

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

11/89

وزارة التعليم العالي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR

HEX

المدرسة الوطنية للتقنية
BIBLIOTHEQUE - المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE-CHIMIQUE

Projet de Fin d'Etudes

S U J E T

REALISATION D'UNE INSTALLATION
DE RECTIFICATION A L'ECHELLE LABORATOIRE

Proposé par :

M. A. CIESLAK

Etudié par :

M. K. HAMIDOUCHE

Dirigé par :

M. A. CIESLAK

Promotion Juin 1989

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

«O»

وزارة التعليم العالي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR

الدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE-CHIMIQUE

Projet de Fin d'Etudes

S U J E T

REALISATION D'UNE INSTALLATION
DE RECTIFICATION A L'ECHELLE LABORATOIRE

Proposé par :
M. A. CIESLAK

Etudié par :
M. K. HAMIDOUCHE

Dirigé par :
M. A. CIESLAK

Promotion Juin 1989

M e n b r e s du J u r y.

Président : Mme F. MOHELLEBI, chargé de cours à l'E.N.P

Examineurs : Mr M. BOURKIZA, Maître Assistant à l'E.N.P

Mr A. CIESIAK, Maître Assistant à l'E.N.P

Mme T. DJELLAS, Chargé de cours à l'E.N.P

-oOo- R E M E R C I E M E N T S -oOo-

Je tiens à exprimer mes vifs remerciements à Monsieur A. CIESLAK, Maître Assistant à l'E.N.P qui m'a dirigé et suivi au cours de l'élaboration de ce travail.

Comme je tiens à remercier F. MOHELLEBI pour avoir accepté de présider le jury.

Mes remerciements vont également à Monsieur BOURKIZA et T. DJELLAS , pour l'honneur qu'ils me font en siégeant mon jury.

Je tiens à remercier tous les Agent du département du Génie-Mécanique, ainsi que le plombier de l'école pour leur aide.

Que tous ceux et celles qui ont contribué à ma formation trouvent ici l'expression de ma profonde gratitude.

K. HAMIDOUCHE

S O M M A I R E.

A. INTRODUCTION GENERALE.

B. PARTIE THEORIQUE.

CHAPITRE I. . Généralités sur les colonnes à garnisse

I. 1. Introduction.

I. 2. Types de garnissage.

I. 2. 1. Garnissage en vrac

I. 2. 2. Garnissages systématiques

I. 3. Choix du garnissage

I. 4. Utilisation des colonnes garnies
Aventagess et inconveniants.

CHAPITRE II. Hydrodynamique des colonnes garnies en milieu biphasique.

II. 1 Perte de charge

II. 2 Engorgement

II. 3 Notions liées à l'écoulement du liquide

II.3.1. Taux du mouillage

II.3.2. Surface mouillée

II.3.3. Surfaces effective ou effectivement
utilisée.

II.3.4. Rétention.

CHAPITRE III. Transfert de masse.

- III. 1. Caractéristiques du transfert
- III. 1.1. Coefficients partiels de transfert
- III. 1.2. Coefficients globaux de transfert
- III. 1.3 Relation entre les coefficients partiels et globaux.
- III.2. Théories de transfert
- III.2. 1. Double film
- III.2. 2. Pénétration

- III.2.4. Mouvement d'ensemble
- III.3 Détermination des coefficients de transfert
- III.4 Unités de transfert
- III.5 Hauteur équivalente à un plateau théorique
- III.5.1 Estimation des H.E.P.T.
- III.5.2. Relation entre H.E.P.T et N_{EOG} .

CHAPITRE IV. Principes de la rectification.

- IV. 1. Rectification continue
- IV. 1. 1. Equation des bilans matières et thermiques globaux
- IV.1.2 Equations des droites opératoires
- IV.1.3 Taux de reflux
- IV.1.4 Etat thermique de l'alimentation
- IV.2 Rectification discontinue
- IV.2.1. Evolution des compositions.

G. PARTIE EXPERIMENTALE.

- I. Conception et réalisation des différentes parties de l'installation de réctification - choix du matériau.
- I. 1. Choix du matériaux :
- I. 2. Différentes parties de l'installation
- I. 3. Durée de la réalisation et problèmes rencontrés.
- II. Montage et mise en place de l'installation
- III Tests de l'installation
 - III. 1. Vérification de l'étanchéité.
 - III. 2. Vérification du système d'écoulement du régulateur du reflux.
 - III.3 Vérification du système d'alimentation
 - III.4 Vérification du fonctionnement de la pompe plongeurs.
- IV. Destinations de l'installation :
 - IV. 1. Réctification continue
 - IV. 2. Réctification discontinue
 - IV.2.1. Mode opératoire à reflux constant
 - IV.2.2. Mode opératoire à composition du distillat constante.

B. Partie

Théorique

A. INTRODUCTION.

La distillation est l'une des opérations fondamentales du Génie Chimique. On peut la définir comme étant un procédé de séparation basé sur la différence de composition entre un liquide et sa vapeur en équilibre.

Dans le langage de l'Ingénieur du Génie-Chimique les deux notions distillation et rectification sont employé souvent avec la même signification. Cependant, il convient d'utiliser le mot rectification lorsqu'il intervient des phénomènes de transfert de matière, dans une colonne de fractionnement, entre une phase vapeur ascendante et une phase liquide descendante.

On appelle distillation simple l'opération consistant à condenser directement les vapeurs issues d'un bouilleur.

Notre travail consiste à réaliser un appareil de rectification à l'échelle laboratoire, capable de séparer divers mélanges de produits donnés, les dimensions étant connus.

En effet nos besoins nous imposent à réaliser une colonne à garnissage à double emploi (rectification continue et discontinue).

L'appareil est destiné à effectuer deux aspects d'étude :

- Premier aspect : Qui est l'aspect technologique qui consiste à étudier le rendement de l'appareil en fonction des paramètres suivant :
 - Mode d'alimentation.
 - Taux de reflux.
- Second aspect : Qui consiste l'étude de transfert de matière et la détermination des coefficients de transfert en fonction des paramètres suivants
 - Débit des phases,
 - Composition.
 - Type de garnissage.

CHAPITRE. I. Généralités sur les Colonnes à Garnissage.

I. 1. Introduction :

Les colonnes à garnissages sont des systèmes de contact très anciens (1). Ils furent d'abord constitués par des tubes remplis de billes de verre et utilisés en Laboratoire, puis leurs dimensions augmentèrent et aujourd'hui les colonnes garnies industrielles ont jusqu'à 8 m de diamètre et sont remplies de produits les plus divers. Ces produits qu'on empli dans la colonne sont dits garnissages et ont pour but d'augmenter la surface de contact entre le gaz qui monte et le liquide descendant et ce afin d'avoir un meilleur échange de constituants.

I. 2. Types de garnissages :

Le nombre de types de garnissages inventés depuis une cinquantaine d'année est impressionnant du point de vue géométrie et matériau de fabrication (2) :

I. 2. 1. Garnissage en Vrac :

I. 2. . . . Anneaux Raschig (Fig.1.a) :

Ce sont des manchons cylindriques de hauteur égale au diamètre extérieur. Le choix du matériau est extrêmement vaste Céramique, graphite, métaux et alliages, plastiques et verres. Les dimensions nominales vont de 6,4 à 102 mm (Annexe I, tableau

I. 2. 1. 2. Anneaux Pall (Fig. 1-b)

Ce sont des anneaux ménagés de fentes transversales dans les parois en repoussant la matière à l'intérieur. Ces anneaux permettent de réduire le volume du garnissage à mettre en oeuvre de 30 à 40% (2).

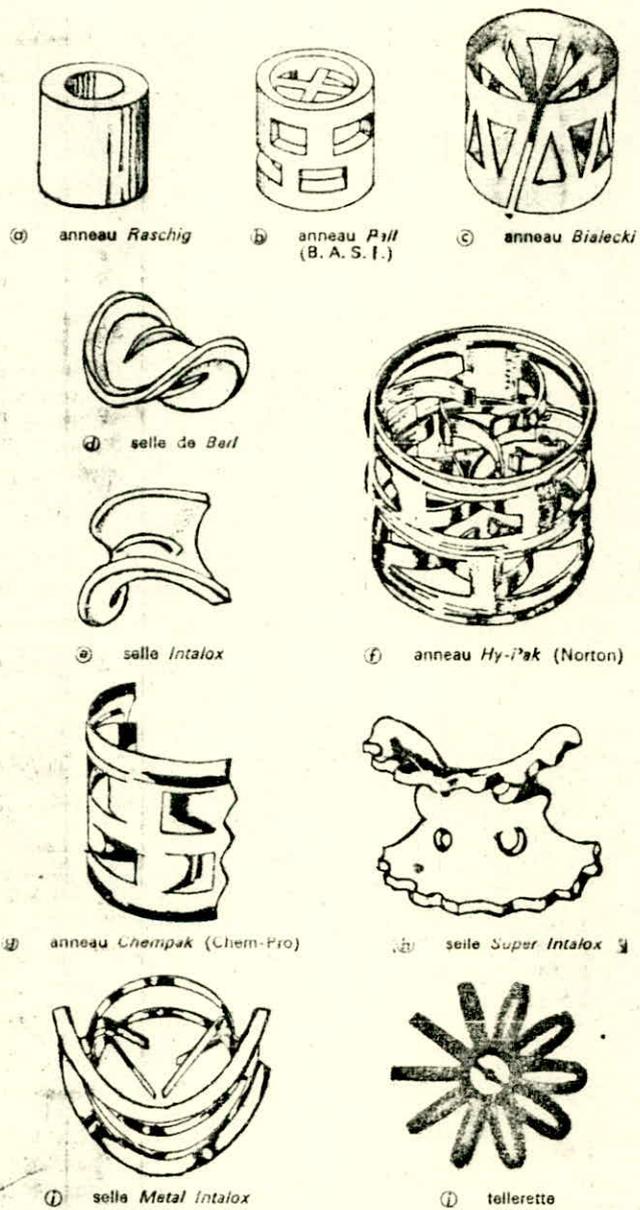


FIGURE 1.1 : GARNISSAGES EN VRAC

Ces anneaux de plus en plus répandus existent en céramique, métaux et plastique. Les dimensions nominales vont de 15,9 à 76 mm (anneaux I, tableau I.2).

I. 2. 1. 3. Selles de Berl (Fig.1-d)

Ces corps ont une forme dérivée du parabololoïde avec renforcement des arrêtes et adjonction de nervures. Le volume à mettre en oeuvre pour une opération donnée est sensiblement de 20% inférieur à ce qu'il serait avec des anneaux Raschig. Les dimensions nominales vont de 6,4 à 76 mm (annexe I, tableau I.3).

I.2.1.4. Selles Intalox (Fig.1-e) :

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.

En première approximation le volume à mettre en oeuvre pour une opération déterminée est le même qu'avec des selles de Berl (annex I, tableau I.3.)

I.2.1.5. Garnissages récents :

On peut admettre que l'anneau Pall est le prototype des garnissages récents (2). Sur les anneaux récents en métal ou en plastique la moitié au moins de la surface latérale est évidée (hy-Park de Norton (fig.1-f)). De son côté Leva propose le champak hémicylindrique de Chem-Pro-Corporation (fig.1-g) qui peut être considérée comme la moitié d'anneau Pall.

Les selles suivent actuellement la même évolution. Les super Intalox de Norton (fig.1.h) en céramique ou en plastique sont désormais ajourées et le métal Intalox (fig.1.j) est un hybride entre une selle et un anneau Pall.

Le trait d'union entre les garnissages récents semble donc la recherche des corps qui présentent :

Une fraction de vide superficiel aussi élevée que possible en conservant cependant une surface volumique égale à celle des corps classiques dont ils dérivent.

Une structure favorisant la formation de gouttes (dont la surface participe également au transfert de masse).

1. 2. 2. Garnissages systématiques.

1. 2. 2. 1. Anneaux Ordonnés :

Les empilages d'anneaux ordonnés sont souvent utilisés comme premières couches interposées entre une grille formée de poutres et le garnissage en vrac (fig.2). Cette disposition est particulièrement recommandée pour les colonnes de grand diamètre ($\leq 2m$) lorsque la charge de garnissage est importante ou lorsque les problèmes de corrosion requièrent une grille briquetée (2).

Les empilages entièrement constitués d'anneaux ordonnés sont rares en distillation, ils sont par contre utilisés dans les installations de lavage de gaz sales.

L'anneau Lessing (fig.3.a) est un anneau Raschig possédant un cloison interne droite. L'anneau à croix de partition (fig.3.b) possède deux cloisons internes perpendiculaires.

Les anneaux à spirales internes sont des anneaux à cloison de partition helicoidale (fig.3.c); en outre, traditionnellement les parois externes sont cannelées.

1. 2. 2. 2. Matelas :

Ils sont obtenus par juxtaposition de bandes de tissus métalliques ou plastiques gaufrés.

Les ondes de gaufrage forment des canaux inclinés à 45° parfois simples, plus souvent en chevrons. Les éléments de 0,1 à 0,15m de hauteur sont cylindriques, d'une seule pièce pour un diamètre inférieur ou égal à 0,3m en plusieurs pièces pour des diamètres supérieurs.

De tels garnissages permettent d'obtenir des hauteurs équivalentes à un plateau théorique de l'ordre de 0,12 à 0,20m soit environ trois fois moindre qu'avec les garnissages conventionnels.

1. 2. 2. 3. Claies (Grids) :

Ce sont des éléments en feuilles de métaux ou en toiles métalliques gaufrées qui produisent sensiblement les mêmes caractéristiques que les matelas devisiculeurs mais en étant autoporteurs.

1. 2. 3. Choix du Garnissage :

Ce choix dépend de six facteurs principaux. Enumérés par ordre d'importance, ce sont (1) :

- Prix du matériau : les blocs cassés, les sphères d'argiles, le coke sont des matériaux économiques, mais de rendement faible

- Résistance chimique aux fluides, donc résistante à la corrosion qui restreint le cercle du matériau. On utilise des éléments en verre, en acier, en inox, en graphite, en céramique ;

- Surface par rapport au volume (m^2/m^3). Les échanges seront d'autant plus importants que la surface spécifique est plus grande mais la perte de charge augmente ;

- Pourcentage de vauité : avec le coefficient le plus élevé de vauité, la perte de charge est faible ;

- Poids des éléments qui intervient sur les fondation, les grilles, supports ;

- Dimensions : 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.

I. 3. Utilisation des colonnes garnies. Avantages et Inconvénients

Les colonnes à garnissage sont souvent employées dans l'industrie concurremment avec les colonnes à plateaux, pour séparer les constituants d'un mélange par absorption ou par distillation également d'ailleurs par extraction liquide-liquide) (3).

Les avantages principaux sont les suivants (3).

- Prix moins élevé par unité de volume, surtout dans le cas où l'on traite des mélange corrosifs ;

- Faible perte de charge, ce qui est particulièrement intéressant lorsqu'on distille sous vide des constituants par stables thermiquement ;

- Retention peu importante.

En regards de ces avantages, les principaux inconvénients sont les suivants :

- Faible flexibilité : l'efficacité d'une colonne à garnissage diminue rapidement quand on s'éloigne des conditions optimales de fonctionnement ;

- Faible efficacité des colonnes de grande diamètre à cause de la difficulté d'assurer un écoulement uniforme des fluides dans le garnissage. Aussi, au-dessus d'une certaine capacité, la hauteur de garnissage nécessaire devient telle qu'une colonne à plateaux est plus économique.

CHAPITRE II. Hydrodynamique des colonnes garnies
en milieu biphasique

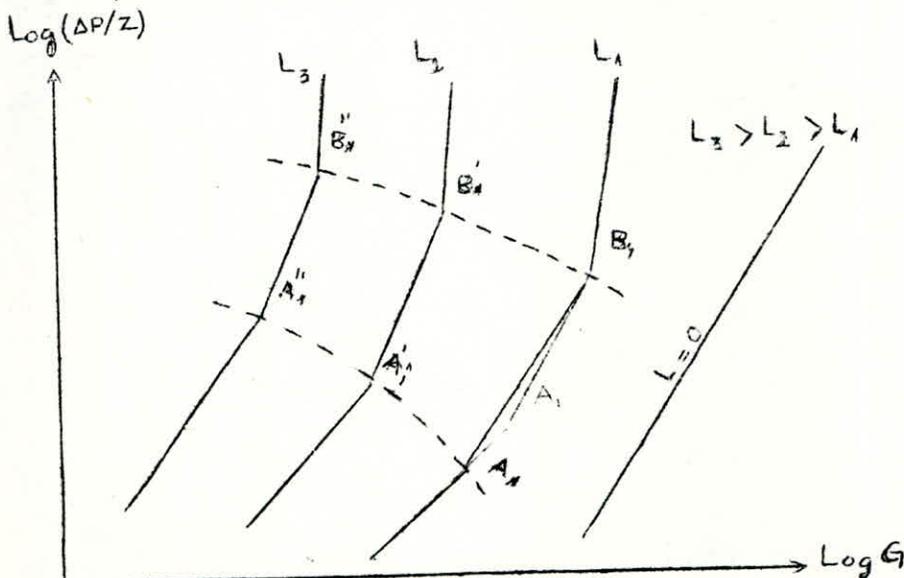
II. 1. Perte de pression :

Pour un débit de liquide donné, la perte de charge augmente avec le débit de gaz. Cette perte de charge est d'autant plus importante pour un garnissage sec. En augmentant un peu plus la vitesse de gaz on arrive au point A (fig.2.1.) appelé "point de charge". Quand on continue à augmenter la vitesse du gaz g , la perte de charge augmente plus rapidement jusqu'à un deuxième point de discontinuité B (fig.2.1) appelé "point d'engorgement".

Pour des valeurs de G encore plus élevées, tout le liquide ne peut plus s'écouler à travers le garnissage, une partie s'écoulant 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.

fig.2.1. Perte de pression linéique dans un garnissage en fonction de la vitesse massique du gaz.



La variation de la perte de charge en dessus du point de charge à travers des lits d'anneaux Raschig ou Pall ou de selles de Berl peut être calculée à l'aide de la formule empirique suivante, proposée par Leva (3) :

$$\frac{\Delta P}{Z} = \alpha \cdot 10^{\beta L / \rho_L} \cdot \frac{G^2}{\rho_G} \quad (2.1.)$$

avec α et β constantes différentes pour chaque garnissage (annexe

II. 2. Engorgement :

L'engorgement est un phénomène qui se manifeste par l'obstruction du passage à la phase liquide par la phase vapeur parcequ'elle a enregistré une importante perte de charge, laquelle lui permet d'accélérer la rétention du liquide dans la colonne.

De nombreuses correlations mi-théorique, mi-empiriques ont été proposées ; en pratique, elles dérivent toutes de celles proposées par Sherwood et Coll (2). La vitesse massique du gaz à l'engorgement est déterminée à l'aide d'une corrélation graphique entre les nombres x et y fi.(2.2.) définis par (2) :

$$x = (L/G) \sqrt{\rho_G / \rho_L} \quad (2.2.)$$

$$Y = G_e^2 F \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.2} / (g \rho_G \rho_L) \quad (2.3)$$

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 (2) a repris une étude de Bain et Hougen pour proposer l'approximation :

$$Y = \exp(-4,0 x^{0,25}) \quad (2.4)$$

valable dans l'intervalle $0,02 \leq x \leq 4$, pour des calculs plus précis et tant que $x \leq 10$, on suggère :

$$Y = 0,684 \exp(-3,61 x^{0,286}) \quad (2.5)$$

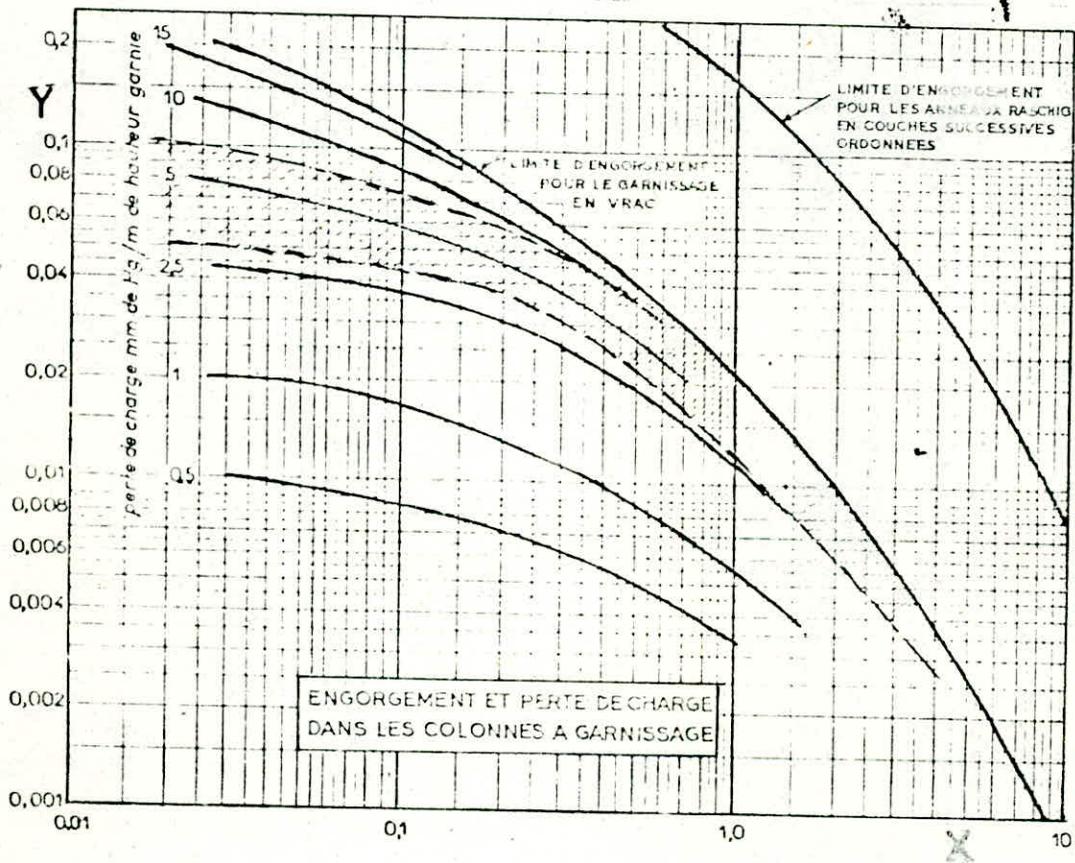


FIGURE 2.2: CORRELLATION GRAPHIQUE DE LA PERTE DE CHARGE

II. 3. Notions liées à l'écoulement du liquide

II. 3. 1. Taux du mouillage :

Le débit volume de liquide AL/L doit être suffisant pour assurer un film qui ruiselle sur le maximum de surface de garnissage ; si le débit de liquide est insuffisant, une partie de la surface disponible ne sera pas utilisée, soit parqu'elle reste sèche, soit encore parceque le film se renouvelle d'une façon très faible.

Morris et Jackson (2) appellent taux de mouillage le quotient du débit de volume de liquide par le périmètre maximal mouillable dans la section droite (A.a) et prescrivent :

$$L/a_L \gg 0,000025 \text{ m}^2/\text{s} \quad (2.6)$$

Pour une approche un peu différente, Mersmann (2) arrive à :

$$((a.d/(6\xi)) \text{Re}_L \text{Ga}_L^{-2/3} \gg 0,0002 \quad (2.7)$$

où Re_L est le nombre de Reynolds de la phase liquide ; $\text{Re}_L = dL/\mu_L$ et Ga_L est le nombre de Galilée de la phase liquide ; $\text{Ga}_L = \frac{g d^3 \rho_L}{\mu_L^2}$ (2.9).

Ces réquisitions établies pour des anneaux Raschid en acier ou en céramique ne semblent pas avoir été actualisées pour les garnissages récents en plastiques ; en l'absence d'autres informations il est prudent de reconduire le minimum de Morris et Jackson ($0,000025 \text{ m}^2/\text{s}$).

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

II. 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 0,000 025 et 0,0002 m²/s, la surface volumique géométrique (a) (fig.2.3). Avant la zone de charge, la surface mouillée est :

- Sensiblement indépendante de la vitesse massique du gaz,
- Une fraction croissant du débit massique de liquide.

Onda et Coll (4) proposent :

$$a_w/a = 1 - \exp(-1,45 (\delta_c/\delta)^{0,75} (a;d)^{-0,35} Ga_L^{0,0,0} We_L^{0,2}), \quad (2.10)$$

Gal est le nombre de Gallilée (2.10) et WeL le nombre de Weber.

Matériau	N.m ⁻¹
Acier.....	10,075
Verre.....	0,073
Céramique.....	10,061
Carbone.....	0,056
Polychlorure de vinyle	0,040
Paraffine.....	0,020

Le quotient δ_c/δ permet d'appliquer la formule (2.10) à la fois aux surfaces mouillables et à celles qui ne le sont pas ; cette distinction est cependant assez arbitraire ; érodée ou corrodée, une surface initialement hydrofuge peut devenir mouillable.

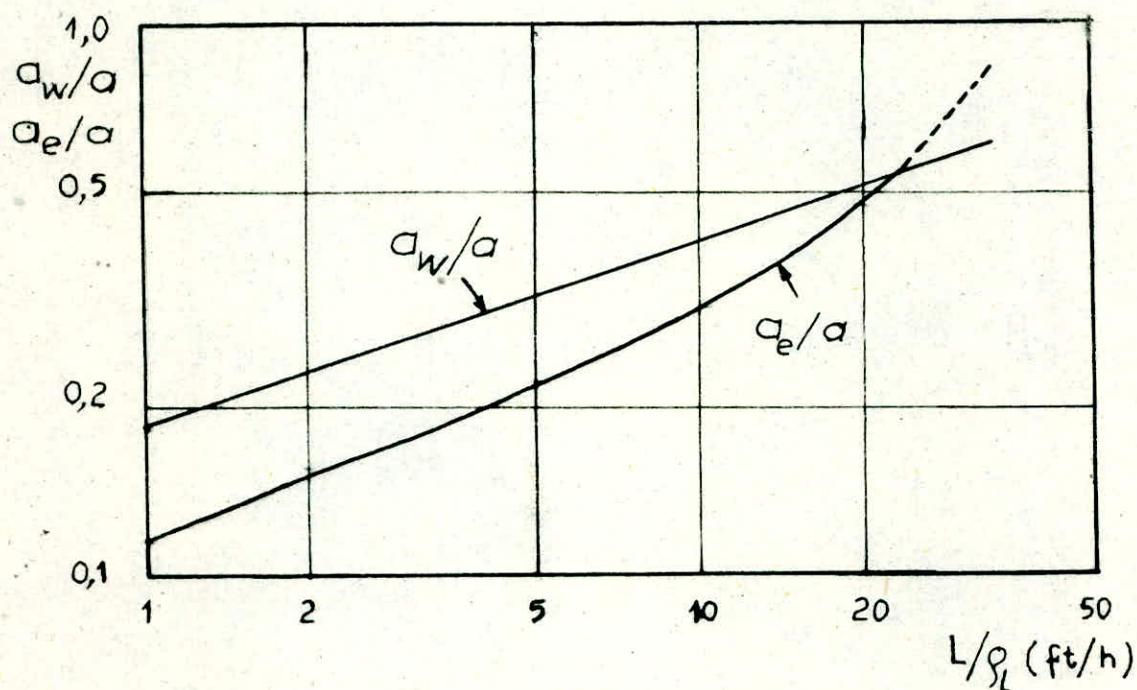


Figure (2.3)

Aire mouillée et aire effective en fonction de la vitesse superficielle du liquide.

II. 3. 3. Surfaces effective ou effectivement utilisée :

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 de ($L/\rho_L \approx 1 \text{ m/s}$), 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.2.3).

II. 3. 4. Rétention :

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

- La rétention capillaire 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.2.4) :

$$Eö = \rho_L \cdot g \cdot d^2 / \gamma \quad (2.13)$$

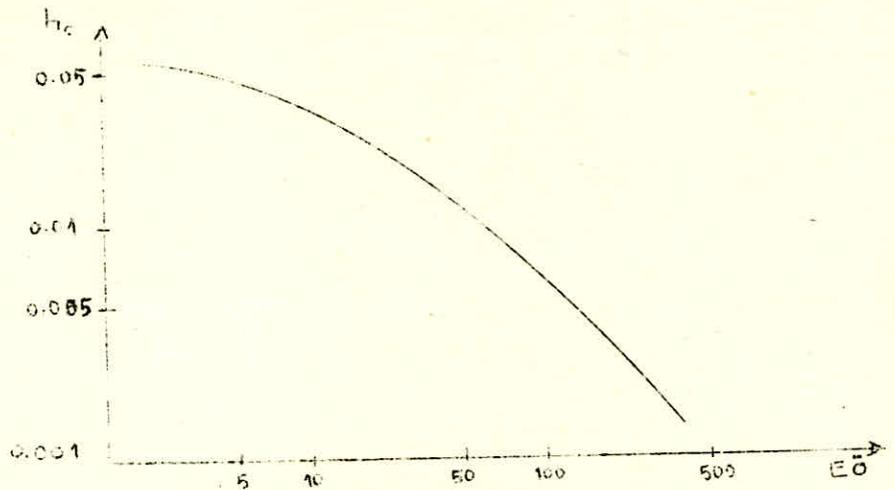


fig. 2.4 - Rétention capillaire en fonction du nombre d'Eötvös.

- La rétention opératoire correspond au liquide qui l'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.

Shuman et Coll (2) ont observé qu'au-dessus de la zone de charge la rétention opératoire est indépendante du débit gazeux ; Otake et Okada (4) proposent :

$$h_o = 1,2295 a.d Re_L^{0,676} Ga_L^{-0,44} \quad (2.14)$$

avec Re_L et Ga_L donnés par les formules (2.9) et (2.10).

CHAPITRE III. Transfert de masse.

Dans une colonne à plateaux, le transfert de matière est assuré par le barbotage de la vapeur au sein du liquide de chaque plateau pour former une véritable émulsion. Dans les colonnes garnies, le transfert s'effectue à la surface du liquide qui n'occulte pas de bulles gazeuses. L'efficacité d'un tel dispositif est donc liée directement à la surface offerte par le film liquide.

III. 1. Caractérisation du transfert.

III. 1. 1. Coefficients de transfert partiels :

Pour caractériser le transfert dans une phase, on définit un coefficient de transfert partiel rapportant le flux interfacial à une différence de concentration caractéristique (5) :

$$N_a = k_y (Y_{AG} - Y_{AI}) = k_x (x_{AI} - x_{AL}) \quad (3.1.)$$

où les différences $(Y_{AG} - Y_{AI})$ et $(x_{AI} - x_{AL})$ jouent le rôle de différence de potentiel pour le transfert respectivement pour la phase gazeuse et la phase liquide.

D'où on peut écrire :

$$\frac{Y_{AG} - Y_{AI}}{x_{AL} - x_{AI}} = - \frac{k_x}{k_y} \quad (3.2)$$

$Y = f(x)$ est une droite de pente $(-k_x/k_y)$. Si les coefficients partiels k_x et k_y sont connus, il sera possible de déterminer la concentration à l'interface et par conséquent le flux N_a peut-être déterminé soit :

- Graphiquement en traçant la ligne PM (fig.3.1.),
- Analytiquement en résolvant algébriquement l'éq (3.2) avec une expression algébrique de la courbe d'équilibre.

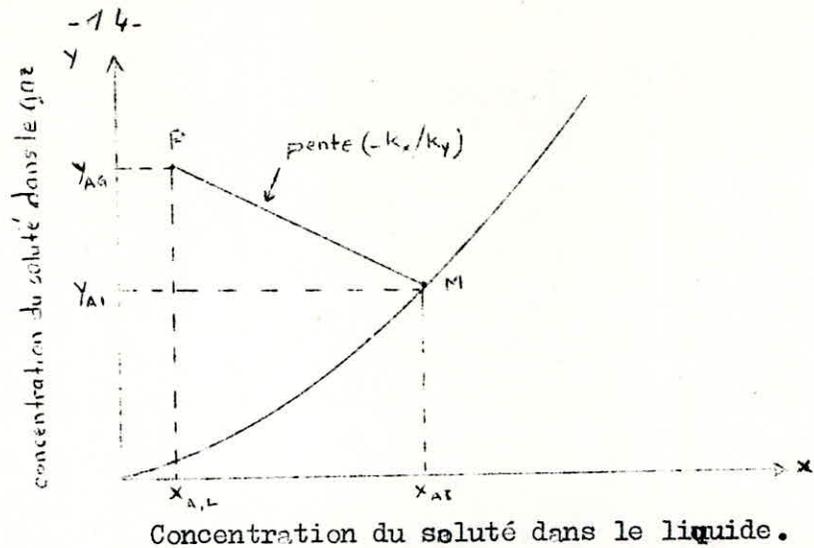


fig. (3.1.) Courbe d'équilibre d'un système gaz-liquide.

III. 1. 2. Coefficients de transfert globaux :

Lorsque le transfert d'un soluté A entre deux phases s'effectue en régime stationnaire, il est possible de définir une résistance globale pour l'ensemble des deux phases, liée à un potentiel de transfert défini à partir des concentrations moyennes du soluté dans chaque phase ou concentration opératoires.

En régime stationnaire, le flux de A se conserve d'une phase à l'autre et on a donc :

$$N_A = K_y (Y_{A1G} - Y_{A1}^*) = K_x (x_{A1}^* - x_{A1L}) \quad (3.3)$$

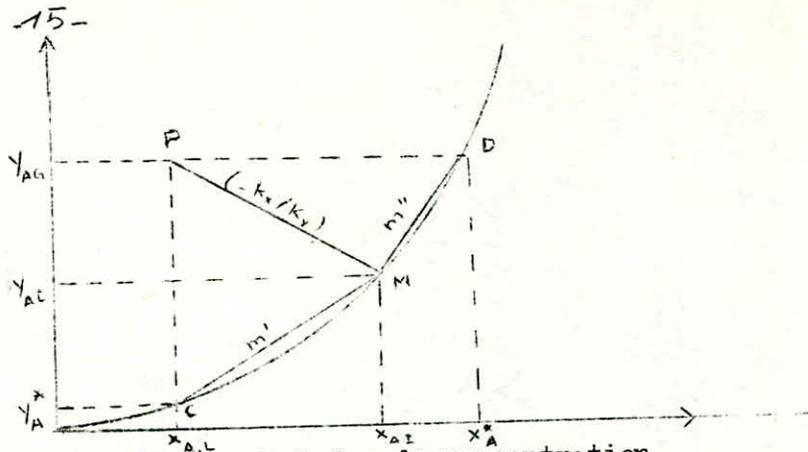


fig.(3.2) Différences Globales de concentration.

III. 1. 3. Relation entre les coefficients globaux et partiels.

D'après la fig(3.2) on a :

$$Y_{AG} - Y_{AG}^* = (Y_{AG} - Y_{AI}) + (Y_{AI} - Y_A^*) \equiv$$

$$(Y_{AG} - Y_{AI}) + m' (X_{AI} - X_{AL}) \quad (3.4)$$

$$N_A/k_y = N_A/\rho_y + m' N_A/\rho_x \quad (3.5) \quad \text{Doit } 1/k_y = 1/\rho_y + m'/\rho_x$$

Où m' est la pente de la corde CM. En substituant les expressions de différences de concentration données par les équations (3-1) et (3-4) on obtient :

$$\frac{N_A}{k_y} = K_x (X_A - X_{AL}) \quad (3.7)$$

et de la même façon on obtient :

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m'' k_y} + \frac{1}{k_x} \quad (3.8)$$

où m'' est la pente de la corde MD dans la figure (3.2).

Lorsque m' est très petit, le soluté A est très soluble dans le liquide et le terme m'/k_x de l'équation (3.6) tend vers zéro et on obtient :

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_x} \quad \text{ou } Y_{AG} - Y_A^* = Y_{AG} - Y_{AI} \quad (3.9)$$

Lorsque m'' est très grand, le soluté A est relativement insoluble dans le liquide, si les coefficients de transfert partiels k_y et k_x sont de même ordre de grandeur, on pourra alors avoir :

$$\frac{1}{K_A} = \frac{1}{k_x} \quad \text{ou} \quad X^* - X_{AL} = X_{Ai} - X_{AL} \quad (3.10)$$

III. 2. Théorie de transfert.

Le transport au voisinage d'une interface a fait l'objet de trois modèles remarquables : double film, pénétration, film-pénétration (2).

III. 2. 1. Double film :

La théorie du double film de Whitman (fig.3.3), suppose que la résistance au transfert est localisée dans deux films d'épaisseur S_G et S_L immobiles de part et d'autre de l'interface ; dans chacun de ces films le transport s'effectue par diffusion moléculaire

$$\begin{aligned} k_G &= D_G / (S_G RT) \\ k_L &= D_L / S_L \end{aligned} \quad (3.11)$$

avec D_G et D_L (m^2/s) sont les coefficients de diffusion dans le gaz et le liquide.

En pratique les épaisseurs des films ne peuvent être mesurées et l'intérêt du modèle réside dans l'hypothèse d'une proportionnalité entre les coefficients de transfert et de diffusion.

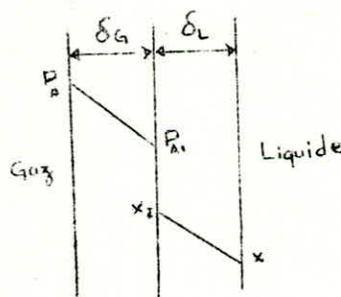


fig.3.3. Double film de Whitman.

III. 2. 2. Pénétration -

La théorie de pénétration proposée par Higbie (4) et revue par Danckwerts suppose un renouvellement des éléments fluides de petites dimensions présents à l'interface à un instant déterminé

par des éléments qui viennent au sein de chaque phase (sans qu'il y ait pour cela mouvement d'ensemble dans les phases en présence). Le paramètre de Danckwerts S étant une caractéristique de la fonction de distribution des temps de séjour des constituants à l'interface (S a la dimension de l'inverse d'un temps), les coefficients de transfert partiels k_G et k_L définis par :

$$\begin{aligned} k_G &= \sqrt{D_G S_G / RT} \\ k_L &= \sqrt{D_L S_L} \end{aligned} \quad (3.13)$$

3. 2. 4. Mouvement d'ensemble.

Le mouvement d'ensemble d'une phase est caractérisé par le nombre de Reynolds de son écoulement.

III. 3 Détermination des coefficients de transfert de matière

La résolution des équations de diffusion et d'équations d'écoulement conduisant à l'évaluation des profils de concentration et des coefficients de transfert n'est possible que dans un nombre limité de cas. Dans la plus part des situations rencontrées dans les appareils de séparation, on sera obligé d'avoir recours également à des relations empiriques ou semi-empiriques pour évaluer les coefficients de transfert, cette évaluation se fait par analogie entre les transferts massiques et les transferts thermiques par convection forcée

Phase liquide.

Pour le coefficient de transfert dans la phase liquide, ONDA et Coll (2) ont proposé la formule :

$$k_L \left[\frac{\rho_L}{\mu_L \cdot g} \right]^{1/3} = 0,021 (a.d)^{-0,49} Re_L Sc_L^{-0,50} \quad (3.14)$$

avec Re_L est le nombre de Reynolds ; $Re_L = d \cdot L / U_L$ (3.15)

et Sc_L est le nombre de Schmidt ; $Sc_L = U_L / P_L \cdot D_L$ (3.16)

par des éléments qui viennent au sein de chaque phase (sans qu'il y ait pour cela mouvement d'ensemble dans les phases en présence). Le paramètre de Danckwerts S étant une caractéristique de la fonction de distribution des temps de séjour des constituants à l'interface (S a la dimension de l'inverse d'un temps), les coefficients de transfert partiels k_G et k_L , définis par :

$$\begin{aligned} k_G &= \sqrt{D_G S_G / RT} \\ k_L &= \sqrt{D_L S_L} \end{aligned} \quad (3.13)$$

3.2.4. Mouvement d'ensemble.

Le mouvement d'ensemble d'une phase est caractérisé par le nombre de Reynolds de son écoulement.

III.3 Détermination des coefficients de transfert de matière

La résolution des équations de diffusion et d'équations d'écoulement conduisant à l'évaluation des profils de concentration et des coefficients de transfert n'est possible que dans un nombre limité de cas. Dans la plus part des situations rencontrées dans les appareils de séparation, on sera obligé d'avoir **recours** également à des relations empiriques ou semi-empiriques pour évaluer les coefficients de transfert, cette évaluation se fait par analogie entre les transferts massiques et les transferts thermiques par convection forcée

Phase liquide.

Pour le coefficient de transfert dans la phase liquide, ONDA et Coll (2) ont proposé la formule :

$$k_L \left[\frac{D_L}{\mu_L \cdot g} \right]^{1/3} = 0,021 (a.d)^{-0,49} Re_L Sc_L^{-0,50} \quad (3.14)$$

avec Re_L est le nombre de Reynolds ; $Re_L = d \cdot L / U_L$ (3.15)

et Sc_L est le nombre de Schmidt ; $Sc_L = U_L / P_L \cdot D_L$ (3.16)

Une nouvelle équipe dirigée par Onda a donné la formule :

$$\frac{k_L}{Re_L^{2/3} Sc_L^{0.50}} \cdot \frac{1}{(U_L \cdot g)^{1/3}} = 0,0051 (a.d)^{-0,27} (a_w/a)^{-2/3} \quad (3.17)$$

avec (a_w/a) donné par la formule (2.11)

Phase Gazeuse :

Pour le transfert en phase gazeuse avec des garnissages de dimension nominale supérieure à 0,0127 m les mêmes auteurs recommandent :

où $Sh_G = 5,23 (a.d)^{-1,7} Re_G^{0,7} Sc_G^{1/3} \quad (3.18)$

où $Sh_G = RT k_G d/D_G$ nombre de Sherwood (3.19)

$Re_G = d \cdot G/U_G$ nombre de Reynolds (3.20)

$Sc_G = U_G / (D_G^D)$ nombre de Schmidt (3.21)

III. 4. Unités de transfert

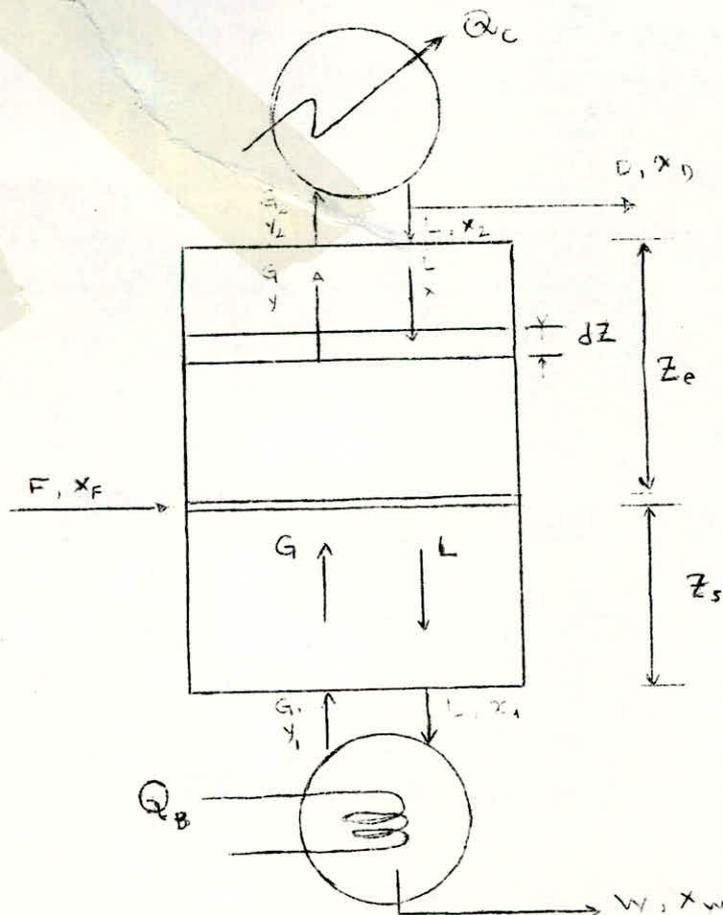


Fig. 4.4 : Fractionnement dans une colonne à garnissage

fig. 3.17. Transfert de matière à travers une colonne de garnissage

Soit un garnissage de hauteur Z et un élément de cette colonne d'épaisseur dZ , situé à la hauteur Z du bas de la colonne. La quantité de substance A qui s'évapore à travers la section différentielle est $G \cdot y$ ($\text{mol/m}^2 \cdot \text{s}$), et la vitesse de transfert de masse est $d(G \cdot y)$ ($\text{mol}/\text{m}^3 \cdot \text{s}$), aussi la vitesse de transfert est $d(Lx)$, l'aire interfaciale étant $a \cdot dZ$, le flux de transfert s'écrit dans ces conditions (5) :

$$N_A = \frac{d(G \cdot y)}{a \cdot dZ} = k_y (Y_i - Y) \quad (3.22)$$

$$N_A = \frac{d(Lx)}{a \cdot dZ} = k_x (X - X_i) \quad (3.23)$$

Par conséquent :

$$\int_{(Lx)_1}^{(Lx)_2} \frac{d(Lx)}{k_x a (x - x_i)} = \int_{(Gy)_1}^{(Gy)_2} \frac{d(Gy)}{k_y a (y_i - y)} \quad (3.24)$$

Dans le cas où les débits gazeux G et liquide L restent constants en n'importe quelle section de la colonne, les hauteurs d'unité de transfert sont alors définies pour la phase gazeuse et liquide par :

$$H_{LG} = \frac{G}{k_y \cdot a} \quad ; \quad H_{tL} = \frac{dx}{x - x_i} = \frac{L}{k_x \cdot a} \quad (3.25)$$

Les nombres d'unités de transfert pour la phase gazeuse N_{tG} et pour la phase liquide N_{tL} sont donnés par les intégrales suivantes :

$$N_{tG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y_i - y} \quad ; \quad N_{tL} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x_i} \quad (3.26)$$

Par conséquent la hauteur Z de la colonne sera :

$$Z = H_{tG} N_{tG} = H_{tL} N_{tL} \quad (3.27)$$

Souvent la courbe d'équilibre pour n'importe qu'elle section de la colonne fait varier la pente suffisamment et dans ces conditions on fait introduire les coefficients de transfert globaux ainsi que les hauteurs d'unités de transfert globaux (5) :

$$Z = H_{tOG} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y} = H_{tOG} N_{tOG} \quad (3.28)$$

$$Z = H_{tOL} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x^*} = H_{tOL} N_{tOL}$$

où $H_{tOG} = \frac{G}{K_y \cdot a} \quad (3.30)$

et $H_{tOL} = \frac{L}{K_x \cdot a} \quad (3.31)$

Ici $(Y^* - Y)$ et $(X - X^*)$ sont respectivement les différences de potentiel globales des phases gazeuses et liquide.

- Relation entre hauteurs d'unité globales et partiels :

On a les relations suivantes :

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad (3.32)$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m k_y} + \frac{1}{k_x} \quad (3.33)$$

En combinant les équations (3.32) et (3.33) avec les équations (3.30), (3.31) et (3.25) on obtient les relations suivantes :

$$H_{tOG} = H_{tG} + \frac{mG}{L} H_{tL} \quad (3.34)$$

$$H_{tOL} = H_{tL} + \frac{L}{mG} H_{tG} \quad (3.35)$$

où dans l'équation (3.6) et (3.8) on a $m' = m'' = m =$ pente de la corde de la courbe d'équilibre.

III. 5. Hauteur équivalente à un plateau théorique (H.E.P.T).

Pour une distillation il est rare de pouvoir bénéficier des hypothèses simplificatrices qui permettent d'utiliser commodément les notions d'unité de transfert : Les quantités transférées sont importantes et la courbe d'équilibre ne peut-être assimilée à une droite. Préférence est donc donnée à la notion de hauteur équivalente à un plateau théorique (H.E.P.T).

Connaissant la courbe d'équilibre du binaire (ou du binaire formé par les constituants clefs) ainsi que les conditions de fonctionnement d'une colonne garnie (résumé par les droites opératoires dans le cas de la méthode de McCabe et Thiele), il est possible de déterminer le nombre N de plateaux théorique. Si Z est la hauteur du garnissage qui s'est relevée nécessaire pour réaliser l'opération dans une installation, la hauteur équivalente à un plateau théorique est définie par :

$$\text{H.E.P.T} = Z/N \quad (3.36)$$

III. 5. 1. 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 citerons la formule obtenue par Delzenne (3) dans des distillations à reflux total avec des anneaux Raschig à 70% du point de charge :

$$(\text{H.E.P.T.})_1 = (\text{H.E.P.T.})_2 \left[1 + 0,7 \log \frac{D_1}{D_2} \right] \quad (3.37)$$

Pour la prévision des H.E.P.T en distillation un certain nombre de formules ont été proposées. Par exemple pour les anneaux Raschig on peut citer la formule de Hands et Whitt (2) :

$$\text{H.E.P.T} = 2100 - (\bar{v}_L \cdot d/L)^{0,5} \quad (3.38)$$

CHAPITRE IV. Principe de la Rectification.

Les installations de rectification se distinguent par le mode opératoire pour lesquelles elles sont prévues. Deux modes opératoires sont à envisager ; d'une part la rectification continue, d'autre part la rectification discontinue.

IV. 1. Réctification continue.

Dans le cas de la rectification continue, les débits les concentrations et les températures en un point quelconque de l'installation, sont indépendantes du temps. Ces colonnes produisent en tête un distillat et au fond un résidu dont la composition, le débit et la température sont constants.

IV. 1. 1. Equations des bilans matières et thermiques globaux.

La base des calculs à effectuer sont les bilans de matières et thermique qui, pour un régime stationnaire établi, peuvent être formulés comme suit :

Les quantités de masse (totale ou d'un constituant) et de chaleur entrantes et sortantes pour une partie ou l'ensemble du stade de rectification sont égales.

- Bilan de matière global :

$$F = W + D \quad (4.1)$$

- Bilan sur les constituants le plus volatil

$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + W \cdot x_W \quad (4.2)$$

- Bilan thermique global.

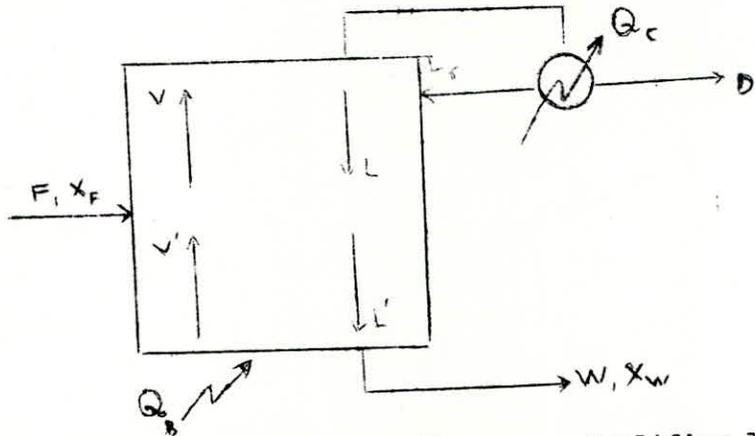
$$F \cdot h_F = D \cdot h_D + W \cdot h_W + Q_C - Q_B + Q_{\text{perte}} \quad (4.3)$$

La résolution des équations (4.1) et (4.2) nous donne les quantités D et W

$$D = F \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} \quad \text{et} \quad W = F \frac{x_D - x_F}{x_D - x_W} \quad (4.4)$$

IV. 1.2. Equations des droites opératoires :

La méthode de McCabe et Thiel se basant sur les hypothèses de Lewis permet d'écrire les équations des droites opératoires (G).



Dans un premier temps pour simplifier pour simplifier les calculs nous pouvons écrire les deux hypothèses complémentaires suivantes :

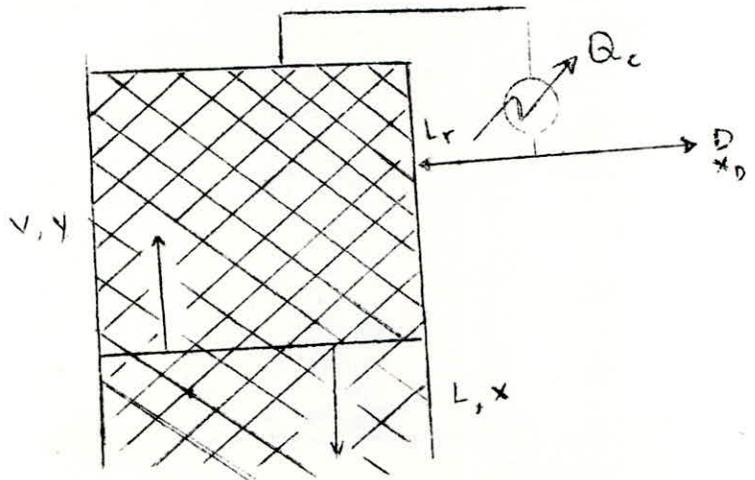
- l'alimentation est introduite sous forme de liquide bouillant.
- tout les vapeurs de têtes sont totalement condensé.

Nous pouvons écrire les relations suivantes :

$$L = L' ; V' = V ; L = L' + F$$

IV.1.2.1. Etude de la section concentration :

Considérons le système formé par le condenseur et le niveau quelconque situé au dessus du point d'alimentation. Le bilan sur le constituant le plus volatil s'écrit :



$$V \cdot Y = L \cdot X + D \cdot X_D \quad (4.5)$$

soit
$$Y = \frac{L}{V} x + \frac{D}{V} x_D$$

or le bilan sur le condenseur s'écrit : $V = L + D \quad (4.6)$

Le taux de reflux R étant défini par : $R = L/D \quad (4.7)$

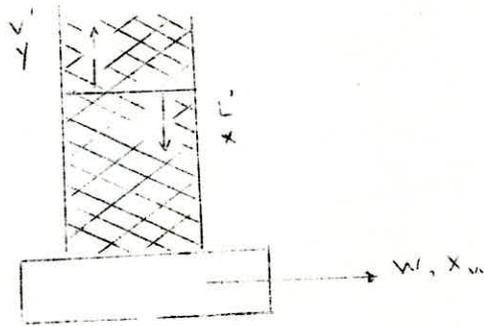
alors l'équation (4.5) s'écrit :

$$Y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1} \quad (4.8)$$

c'est l'équation de la droite de concentration.

IV. 1.2.2. Etude de la section épuisement.

Le bilan de matière entre un niveau situé au-dessus du point d'alimentation et le bouilleur s'écrit :



$$V'Y + W x_w = L'X \quad (4.9)$$

ou encore
$$Y = \frac{L'}{V'} X - \frac{W}{V'} x_w \quad (4.10)$$

or le bilant global sur le bouilleur s'écrit : $L' = W + V' \quad (4.11)$

et connaissant le taux de rebouillage l' défini par :

$$q' = L'/V' \quad (4.12)$$

nous pouvons alors écrire :

$$Y = q' X - (q' - 1) x_w \quad (4.13)$$

Cette dernière équation est celle de la droite opératoire d'épuisement.

Les deux droites opératoires de concentration et d'épuisement se coupent au point $x = x_F$ comme le montre la fig. (4.1)

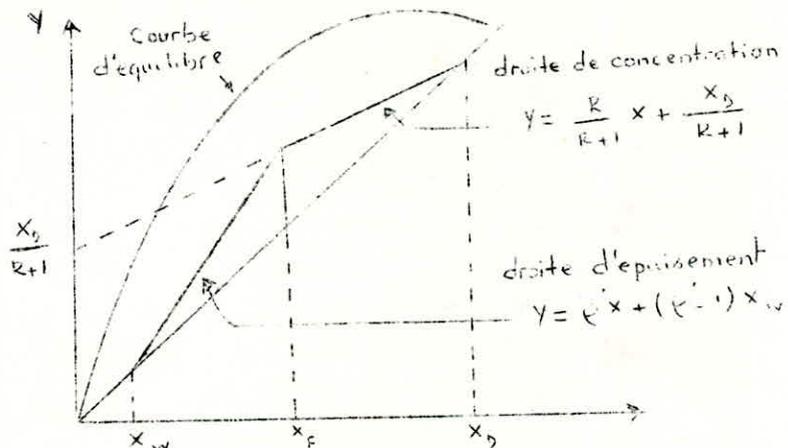


fig. 4.1 Concentration de Mc Cabe & Thiel

Connaissant la courbe d'équilibre du binaire (ou du binaire formé par les constituants clés) ainsi que les équations des droites opératoires, il est possible de déterminer pour une colonne garnie le nombre N de plateaux théoriques, c'est la méthode de Mc CABE & THIEL

IV. 1. 3. Taux de reflux.

Le taux de reflux noté R défini par le rapport L/D intervient dans l'équation de la droite opératoire de concentration donnée par l'éq (4.8).

Une variation de R entraîne une variation de la pente de la droite opératoire, et par conséquent le nombre de plateaux théoriques exigés pour la séparation peut-être altéré.

- Limite inférieure:

Taux de reflux minimale

La valeur minimale du taux de reflux notée R_m s'obtient immédiatement en écrivant la pente de la droite opératoire limitée par DC fig. (4.2).

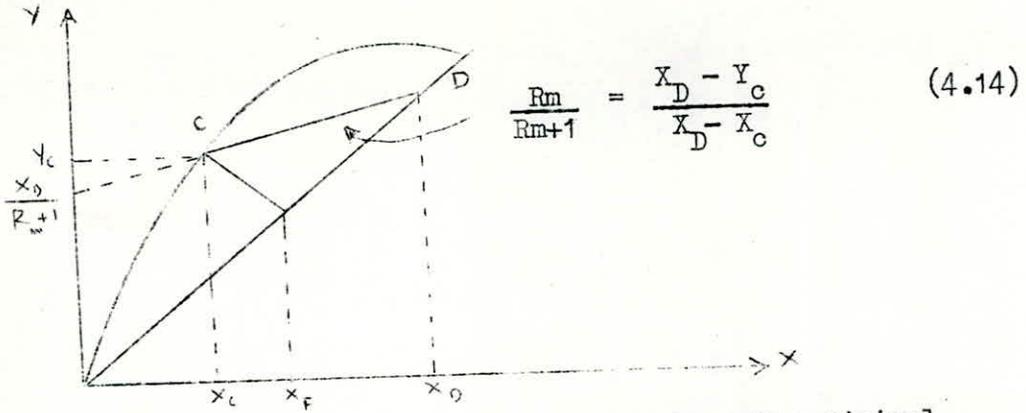


fig.4.2. Détermination du taux de reflux minimal.

Toute augmentation de R au delà de R_m peut donner un mode opératoire raisonnable, quoiqu'un large nombre de plateaux sera exigé. Au dessus du taux de reflux minimal il est impossible d'obtenir l'enrichissement désiré.

- Limite supérieure :

Pour une séparation donnée, le nombre d'étages sera minimal lorsque l'enrichissement par étage sera maximal. L'enrichissement s'accroît lorsque le reflux augmente.

Lorsque $D = 0$, on a alors $R = \frac{L}{D}$ qui est infini, on dit que dans ces conditions la colonne marche à reflux total. La droite opératoire est alors confondue avec la première bissectrice ($x = y$) et cependant le nombre d'étages théoriques sera minimal.

Choix d'une valeur du taux de reflux :

Pour arriver à un mode opératoire raisonnable, il faut fixer un taux de reflux compris entre R_m et l'infini. Le choix d'une valeur du taux de reflux est donc importante du point de vu prix de l'installation, il existe des règles empiriques pour la fixation de la valeur de R et notamment l'une des plus simples est celle de Treyball énonçant que (6) :

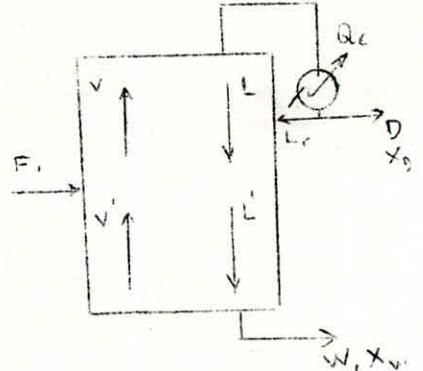
Le taux de reflux le plus économique est compris entre 1,2 et 1,5 fois le taux de reflux minimal.

IV. 1. 4. Etat thermique de l'alimentation :

IV. 1. 4.1: Définition de l'état thermique de l'alimentation

L'alimentation F à une température T_F sous une pression P représente soit un liquide soit une vapeur soit le cas général un mélange liquide - vapeur.

Quand F moles de mélange sont introduites au niveau d'alimentation, il ya une fraction liquide qui descend dans la colonne tandis que la fraction complémentaire à l'état vapeur monte dans la colonne d'enrichissement.



Le taux de vaporisation noté q est défini alors que :

$$q = \frac{V - V'}{F} = \frac{V_F}{F} \quad (4.15)$$

représente la fraction de l'alimentation qui est vaporisée.

IV. 1. 4. 2. Equation de la droite d'état thermique :

Les équations de bilan de matière section épuisement et section concentration au point J de leur intersection s'écrivent :

(J a pour coordonnées x et Y)

$$V \cdot Y = L \cdot X + D \cdot X_D \quad (4.16)$$

$$V' \cdot Y = L' \cdot X - W \cdot X_W \quad (4.17)$$

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

$$(V - V')Y = (L - L')x + DX_D + WX_W \quad (4.18)$$

soit : $q \cdot F Y = (q - 1) F x + F X_F$ (4.19)

$$\text{D'où } Y = \frac{q - 1}{q} x + \frac{X_F}{q} \quad (4.20)$$

est l'équation de la droite d'état thermique. Cette droite est tracée dans le diagramme de McCabe et Thiele en joignant les points $F (X_F, X_F)$ et $G (0, X_F) (1 - q)$.

Position fig.4.3	T_F	Nature de l'alimentation	q	$\frac{q-1}{q}$
1	$T_F < T_{eb}$	liquide froid	0	0
2	$T_F = T_{eb}$	liquide bouillant	0	0
3	$T_{eb} < T_F < T_r$	liquide vapeur	$0 < q < 1$	$-\infty < \frac{q-1}{q} < 0$
4	$T_F = T_r$	Vapeur saturante	1	0
5	$T_F > T_r$	Vapeur surchauffée	$q > 1$	$0 < \frac{q-1}{q} < 1$

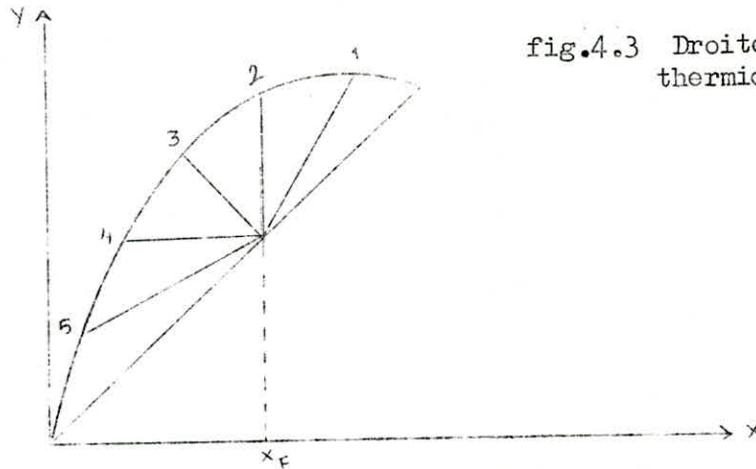


fig.4.3 Droite d'état thermique.

IV. 2. Réctification discontinue :

La réctification discontinue est rarement utilisée dans l'industrie, elle est surtout réservée à la production de produits coûteux et de faible tonnage annuel (industrie pharmaceutiques) ou encore pratiquée au laboratoire aux fins d'analyse. 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 continue il faudra (n-1) colonnes pour assurer la séparation.

IV.2.1. Evolution des compositions

Pour formuler une relation entre les quantités et les concentrations du mélange dans le bouilleur et distillat recueilli,

il faut envisager leur variation pendant le temps dt . En négligeant la rétention dans la colonne, le bilan matière entre le temps t et $t + dt$ s'écrit :

$$B \cdot X_B = (B - dB)(X_B - dX_B) + X_D dD \quad (4.21)$$

où B représente la quantité dans le bouilleur à l'instant t de composition instantannée X_B , $B - dB$ la quantité dans le bouilleur à l'instant $t + dt$ et de composition instantannée $X_B - dX_B$ et dD la quantité de distillat recueilli pendant le temps dt de composition X_D .

En négligeant les termes du second ordre il vient :

$$0 = - X_B dB - B dX_B + X_D dD \quad (4.22)$$

or $dD = dB$

$$\text{d'où l'on tire } \frac{dB}{B} = \frac{dX_B}{X_D - X_B} \quad (4.23)$$

L'intégration entre le temps $t = 0$ correspondant à la charge initiale B_i de composition X_{Bi} et le temps final t de charge final B_f de composition X_{Bf} conduit à :

$$\ln \frac{B_i}{B_f} = \frac{dX_B}{X_D - X_B} \quad (4.24)$$

Cette dernière équation représente l'intégrale de Rayleigh.

L'intégrale Rayleigh ne peut se calculer que si l'on connaît la fonction générale: $X_D = f(X_B)$.

Cette fonction dépend du mélange à distiller et de l'appareillage utilisé. Nous pouvons écrire symboliquement :

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

La quantité de distillat recueilli au bout de temps t , notée D_t et la composition globale X_G s'obtient par le bilan de matière :

$$B_i - B_t = D_t \quad (4.25)$$

$$B_i X_{Bi} - B_t X_{Bt} = D_t X_G \quad (4.26)$$

d'où
$$X_G = (B_i X_{Bi} - B_t X_{Bt}) / (B_i - B_t) \quad (4.27)$$

où encore
$$X_G = \left(\frac{B_i}{B_t} X_{Bi} - X_{Bt} \right) / \left(\frac{B_i}{B_t} - 1 \right) \quad (4.28)$$

En se fixant l'épuisement que l'on désire obtenir, et au bouilleur c'est-à-dire X_{Bt} pour X_{Bi} et B_i données, on calcul par l'intégrale de Rayleigh le rapport B_i/B_t et on obtient ainsi D_t et par les formules (4.25), (4.26) et (4.27).

**Partie
experimentale**

I. Conception et réalisation des différentes parties de l'installation de rectification. Choix du matériau :

La conception de notre installation de rectification a été faite auparavant par l'élève ingénieur Monsieur M. REZZAG lors de son projet de fin d'étude intitulé "Conception d'une installation de rectification à l'échelle laboratoire" (13).

En se basant sur cette conception, nous sommes passé à l'étape de réalisation. Cette dernière a été effectuée au sein du Département Génie-Mécanique en grande partie et une petite partie en plomberie.

Cette installation conçue pour le laboratoire a été calculée pour effectuer la séparation du mélange binaire eau-éthanol, en outre elle peut-être utilisée pour d'autres mélanges.

I. 1. Choix du Matériau :

Pour réaliser notre installation, plusieurs matériaux ont été utilisés tels que l'acier inox, acier galvanisé, cuivre et le verre.

Le choix du matériau constitue donc une étape fondamentale pour n'importe quelle réalisation, ce choix repose sur plusieurs critères parmi lesquels on cite :

- Disponibilité :

Il faut envisager dans ce cas le matériau disponible sur le marché.

- Prix de revient :

Le coût du matériau ne doit-être assez élevé afin de minimiser les frais de l'installation.

- Résistance mécanique :

Le matériau doit-être résistant mécaniquement.

- Résistance à la corrosion.

- Résistance thermique:

Le matériau utilisé doit résister à l'élévation de la température

I. 2. Différentes parties de l'installation :

L'installation presque entièrement réalisée au Département Génie-Mécanique de notre Ecole comprend plusieurs parties (schéma N°1)

I. 2. 1. La colonne garnie:

C'est un tube en acier Galvanisé qui a la propriété de ne pas se corroder et dont les dimensions sont :

diamètre intérieur	68 mm
diamètre extérieur	76 mm
hauteur garnie	950 mm
hauteur totale	1100 mm

La colonne garnie est considérée comme la partie essentielle de l'installation, est muni de trois points d'alimentations espacés l'un de l'autre de 25 cm, le premier étant situé à 25 cm du bas de la colonne.

Le garnissage utilisé est l'anneau Raschig en verre de dimension nominale $d = 7$ mm.

Le garnissage est maintenu dans la colonne par une grille ou support, cette grille est construite en tôle d'aluminium de forme circulaire et ayant pour épaisseur 4 mm, elle est pourvue de plusieurs ouvertures de forme circulaire de diamètre 6 mm ayant une disposition hexagonale. (schéma N°2)

I. 2. 2. Section calmante :

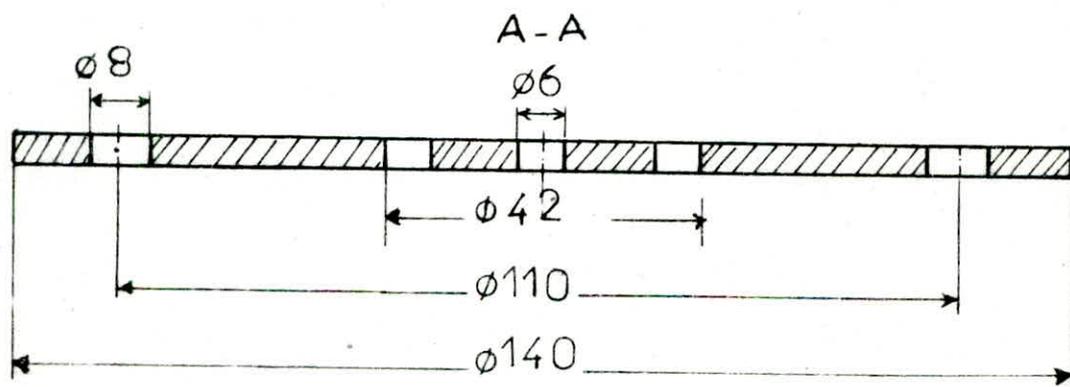
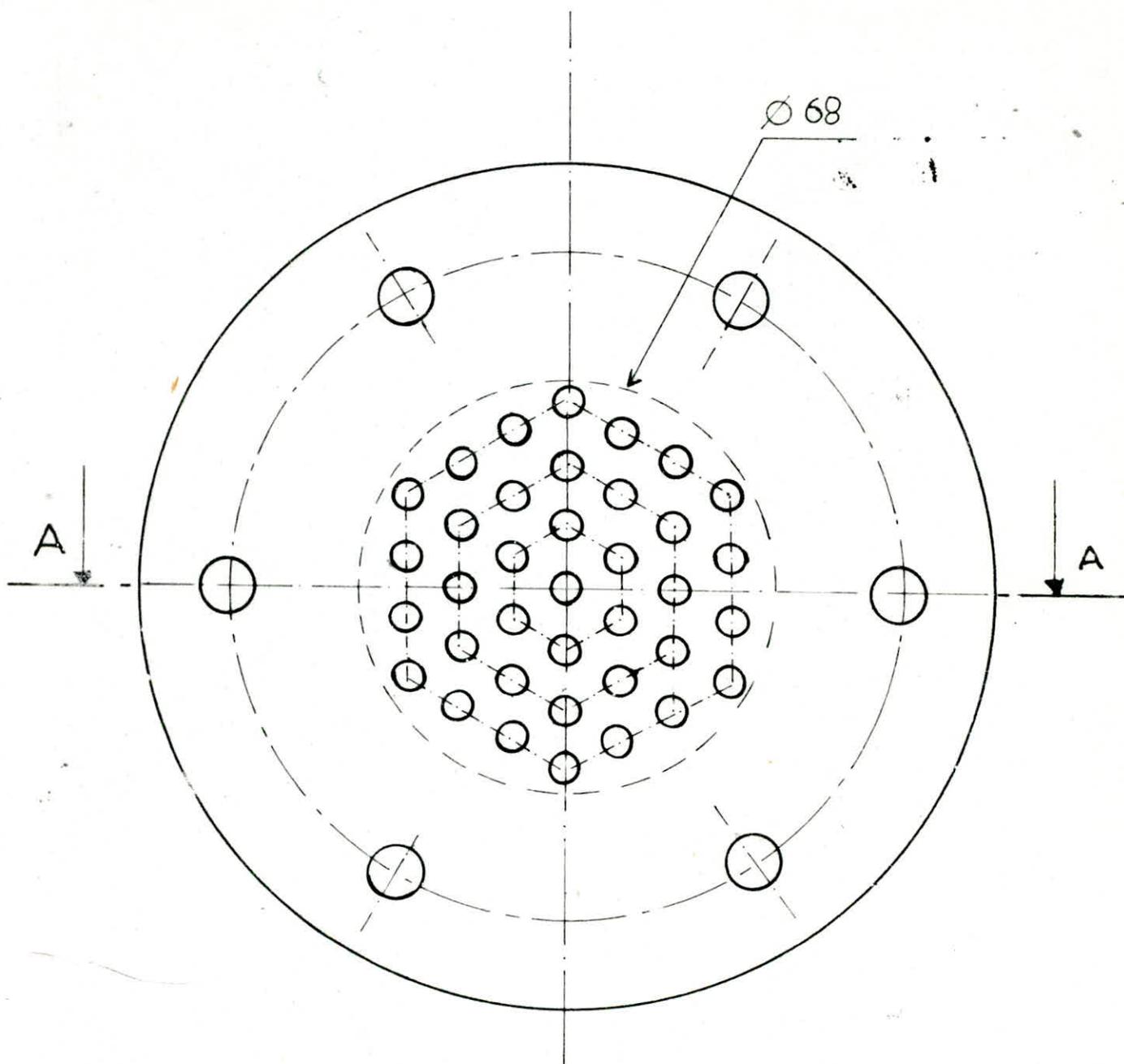


SCHÉMA N°2 SUPPORT du GARNISSAGE .

Echelle: 1

C'est une section aménagée dans la zone terminale de la colonne tout juste pour permettre d'effectuer le prélèvement de la vapeur et de liquide.

Notre section calmante est un tube en acier galvanisé dont les dimensions sont :

- diamètre intérieur 68 mm
- diamètre extérieur 76 mm
- Longueur 100 mm

Cette section est munie de tubes et de condenseur à double tube pour le prélèvement de la vapeur et du liquide.

I. 2. 3. le Bouilleur:

C'est un cylindre horizontal ayant les dimensions suivants :

- Diamètre 25 cm
- hauteur 35 cm
- Capacité 17,2 l
- Charge maximale 10 l
- Puissance de chauffe 0 à 58,5 Kw.

Le bouilleur est construit en acier inox et possède à sa partie inférieure trois (3) thermoplongeurs, de marque CANDY et de puissance 1,95 kilowatt chacun, pour l'apport de calories nécessaires à la vaporisation de la charge. Le niveau dans le bouilleur est contrôlé par un tube en verre gradué, un thermomètre placé à sa partie supérieure nous indique la température, et nous avons envisagé trois robinets : un pour l'alimentation, un pour le vidange et un troisième pour le résidu.

I. 2. 4. Conduite de vapeur :

C'est une conduite en cuivre ayant la forme de la lettre "L", à sa partie supérieure est placé un thermomètre, ses dimensions sont :

- Diamètre intérieur	26 mm
- Diamètre extérieur	28 mm
- hauteur	65 cm.
- largeur	35 cm

I. 2. 5. Condenseur :

C'est un échangeur de chaleur qui permet la condensation de l'effluent vapeur en tête de colonne à l'aide d'un fluide froid (eau). Il est composé d'une enveloppe cylindrique de diamètre 11cm en acier inox dans laquelle est mis un serpentín de diamètre 5cm, sa surface d'échange étant de 0,0628 m² soit un tube en cuivre de diamètre extérieur 10 mm et de longueur 2m qu'on a enroulé sous forme de serpentín à spires non jointives.

Ce condenseur est muni à sa partie inférieure d'un robinet pour le vidange.

I. 2. 6. Condenseur additionnel :

C'est un échangeur de chaleur le plus simple possible, il est constitué de deux tubes en cuivre coaxiaux :

Tube N° 1.

Diamètre intérieur	8 mm
Diamètre extérieur	10 mm
longueur	300 mm

Tube N° 2.

Diamètre intérieur	26 mm
Diamètre extérieur	28 mm
Longueur	200 mm

D'où son technique d'échangeur à double tubes. Le plus grand tube est appelé par abus de langage "anneau" car il permet au fluide froid de former un anneau autour du petit tube.

Cet échangeur permet de ramener le distillat à une température voisine de l'ambiante pour éviter les pertes par volatilisation.

I. 2. 7. Le régulateur du taux de reflux:

Il permet le réglage du taux reflux, c'est un dispositif man simple construit en tubes en cuivre de diamètre 8/10 comportant de éprouvettes graduées de volum opératoire 12,72 ml chacune.

Le réglage est assuré par deux robinet à pointeaux et ce du fait de leur précision.

La connection entre le condenseur et le régulateur du reflux est établie par la conduite du condensat.

I. 2. 8. Bac d'alimentation.

C'est un cylindre construit en acier inox et ayant pour di

- Diamètre	25 cm
- Hauteur	40 cm
- Capacité	25 litres.

Il est muni de trois robinets, un en haut pour le remplissage, un second en bas pour le vidange et un troisième pour la connection avec la pompe doseuse.

I. 2. 9. Pompe doseuse :

Pour l'alimentation de la colonne nous utilisons une pompe doseuse.

Caractéristique de la pompe doseuse.

- Débit maximal : 49,41/h
- Pression maximal: 4 bar.

Fabrication : Prominent électronique (Allemagne).

I. 2. 10 Conduites d'alimentation

Ce sont des tubes en cuivre qui relient la pompe au bac d'alimentation et pompe-colonne garnie. Les dimensions de ces conduites sont :

a) Conduite bac d'alimentation-pompe doseuse

Diamètre 10/12 mm.

Longueur 65 cm

b) Conduite pompe- colonne garnie

diamètre 14/16 mm

Longueur 80 cm.

I. 2. 11. Isolation Thermique :

Pour conférer à la colonne le caractère adiabatique, elle elle sera recouverte de la laine de verre, aussi la conduite de vapeur, la conduite de reflux et la conduite "pompe -colonne" qui seront recouvert du fait de la mise en place d'éléments chauffants.

I. 2. 12. Equipements supplémentaires:

L'installation comporte des dispositifs de prélèvement de liquide ou de vapeur. Ces prélèvements sont prises en tête de colonne au niveau du bouilleur et la section calmante.

A tous les endroits de prélèvement nous pouvons faire des prises de température pour la vapeur et pour le liquide à l'aide des thermomètres ou thermocouples.

I. 2. 13. Eléments de connection.

Pour le raccordement de la tuyauterie, des coudes, des mamelons, des raccords et des tés ont été utilisés.

Des tés et des coudes ont été soudés à l'étain sur la tuyauterie et d'autres ont été brasés.

Les mamelons filetés assurent l'assemblage des tubes aux vannes, les vannes 12/17 en cuivre pour le liquide et pour le gaz ont été utilisés avec leur joints.

Pour la connection entre bouilleur, section calmante, colonne garnie et conduite de vapeur, des brides en acier doux ont été fabriquées spécialement au Département génie-mécanique en utilisant le tour.

I. 3. Durée de la réalisation et problèmes rencontrés :

La réalisation de l'installation de rectification à l'échelle laboratoire a été entreprise avec la collaboration du Département Mécanique et le Plombier de l'école.

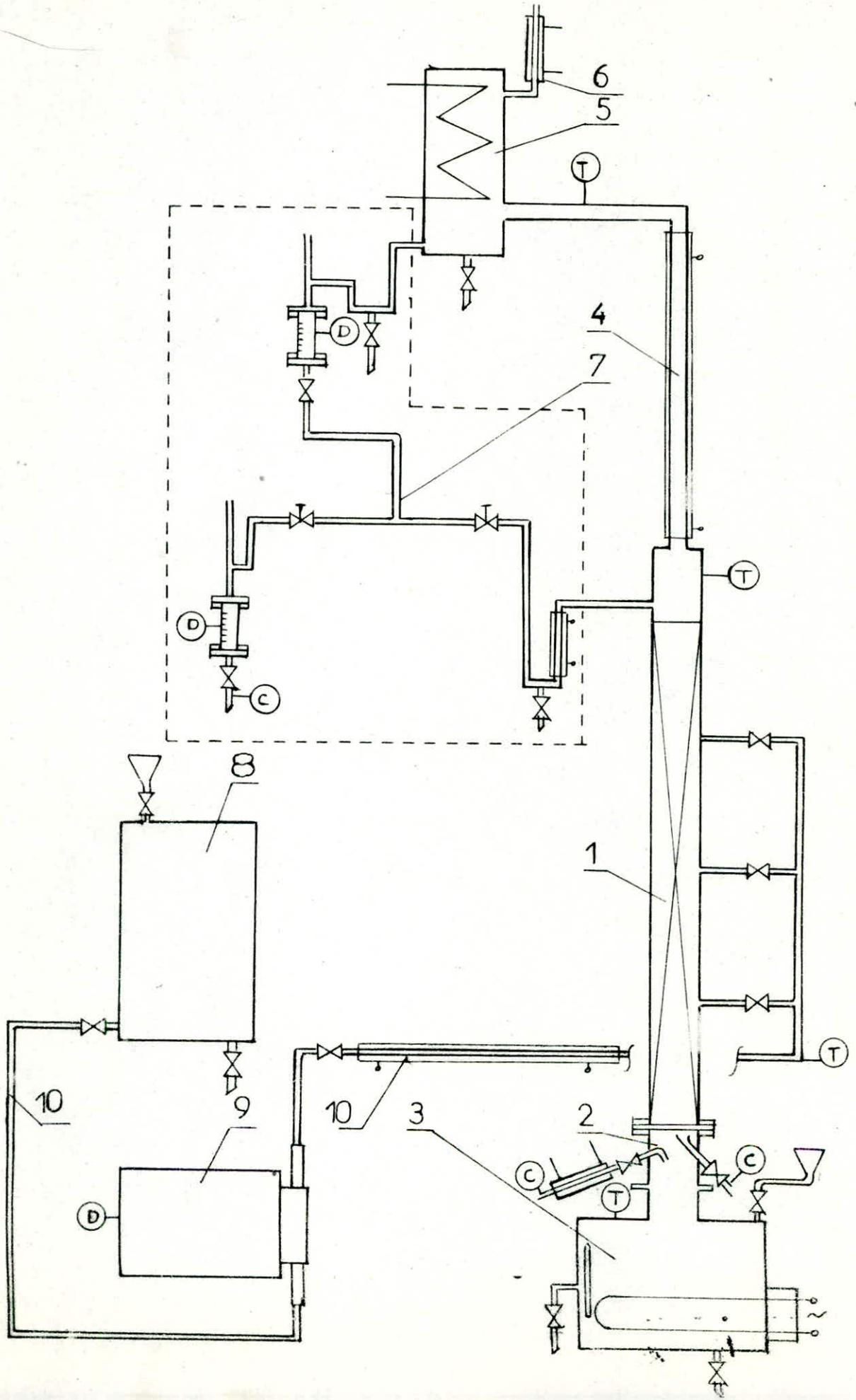
La durée de cette réalisation a été d'environ un semestre.

Au cours de cette période, plusieurs problèmes ont été rencontrés:

- D'une part, les problèmes causés par la non disponibilité du matériel nécessaire au niveau de l'école ce qui nous a amené à les chercher sur le marché national. Parmi ces matériaux, on ci

- Tubes en cuivre .
- Thermoplongeurs
- Robinets d'arrêt etc...

- D'autre part, les problèmes de sondage au niveau du Département mécanique survenus par la non disponibilité d'un soudeur qualifié.



LEGENDE

- 1 COLONNE GARNIE
- 2 SECTION CALMANTE
- 3 BOUILLEUR
- 4 CONDUITE DE VAPEURE
- 5 CONDENSEUR
- 6 CONDENSEUR ADDITIONNEL
- 7 REGULATEUR DU REFLUX
- 8 BAC D'ALIMENTATION
- 9 POMPE DOSEUSE
- 10 CONDUITE D'ALIMENTATION

C COMPOSITION

D DEBIT

T TEMPERATURE

II. Montage et mise en place de l'installation

Une fois que les différentes parties de notre installation déjà citées au paragraphe précédent étaient prêtes, nous avons commencé à la reconstituer étape par étape.

La première des choses à faire était de trouver une place convenable au hall du Département Génie-Chimique et ce choix a été basé sur plusieurs critères :

- 1/ Disponibilité de l'eau
- 2/ Disponibilité de l'énergie électrique,
- 3/ Voisinage d'appareillages semblables.

1. L'installation doit-être proche des vannes d'eau dont le besoin réside dans la réfrigération de la vapeur issue du bouilleur au moyen du condenseur.

2. Elle doit-être proche des réseaux de courant électrique afin de permettre le branchement de :

- La pompe doseuse
- Thermoplongeurs pour le chauffage du rebouilleur
- Trois éléments chauffants, l'un pour la conduite de vapeur en second pour la conduite de reflux et un troisième pour la conduite d'alimentation de la colonne.

3. Aussi la plus importante chose était le placement de l'installation au voisinage des appareillages semblables telles que la colonne de rectification en verre et la colonne de distillation à film tombant et ceci dans un intérêt pédagogique.

Les étapes qui ont marqué notre montage et mise en place de l'installation sont :

1. Préparation des supports
2. Fixation de la colonne avec le bouilleur.
3. Fixation du condenseur avec le régulateur du reflux.

4. Fixation du système d'alimentation
5. Branchement des conduites de l'eau de recirculation du condenseur.
6. Equipements électriques, :

Première étape : Préparation des supports

Vu l'endroit choisi, on a profité des anciens supports du hall qu'on a modifié en ajoutant plusieurs barres supplémentaires pour le montage de notre installation.

Second étape: Fixation de la colonne avec le bouilleur.

Ce fût l'étape la plus importante car il a fallu régler la verticalité de la colonne qui fût une opération délicate et ceci est dû à la mauvaise soudure au niveau de la partie supérieure du bouilleur qui ne présentait pas vraiment une horizontale parfaite.

- Fixation du garnissage :

La mise en place du garnissage est une opération délicate. En aucun cas on ne doit le laisser tomber en chute libre dans l'aire ; de tels errements aboutissent à une casse ou une déformation importante des garnissages, ce qui favorise les passages préférentiels, augmentant la perte de charge et les risques d'engorgement.

Pour éviter de tels errements, nous avons placé la colonne horizontalement sur le sol, puis effectué la descente du garnissage en le laissant glisser le long de la paroi. Nous avons fixé la hauteur garnie à 95 cm.

Troisième étape: Fixation du condenseur et du régulateur du taux de reflux.

Le condenseur a été placé en position bien déterminée en tête de colonne de telle sorte à permettre la fixation du régulateur du taux de reflux à l'intérieur du cadran limité par les supports et ceci pour les raisons suivantes :

- Faciliter le réglage au manipulateur
- Esthétique de l'installation.

Quatrième étape : Fixation du système d'alimentation.

Le système d'alimentation est constitué principalement de :

- La pompe doseuse.
- Bac d'alimentation
- Conduites d'alimentation.

Vu que le système de chauffage du rebouilleur peut atteindre lors de son branchement une température de 200°C et pour éviter la détérioration de la pompe doseuse, nous les avons éloignés l'un de l'autre au maximum.

Le bac d'alimentation a été placé juste au-dessus de la pompe doseuse, toute fois sa mise en place peut-être modifiée puisqu'elle n'influe pas trop sur les autres parties de l'installation.

Les conduites d'alimentation joignant la pompe-bac d'alimentation et pompe-colonne garnie ont été faits-en-cuivre.

Cinquième étape : Branchement des conduites de l'eau de redirculation du condenseur.

Dans cette avant dernière étape, nous avons branché des conduites en caoutchouc pour l'alimentation en eau des condenseurs. Cette alimentation est effectuée de la façon suivante :

1. Vanne d'eau - entrée du condenseur additionnel.
2. Sortie du condenseur additionnel - entrée du condenseur principal.
3. Sortie du condenseur principal - conduite d'évacuation.

Sixième étape : Equipements électriques

Au cours de cette étape, nous avons collaboré avec le technicien du département Génie-électrique. Avec ce dernier, nous avons effectué

1. Le branchement des fils électriques reliant les thermoplongeurs aux prises électriques.

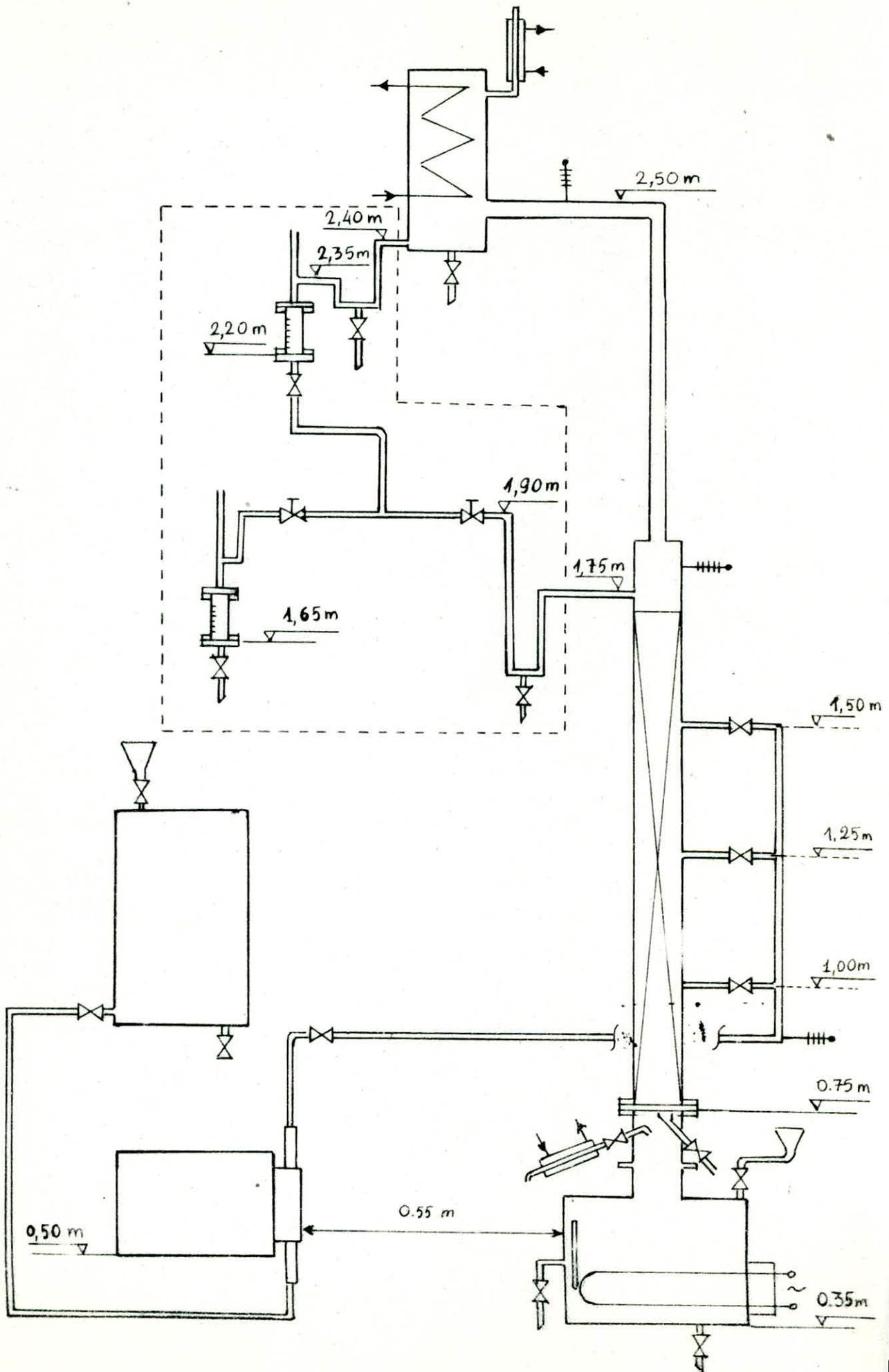
2. Vérification de la bonne état de marche des prises de courants électriques, des thermoplongeurs et de la pompe doseuse en utilisant le métrix.

3. Placement d'un autotransformateur monophasé de puissance 3 KW en connection avec un thermoplongeur.

Partie inachevée :

La mise en place des trois éléments chauffants, l'un pour la conduite de vapeur, un second pour la conduite du reflux et un troisième pour la conduite d'alimentation de la colonne n'a pas été effectué du fait de leur non disponibilité.

Les idées du montage sont schématisées sur le schéma N°3.



III. Tests de l'installation :

Après avoir effectué le montage de notre installation, nous avons commencé par tester et vérifier les différentes parties qui semblent importantes pour le fonctionnement de l'installation.

III. 1. Vérification de l'étanchéité :

Cette vérification a été effectuée en utilisant l'eau du robinet comme fluide véhiculant. Plusieurs imperfections ont été rencontrées, les unes étaient réparables facilement et ce en leur ajoutant des joints supplémentaires, par contre d'autres étaient délicates car elles exigeaient un soudage.

Parmi les parties qui présentaient des fuites, on note :

- Le bouilleur: Vu que ce dernier était construit en Inox, il fallait s'attendre à l'existence au minimum d'une fuite, et ceci est dû bien à la non qualification des soudeurs par qui il a été soudé.

La fuite a été localisée au niveau bas du bouilleur qui donne une petite ouverture qui risque d'être dangereuse pour l'installation en fonctionnement.

- Le condenseur ; Ce condenseur construit lui aussi en inox présente une petite fuite réparable due au mauvais brasage du cuivre avec l'Inox.

Toutes fois ces fuites une fois localisées peuvent être réparées.

III. 2. Vérification du système d'écoulement du régulateur du reflux.

Le test du système d'écoulement du régulateur du reflux a été effectué en remplissant le condenseur avec de l'eau.

Nous avons remarqué que l'écoulement était bloqué dans les conduites du régulateur, ceci s'explique par l'empêchement de la circulation de l'air dans les conduites causé par la mauvaise disposition du purge de vapeur au niveau des éprouvettes graduées.

Conclusion : Vu les circonstances, nous avons envisagé de modifier le schéma des éprouvettes de mesure de débit (schéma N°4)

III. 3. Vérification du système d'alimentation (Pompe).

La pompe doseuse que nous avons utilisé comporte les performances suivantes :

- Production : Prominent electronic de marque Allemande
- Débit maximal : 49,4 l/h
- Pression maximale : 4 bar

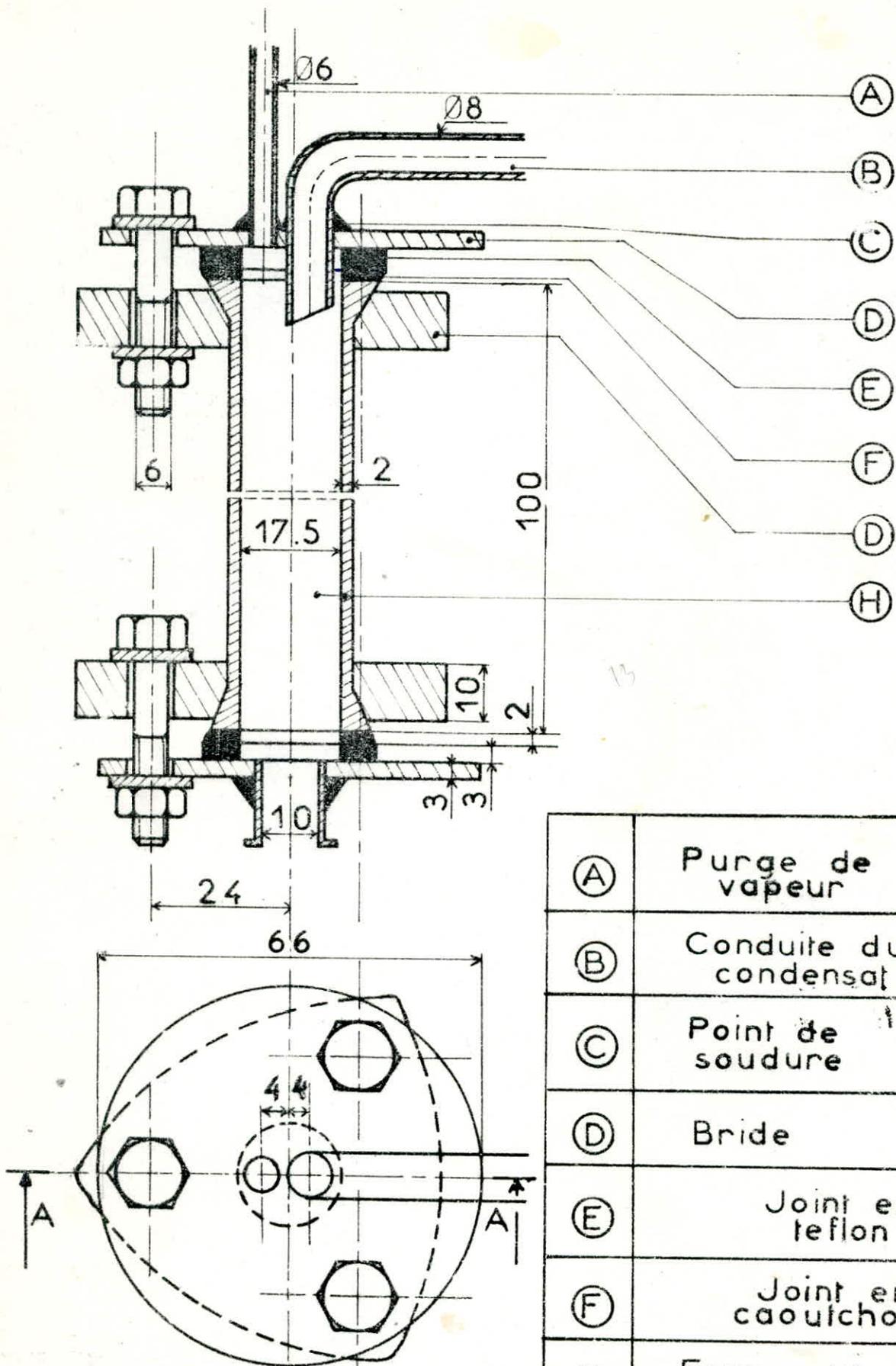
La pompe comporte un double réglage :

- réglage de la fréquence : le maximum étant de 100 pulsations
- Réglage de débit d'une dose au pourcentage de charge gradué de 0 à 100.

Etalonnage de la pompe :

Vu que notre débit opératoire ne doit pas dépasser 10l/h, on a constaté lors du réglage que ce dernier est obtenu dans l'intervalle de charge unitaire ne dépassant pas 20%, aussi le nombre d'impulsion ou fréquence qui ne doit pas dépasser 30 impulsions/mm par rapport à 100 qui représente le maximum.

Le test d'étalonnage a donné les valeurs mentionnées dans le tableau N°



Ⓐ	Purge de vapeur
Ⓑ	Conduite du condensat
Ⓒ	Point de soudure
Ⓓ	Bride
Ⓔ	Joint en teflon
Ⓕ	Joint en caoutchouc
Ⓖ	Eprouvette en verre graduee

Schema N°4

EPROUVETTE EN VERRE GRADUEE
Echelle 1

Tableau N° I

taux de la charge unitaire (%)	Nombre de pulsation/mm	temps de remplissage de 250ml/s	nombre d'impulsion réalisée	Charge unitaire de refoulement (ml/s)
10	60	12	12	20.8
10	30	24	12	20.8
20	30	36	18	13.9

La charge unitaire de refoulement est définie par le rapport entre le volume mesuré et le temps de son remplissage.

Constatations:

On remarque que la reproductibilité des résultats du point de vue la charge unitaire de refoulement est bonne, mais les résultats nous montre qu'il n'existe pas de linéarité du côté réglage du cad entre la charge unitaire de refoulement et le taux de la charge unitaire.

Conclusion :

Un réglage individuel de la pompe doseuse est exigé pour chaque étude.

III. 4 Vérification du fonctionnement des thermoplongeurs

Les thermoplongeurs peuvent-être considérés comme une partie principale et importante du bouilleur.

Leur vérification au moyen d'un appareil utilisé en électricité appelé "métrix", ainsi que leur branchement électrique confirment le bon état de fonctionnement des thermoplongeurs.

Pour la sécurité des thermoplongeurs, il ne faut jamais les brancher tant qu'ils ne sont pas plongés dans un bain de liquide sinon ils risquent de se détruire lors de leur échauffement.

Conclusion.

Du côté des thermoplongeurs, le bouilleur est prêt à fonctionner.

IV. Destinations de l'installation réalisée.

L'installation que nous avons réalisé est capable d'effectuer deux opérations unitaires dans le domaine de la rectification qui sont : la rectification continue et la rectification discontinue.

Cette installation peut servir :

- comme moyen de la didactique qui peut-être utilisée pour les travaux pratiques de laboratoire dans l'option des opérations unitaires et de transfert de matière.

- Pour la régénération de petites quantités de solvants utilisés au département génie-chimique.

N° 1. Rectification continue :

L'installation permet d'étudier l'influence de plusieurs paramètres opératoires tels que :

- Le taux de reflux.
 - Niveau d'alimentation H_F .
 - Composition X_F et température t_F de l'alimentation.
 - Débits liquide L et gazeux G
- en fonction du taux de séparation.

Le mode opératoire à suivre est le suivant :

1. Remplir le bouilleur d'un mélange binaire.
2. Mettre en marche l'eau de recirculation du condenseur.
3. Vérifier le système d'écoulement des phases d'après l'exigence de la technologie.
4. Brancher les thermoplongeurs pour le rechauffage de la colonne jusqu'à obtention des gouttelettes de liquide.

5. Mettre en marche la pompe doseuse.
6. Régler le taux de reflux et la puissance du système de chauffage d'une façon préliminaire en attendant l'établissement du régime.
7. Modifier les conditions opératoires d'après une idée marquée auparavant et mesurer les taux de séparation et les débits du distillat et du résidu.

IV. 2. Réctification discontinue :

Deux techniques de traitement sont à la base de la rectification discontinue.

- a) Taux de reflux R constant.
- b) Composition du distillat constante

Pour garantir un débit vapeur G constant en discontinu, les constituants A et B du mélange binaire doivent avoir des enthalpies proches (exemple: méthanol -éthanol).

IV. 2.1. Mode opératoire avec taux de reflux constant :

Le mode opératoire à suivre est le suivant :

1. Introduire la charge (mélange à séparer) dans le bouilleur
2. Mettre en marche l'eau de recirculation du condenseur.
3. Vérifier le système d'écoulement des phases d'après l'exigence de la technologie.
4. Brancher les thermoplongeurs pour le rechauffage de la colonne jusqu'à obtention des gouttelettes du liquide.
5. Travailler à reflux total pendant une durée d'environ une (01) heure jusqu'à établissement du régime d'écoulement.
6. Régler le reflux à la valeur désirée.
7. Noter les valeurs obtenus du taux de séparation et des débits.

IV. 2. 2. Mode opératoire avec composition du distillat constante :

Le mode opératoire est le même que celui du paragraphe (IV.2.1.) du point 1 à 5 et en plus on a :

6. Régler le reflux en obtenant X_D désiré.
7. Noter la température T de la partie supérieure de la colonne correspondante à X_D .
8. Régler (augmenter) le taux de reflux en gardant constante la température T de la partie supérieure.

IV. 2. 3. : Expérimentation de l'installation.

L'expérimentation de notre installation n'a pas pu être effectuée et ceci pour les raisons suivantes :

1. Manque de produits chimique :

Le manque de grande quantités de produits tels que l'éthanol et le méthanol au niveau du magasin de l'Ecole nous a empêché à tester notre installation.

2. Imperfections de l'installation.

Ces imperfections dûes aux fuites à deux niveau :

- Le bouilleur :

Petite fuite au niveau bas du bouilleur.

- Le condenseur.

Toute fois, ces imperfections sont facilement réparable une fois les produits à traiter sont prêts.

CONCLUSION ET PERSPECTIVES.

L'un des buts principal de ce travail a été la réalisation à l'échelle laboratoire d'une installation de rectification à double emploi : rectification continue et discontinue.

Cette réalisation nous a permis de nous confronter à des problèmes pratiques. De point de vue moyens et disponibilités, nous avons été amenés à modifier les paramètres fixés auparavant.

Les imperfections de la réalisation exigent d'être éliminées pour que l'on puisse faire un test complet de fonctionnement et de permettre à apprécier le résultat final.

Une modification au niveau du régulateur du taux de reflux a été proposée pour éviter d'une éventualité d'un mauvais écoulement du distillat.

L'installation exige plusieurs matériaux supplémentaires parmi lesquels trois autotransformateurs monophasés pour que la réalisation finale soit entièrement adéquate pour l'intention des réalisateurs.

Toute fois, on garde l'espérance qu'après avoir éliminé ces problèmes, l'installation aura bien à servir au Département Génie-Chimique.

C. Annex

ANNEXE N° I.

Tableau (1-1) Caractéristiques des anneaux Raschig.

Matériau	d(mm)	e(mm)	N	(kg/m ³)	a(m ² /m ³)	(%)	F(M ² /m ³)
CERAMIQUE	76,20	9,53	1695	590	62	75	121
	50,80	6,35	5720	660	95	74	213
	38,10	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	1035	184	86	449
	9,53	0,784	—	—	538	—	1280
	6,35	0,784	3110000	2400	774	69	2297

Tableau (I.2) Caractéristique des anneaux Lessing et Pall

Matériaux	d (mm)	(mm)	N	(Kg/m ³)	(m ² /m ³)	(%)	F (m ² /m ³)
Anneaux L Lessing en céramique	50,80	9,53	5500	800	110	68	
	38,10	6,35	14000	900	150	60	
	25,40	3,18	46000	800	220	66	
Anneaux lessing en acier	50,80	1,20	5500	580	120	93	-
	38,10	0,90	14000	610	170	92	
	25,40	0,70	46000	590	250	91	
	19,10	0,60	100000	760	310	90	
	12,70	0,50	370000	800	500	89	
	6,25	0,50	3000000	1600	1000	80	
Anneau Pall en Céramique	101,60	9,53	800	420	56	82	
	50,80	4,76	6000	545	125	78	112
	25,40	3,18	49400	640	220	73	218
Anneaux Pall en acier	50,80	0,914	6000	352	102	96	66
	38,10	0,762	13240	384	128	95	92
	25,40	0,610	49400	481	207	94	157
	15,90	0,454	210000	592	341	93	230

Tableau (I.3) Caractéristiques des Selles de Berl et Intalox.

Matériau	d (mm)	N (n)	(kg/m ³)	a (m ² /m ³)	(%)	F (m ² /m ³)
Selles de Berl en céramique.	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 Inta- lox en céramique.	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

ANNEX N° II. Coefficients numérique α et β de la formule de LEVA (2.1)

Tableau (II.1)

Garnissage	d (m)	e (m)	α m^{-1}	β (sm^{-1})	Domaine de validité L: Kg/(m ² .s)
<u>Anneaux Raschig</u>	0,0127	0,0024	1920	0,1893	0,41 < L < 11,7
	0,0191	0,0024	450	0,1184	2,4 < L < 14,6
	0,0254	0,0032	440	0,1142	0,49 < L < 37
	0,0381	0,0064	165	0,1050	0,98 < L < 24
	0,0508	0,0064	154	0,0774	0,98 < L < 29
<u>Selles de Berl</u>	0,0127		820	0,0892	0,41 < L < 19,1
	0,0191		330++	0,0774	0,49 < L < 19,5
	0,0254		220	0,0774	0,98 < L < 39
	0,0281		110	0,0594	0,98 < L < 29
<u>Selles Intalox</u>	0,0254		170	0,0725	3,4 < L < 91,5
	0,0381		77	0,0594	3,4 < L < 19,5

PRINCIPALES NOTATIONS.

Notation	unité	signification
a	m^2/m^3	surface volumique d'un garnissage
ae	m^2/m^3	surface volumique effective
ag	m^2/m^3	surface volumique d'un élément de garnissage
am	m^2	Surface volumique mouillée
A		Aire de la section droite d'une colonne $A = M D^2 / 4$
d	m	Dimension nominale d'un garnissage
D	m	Diamètre intérieur d'une colonne
D	m^2/s	Coefficient de diffusion
D	mole / l	Débit molaire du distillat
Eö		Nombre d'Eötvös
F	m^2/m^3	Facteur de garnissage
g	m^2/s	accélération de la pesanteur $g=9.81 m^2/s$
G	$Kg/(m^2 s)$	Vitesse classique du gaz
G'	mole/($m^2 s$)	Vitesse molaire du gaz
Ge	$Kg/(m^2 s)$	Vitesse massique du gaz à l'engorgement
Gal		Nombre de Galilée (pour le liquide)
ho		Rétention opératoire
hc		Rétention capillaire
ht		Rétention totale.
H.E.P.T	n	hauteur équivalente à un plateau théorique
H _t	n	Hauteur d'unité de transfert
k _G	mole/m ² s)	Coefficient de transfert partiel dans la phase gazeuse.
k _L	mole (m ² s)	Coefficient de transfert partiel dans la phase liquide.
K _G	mole/M ² s)	Coefficient global de transfert par rapport à la phase gazeuse.
K _L	mole/(m ² s)	Coefficient global de transfert rapporté à la phase liquide.

L	$\text{Kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$	Vitesse massique du liquide
L'	$\text{mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$	vitesse molaire du liquide
M	Kg/mol	Masse molaire
mn	mol	Nombre de moles
N	m^{-3}	Nombre d'éléments de garnissage par unité de volume.
N_t	—	Nombre d'unités de transfert
P	Pa	Pression totale
P_i	Pa	Pression partielle du constituant i
Q	m^3/s	Débit volumique
R	$\text{J}/(\text{mole K})$	Constante des gaz parfaits : $R = 8,314 \text{ J}/(\text{mole K})$
Re_L	—	Nombre de Reynolds (pour le liquide)
Sc_L	—	Nombre de Schmidt (pour le liquide)
Sh_G	—	nombre de Sherwood (pour le gaz)
T	K	Température thermodynamique
V	m^3	Volume garni : $V = A \cdot Z$
V_g	m^3	Volume d'un élément de garnissage
W	Kg/s	Débit-masse du résidu
x	—	Fraction molaire de soluté dans le liquide
X	—	abscisse de Sherwood
y	—	Fraction molaire du soluté dans le gaz
Y	—	Ordonnée de Lobo
Z	m	Hauteur de garnissage
γ	Kg/s^2 ou N/m	Tension superficielle
γ_c	Kg/s^2 ou N/m	Tension superficielle caractéristique
δ	m	épaisseur du film
ε	—	Fraction de vide volumique

μ_L	Kg/ (m.s)	Viscosité dynamique du liquide
ρ_L	m ² /s	Viscosité cinématique du liquide $\nu_L = \frac{\mu_L}{\rho_L}$
ν_w	m ² /s	Viscosité cinématique de l'eau à 20°C
ρ_g	Kg/m ³	Masse volumique du gaz
ρ_L	Kg/m ³	Masse volumique du liquide.
INDICES		
i	_____	Interface
A	_____	Constituant
e	_____	engorgement
G	_____	gaz
L	_____	liquide
O	_____	global (Overall)
1		sommet de la colonne
2		bas de la colonne
LM		Valeur logarithmique moyenne.

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

- (1) A. BOURON et L. BOURON, "Calcul et disposition des appareils de distillation".
Ed. BERANGER, Oaris (1959)
- (2) Technique de l'Ingénieur, "Colonnes à garnissages", J2626
Ed. Technique de l'ingénieur (1986)
- (3) P. WUTHIER, "Le pétrole raffinage et génie-chimique".
Ed. Technique, Paris (1972)
- (4) D. DEFIVES et A. TOJBY, "Transfert de matière- Efficacité des opérations de séparations du génie-chimique",
Ed. Technique, Paris (1976)
- (5) TREYBALL, "Mass transfer opération",
Ed. Mc Graw Hill, (1968)
- (6) J. CROCHOWSKI, "Distillation et réctification",
Ed. E.N.P, Alger (1986)
- (7) J.M COULSON et J.R RICHARDSON, "Chemical engineering",
Volume II, Ed. Mc Graw Hill, (1962)
- (8) J.H. PERRY, " Chemical engineer's hand book",
Ed. Mc Graw Hill, (1964)
- (9) M. LEVA, " Tower packing and packed",
Ed. The Unites States Stoneware (1953)
- (10) A. PARIS, " Les procédés de rectification dans l'industrie chimique".
Ed. DUNOND. Paris (1960)

- (11) W.S. NORMAN, " Absorption, distillation and cooling towers",
Ed. Longman, Londre (1961).
- (12) W.L Mc CABE et J.C.SMITH, " Unit opérations of chemical engineering".
Ed. Mc Graw Hill (1976)
- (13) M. REZZAG, " Conception d'une installation de recification à l'echelle laboratoire",
Projet de Fin d'études, E.N.P Juin 1988.

