel est  $B_f$  de composition  $X_{Bf}$

conduit à :

$$\ln \frac{B_i}{B_f} = \int_{X_{Bf}}^{X_{Bi}} \frac{dX_B}{X_D - X_B} \quad [IV-47] \text{ intégrale de L. RAYLEIGH}$$

L'intégrale ne peut se calculer que si l'on connaît la fonction générale:

$X_D = f(X_B)$  qui relie la valeur de composition  $X_D$  du distillat instantané à celle  $X_B$  du bouilleur instantané. Cette fonction dépend du mélange distillé et de l'appareillage utilisé. Nous pouvons écrire symboliquement:

$$X_D = f(X_B, R, N)$$

La quantité de distillat recueillie au bout du temps  $t$ , notée  $\Delta t$

et la composition globale  $X_G$  s'obtiennent par bilan matière.

$$B_i - B_t = D_t \quad (IV - 48)$$

$$B_i \cdot X_{Bi} - B_t \cdot X_{Bt} = D_t X_G \quad (IV - 49)$$

d'où

$$X_G = \frac{B_i \cdot X_{Bi} - B_t \cdot X_{Bt}}{B_i - B_t} \quad (IV - 50)$$

ou encore :

$$X_G = \frac{\frac{B_i}{B_t} X_{Bt} - X_{Bt}}{\frac{B_i}{B_t} - 1} \quad [IV - 51]$$

En se fixant l'épuisement que l'on désire obtenir au bouilleur, c'est à dire  $X_{Bt}$  pour  $X_{Bi}$  et  $B_i$  données, on calcule par l'intégrale (IV - 47) le rapport  $\frac{B_i}{B_t}$  et on obtient ainsi  $\Delta t$  et  $X_G$  par (IV - 48) et (IV - 51)

**L'EFFICACITE**

**DES COLONNES**

**A GARNISSAGE**

IV. C-1 NOTION DE H.E.P.T :

Dans les colonnes à garnissage la notion de plateau théorique équivalent est encore plus arbitraire, puisque les compositions du liquide et de vapeur varient de façon continue tout le long de la colonne. Les anglos-saxons caractérisent souvent l'efficacité d'un garnissage par la grandeur.

$$H.E.P.T = \frac{\text{hauteur du garnissage}}{\text{nombre de plateaux théoriques équivalent}}$$

H.E.P.T : hauteur Equivalente à un plateau théorique .

Sur un plateau vrai, la hauteur du liquide dépend assez peu des facteurs physiques tels que la viscosité et la tension superficielle.

Au contraire le film liquide qui mouille un garnissage dépend fortement de ces facteurs et on conçoit que la H.E.P.T puisse varier beaucoup avec le mélange utilisé.

Il semble que le procédé de calcul qui consiste à assimiler une colonne à la superposition de plateaux théoriques, conduise à une représentation éloignée de la réalité. Il serait préférable de traiter la colonne à garnissage comme un milieu continu et de lui appliquer un procédé de calcul différentiel. Voici le principe de cette autre méthode de calcul.

VI. C-2 METHODE DE CHILTON ET COLBURN-NOTION DE H.U.T

H.U.T : Hauteur d'unité de transfert.

Considérons un garnissage de hauteur (Z) et un élément de cette colonne, d'épaisseur  $dZ$ , situé à la hauteur Z du bas de colonne.

Lorsque les chaleurs molaires de vaporisation des deux constituants sont égales nous avons un transfert équimolaire et les débits de vapeur V et de liquide L sont constants.

Ecrivons les bilans de matière :

$$V = L + D \quad [IV-52]$$

$$Vy = Lx + Dx_D \quad [IV-53]$$

Par dérivation, nous obtenons le bilan de matière dans l'élément d'épaisseur  $dZ$

$$Vdy = Ldx = \varphi dS \quad [IV-54]$$

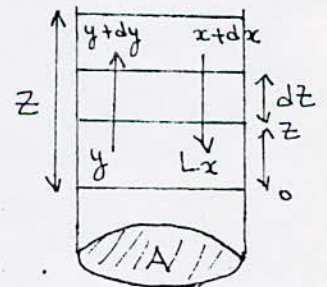
Nous appelons  $dS$  l'aire d'interface gaz liquide continue dans cet élément de volume  $A.dZ$  ( A est la section droite de la colonne)

et nous poserons  $dS = a.A.dZ$  où (a) est l'aire spécifique d'interface

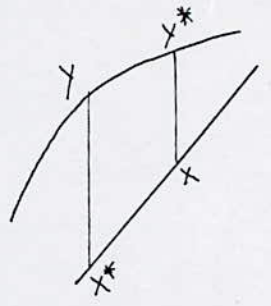
$$S : m^2 \quad A : m^2 \quad Z : m \quad a : m^2.m^{-3}$$

Nous appelons  $\varphi$  la densité de flux de transfert du constituant le plus volatil ( Nombre de moles qui traversent l'unité d'aire d'interface par unité de temps).

Le flux de transfert est proportionnel à l'écart, à l'équilibre et nous l'écrivons de deux manières équivalentes



$$q = k_y (y^* - y) = k_x (x - x^*) \quad [\text{IV-55}]$$



$y^*$  : est le titre fictif de la vapeur qui serait en équilibre avec le liquide X.

$x^*$  : est le titre du liquide qui serait en équilibre avec Y  
 $k_y$  et  $k_x$  sont appelés les coefficients de transfert globaux.

Substituons l'une ou l'autre de ces expressions dans l'équation [IV-54] il vient:  $V dy = L dx = k_y (y^* - y) a A dz = k_x (x - x^*) a A dz$  (IV-56)

Il vient

$$\text{d'où} \quad dz = \frac{V}{k_y a A} \cdot \frac{dy}{y^* - y} = \frac{L}{k_x a A} \cdot \frac{dx}{x - x^*} \quad [\text{IV-57}]$$

et en intégrant pour toute la colonne, en supposant  $k_y$  et  $k_x$  constants :

$$Z = \frac{V}{k_y a A} \int_{y_0}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y} = \frac{L}{k_x a A} \int_{x_0}^{x_2} \frac{dx}{x - x^*} \quad [\text{IV-58}]$$

Examinons les dimensions des divers termes :

Z : est une longueur.

Les intégraux sont des nombres adimensionnels.

Les termes pré-intégraux doivent donc avoir la dimension d'une longueur et on les vérifie aisément.

Nous sommes donc amenés à écrire :

longueur = longueur  $\times$  nombre.

et à considérer que la colonne est un empilement d'un nombre (N.U.T) d'unités de transfert ayant chacun la hauteur (H.U.T) d'unités de transfert.

Par analogie avec la notion d'étage théorique, nous écrivons :

$$Z = \text{H.E.P.T} \times N \quad (\text{IV-59}) \text{ en étages théorique}$$

$$\left. \begin{aligned} Z &= (\text{H.U.T})_{ov} \times (\text{N.U.T})_{ov} \quad (\text{IV-60}) \\ Z &= (\text{H.U.T})_{ol} \times (\text{N.U.T})_{ol} \quad (\text{IV-61}) \end{aligned} \right\} \text{ en unités de transfert}$$

avec les unités de transfert globales

$$\text{Liquide } \text{N.U.T}_{ol} = \int_{x_0}^{x_2} \frac{dx}{x - x^*} \quad [\text{IV-62}] \text{ et } \text{H.T.U}_{ol} = \frac{L}{k_x a_e f_e} \quad [\text{IV-63}]$$

$$\text{Vapeur } \text{N.U.T}_{ov} = \int_{y_0}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y} \quad [\text{IV-64}] \text{ et } \text{H.T.U}_{ov} = \frac{G}{R k_y a_e f_v T} \quad [\text{IV-65}]$$

de même pour les unités de transfert individuelles ou de film :

$$\text{Liquide } N_l = \int_{x_0}^{x_2} \frac{dx}{x - x_i} \quad [\text{IV-66}] \text{ et } \text{H.T.l} = \frac{L}{f_e k_l a_e} \quad [\text{IV-67}]$$

$$\text{Vapeur } N_v = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y_i - y} \quad [\text{IV-68}] \text{ et } \text{H.T.v} = \frac{G'}{k_v a_e R T f_v} \quad [\text{IV-69}]$$



avec :

N.U.Tov : nombre d'unités de transfert globale relative au vapeur .

N.U.Tol : nombre d'unités de transfert globale relative au liquide .

H.U.Tov : hauteur d'unités de transfert globale relative au vapeur .

H.U.Tol : hauteur d'unité de transfert globale relative au liquide .

$N_l$  : nombre d'unités de transfert individuelle relative au liquide .

$N_v$  : nombre d'unités de transfert individuelle relative au vapeur .

H.U.Tl : hauteur d'unité de transfert individuelle relative au liquide .

H.U.Tv : hauteur d'unité de transfert individuelle relative au vapeur .

$X$  et  $Y$  : sont les fractions molaires du constituant dans les phases liquide et vapeur qui se croisent dans une section droite de la colonne .

$X_i$  et  $Y_i$  : sont les fraction à l'interface .

$X^*$  : est la fraction molaire dans le liquide en équilibre avec  $Y$  .

$Y^*$  : est la fraction molaire dans la vapeur en équilibre avec  $X$  .

$k_x, k_y$  : sont les coefficients de transfert individuels .

$K_x, K_y$  : sont les coefficients de transfert globaux .

avec

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{k_x} + \frac{m}{k_y} \quad [\text{IV}-70]$$

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad [\text{IV}-71]$$

avec :  $m$  : la pente de la courbe d'équilibre .

$L'$  et  $V'$  sont les débits molaires de liquide et de vapeur .

On peut calculer les coefficients de transfert individuels par les corrélations suivantes :

\*Phase liquide : pour le coefficient de transfert dans la phase liquide, ONDA et COLL [4] ont en 1959 proposé la formule :

$$k_l [f_l / (\mu_l g)]^{1/3} = 0,021 (ad)^{-0,49} Re_l^{0,49} Sc_l^{-0,5} \quad [\text{IV}-72] [4]$$

avec

$$Re_l = \frac{dL}{\mu_l} \quad \text{nombre de Reynolds}$$

$$Sc_l = \mu_l / (f_l \cdot D_e) \quad \text{nombre de Schmidt}$$

tous deux pour l'écoulement liquide .

En 1968 une nouvelle équipe dirigée par ONDA [4] a donnée la formule :

$$k_l [f_l / (\mu_l g)]^{1/3} = 0,0051 (ad)^{-0,27} (a_w/a)^{-2/3} Re_l^{2/3} Sc_l^{-0,50} \quad [\text{IV}-73] [4]$$

avec  $\frac{a_w}{a}$  donné par la formule [III-12]

\* Phase gazeuse:

Pour le transfert en phase gazeuse avec des garnissages de dimension nominale supérieur à 0,0127 m .

Les mêmes auteurs recommandent :

$$Sh_V = 5,23(a \cdot d)^{-1,7} \cdot Re_V^{0,7} \cdot Sc_V^{1/3} \quad [IV-74] \quad [4]$$

pour les dimensions nominales inférieures ou égales à 0,0127 m

$$Sh_V = 2,00(a \cdot d)^{-1,7} \cdot Re_V \cdot Sc_V^{1/3} \quad [IV-75] \quad [47]$$

avec :  $Sh_V = RT k_{vd} / D_V$  : nombre de Sherwood .  
 $Re_V = d G / \mu_V$  : nombre de Reynolds .  
 $Sc_V = \mu_V / (\rho_V \cdot D_V)$  : nombre de Schmit tous trois pour l'écoulement gazeux .

### -C-3 : ESTIMATION DES H.T.U :

Un certain nombre de corrélations ont été établies pour le calcul des valeurs de film H.T.U et H.T.U . Pour passer aux H.T.U globale on utilise les formules suivantes :

$$HTU_{ov} = HTU_V + \frac{m G'}{L} \cdot HTU_\ell \quad 76 \quad 2$$

$$HTU_{ol} = HTU_\ell + \frac{L'}{m G'} \cdot HTU \quad 77 \quad 2$$

Pour le calcul de H.T.U<sub>V</sub> .Pratt [ 2 ] à proposé la formule suivante :

$$H.U.T_V = \frac{1}{C} \cdot \frac{\varepsilon}{a} \left( \frac{d_e \cdot G}{\mu_V \cdot \varepsilon} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{\mu_V}{\rho_V \cdot D_V} \right)^{0,67} \quad [IV-78] \quad [2]$$

Dans laquelle :

$\varepsilon$  : fraction de vide .

$a$  : surface spécifique de remplissage supposé totalement mouillé ;

$d_e$  : diamètre équivalent du garnissage qui représente le diamètre moyen des anneaux où le gaz circule est égal à

$G$  : débit massique de vapeur par unité de surface ;

$\mu_V$  : viscosité du gaz .

$\rho_V$  : masse volumique de vapeur ;

$D_V$  : coefficient de diffusion dans la phase gazeuse ;

$C$  : constante sans dimension dont la valeur est 0,105 pour les anneaux

Raschig en vrac ,0,125 pour les anneaux Poll est 0,07 pour les selles de Berl ou Intalox :

pour le calcul de HTU<sub>ℓ</sub> ,la formule de Sherwood et Hollyway [2] prend la forme suivante :

$$H.U.T_\ell = A \left( \frac{L}{\mu_e} \right)^n \cdot \left( \frac{\mu_e}{\rho_e \cdot d_e} \right)^{0,5} \quad [IV-79] \quad [2]$$

dans laquelle :

L : débit massique de liquide par unité de surface ;

$\mu$  : viscosité du liquide ;

$\rho$  : masse volumique du liquide ;

$D_p$  : coefficient de diffusion dans le liquide ;

n : exposant généralement voisin de 0,25 ;

A : constante caractéristique du garnissage [ 2 ] (P : 1252 )

Toutes les grandeurs sont exprimées dans le système C.G.S .

#### IV - C4. ESTIMATION DES H.E.P.T :

Pour l'extrapolation des résultats relatifs à une colonne de diamètre  $D_1$  au cas d'une colonne de diamètre  $D_2$ , nous citons la formule obtenue par Delzenne [ 1 ] .

$$(H.E.P.T)_1 = (H.E.P.T)_2 \left[ 1 + 0,7 \log_{10} \frac{D_1}{D_2} \right] \quad [IV-80] \quad [1]$$

L'effet de la variation de dimension du garnissage sur la valeur de H.E.P.T d'après [ 1 ] on peut écrire :

$$\frac{(H.E.P.T)_1}{(H.E.P.T)_2} = \sqrt{\frac{d_1}{d_2}} \quad [IV-81] \quad [1]$$

L'effet de la variation de la hauteur de garnissage sur la valeur de H.E.P.T :

- d'après [ 1 ] on peut écrire :

$$\frac{(H.E.P.T)_1}{(H.E.P.T)_2} = \sqrt[3]{\frac{z_1}{z_2}} \quad [IV-82] \quad [1]$$

- d'après [ 1 ] on peut écrire :

$$\frac{(H.E.P.T)_1}{(H.E.P.T)_2} = \left[ \left[ 1 + 0,7 \log \frac{D_1}{D_2} \right] \left[ \frac{d_1}{d_2} \right]^{1/2} \left[ \frac{z_1}{z_2} \right]^{1/3} \right]^{1/3} \quad [IV-83] \quad [1]$$

**DEUXIEME PARTIE :**

**CALCULS**

## I - MODELE D'APPAREILLAGE CHOISI

"Colonne de rectification à l'échelle laboratoire" : comme le stipule le titre du sujet, nous devons assembler les éléments nécessaires pour obtenir une colonne à dimensions réduites ; ceci est aussi un atout pour attendre de cet engin des résultats expérimentaux très proches de la théorie.

### I - 1 - LES DIFFERENTES PARTIES ET MATERIAUX DE L'INSTALLATION :

#### 1 - 1 - LES GARNISSAGES :

Des deux familles de garnissage citées plus haut, nous retiendrons : les anneaux pall (garnissage envrac) et les treillages métalliques (garnissage à élément : occupant toute la section de la colonne suivant une structure géométrique donnée du type stedman). Ces catégories d'éléments nous seront très utiles pour leurs performances :- Faibles pertes de charge

- Forte capacité
- H.E.P.T réduite
- Installation à taille réduite.

Mais la taille de notre colonne est aussi une contrainte puisque les anneaux pall de dimensions réduites n'existent que dans la littérature pour les autres types nous manquons d'information. Compte tenu de la documentation qui est à notre portée, et compte tenu également du fait que les anneaux raschig ont servi dans maintes recherches à l'étude des tours à garnissage, ils feront l'objet de notre choix. Il serait tout de même très intéressant, d'équiper l'appareillage de garnissages de diverses formes (dimensions inférieurs à 1/8 du diamètre de la colonne) pour études comparées d'efficacité.

#### I - 2 - LA COLONNE :

La colonne sera faite de cuivre, il est vrai que des colonnes de ce genre ont été réalisées entièrement en verre, mais notre choix est orienté par les motifs suivants :

- Il confère une résistance mécanique assez bonne à l'installation
- Prix de revient relativement faible
- Facilités pour sur-charger la paroi ~~extérieure~~ de la colonne (échantillonnage - thermos-couples ...) la colonne sera munie de 3 pts d'alimentation.

#### I - 3 - LE CONDENSEUR :

C'est un échangeur de chaleur qui permet la condensation totale de l'effluent vapeur en tête de colonne à l'aide d'un produit froid. Nous utiliserons l'eau de ville comme fluide auxiliaire.

Il s'agira d'un condenseur vertical muni d'un serpentin pour véhiculer le fluide de réfrigération.

#### I - 4 - BOUILLEUR :

Il s'agit d'un cylindre horizontal de diamètre 25 cm et de hauteur 35 cm d'où sa capacité sera de 17,2 l à la partie inférieure auquel seront fixés un certain nombre de thermoplongeurs pour l'apport de calories nécessaires à la vaporisation de la charge. Il sera aussi muni d'un système de contrôle et de régulation de chauffage, d'un système de mesure de niveau et de trois robinets : un pour la vidange, un pour l'alimentation du bouilleur, un troisième pour le résidu.

#### I - 5 - LE REGULATEUR DU TAUX DE REFLUX :

Le reflux sera réglé par un dispositif manuel simple comportant deux tubes en verre gradués et deux robinets à pointeau.

#### I - 6 - LES PRISSES D'ECHANTILLON :

Pour nous il s'agit de réaliser une installation réservée exclusivement aux expériences. Elle doit alors comporter des dispositifs de prélèvement de liquide, ou de vapeur dans la mesure où ceci ne perturbe pas l'évolution du procédé. Les prélèvements se feront au fond de la colonne et pour la vapeur et pour le liquide.

#### I - 7 - ISOLATION THERMIQUE :

Pour conférer tout au moins à la tour le caractère adiabatique, le dispositif que nous allons prévoir va servir à calorifuger la colonne et les conduites.

#### I - 8 - BAC D'ALIMENTATION :

Il s'agit d'un cylindre vertical de capacité 25 l, il sera muni de deux robinets ; un en haut pour le remplissage, et un au fond pour la vidange. Le bac sera branché à une pompe doseuse qui va servir à l'alimentation de la colonne.

#### I - 9 - SECTIONS CALMANTES :

C'est des sections aménagées dans les zones terminales de la colonne tout juste pour permettre à la vapeur ascendante ou au liquide descendant d'atteindre la vitesse opératoire. Pour notre part nous allons prévoir une seule section calmante pour ramener les vapeurs provenant du bouilleur à une vitesse voisine de la vitesse opératoire. Ceci redonne à l'écoulement son caractère permanent et uniforme en évitant les fluctuations aux extrémités de la colonne.

## I - 1 - CHOIX DES CONDITIONS OPERATOIRES :

Afin de concevoir une installation quelconque, il faut fixer des conditions opératoires. De même une colonne de rectification garnie nécessite la fixation des paramètres suivants :

- Système à séparer
- Débit d'alimentation
- Composition de l'alimentation du résidu et du distillat
- Pression de fonctionnement
- Température d'alimentation
- Type de condenseur utilisé (partiel ou total) ... etc.

Pour concevoir notre colonne on choisit :

Le système à séparer est l'éthanol - eau (dont les données d'équilibre et les propriétés physique et chimique sont représentées dans l'annexe 2).

Ce système a été choisi du fait de sa disponibilité et la facilité de sa manipulation, vu qu'il est non toxique, présentant une faible inflammabilité et se séparant facilement. En outre il est fréquemment utilisé au cours des séances de travaux pratiques.

L'installation de laboratoire que nous projetons de concevoir étant de petites dimensions, il nous a fallu choisir un débit d'alimentation relativement faible, ceci dit, nous avons estimé raisonnable de choisir un débit volumique  $F_V = 51/h$ .

La composition du mélange éthanol-eau dont l'alimentation est de 0,25 (fraction molaire) en éthanol, nous avons choisi une aussi faible composition, car nous savons que plus la composition est faible plus l'installation conçue est efficace.

Pour éviter l'aziotrop, la composition que nous désirions obtenir au distillat a été fixée à 0,75 (fraction molaire) en éthanol ; le choix de la composition du résidu en constituant clef reflète l'efficacité de l'installation, c'est à dire, plus cette concentration est faible, plus l'installation est efficace, pour cela nous l'avons fixé à 0,04 (fraction molaire) en éthanol.

Le mélange est introduit dans l'installation sous sa température d'ébullition. Ceci a pour but de simplifier les calculs.

Nous choisissons comme pression de fonctionnement la pression atmosphérique pour rendre la réalisation simple, ne nécessitant aucun dispositif spécial, et ceci influe aussi sur la facilité d'utilisation de l'installation.

En ce qui concerne le taux de reflux, il a été fixé à deux fois le taux de reflux minimum ( $R = 2R_m$ ).

De plus nous avons opté pour un condenseur total.

Voulant concevoir une installation de petite taille et sachant que le diamètre de la colonne doit excéder 8 fois, la dimension nominale du garnissage, nous avons choisi 6,35 mm comme dimension nominal avec les caractéristiques suivantes :

- Dimension nominal de garnissage  $d = 6,35 \text{ mm}$ .
- Surface volumique du garnissage en vrac  $a = 715 \text{ m}^2/\text{m}^3$
- Facteur du garnissage  $F = 5250 \text{ m}^2/\text{m}^3$
- Nombre d'éléments par unités de volume  $N = 3,02 \cdot 10^6/\text{m}^3$
- Fraction de vide volumique  $\epsilon = 0,62$
- Masse volumique apparente du garnissage  $\rho = 960 \text{ kg}/\text{m}^3$ .



## II-2 BILAN DE MATIERE GLOIBALE :

Débit volumique d'alimentation  $F_V = 5 \text{ l/R}$

D'après [9] on peut déterminer la masse volumique d'alimentation à  $20^\circ\text{C}$   $\rho_F = 946 \text{ Kg/m}^3$

d'où :

$$\dot{F} = F_V \times \rho_F = 5 \cdot 10^{-3} \times 946 = 4,73 \text{ Kg/R}$$

$$F_m = \frac{\dot{F} \times X}{M_A} + \frac{\dot{F} \times (1-X)}{M_B}$$

$$F_m = \frac{4,73 \times 0,46}{46 \cdot 10^{-3}} + \frac{4,73 \times 0,54}{18 \cdot 10^{-3}} = 189,2 \text{ mole/R}$$

D'après les équations de bilan de matière (molaire)

$$F_m = D_m + W_m \quad [\text{IV-2}]$$

$$F_m \times X_F = D_m \times x_d + W_m \times x_w \quad [\text{IV-3}]$$

de [IV-2] et [IV-3]

$$\text{On a } W_m = F_m \times \frac{x_F - x_d}{x_w - x_d} = 189,2 \times \frac{0,25 - 0,75}{0,04 - 0,75} = 133,24 \text{ mole/R}$$

$$D_m = F_m - W_m = 189,2 - 133,24 = 55,96 \text{ mole/R}$$

D'après les équations du bilan de matière (massique)

$$\dot{F} = \dot{D} + \dot{W}$$

$$\dot{F} \times X_F = \dot{D} \times X_d + \dot{W} \times X_w$$

$$\text{on tire : } \dot{W} = \dot{F} \times \frac{X_F - X_d}{X_w - X_d} = 4,73 \times \frac{0,46 - 0,885}{0,1 - 0,885} = 2,56 \text{ Kg/R}$$

$$\dot{D} = \dot{F} - \dot{W} = 4,73 - 2,56 = 2,17 \text{ Kg/R}$$

$$\text{d'où } M_m = \frac{\dot{W}}{W_m} = \frac{2,56}{133,24} = 19,21 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/mole d'où } M_w = 19,21 \text{ g/mole}$$

$$\text{et } M_D = \frac{\dot{D}}{D_m} = \frac{2,17}{55,96} = 38,77 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/mole d'où } M_D = 38,77 \text{ g/mole}$$

### II-3-CALCUL DU DIAMETRE (D) DE LA COLONNE

D'après le tableau de valeur N°1 on remarque que pour  $x=0,25$  dans la section d'épuisement on a la plus grande quantité de liquide dans notre colonne ( $\dot{L}=6,547 \text{ Kg/R}$ ) donc il faut calculer le diamètre de la colonne pour les valeurs suivantes:

$$\dot{L} = 6,547 \text{ Kg/R}$$

$$\dot{V} = 4,000 \text{ Kg/R}$$

de plus on a :

- masse volumique moyenne du liquide  $\rho_L = 885 \text{ Kg/m}^3$

- masse volumique du vapeur  $\rho_V = 1,250 \text{ Kg/m}^3$

- viscosité dynamique du liquide  $\mu_L = 0,3695 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m.s}$

- viscosité cinématique du liquide  $\bar{\nu}_L = \frac{\mu_L}{\rho_L} = \frac{0,3695 \cdot 10^{-3}}{885} = 0,4175 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$

$$\bar{\nu}_L = 0,4175 \text{ cst}$$

$$\bar{\nu}_L / \nu_w = 0,4175$$

d'après l'équation [III-8]

$$X = \left( \frac{\dot{L}}{\dot{V}} \right) \times \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \frac{6,547}{4,000} \times \sqrt{\frac{1,250}{885}} = 0,0615$$

d'après l'équation [III-11]

$$Y = 0,684 \exp(-3,61 \cdot X^{0,286}) = 0,1345$$

et de l'équation [III-9]

$$F \cdot G_e^2 = (Y \cdot g \cdot \rho_V \cdot \rho_L) / (\nu_L / \nu_w)^{0,2}$$

$$F \cdot G_e^2 = \frac{9,81 \times 1,250 \times 885 \times 0,1345}{(0,4175)^{0,2}} = 1738,53 \text{ Kg}^2 / (\text{m}^5 \cdot \text{s}^2)$$

avec des anneaux "Raschig" en céramique dont la dimension nominale  $d = 6,35 \text{ mm}$  on a d'après le tableau [II-1] :

$$F = 5250 \text{ m}^2/\text{m}^3 \text{ et } a = 715 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$G_e = \frac{1738,53}{5250} = 0,331 \text{ Kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$G_e = 0,575 \text{ Kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

On travaille à 60% de l'engorgement d'où :

$$G = G_e \times 0,6 = 0,575 \times 0,6 = 0,345 \text{ Kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s} = 1243 \text{ Kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$$\text{donc : } A = \frac{\dot{V}}{G} = \frac{4,000}{1243} = 3,218 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$\text{d'où : } D = \sqrt{\frac{A \times 4}{\pi}} = \sqrt{\frac{3,218 \cdot 10^{-3} \times 4}{3,14}} = 6,4 \cdot 10^{-2} \text{ m}$$

pour des raisons techniques on choisit un diamètre de colonne 6 cm

\* Calcul de l'approche de l'engorgement :

$$A = \pi \cdot \frac{D^2}{4} = 3,14 \cdot \frac{(0,06)^2}{4} = 2,8 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$G = \frac{\dot{V}}{A} = \frac{4,000}{(0,06)^2 \times 3,14} = 1414,71 \text{ Kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h} = 0,3929 \text{ Kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\text{d'où : } \frac{G}{G_e} = \frac{0,3929}{0,575} = 0,68 \text{ (donc on travaille à 68\% de}$$

l'engorgement).

## II-4 - CALCUL DE LA HAUTEUR (Z) DE LA COLONNE :

### II-4-1 Calcul de la hauteur de la colonne faite par la méthode de PANCHON - SAVARIT :

La hauteur du garnissage dépend de plusieurs paramètres qu'on doit calculer ci-après :

D'après les courbes  $h_F = f(x)$  et  $H = f(y)$  [voir annexe 2], on tire  $h_F = 1,7475$  Kcal/mole,  $h_D = 2,1235$  Kcal/mole et  $H_D = 11,6500$  Kcal/mole.

D'après la construction graphique de PANCHON-SAVARIT : graphe N°1. L'ordonnée du pôle opératoire minimum  $P_m = 18,1$  Kcal/mole.

D'après l'équation [IV-16] on a :

$$R_m = \frac{P_m - H_D}{H_D - h_D} = \frac{18,1 - 11,65}{11,65 - 2,1235} = 0,677$$

$$\text{d'où } R = R_m \times 2 = 1,35$$

d'où le pôle opératoire P aura comme ordonnée :

$$R = \frac{P - H_D}{H_D - h_D} \Rightarrow P = R(H_D - h_D) + H_D = 1,35(11,65 - 2,1235) + 11,65$$

$$P = 24,55 \text{ Kcal/mole}$$

mais on a d'après l'équation [IV-21]

$$P = h_D + \frac{Q_c}{D_m} \Rightarrow Q_c = D_m(P - h_D)$$

$$Q_c = 55,96[24,55 - 2,1235] = 1255,00 \text{ Kcal/R}$$

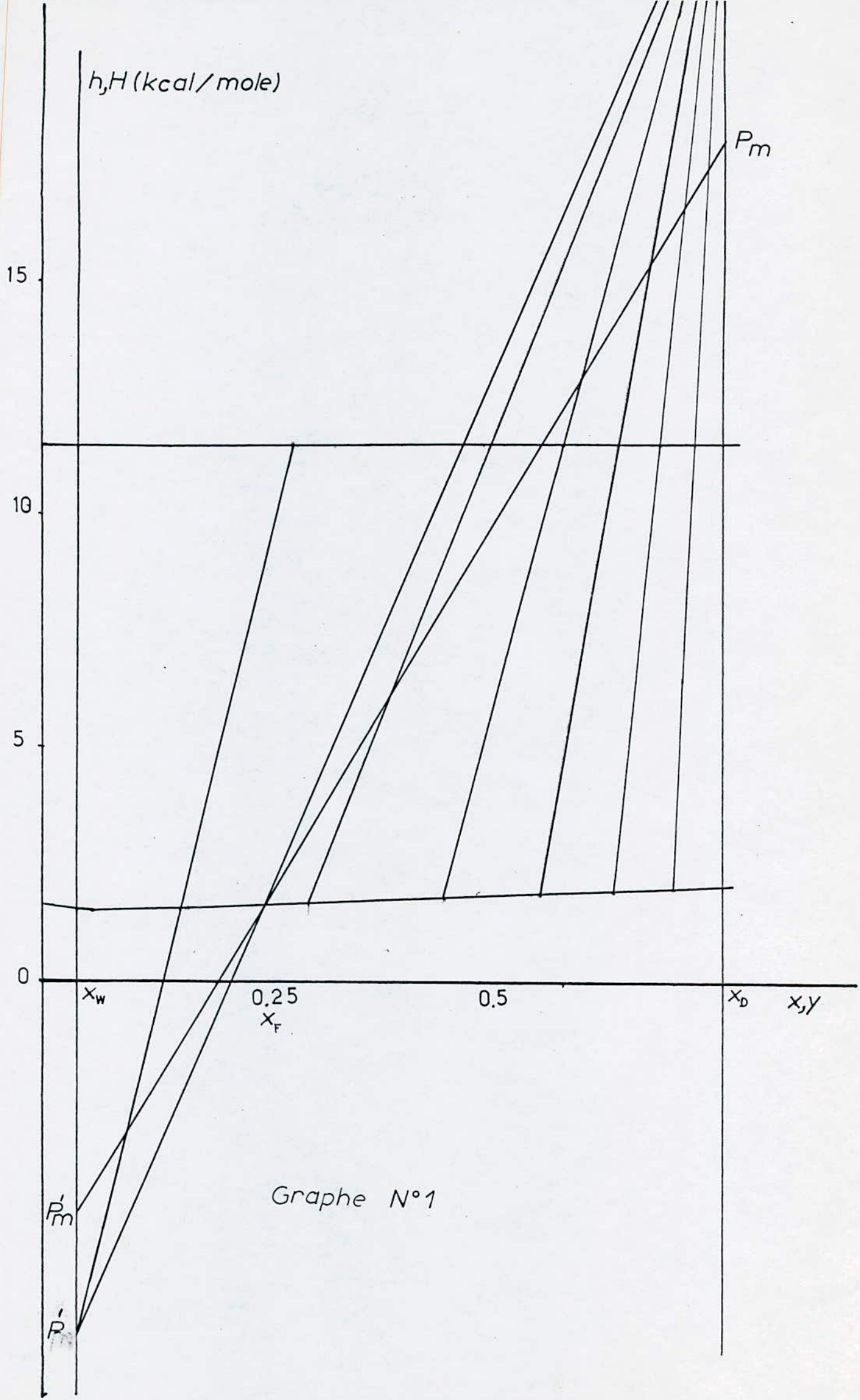
$$Q_c = \frac{1255 \times 4,185 \times 1000}{3600} = 1460 \text{ Watts}$$

de plus pour la section d'épuisement :

$$P' = -7,82 = h_w - \frac{Q_B}{W_m} \quad \text{avec } h_w = 1,6 \text{ Kcal/mole}$$

$$\text{d'où } Q_B = (-P' - h_w) \times W_m = (7,82 + 1,6) \times 133,24 = 1255 \text{ Kcal/R}$$

$$Q_B = \frac{1255 \times 4,185 \times 1000}{3600} = 1460 \text{ Watts}$$



Graphe N°1

Le taux de rebouillage dans la section d'épuisement est:

$$R' = \frac{h_w - P'}{H_w - h_w} \quad \text{avec } H_w = 11,5 \text{ Kcal/mole}$$

$$R' = \frac{1,6 + 7,82}{11,5 - 1,6} = 0,95$$

D'après les équations du bilan de matière:

$$\text{on a } V_{m_{p+1}} = L_{mp} + D_m$$

$$\text{et } V_{m_1} = L_{m_0} + D_m = D_m (R+1)$$

$$\text{et de l'équation [IV-16]} \quad R = \frac{L_{m_0}}{D_m}$$

$$\text{d'où } L_{m_0} = R \times D_m = 1,35 \times 55,96 = 75,55 \text{ mole/R}$$

$$\text{de plus on a: } R = \frac{L_{mp}}{D_m} = \frac{x_d - y_{p+1}}{y_{p+1} - x_p} \quad \text{d'où } L_{mp} = D_m \frac{x_d - y_{p+1}}{y_{p+1} - x_p}$$

$$\text{et } R' = \frac{V'_{mp}}{W_m} = \frac{x'_{p+1} - x_w}{y'_p - x'_{p+1}} \quad \text{d'où } V'_{mp} = W_m \times \frac{x'_{p+1} - x_w}{y'_p - x'_{p+1}}$$

$$\text{et } V_{m_{p+1}} = L_{mp} + D_m \quad \text{et } L'_{m_{p+1}} = V'_{mp} + W_m$$

\* Exemple de calcul:

$$x_d = 0,75 \quad \text{et } y_1 = 0,72125 \quad \text{et } x_0 = 0,70$$

$$L_{m_0} = D_m \times \frac{x_d - y_{p+1}}{y_{p+1} - x_p} = 55,96 \times \frac{0,75 - 0,72125}{0,72125 - 0,70} = 75,71 \text{ mole/R}$$

$$\text{et } x_w = 0,04 \quad x'_1 = 0,10 \quad \text{et } y'_0 = 0,1625$$

$$V'_{m_0} = W_m \times \frac{x'_1 - x_w}{y'_0 - x'_1} = 133,24 \times \frac{0,1 - 0,04}{0,1625 - 0,1} = 127,9 \text{ mole/R}$$

pour les autres valeurs on donne les résultats de calcul dans le tableau N°1.

A partir du tableau N°1 on peut calculer les débits spécifiques. connaissons la section de la colonne  $A = \pi \times \frac{D^2}{4}$

$$A = 2,8 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2.$$

TABLEAU N°1.

	x	$M_x$	Y	$M_y$	Débit de Vapeur		Débit du Liquide	
					$V_m$ (Mole /h)	$\dot{V}$ (Kg/h)	$L_m$ (Mole /h)	$\dot{L}$ (Kg/h)
SECTION DE CONCENTRATION	0,75	39,0	0,75	39,0	131,67	5,135	75,71	2,953
	0,70	37,6	0,72	38,2	131,67	5,029	75,71	2,846
	0,60	34,8	0,66	36,5	131,67	4,807	75,71	2,635
	0,50	32,0	0,61	35,1	131,67	4,622	75,21	2,423
	0,40	29,2	0,55	34,4	130,67	4,495	74,61	2,178
	0,30	26,4	0,49	31,8	130,81	4,159	74,85	1,976
	0,25	25	0,47	31,1	128,64	4,000	72,68	1,817
SECTION D'EFFUSIVEMENT	0,25	25	0,47	31,1	128,64	4,000	261,88	6,547
	0,20	23,6	0,36	28,2	129,20	3,643	262,44	6,193
	0,10	20,8	0,16	22,5	127,91	2,878	261,15	5,431
	0,04	19,1	0,04	19,1	226,57	2,417	259,82	4,962

### Exemple de calcul:

pour  $x = 0,75$

$$L = \frac{L'}{A} = \frac{2,953}{2,8 \cdot 10^{-3}} = 0,290 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \text{ et } L_m = \frac{75,71}{2,8 \cdot 10^{-3}} = 7,44 \text{ mole/s} \cdot \text{m}^2$$

pour les autres valeurs on met les résultats de calcul dans le Tableau N°2, de plus on peut déterminer la surface effective ( $a_e$ ) d'après la fig [N°6].

Pour la section de concentration la masse volumique moyenne du liquide ( $f_l$ ) est égale à  $853 \text{ Kg/m}^3$  et la masse volumique moyenne de la vapeur ( $f_v$ ) est égale à  $1,403 \text{ Kg/m}^3$ .

Pour la section d'épuisement la masse volumique moyenne du liquide  $f_l = 9,33 \text{ Kg/m}^3$  et celle du vapeur  $f_v = 1,279 \text{ Kg/m}^3$ .

D'après l'équation [IV-75]  $K_y = \frac{5 \text{ hr} \cdot D_v}{RT \cdot d}$   
et d'après l'équation [IV-73]  $K_L = \frac{0,021(ad)^{-0,49} \times Re^{0,49} \times S_L^{-0,5}}{[f_l / (\mu_l \times g)]^{1/3}}$

d'après l'équation [IV-65]  $HUT_y = \frac{G}{f_v \times RT \times K_y \times a_e}$

d'après l'équation [IV-63]  $HUT_L = \frac{L}{f_l \times K_L \times a_e}$

### \* Exemple de calcul:

Pour  $L = 0,29 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$  et  $G = 0,504 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

$\mu_l = 0,3695 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m} \cdot \text{s}$  et  $\mu_v = 11,538 \cdot 10^{-6} \text{ Kg/m} \cdot \text{s}$

$f_l = 853 \text{ Kg/m}^3$  et  $f_v = 1,403 \text{ Kg/m}^3$

$D_v = 0,191 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$  et  $D_l = 6,16 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$  (voir Annexe N°1)

$a_c = 150 \text{ m}^2/\text{m}^3$  et  $a = 715 \text{ m}^2/\text{m}^3$  et  $T = 78,5^\circ\text{C}$

$$(ad)^{-1,7} = (715 \times 6,35 \cdot 10^{-3})^{-1,7} = 0,076$$

$$Re_v^{0,7} = \left( \frac{dG}{\mu_v} \right)^{0,7} = \left( \frac{6,35 \cdot 10^{-3} \times 0,504}{11,538 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,7} = 51,30$$



	x	y	Débit de Vapeur		Débit de liquide			a <sub>e</sub> (M <sup>2</sup> ·M <sup>-3</sup> )
			G <sub>m</sub> (Mole/SM <sup>2</sup> )	G (Kg/SM <sup>2</sup> )	L <sub>m</sub> (Mole /m <sup>2</sup> .S)	(Kg/m <sup>2</sup> .S)	h <sub>l</sub> [ft/h]	
SECTION DE CONCENTRATION	0,75	0,75	12,90	0,504	7,44	0,290	4,1	150
	0,70	0,72	12,90	0,494	7,44	0,279	3,9	145
	0,60	0,66	12,90	0,472	7,44	0,259	3,6	140
	0,50	0,61	12,90	0,454	7,39	0,238	3,3	135
	0,40	0,55	12,90	0,441	7,33	0,214	3,0	132
	0,30	0,49	12,85	0,408	7,35	0,194	2,7	130
	0,25	0,47	12,64	0,393	7,14	0,178	2,5	125
SECTION D'EPUISEMENT	0,25	0,47	12,64	0,393	25,73	0,643	8,3	255
	0,20	0,36	12,69	0,358	25,78	0,608	7,8	250
	0,10	0,16	12,56	0,282	25,65	0,533	6,8	245
	0,04	0,04	12,43	0,237	25,52	0,490	6,3	240

$$Sc_v^{1/3} = \left( \frac{\mu_v}{\rho_v \times D_v} \right)^{1/3} = \left( \frac{11,538 \cdot 10^{-6}}{1,403 \times 0,191 \cdot 10^{-6}} \right)^{1/3} = 0,705$$

$$Sh_v = 2 \times (ad)^{-1,7} \times (Re)^{0,7} \times (Sc_v)^{1/3} = 6,25$$

$$\text{d'où } K_v = \frac{6,25 \times 0,191 \cdot 10^{-4}}{8,31 \times (78,5 + 273) \times 6,35 \cdot 10^{-3}} = 6,437 \left[ \frac{\text{m. mole}}{\text{J. s}} \right]$$

$$Re_l^{0,49} = \left( \frac{dL}{\mu_l} \right)^{0,49} = \left( \frac{6,35 \cdot 10^{-3} \times 0,290}{0,3695 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,49} = 2,19$$

$$(ad)^{-0,49} = (715 \times 6,35 \cdot 10^{-3})^{-0,49} = 0,476$$

$$Sc_l^{-0,5} = \left( \frac{\mu_l}{\rho_l \cdot D_l} \right)^{-0,5} = \left( \frac{0,3695 \cdot 10^{-3}}{853 \times 6,16 \cdot 10^{-9}} \right)^{-0,5} = 0,1147$$

$$\text{d'où } K_l = \frac{0,021 \times 0,476 \times 2,19 \times 0,1147}{[853 / (0,3695 \cdot 10^{-3} \times 9,81)]^{1/3}} = 4,189 \cdot 10^{-5} \text{ m/s}$$

$$\text{d'où } H.U.T_v = \frac{0,504}{1,403 \times 8,31 \times (273 + 78,5) 150 \times 6,437 \cdot 10^{-6}} = 0,105 \text{ m}$$

$$H.U.T_l = \frac{0,290}{853 \times 4,189 \times 150 \times 10^{-5}} = 0,058 \text{ m}$$

Pour les autres valeurs on donne les résultats de calcul dans le tableau N°3.

La pente de la courbe d'équilibre varie trop pour qu'on puisse utiliser avec sûreté les HUT globales.

A partir des valeurs de HUT et HUT<sub>l</sub> on peut calculer le rapport des coefficients de transfert de matière.

$$\frac{K_l}{K_v} = \frac{L'}{G'} \times \frac{H.U.T_v}{H.U.T_l} \quad [2] \quad p: 1255$$

$\frac{L'}{G'}$  étant le rapport des débits molaires.

TABLEAU N°3

	$T_i$	$G$ ( $\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{s}$ )	$L$ ( $\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{s}$ )	$a_e$ ( $\text{m}^2\cdot\text{m}^{-3}$ )	$K_y \cdot 10^6$ ( $\text{m}^2\cdot\text{mole}/\text{J}\cdot\text{s}$ )	$K_x \cdot 10^5$ ( $\text{m}/\text{s}$ )	HUTL ( $\text{m}$ )	HUTG
Section de concentration	78,5	0,504	0,290	150	6,437	4,189	0,058	0,105
	78,6	0,494	0,297	145	6,793	4,163	0,054	0,122
	79,3	0,472	0,259	140	6,567	4,014	0,054	0,125
	80	0,454	0,238	135	6,378	3,852	0,053	0,128
	80,9	0,441	0,214	132	6,234	3,656	0,052	0,129
	81,6	0,408	0,194	130	5,892	3,484	0,050	0,129
	82	0,393	0,178	125	5,733	3,341	0,049	0,132
Section d'épuisement	82	0,393	0,643	255	5,912	6,362	0,042	0,069
	83,3	0,358	0,608	250	5,518	6,191	0,042	0,068
	86	0,282	0,533	245	4,634	5,804	0,040	0,065
	90,5	0,237	0,490	240	4,053	5,569	0,039	0,063

Il suffit de choisir deux points dans chaque section pour déterminer la composition à l'interface.

$$1) \text{ pour } x=0,7, y=0,72 \quad \frac{K_L}{K_V} = \frac{7,44}{12,90} \times \frac{0,105}{0,058} = 1,05$$

$$3) \text{ pour } x=0,2, y=0,36 \quad \frac{K_L}{K_V} = \frac{25,75}{12,69} \times \frac{0,068}{0,042} = 3,3$$

$$4) \text{ pour } x=0,1, y=0,15 \quad \frac{K_L}{K_V} = \frac{25,65}{12,56} \times \frac{0,065}{0,040} = 3,30$$

$$2) \text{ pour } x=0,4, y=0,55 \quad \frac{K_L}{K_V} = \frac{7,33}{12,90} \times \frac{0,129}{0,052} = 1,4$$

et on peut en déduire la valeur des fractions molaires à l'interface  $x_i$  et  $y_i$  en fonction des coordonnées  $x, y$  d'un point  $M$  de la droite opératoire. En effet  $x_i$  et  $y_i$  sont les coordonnées de l'intersection  $P$  de la courbe d'équilibre avec la droite issue de  $M$  et de pente  $-K_L/K_V$  [graphe N°3].

Pour le calcul de la hauteur garnie  $Z$  on a :

$$Z = N.U.T_V \times H.U.T_V = \frac{G}{f_v \cdot R.T. \cdot K_V \cdot a_e} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y_i - y} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{G \cdot dy}{f_v \cdot R.T. \cdot K_V \cdot a_e (y_i - y)}$$

on a :

Dans la section de concentration  $f_v \text{ moyenne} = 1,403 \text{ Kg/m}^3$

Dans la section d'épuisement  $f_v \text{ moyenne} = 1,279 \text{ Kg/m}^3$

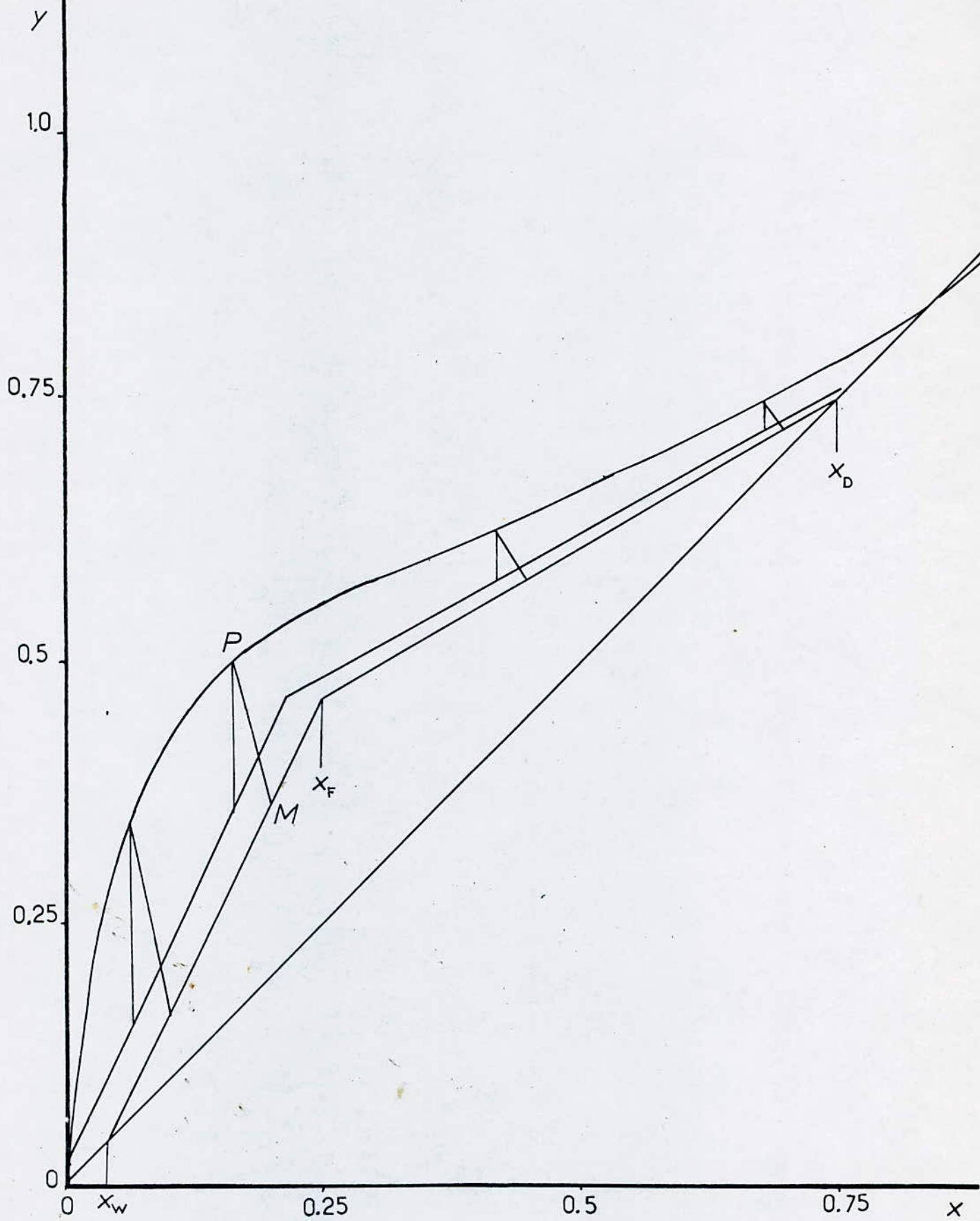
$$\text{On pose } Z = \frac{G}{f_v \cdot R.T. \cdot K_V \cdot a_e (y - y_i)}$$

Pour calculer la hauteur  $Z$ , on calcule la valeur de l'intégrale, pour cela on donne le tableau N°4 :

La hauteur de garnissage calculée par la méthode des trapèzes est égale à :

\* pour la section de concentration :

$$Z_1 = 3,09 \times 0,03 + 3,14 \times 0,06 + 3,38 \times 0,05 + 2,74 \times 0,06 + 2,02 \times 0,06 + 1,71 \times 0,02 \Rightarrow Z_1 = 0,77 \text{ m}$$

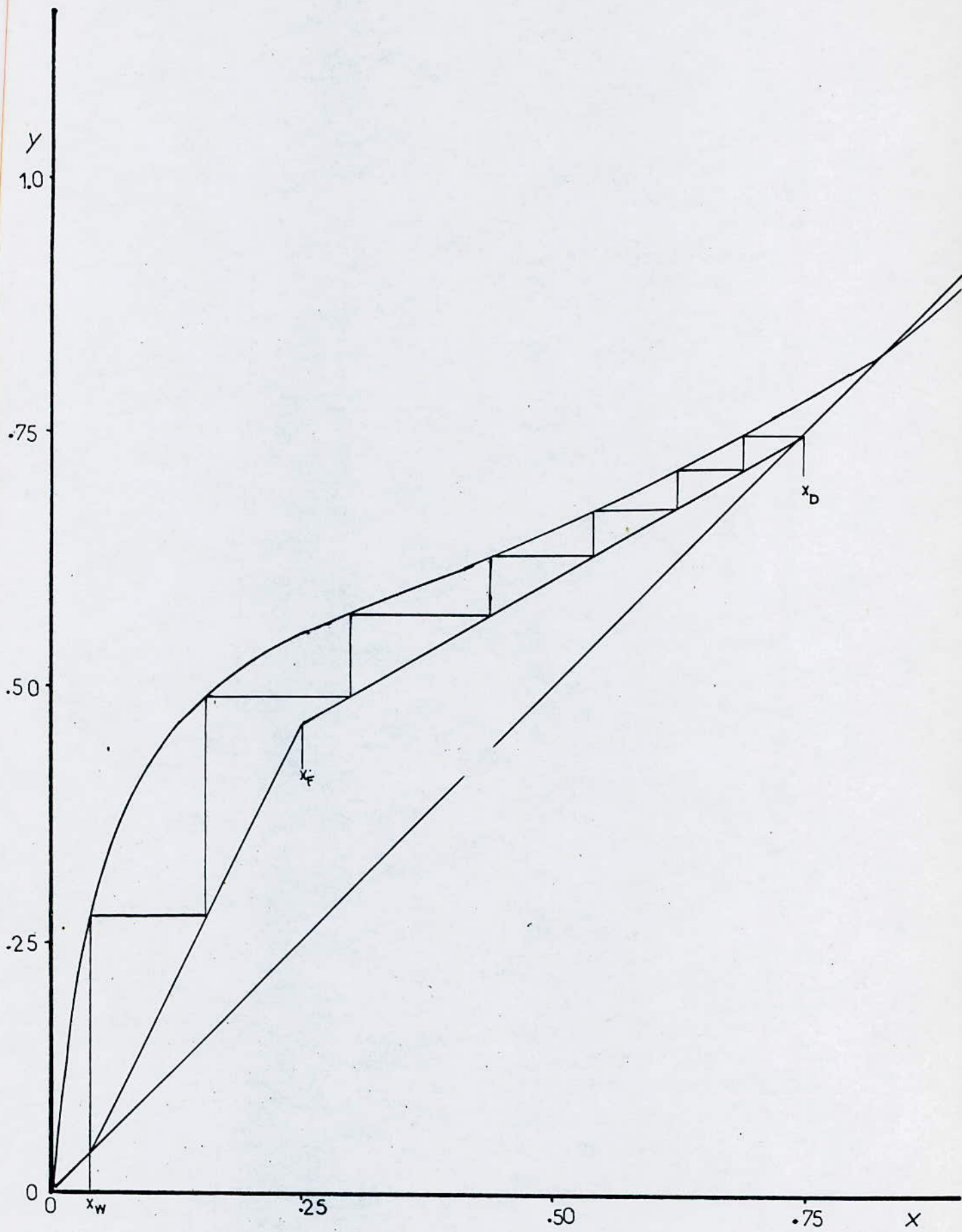


Grappe N°3

TABLEAU N° 4

97

	T°c	$a_e$ ( $m^2 \cdot m^{-3}$ )	G ( $Kg / m^2 \cdot s$ )	y	$y_i$	$y_i - y$	$Kg \cdot 10^6$ ( $m \cdot mole / s \cdot s$ )	$z$ (m)
Section de concentration	78,5	150	0,504	0,750	0,780	0,030	6,437	3,46
	78,6	145	0,494	0,720	0,765	0,045	6,793	2,72
	79,6	140	0,472	0,660	0,695	0,035	6,567	3,57
	79,3	135	0,454	0,610	0,650	0,040	6,378	3,19
	80,9	132	0,441	0,550	0,607	0,057	6,234	2,27
	81,6	130	0,408	0,490	0,562	0,072	5,892	1,78
	82	125	0,393	0,470	0,550	0,080	5,732	1,65
Section d'épuisement	82	255	0,393	0,470	0,550	0,080	5,912	0,86
	83,3	250	0,358	0,360	0,503	0,143	5,518	0,47
	86	245	0,282	0,160	0,355	0,195	4,634	0,33
	90,6	240	0,237	0,04	0,120	0,080	4,053	0,78



gnaphe N°2

\* pour la section d'épuisement:

$$z_2 = 0,66 \times 0,11 + 0,40 \times 0,2 + 0,55 \times 0,12 = 0,22$$

donc la hauteur garnie calculée par la méthode de  
PONCHON-SAVARIT:

$$z = z_1 + z_2$$

$$= 0,77 + 0,22 \Rightarrow z = 0,99 \text{ m}$$

II-4-2 Calcul de la H.E.P.T:

D'après l'équation [IV-59]  $z = \text{H.E.P.T} \times N$

et d'après le graphe N°2  $N=7$

$$\text{d'où : H.E.P.T} = \frac{z}{N} = \frac{0,99}{7} = 0,141 \text{ m}$$



### II-4-3 Calcul de la hauteur de la colonne faite par la méthode de Mac CABE et THIELE :

Nous ne rentrons pas dans les détails de calcul car ils sont identiques aux précédents : on rappelle les données suivantes :

$$\dot{F} = 4,73 \text{ Kg/R} \quad \text{et} \quad F_m = 189,2 \text{ mole/R}$$

$$M_F = 25 \text{ g/mole} \quad W_m = 133,24 \text{ mole/R} \quad \text{et} \quad D_m = 55,96 \text{ mole/R}$$

$$\dot{W} = 2,56 \text{ Kg/R} \quad \text{et} \quad D = 2,17 \text{ Kg/R}$$

$$\text{avec} \quad M_w = 19,2 \text{ g/mole} \quad \text{et} \quad M_D = 38,8 \text{ g/mole}$$

D'après l'équation [IV-28]

$$\text{pour } y_{p+1} = y_F, \quad x_p = x_F, \quad \text{on tire} \quad R_m = \frac{x_d - y_F}{y_F - x_F} = \frac{0,75 - 0,55}{0,55 - 0,25}$$

$$\Rightarrow R_m = 0,666 \quad \text{d'où} \quad R = 2 \times R_m = 1,33$$

$$\text{et de [IV-33] on tire } R'_m = \frac{x_F - x_w}{y_F - x_F} = \frac{0,25 - 0,04}{0,55 - 0,25} = 0,7$$

et on peut tirer  $R'$  à partir du graphe N°4

$$\frac{R'+1}{R'} = \frac{4,875}{2,15} \quad \Rightarrow \quad R'+1 = 1,97$$

$$\text{d'où} \quad R' = 0,97$$

D'après les équations de bilan, on peut donner le tableau N°5.

A partir du tableau N°5 on peut calculer les débits spécifiques que nous avons reportés dans le tableau N°6.

De plus on peut calculer les coefficients de transfert de matière et les hauteurs d'unités de transfert. On donne les résultats de calcul dans le tableau N°7.

De la même manière que précédemment on détermine  $\lambda_{y_i}$  (graphe N°5) et pour calculer la hauteur de la colonne on donne les résultats de calcul dans le tableau N°8.

TABLEAU N°5

	x	M <sub>1</sub>	y	M <sub>v</sub>	Debit de Vapeur		Debit du Liquide	
					(mole/R) V <sub>m</sub>	(Kg/R) $\dot{V}$	(mole/R) L <sub>m</sub>	(Kg/R) $\dot{L}$
Section de concentration	0,75	39,0	0,750	39,0	130,57	5,092	47,61	2,910
	0,70	37,6	0,720	38,2	131,67	5,029	75,71	2,846
	0,60	34,8	0,664	36,6	131,67	4,819	75,71	2,635
	0,50	32,0	0,605	34,9	133,23	4,646	77,27	2,472
	0,40	29,2	0,548	33,3	131,67	4,384	75,71	2,211
	0,30	26,2	0,491	31,9	131,67	4,200	75,71	1,983
	0,25	25,0	0,465	31,0	130,14	4,034	74,18	1,854
Section d'épauement	0,25	25,0	0,465	31,0	130,14	4,034	263,38	6,584
	0,20	23,6	0,362	28,1	131,19	3,686	264,43	6,241
	0,10	20,8	0,162	22,5	133,67	3,007	266,91	5,552
	0,04	19,1	0,040	19,1	129,24	2,481	262,48	5,039

	x	y	$a_e$ ( $m^2 \cdot m^3$ )	Debit de Vapeur		Debit du liquide		
				$G_m$ (mole/s.m <sup>2</sup> )	$G$ (Kg/s.m <sup>2</sup> )	$L_m$ mole/s.m <sup>2</sup>	$L$ Kg/m <sup>2</sup> .s	$L/\rho_L$ (g <sub>L</sub> /R)
				Section de concentration				
	0,75	0,750	148	12,827	0,500	7,330	0,286	4,0
	0,70	0,720	145	12,935	0,494	7,438	0,279	3,9
	0,60	0,664	140	12,935	0,473	7,438	0,259	3,6
	0,50	0,605	137	13,089	0,456	7,591	0,243	3,4
	0,40	0,548	132	12,935	0,431	7,438	0,217	3,0
	0,30	0,491	130	12,935	0,412	7,438	0,195	2,7
	0,25	0,465	125	12,785	0,396	7,288	0,182	2,5
Section d'épuisement								
	0,25	0,465	255	12,785	0,396	25,875	0,647	8,3
	0,20	0,362	252	12,888	0,362	25,978	0,613	7,9
	0,10	0,160	250	13,132	0,295	26,222	0,545	7,0
	0,04	0,040	240	12,697	0,244	25,787	0,495	6,3

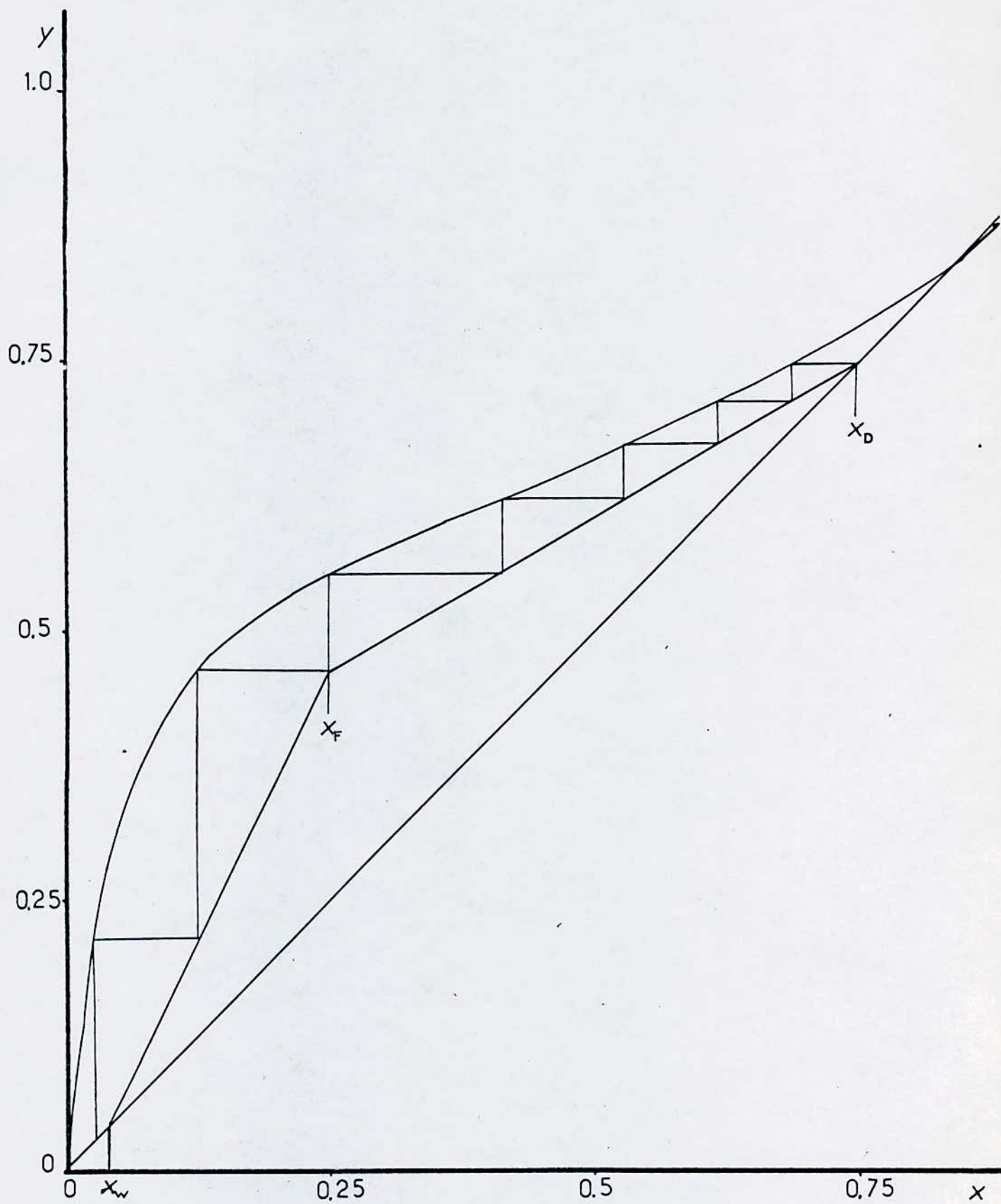
TABLEAUN° 7

	T°c	$a_e$ ( $\eta^2 \cdot m^{-3}$ )	G ( $Kg/m^2 \cdot s$ )	L ( $Kg/m^2 \cdot s$ )	$K_y \cdot 10^6$ (m. mole / J. s)	$K_x \cdot 10^5$ (m/s)	HUTL (m)	HUTG (m)
Section de concentration	78,5	148	0,500	0,285	6,402	4,154	0,058	0,105
	78,6	145	0,494	0,279	6,793	4,164	0,054	0,122
	79,3	140	0,473	0,259	6,571	4,014	0,054	0,125
	80	137	0,456	0,243	6,410	3,891	0,053	0,126
	80,9	132	0,431	0,217	6,135	3,681	0,052	0,129
	81,6	130	0,412	0,196	5,932	3,502	0,50	0,129
	82	125	0,396	0,182	5,763	3,377	0,50	0,132
Section d'épauisement	82	255	0,396	0,647	5,944	6,382	0,042	0,069
	83,3	252	0,362	0,613	5,562	6,215	0,042	0,068
	86	250	0,295	0,545	4,783	5,867	0,040	0,064
	90,5	240	0,244	0,493	4,130	5,586	0,039	0,063

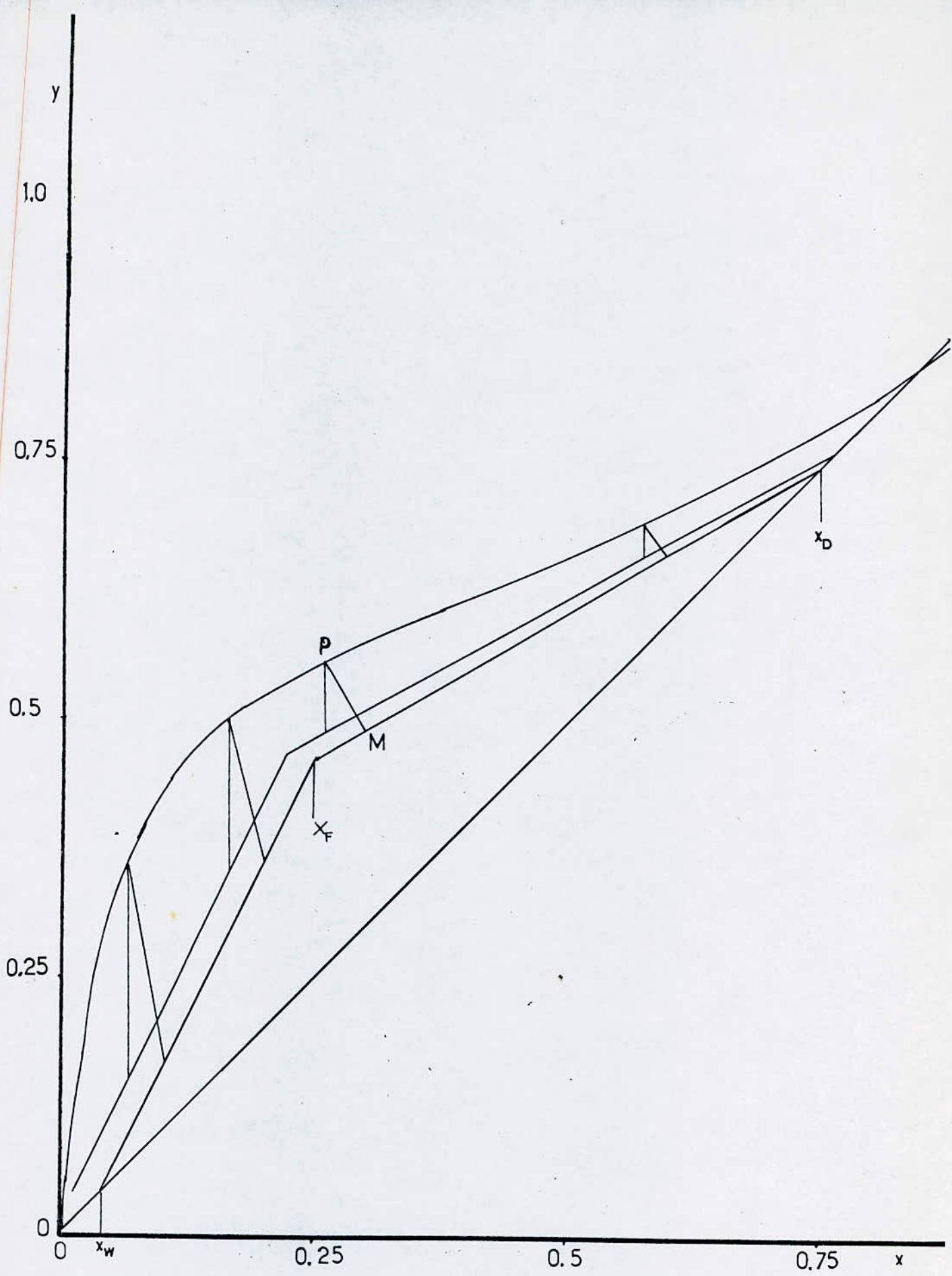
51

TABLEAU N° 8

	T°c	$a_e (m^2 \cdot m^3)$	$G (Kg/m^2s)$	$y$	$y_i$	$y_i - y$	$k_y 10^6$ (m.mole/J.s)	$z (m)$
Section de concentration	78,5	148	0,500	0,750	0,780	0,030	6,402	3,50
	78,6	145	0,494	0,720	0,755	0,035	6,793	3,49
	79,3	140	0,473	0,664	0,700	0,036	6,571	3,47
	80	137	0,456	0,605	0,650	0,045	6,410	2,41
	80,9	132	0,431	0,548	0,609	0,061	6,135	2,11
	81,6	130	0,412	0,491	0,560	0,069	5,932	1,87
	82	125	0,396	0,465	0,545	0,080	5,763	1,66
Section d' épuisement	82	255	0,396	0,465	0,545	0,080	5,944	0,86
	83,3	252	0,362	0,362	0,505	0,142	5,562	0,48
	86	250	0,295	0,160	0,375	0,215	4,783	0,30
	90,5	240	0,244	0,040	0,120	0,080	4,136	0,79



Grappe N°4



Graphe N°5

on pose 
$$Z = \frac{G}{\rho_v \cdot R \cdot T \cdot K_v \cdot a_e \cdot (y_i - y)}$$

\* pour la section de concentration:

$$Z_1 = 3,5 \times 0,03 + 3,48 \times 0,06 + 3,14 \times 0,05 + 2,46 \times 0,06 + 1,99 \times 0,06 + 1,76 \times 0,08 \Rightarrow Z_1 = 0,77 \text{ m}$$

\* pour la section d'épuisement:

$$Z_2 = 0,67 \times 0,11 + 0,39 \times 0,2 + 0,54 \times 0,12 = 0,21 \text{ m}$$

La hauteur du garnissage est alors:

$$Z = Z_1 + Z_2 = 0,77 + 0,21 = 0,98 \text{ m}$$

II-4-4 Calcul de la H.E.P.T :

D'après l'équation [IV-59]  $Z = \text{H.E.P.T} \times N$

D'après le graphe N°4  $N = 6,9$

$$\text{d'où: H.E.P.T} = \frac{Z}{N} = \frac{0,98}{7} = 0,141 \text{ m}$$



#### II-4-5 Estimation de la hauteur de garnissage:

On peut calculer la hauteur de garnissage à l'aide de l'équation [IX-78] dont toutes les grandeurs sont exprimées dans le système C.G.S

$$HUT_{V_1} = \frac{1}{c} \times \frac{\epsilon}{a} \left( \frac{4EG}{a\mu_V \epsilon} \right)^{0,25} \times \left( \frac{\mu_V}{\rho_V \cdot D_V} \right)^{0,67}$$

avec:  $a = 7,15 \text{ cm}^2/\text{cm}^3$ ,  $c = 0,105$ ,  $\epsilon = 0,62$

\* pour la section de concentration:

$$\rho_V = 1,403 \cdot 10^{-3} \text{ g/cm}^3$$

$$\mu_V = 11,538 \cdot 10^{-3} \text{ cPo}, \quad D_V = 0,191 \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$G_{\text{moy}} = 4,52 \cdot 10^{-2} \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s}$$

$$\text{d'où: } HUT_{V_1} = 12,49 \text{ cm}$$

du tableau N° 4:  $N_{V_1} = \int_{\gamma_1}^{\gamma_2} \frac{d\gamma}{\gamma_i - \gamma}$

par l'application de la méthode des trapèzes, la valeur de l'intégrale  $N_{V_1} = \int_{0,47}^{0,75} \frac{d\gamma}{\gamma - \gamma_i} = 6,15$

d'où la hauteur de la section de concentration:

$$Z_1 = N_{V_1} \cdot H \cdot U \cdot T_{V_1} = 6,15 \times 12,49 = 76,81 \text{ cm}$$

pour la section d'épuisement:

$$\rho_V = 1,279 \cdot 10^{-3} \text{ g/cm}^3, \quad \mu_V = 11,538 \cdot 10^{-3} \text{ cPo}, \quad D_V = 0,191 \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$G_{\text{moy}} = 3,18 \cdot 10^{-2} \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s}$$

$$H \cdot U \cdot T_{V_2} = 12,17$$

du tableau N° 4  $N_{V_2} = \int_{0,04}^{0,47} \frac{d\gamma}{\gamma - \gamma_i} = 3,33$

$$\text{d'où } Z_2 = N_{V_2} \cdot H \cdot U \cdot T_{V_2} = 3,33 \times 12,17 = 40,52 \text{ cm}$$

La hauteur du garnissage est alors:

$$Z = Z_1 + Z_2 = 40,52 + 76,81 = 117,3 \text{ cm}$$

#### II - 4-6 Calcul de la H.E.P.T :

D'après l'équation [IV - 59]  $Z = \text{H.E.P.T} \times N$

D'après le graphe N°2  $N = 7$

$$\text{d'où H.E.P.T} = \frac{Z}{N} = \frac{117,3}{7} = 16,7 \text{ cm}$$

#### II - 4-7 Estimation de la H.E.P.T :

D'après l'équation [IV - 83] par extrapolation on peut déterminer la H.E.P.T de notre colonne:

$$(\text{H.E.P.T})_1 = (\text{H.E.P.T})_2 \times \left[ \left[ (1 + 0,7 \log_{10} \frac{D_1}{D_2}) \left[ \frac{d_1}{d_2} \right]^{1/2} \times \left[ \frac{Z_1}{Z_2} \right]^{1/3} \right]^{1/3} \right]$$

et d'après [1] page 366

\* pour une colonne garnie ayant les caractéristiques suivantes:

- hauteur du garnissage  $Z_2 = 1,05 \text{ m}$

- diamètre de la colonne  $D_2 = 0,11 \text{ m}$

- débit du liquide dans la colonne =  $[0,6 \text{ à } 1,2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}]$

-  $(\text{H.E.P.T})_2 = 0,15 \text{ m}$

- dimension du garnissage :  $d_2 = 8 \text{ mm}$

\* pour notre colonne:

$$Z_1 = 1,10 \text{ m}$$

$$D_1 = 0,06 \text{ m}$$

$$d_1 = 6,35 \text{ mm}$$

on peut estimer la valeur de la H.E.P.T de notre colonne d'après

l'équation : [IV - 83]

$$\text{H.E.P.T}_1 = 0,15 \left[ \left[ (1 + 0,7 \log_{10} \times \frac{0,06}{0,11}) \left[ \frac{6,35 \cdot 10^{-3}}{8 \cdot 10^{-3}} \right]^{1/2} \times \left[ \frac{1,10}{1,05} \right]^{1/3} \right]^{1/3} \right] = 0,135 \text{ m}$$

La valeur de la H.E.P.T estimée est de 13,5 cm.

Conclusion: Nous venons de calculer la H.E.P.T de quatre

manières différentes. La valeur choisie sera la moyenne arithmétique calculée comme suit:

$$\text{H.E.P.T} = \frac{\sum_{i=1}^4 (\text{H.E.P.T})_i}{n} = \frac{0,141 + 0,141 + 0,167 + 0,135}{4} = 0,146 \text{ m}$$

d'où la hauteur de la colonne  $Z = \text{H.E.P.T} \times N = 0,146 \times 7 = 1,02 \text{ m}$ .

Il est prudent de majorer le résultat précédent et de prendre  $Z = 1,10 \text{ m}$ .

## II - 5 CALCUL DES PARAMETRES HYDRODYNAMIQUE:

### II - 5 - 1 Calcul de perte de charge:

On peut calculer la perte de charge dans notre colonne à l'aide de l'équation [III-3] de KIRSCHBAUM:

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \left[ \frac{\Delta P_0}{\Delta Z} + 0,005 \ell \left( \frac{\Delta P_0}{\Delta Z} \right)^{1,5} \right] \times 4^{1,9}$$

avec :

$$M_{\text{moy}} = 30,2 \text{ g/mole}, \quad \rho_v = 1,274 \text{ Kg/m}^3$$

$$a = 0,27, \quad \rho_l = 885 \text{ Kg/m}^3$$

$$b = 1,27, \quad \mu_l = 0,3695 \text{ cPo}$$

$$\mu_v = 0,0115 \text{ cPo}, \quad d = 6,35 \text{ mm}$$

$$R = 1,35, \quad T = 357 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}, \quad G'_{\text{moy}} = 12,8 \text{ mole/m}^2 \cdot \text{s} = 46080 \text{ mole/m}^2 \cdot \text{h}$$

D'après l'équation [III-5]

$$u = 2,279 \cdot 10^{-8} \frac{T \cdot G_m}{P} = 2,279 \cdot 10^{-8} \frac{357 \times 46080}{1} = 0,375 \text{ m/s}$$

d'où :  $u = 0,375 \text{ m/s}$

D'après l'équation [III-6]

$$\ell = 44000 \times \frac{M \cdot u \cdot P \cdot R}{T \cdot \rho_l \cdot (R+1)} = 44000 \times \frac{30,2 \times 0,375 \times 1 \times 1,35}{375 \times 885 \times (1,35+1)} = 0,90 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$$

D'après l'équation [III-4]

$$\frac{\Delta P_0}{\Delta Z} = \frac{a \cdot \rho_v^{0,83} (1 + 1,25 \mu_l)}{d^b} = \frac{0,27 \times 1,274^{0,83} (1 + 1,25 \times 0,3695)}{(6,35 \cdot 10^{-3})^{1,27}} = 297,9 \text{ mm}$$

d'eau par mètre de garnissage

D'après l'équation [III-3]

$$\frac{\Delta P}{\Delta z} = [279,9 + 0,005 \times 0,9 [279,9]^{1,5}] (0,37)^{1,9} = 48,5 \text{ mm d'eau/m}$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta z} = 48,5 \text{ mm de colonne d'eau par mètre de garnissage.}$$

De plus on a pour  $1 \text{ atm} = 760 \text{ mm Hg} = 10,33 \text{ m d'eau}$

$$\text{d'où } \frac{\Delta P}{z} = \frac{48,5}{1000} = 0,048 \text{ m d'eau}$$

$$\frac{\Delta P}{z} = \frac{0,048 \times 760}{10,33} = 3,56 \text{ mm Hg}$$

Pour une hauteur de garnissage de  $1,10 \text{ m}$ , la perte de charge de la colonne est de:  $\Delta P = 3,56 \times 1,1 = 3,9 \text{ mm Hg}$

Conclusion: On peut conclure que la variation de la pression le long de la colonne n'influe pas sur les propriétés physiques des constituants.

II-5-2: Calcul de la rétention:

La rétention est le volume du liquide contenu dans la colonne en un instant quelconque de son fonctionnement, on la note  $h_t$ . Cette quantité ( $h_t$ ) peut être décomposée en la somme de la rétention statique ou capillaire ( $h_c$ ), qui correspond à la quantité de liquide emprisonnée dans le garnissage après arrêt de l'installation et de la rétention dynamique ou opératoire, on la note  $h_o$ , qui est la quantité réelle de liquide qui sera effectivement transféré depuis l'entrée de la section garnie jusqu'à sa sortie lors du fonctionnement de la colonne.

Pour la rétention capillaire ( $h_c$ ), d'après l'équation

$$[\text{III-17}] \quad E\ddot{o} = f_l \cdot g \cdot \frac{d^2}{\gamma}$$

$$\text{avec } f_l = 885 \text{ Kg/m}^3; \quad g = 9,81 \text{ m/s}^2, \quad d = 6,35 \text{ mm}$$

$$\text{et } \gamma = 0,037 \text{ N/m (voir annexe 1).}$$

$$\text{d'où } E\ddot{o} = 885 \times 9,81 \times (6,35 \times 10^{-3})^2 / 0,037 = 9,45$$

D'après la fig 7.  $R_c = 0,05 \text{ m}^3/\text{m}^3$

- pour la rétention dynamique ou opératoire ( $h_0$ )

$$d = 6,35 \text{ mm}, \mu_L = 0,3695 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m.s}, \rho_L = 885 \text{ Kg/m}^3$$

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2, a = 715 \text{ m}^2/\text{m}^3 \text{ et } L_{\text{moy}} = 0,236 \text{ Kg/m}^2.\text{s}$$

d'après l'équation [III-18]

$$h_0 = 1,295 \cdot a d \cdot Re_L^{0,676} \cdot Ga_L^{-0,44}$$

d'après les équations [III-13] et [III-15]

$$Ga_L = \frac{g \cdot d^3 \cdot \rho_L^2}{\mu_L} = 144,094 \cdot 10^5$$

$$Re_L = \frac{dL}{\mu_L} = 4,05$$

$$ad = 4,54$$

$$\text{d'où } h_0 = 1,294 \times (4,54) \times (4,05)^{0,676} \times (144,094 \cdot 10^5)^{-0,44} = 0,01 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\text{d'où } h_t = h_0 + h_c = 0,01 + 0,05 = 0,06 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

- pour notre colonne le volume garnie est:

$$V = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \times 7 = 3,14 \times \frac{(6 \cdot 10^{-2})^2}{4} \times 1,1 = 3,11 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$\text{d'où } V = 3,11 \text{ l}$$

$$\text{donc la rétention totale } R_t = V \times 0,06 = 1,87 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3 \\ = 0,187 \text{ l}$$

Conclusion:

On peut conclure que la rétention étant faible, elle n'influe pas sur les calculs dans le cas d'une rectification discontinue.

## II-6 CALCUL DES TRANSFERTS THERMIQUES :

### II-6-1 Calorifugeage de la colonne :

Le dispositif que nous allons prévoir a pour but de calorifuger la colonne pour diminuer les pertes thermiques. L'isolant utilisé est la laine de verre fine.

Pour les calculs, les hypothèses de base sont :

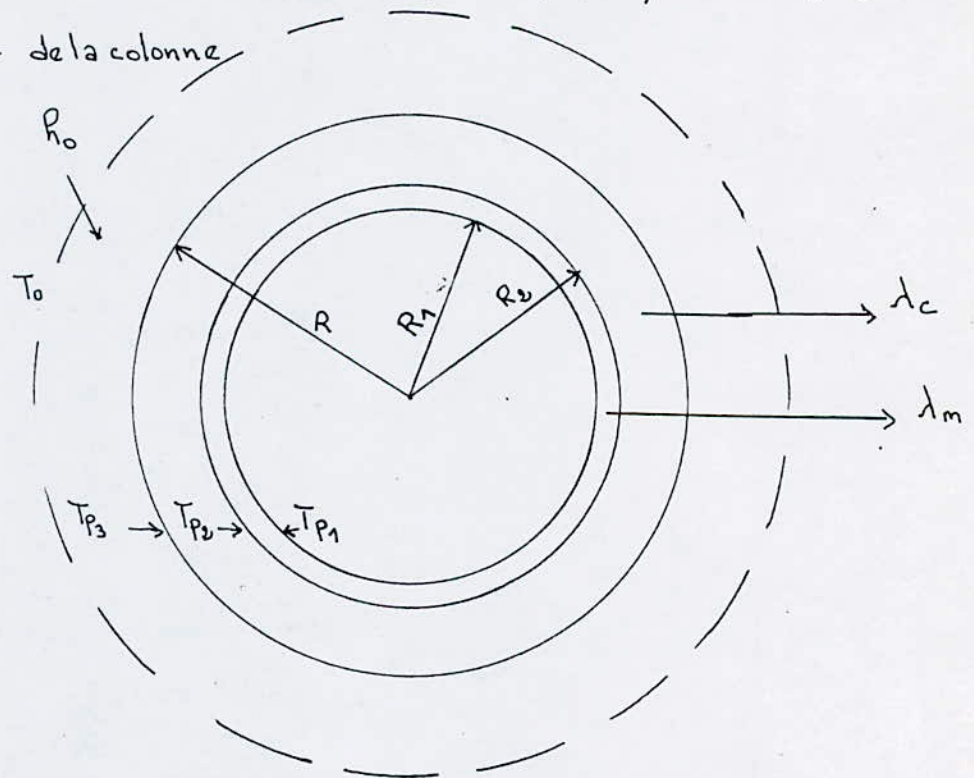
- la température à l'intérieur de la colonne est pratiquement égale à celle de la paroi
- le régime permanent atteint.
- les produits séparés ont des températures de vaporisation oscillant entre  $60^{\circ}\text{C}$  et  $105^{\circ}\text{C}$ .

on a :

la conductivité de la laine de verre fine  $\lambda_c = 0,06 \text{ Kcal/h.m.}^{\circ}\text{C}$  [1]

la conductivité du cuivre :  $\lambda_m = 324 \text{ Kcal/h.m.}^{\circ}\text{C}$  [10]

L : la longueur de la colonne



$$R_1 = 3 \text{ cm}$$

$$R_2 = 3,3 \text{ cm}$$

$$R_3 = R_2 + e \quad (e : \text{épaisseur de la couche du calorifuge}).$$

En régime permanent, le flux de chaleur à travers chaque section est le même, il est représenté par:

$$Q_1 = \frac{2 \cdot \pi \cdot \lambda_m \cdot L}{\ln(R_2/R_1)} (T_{P1} - T_{P2}) \text{ d'où } T_{P1} - T_{P2} = Q_1 \frac{\ln(R_2/R_1)}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_m \cdot L} \quad (1)$$

$$Q_2 = \frac{2 \cdot \pi \cdot \lambda_c \cdot L}{\ln(R_3/R_2)} (T_{P2} - T_{P3}) \text{ d'où } T_{P2} - T_{P3} = Q_2 \frac{\ln(R_3/R_2)}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_c \cdot L} \quad (2)$$

$$Q_3 = 2 \cdot \pi \cdot R_3 \cdot L \cdot \ln(T_{P3} - T_0) \text{ d'où } T_{P3} - T_0 = Q_3 \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot R_3 \cdot L \cdot \ln} \quad (3)$$

On a :  $Q_2 = Q_1 = Q_3 = Q$

(1) + (2) + (3) membre à membre, on aura:

$$T_{P1} - T_0 = Q \left[ \frac{\ln(R_2/R_1)}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_m \cdot L} + \frac{\ln(R_3/R_2)}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_c \cdot L} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot R_3 \cdot L \cdot \ln} \right]$$

$$\text{d'où : } Q = \frac{T_{P1} - T_0}{\left[ \frac{\ln(R_2/R_1)}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_m \cdot L} + \frac{\ln(R_3/R_2)}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_c \cdot L} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot R_3 \cdot L \cdot \ln} \right]}$$

on pose  $R_5 = \left[ \frac{\ln(R_2/R_1)}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_m \cdot L} + \frac{\ln(R_3/R_2)}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_c \cdot L} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot R_3 \cdot L \cdot \ln} \right]$

$$\text{d'où } Q = \frac{T_{P1} - T_0}{R_5}$$

La perte de chaleur sera minimale pour  $R_5$  maximale pour  $h = 7 \text{ Kcal h.m}^2\text{.}^\circ\text{C}$  (coefficient de transfert de chaleur par convection)

$$\text{d'où } \frac{dR_5}{dR_3} = 0 \Rightarrow R_3 = \frac{\lambda_c}{h} = \frac{0,06}{7} = 8,6 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$R_3 = 8,6 \text{ mm}$  est inférieur au rayon de colonne ( $R_2 = 3,3 \text{ cm}$ )

donc quelque soit le rayon ( $R_3$ ) choisit, on diminue le flux de chaleur perdue, pour des raisons techniques on choisit

$$R_3 = 6 \text{ cm.}$$

### II-5-2 Calorifugeage du conduit d'alimentation :

En utilisant comme isolant la laine de verre entassée de conductivité  $\lambda_c = 0,042 \text{ Kcal/h.m.}^\circ\text{C}$

avec le même raisonnement on trouve que le rayon critique

$$R_3 = \frac{\lambda_c}{R} = \frac{0,042}{7} = 6 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 6 \text{ mm}$$

$R_3 = 6 \text{ mm}$  : cette valeur est inférieure aux rayons du conduit  $R_1 = 12 \text{ mm}$  et  $R_2 = 13 \text{ mm}$ ; pour des raisons techniques on choisit  $R_3 = 25 \text{ mm}$ .

### II-5-3 Calorifugeage du conduit de reflux :

Avec le même raisonnement, on trouve que le rayon critique  $R_3 = 6 \text{ mm}$  qui est supérieur aux valeurs  $R_1 = 4 \text{ mm}$  et  $R_2 = 5 \text{ mm}$ ; pour diminuer la perte on choisit  $R_3 = 2,5 \text{ cm}$

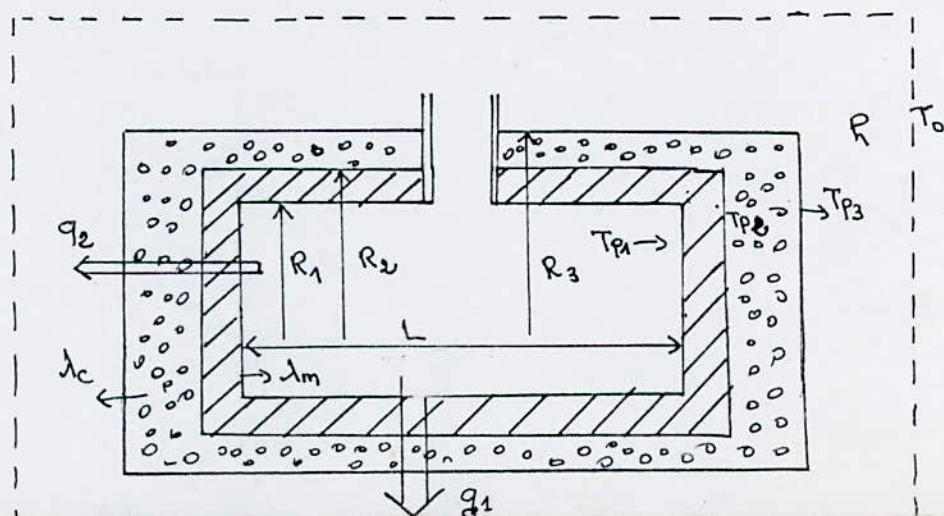
### II-5-4 Calorifugeage du bouilleur :

L'isolant utilisé est la laine de verre fine.

Pour les calculs, les hypothèses sont :

- la température à l'intérieur de la colonne est pratiquement égale à celle de la paroi.
- le régime permanent atteint
- les produits à séparer ont des températures de vaporisation oscillant entre  $60^\circ\text{C}$  et  $105^\circ\text{C}$ .

on a :





La conductivité du cuivre  $\lambda_m = 324 \text{ Kcal/h.m.}^\circ\text{C}$

La conductivité de la laine de verre fine  $\lambda_c = 0,06 \text{ Kcal/h.m.}^\circ\text{C}$

$$R_1 = 12,5 \text{ cm}$$

$$R_2 = R_1 + e_1 = 12,9 \text{ cm} \quad (e: \text{épaisseur du métal})$$

$$R_3 = R_2 + e \quad (e: \text{épaisseur de la couche du calorifuge})$$

$$L = 35 \text{ cm} \quad (L: \text{longueur du bouilleur})$$

$$h = 7 \text{ Kcal/h.m}^2\text{.}^\circ\text{C} \quad (\text{coefficient de transfert de chaleur par convection}).$$

En régime permanent, le flux de chaleur à travers chaque section est le même, il est représenté par:

$$Q_1 = q_1 + 2q_2 = \frac{2\pi \cdot \lambda_m \cdot L}{\ln(R_2/R_1)} (T_{P1} - T_{P2}) + \frac{2\pi \cdot R_1^2 \cdot \lambda_m}{e_1} (T_{P1} - T_{P2}) \quad (1)$$

$$Q_2 = q_1 + 2q_2 = \frac{2\pi \cdot \lambda_c \cdot L}{\ln(R_3/R_2)} (T_{P2} - T_{P3}) + \frac{2\pi \cdot R_1^2 \cdot \lambda_c}{e_2} (T_{P2} - T_{P3}) \quad (2)$$

$$Q_3 = q_1 + 2q_2 = 2\pi \cdot R_3 \cdot L \cdot h_0 (T_{P3} - T_0) + 2\pi \cdot R_1^2 \cdot h_1 (T_{P3} - T_0) \quad (3)$$

de (1), (2), (3) on tire  $Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q$

$$\text{d'où : } T_{P1} - T_0 = Q \left[ \frac{1}{2\pi \cdot R_3 \cdot L \cdot h_0} + \frac{1}{2\pi \cdot R_1^2 \cdot h_1} + \frac{\ln(R_2/R_1)}{2\pi \cdot \lambda_m \cdot L} + \frac{e_1}{2\pi \cdot R_1^2 \cdot \lambda_m} + \frac{\ln(R_3/R_2)}{2\pi \cdot \lambda_c \cdot L} + \frac{e}{2\pi \cdot R_1^2 \cdot \lambda_c} \right]$$

$$\text{on pose : } R_3 = \left[ \frac{1}{2\pi \cdot R_3 \cdot L \cdot h_0} + \frac{1}{2\pi \cdot R_1^2 \cdot h_1} + \frac{\ln(R_2/R_1)}{2\pi \cdot \lambda_m \cdot L} + \frac{e_1}{2\pi \cdot R_1^2 \cdot \lambda_m} + \frac{\ln(R_3/R_2)}{2\pi \cdot \lambda_c \cdot L} + \frac{e}{2\pi \cdot R_1^2 \cdot \lambda_c} \right]$$

$$\text{d'où } Q = \frac{T_{P1} - T_0}{R_s}$$

$$\text{pour } T_{P1} = 100^\circ\text{C} \quad \text{et } T_0 = 15^\circ\text{C}$$

Pour déterminer l'épaisseur du calorifuge, on calcule le flux de chaleur perdue pour des valeurs d'épaisseur; on représente les résultats de calcul dans le tableau suivant:

$e(m)$	0,00	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
$R_s \left( \frac{^{\circ}C \cdot R}{K \cdot cal} \right)$	1,96	4,18	6,38	8,54	10,67	12,78
$q \left( \frac{K \cdot cal}{R} \right)$	43,4	20,3	13,3	9,9	7,9	6,65

On remarque que le flux de chaleur perdu diminue lorsque l'épaisseur du calorifuge augmente, donc on choisit une épaisseur du calorifuge  $e = 5 \mu m$

#### II-5-5 Puissance de chauffage du bouilleur:

Vue que notre colonne fonctionne en continu et en discontinue, et vue que la quantité de chaleur fournie pour la rectification discontinue est nettement supérieure à celle fournie pour la rectification continue, on écrit que:

$Q_B$  = quantité de chaleur fournie au bouilleur.

$Q_B$  = quantité de chaleur pour amener la charge à la température de rectification +  $\dot{V} \cdot \Lambda$

avec:

$\dot{V}$  : quantité évaporée

$\Lambda$  : chaleur latente de vaporisation:

Le bouilleur a un diamètre de 25 cm et une longueur de 35 cm, donc sa capacité est de 17,2 l. La charge maximale autorisée sera de 10 l.

on pose:

$Q_1$ : quantité de chaleur pour amener la charge à la température de rectification.

$$Q_2 = \dot{V} \cdot \Lambda$$

d'où :  $Q_B = Q_1 + Q_2$

on a :  $Q_1 = \dot{B} \cdot T [c_1 \cdot X + c_2 (1-X)]$

$\rho_l = 945 \text{ Kg/m}^3$  : masse volumique de charge

$\dot{B} = 10 \times 0,945 = 9,45 \text{ Kg}$  (masse de la charge)

$c_1 = 0,629 \text{ Kcal/Kg} \cdot ^\circ\text{C}$  (chaleur spécifique d'éthanol à  $86^\circ\text{C}$ )

$c_2 = 1,008 \text{ Kcal/Kg} \cdot ^\circ\text{C}$  (chaleur spécifique de l'eau à  $86^\circ\text{C}$ )

$X = 0,46$  (fraction massique d'éthanol dans la charge).

$T = 86^\circ\text{C}$  (température d'ébullition)

d'où :

$$Q_1 = 9,45 \times 86 [0,629 \times 0,46 + 1,008 \times 0,54] = 678 \text{ Kcal}$$

Donc on peut déterminer la puissance nécessaire pour amener la charge à la température de rectification pendant une demi heure :

$$P_1 = \frac{4,185 \times 678 \times 1000}{0,5 \times 3600} = 1576 \text{ Watts}$$

de plus :

$$Q_2 = \dot{V} [X \cdot \Lambda_{\text{éthanol}} + (1-X) \cdot \Lambda_{\text{eau}}]$$

D'après le tableau N°1

Le débit de vapeur au niveau du bouilleur  $V = 2,5 \text{ Kg}$

$\Lambda_{\text{eau}} = 549,2 \text{ Kcal/Kg}$  (chaleur latente de vaporisation de l'eau à  $90^\circ\text{C}$ )

$\Lambda_{\text{éthanol}} = 202 \text{ Kcal/Kg}$  (chaleur latente de vaporisation de l'éthanol à  $90^\circ\text{C}$ )

$X_w = 0,1$  (fraction massique d'éthanol dans le bouilleur)

d'où :

$$Q_2 = 2,5 \times [0,1 \times 202 + (1-0,1) 549,2] = 1285 \text{ Kcal/R}$$

Donc on peut déterminer la puissance de vaporisation

$$P_2 = \frac{1285 \times 1000 \times 4,185}{3600} = 1500 \text{ Watts}$$

donc la puissance totale fournie au bouilleur

$$P_t = P_1 + P_2 = 3076 \text{ Watts}$$

Pour des raisons de sécurité pour compenser les pertes et vu que notre colonne va être utilisée pour d'autres substances, on prend  $P_t = 1,50 P_t = 4600 \text{ Watts}$

### II-5-5 Calcul du Condenseur:

Parmi tous les liquides usuels, l'eau est celui qui a la chaleur latente de vaporisation la plus élevée. Pour cela nous ferons les calculs en assimilant la vapeur de tête à la vapeur d'eau pure. Ceci présente deux avantages:

- la condensation sera effectivement totale
- les calculs sont simplifiés

Supposons qu'il n'y a pas de perte et que toute la chaleur transmise au liquide au niveau du bouilleur est celle qui sert d'échange pour la condensation.

Le calcul du dimensionnement du condenseur dépend de plusieurs paramètres qui doivent être calculés comme suit:

Notre colonne peut être dans le cas d'une alimentation surchauffée, pour cette raison on doit dimensionner le condenseur pour ce cas limite. Le débit massique de vapeur d'eau au condenseur est:

$$\dot{V} = \dot{F} + \dot{L}_0 + \dot{D} = 5 + 2,17 + 2,95 = 10,12 \text{ Kg/R (voir tableau N°1 pour les valeurs de } \dot{L}_0 \text{ et } \dot{D} \text{).}$$

La quantité de chaleur échangée entre les fluides

froid et chaud

$$Q = \dot{V} \cdot \Lambda = \dot{m} \cdot c (t_2 - t_1) \quad [2]$$

avec:

$\dot{V}$  : débit de vapeur d'eau (fluide chaud) = 10,22 Kg/h

$\Lambda$  : chaleur latente de vaporisation = 538,9 Kcal/Kg ( $\bar{a}$  100°C)

$\dot{m}$  : débit du réfrigérant (fluide froid)

$c$  : chaleur spécifique de l'eau = 1,004 Kcal/Kcal.°C ( $\bar{a}$  100°C)

d'où:

$$Q = 10,12 \times 538,9 = 5454 \text{ Kcal/h}$$

pour  $t_2 = 35^\circ\text{C}$  et  $t_1 = 20^\circ\text{C}$  les températures du fluide froid à la sortie et à l'entrée du condenseur.

donc le débit d'eau froide sera:

$$\dot{m} = \frac{Q}{c(t_2 - t_1)} = \frac{5454}{1,004(35 - 20)} = 362,15 \text{ Kg/h}$$

Choix du tube:

$d_o$  : 10 mm (diamètre intérieur)

$d_i$  : 12 mm (diamètre extérieur)

La section droite :  $A_o = 7,85 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$

La vitesse d'écoulement du réfrigérant sera:

$$u = \frac{\dot{m}}{3600 \times f_l \times A} = \frac{362,15}{3600 \times 996,25 \times 7,85 \cdot 10^{-5}} = 1,285 \text{ m/s}$$

Les propriétés physiques du fluide réfrigérant sont prises à la température calorifique.

$$t_c = 0,5(t_1 + t_2)$$

or on a :  $Q = A \cdot u \cdot \Delta TLM$

$u$  : coefficient globale d'échange

A: aire totale d'échange

DTLM: différence des températures logarithmiques moyennes.

telle que:  $DTLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2,3 \log \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$  avec  $\Delta t_1 = T_1 - t_1$  et  $\Delta t_2 = T_2 - t_2$

II - 6-6, 1: Calcul du coefficient global d'échange:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{R_o} + \frac{1}{h_{cv}} + \frac{e}{\lambda t} + R_s + \frac{1}{R_v}$$

avec:

$R_o$ : coefficient de transfert de chaleur relatif au fluide circulant à l'intérieur des tubes. En régime turbulent pour le cas de l'eau, ce coefficient est donné par l'expression suivante:

$$h_i = \frac{900 (1,352 + 0,02 \times t) \cdot U^{0,8}}{d_i^{0,2}} \quad [2]$$

avec  $R_o = h_i \frac{d_i}{d_o}$

où:

t: température moyenne de l'eau en °C

U: sa vitesse en m/s

$h_{cv}$ : coefficient d'échange de chaleur du film du condensat à l'extérieur du tube relative à

un tube vertical. Il est donné par la formule:

$$h_{cv} = 0,943 \left[ \frac{\lambda^3 \cdot \rho^3 \cdot g}{\mu^2} \right]^{1/4} \times \left[ \frac{\mu \cdot \Lambda}{e \cdot \Delta t} \right]^{1/4} \quad [10]$$

$\lambda$ : conductivité thermique

e: épaisseur du tube

$\Lambda$ : chaleur de vaporisation

$\mu$ : viscosité du liquide

$\Delta t = t_v - t_s$  (différence de température entre la température de vapeur et la température de la paroi)

$\rho$  : masse volumique du liquide

$g$  : accélération de la pesanteur

$h_v$  : coefficient de convection en phase vapeur

$R_s$  : résistance d'encrassement

$\lambda_t$  : conductivité thermique du métal

On peut négliger  $\frac{1}{h_v}$  car sa valeur est de l'ordre de  $10^{-5}$  [11]

$$\frac{e}{\lambda_t} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{324} = 3,08 \cdot 10^{-6} \text{ (R.m}^2\text{.}^\circ\text{C)/Kcal}$$

d'où :

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{cv}} + R_s$$

$$h_i = \frac{900(1,352 + 0,02 \times 27,5) \times (1,285)^{0,8}}{(1 \cdot 10^{-2})^{0,2}} = 5255 \text{ Kcal/R.m}^2\text{.}^\circ\text{C}$$

$$h_o = h_i \cdot \frac{d_i}{d_o} = 5255 \frac{1 \cdot 10^{-2}}{1,2} = 4380 \text{ Kcal/m}^2\text{.}^\circ\text{C.R}$$

Le coefficient de convection dépend de la forme de conduite, pour cela on le recalcul en tenant compte de la forme de conduite.

d'où :

$$h'_o = h_o \cdot \epsilon \text{ (}\epsilon\text{ : facteur de forme pour le serpentin)}$$

$$h'_o = 4380 \times 1,35 = 5900 \text{ Kcal/m}^2\text{.}^\circ\text{C.h}$$

\* Calcul de  $h_{cv}$  :

$$\text{pour } \lambda = 0,58 \text{ Kcal/h.m.}^\circ\text{C}$$

$$\Delta = 538,9 \text{ Kcal/Kg (à } 100^\circ\text{C)}$$

$$\mu_{\text{eau}} = 0,2838 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m.s} = 1,022 \text{ Kg/m.h (à } 100^\circ\text{C)}$$

$$\Delta t = t_v - t_s = 11,5 \text{ [10]}$$

$$e = 1 \text{ mm}$$

$$f_e = 951 \text{ (à } 100^\circ\text{C)}$$

$$g = 1,27 \cdot 10^8 \text{ m/R}^2$$

d'où :

$$h_{cv} = 0,943 \left[ \frac{(0,58)^3 \times (951)^2 \times 1,27 \cdot 10^8}{(1,0217)^2} \right]^{1/4} \times \left[ \frac{1,0217 \times 538,9}{1 \cdot 10^{-3} \times 11,5} \right]^{1/4}$$
$$= 29960 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

d'après [2] p : 1082  $R_s = 2 \cdot 10^{-4} \text{ h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C/Kcal}$

d'où :

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{5913} + \frac{1}{29960} + 2 \cdot 10^{-4} = 4,025 \cdot 10^{-4}$$

d'où :

$$U = 2485 \text{ Kcal/R} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

II-6-5-2 Calcul de la surface d'échange :

$$Q = A \cdot U \cdot \text{DTLM}$$

d'où :  $A = \frac{Q}{U \cdot \text{DTLM}}$

$$\text{DTLM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2,3 \ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad \text{avec } \Delta t_1 = T_1 - t_1 = 100 - 20 = 80^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_2 = 90 - 35 = 55^\circ\text{C}$$

$$\text{DTLM} = \frac{80 - 55}{2,3 \ln \frac{80}{55}} = 29^\circ\text{C}$$

d'où :  $A = \frac{5454}{2485 \times 29} = 7,57 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2$

d'où la longueur du tube :

$$L = \frac{A}{\text{périmètre extérieur du tube}} = \frac{7,57 \cdot 10^{-2}}{3,14 \times 1,2 \cdot 10^{-2}} = 2 \text{ m}$$

Pour un condenseur de hauteur totale égale à 0,3 mètres, nous serons amenés à enrouler le tube sous forme de



serpentin à spires non jointives.

Le nombre de spires sera de 9

Le pas du serpentin sera de 0,5 cm

II-6-6-3 Calcul de la puissance de la résistance chauffante:

Parmi tous les liquides usuels, l'eau est celui qui a la chaleur latente de vaporisation la plus élevée, pour cela nous ferons les calculs en assimilant le liquide d'alimentation à l'eau pure d'où pour une alimentation de

$$5 \text{ l/h} \quad \rho_{\text{H}_2\text{O}} = 998 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{à } 20^\circ\text{C})$$

$$\text{et } \dot{F} = 5 \times 0,998 = 4,990 \text{ Kg/h}$$

La puissance de chauffe sera de:

$$P = \dot{F} \times \Lambda \quad (\Lambda = 586 \text{ Kcal/Kg pour l'eau à } 20^\circ\text{C})$$

$$P = 4,990 \times 586 = 2924,14 \text{ Kcal/h}$$

$$P = 813 \text{ Watts}$$

## QUELQUES EXEMPLES D'INTERET PRATIQUE DE L'INSTALLATION :

La rectification est un domaine relevant de l'Art du génie chimique qui a toujours fait l'objet de recherches en vue d'améliorer certains procédés de fabrication, certains appareils ou plus généralement dans l'optique de maîtriser les phénomènes qui ont lieu dans les tours de distillation et de les diriger. Notre installation sera alors très utile. Nous essayerons de citer sans trop analyser quelques possibilités principales d'utilisation pratique de celle-ci.

### 1 - DISTILLATION / RECTIFICATION :

L'installation conçue est en mesure de séparer bon nombres de mélanges. La séparation se fera certes, mais son efficacité sera variable d'un mélange à l'autre pour cause de la volatilité relative. Si cette volatilité est proche de l'unité (c'est le cas du  $\text{CCl}_4$  -  $\text{C}_6\text{H}_6$  (9.)) la séparation est médiocre, mais au cas où elle est supérieure à 1,5 elle devient assez raisonnable. Le fait de donner à l'installation la possibilité de fonctionner en continue ou en discontinue peut améliorer dans certains cas les résultats : En continue on peut augmenter la pureté du constituant désiré (on travaille en continue en général lorsque le produit clef existe dans le mélange mais en faible concentration).

La distillation discontinue est beaucoup plus souple et permet de faire face à des circonstances très diverses avec le même appareillage.

Nous mentionnons que les produits corrosifs ne pourront pas être traités.

### 2 - RECHERCHES LABORATOIRES :

Cette installation peut être utilisée pour l'étude d'autres phénomènes, elles servent pour diverses investigations laboratoires dans le domaine de rectification.

Ces travaux sont destinés à comprendre les divers phénomènes qui prennent place dans la tour avec les facteurs qui les influencent.

.../...

## 2 - 1 - LA PERTE DE CHARGE :

La perte de charge est très remarquable dans les installations à garnissage. Elle est d'ailleurs liée à la vitesse d'échange de masse, donc à l'efficacité de la surface de garnissage.

La mesure continue de la perte de charge n'est pas à négliger car toute variation de cette grandeur affecte le fonctionnement de la colonne.

Pour faire des recherches dans ce sens, nous faisons varier les paramètres :

- Type de garnissage, dimension de garnissage et système utilisé et voir leur influence.

## 2 - 2 - TEXTURE DU GARNISSAGE :

La forme du garnissage, sa dimension, sa texture sont des paramètres qui peuvent tenir lieu de travail pratique. On peut aussi mettre au point des types donnés de garnissage et tester leur rôle sur le rendement de l'installation.

## 2 - 3 - MODELISATION :

Pour mieux comprendre et améliorer même s'il le faut le fonctionnement de l'installation, on peut trouver un modèle mathématique ou physique qui pourra simuler le fonctionnement de cet engin.

## CONCLUSION

L'âge de la distillation, s'il nous est permis de faire de l'histoire ne date pas de notre siècle. En effet de puis le moyen âge, des tours de distillation aussi grossières ont été utilisées pour la distillation de l'alcool.

De nos jours, nous parlons de distillation / Rectification. La complexité des problèmes rencontrés en industrie et l'avènement de la pétrochimie ont donné de l'importance aux phénomènes de transfert de matière; Pour ne faire cas que de la rectification, plusieurs types de tour sont mis au point.

Ces réalisations ont eu du succès car elles ont permis de mieux cerner certains phénomènes physiques liés à la séparation des phases. Les recherches ont souvent eu lieu sur des installations de laboratoires, semi-pilotes ou pilotes en continu ou en discontinu. Ces installations offrent la singularité de présenter de faibles écarts avec la théorie et par ce fait se prêtent assez bien au développement des procédés, grâce aux lois de la similitude. Celle que nous venons de concevoir, 1,10 m de hauteur efficace avec un diamètre intérieur de 8 cm, sera très utile pour les travaux pratiques au laboratoire et peut être utilisée à plusieurs fins de recherche.

Nous ne faisons pas sure entière confiance à une telle réalisation, car les calculs de l'installation sont regis

par des relations généralement empiriques donc de validité limitée. C'est bien un problème d'actualité, puisque de nos jours des corrélations s'établissent. Le caractère complexe d'une telle entreprise est d'autant plus remarquable, lorsqu'on sait que pour établir une relation décrivant fidèlement un phénomène physique on peut procéder soit par un modèle mathématique soit par un modèle physique basé sur des lois de statique.

Par le modèle mathématique on aboutit à des équations très complexes qui ne peuvent souvent que servir à des études théoriques car ne les possèdent aucun support expérimental.

Pour établir le modèle physique; nous devons partir des résultats expérimentaux; Or les corrélations, même normalisées, n'ont pas été faites pour toutes les tailles de colonnes imaginables. Ce caractère très subtil des phénomènes de transfert est lié au fait qu'ils sont influencés par un nombre important de paramètres (hydrodynamique: transport de matière par convection et création d'une aire interfaciale plus ou moins importante par division de l'une des phases. L'effet de la perte de charge ...).

Pour la continuation éventuelle de ce projet, nous souhaitons qu'une étude économique, visant à minimiser les dépenses d'investissement et d'exploitation, soit faite avant de passer à l'étape de la Construction.

B I B L I O G R A P H I E

- [1] A. PARIS  
 " Les procédés de réctification dans l'industrie chimique "  
 Ed. DUNOD 1959
- [2] P. WUITHIER  
 "Le pétrole raffinage et genie chimique " (t1 et t2 )  
 Ed. TECHNIP 1972
- [3] GROCHOWSKI JANUSZ  
 " Distillation et rectification "  
 Ed. E.N.P. 1985 / 1986
- [4] TECHNIQUE DE L'INGENIEUR  
 "Distillation . Absorption " J 2626  
 Ed. Technique de l'ingenieur 1986
- [5] TECHNIQUE DE L'INGENIEUR  
 " Distillation : Etude Theorique " J 2610  
 " Distillation : Etude Pratique " J 2620  
 Ed. Technique de l'ingenieur 1972
- [6] WARREN L. Mc.CABE  
 JULIAN C. SMITH  
 " Unit Operation Of Chimical Engineering "  
 Ed. Mc GRAW HILL 1976
- [7] TREYBAL  
 "Mass Transfert Operation "  
 Ed. Mc GRAW HILL 1968
- [8] MAX LEVA  
 " Tower Packings And Packed "  
 " Tower Design "  
 Ed. The United States Stoneware Company 1953
- [9] M. JACEK AMANOWICZ  
 " Tableaux Des Valeurs Pour Les Calculs Des Procédés De Transfert  
 De Matière "  
 Ed. E.N.P. 1979 / 1980
- [10] F. KREITH  
 " Transmission De Chaleur Et Thermodynamique "  
 Ed. MASSON 1967
- [11] W. H. Mc ADAMS  
 " Transmission De La Chaleur "  
 Ed. DUNOD 1964
- [12] J. H. PERRY  
 " Chemical Engineer 's Handbook "  
 Ed. Mc GRAW HILL

- [13] A. BOURON Et L. BOURON  
" Calcul et disposition des appareils de distillation "  
Ed. BERANGER 1959
- [14] S. E. CHITOUR  
"Correlations sur le petrole brut et les fractions petrolières "  
Ed. Office des publications universitaires 1983
- [15] C. ANTONELLI  
F. RANCHOUX " Technologie et documents à l'usage des dessinateurs de  
bureaux d'études "Petrole et Pétroléochimie"  
Ed. TECHNIP 1977
- [16] R. GASQUET  
" Isolation thermique industrielle "  
Ed. DUNOD 1966
- [17] " Design information for packed towers "  
NORTON Chemical Process Products Division 1971

**LINNEXE**



Correlation pour predire les tensions superficielles

$$\gamma = \left[ \frac{[P] (f_l - f_v)}{M} \right]^4$$

$f_v \ll f_l$  pour des fortes temperatures:

[P] est le parachor du produit, il est calculé selon les contributions suivantes [15]

Groupements	Contribution
C . . . . .	9,0
H . . . . .	15,5
CH <sub>3</sub> . . . . .	55,5
-CH <sub>2</sub> . . . . .	40,0
CH <sub>3</sub> -CH -CH <sub>3</sub> . . . . .	133,3
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> . . . . .	189,6
-COO . . . . .	63,8
-COOH . . . . .	73,8
-OH . . . . .	29,8
-NH <sub>2</sub> . . . . .	42,5
=O (cétone) à 30 . . . . .	22,3
-CHO . . . . .	66
O . . . . .	20
N . . . . .	17,5
S . . . . .	49,1
CL . . . . .	55,2

La tension superficielle du mélange  $\gamma_m$  sera calculée de la façon suivante :

$$\gamma_m^{1/4} = f_{lm} \sum_{i=1}^n \frac{x_i \gamma_i^{1/4}}{f_{li}}$$

Pour H<sub>2</sub>O :

2H . . . . . 15,5x2 =31

O . . . . . 20

[P]<sub>H<sub>2</sub>O</sub> . . . . . =31 + 20 =51

M<sub>H<sub>2</sub>O</sub> . . . . . =18g

à T =85°C On a  $f_{H_2O} = 0,9685 \text{ g/cm}$

D'où  $f_{H_2O}$  à 85°C  $\gamma_{H_2O} = \left[ \frac{51 \times 0,9685}{18} \right]^4 = 56,71 \text{ dyn/cm}$

Pour CH<sub>3</sub>CH<sub>2</sub>OH :

1 CH<sub>3</sub> . . . . . 55,5

1 CH<sub>2</sub> . . . . . 40,0

OH . . . . . 29,8

[P]<sub>CH<sub>3</sub>CH<sub>2</sub>OH</sub> =29,8 + 40 +55,5 = 125,3

M<sub>CH<sub>3</sub>CH<sub>2</sub>OH</sub> =46g

$T = 85^\circ\text{C}$  On a  $\rho_{\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}} = 0,7299 \text{ g/cm}^3$   
 D'où  $\gamma_{\text{H}_2\text{O}}$  a 85  $\gamma_{\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}} = \left[ \frac{128,3 \times 0,7299}{48} \right]^4 = 15,62 \text{ dyn/cm}$

Pour un mélange éthanol-eau à 40 % D'ethanol à une température de  $85^\circ\text{C}$  on peut estimer la tension superficielle :

$\rho_m = 0,885 \text{ g/cm}^3$   
 D'où  $\gamma_m = 0,855 \times \left[ \frac{0,4 \times (15,62)^{1/4}}{0,7299} + \frac{0,6 \times (56,71)^{1/4}}{0,9685} \right] = 2,468$   
 $\gamma_m = 37,14 \text{ dyn/cm} \rightarrow \gamma_m = 0,037 \text{ N/m}$

Détermination de la diffusivité des mélanges liquides ( relation de VIGNE modifiée )  $D_e = D_{AB} = \frac{1}{\mu_m} \left[ (D_{PB}^0 \times \bar{M}_B)^{0,4} \times (D_{BA}^0 \times M_A)^{0,4} \right]$  [12] P(3 + 234)

$D_{AB}^0$  et  $D_{BA}^0$  sont les diffusivités de A dans B à la dilution infinie et réciproquement B dans A ( selon le formule de Wilke )

$\mu_A, \mu_B$  sont les viscosités moyennes en centipoise de A et B prises à la température moyenne

$x_A, x_B$  les concentrations moyennes :

$\mu_m$  est la viscosité moyenne du mélange liquide

On a  $D_{AB}^0 = 7,4 \cdot 10^{-8} \frac{(x \cdot M_B)^{0,5}}{V_A^{0,6} \times \mu_B}$  [12] P [3 + 234]

X : est le coefficient d'association du solvant = 2,6 pour l'eau et 1,5 pour l'éthanol

$M_B$  : est la masse molaire du solvant ( l'indice B est mis pour le solvant et A pour le soluté );  $V_A$  volume molaire à température d'ébullition normale du soluté.

$\mu_B$  viscosité moyenne du solvant :

pour Ethanol-eau ( l'eau est le solvant )

$X = 2,6$

$V_A = 62,56 \text{ cm}^3/\text{mole}$

$M_B = 18 \text{ g}, T = 358 \text{ K}, \mu_B = 0,3255$

$D_{AB}^0 = 7,4 \cdot 10^{-8} \frac{(2,6 \times 18)^{0,5} \times 358}{(62,56)^{0,6} \times 0,3255} = 4,65 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$

Eau Ethanol ( l'éthanol est le solvant )

$X = 1,5; M_B = 46 \text{ g} \quad T = 358 \text{ K}; V_A = 18,78$

$\mu_B = 0,4095$

$D_{BA}^0 = 7,4 \cdot 10^{-8} \times \frac{(1,5 \times 46)^{0,5} \times 358}{(18,78)^{0,6} \times 0,4095} = 9,25 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$

$D_e = D_{AB} = \frac{1}{0,360} \left[ (4,66 \times 0,3255 \times 10^{-5})^{0,4} \times (9,25 \times 0,4095 \cdot 10^{-5})^{0,4} \right]$

$D_e = D_{AB} = 6,16 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$

\* Determination de la diffusivité des gaz dans les mélanges vapeur:

La diffusivité  $D_G$  ne figure dans les tables que pour un petit nombre de systèmes binaires. Presque toujours on sera obligé de la calculer par la formule semi-empirique de Gilliland [1] p: 358

$$D_G = 0,00430 \left[ \frac{T^{3/2}}{P \left[ (l_A^\circ)^{1/3} + (l_B^\circ)^{1/3} \right]^2} \right] \left[ \frac{1}{M_A^\circ} + \frac{1}{M_B^\circ} \right]^{0,5}$$

Dans laquelle:

$D_G$ : Diffusivité de l'espèce A dans B en phase gazeuse ( $\text{cm}^2/\text{s}$ )

T: Température absolue en °K

P = Pression (atm)

$l_A^\circ$  et  $l_B^\circ$ : volumes molaires de corps A et B liquides ( $\text{cm}^3/\text{mole}$ )

$M_A$  et  $M_B$ : masses molaires (g)

Les volumes molaires  $l_A^\circ$  et  $l_B^\circ$  à l'états liquide des constituants du binaire à leur température d'ébullition.

\* Binaire éthanol-eau:

Binaire éthanol-eau

à P=1 atm

T= 358°K,  $l_A^\circ = 18,78 \text{ cm}^3/\text{mole}$ ,  $l_B^\circ = 62,56 \text{ cm}^3/\text{mole}$

$M_A = 18\text{g}$   $M_B = 46\text{g}$

$$D_V = 0,00430 \left[ \frac{(358)^{3/2}}{1 \left[ (18,78)^{1/3} + (62,56)^{1/3} \right]^2} \right] \left[ \frac{1}{18} + \frac{1}{46} \right]^{0,5}$$

$$D_V = 0,191 \text{ cm}^2/\text{s}$$

Equilibre liquide-vapeur du système eau-ethanol sous 760 mm Hg et Enthalpies des mélanges :

fraction molaire du liquide	fraction molaire du vapeur en équilibre	t° c	% (molaire) d'éthanol	h(Kcal/mole) de la phase liquide	H(Kcal/mole) de la phase vapeur
0,0028	0,032	99,3	0,00	1,800	11,475
0,0144	0,135	96,0	2,02	1,728	11,507
0,0246	0,212	93,8	4,16	1,683	11,507
0,519	0,318	90,5	6,46	1,658	11,513
0,0715	0,362	88,6	8,91	1,645	11,518
0,0871	0,406	87,2	11,54	1,643	11,522
0,126	0,468	85,4	14,36	1,656	11,528
0,172	0,505	84,0	17,40	1,676	11,535
0,210	0,527	83,0	20,69	1,706	11,539
0,255	0,552	82,3	28,12	1,777	11,556
0,284	0,567	82,0	36,98	1,857	11,572
0,321	0,586	81,4	47,73	1,951	11,592
0,324	0,586	81,5	61,02	2,049	11,616
0,345	0,591	81,2	68,92	2,099	11,635
0,405	0,614	80,9	70,62	2,112	11,638
0,430	0,626	80,5	72,36	2,123	11,639
0,449	0,633	80,2	74,16	2,132	11,645
0,506	0,661	80,0	75,99	2,144	11,646
0,545	0,673	79,5	77,88	2,153	11,652
0,663	0,733	78,8	79,82	2,166	11,653
0,735	0,776	78,5	81,82	2,176	11,659
0,804	0,815	78,4	83,86	2,190	11,661
0,917	0,906	78,3	85,97	2,204	11,667
1,000	1,000	78,3	88,14	2,215	11,668
			100	2,282	11,693

AZÉOTROPE 0,894

Propriétés physiques des substances : ( eau et ethanol )

-Densité du liquide et de la vapeur: [9]

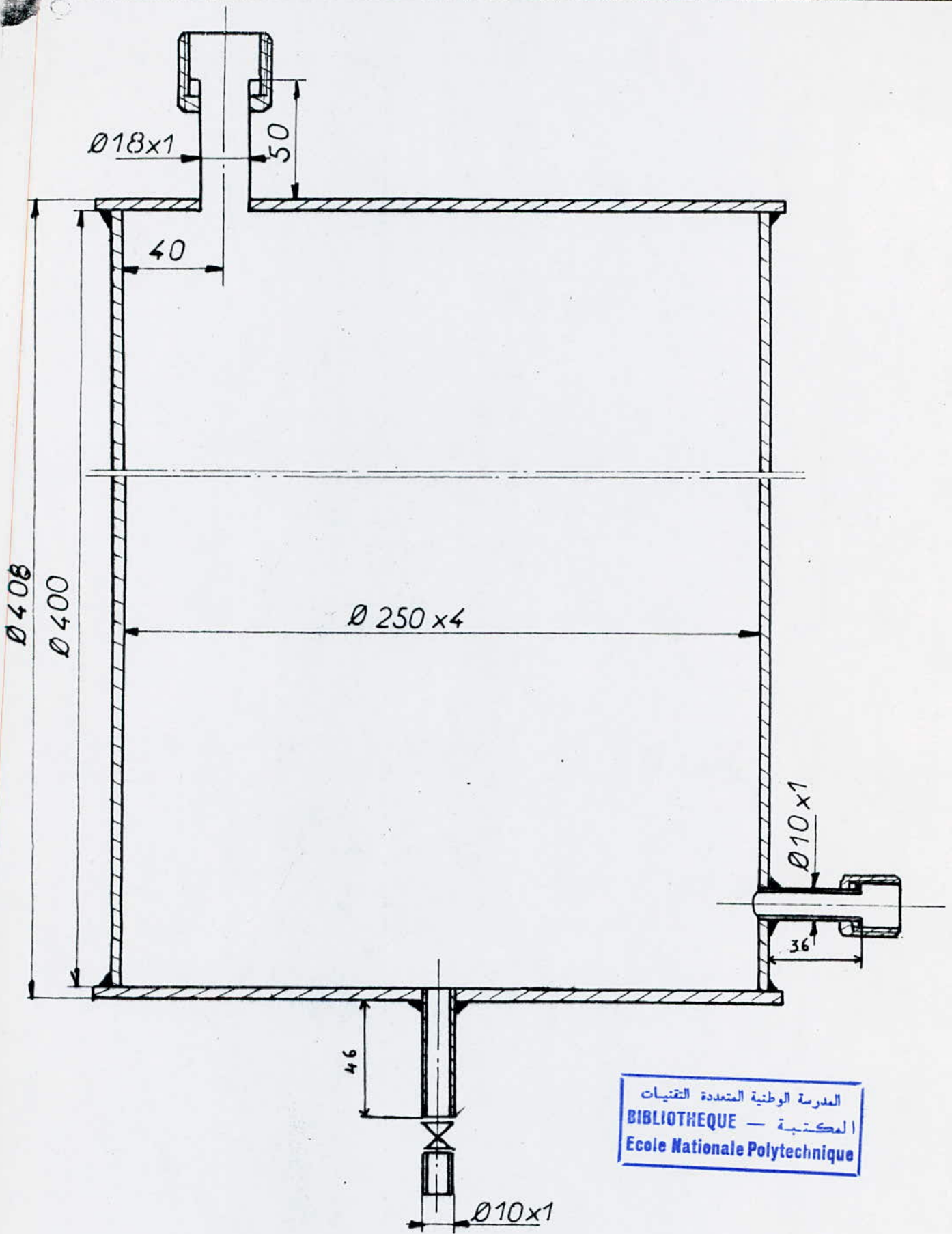
Substance	densité de liquide $\text{Kg}/\text{m}^3$	$t^\circ\text{c}$	densité de la vapeur saturée $(\text{Kg}/\text{m}^3)$	$t^\circ\text{c}$
eau	998,2	20	0,0173	20
	977,7	70	0,1982	70
	971,8	80	0,2933	80
	965,3	90	0,4235	90
	957,3	100	0,5977	100
éthanol	789,5	20	0,111	20
	744,6	70	1,190	70
	734,8	80	1,740	80
	725,1	90	2,50	90
	715,7	100	3,51	100

-Viscosité du liquide et de la vapeur : ( $\mu$ : (g/ m.s)



Substance	$\mu_l$ ( g / m.s )	$t^\circ\text{c}$	$\mu_v$ (g/ m.s)	$t^\circ\text{c}$
eau	1,005	20	12,4	100
	0,4061	70		
	0,3565	80		
	0,3165	90		
	0,2838	100		
éthanol	1,118	20	11,10	90
	0,5902	60	11,30	100
	0,4660	80		
	0,3380	100		

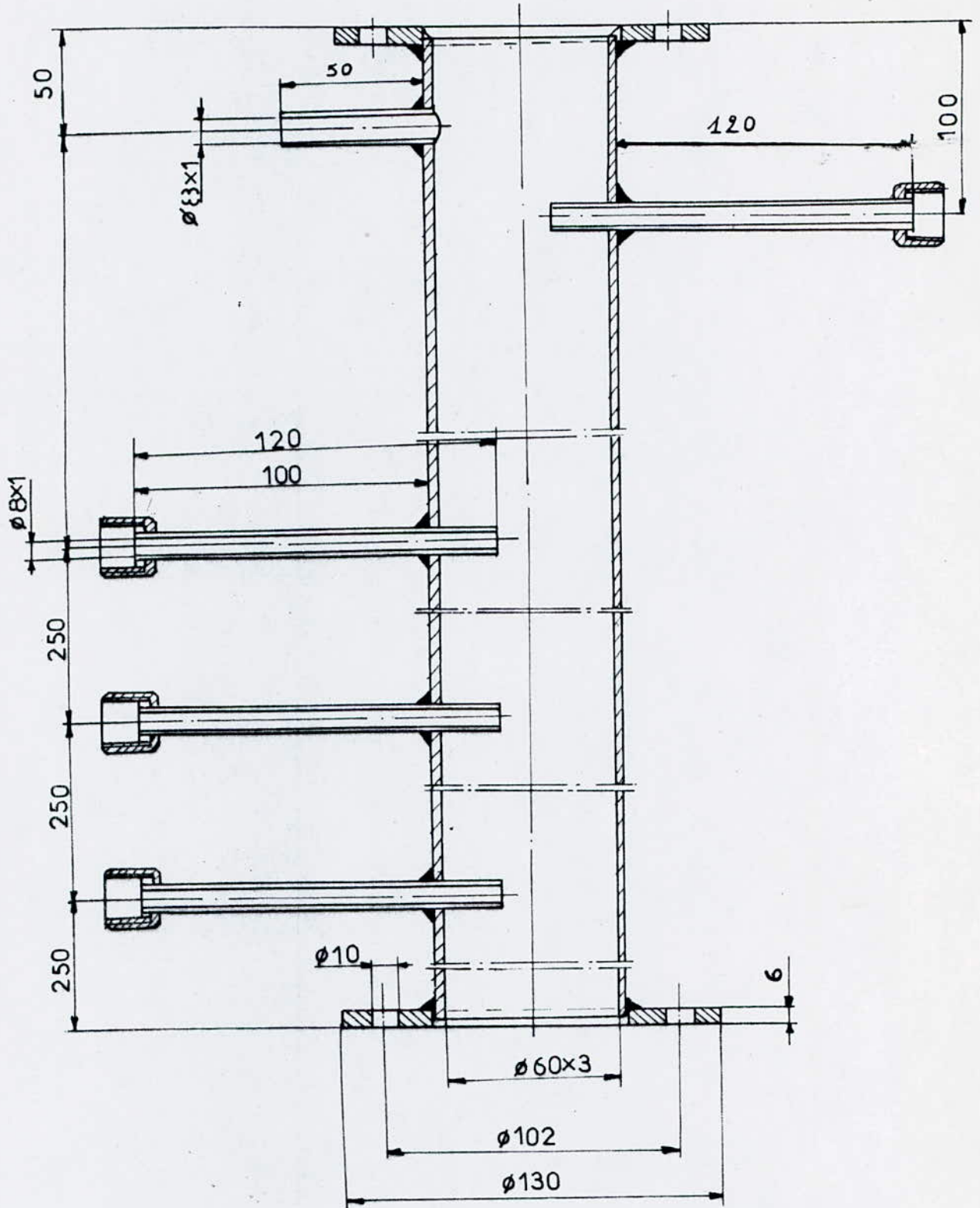
-Chaleur spécifique , chaleur de vaporisation :

Substance	chaleur spécifique c(Kcal /Kg.°c)	Température t°c	chaleur latente de vaporisation λ( Kcal /Kg)	Température t°c
eau	1,012	0	597,3	0
	1,006	10	591,7	10
	1,004	20	586,0	20
	1,006	70	557,3	70
	1,007	80	551,3	80
	1,009	90	549,2	90
	1,010	100	538,9	100
éthanol	0,549	10	222	0
	0,557	20	221	10
	0,609	70	220	20
	0,622	80	211	70
	0,637	90	207	80
	0,648	100	202	90
			197	100



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
 BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
 Ecole Nationale Polytechnique

ECH: 1:2	N°1.04	ENP
 	Juin 88	
REZZAG-M		BAC D'ALLIMENTATION

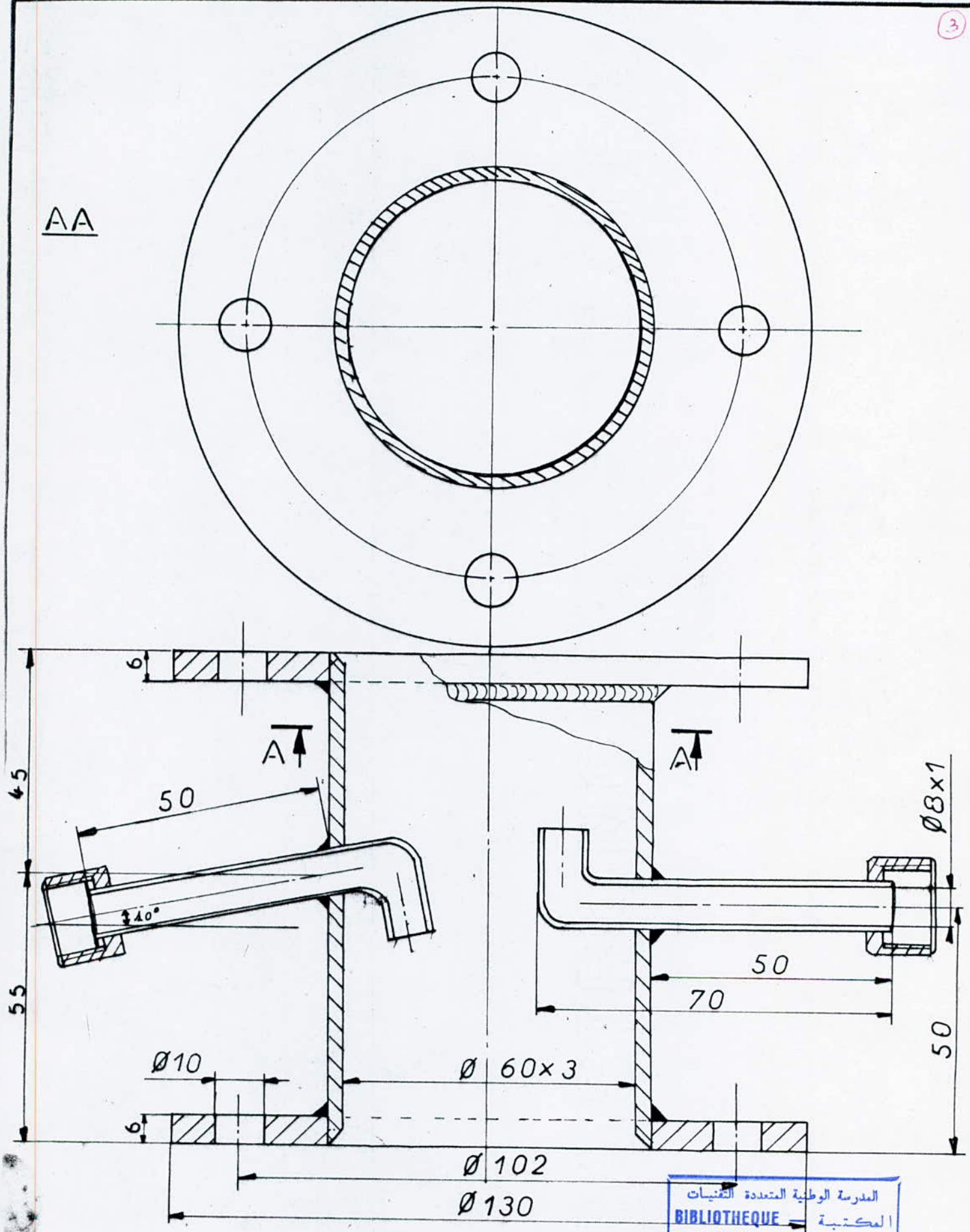


الدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

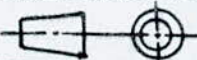
ECHEL 1:2	N 1.01	E - N - P
	JUIN 88	COLONNE GARNIE
REZZAG-M		

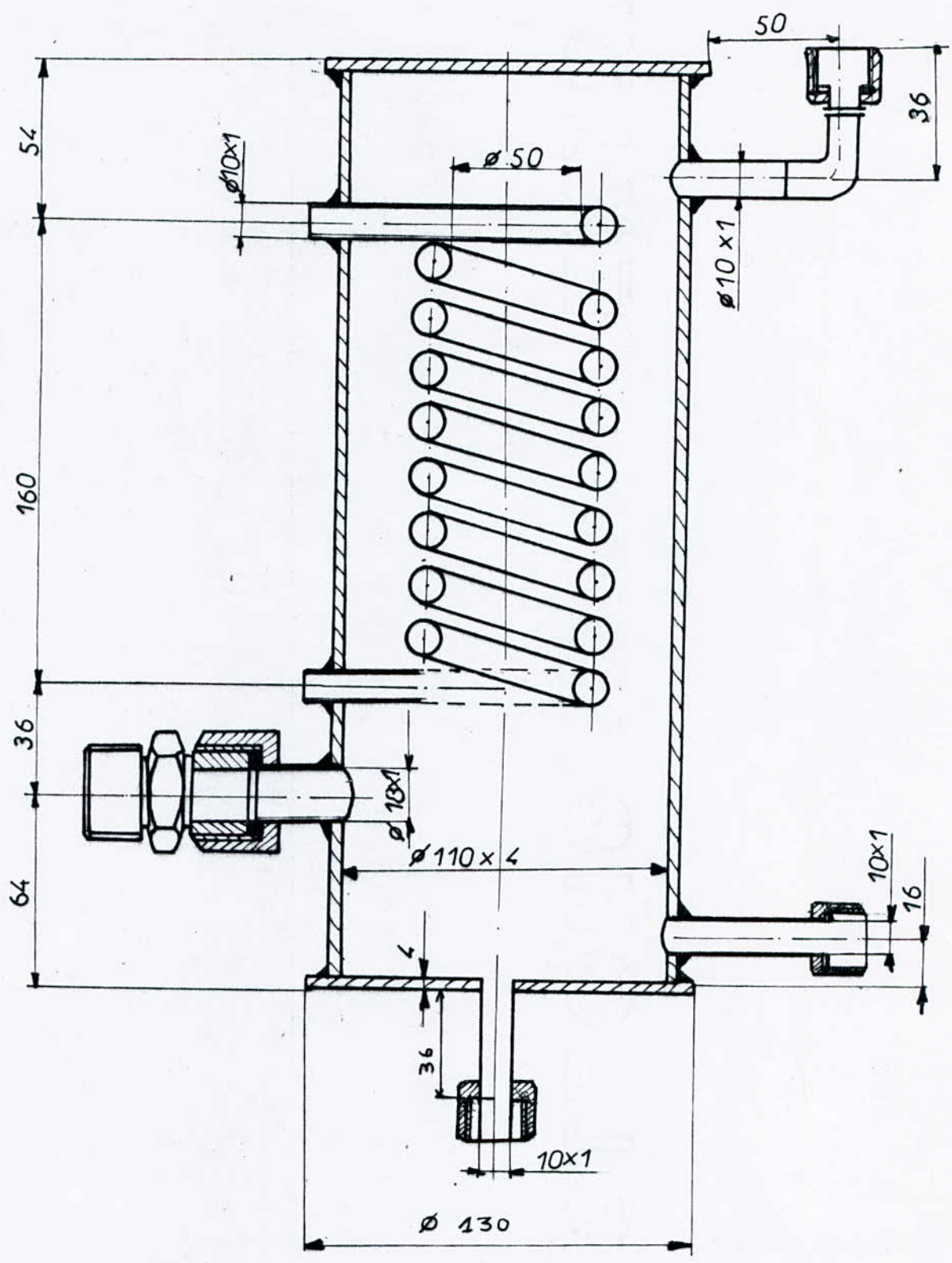


AA



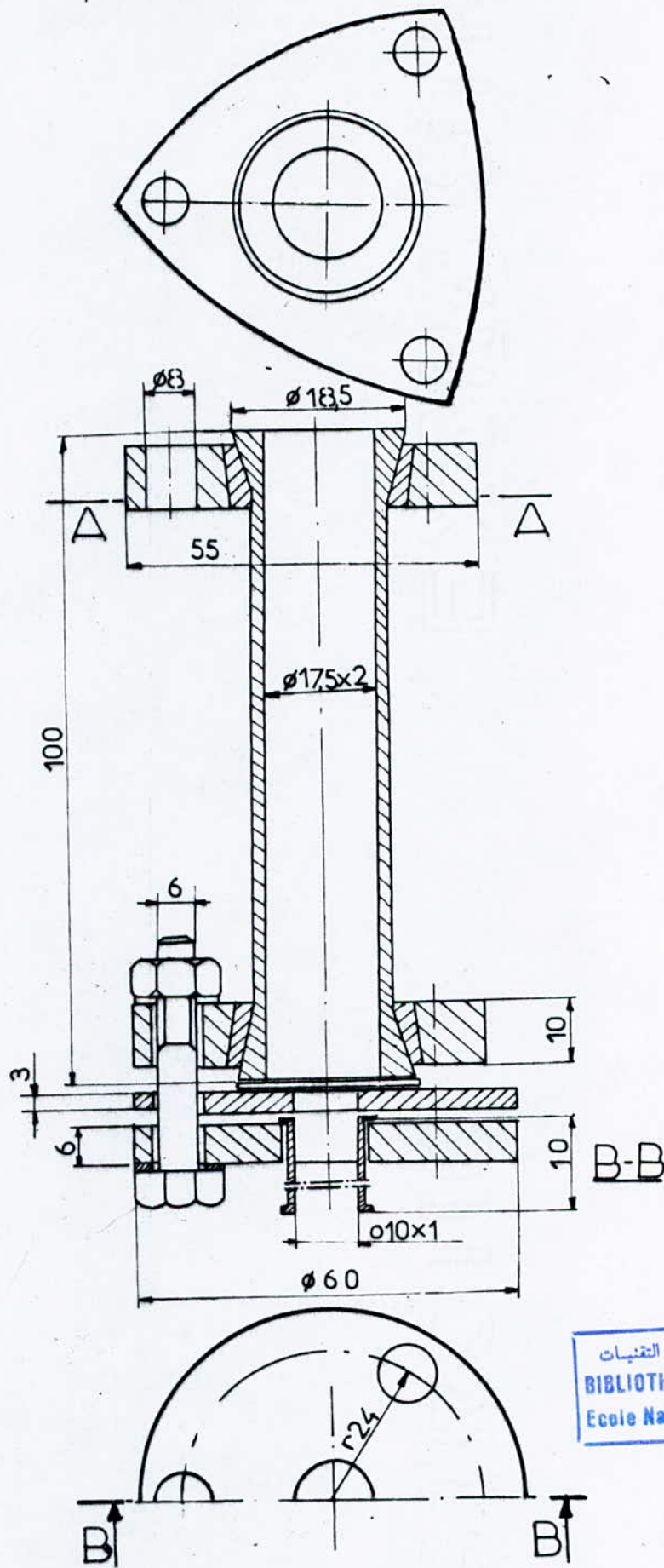
المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات  
 المكتبة  
 BIBLIOTHEQUE  
 Ecole Nationale Polytechnique

ECH:1:1	N.118	ENP
	juin 88	
REZZAG.M		SECTION CALMANTE




المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
 BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
 Ecole Nationale Polytechnique

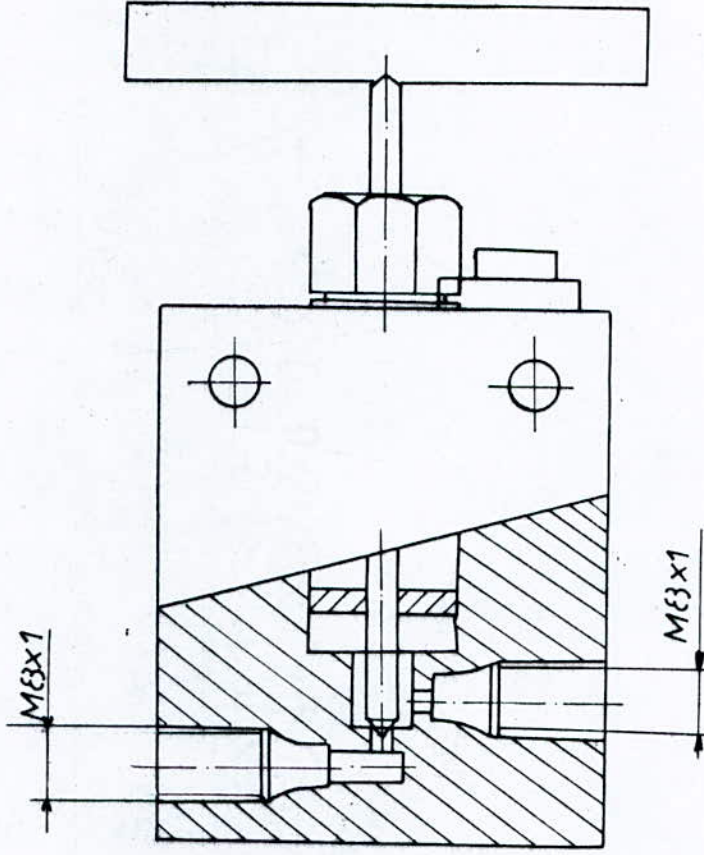
ECHELL 12	N 1.03	E - N - P
	JUIN 88	CONDENSEUR
REZZAG - M		




المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
المكتبة — BIBLIOTHEQUE  
Ecole Nationale Polytechnique

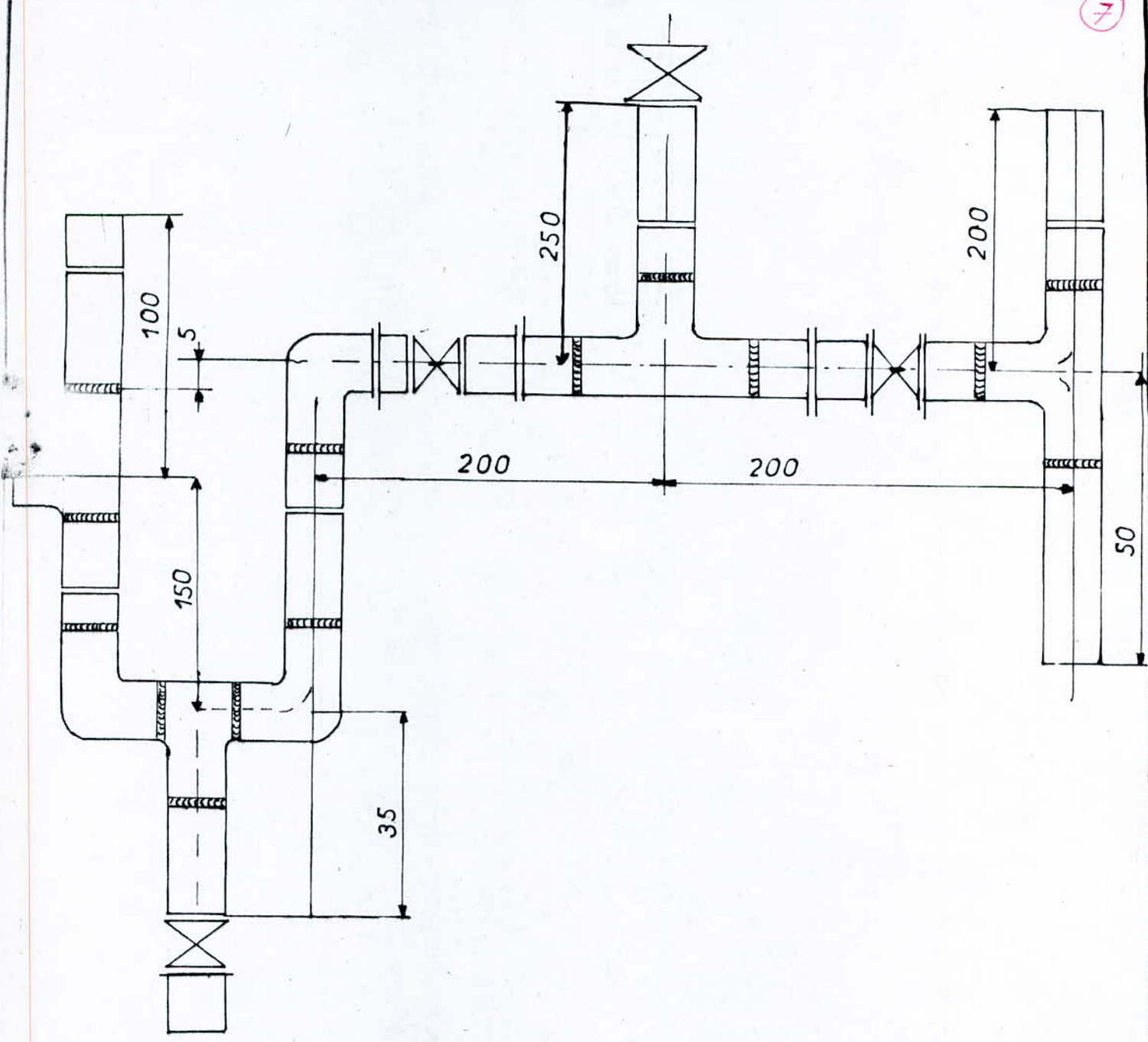
ECH. 1/1	N 1.19
	JUIN 88

E - N - P  
TUBE EN VERRE GRADUE



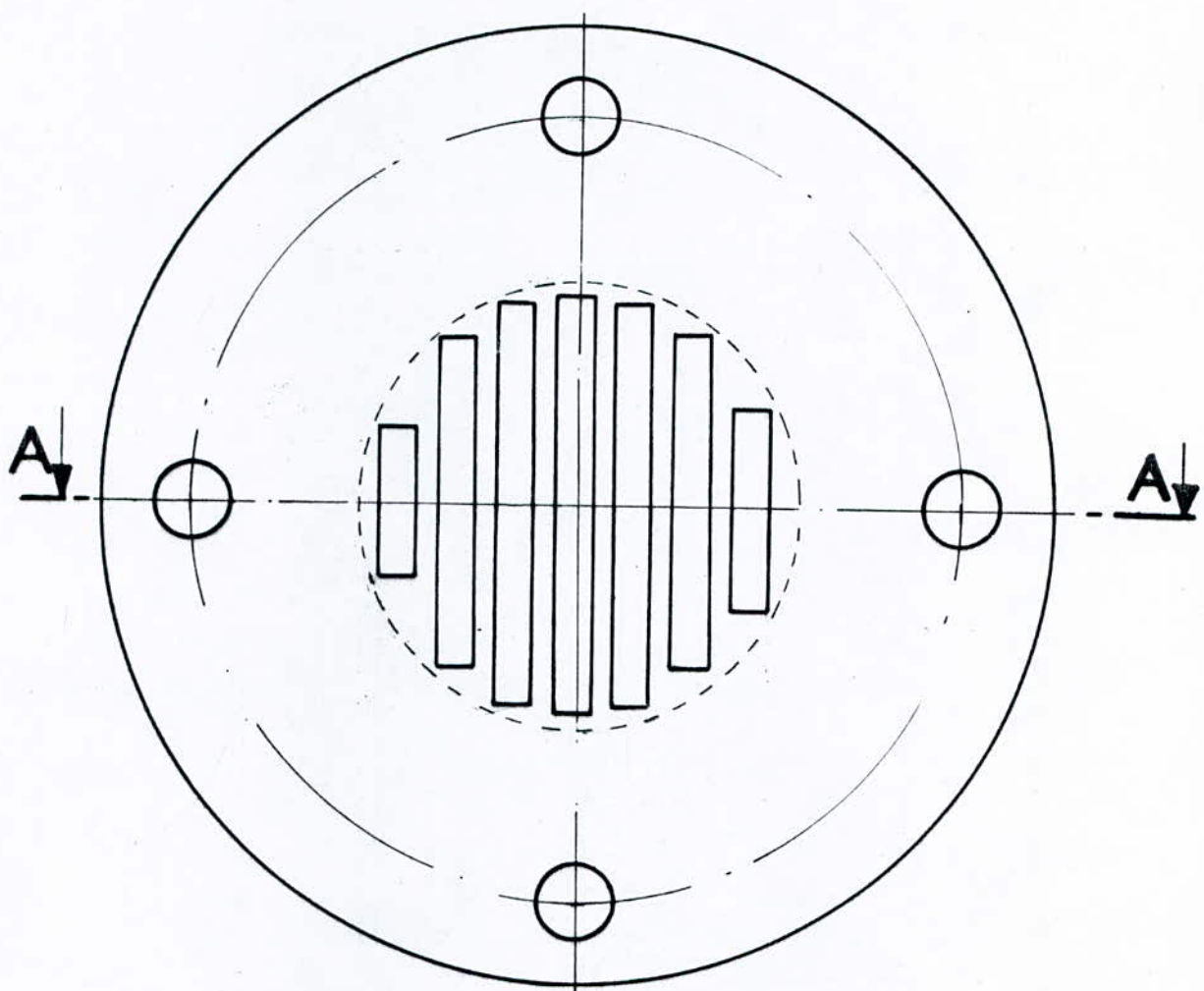
المدسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

ECHÉL 1:1	N 1.16	E · N · P
	JUIN 88	ROBINET A POINTEAU
REZZAG-M		

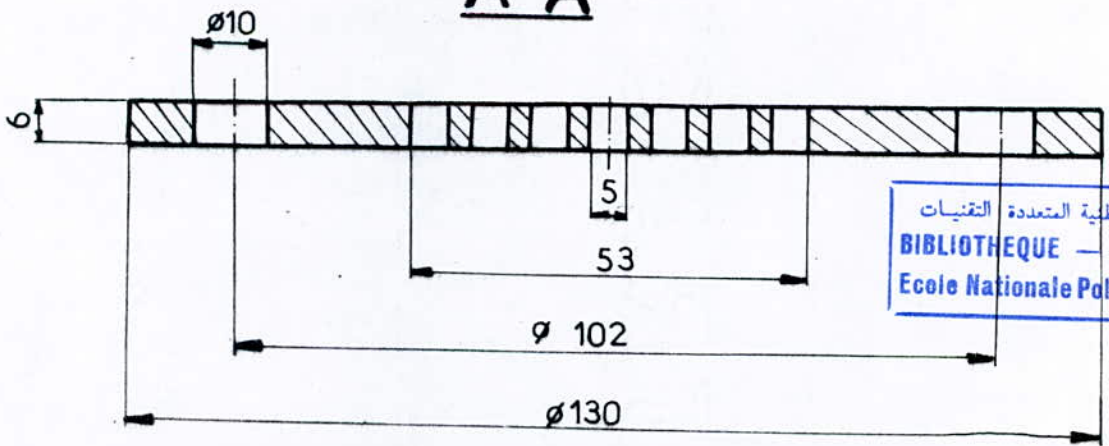


المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

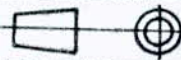
EHELL	N1.23	E-N-P
—☐—⊙	JUIN 88	REGLAGE TAUX DE REFLUX
REZZAG M		

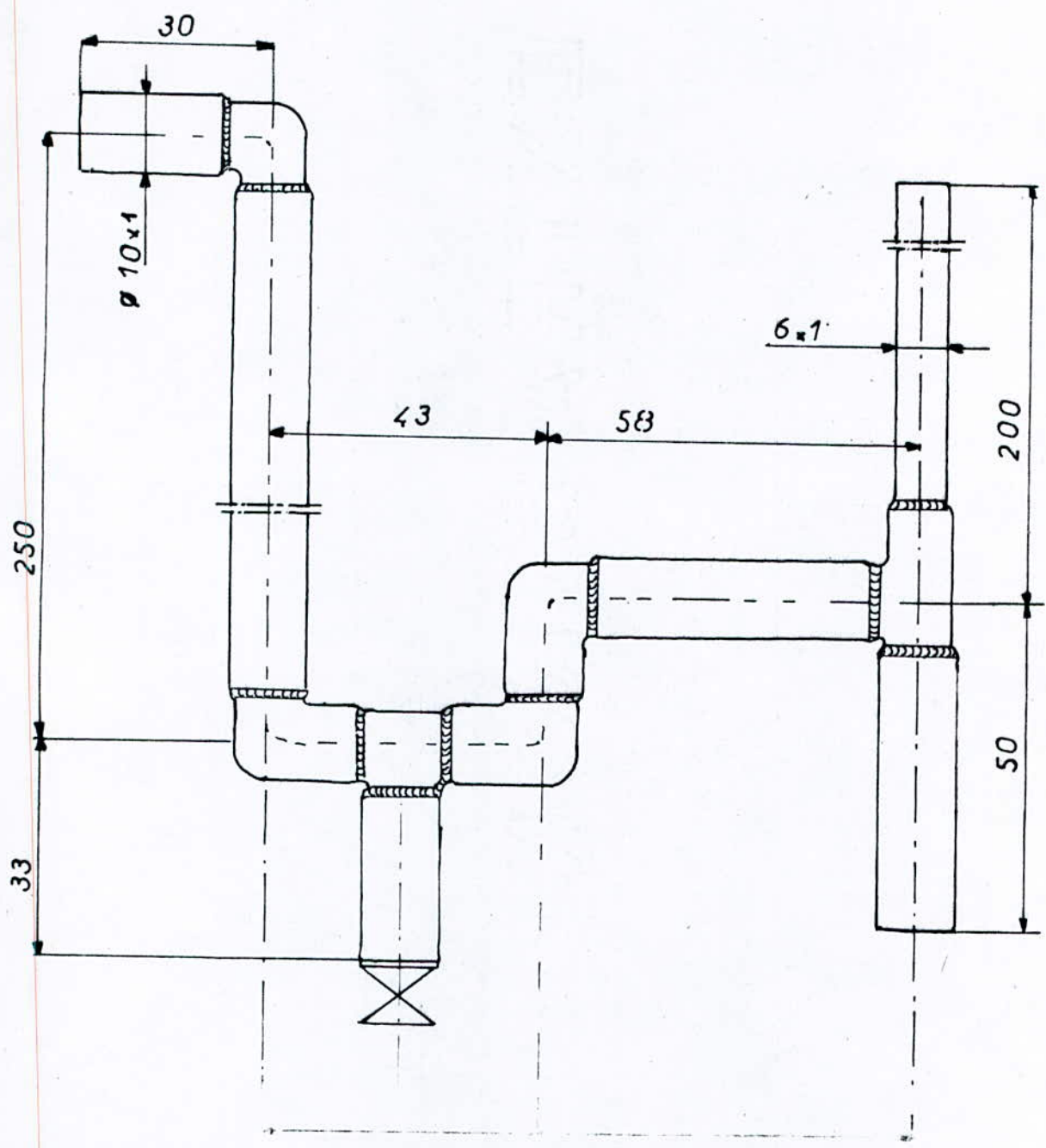


**A-A**



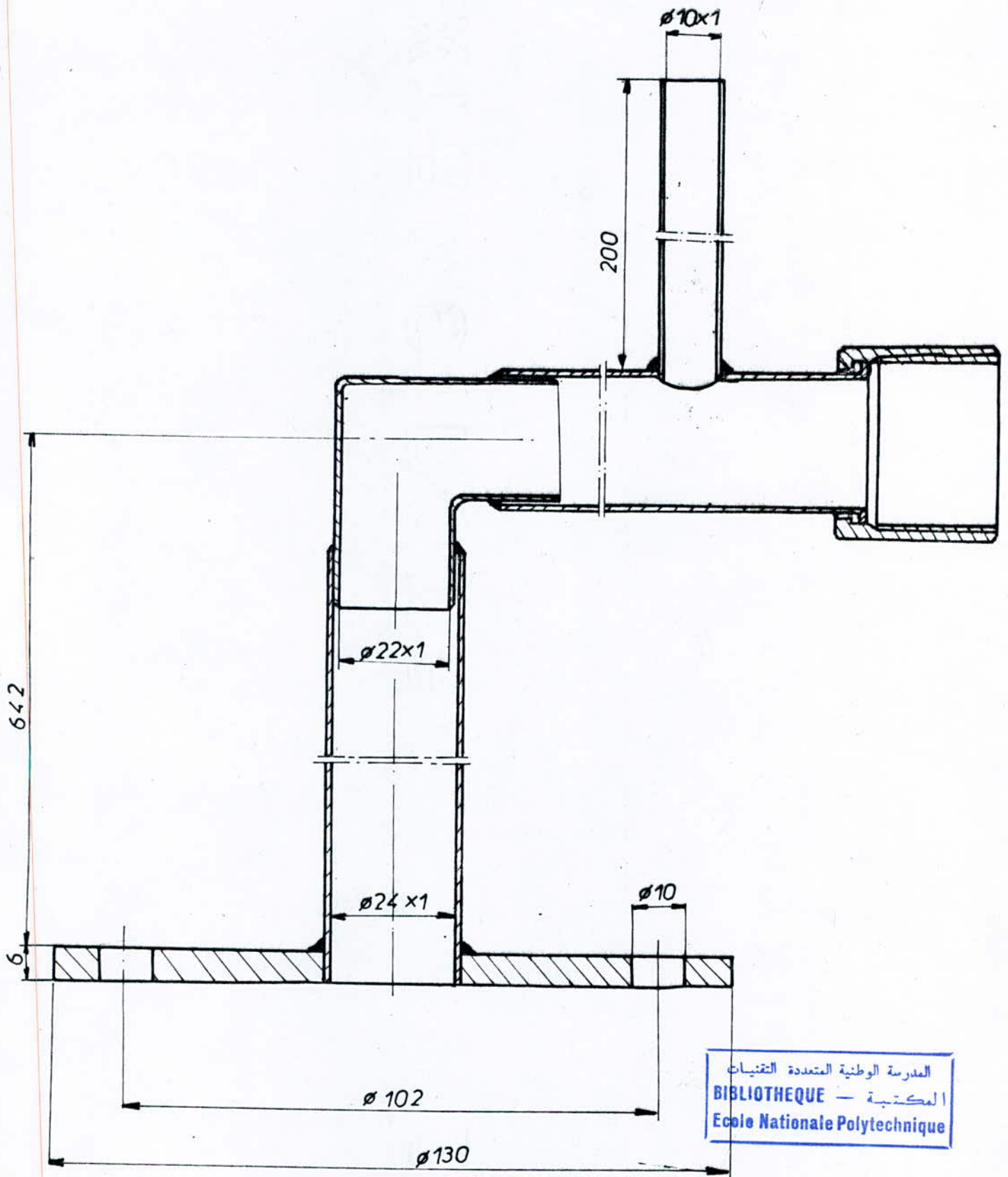
المدسة الوطنية المتعددة التقنيات  
المكتبة — BIBLIOTHEQUE  
Ecole Nationale Polytechnique

ECHELL 1:1	N 1.13	<b>E-N-P</b>
	JUIN 88	SUPPORT DU GARNISSAGE
REZZAG-M		



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
 BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
 Ecole Nationale Polytechnique

EHELL	N.124	E N P
- ⊞ - ⊕	JUIN 88	
REZZAG-M		CONDUITE DU CONDENSAT



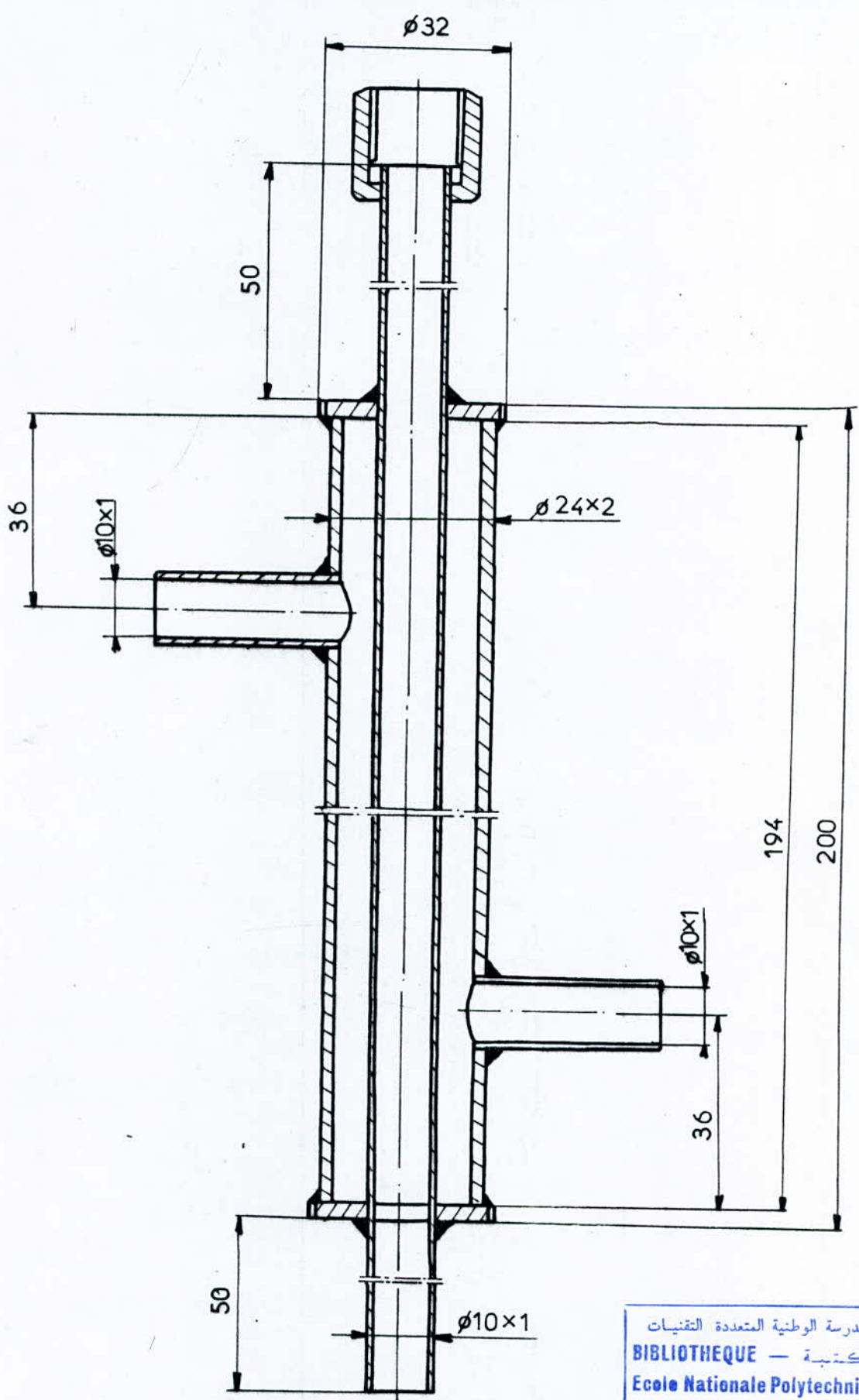
المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
 BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
 Ecole Nationale Polytechnique

ECHELL 1:1	N1.14	E-N-P
	JUN 88	CONDUITE DE VAPEUR
REZZAG - M		



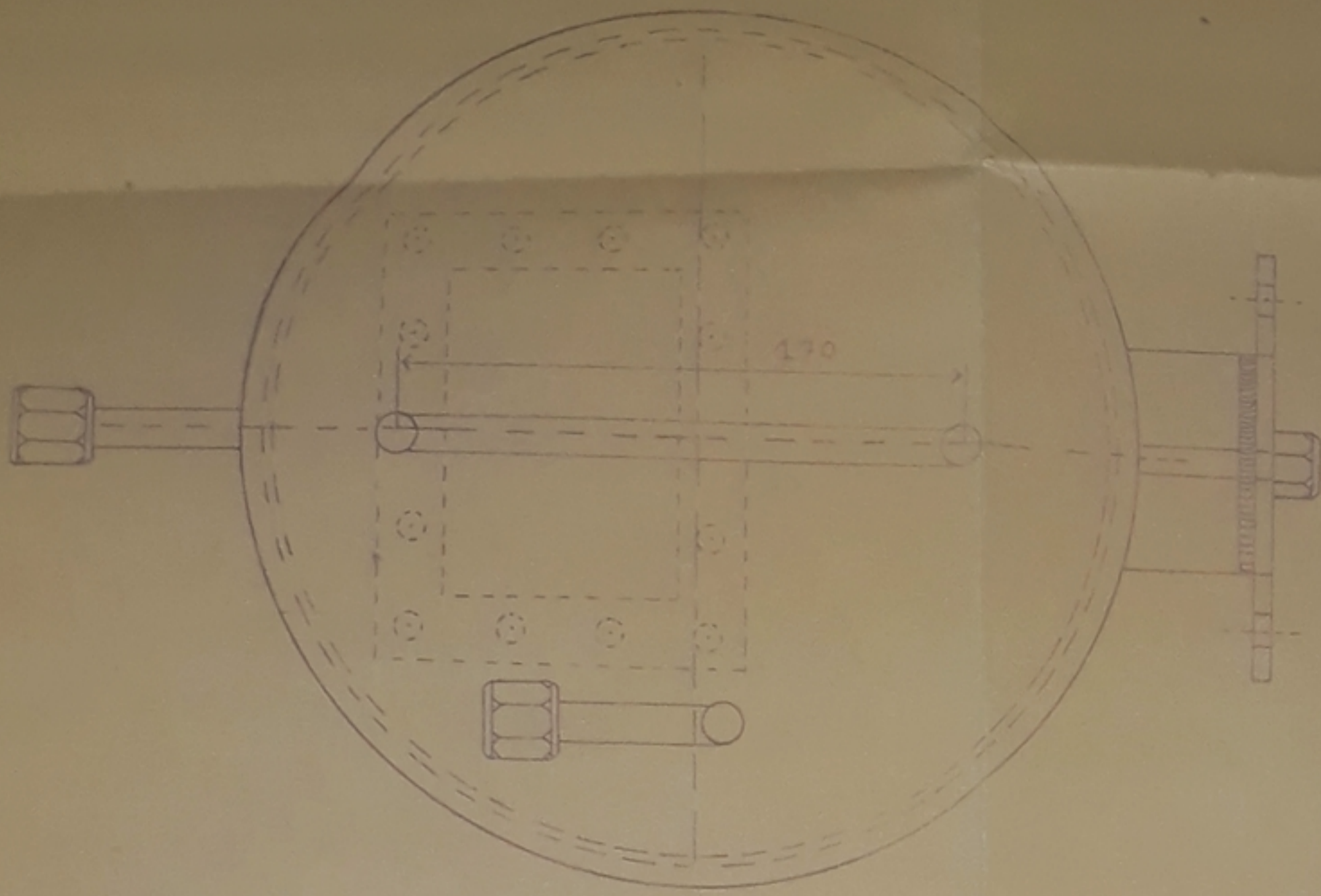
REMARQUE : FAIBRIQUE; 2

1. DE LANGUER; 150  
1 " " " : 200

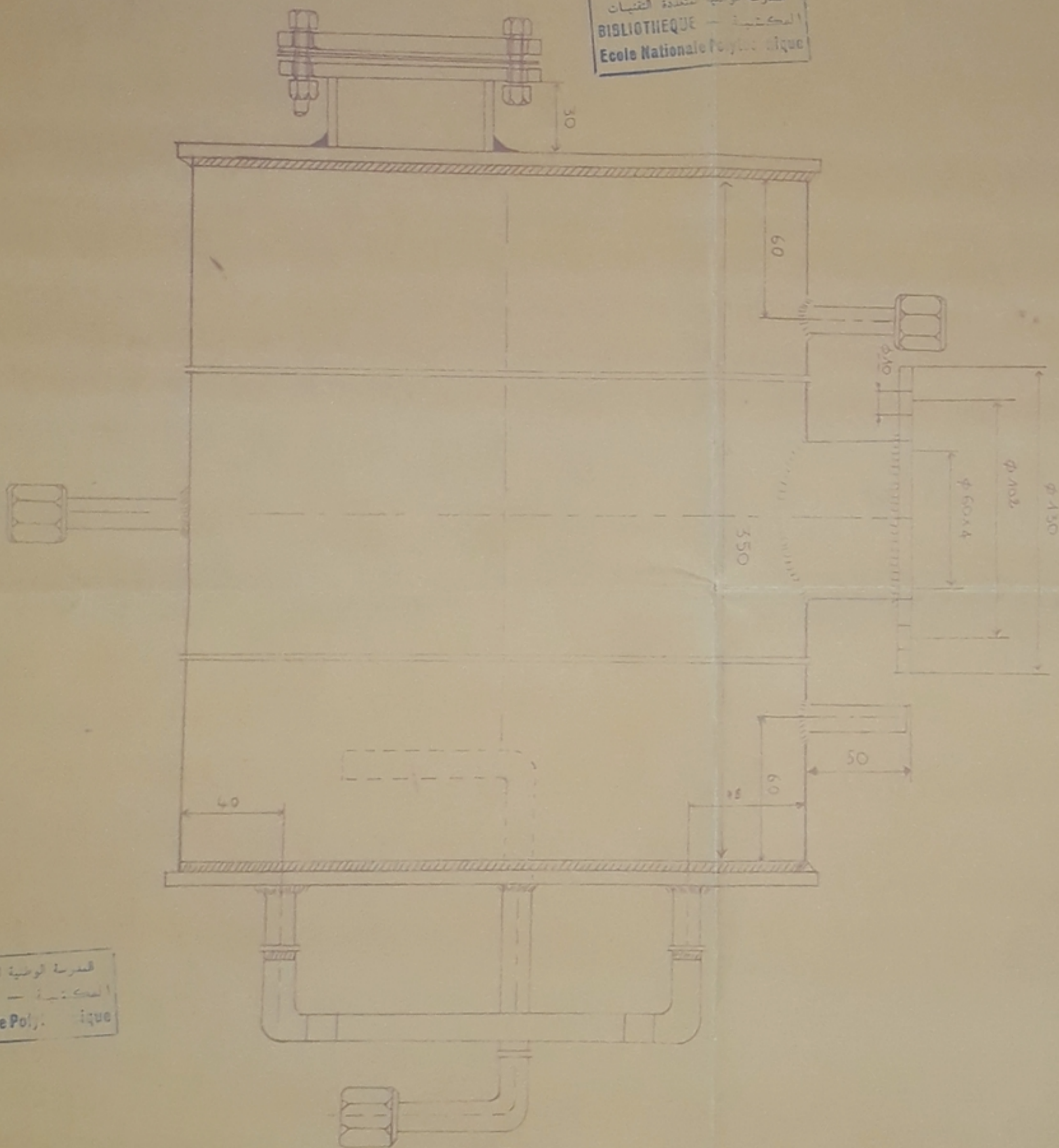


المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
 BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
 Ecole Nationale Polytechnique

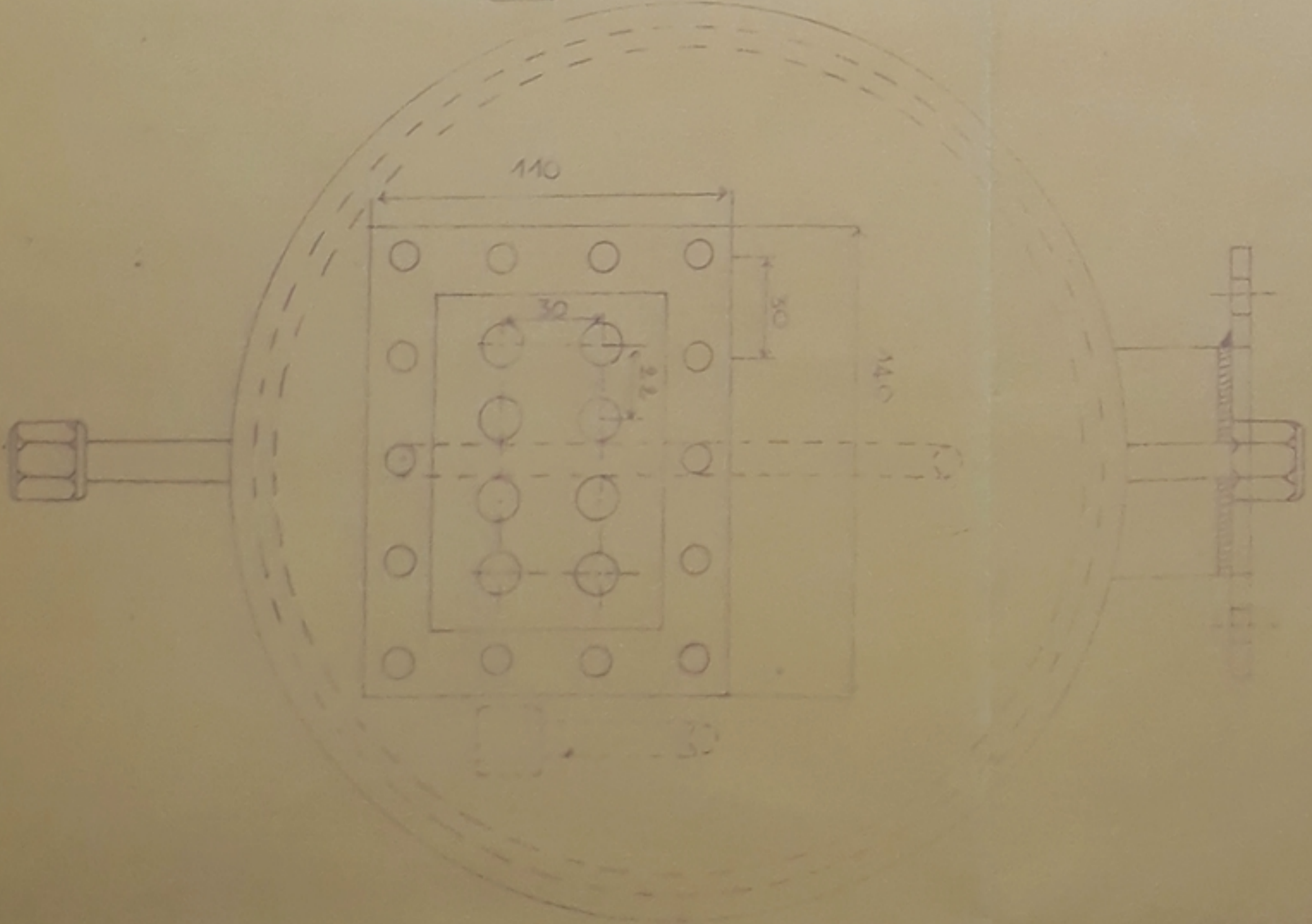
ECHELL 1:1	N1.11	E-N-P
	JUIN 88	CONDENSEUR
REZZAG - M		



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
 BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
 Ecole Nationale Polytechnique



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
 BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
 Ecole Nationale Polytechnique



PC03188  
 Annexe - A

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
 BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
 Ecole Nationale Polytechnique

REZAC - M	N102	E-N-P
		BOULEUR



