

Ecole Nationale Polytechnique

Département : Génie Chimique

المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

Projet de fin d'études pour l'obtention du
Diplôme d'ingénieur d'état en Génie Chimique



Etudié par :

~~M. ABED ZAHAR~~
M. BOUGUERA SID AHMED

Proposé et dirigé par :

M. AEK. NAMANE

Promotion 1998

Ecole Nationale Polytechnique

Département : Génie Chimique



Projet de fin d'études pour l'obtention du
Diplôme d'ingénieur d'état en Génie Chimique

**ETUDE DE L'ABSORPTION
DANS UNE COLONNE
GARNIE
DU SYSTEME (AIR-CO₂,EAU)
APRES SA REMISE EN ETAT**

Etudié par :

*M^r. ABED ZAHAR
M^r. BOUGUERA SID AHMED*

Proposé et dirigé par :

M^r. AEK. NAMANE

Promotion 1998

العمل الحالي على دراسة الإمتصاص في رتل محتوي على
فرش. بعد ملاحظة نظرية ملازمة حوائج خاصة
انتقال المادة بين المرحلة السائلة والمرحلة الغازية،
عرضنا مراحل العمل الذي قمنا به في الرتل وهذا
بهدف إصلاحه.
وبعد هذا، قمنا بدراسة هيدروديناميكية تامة ودرنا
نقدم تحديد المجالات العمل المناسبة
وفي الأخير أقمنا به مجموعة من التجارب للإمتصاص
الغازية على معرفة كيفية تأثير المؤثرات على وحدة الانتقال

Abstract:

The present work aim to the absorption process in packed-column.
After a theoretic view based essentially on the mass transfer between liquid phase and gas phase, we have focus on the step of works carried out on the column in order to proceed to his overhauling.
We have carry out a hydrodynamic study in order to determine the appropriates fields to work on.
At last, we have carry out a serial of absorption test consisting on how operational parameters (liquid delivery, CO₂ delivery and air delivery) affect the transfer unit height.

Résumé:

Le présent travail porte sur l'étude du procédé d'absorption dans une colonne garnie.
Après un aperçu théorique portant essentiellement sur le transfert de matière entre phase liquide et phase gazeuse, nous avons explicité les étapes des travaux effectué sur la colonne afin de procéder à sa remise en état.
Nous avons ensuite effectué une étude hydrodynamique complète afin de déterminer les domaines dans lesquels il nous est préférable de travailler.
Enfin, nous avons terminé par une série d'essais d'absorption qui consiste à savoir comment influent les paramètres opératoires (débit liquide, débit de CO₂ et débit d'air) sur la hauteur d'unité de transfert.

Dédicaces:

Je dédie ce travail à :

- mes merveilleux parents que j'aime énormément
- mes frères et ma sœur , ainsi que mes neveux
- FERIEL
- mes amis : RIADH, NAZIM, ALI, SALIM, BIMBO, HAKIM, MALIK, ABDELHAK, SOFIANE
- ainsi que toutes les personnes que j'ai côtoyé à l'ENP

Zahar

Ce travail est dédié à :

- mes parents
- mon frère
- ma sœur

Sid-Ahmed

A la mémoire de MISSOUM .

Remerciements:



Nous tenons, par la présente occasion, à remercier :

- M^r NAMANE, promoteur qui a dirigé notre travail.
- Les enseignants du département Génie Chimique ayant contribué à notre formation.
- Pr. C. E. CHITOUR, Pr. R. DERRICHE et Pr. CHARCHARI , pour leurs conseils avisés.
- Les membres du jury :

- Pr. C. E. CHITOUR
- Pr. R. DERRICHE
- M^r E. H. BENYOUCEF
- M^r A. SELATNIA

- M^{lle} CHEMINI.
- SALAH et KRIMO ainsi que tous leurs collègues de la bibliothèque.
- Ainsi que tous nos amis pour leur soutien moral, particulièrement :

- RIADH
- ALI
- SALIM
- HAKIM et RYADH
- MABROUK et MEHDI
- BEAUTY0314

- SOMMAIRE -



INTRODUCTION

PARTIE THEORIQUE :

Chapitre I : Généralités sur les principes de la diffusion

I.1) Diffusion

- I.1.1) Principe de la diffusion
- I.1.2) Théorie de la diffusion (Loi de Fick)

I.2) Caractérisation du transfert de matière entre phase liquide et phase gazeuse

- I.2.1) Coefficients de transfert globaux
- I.2.2) Coefficients de transfert partiels

I.3) théories du transfert

- I.3.1) Théorie du double film
- I.3.2) Théorie de pénétration
- I.3.3) Théorie de la couche limite-pénétration

I.4) Unité de transfert

I.5) Produits $K_L a_e$ et $RT K_G a_e$

I.6) Formules

Chapitre II : Mise en contact de gaz et de liquide

II.1) Colonnes à garnissage

- II.1.1) Description
- II.1.2) Différents types de garnissages
- II.1.3) Construction des colonnes garnies
- II.1.4) Caractéristiques physiques des garnissages en vrac
- II.1.5) Hydrodynamique des colonnes garnies
- II.1.6) Choix du garnissage et calcul du diamètre

II.2) Colonnes à plateaux

- II.2.1) Alimentation de liquide
- II.2.2) Distributeurs de gaz
- II.2.3) Caractéristiques comparées des plateaux

II.3) Colonnes à pulvérisation

Partie expérimentale :



Chapitre I : Etude hydrodynamique

I.1) Description de l'appareillage utilisé

I.2) Remise en état de la colonne

I.2.1) Démontage

I.2.2) Lavage et rinçage

I.2.3) Montage

I.3) Etude hydrodynamique

Chapitre II : Essais d'absorption

II.1) Détermination de la pente de la courbe d'équilibre

II.2) Mode opératoire

II.2.1) Mise en marche de l'appareillage

II.2.2) Circuit gaz carbonique

II.2.3) Détermination de la composition du liquide

II.3) Détermination du temps nécessaire à l'obtention du régime permanent

II.4) Essais d'absorption

II.4.1) Influence du débit de CO_2 sur la HUT_{ol}

II.4.2) Influence du débit d'air sur la HUT_{ol}

II.4.3) Influence du débit d'eau sur la HUT_{ol}

II.5) Calcul des coefficients de transfert de matière

CONCLUSION

ANNEXES :

A.1) Corrélation de la vitesse du liquide sur un garnissage

A.2) Perte de charge

A.3) Corrélation au point d'engorgement

A.4) Estimation du diamètre d'une colonne garnie

A.5) Etalonnage du débitmètre phase liquide

A.6) Etalonnage du débitmètre de CO_2

A.7) Etalonnage du débitmètre Air

A.8) Préparation de la solution de soude 0,01 N

A.9) Exemple de calcul

A.10) Détermination des caractéristiques du garnissage

INTRODUCTION

Quand l'ingénieur du génie chimique doit mettre en œuvre un procédé de séparation des différents constituants d'un mélange gazeux, il a très souvent le choix entre plusieurs méthodes :

- absorption,
- adsorption,
- perméation sur membrane...

L'efficacité de la récupération, la sélectivité de la séparation, le coût de l'opération, sont les principaux critères du choix et ce sont ces mêmes considérations qui le guideront, une fois le procédé choisi, pour la recherche des conditions optimales de fonctionnement.

Tout comme la distillation ou l'extraction par solvant, le procédé d'absorption constitue l'une des opérations les plus importantes du génie chimique de par son large spectre d'utilisation.

Faisant appel au transfert de matière entre phases, l'absorption est utilisée dans différents domaines des industries chimiques et pétrochimiques tels que l'épuration des gaz avant leur envoi dans les réacteurs ou la préparation de l'acide sulfurique entre autres.

Cependant, il existe une grande variété d'équipement (tours) permettant la réalisation du procédé d'absorption des gaz.

En effet, la conception d'une tour sera toujours déterminée, en grande partie, selon les besoins exigés et les propriétés du système.

Ainsi, parmi les différents types d'appareillage utilisés pour ce procédé, notons les plus importants, à savoir : les appareils à film tombant, les colonnes à garnissage, les colonnes à pulvérisation et les colonnes à membranes.

Cependant, les colonnes à garnissage restent les plus utilisées du fait de leur simplicité de conception et d'utilisation.

Notre travail, porté sur notre tour garnie, consistera :

1. A diagnostiquer les mauvais fonctionnements de l'appareillage (fuites d'eau, obstruction des canalisations ou de la colonne, indicateur de la perte de charge, etc....)
2. En sa remise en état.
3. Enfin, afin de vérifier sa bonne remise en état et son efficacité, nous effectuerons une étude hydrodynamique complète ainsi que des essais d'absorption sur le système (Air, CO₂ - Eau) dont les résultats seront systématiquement comparés avec ceux obtenus par Namane lors de ses travaux effectués en 1983 sur la même colonne, ce qui nous permettra de juger des effets de l'obsolescence de l'appareillage.

PARTIE THEORIQUE

CHAPITRE I

GENERALITES SUR LES PRINCIPES DE LA DIFFUSION

- Nomenclature -

N_i : flux moléculaire du constituant i , ($\text{moles/m}^2 \cdot \text{s}$)

D_{ij} : coefficient de diffusion du constituant i dans le mélange (i, j), (m^2/s)

S : aire interfaciale perpendiculaire à la direction du transfert de matière, (m^2)

K_G, K_L : coefficients de transfert globaux respectivement de la phase gazeuse et de la phase liquide, ($1/\text{s} \cdot \text{m}^2$)

k_g, k_l : coefficients de transfert partiels respectivement de la phase gazeuse et de la phase liquide, ($1/\text{s} \cdot \text{m}^2$)

H : constante de Henry,

W_i : débit massique du constituant i , (kg/s)

Q_i : débit volumique du constituant i , (kg/s)

I.1) Diffusion :**I.1.1) Principe de la diffusion :**

D'une façon générale, le phénomène de diffusion est défini comme étant le mouvement d'un ensemble de particules dans un milieu sous l'action d'une stimulation quelconque (généralement sous l'action d'une différence de concentration ou de température).

Lorsque nous sommes en présence d'un mélange dans lequel les concentrations ne sont pas uniformes, l'agitation moléculaire tend à rétablir l'uniformité des concentrations selon un processus de diffusion moléculaire duquel résulte, pour chaque constituant, un flux de masse.

En effet, un gradient de concentration a tendance à diriger la composante dans un sens tel que les concentrations s'en trouvent égalisées et le gradient éliminé.

En maintenant le gradient par le fait de fournir en continu la composante sous diffusion à l'extrémité de faible concentration, l'écoulement de celle-ci devient continu ; c'est ce mouvement qui est exploité dans les opérations de transfert de matière.

I.1.2) Théorie de la diffusion (Loi de Fick) :

Une diffusion peut soit ne résulter que d'une action moléculaire, analogue à une conduction pure dans un procédé de transfert de chaleur, soit d'une association d'actions moléculaires et turbulentes analogue aux phénomènes combinés de conduction et convection.

Lorsque nous sommes en présence d'une diffusion moléculaire seule, le flux de diffusion est donné, pour une composante A, par l'équation suivante [1][2] :

$$N_A = -D_{MA} \frac{dY_A}{db} \quad (1)$$

avec D_{MA} : coefficient de diffusion de la composante A (m^2/s).

Y_A : fraction molaire de la composante A.

b : distance jusqu'à la frontière de la phase prise dans le sens de la diffusion (m).

Pour un système à deux composantes A et B dans lequel l'ensemble de la phase reste immuable nous avons :

$$N_A = -N_B$$

avec :

$$N_B = -D_{MB} \frac{dY_B}{db}$$

d'où :

$$N_A + N_B = 0 \Rightarrow D_{MA} \frac{dY_A}{db} = D_{MB} \frac{dY_B}{db} \quad (2)$$

Or, pour un mélange binaire,

$$Y_A + Y_B = 1$$

Soit :

$$\frac{dY_A}{db} = \frac{dY_B}{db} \quad \text{donc} \quad D_{MA} = D_{MB} \quad (3)$$

Le même coefficient de diffusion molaire s'applique avec les deux constituants de notre mélange binaire [3]. Cependant, plusieurs relations empiriques ont été élaborées, permettant la détermination des coefficients de diffusion.

Nous pouvons citer celle de Gilliland [4] relative à la phase gazeuse et pour un mélange binaire

$$D_{AB} = \frac{0,0043 T^{1,5}}{P (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2} \quad (4)$$

Avec M_A et M_B : masses molaires respectives des constituants A et B,

V_A et V_B : volumes molaires des constituants liquides pris à la température normale d'ébullition,

T : température du mélange en K,

P : Pression du mélange en atm.

Nous pouvons aussi citer la relation proposée par ARNOLDS [4] valable pour la phase liquide.

$$D_{AB} = \frac{0,01}{\Delta_A \Delta_B \mu^{0,5} (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right) \quad (5)$$

Δ_A et Δ_B étant des facteurs correctifs,

μ étant la viscosité cinématique .

I.2) CARACTERISATION DU TRANSFERT DE MATIERE ENTRE PHASE LIQUIDE ET PHASE GAZEUSE :

Pour caractériser le transfert de matière entre deux phases, on définit un coefficient de transfert en rapportant le flux moléculaire à une différence de concentrations ou de pressions partielles du constituant diffusant.

I.2.1) Coefficients de transfert globaux :

Considérons une phase gazeuse et une phase liquide en contact, et soit A un constituant de la phase gazeuse soluble dans le liquide .

Le flux moléculaire de transfert sera :

$$N_A = K_G (P - P_A^*) = K_L (C^* - C) \quad (6)$$

où N_A [moles/m²s], est le flux moléculaire du constituant A.

P_A [Pa] : pression partielle du constituant A dans la phase gazeuse,
 P_A^* [Pa] : pression partielle du constituant A dans la phase gazeuse en équilibre avec le liquide de concentration C, de fraction molaire x telle que :

$$P_A^*/P = H_1 x$$

C^* [mol/m³] : concentration molaire à laquelle correspond la fraction molaire x* telle que :

$$P_A/P = H_2 x^*$$

C [mol/m³] : concentration molaire du constituant A dans le liquide (à C correspond la fraction molaire x)

H_1 et H_2 sont les pentes respectives (voir figure 1).

K_G et K_L sont, par définition, les expressions du coefficient de transfert global se rapportant respectivement à la phase gazeuse et à la phase liquide [4].

1.2.2) Coefficients de transfert partiels :

Pour analyser le phénomène plus en détail, on admet que l'équilibre physique est établi à l'interface :

$$\frac{P_{Ai}}{P} = H x_i \quad (7)$$

avec P_{Ai} : Pression partielle du constituant A dans la phase gazeuse, à l'interface,
 x_i : fraction molaire du constituant A dans le liquide, à l'interface,
 H : constante de Henry.

et nous avons encore :

$$N_A = k_g(P_A - P_{Ai}) = k_l(C_i - C) \quad (8)$$

k_g et k_l sont les coefficients de transfert partiels dans la phase gazeuse et dans la phase liquide, et C_i est la valeur de C à l'interface [4].

Lorsque le coefficient H est constant (loi de Henry $H_1 = H_2 = H$) le rapport P_A/x est constant et par suite, le rapport P_A/C l'est également.

Posons $H' = P_A/C$ (H' étant homogène à RT).

En comparant les diverses expressions de N_A , il vient :

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_g} + \frac{H'}{k_l} \quad (9)$$

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_l} + \frac{1}{H'k_g} \quad (10)$$

Ces formules confirment une intuition : si la résistance au transfert dans une phase est négligeable devant celle rencontrée dans l'autre phase, le coefficient de transfert global rapporté à la phase résistante, s'identifie avec le coefficient de transfert partiel dans cette phase [1][4].

Par exemple si $\frac{1}{k_1} \approx 0$, on aura $K_G \approx k_g$ (mais rien n'interdit, si cela facilite les calculs ultérieurs, d'utiliser le coefficient de transfert global rapporté à la phase liquide $K_L \approx H' k_g$). Les quantités $P_A - P_A^*$; $P_A - P_{Ai}$; $x^* - x$; $x_i - x$ ou $C^* - C$; $C_i - C$ sont souvent appelées forces motrices (driving forces) du système.

La présentation consacrée qui précède implique la dimension d'une vitesse pour les coefficients k_1 et K_L ; ils conservent cette dimension si le flux transféré $\frac{dW_A}{dS}$ est exprimé en masse par unité de surface et de temps et les concentrations c , du constituant A dans la phase liquide, en masse par unité de volume:

$$\frac{dW_A}{dS} = K_L (c^* - c) \quad (11)$$

Avec $c^* = C^* \times$ la masse molaire du constituant A
 W_A : débit-masse du constituant A.
 S : surface interfaciale.

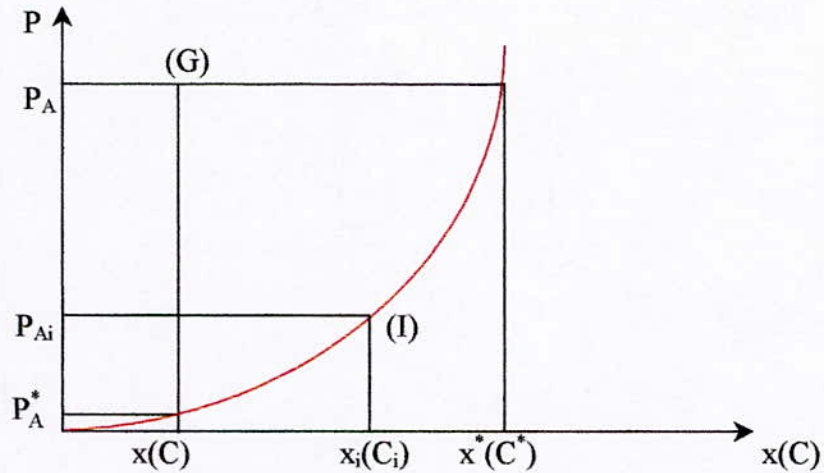
Si le débit - volume Q_A du constituant A dans la phase gazeuse est mesuré sous la pression totale P et à la température thermodynamique T , la loi des gaz parfaits, d'une précision généralement bien suffisante pour la présente théorie, conduit à :

$$N_A \cdot S = P Q_A / RT \quad (12)$$

$$\frac{dQ_A}{dS} = RT K_G (P_A - P_A^*) / P \quad (13)$$

avec R : constante molaire des gaz,
 et T : température thermodynamique.

Les produits $RT k_g$ et $RT K_G$ se révèlent également homogènes à des vitesses [4].

Figure 1 : courbe d'équilibre d'un système G-L

- G : point représentatif du gaz à absorber.
 I : point représentatif de l'interface.
 [GI] : segment représentatif des forces motrices.

Ces forces dépendent de la différence de pression partielle et de concentration du gaz à l'entrée et à l'interface (soit $P_A - P_{Ai}$ et $C_i - C$) :

$$\frac{P_A - P_{Ai}}{C_i - C} = \frac{k_l}{k_g} \quad (14)$$

- P_A : pression partielle du constituant A dans la phase gazeuse.
 x : fraction molaire de A dans le liquide.

voir

$$\frac{P_A^*}{P} = H_1 x \quad (15)$$

$$\frac{P_{Ai}}{P} = H_1 x_i \quad (16)$$

$$\frac{P_A}{P} = H_2 x^* \quad (17)$$

1.3) THÉORIES DU TRANSFERT

Plusieurs procédés en Génie Chimique impliquent le transfert de matière entre deux phases ; afin de mieux en comprendre les mécanismes, plusieurs théories furent proposées pour décrire les conditions régnant au voisinage de l'interface .

En effet, la poursuite des calculs requiert la connaissance des lois d'évolution des coefficients de transfert en fonction des paramètres du système, qu'il s'agisse d'un calcul direct ou de la transposition de résultats expérimentaux.

La théorie consiste à relier ces coefficients au produit d'une diffusion moléculaire au voisinage d'une interface par un renouvellement d'ensemble de celle-ci. Le transfert au voisinage d'une interface a fait l'objet de trois modèles remarquables : double film, pénétration, couche limite - pénétration.

1.3.1) Théorie du double film :

Nernst [1] proposa de rendre compte du transfert de matière entre des surfaces solides et un liquide agité, par l'existence d'une couche de liquide liée au solide et à travers laquelle le transfert se fait par diffusion moléculaire. Suivant ce modèle, la turbulence s'amortit à une certaine distance de la surface solide, distance d'autant plus petite que l'intensité de l'agitation est grande.

Ce schéma fut étendu au cas de deux phases fluides en contact, par Lewis et Whitman [4], qui ont admis l'existence d'une telle couche, ou film ; dans chaque phase, les forces de tensions interfaciales suffisant à provoquer, ici aussi, l'amortissement de la turbulence.

La concentration du constituant A est uniforme jusqu'à une certaine distance de l'interface à partir de laquelle elle varie jusqu'à la concentration interfaciale C_{Ai} . Cette théorie suppose que la résistance au transfert est localisée dans deux films d'épaisseurs δ_G et δ_L immobiles de part et d'autre de l'interface ; dans chacun de ces films, le transfert de matière s'effectue par diffusion moléculaire.

$$k_g = D_G / (\delta_G RT) \quad (18)$$

$$k_l = D_L / \delta_L \quad (19)$$

avec D_G et D_L en (m^2/s) : coefficients de diffusion respectivement dans le gaz et dans le liquide. Nous pouvons représenter le modèle par le schéma suivant :

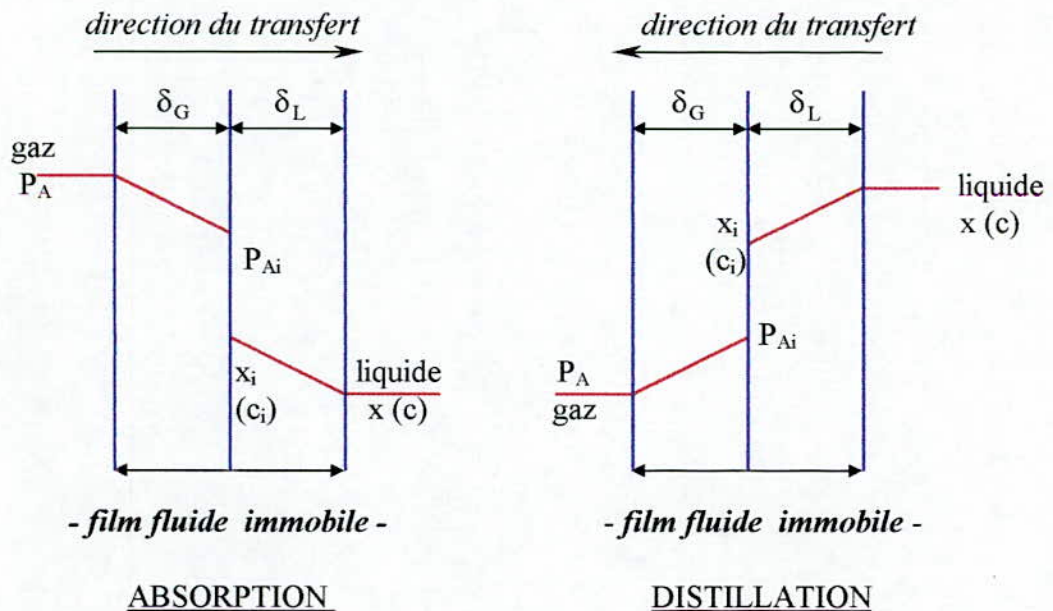


Schéma :1 - Représentation schématique du double film de Whitman -

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.

I.3.2) Théorie de pénétration :

En 1935, Higbie [1][4] critiqua le modèle du film en affirmant que le temps de contact entre les deux phases serait, en effet, trop court pour permettre l'établissement d'un régime stationnaire.

La théorie de pénétration, proposée par Higbie et revue par Danckwerts [1][4][5], suppose un renouvellement des éléments fluides de petites dimensions, présents à l'interface à un instant déterminé, par des éléments qui viennent du 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 éléments à l'interface (« s » a la dimension de l'inverse d'un temps), il vient :

$$k_g = \frac{\sqrt{D_G s_G}}{RT} \quad (20)$$

$$k_l = \sqrt{D_L s_L} \quad (21)$$

I.3.3) Théorie de la couche limite-pénétration :

La théorie de Torr et Marchello [4] fait une synthèse entre les deux précédentes et conduit à :

$$k_g = \frac{\sqrt{D_G s_G}}{RT \operatorname{th}(\delta_G \sqrt{s_G/D_G})} \quad (22)$$

$$k_l = \frac{\sqrt{D_L s_L}}{\operatorname{th}(\delta_L \sqrt{s_L/D_L})} \quad (23)$$

« s » petit correspond à des temps de séjour à l'interface élevés en moyenne et conduit asymptotiquement à la formule de Whitman, alors que « s » grand correspond à des temps de séjour à l'interface faibles en moyenne et conduit asymptotiquement à la formule de Danckwerts.

I.4) UNITE DE TRANSFERT : [1][2][4]

Soit le schéma de la colonne suivant :

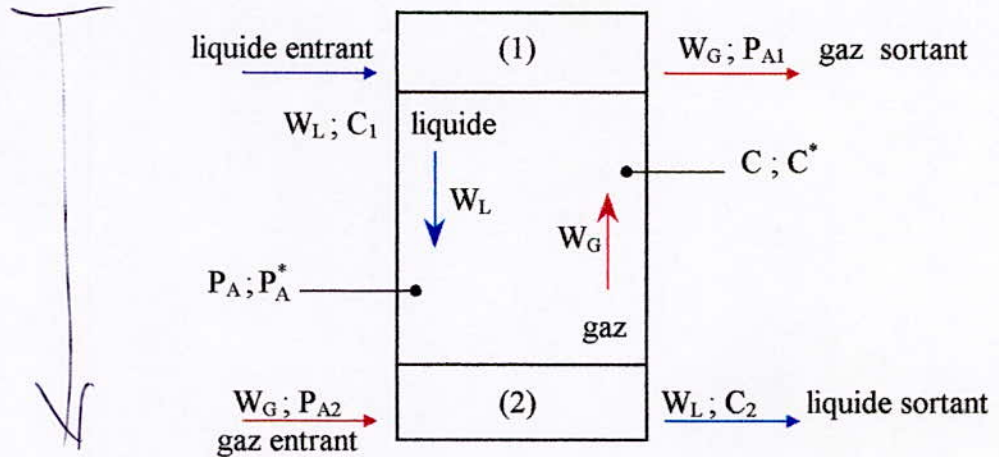


schéma :2

Le débit transféré entre un niveau quelconque et le sommet de la colonne (indice 1 sur le schéma) étant supposé négligeable devant ceux de gaz et de liquide, on a :

$$\frac{W_L}{\rho_L} (C - C_1) = \frac{W_G}{\rho_G} (P_A - P_{A1}) \frac{M_A}{RT} \quad (24) \quad \text{à vérifier}$$

avec

- W_L et W_G (kg / s) : débit - masse respectif du liquide porteur et du gaz porteur.
- ρ_L et ρ_G (kg/m³) : masse volumique respective du liquide et du gaz.
- C et C_1 (kg/m³) : Concentration en masse du soluté A dans la phase liquide à un niveau quelconque, au sommet de la colonne.
- P_A et P_{A1} (Pa) : Pression partielle du soluté A dans la phase gazeuse dans la colonne, au sommet de la colonne.
- M_A (g/mol) : masse molaire du soluté A .

L'évolution du système est donc caractérisée par une relation linéaire entre P_A et C à laquelle correspond la droite opératoire dans le système d'axes correspondants.

On peut donc également écrire :

$$dW_A = (W_L/\rho_L) dC = K_L (C^* - C) dS \quad (25) \quad \text{vérifier}$$

Pour une colonne garnie, si a_e est la surface volumique effective, on a :

$$dS = a_e dV = a_e A dZ \quad (26)$$

D'ou, finalement, en intégrant sur toute la hauteur garnie :

$$Z = \frac{L}{\rho_L K_L a_e} \int_1^2 \frac{dC}{C^* - C} \quad (27)$$

avec $L = \frac{W_L}{A}$

(1 : sommet de la colonne ; 2 : base de la colonne) .

Dans cette relation, nous supposons K_L constant, sinon il s'agit d'une valeur moyenne. L'intégrale est un nombre ; c'est le nombre d'unités de transfert en phase liquide :

$$NUT_L = \int_1^2 \frac{dC}{C^* - C} \quad (28)$$

Le principe du calcul graphique est présenté sur la figure 2.

Le terme $\frac{L}{\rho_L K_L a_e}$, homogène à une longueur, est la hauteur d'une unité de transfert :

$$HUT_L = \frac{L}{\rho_L K_L a_e} \quad (29)$$

On aura de même :

- Un nombre d'unité de transfert en phase gazeuse :

$$NUT_G = \int_1^2 \frac{dP_A}{P_A - P_A^*} \quad (30)$$

- Une hauteur d'unité de transfert en phase gazeuse :

$$HUT_G = \frac{G}{\rho_G RT K_G a_e} \quad (31)$$

avec $G = \frac{W_G}{A}$

Les hauteurs d'unités de transfert ainsi définies sont des hauteurs globales ; de façon analogue, on peut définir des hauteurs de transfert partielles hut_g et hut_l liées aux coefficients de transfert partiels k_g et k_l :

$$hut_g = \frac{G}{\rho_G RT k_g a_e} \quad (32)$$

$$hut_1 = \frac{L}{\rho_L k_1 a_e} \quad (33)$$

Ces différentes hauteurs étant liées entre elles par les relations suivantes :

$$\text{voir} \left\{ \begin{array}{l} HUT_G = hut_g + (H \times hut_1) \quad (34) \\ HUT_L = hut_1 + \left(\frac{hut_1}{H} \right) \quad (35) \end{array} \right.$$

avec H constante de Henry .

La HUT présente une affinité étroite avec le coefficient de transfert de masse, et les deux quantités sont essentiellement équivalentes. La HUT est plus facile à comprendre par l'imagination, sa dimension n'étant qu'une longueur. Les unités du coefficient de transfert sont plus complexes, et les ordres de grandeur numériques varient sur des plages très étendues.

En plus, puisque dans les tours garnies $k_g a_e$ augmente avec G et $k_1 a_e$ avec L, les rapports $G/(k_g a_e)$ et $L/(k_1 a_e)$, et donc H_G et H_L , sont presque indépendants des débits de liquide et de gaz.

La plupart des données expérimentales sur les tours garnies sont données en HUT plutôt qu'en coefficients.

Remarque :

Dans l'intégrale $NUT_L = \int_1^2 \frac{dC}{C^* - C}$, le dénominateur $C^* - C$, est la différence à ordonnée constante entre l'abscisse de la courbe d'équilibre et celle de la droite opératoire. Il s'agit donc d'une fonction linéaire de la concentration C, et par conséquent

$$NUT_L = \frac{C_2 - C_1}{(C^* - C)_{LM}} \quad (36)$$

avec $(C^* - C)_{LM}$: moyenne logarithmique de $C_2^* - C_2$ et $C_1^* - C_1$

$$(C^* - C)_{LM} = \frac{(C_2^* - C_2) - (C_1^* - C_1)}{\ln \left(\frac{C_2^* - C_2}{C_1^* - C_1} \right)} \quad (37)$$

En phase gazeuse, on aura de même :

$$NUT_G = \frac{P_{A1} - P_{A2}}{(P_A - P_A^*)_L} \quad (38)$$

(indice 1 : sommet de la colonne ; indice 2 : bas de la colonne)

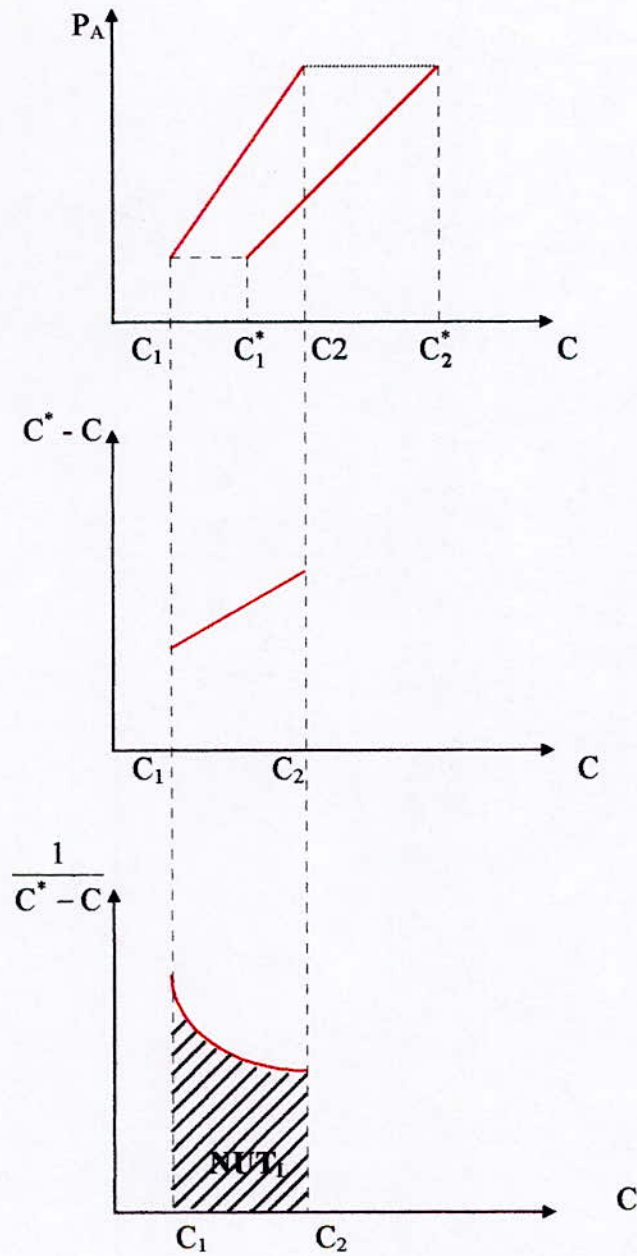


Figure :2 - Calcul du nombre d'unité de transfert en phase liquide -

1.5) PRODUITS $K_L a_e$ et $RT K_G a_e$: [4]

Nous avons vu, dans le paragraphe précédent que :

$$dW_A = \left(\frac{W_L}{\rho_L} \right) dC = K_L a_e (C^* - C) dV \quad (39)$$

Conduit également à :

$$W_A = \left(\frac{W_L}{\rho_L} \right) (C_2 - C_1) = K_L a_e (\overline{C^* - C}) V \quad (40)$$

qui définit une valeur moyenne $\overline{C^* - C}$ de la force agissante. Cette valeur moyenne est la moyenne logarithmique $(C^* - C)_{LM}$

L'expression $K_L a_e = \frac{W_A}{V(C^* - C)_{LM}}$ est précisément la formule à employer pour dépouiller les résultats d'un essai sur une colonne fonctionnant dans les conditions déjà énoncées :

- courbe d'équilibre assimilée à une droite ($H = H_1 = H_2$),
- débit transféré négligeable devant celui des porteurs .

Pour déduire K_L du produit de l'expression précédente $\left(K_L a_e = \frac{W_A}{V(C^* - C)_{LM}} \right)$, il faut connaître la surface volumique effective pour le transfert (a_e).

En phase gazeuse on aura à partir de l'expression :

$$\frac{dQ_A}{dS} = RT K_G \frac{(P_A - P_A^*)}{P} \quad (41)$$

L'expression suivante :

$$RT K_G a_e = \frac{Q_A P}{V(P_A - P_A^*)_{LM}} \quad (42)$$

I.6) FORMULES :

La détermination des coefficients de transfert de masse a été orientée non seulement par les considérations des modèles de représentation du transfert de masse (voir III théories du transfert), mais également par l'analogie entre les transferts massiques et les transferts thermiques par convection forcée .

L'étude du transfert dans la phase liquide est un peu plus avancée que celle du transfert dans la phase gazeuse ; en effet, pour constituer un système à résistance prédominante dans la phase liquide, il suffit souvent d'étudier la dissolution de gaz purs.

a) Phase liquide :

Pour le coefficient de transfert dans la phase liquide, Onda et Coll.[4] ont proposé, en 1959, la formule suivante :

$$k_l [\rho_L / (\mu_{Lg})]^{1/3} = 0,021 (a d)^{-0,49} (Re_L)^{0,49} (Sc_L)^{-0,50} \quad (43)$$

Re_L est le **nombre de Reynolds** et Sc_L le **nombre de Schmidt**, (tous deux pour l'écoulement liquide) :

$$Re_L = \frac{dL}{\mu_L} \quad (44)$$

$$Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \quad (45)$$

Cette formule confirme les travaux de Van Krevelen et Hofstijzer ainsi que ceux de Yoshida et Koyanagi ; son emploi est simple, mais a pour inconvénient de se fonder sur la surface totale « a » offerte par le garnissage.

En 1968, une nouvelle équipe dirigée par Onda a donné la formule :

$$k_L [\rho_L / (\mu_L g)]^{1/3} = 0,0051 (a d)^{-0,27} (a_w / a)^{2/3} (Sc_L)^{-0,50} \quad (46)$$

b) Phase gazeuse :

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

$$Sh_G = 5,23 (a d)^{-1,7} (Re_G)^{0,7} (Sc_G)^{1/3} \quad (47)$$

Avec :

- $Sh_G = RT k_G \frac{d}{D_G}$ **nombre de Sherwood.** (48)

- $Re_G = \frac{dG}{\mu_G}$ **nombre de Reynolds.** (49)

- $Sc_g = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G}$ **nombre de Schmidt relatif aux gaz.** (50)

Tous trois pour l'écoulement gazeux [4].

CHAPITRE II

MISE EN CONTACT DE GAZ ET DE LIQUIDE

- Nomenclature -

N_A : flux de transfert du constituant A, (moles/m².s)

n_A : débit de transfert du constituant A, (moles/s)

A_e : surface d'échange, (m²)

ϵ_0 : porosité,

a_g, a : surface par unité de volume, (m²/m³)

A, A_c : aire de la section droite d'une colonne, (m²)

D : diamètre intérieur du fût, (m)

d : dimension nominale d'un garnissage, (m)

e : épaisseur du garnissage, (m)

N : nombre d'éléments par unité de volume, (m⁻³)

M : taux de mouillage, (m²/s)

L : débit liquide, (moles/s)

G, v_G : débit gazeux, (moles/s)

σ : tension superficielle du liquide, (kg/s²)

r : rétention,

E_0 : nombre d'Eötvös,

F : facteur de garnissage, (m²/m³)

Dans tout échangeur de matière, le débit de transfert entre phases d'un constituant est proportionnel à la surface d'échange A_e et à la densité de flux de transfert N_A . Ainsi pour un constituant A on écrira:

$$n_A = N_A A_e \quad (51)$$

La surface d'échange sera, le plus souvent, explicitée en fonction de l'aire spécifique d'échange, a_e , et du volume de l'échangeur V :

$$A_e = a_e V \quad (52)$$

Quant à la densité de flux de transfert elle peut s'exprimer par :

$$N_A = k_c C_A \quad (53)$$

Le coefficient de transfert k_c , dépend, entre autre, de la géométrie de l'échangeur. C'est donc dire l'importance de ce dernier.

Pour satisfaire de bonnes conditions de fonctionnement des échangeurs "gaz-liquide", plusieurs systèmes peuvent être envisagés:

- distribution de liquide en couche mince sur une grande surface dont la forme impose au liquide et au gaz de brusques changements de direction favorisant ainsi le mélange,
- bullage de gaz dans un liquide: les grandes surfaces de contact ainsi créées, jointes à une forte agitation du liquide, contribuent à un bon échange,
- dispersion de liquide en gouttes dans un gaz: bien que ce procédé permette également d'obtenir des aires de contact très grandes, la goutte, de par la rigidité de sa surface, peut ne pas présenter les conditions de turbulence nécessaire à un bon transfert.

A ces trois modes de contact correspondent respectivement trois types d'appareillage industriel:

- *colonnes à garnissage*
- *colonnes à plateaux*
- *colonnes à pulvérisation*

Il est important de remarquer que le garnissage et le plateau agissent d'une triple manière:

- ils augmentent l'aire de contact gaz-liquide et par là, la surface d'échange par unité de volume de colonne,
- ils provoquent des tourbillons locaux dans le liquide renouvelant ainsi sa surface: ils favorisent également le brassage et l'homogénéisation locale des concentrations,
- ils contribuent à l'augmentation des temps de séjour des fluides, évitant notamment la formation de grands mouvements de convection longitudinaux dans le gaz.

La colonne à pulvérisation est surtout caractérisée par les grandes surfaces de contact et sa simplicité de conception.

II.1) COLONNES A GARNISSAGE :

II.1.1) DESCRIPTION :

Le gaz et le liquide circulent le plus souvent à contre courant. Les gaz sont admis à la base de la colonne sous la grille support du garnissage et sont évacués au sommet. Le liquide est distribué en tête par un système approprié afin de mouiller toute la surface du garnissage. Quelques modèles de support de garnissage et de distributeur de liquide sont représentés sur la figure 3, leur conception est telle qu'ils créent aussi peu de perturbations que possible. Ces dispositifs peuvent être placés à différents niveaux d'une colonne, il s'agit des supports de garnissage, afin d'éviter des surcharges trop importantes sur les couches inférieures lorsque les hauteurs sont importantes, et des distributeurs afin d'assurer un mouillage correct et une redistribution du liquide [5][7].

Les garnissages dont les principaux types sont représentés sur la figure 3 sont caractérisés par leur deux propriétés intrinsèques:

- surface par unité de volume a_g (m^2 / m^3)
- degré de vide, ou porosité ϵ_0

Nous avons rassemblé ces propriétés, ainsi que d'autres caractéristiques, notamment le facteur de garnissage F dans le tableau I.

Le critère d'un bon garnissage est de présenter une surface par unité de volume aussi grande que possible afin d'offrir une surface de contact importante, ainsi qu'un vide élevé pour permettre des débits de fluide également importants sans pour cela créer des chutes de pression trop fortes.

II.1.2) DIFFERENTS TYPES DE GARNISSAGES:

Le nombre de types de garnissages inventés depuis une cinquantaine d'années est impressionnant. Nous avons dû limiter l'énumération aux principales productions dont les caractéristiques ont été diffusées par les constructeurs et recoupées par des résultats d'exploitation.

Dans ce qui suit, les principales caractéristiques des garnissages seront exprimées dans les unités anglo-saxonnes et quelquefois avec leurs conversions en unités SI indiquées entre parenthèses.

II.1.2.1) Garnissages en vrac :

A) Anneaux Raschig: (figure 4a)

Ce sont des manchons cylindriques de hauteur égale au diamètre extérieur (dimension nominale). Le choix du matériau est extrêmement vaste : céramique (grès ou porcelaine), graphite, métaux et alliages, plastiques et verres. Les dimensions nominales courantes vont de 6,4 à 102 mm (1/4 à 4 in) [8].

B) Anneaux Pall : (figure 4b)

La surface intérieure d'un anneau Raschig se révèle beaucoup moins accessible au mouillage que sa surface extérieure, d'où l'idée de ménager des fontes transversales dans les parois en repoussant la matière à l'intérieur. Les anneaux Pall ainsi constitués permettent de

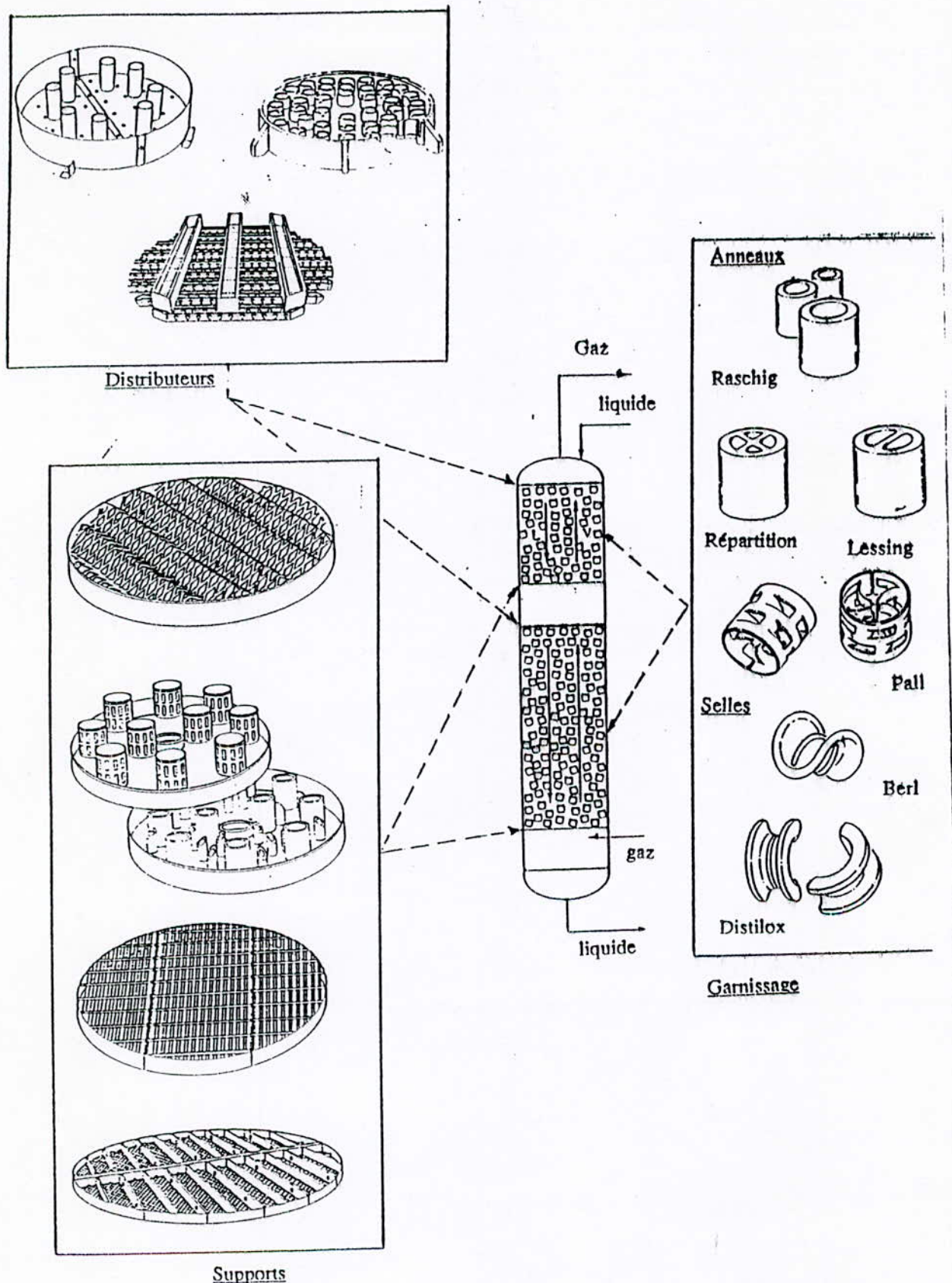


Figure 3 : Colonne à garnissage

réduire le volume de garnissage à mettre en œuvre, pour une opération donnée, d'environ 30 à 40 %. Ces anneaux, de plus en plus répandus, existent en céramique, métaux et plastiques ; les dimensions nominales courantes vont de 15,9 à 79 mm (5/8 à 3 in) [8].

C) Selles de Berl : (figure 4c)

Ces corps ont une forme dérivée du paraboloïde hyperbolique avec renforcement des arrêtes et adjonction des nervures. Cette forme assure au lit une structure enchevêtrée provoquant un autoblocage qui diminue la poussée exercée par la charge sur les parois de la colonne. On constate également une homogénéité de la fraction du vide. Le volume à mettre en œuvre pour une opération déterminée est sensiblement de 20 % inférieur à ce qu'il serait avec des anneaux Raschig. La production, essentiellement en céramique ou en plastique, s'effectue par moulage. Les dimensions nominales courantes vont de 6,4 à 76 mm (1/4 à 3 in) [8].

D) Selles Intalox : (figure 4d)

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. Leur production, essentiellement en céramique ou en plastique, peut être obtenue par extrusion.

L'emboîtement des selles Intalox est moins marqué que celui des selles de Berl ; c'est à la fois un avantage (meilleure porosité de la charge, diminution des points de contact générateurs d'angles morts). En première approximation, le volume à mettre en œuvre pour une opération déterminée est le même qu'avec les selles de Berl [8].

E) Garnissages en vrac actuels :

On peut admettre que l'anneau Pall est le prototype des garnissages modernes apparus dans les années quatre-vingts. Les ouvertures dans les parois des anneaux Pall sont encore relativement modestes.

Sur les anneaux récents en métal ou en plastique :

- anneaux *Hy-pak* de Norton (figure 4e),
- anneaux *Ralu-ring* de Raschig, *Higflow* de Raushert et *V-pack* de VFF,

plus la moitié de la surface latérale est évidée.

Les selles ont suivi la même évolution : les *Super-Intalox* de Norton (figure 4f), en céramique ou en plastique, et les super *Super-Torus* de Raschig, en plastique, sont ajoutés.

La selle *IMTP* de Norton (figure 4g) en métal est, vis-à-vis de la selle de Berl, ce qu'est l'anneau *Hy-pak* vis-à-vis de l'anneau Raschig.

Le trait d'union entre les garnissages actuels semble donc être la recherche de 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) [8].

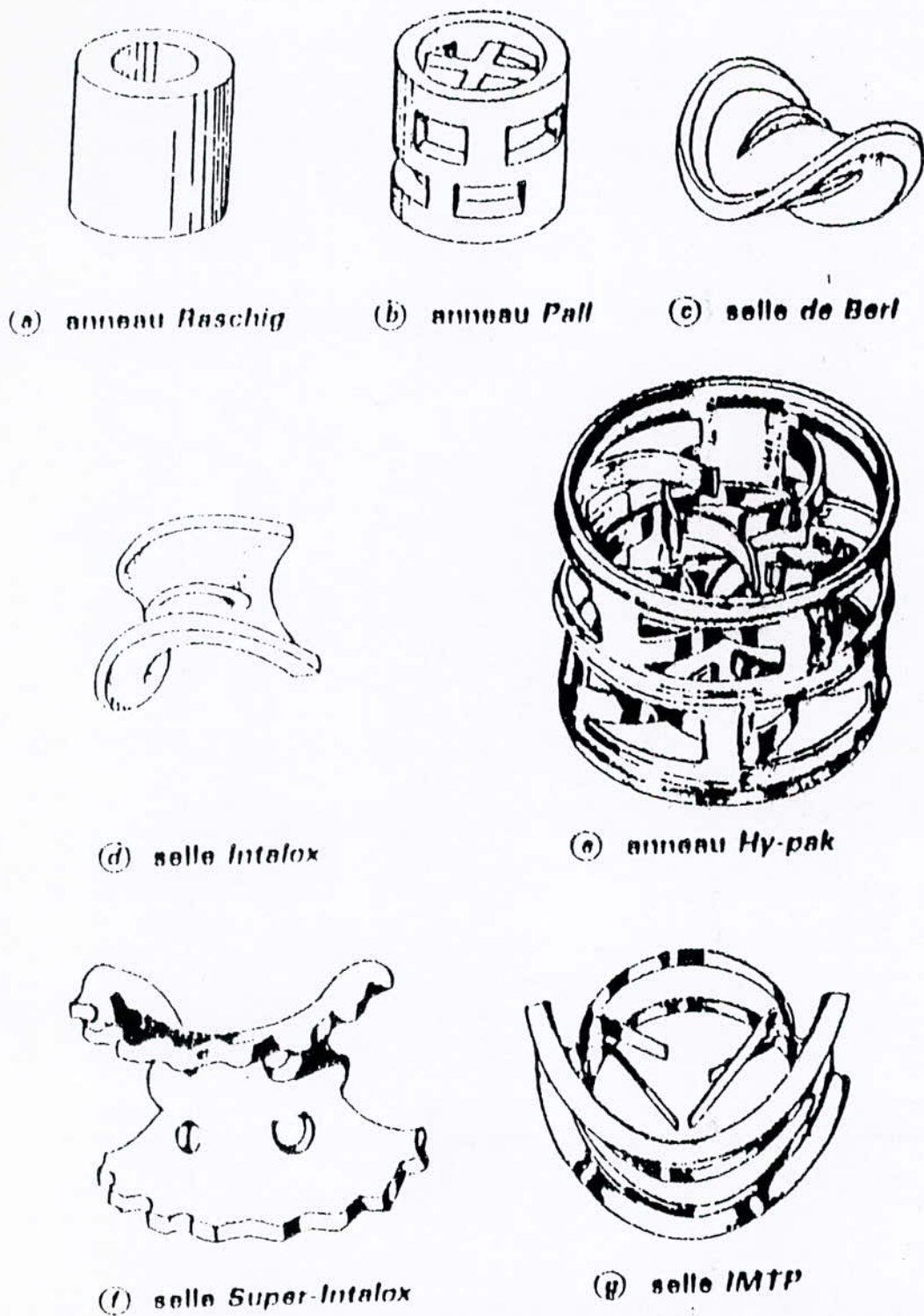


Figure 4 : Différents types de garnissages en vrac.

II.1.2.2) Garnissages systématiques :

A) 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 (figure 3). Cette disposition est particulièrement recommandée pour les colonnes de grand diamètre ($\geq 2\text{m}$) lorsque la charge de garnissage est importante ou lorsque les problèmes de corrosion requièrent une grille briquetée.

L'emploi d'anneaux ordonnés comportant un cloisonnement simple ou multiple se révèle alors intéressant pour augmenter la surface d'appui :

- du garnissage en vrac sur les anneaux ordonnés,
- des couches d'anneaux ordonnées les unes sur les autres,
- des anneaux ordonnés sur la grille support briquetée (figure 5).

L'**anneau Lessing** (figure 6a) est un anneau Raschig possédant une cloison interne droite. L'**anneau à croix de partition** (figure 6b) possède deux cloisons internes perpendiculaires [8][9].

B) Matelas :

Ils sont obtenus par juxtaposition de bandes de tissus métalliques ou plastiques gaufrées. Les ondes de gaufrage forment des anneaux inclinés à 45° parfois simples, plus souvent en chevrons. Les éléments, de 0,1 à 0,15 m (4 à 6 in) de hauteur, sont cylindriques, d'une seule pièce pour un diamètre inférieur ou égal à 0,3 m (1 ft), en plusieurs pièces pour des diamètres supérieurs [8].

La vente des matelas a tendance à stagner en raison du développement des garnissages structurés, décrits ci-après.

C) Garnissages structurés :

Ce sont des éléments autoporteurs formés de canaux inclinés à 30 ou 45° sur la verticale, le diamètre hydraulique de ces canaux est variable depuis environ 0,01 m suivant les produits ; ces canaux peuvent être éventuellement munis de perforations. Ces éléments sont fournis en acier, en plastique ou en céramique [8].

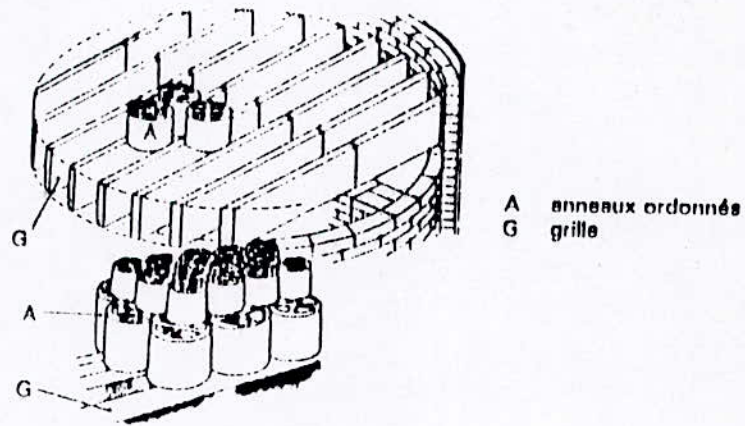


Figure 5 : Interposition d'anneaux ordonnés entre une grille et du garnissage en vrac.

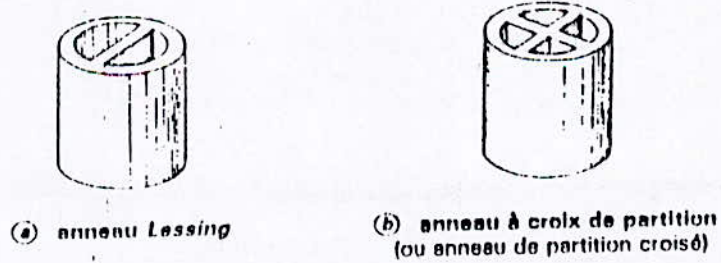


Figure 6 : Différents types d'anneaux ordonnés.

II.1.3) CONSTRUCTION DES COLONNES GARNIES :

Le fonctionnement d'un lit de garnissage dépend fondamentalement :

- de la distribution du liquide et du gaz,
- du choix d'une dimension nominale du garnissage compatible avec le diamètre intérieur de la colonne,
- du soin apporté à la mise et au maintien en place de la charge.

II.1.3.1) Support du garnissage et distribution de la phase gazeuse :

Chaque lit de garnissage est supporté par un système de grille distributrice (figure 7). Un premier dispositif employant des anneaux ordonnés a été décrit dans le paragraphe A du II.1.2.2 (page 20)

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 [8].

La théorie de l'engorgement au sein du garnissage, développée au paragraphe c page 37, est désormais bien connue, mais nous oublions encore trop souvent qu'un engorgement peut tout aussi bien s'amorcer au niveau du supportage. Il est donc fondamental de vérifier qu'une grille distributrice, associée avec le garnissage qu'elle supporte, offre une fraction de vide superficiel au moins égale à celle du garnissage seul [2][8].

II.1.3.2) Distribution de la phase liquide et fixation du garnissage :

La phase liquide doit traverser le lit de garnissage sous forme d'un ruissellement en l'absence de cascades. La quantité de liquide qui excède la quantité maximale acceptable par le film est chassée par le gaz vers les parois de la colonne ; au voisinage des parois, le liquide trouve une zone de moindre turbulence dans laquelle il poursuit sa chute en cascade alors qu'il peut exister au centre de la colonne des régions où le garnissage n'est pas assez mouillé pour offrir un film continu. L'existence d'une cascade à faible surface volumique dans une zone de faible turbulence et celle de surfaces sèches dans les zones de forte turbulence sont deux phénomènes notablement défavorables à l'échange de masse entre phases [7][8].

Les garnissages actuels se distinguent des garnissages conventionnels par un gouttage important d'une partie de la surface d'un élément sur une autre partie du même élément ou sur le suivant pour y reformer un film. Ce phénomène ne doit pas être confondu avec un écoulement en une cascade qui ne peut se résorber en un film à partir de ses points de chute.

Pour éviter l'établissement de passages préférentiels, la répartition du liquide au dessus du lit de garnissage doit être aussi uniforme que possible avec au moins cinquante points d'alimentation par mètre carré de section droite.

Pour satisfaire aux impératifs précédents, il faut :

- vérifier l'horizontalité des distributeurs à auges (figure 8a) ou des déversoirs à cheminées (figure 8b),
- veiller à ce que les barillets perforés (figure 8c) aient une section suffisante et soient pourvus d'une alimentation maillée afin de minimiser les pertes de pression qui favoriseraient certains trous aux dépens des autres.

Si les dispositions précédentes sont respectées, l'écoulement préférentiel du liquide le long des parois est négligeable et on peut envisager des hauteurs garnies atteignant dix mètres sans devoir interposer un plateau redistributeur.

Il est recommandé de maintenir le garnissage au moyen d'une grille posée et fixée au-dessus de chaque lit, cette grille pouvant être solidaire du dispositif de distribution du liquide. L'expérience montre en effet qu'une brusque décompression (ouverture d'une soupape de sûreté par exemple) peut s'accompagner d'un entraînement d'éléments de garnissage si les précautions précédentes n'ont pas été prises [8][9].

II.1.3.3) Choix de la dimension nominale et mise en place du garnissage :

On réduit l'incidence, somme toute néfaste, de la paroi de la colonne en bornant inférieurement le rapport du périmètre de garnissage mouillé dans une section droite à celui de la colonne $a A/D$

Avec a surface volumique d'un garnissage,
 A aire de la section droite d'une colonne,
 D diamètre intérieur du fût.

Nous verrons au paragraphe II.4.3 (page 25), que la surface volumique d'un garnissage est inversement proportionnelle à sa dimension nominale ($a = \kappa/d$, avec κ constante et d dimension nominale d'un garnissage) ; par conséquent, la condition précédente devient [8] :

$$a A/D = \pi a D/4 = \pi D/(4 \kappa d) \quad (54)$$

et l'on se fixe habituellement $D/d \geq 8$.

La mise en place du garnissage est une opération délicate. En aucun cas on ne doit le laisser tomber en chute libre dans l'air ; de tels errements aboutissent à une casse ou à une déformation importante des garnissages, ce qui favorise les passages préférentiels, augmente la perte de pression et les risques d'engorgement. La plus simple des méthodes préconisées consiste à remplir la colonne d'eau avant chargement. La descente par panier qu'on ne renverse qu'après les avoir doucement descendus au niveau est plus délicate. La descente par manche n'est pas recommandée ; pour freiner convenablement la descente, la manche doit avoir un faible diamètre, mais elle risque alors de se boucher, et si la descente s'effectue bien elle s'accompagne d'une casse inadmissible [7][8].

II.1.4) CARACTERISTIQUES PHYSIQUES DES GARNISSAGES EN VRAC :

II.1.4.1) Généralités :

Il est certes conventionnel mais quelque peu abusif de parler des caractéristiques d'un garnissage sans préciser le diamètre de la colonne dans laquelle elles ont été déterminées ainsi que les conditions de chargement.

Les conditions de mise en place du garnissage (à sec ou dans une colonne remplie d'eau, avec ou sans tassement de la charge) modifient de façon importante, mise en évidence par Lobo et coll. [8], la valeur de la fraction volumique de vide ainsi que le facteur de garnissage F dont la signification est donnée au paragraphe c (page 37).

Le rapport de la dimension nominale d du garnissage au diamètre D de la colonne joue également un rôle important ; si celui-ci est inférieur à $1/8$ [9], des arcs-boutements se produisent ; ces arcs-boutements augmentent la fraction volumique de vide ε comme indiqué dans la formule empirique de Reichelt et Blass [8]:

$$\varepsilon = 0,374 + 0,626 [1 - (2e/d)]^2 + 0,3 \{ 1 - [1 - 2(e/d)]^2 \} (d/D) \quad (55)$$

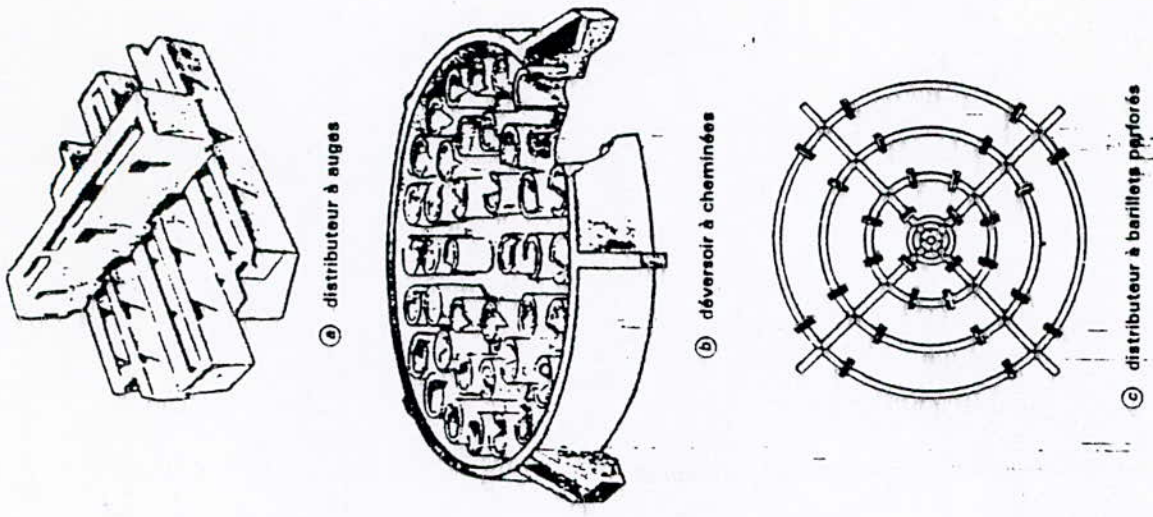


Figure 8: Différents types de distributeurs de la phase liquide

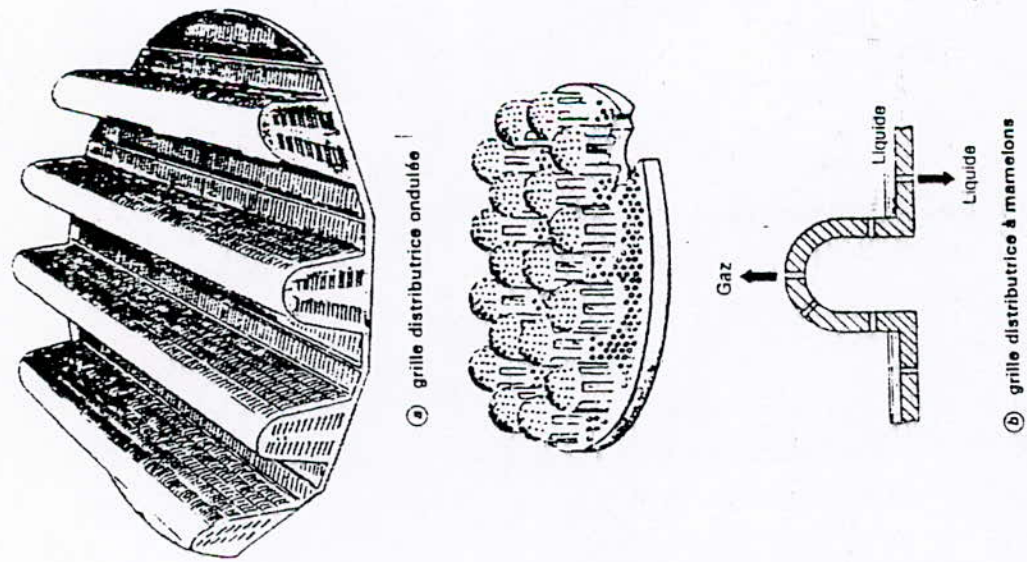


Figure 7: Différents types de grilles distributrices

avec e épaisseur de paroi des anneaux.

Les valeurs consignées dans la suite s'entendent pour un chargement dans une colonne remplie d'eau dont le diamètre est au moins huit fois supérieur à la dimension nominale du garnissage, le chargement n'étant pas suivi de vibrations.

Les données disponibles sont surabondantes ; issues de la compilation d'ouvrages généraux et de notices de constructeurs américains, elles permettent d'estimer ou de vérifier les paramètres d'un garnissage d'un des types étudiés mais de dimension nominale différente.

II.1.4.2) Caractéristiques d'un élément :

La fraction pleine $(1 - \varepsilon)V$ du volume garni V est égale au produit du nombre d'éléments NV par le volume d'un élément V_g [8], d'où :

$$N V_g = (1 - \varepsilon) V \quad (56)$$

La surface aV offerte par le volume garni V est égale au produit du nombre d'éléments NV par la surface d'un élément $a_g V_g$ [8], d'où :

$$a = N a_g V_g \quad (57)$$

avec a_g (m^2/m^3) surface volumique d'un élément de garnissage.

En combinant les résultats précédents, on obtient la relation entre la surface volumique du garnissage en vrac et celle d'un élément :

$$a = a_g (1 - \varepsilon) \quad (58)$$

II.1.4.3) Relations empiriques :

La surface volumique « a » d'un garnissage en vrac est inversement proportionnelle à la dimension nominale d de ces éléments [8]:

Anneaux Raschig.....	$ad = 4,67$
Selles de Berl.....	$ad = 5,75$
Selles Intalox.....	$ad = 6,78$

Le nombre d'éléments N par unité de volume est inversement proportionnel au cube de la dimension nominale des éléments d , le produit Nd^3 caractérisant le **degré de tassement d'un garnissage** [8]:

Anneaux Raschig.....	$Nd^3 = 0,763$
Selles de Berl.....	$Nd^3 = 1,135$
Selles Intalox.....	$Nd^3 = 1,225$

II.1.4.4) Masse volumique apparente :

La masse volumique apparente ρ est la seule caractéristique qui ne soit pas purement géométrique.

- La masse volumique apparente des **garnissages en verre** est sensiblement égale à celle tabulée pour des corps en céramique ; avec des corps en carbone, il y a lieu de multiplier par 0,8 les valeurs données dans le tableau II pour les garnissages en céramique [8].

- La masse volumique apparente des **anneaux métalliques** a été tabulée pour l'acier au carbone ; suivant le matériel employé, ces valeurs sont à multiplier par un facteur correctif : Le cas échéant, il y a lieu de multiplier le résultat précédent par un second facteur directement proportionnel à l'épaisseur « e » des parois des anneaux [8].

Aluminium.....	0,37
Aciers inoxydables.....	1,05
Inconel.....	1,10
Nickel et Monel.....	1,15
Cuivre.....	1,20

- La masse volumique des **garnissages en plastique** est variable pour le polypropylène et le polyéthylène ; pour d'autres matériaux, les valeurs sont à multiplier par les facteurs correctifs suivants [8][9]:

- 1,85 pour le PES (polyéthersulfone),
- 1,92 pour le PPS (polysulfure de phénylène),
- 1,83 pour le L.C.P (polymère à cristaux liquides de Du Pont),
- 2,0 pour le PVDF (polyfluorure de vinylidène),
- 2,15 pour les PTFE (polytétrafluoréthylène),
- 1,4 pour le PVC (polychlorure de vinyle).

II.1.4.5) Diamètres équivalents :

Les diverses théories découlent de deux idées directrices principales [9]:

- définir un diamètre hydraulique compatible avec celui calculé pour l'étude des écoulements dans les canaux de section quelconque,
- Remplacer, pour certains calculs, un garnissage par un empilage de sphères.

Tableau II : Caractéristiques des garnissages en vrac

	d.....(m)	0,00635	0,0127	0,0159	0,0191	0,0254	0,0381	0,0508	0,0762	0,0889	0,1016
	d.....(m)	1/4	1/2	5/8	3/4	1	1 1/2	2	3	3 1/2	4
Anneaux Raschig											
	e.....(m)	0,0016	0,0024	0,0024	0,0032	0,0048	0,0064	0,0095	0,0095
	a.....(m ² /m ³)	710	370	240	190	120	92	62	46
	F.....(m ² /m ³)	5250	2000	840	510	310	215	120	0,80
	ε.....(m ³)	0,62	0,64	0,72	0,74	0,68	0,74	0,75	0,80
	N.....(m ³)	3,02 10 ⁶	378000	109000	47700	13500	5800	1700	700
	p.....(kg.m ⁻³)	960	880	800	670	740	660	590	580
	e.....(m)	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016
	a.....(m ² /m ³)	245	185	130	95	66
	F.....(m ² /m ³)	730	450	270	187	105
	ε.....(m ³)	0,80	0,86	0,90	0,92	0,95
	N.....(m ³)	111000	46300	14100	5900	1800
	p.....(kg.m ⁻³)	1500	1140	785	590	400
Anneaux Pall											
	e.....(m)	0,0031	0,0046	0,0051	0,0076
	a.....(m ² /m ³)	220	154	125	75	75
	F.....(m ² /m ³)	278	158	112	58	58
	ε.....(m ³)	0,73	0,76	0,78	0,80	0,80
	N.....(m ³)	47700	13500	5800	1500	1500
	p.....(kg.m ⁻³)	640	575	545	480	480
	a.....(m ² /m ³)	205	130	115	92	92
	F.....(m ² /m ³)	157	92	66	53	53
	ε.....(m ³)	0,94	0,95	0,96	0,97	0,97
	N.....(m ³)	49600	1300	6040	1170	1170
	p.....(kg.m ⁻³)	480	76	385	270	270
	a.....(m ² /m ³)	205	130	100	85	85
	F.....(m ² /m ³)	170	105	82	52	52
	ε.....(m ³)	0,90	0,91	0,92	0,92	0,92
	N.....(m ³)	50100	13600	6360	1170	1170
	p.....(kg.m ⁻³)	88	76	72	68	68
Selles de Berl											
	a.....(m ² /m ³)	900	465	285	250	150	105
	F.....(m ² /m ³)	2950	790	535	360	215	150
	ε.....(m ³)	0,60	0,62	0,66	0,68	0,71	0,72
	N.....(m ³)	3780000	590000	176500	77000	22800	8800
	p.....(kg.m ⁻³)	900	865	785	720	640	625
Selles Intalox											
	a.....(m ² /m ³)	984	625	335	255	195	118	92
	F.....(m ² /m ³)	2380	660	475	320	170	130	70
	ε.....(m ³)	0,75	0,78	0,73	0,77	0,80	0,79	0,80
	N.....(m ³)	4150000	730000	199000	84000	25000	9400	1870
	p.....(kg.m ⁻³)	865	720	705	675	670	760	590

II.1.5) HYDRODYNAMIQUE DES COLONNES GARNIES :

Les phénomènes qui se produisent quand un gaz et un liquide circulent à contre courant sur un garnissage sont très complexes, aussi est-il intéressant de considérer en premier lieu les écoulements monophasiques.

II.1.5.1) Écoulements monophasiques :

A) Écoulement du liquide :

L'écoulement du liquide sur un garnissage doit être suffisant pour mouiller d'une façon aussi uniforme que possible toute la surface du solide et assurer ainsi un ruissellement sous forme d'un film continu.

Quand le débit de liquide devient trop important l'épaisseur du film augmente et la porosité de la colonne décroît. Quand, au contraire, le débit est faible, il apparaît des zones sèches: le liquide ne s'écoule plus sous forme d'un film mais sous forme de filets ou de gouttes. Dans les deux cas, les performances de la colonne diminuent, l'efficacité de l'échange est réduite: d'où l'intérêt de se tenir à une valeur correcte du débit.

Il sera très utile, dans toute étude de garnissage, de ramener le débit non plus à l'aire de la section droite de la colonne, mais au périmètre mouillé. C'est cette expression du débit que les anglo-saxons désignent par "wetting rate" ou taux de mouillage (on pourra trouver également taux de lavage ou taux d'arrosage) [9]:

$$\dot{M} = \frac{\dot{L}}{P_c} \quad (59)$$

Il est possible d'atteindre le taux de mouillage par la relation suivante qui est d'un emploi plus pratique [9]

$$\dot{M} = \frac{\dot{L}}{A_c} \frac{1}{a_g} \quad (60)$$

Le taux de mouillage \dot{M} pourra être un taux volumique ($\text{m}^3 \text{s}^{-1} \text{m}^{-1}$) ou massique ($\text{kg s}^{-1} \text{m}^{-1}$) suivant que le débit de liquide sera exprimé en unité de volume ou de masse, dans la relation (60), A_c représente l'aire de la section droite de la colonne. Le taux de mouillage caractérise le fonctionnement d'une colonne à garnissage ; d'après certains auteurs, il permet d'énoncer les lois générales et notamment de fixer des limites de variation des débits liquides applicables à n'importe quel type de garnissage. C'est ainsi que Morris et Jackson [7] conseillent de prendre comme limite inférieure un taux de mouillage:

$$M_{\min} = 2,22 \cdot 10^{-5} \quad \text{m}^2/\text{s}$$

pour des anneaux et des selles de dimension nominale inférieure à 70 mm et des grilles de pas inférieurs à 50 mm. Pour tous les autres garnissages, ces mêmes auteurs préconisent comme taux de mouillage critique :

$$M_{\min} = 2,78 \cdot 10^{-5} \quad \text{m}^2/\text{s}$$

Par une approche un peu différente, Mersmann [8] arrive à :

$$(ad/6\varepsilon) \operatorname{Re}_L (\operatorname{Ga}_L)^{-2/3} \geq 0,0002 \quad (61)$$

Re_L est le nombre de Reynolds et Ga_L le nombre de Galilée :

$$\operatorname{Re}_L = \frac{dL}{\mu_L} \quad (62)$$

$$\operatorname{Ga}_L = \frac{g d^3 \rho_L^2}{\mu_L^2} \quad (63)$$

Ces équations établies pour des anneaux Raschig en acier ou en céramique ne semblent pas avoir été actualisées pour les garnissages actuels en plastique ; en l'absence d'autres informations, il est prudent de reconduire le minimum de Morris et Jackson.

Il ne faut pas non plus tomber dans l'excès contraire ; au-delà d'un certain taux de mouillage, estimé par Bugarel [8] 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 ruisselets 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.

Toutefois, il faut être très prudent dans ce genre de généralisation car un grand nombre de facteurs est susceptible d'avoir une influence sur le mouillage. On sait notamment que le mouillage d'un solide donné par un liquide dépend à la fois de la tension superficielle du liquide, de la tension interfaciale solide-liquide, ainsi que de la dimension du garnissage et de la viscosité du liquide [8].

La vitesse d'écoulement du liquide sur le garnissage est donnée par la figure 9 en fonction du taux de mouillage M [9]. La relation $V_L = f(M)$ est donnée en Annexe A-1.

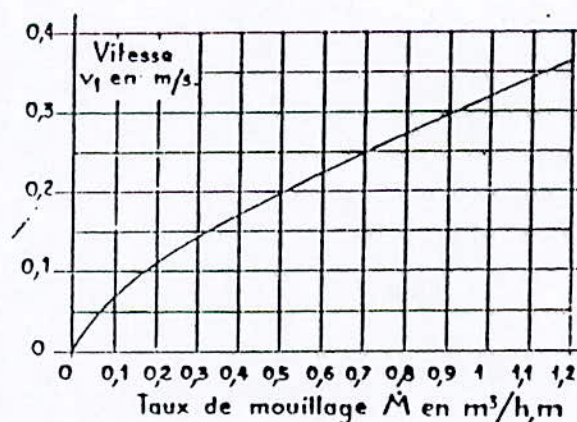


Figure 9 : Vitesse du liquide sur le garnissage

- **Surface mouillée :**

Même lorsque la distribution du liquide au-dessus du lit de garnissage est assurée de façon uniforme, ainsi que prescrit au paragraphe II.3.2, et le taux de mouillage compris entre 0,0000222 et 0,0002 m²/s, la surface volumique mouillée a_w reste inférieure à la surface volumique géométrique « a » (figure 10). Avant la zone de charge, la surface mouillée est :

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

Onda et coll. [8] Proposent :

$$a_w/a = 1 - \exp \left[-1,45 (\sigma_c/\sigma)^{0,75} (ad)^{-0,35} (Ga_L)^{0,05} (We_L)^{0,2} \right] \quad (64)$$

Ga_L est le nombre de Galilée (6) et le **nombre de Weber** :

$$We_L = \frac{dL^2}{\rho_L \sigma} \quad (65)$$

avec σ (kg . s⁻² ou N . m⁻¹) tension superficielle du liquide,

σ_c (kg . s⁻² ou N . m⁻¹) valeur caractéristique de la tension superficielle dépendant du matériau de garnissage :

MATERIAU	σ_L (N . M ⁻¹)
Acier.....	0,075
Verre.....	0,073
Céramique.....	0,061
Carbone.....	0,056
Polychlorure de vinyle.....	0,040
Polypropylène.....	0,033
Paraffine.....	0,020

Tableau III

Le quotient σ_c/σ permet d'appliquer la formule (64) 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. Des essais peuvent cependant s'avérer nécessaires pour, le cas échéant, envisager l'utilisation d'un garnissage hydrophilisé (Raschig) [8].

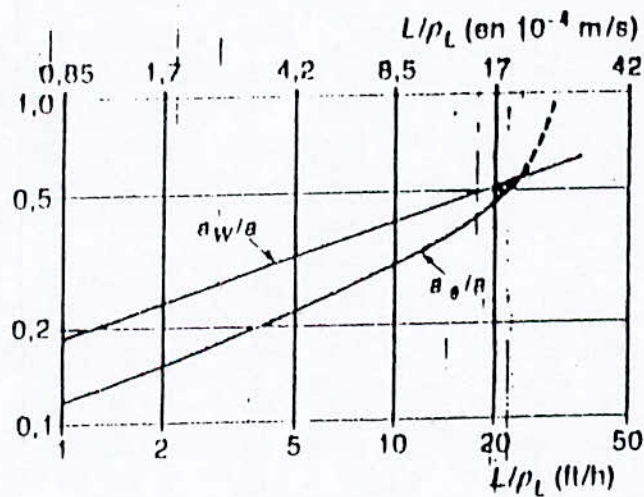
• **Surface effective ou effectivement utilisée :**

La surface volumique a_e effectivement utilisée pour le transfert peut être décomposée en deux termes [9]:

- 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 (voir a page 35) n'est pas atteinte, la surface effective est sensiblement indépendante de la vitesse du gaz. Aux valeurs modérées de la vitesse superficielle du liquide ($L/\rho_L \approx 1$ 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 [9](figure10).

De nombreuses études sont actuellement entreprises ; il ne s'en dégage cependant pas encore de formule générale.



a_e surface volumique effective

Anneaux Raschig de diamètre $d = 1$ in (soit 0,025 4 m)
 1 ft = 12 in \approx 0,30 m.

Figure 10 : Aire mouillée et aire effective en fonction de la vitesse superficielle du liquide.

B) Écoulement de gaz :

La grandeur caractéristique la plus importante est la perte de pression : il ressort des études bibliographiques qu'il n'existe pas de méthodes générales permettant de prévoir avec précision la perte de pression pour différents remplissages ; à chaque type, en effet, correspond un coefficient de frottement.

La formule qui est généralement utilisée est celle de ERGUN [9]

$$\frac{\Delta P}{Z} = \alpha_1 a_g \mu_g \frac{(1-\varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} v_G + \alpha_2 a_g \rho_G \frac{(1-\varepsilon_0)}{\varepsilon_0^3} v_G^2 \quad (66)$$

α_1 et α_2 dépendant du garnissage.

II.1.5.2) Écoulement diphasique :

L'étude de la perte de pression et de la retenue du liquide en fonction du débit de gaz (à débit de liquide constant) permet de distinguer deux zones de fonctionnement [9][10] (figure 11) :

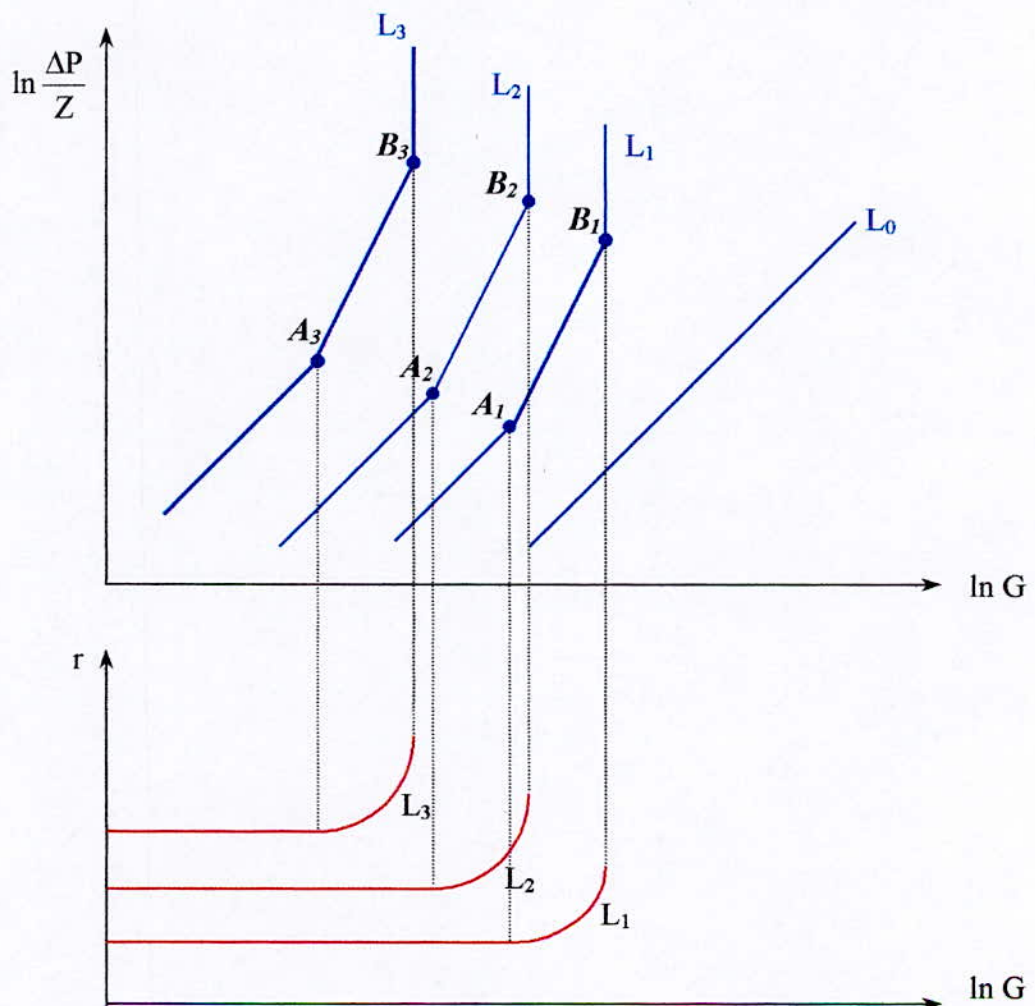


Figure 11 : Perte de charge sur un garnissage

- A_1, A_2, A_3 : points de charge,
 - B_1, B_2, B_3 : points d'engorgement.
- La première zone de fonctionnement est caractérisée par la constance de la retenue et par une variation linéaire, en coordonnées logarithmiques, de la perte de pression en fonction du débit qui présente la même pente que la courbe représentative des variations de pression à sec ;
- La seconde est marquée par une augmentation de la rétention ; de plus, la pente de la droite représentant les gradients de pression est supérieure à la précédente : à la limite on atteint l'engorgement de la colonne.

Les points A_i ($i = 1, 2, 3$), caractéristiques du changement de régime de la colonne, sont appelés points de charge, B_i ($i = 1, 2, 3$) étant les points d'engorgement.

A) Rétention :

Quand la résistance au transfert de matière est localisée dans la phase liquide, celle-ci joue un rôle important et principalement la rétention. Cette dernière est définie par les rapports [8][9] :

$$r = \frac{\text{Volume de liquide}}{\text{Volume de colonne}} = \frac{V_L}{V} \quad (67)$$

Ou encore par :

$$r = \frac{V_L}{\varepsilon_0 V} \quad (68)$$

(suivant que la rétention est ramenée au volume de colonne ou au volume vide). Elle est la contribution de deux termes : la rétention statique (ou capillaire) et la rétention dynamique.

- La rétention statique r_s est surtout localisée aux points de contact entre les éléments du garnissage et dans les pores du solide. Cette quantité de liquide quasi-stagnant est indépendante du taux de mouillage.
- La rétention dynamique r_d est constituée du liquide en mouvement sur le garnissage, elle est donc fonction du taux de mouillage.

a) Rétention statique

La rétention statique capillaire n'est pas affectée par les écoulements du gaz et du liquide: notons qu'elle augmente avec la viscosité du liquide, par contre, elle diminue quand la dimension nominale du garnissage croît, les passages offerts au liquide étant alors plus importants. On représente en générale la rétention statique ou plus exactement le produit $\varepsilon_0 r_s$ (le volume de liquide retenu est ainsi ramené au volume total) en fonction du nombre d'Eötvös [8]

$$E_0 = \frac{\rho_L g d_g^2}{\sigma_L} \quad (69)$$

la corrélation
 $E_0 = f(\text{retenue})$

b) Rétention totale

Les variations de rétention totale en fonction du débit de gaz pour un débit liquide donné sont représentées sur la figure 11. On peut constater que la rétention reste constante avant le point de charge, puis elle augmente rapidement jusqu'à l'engorgement de la colonne.

Un certain nombre de paramètres est susceptible d'influer sur la rétention : viscosité, tension superficielle, masse volumique, dimension du garnissage et débit de liquide. Parmi les nombreuses expressions proposées pour la détermination de r , il semble que ce soit la relation de JESSER et ELGUIN [9] qui donne les meilleurs résultats. Elle exprime la rétention totale r en fonction de la rétention relative à l'eau dans les mêmes conditions de fonctionnement :

$$r = r_E \mu_L^{0,1} \left[\frac{\rho_E}{\rho_L} \right]^{0,78} \left[\frac{\sigma_E}{\sigma_L} \right]^\alpha \quad (70)$$

La valeur de r_E étant donnée par

$$r_E = 1,1 \cdot 10^{-3} \left[\frac{\dot{L}}{d_{eq}} \right]^{0,6} \quad (71)$$

Les unités et la signification des termes sont les suivantes :

- r : rétention totale (sans dimension) (en %)
- r_E : rétention totale relative à l'eau (en %)
- μ_L : viscosité du liquide (centipoises)
- ρ_E, ρ_L : masses volumiques de l'eau et du liquide respectivement (kg m^{-3})
- σ_E, σ_L : tensions superficielles de l'eau et du liquide (dyne cm^{-1})
- \dot{L} : débit unitaire de liquide ($\text{kg h}^{-1} \text{m}^{-2}$)
- d_{eq} : diamètre équivalent du garnissage

$$d_{eq} = \left[\frac{6(1 - \varepsilon_0)}{\pi n_e} \right]^{0,33} \quad (72)$$

n_e étant le nombre d'éléments par m^3 .

Les valeurs de l'exposant α sont données dans le tableau suivant en fonction de L .

L (kg h ⁻¹ m ⁻²)	25000	50000	75000	100000	125000
α	0,38	0,32	0,23	0,18	0,14

Tableau IV

B) Corrélations aux points de charge et d'engorgement :

Ces données ne sont disponibles que pour les garnissages du tableau II.

Il existe un grand nombre de relations empiriques reliant : les débits aux points de charge et d'engorgement, les caractéristiques des fluides et les caractéristiques du garnissage.

a) Point de charge

MORRIS et JACKSON [7] ont établi une corrélation graphique (Figure 12) exprimant le groupe $\psi (V_G / V_L)_C$ en fonction du taux de mouillage M pour différents garnissages, ψ étant un terme correctif donné par :

$$\psi = \left[\frac{\rho_G}{1,205} \right]^{0,5} \quad (73)$$

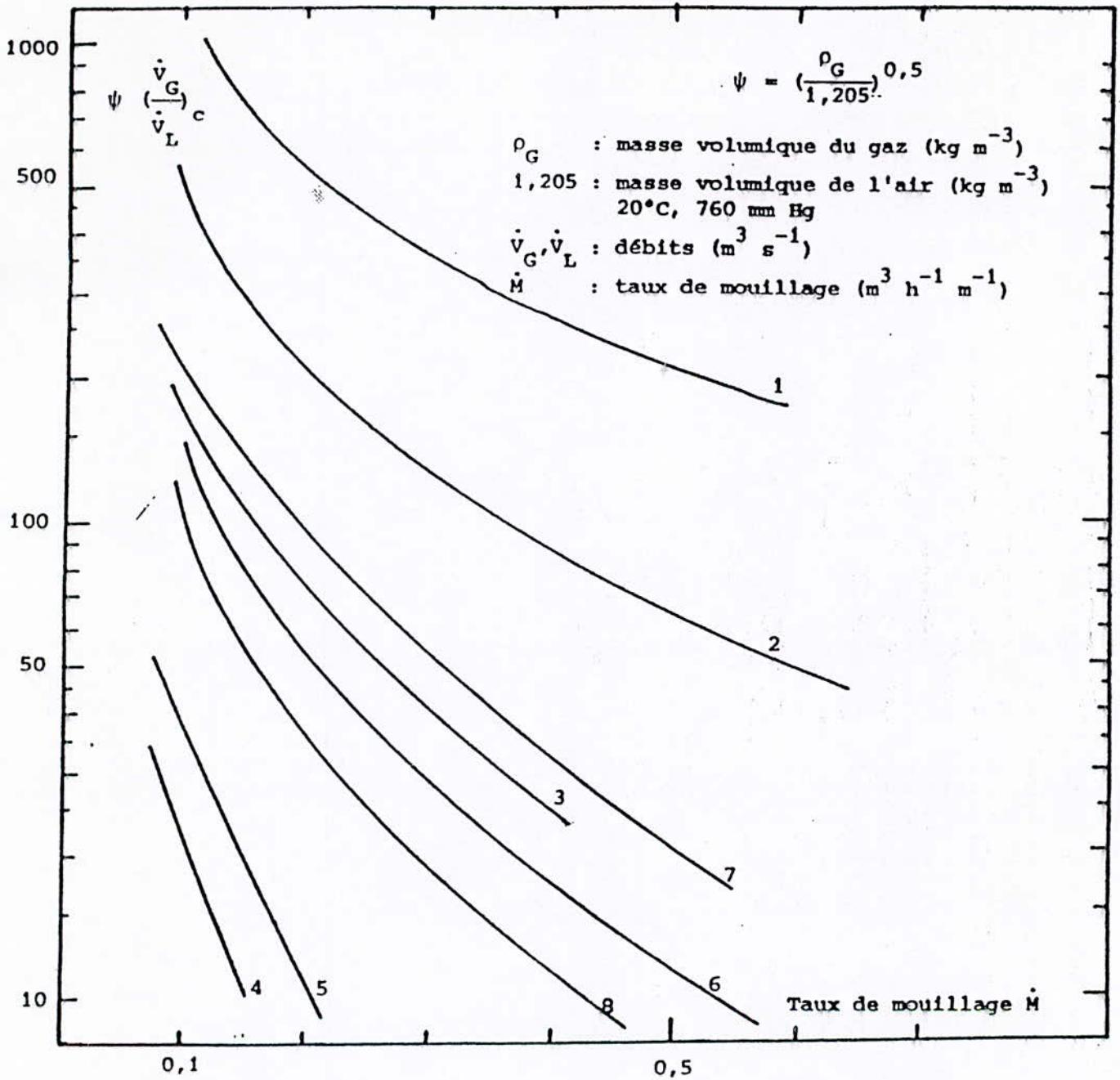
avec ρ_G masse volumique du gaz (kg m⁻³) exprimée dans les conditions de fonctionnement.

b) Point d'engorgement :

L'étude qualitative du phénomène montre que les paramètres à prendre en considération sont :

- G : vitesse massique du gaz,
- L : vitesse massique du liquide,
- ρ_G, ρ_L : masses volumiques respectivement du gaz et du liquide,
- μ_L : viscosité dynamique du liquide,
- g : accélération de la pesanteur,
- a : surface volumique du garnissage en vrac (elle intervient comme l'inverse d'une longueur caractéristique).

De nombreuses corrélations mi-théoriques, mi-empiriques ont été proposées ; en pratique, elles dérivent toutes de celle proposée par Sherwood et coll. [8] dans la forme revue par Lobo et coll.. La vitesse massique du gaz à l'engorgement G_F est déterminée à l'aide d'une corrélation graphique entre les nombres X et Y_F [9] (figure 13) :



Anneaux de Raschig grès vrac

- 1 - 75 x 75 x 9
- 2 - 50 x 50 x 4,5
- 3 - 25 x 25 x 2,5
- 4 - 12,5 x 12,5 x 1,6

Anneaux de Raschig métal vrac

- 2 - 50 x 50 x 1,5
- 3 - 25 x 25 x 1,5
- 5 - 12,5 x 12,5 x 0,8

Anneaux de Raschig carbone vrac

- 6 - 25 x 25 x 5

Selles distilox* grès

- 7 37,5 mm

Selles de Berl

- 8 - 25 mm

*Forme très voisine des selles intalox

Figure 12 : corrélation au point de charge

$$X = (L/G) \sqrt{\rho_G/\rho_L} \quad (74)$$

$$Y_F = \frac{G_F^2 F (v_L/v_W)^{0,2}}{g \rho_G \rho_L} \quad (75)$$

- avec F : facteur de garnissage,
 X : abscisse de Sherwood,
 Y_F : ordonnée de Lobo à l'engorgement,
 v_L : viscosité cinématique du liquide,
 v_W : viscosité cinématique de l'eau à 20 °C (= 10⁻³ m².s⁻¹).

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 [8] a repris une étude de Bain et Hougen [8] pour proposer l'approximation :

$$Y_F = \exp(-4,0 X^{0,25}) \quad (76)$$

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

$$Y_F = 0,684 \exp(-3,61 X^{0,286}) \quad (77)$$

D'autres corrélations proposées pour les systèmes liquide-liquide s'avèrent adaptables aux systèmes gaz-liquide, en particulier celles de Ballard et Piret ou de Hoffing et Lockhardt [8].

c) Facteur de garnissage :

Dans l'expression générale de l'ordonnée de Lobo :

$$Y = \frac{G^2 F (v/v_W)^{0,2}}{g \rho_G \rho_L} \quad (78)$$

nous avons le terme F : facteur de garnissage.

Initialement, Sherwood avait proposé $F = a/\epsilon^3$, mais la compilation des résultats d'exploitation montre qu'il est préférable de considérer F comme une donnée expérimentale que nous admettrons avoir même dimension que l'inverse d'une longueur. Toutefois il a été constaté que F variait comme $a^{4/3}$ [9].

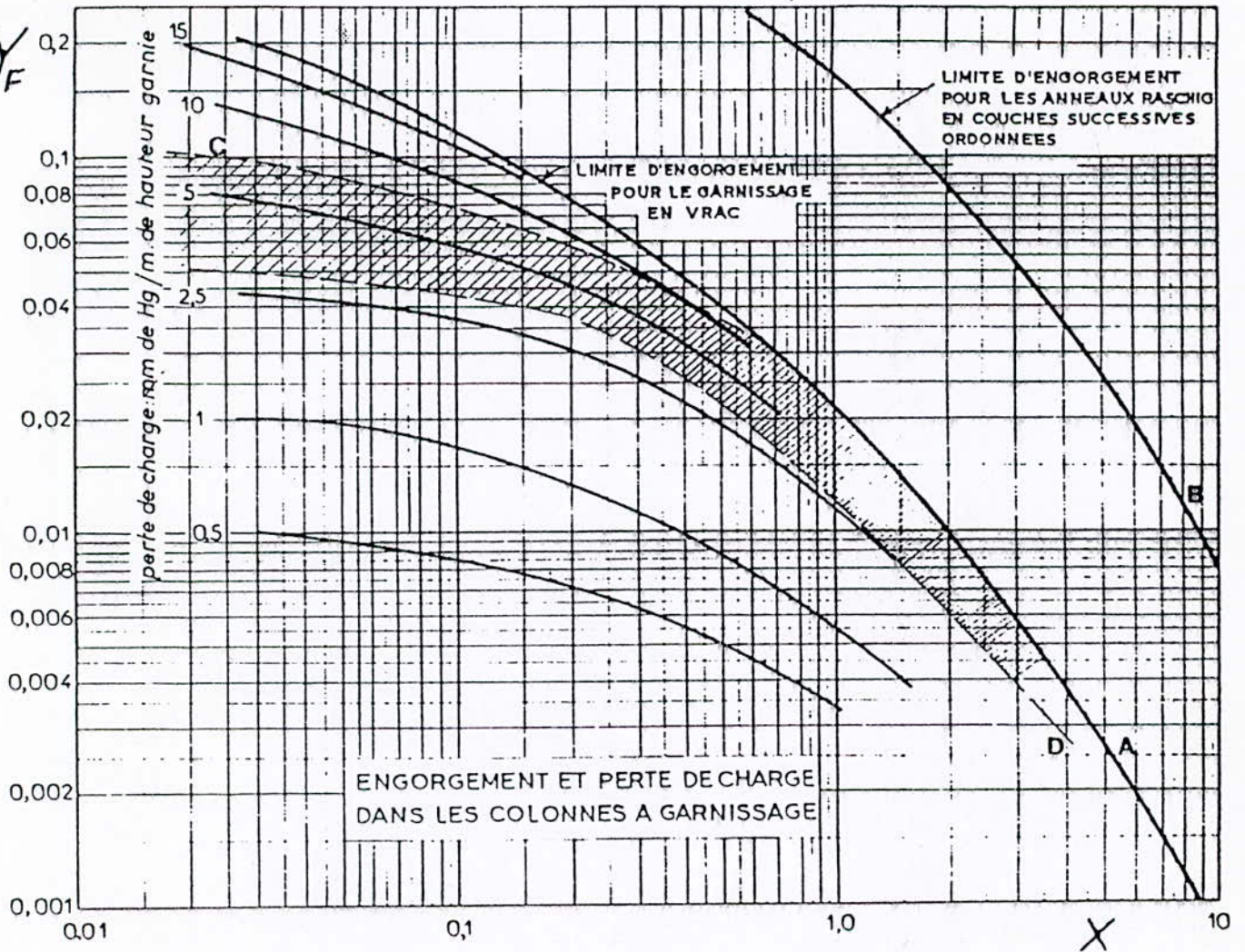


Figure 13 : Corrélation au point d'engorgement

La détermination du facteur de garnissage d'un nouveau matériau peut s'effectuer de façon simple à l'aide du système air-eau à 20°C sous la pression atmosphérique ($\rho_G = 1,20 \text{ kg/m}^3$, $\rho_L = 1000 \text{ kg/m}^3$, $\nu_L/\nu_W = 1$); nous avons alors, en utilisant la formule (76) de Sawistowski avec les unités SI [8]:

$$F = (11800/G_F^2) \exp[-1,725(L/G)^{0,25}] \quad (79)$$

Ainsi, des observations de Daumard sur G_F et F pour un garnissage Matelas :

$G_F \dots \dots \dots [\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$	1,58	1,94	2,42	2,72
$L \dots \dots \dots [\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$	6,0	3,0	1,50	0,75
$F \dots \dots \dots (\text{m}^2/\text{m}^3)$	426	459	438	459

Tableau V

Nous déduisons la valeur moyenne :

$$F = 446 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Lorsque X tend vers zéro, la formule (77) donne $Y_F = 0,684$. Pour des liquides dont la viscosité cinématique est voisine de celle de l'eau à 20°C, nous avons donc [8]:

$$G_F/\rho_G = \sqrt{0,684 \times 9,81/446} \sqrt{\rho_L/\rho_G} = 0,123 \sqrt{\rho_L/\rho_G} \quad (80)$$

Du point de vue purement hydrodynamique, $1/F$ constitue une échelle de classement des garnissages. Supposons qu'une colonne ait été initialement conçue pour utiliser un garnissage ayant un facteur F_1 ; pour une même situation vis-à-vis de l'engorgement, caractérisée par le rapport G/G_F (ou pour une même perte de pression linéique), en adoptant un garnissage de facteur $F_2 < F_1$, nous allons augmenter la capacité de traitement dans la proportion $\sqrt{F_1/F_2}$.

C) Chute de pression :

La plupart des relations qui expriment la perte de pression dans une colonne garnie sont d'origine empirique. Elles se présentent, en général, sous la forme [9] :

$$\frac{\Delta P}{Z} = \alpha 10^{\beta L} \frac{\dot{G}^2}{\rho_G} \quad (81)$$

Dans cette expression α et β dépendent du garnissage (quelques valeurs sont données en Annexe A-2). ΔP est la perte de charge en mm de Hg. Cette relation ne s'applique qu'en-dessous du point de charge. Un ordre de grandeur de la pression unitaire pourra également être évalué à partir de la figure 13 où ($\Delta P/Z$), exprimé en mm de Hg par mètre de colonne garnie, est donné en fonction de X et Y .

II.1.6) CHOIX DU GARNISSAGE ET CALCUL DU DIAMETRE :

Le choix du garnissage et la détermination du diamètre d'une colonne à garnissage devant traiter des débits de gaz et de liquide G , L dans des conditions de fonctionnement données, doivent faire intervenir des considérations hydrodynamiques.

Rappelons quelques impératifs : d'une part, le débit de liquide doit être compris entre certaines limites afin d'assurer un mouillage correct du garnissage, en absorption par exemple :

$$2,22 \leq \dot{M} 10^5 \leq 20$$

d'autre part, la relation suivante entre le diamètre « D » de la colonne et la dimension nominale « d » du garnissage

$$D/d \geq 8$$

doit être satisfaite afin d'éviter la présence de vides trop important sur la périphérie de la colonne et limiter ainsi les écoulements préférentiels de liquide le long des parois.

II.1.6.1) Utilisation de corrélation au point de charge :

Si par hypothèse, on admet que la colonne fonctionne au point de charge, les débits de gaz et de liquide, ainsi que les conditions de fonctionnement étant choisis, nous pouvons calculer le terme $\psi (G/L)_c$ [7][9].

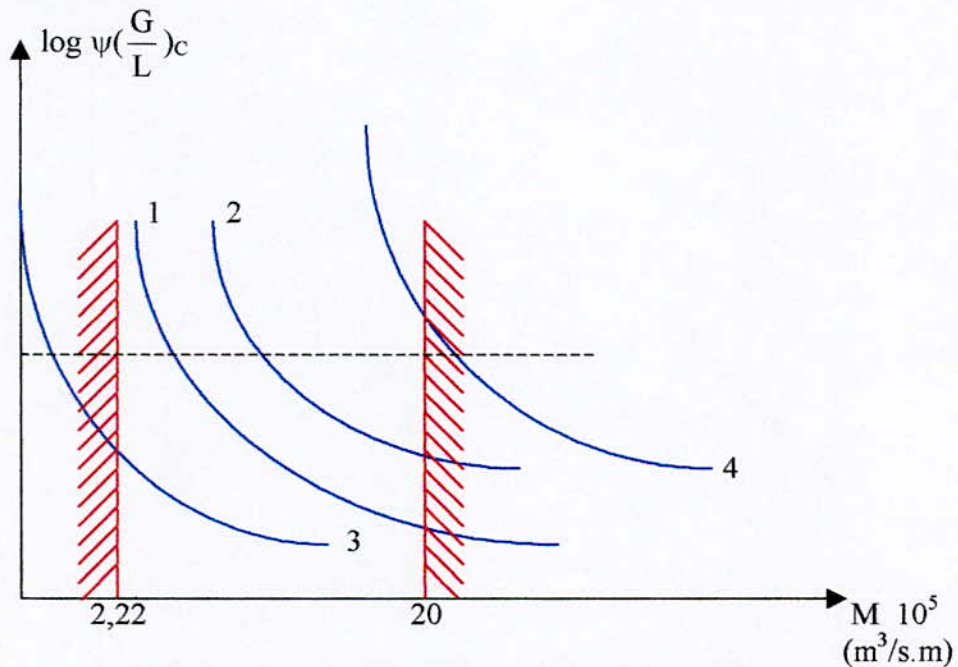


figure 14 : choix du garnissage : calcul du diamètre

Portons sur le graphique (Figure 14) l'ordonnée ainsi calculée, et menons par ce point une parallèle à l'axe du taux de mouillage ; tous les garnissages dont la courbe représentative coupe la parallèle à l'axe des abscisses et dont l'intersection est comprise dans la zone de fonctionnement définie par (absorption, tours de refroidissement d'eau, trempe de gaz...)

$$2,22 \leq \dot{M} 10^5 \leq 20$$

sont susceptibles de convenir.

Le graphique permet ainsi de dresser la liste des garnissages ainsi que les taux de mouillage correspondants.

A partir des valeurs du débit de liquide L , du taux de mouillage \dot{M} , et de la surface spécifique a_g (donnée par les tables), il est possible d'accéder au diamètre de la colonne. En effet:

$$\dot{M} = \frac{\dot{L}}{A_c} \frac{1}{a_g}$$

il s'ensuit :

$$d_c = \left[\frac{4\dot{L}}{\pi\dot{M}a_g} \right]^{0,5} \quad (82)$$

II.1.6.2) Utilisation de la corrélation au point d'engorgement :

La procédure à suivre, pour l'utilisation de la corrélation graphique ou de son lissage, est celle indiquée sur la figure 15 (cf. Annexe A-3). Une méthode d'initialisation du diamètre de la colonne est donnée en annexe A-4. La même procédure peut être suivie en utilisant les courbes du point de charge [7][9].

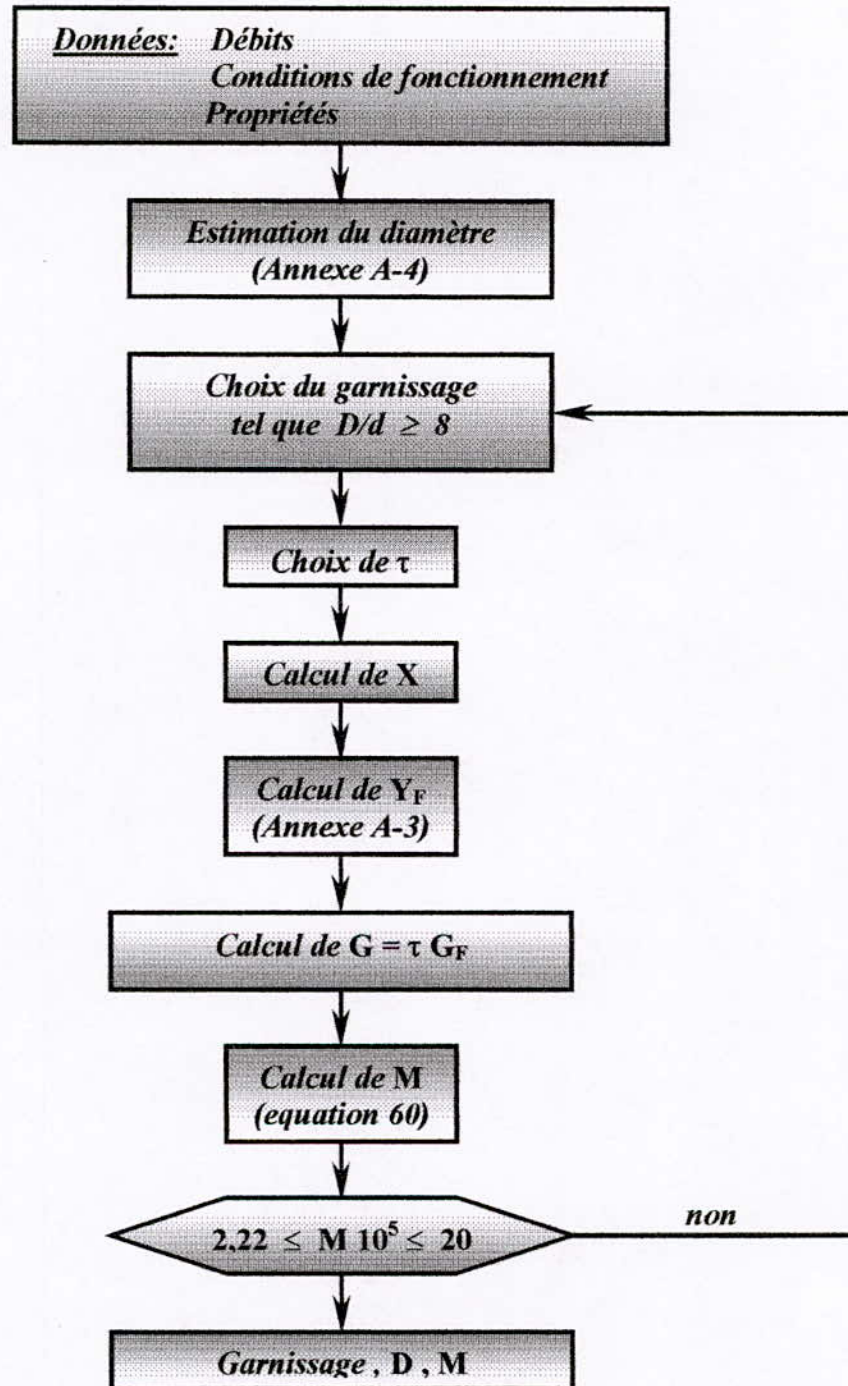


Figure 15 : Choix du garnissage , calcul du diamètre

II.2) COLONNES A PLATEAUX :

Dans ce type d'appareil, le contact gaz-liquide est réalisé sur une série d'étages ou plateaux superposés. Plusieurs dispositifs sont adoptés pour distribuer le gaz au sein du liquide; les plus importants étant les calottes, les perforations et les clapets (figure 16).

Des systèmes d'alimentation et d'évacuation conduisent le liquide d'étage en étage qui s'écoule ainsi par gravité de haut en bas de la colonne : une retenue assure sur chaque plateau une hauteur de barbotage nécessaire à un bon échange.

Comme le montre la figure 16, un plateau peut être divisé en plusieurs parties dont l'importance dépend des débits respectifs de gaz et de liquide [5][11].

II.2.1) Alimentation de liquide :

Les systèmes d'alimentation de liquide varient selon la valeur du débit, les types les plus répandus sont représentés sur la figure 16.

Afin que le liquide puisse se débarrasser des bulles de vapeur en suspension, le temps de séjour dans les conduites de descente est relativement long (5 à 10 secondes), les vitesses admises étant faibles, de l'ordre de 10 à 20 cm s⁻¹, cette valeur pouvant être plus petite si le système a tendance à donner des mousses.

Certains plateaux peuvent ne pas avoir de déversoir, auquel cas, gaz et liquide s'écoulent par les mêmes orifices. C'est le cas notamment de certains plateaux perforés [9].

II.2.2) Distributeurs de gaz :

Ils sont de plusieurs types: calottes, perforations, clapets...leurs principales caractéristiques sont groupées dans le tableau VI, ci-joint.

Il est difficile de se livrer à une comparaison entre ces différents distributeurs de conception et de technologie différentes. Toutefois, il faut remarquer que les clapets et les calottes offrent des ouvertures variables à la vapeur; ils auront donc une souplesse de fonctionnement supérieure à celle des plateaux perforés, par contre, ces derniers sont d'un prix de revient inférieur [9].

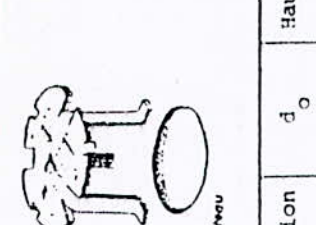
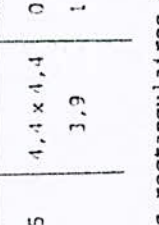
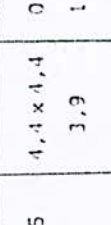

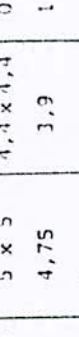
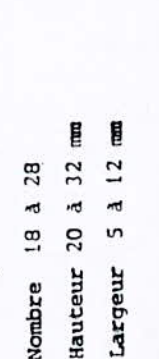
II.2.3) Caractéristiques comparées des plateaux :

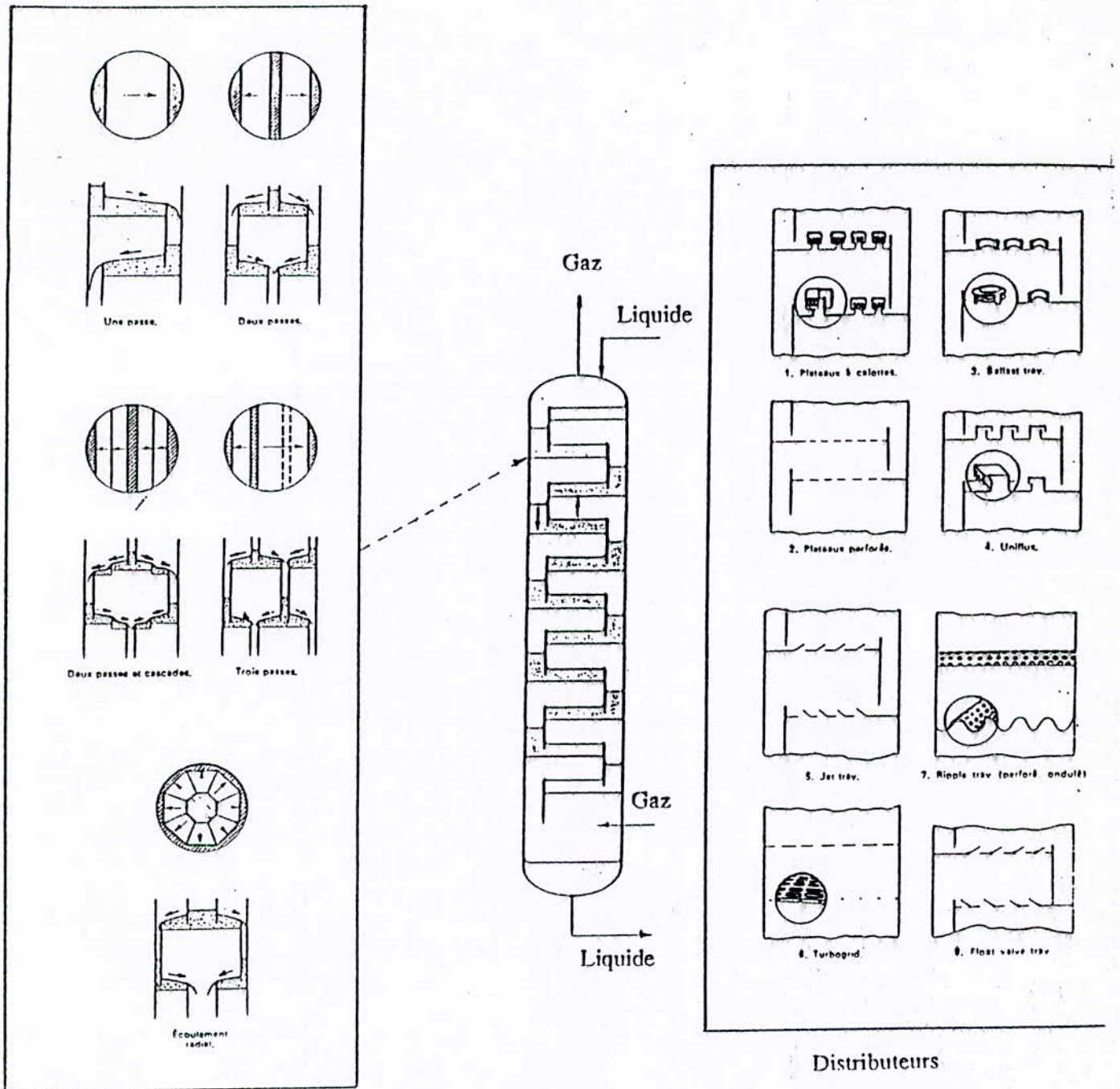
Type de plateau	Plateaux à calottes	Plateaux perforés	Plateaux à clapets
Caractéristiques			
Capacité relative	1	1,3	1,3
Efficacité relative	1	1,1	1,15
Coût relatif	1	0,5	0,7
Perte de charge	moyenne	faible	moyenne
*Souplesse	10 - 100	35 - 100	10 - 100

Tableau VI

*Souplesse : rapport des vitesses de vapeur pour lesquelles la valeur de l'efficacité varie de 10 %.

Le plateau à calottes est de moins en moins utilisé dans l'industrie où il est progressivement remplacé par des plateaux perforés ou à clapets plus simples et moins coûteux [9].

CALOTTES	PERFORATIONS	CLAPETS																				
 <p>0,060 < d_{ca} < 0,200 0,070 < hauteur < 0,120</p> <p>Fente : Nombre 18 à 28 Hauteur 20 à 32 mm Largeur 5 à 12 mm</p> <p>Implantation : Maille triangle équilatéral</p>  <p>$\frac{d_m}{d_{ca}} < 2$</p> <p>$0,1 < \frac{A_{CN}}{A_C} < 0,15$</p>	 <p>$2 \cdot 10^{-3} < d_o < 9 \cdot 10^{-3}$</p> <p>$0,4 < \frac{e}{d_o} < 0,7$</p> <p>Implantation : Maille triangle équilatéral</p>  <p>$2,5 < \frac{d_m}{d_o} < 5$</p> <p>$0,05 < \frac{A_o}{A_C} < 0,15$</p>	 <p>clapet orifice dans le clapet</p> <table border="1" data-bbox="627 694 705 1209"> <thead> <tr> <th>Type</th> <th>Dimension cm</th> <th>d_o cm</th> <th>Hauteur cm</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>SPEICHIM</td> <td>5 x 5</td> <td>4,4 x 4,4</td> <td>0,6</td> </tr> <tr> <td>GLITSCH</td> <td>4,75</td> <td>3,9</td> <td>1</td> </tr> <tr> <td>KOCH</td> <td>5</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>NUTTER</td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> </tbody> </table> <p>Clapets rectangulaires dont le grand axe est orienté suivant le sens de l'écoulement</p> <p>Implantation Maille carrée ou triangle équilatéral</p>  <p>$1,5 < \frac{d_m}{d_o} < 2$</p>	Type	Dimension cm	d_o cm	Hauteur cm	SPEICHIM	5 x 5	4,4 x 4,4	0,6	GLITSCH	4,75	3,9	1	KOCH	5			NUTTER			
Type	Dimension cm	d_o cm	Hauteur cm																			
SPEICHIM	5 x 5	4,4 x 4,4	0,6																			
GLITSCH	4,75	3,9	1																			
KOCH	5																					
NUTTER																						



Plateaux

Distributeur

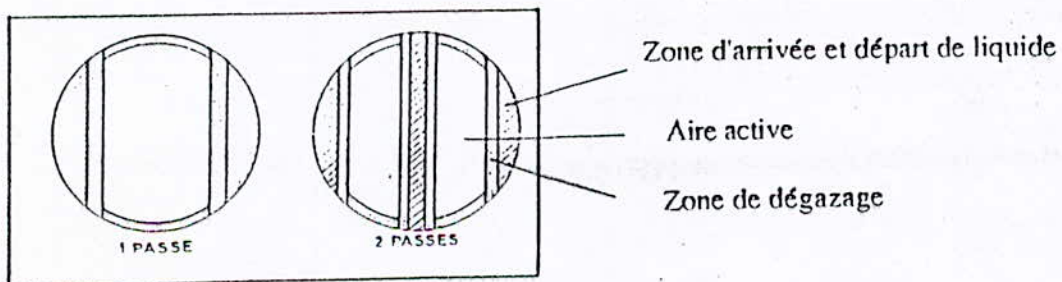


Figure 16 : colonne à plateaux

II.3) COLONNES A PULVERISATION :

De telles colonnes se composent de deux parties principales [9]:

- **la colonne** de forme cylindrique ou cylindro-cônique munie à ses extrémités d'un système d'admission et d'évacuation des gaz qui peuvent circuler
 - à co-courant
 - à contre-courant

ou encore être animés d'un mouvement hélicoïdal. Quelques exemples sont représentés sur la figure 17.

- **le système de pulvérisation** qui peut comprendre un ou plusieurs injecteurs disposés à un même niveau ou à des niveaux différents.

Les pulvérisateurs sont en général de trois types, suivant le moyen utilisé pour provoquer la division du liquide

- pneumatiques
- centrifuge
- à pression

C'est ce dernier qui est le plus souvent utilisé : la dispersion peut se faire soit en cône (plein ou creux), en carré, en lame, etc. (figure 18).

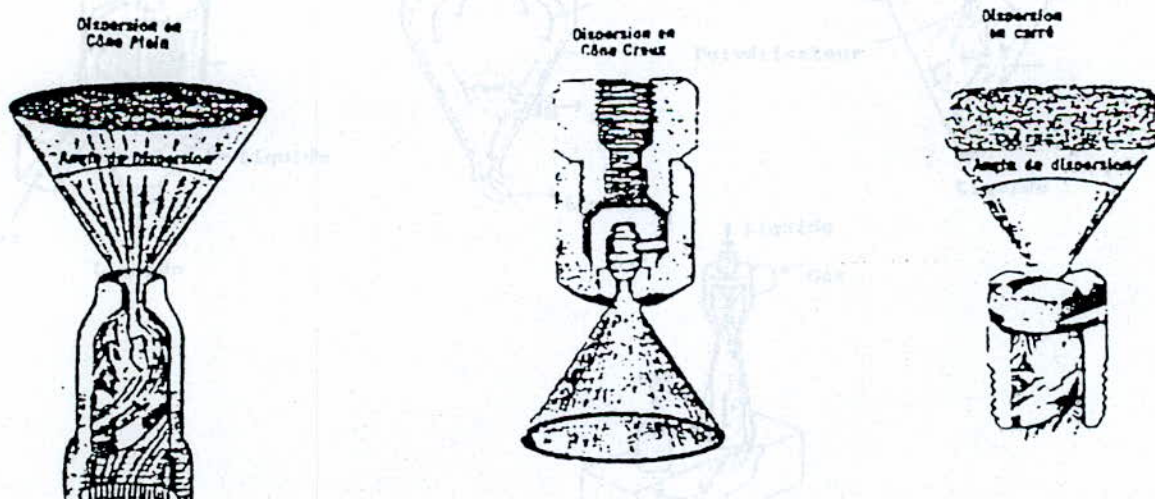


Figure 18 : Formes de dispersion

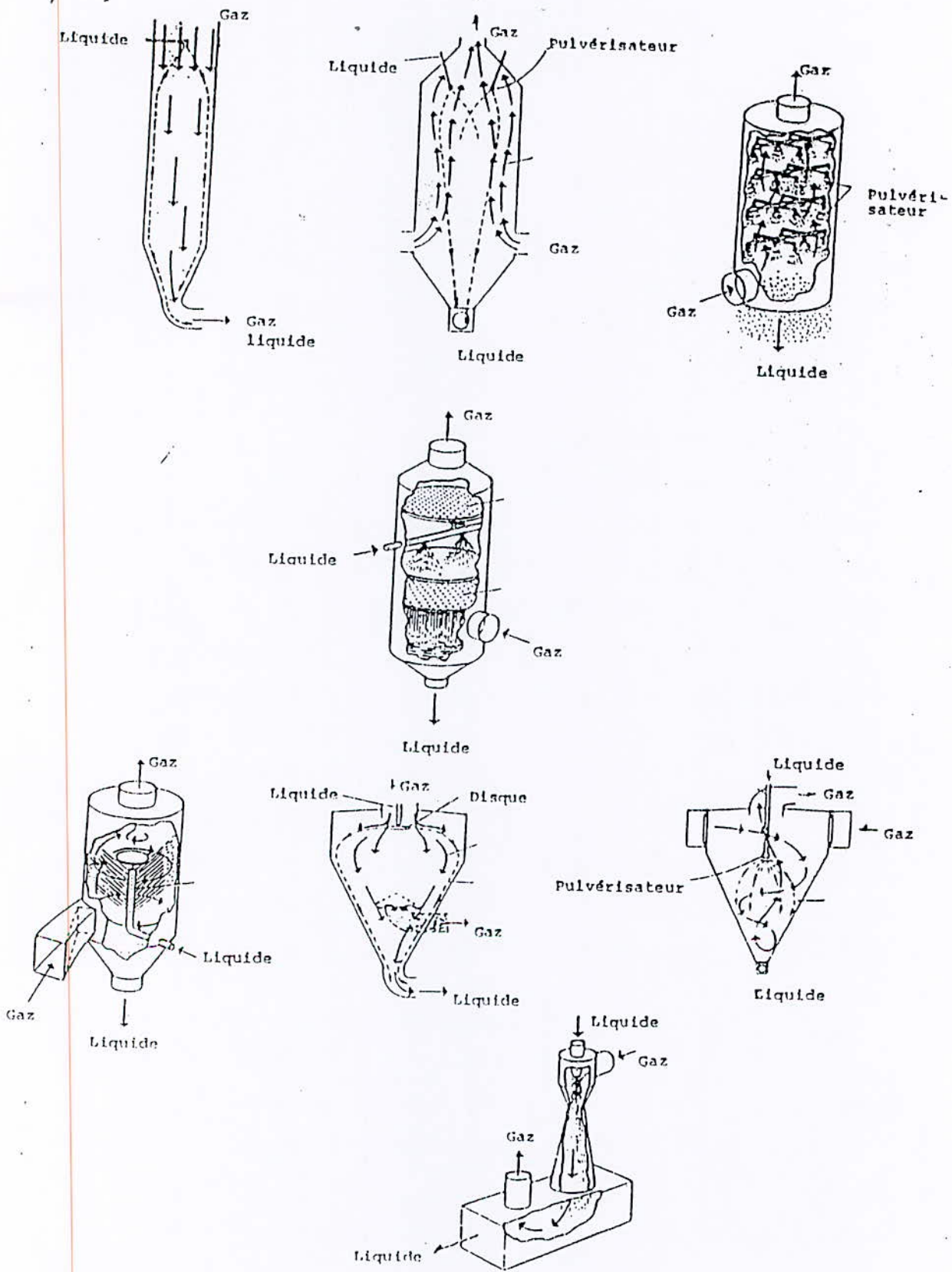


Figure 17

Remarque :

L'entraînement des gouttes liquide par les gaz peut être important si bien que, très souvent dans ce type de colonne, la sortie des gaz est munie d'un dispositif d'élimination de liquide.

PARTIE EXPERIMENTALE

CHAPITRE I

ETUDE HYDRODYNAMIQUE

I.1) DESCRIPTION DE L'APPAREILLAGE UTILISÉ :

L'unité d'absorption est une colonne en verre composée de deux garnissages de 65 cm de hauteur chacun et de 7,6 cm de diamètre intérieur, garnie d'anneaux Raschig de dimensions 10,5 mm × 10,35 mm × 1,35 mm permettant un contact intime entre les différentes phases en présence. Des prises de pression sont prévues sur les deux extrémités de la colonne.

Le dispositif d'alimentation de la phase liquide est constitué d'un réservoir (bac de stockage) de 50 litres, ce réservoir à niveau constant permet la régulation du niveau de la phase liquide qui est recyclée par une pompe.

L'alimentation de la phase gazeuse s'effectue au bas de la colonne, elle est assurée par un circuit de gaz (air - CO₂) dont les débits sont mesurés à l'aide de débitmètres avant leur introduction dans la colonne.

Des dispositions ont été prévues pour prendre des échantillons de la phase liquide en bas de la colonne.

Le contrôle de la manipulation est manuel, l'instrumentation du pilote comprend les manomètres de pression différentielle, les débitmètres, la pompe d'alimentation et l'armoire électrique.

I.2) REMISE EN ÉTAT DE LA COLONNE :

La remise en état de la colonne d'absorption est une opération très délicate à effectuer mais rappelons qu'elle constitue l'objectif principal de nos travaux, car, d'elle, dépendra son meilleur fonctionnement et déterminera son efficacité lors des essais d'absorption.

Afin d'assurer la meilleure absorptivité du CO₂ dans l'eau, nous avons entrepris une série de travaux sur la colonne et ses canalisations que nous avons ordonnancée comme suit :

I.2.1) Démontage :

Avant d'entamer cette opération, rappelons qu'il nous a été nécessaire de lubrifier tous les boulons assurant les raccordements des conduites de liquide et de gaz ainsi que ceux assurant le dressage de la colonne.

Après 48 heures (temps nécessaire à la bonne lubrification des boulons), et à l'aide des pinces et des clefs appropriées, nous avons procédé au démontage de toutes les conduites d'alimentation, des débitmètres et de la colonne elle-même, en prenant soin de commencer, en premier lieu, par son sommet, en raison des fortes tensions régnant à sa base. Cette opération est accompagnée par la récupération des anneaux Raschig constituant notre garnissage ainsi que des supports-garnissage.

Remarque :

Il a été constaté, lors de la première mise en opération de la colonne d'absorption, un certain nombre d'irrégularités dont les principales sont :

- une obstruction totale au niveau du support de garnissage de la partie supérieure de la colonne,
- un certain nombre de fuites d'eau au niveau des canalisations d'alimentation,
- un dépôt de tartre au niveau de la garniture empêchant un bon contact des phases présentes au niveau de sa surface.

I.2.2) Lavage et rinçage :

Le démontage ainsi effectué, nous avons procédé ensuite au lavage de toute la verrerie constituant la colonne, ses canalisations et les débitmètres à l'aide d'eau de Javel et de détergent.

Quant au garnissage et ses supports, nous les avons laissé baigner durant 48 heures dans de l'eau à laquelle nous avons additionné du détergent et de l'eau de Javel (rappelons que le garnissage constitue la partie principale de notre appareillage, car c'est à son niveau que le transfert de matière s'effectuera).

D'autre part, nous avons détartré le bac de stockage d'eau à l'aide d'une solution fortement acide. Les boulons et les vis, quant à eux, ont été baignés dans du mazout afin de faciliter leur serrage ultérieur.

Ensuite à l'aide d'eau du robinet, nous avons rincé minutieusement le garnissage, la verrerie, le bac de stockage d'eau, les débitmètres, les supports-garnissage ainsi que tous les distributeurs.

I.2.3) Montage :

Le montage constitue, en effet, l'opération la plus délicate du fait des fortes tensions susceptibles d'être rencontrées au niveau des raccordements des canalisations et de la colonne elle-même.

En effet, il nous a été nécessaire de commencer à monter la partie inférieure de la colonne afin de minimiser toute tension. Cette opération est suivie par le remplissage équitable des deux parties de la colonne (inférieure puis supérieure) en anneaux Raschig, ce qui correspond à une hauteur garnie de 65 cm de hauteur pour chacune des parties.

Ensuite, en montant les canalisations d'alimentation et les débitmètres, nous avons pris le soin de vérifier l'inexistence de toute fuite d'eau.

La remise en état étant terminée, nous pouvons procéder aux branchements d'arrivée en eau, en CO₂ et en air. La colonne est ainsi prête à opérer.

III) ETUDE HYDRODYNAMIQUE :

Cette étude a été précédée par l'étalonnage du débitmètre phase liquide dont les résultats et la courbe sont donnés en annexe A-5. L'étalonnage du débitmètre gaz n'a pu se faire faute d'un débitmètre de référence (voir annexe A-6, A-7).

Lorsque, dans une colonne garnie, nous augmentons progressivement le débit de gaz, tout en gardant le débit liquide fixe, le logarithme de la perte de charge par unité de longueur de garnissage $\ln \frac{\Delta P}{Z}$ varie en fonction du logarithme de G/ϕ avec :

- ΔP : perte de charge en N/m²,
- Z : hauteur garnie en mètre,
- G : débit gazeux en kg/hm²,
- ϕ : section droite de la colonne en m².

Le but de cette étude est de déterminer, pour différents débits liquides, les débits gazeux provoquant l'engorgement, vu que la capacité des colonnes est déterminée par ces conditions d'engorgement.

Le mode opératoire consiste à fixer un débit liquide et à augmenter le débit gazeux en relevant à chaque fois la perte de charge affichée sur le tableau de contrôle, ces valeurs seront alors portées sur un graphe $\ln \frac{\Delta P}{Z} = f(\ln G/\phi)$

Les résultats obtenus sont regroupés dans les tableaux suivants.

$$L = 5055 \text{ kg/hm}^2$$

$$T = 298 \text{ K}$$

$$P = 760 \text{ mm de Hg}$$

G (kg/h)	$\Delta P \cdot 10^{-2}$ (N/m ²)	$\Delta P/Z$ (N/m ³)	$\ln(\Delta P/Z)$	$\ln(G/\phi)$
6,62	0,6	46,15	3,83	7,28
7,32	0,7	53,85	3,98	7,38
8,23	0,9	69,23	4,24	7,50
9,24	1,2	92,31	4,53	7,62
10,22	1,4	107,69	4,68	7,72
11,29	1,7	130,77	4,87	7,82
12,27	2,1	161,54	5,08	7,90
13,79	2,8	215,38	5,37	8,02
16,57	3,9	300,00	5,70	8,20
18,62	4,9	376,92	5,93	8,32
20,57	7,3	561,54	6,33	8,42

Tableau : VII

$$L = 10130 \text{ kg/hm}^2$$

$$T = 298 \text{ K}$$

$$P = 760 \text{ mm de Hg}$$

G (kg/h)	$\Delta P \cdot 10^{-2}$ (N/m ²)	$\Delta P/Z$ (N/m ³)	$\ln(\Delta P/Z)$	$\ln(G/\phi)$
5,51	0,7	53,85	3,98	7,10
6,41	0,9	69,23	4,24	7,25
7,08	1,1	84,62	4,44	7,35
8,51	1,4	107,69	4,68	7,53
10,92	2,3	176,92	5,18	7,78
12,07	2,7	207,69	5,34	7,88
13,56	3,2	246,15	5,51	7,99
16,02	4,4	338,46	5,82	8,17
18,31	5,6	430,77	6,07	8,30
19,57	7,8	600,00	6,39	8,37
20,57	9,9	761,54	6,64	8,42

Tableau :VIII

$$L = 16453 \text{ kg/hm}^2$$

$$T = 298 \text{ K}$$

$$P = 760 \text{ mm de Hg}$$

G (kg/h)	$\Delta P \cdot 10^{-2}$ (N/m ²)	$\Delta P/Z$ (N/m ³)	$\ln(\Delta P/Z)$	$\ln(G/\phi)$
4,82	0,7	53,85	3,98	6,97
6,19	1,1	84,62	4,44	7,22
7,10	1,3	100,00	4,61	7,35
7,83	1,5	115,38	4,75	7,45
9,65	2,1	161,54	5,08	7,66
11,44	3,2	246,15	5,51	7,83
12,47	3,6	276,92	5,62	7,92
14,02	4,6	353,85	5,87	8,03
16,00	6,4	492,31	6,20	8,17
17,42	7,8	600,00	6,39	8,25
19,56	12,5	961,54	6,87	8,37
21,3	15,8	1215,38	7,10	8,47

Tableau :IX

$$L = 19517,54 \text{ kg/hm}^2$$

$$T = 298 \text{ K}$$

$$P = 760 \text{ mm de Hg}$$

G (kg/h)	$\Delta P \cdot 10^{-2}$ (N/m ²)	$\Delta P/Z$ (N/m ³)	$\ln(\Delta P/Z)$	$\ln(G/\phi)$
4,29	0,8	61,54	4,12	6,85
4,91	1,0	76,92	4,34	6,98
5,61	1,1	84,62	4,44	7,12
6,74	1,4	107,69	4,68	7,30
7,57	1,6	123,08	4,81	7,42
8,51	2,0	153,85	5,04	7,53
9,65	2,7	207,69	5,34	7,66
10,56	3,2	246,15	5,51	7,75
11,48	4,2	323,08	5,78	7,83
14,02	5,8	446,15	6,10	8,03
15,24	8,9	684,62	6,53	8,12
15,50	10,9	838,46	6,73	8,13

Tableau : X

$$L = 26537,96 \text{ kg/hm}^2$$

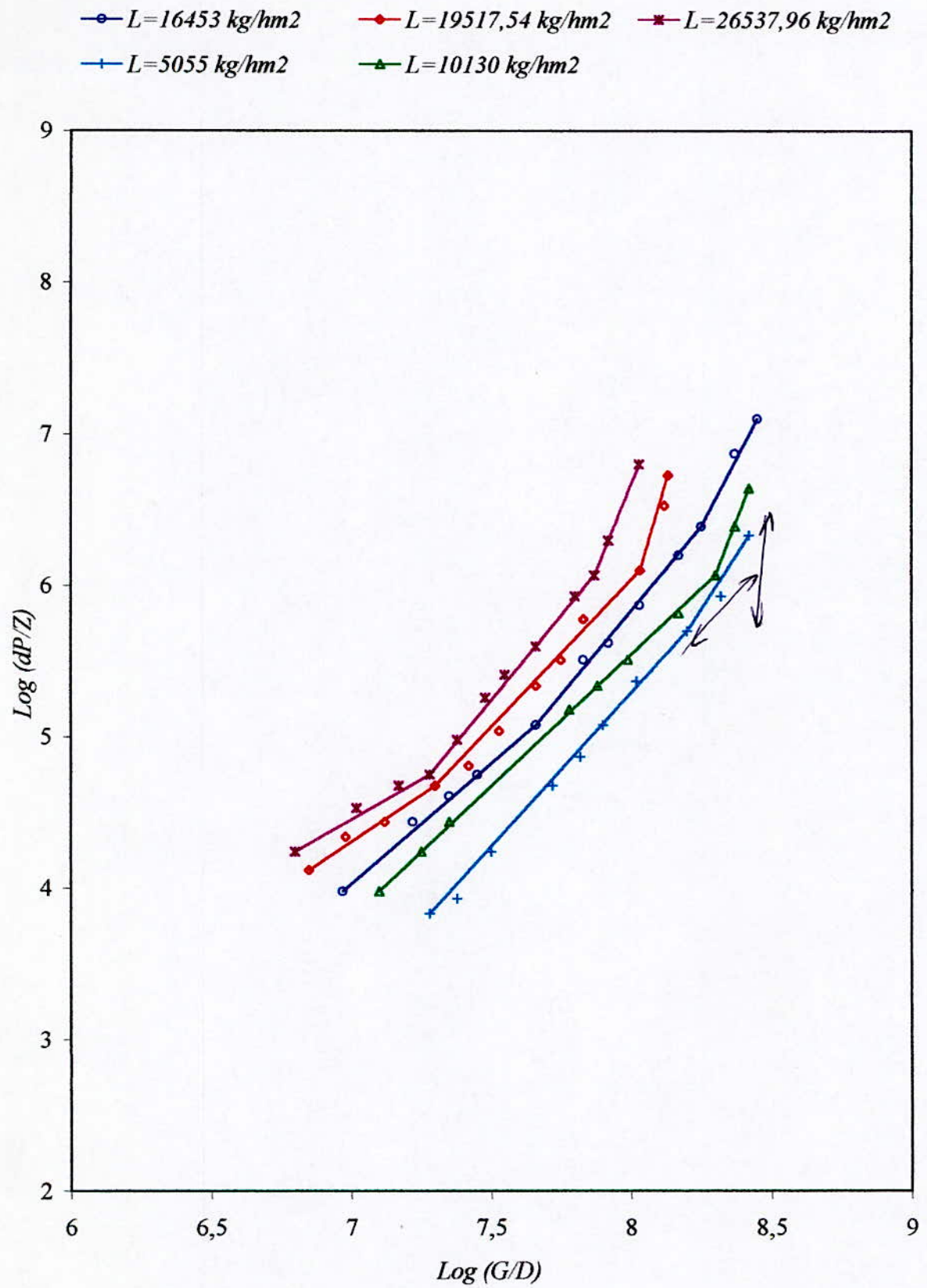
$$T = 298 \text{ K}$$

$$P = 760 \text{ mm de Hg}$$

G (kg/h)	$\Delta P \cdot 10^{-2}$ (N/m ²)	$\Delta P/Z$ (N/m ³)	$\ln(\Delta P/Z)$	$\ln(G/\phi)$
4,08	0,9	69,23	4,24	6,80
5,07	1,2	92,31	4,53	7,02
5,89	1,4	107,69	4,68	7,17
6,62	1,5	115,38	4,75	7,28
7,32	1,9	146,15	4,98	7,38
8,09	2,5	192,31	5,26	7,48
8,65	2,9	223,08	5,41	7,55
9,65	3,5	269,23	5,60	7,66
11,10	4,9	376,92	5,93	7,80
11,87	5,6	430,77	6,07	7,87
12,47	7,1	546,15	6,30	7,92
13,34	9,2	707,69	6,56	7,98
14,02	11,7	900,00	6,80	8,03

Tableau : XI

Graphe 1: Perte de pression lineique



Interprétation des résultats :

La perte de pression linéique d'un gaz $(\Delta P/Z)_G$ s'écoulant au travers d'un garnissage sec peut s'exprimer par la formule d'Ergun :

$$(\Delta P/Z)_G = h_K G + h_B G^2 \quad (83)$$

avec h_K et h_B respectivement paramètres de Kozeny-Karman et de Burke-Plummer, fonction des caractéristiques du gaz et de la nature du garnissage.

En coordonnées logarithmiques, la courbe représentative se confond pratiquement avec une droite de pente à peu près égale à 2 (graphe 1)

Lorsque le garnissage est arrosé, la perte de pression linéique du gaz peut s'exprimer en fonction du résultat précédent (83) et de la vitesse massique du liquide L par la formule [8]:

$$\Delta P/Z = (\Delta P/Z)_G^n \exp(\alpha + \beta L) \quad (84)$$

avec n exposant qui dépend de beaucoup de paramètres (voir ci-après dans ce paragraphe), α et β paramètres tous deux fonction des caractéristiques du liquide et de la nature du garnissage.

La caractéristique de perte de pression linéique d'un garnissage qui a été mouillé puis égoutté diffère légèrement de celle d'un garnissage sec ; c'est une conséquence de la rétention capillaire, certains pores étant obturés par des ménisques liquides ; dans la formule (84), le phénomène est pris en compte par le paramètre α .

Pour une vitesse massique modérée du liquide ($L = 5000 \text{ kg/hm}^2$ environ) et pour des corps de dimension nominale $0,0105 \text{ m}$; lorsque G croît, l'exposant $n(G)$ est d'abord constant et égal à 1 puis croît rapidement. L'évolution de la perte de pression linéique, à débit liquide constant, est à comparer avec celle de la rétention opératoire. Le volume de liquide retenu par unité de volume garni est, à débit d'arrosage constant et à débit gazeux croissant, d'abord constant puis rapidement croissant. Tant que le film liquide formé à la surface du garnissage est suffisamment mince, il est sensiblement indéformable par le courant gazeux, et l'incidence de la surface qu'il occupe dans une section droite de la colonne, faible devant la fraction superficielle de vide $\varepsilon' = \varepsilon^{2/3}$, est bien traduite par le paramètre β de la formule (84). Le changement d'allure de la perte de pression linéique et de la rétention opératoire coïncide avec l'apparition de rides à la surface du film liquide ; le volume de ces vagues représente l'accroissement de la rétention, leur mouvement est entretenu par une dépense d'énergie supplémentaire aux dépens des veines gazeuses.

Lorsque la vitesse massique du liquide est plus importante, les phénomènes restent conformes à la description précédente, mais la valeur critique de G décroît avec L . Dans les systèmes de coordonnées $(G, \Delta P/Z)$, le domaine qui correspond à des valeurs de G égales, ou un peu supérieures à celle qui correspondent à la transition précédente, constitue la **zone de charge (loading)** ; grâce à la turbulence en surface du film, cette zone est particulièrement propice aux échanges entre phases.

Pour des valeurs élevées de la vitesse massique du liquide ($L = 16500 \text{ kg/hm}^2$ environ) et pour des valeurs modérées de la vitesse massique du gaz ($\approx 3000 \text{ kg/hm}^2$), l'exposant « n » se révèle encore constant mais avec une valeur légèrement inférieure à 1.

Explication :

Aux très faibles valeurs de G, du liquide s'accumule dans les sections contractées du garnissage et a tendance à les boucher ; lorsque, à débit d'arrosage constant, nous augmentons le débit de gaz, le liquide est progressivement chassé des sections contractées pour se trouver plus uniformément plaqué sur la surface du garnissage, en particulier dans les cavités.

Si la vitesse du gaz ou du liquide est majorée d'environ 30 à 40 % par rapport aux conditions de charge, il arrive un moment où le mouvement ascendant du gaz bloque l'écoulement gravitaire du liquide, c'est l'**engorgement (flooding)**. L'engorgement est caractérisé par une croissance extrêmement rapide de la pression linéique et de la rétention opératoire.

La zone de charge est moins bien connue que la limite d'engorgement et les colonnes à garnissage industrielles sont généralement dimensionnées soit pour fonctionner entre 60 et 70 % du débit gazeux à l'engorgement (ce qui correspond pratiquement à la zone de charge), soit pour fonctionner sous une perte de pression linéique généralement faible (cas des distillations) ce qui les situe très au-dessous de la zone de charge.

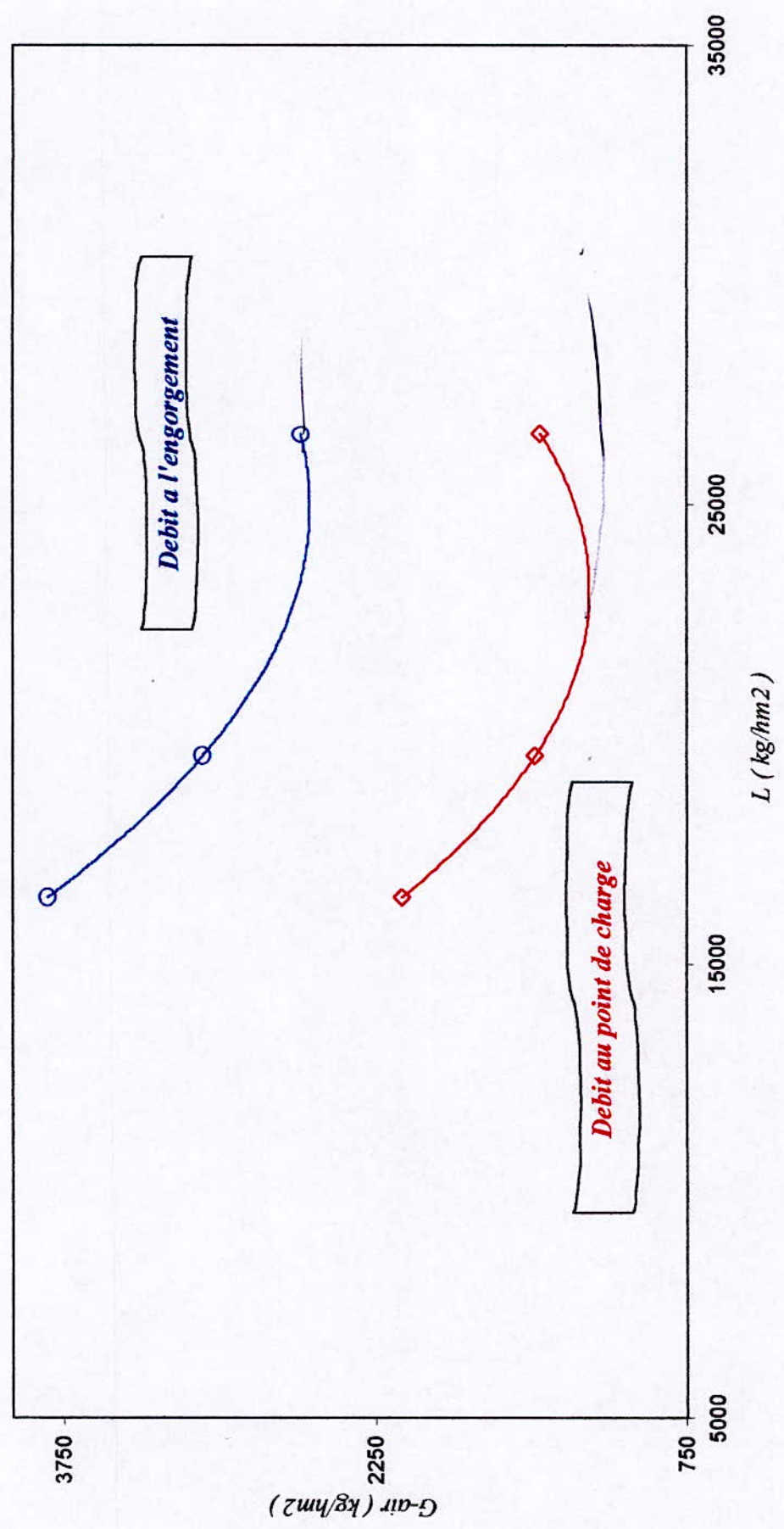
Diagramme de fonctionnement :

Un tel diagramme comprend deux courbes : courbe des débits à l'engorgement et celle des débits au point de charge (graphe 2).

Ces deux courbes permettent de définir la zone de fonctionnement de la colonne. En général, celle-ci est située à la limite supérieure du point de charge et inférieure (approximativement 80 à 90 %) par rapport à la limite du point d'engorgement. La partie située au-delà de l'engorgement est à déconseiller car la perte de pression subit par le gaz est importante.

Graphe 2: **Diagramme de fonctionnement**

— $G\text{-air}(charge) = f(L)$
— $G\text{-air}(eng) = f(L)$



CHAPITRE II
ESSAIS D'ABSORPTION

II.1) Détermination de la pente de la courbe d'équilibre:

Le gaz carbonique étant très peu soluble dans l'eau, les solutions aqueuses obtenues seront par conséquent très diluées, ce qui nous conduira ainsi à considérer notre courbe d'équilibre comme étant une droite dont la pente doit être obtenue à partir de la loi de Henry (relative aux solutions diluées)

$$p = H \cdot x \quad (85) \quad (\text{loi de Henry})$$

où : p est la pression partielle de CO_2 (en mmHg)
 x est la fraction molaire de CO_2 dans la phase liquide
 H est la constante de Henry

$$H = 1,08 \cdot 10^6 \quad (\text{à } T = 20 \text{ }^\circ\text{C})$$

nouveau -
(à l'unité)

D'autre part, si l'on considère notre mélange gazeux comme parfait, nous pouvons lui appliquer la loi de Dalton.

$$p = y \cdot P \quad (86) \quad (\text{loi de Dalton})$$

où : P est la pression totale en mmHg (pression atmosphérique)
 y est la fraction du CO_2 dans la phase gazeuse.

En égalisant ainsi les seconds membres des équations (85) et (86), nous obtenons :

$$H \cdot x = y \cdot P \quad \Rightarrow \quad y = \frac{H}{P} \cdot x$$

En posant $m = \frac{H}{P}$ on obtient $y = m \cdot x$

m étant la pente de la droite d'équilibre.

$$m = \frac{H}{P} = \frac{1,08 \cdot 10^6}{760} = 1421,05$$

II.2) Mode opératoire :**II.2.1) Mise en marche de l'appareillage :** (schéma 3)

Nous avons adopté, pour nos essais d'absorption, le mode opératoire suivant :

- Vidanger la colonne et le siphon en ouvrant les vannes 5 et 6 qui sont par la suite refermées.
- Remplir le bac d'alimentation 10 d'eau du robinet.
- Mettre en marche le compresseur d'air.
- Mettre en marche la pompe 11.
- Ajuster le débit liquide à l'aide de l'un des deux robinets (13 ou 14) .
- Ajuster le débit d'air à l'aide de la vanne 2.

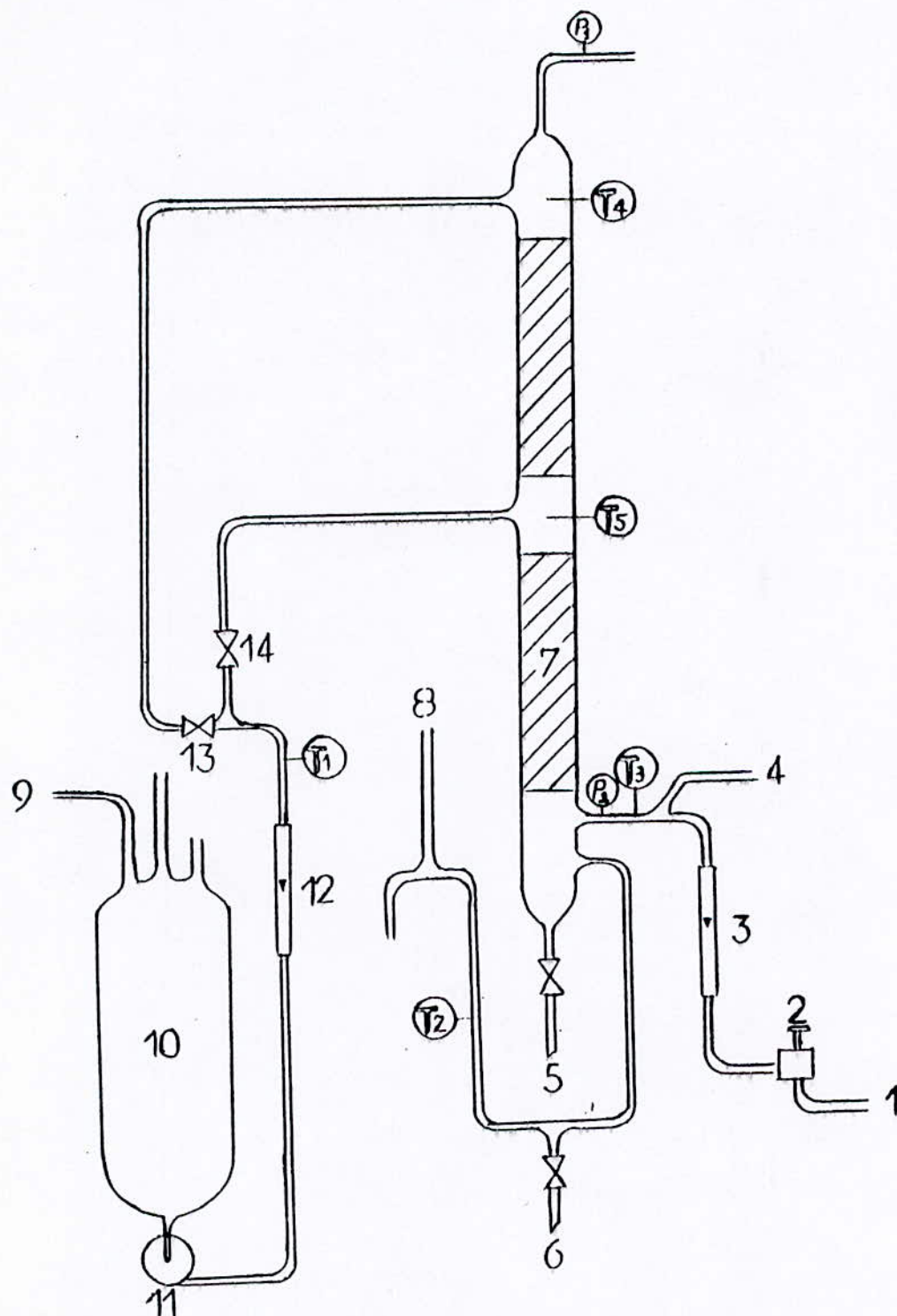


Schéma 3 : colonne d'absorption

1. Arrivée d'air,
2. Détendeur,
3. Débitmètre phase gazeuse (air),
4. Arrivée de gaz carbonique,
5. Vanne de vidange de la colonne,
6. Vanne de vidange du siphon,
7. Garnissage,
8. Orifice de sécurité ouvert à l'atmosphère,
9. Alimentation d'eau,
10. Bac d'alimentation,
11. Pompe d'alimentation de la colonne en eau,
12. Débitmètre phase liquide (eau),
13. Vanne d'alimentation des deux garnissages,
14. Vanne d'alimentation du premier garnissage.

Sondes thermométriques :

- T₁ : entrée du liquide,
T₂ : sortie du liquide,
T₃ : entrée de la phase gazeuse,
T₄ : sortie de la phase gazeuse,
T₅ : fraction de colonne séparant les deux garnissages.

Prises de pression :

- P₁ : prise de pression au sommet de la colonne (pression atmosphérique),
P₂ : prise de pression à la base de la colonne.

II.2.2) Circuit gaz carbonique : (schéma 4)

1. Ouvrir le robinet d'admission 2,
2. Ajuster le débit de gaz carbonique en se servant du compteur à gaz et du robinet du détendeur 4.

II.2.3) Détermination de la composition du liquide :

Pour cela nous procédons comme suit :

1. Après avoir vidé le fond de la colonne (robinet 5), nous prélevons une quantité suffisante,
2. 20 ml de produit sont dilués dans 50 ml d'eau distillée et titrés par de la soude 0,01 N. nous utilisons comme indicateur coloré la phénolphtaléine. (Voir préparation de la solution de soude 0,01 N en annexe A-8.)

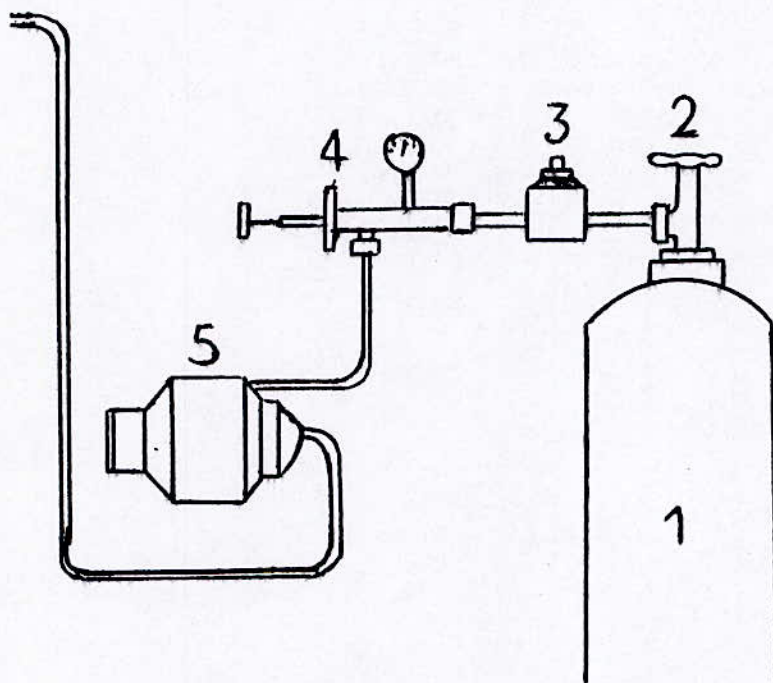


Schéma 4 : Circuit de gaz carbonique

Circuit de gaz carbonique :

1. bouteille de gaz carbonique,
2. robinet d'ouverture,
3. raccord,
4. détendeur,
5. compteur à gaz,
6. élément de sécurité,
7. manomètre à eau,
8. manomètre à mercure,
9. orifice d'admission du CO₂ dans le circuit.

II.3) Détermination du temps nécessaire à l'obtention du régime permanent :

Le titrage précédent est régi par les réactions suivantes :



Comme nous le constatons, une mole de CO_2 capte deux moles de NaOH .



Afin de déterminer le temps nécessaire à l'obtention du régime permanent, nous allons procéder de la façon suivante :

- Nous fixons le débit d'air $G_{\text{air}} = 5000 \text{ l/h}$
- Nous fixons le débit d'eau $L = 45 \text{ kg/h}$
- nous réglons le débit de CO_2 , $G_{\text{CO}_2} = 490 \text{ l/h}$

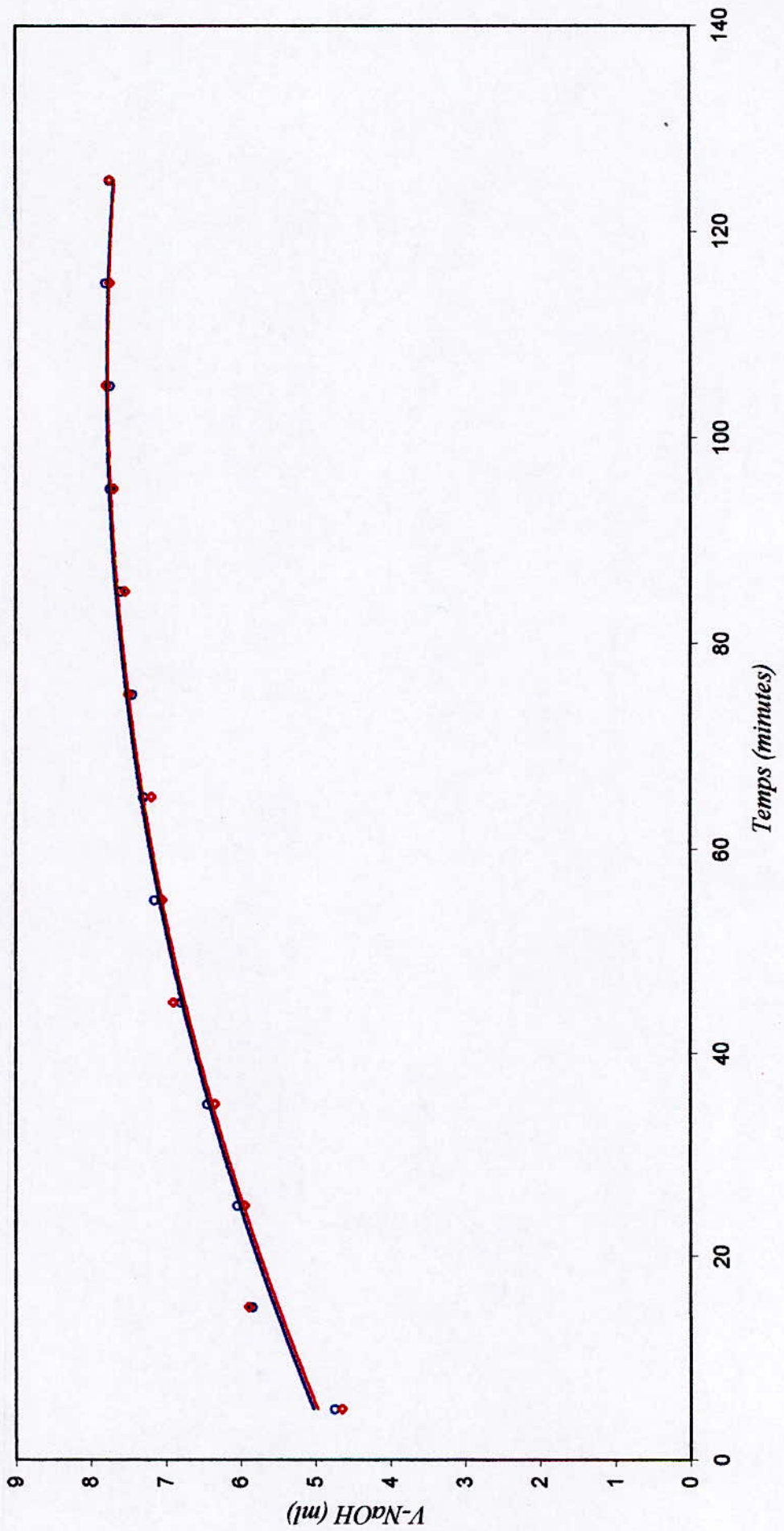
Les résultats de l'analyse (temps que met le système pour atteindre le régime permanent) sont regroupés sur le tableau XII.

Temps (minutes)	Volume de NaOH ajouté (ml)	
	1 ^{er} essai	2 ^{eme} essai
5	4,75	4,65
15	5,85	5,90
25	6,05	5,95
35	6,45	6,35
45	6,80	6,90
55	7,15	7,05
65	7,30	7,20
75	7,45	7,50
85	7,60	7,55
95	7,75	7,70
105	7,75	7,80
115	7,80	7,75
125	7,75	7,75

Tableau XII

-Graphe 3-

— Essai n:1 — Essai n:2



II.4) Essais d'absorption :

Le principe de nos expériences d'absorption consiste à vérifier l'efficacité de notre colonne.

En effet, le procédé d'absorption est régie par un certain nombre de facteurs et de coefficients susceptibles de nous éclairer directement quant à l'efficacité de la colonne, tels que le NUT_{ol} , la HUT_{ol} , k_L , etc....

Ces facteurs sont étroitement liés aux 3 paramètres opératoires, à savoir le débit d'eau (L), le débit de CO_2 (G_{CO_2}) et le débit d'air (G_{air}).

Afin de suivre l'évolution de l'efficacité de la colonne, nos expériences consisteront, à chaque série d'entre elles, à faire varier un des trois paramètres en maintenant les deux autres constants.

II.4.1) Influence du débit de CO_2 sur la HUT_{ol} :

Afin de déterminer l'influence du débit de gaz carbonique sur la hauteur d'unité de transfert, nous avons fixé le débit du liquide (eau) ainsi que le débit de gaz inerte (air).

Les expériences ont été réitérées pour 2 débits liquides différents. Ainsi, pour chacun des essais effectués, nous pouvons calculer la HUT_{ol} et regrouper tous les résultats dans les tableaux XIII et XIV (voir l'exemple de calcul en annexe A-9.)

1^{ère} série:

nous avons fixé $L = 1096,5 \text{ Kmoles/hm}^2 = 19737 \text{ Kg/hm}^2$

et $G_{air} = 35 \text{ Kmoles/hm}^2 = 1015 \text{ Kg/hm}^2$

L (Kmoles/hm ²)	1096,5	1096,5	1096,5	1096,5
G _{air} (Kmoles/hm ²)	35	35	35	35
G _{CO₂} (Kmoles/hm ²)	1,4	1,8	3,4	4,0
V _{NaOH} (ml)	5,30	6,70	11,25	12,70
X _s . 10 ⁵ $\left(\frac{\text{moles } CO_2}{\text{moles } H_2O} \right)$	2,385	3,015	5,063	5,715
y _e	0,0385	0,0489	0,0885	0,1026
y _s	0,0378	0,0480	0,0872	0,1012
NUT _{ol}	2,150	2,110	1,692	1,581
HUT _{ol} (m)	0,61	0,62	0,77	0,82
HUT/H	0,47	0,47	0,59	0,63

Tableau XIII

2^{ème} série :

nous avons fixé $L = 1280 \text{ Kmoles/hm}^2 = 23040 \text{ Kg/hm}^2$
 et $G_{\text{air}} = 35 \text{ Kmoles/hm}^2 = 1015 \text{ Kg/hm}^2$

L (Kmoles/hm ²)	1280	1280	1280	1280
G _{air} (Kmoles/hm ²)	35	35	35	35
G _{CO₂} (Kmoles/hm ²)	1,4	1,9	2,9	3,3
V _{NaOH} (ml)	5,50	7,25	10,50	11,50
X _s · 10 ⁵ $\left(\frac{\text{moles CO}_2}{\text{moles H}_2\text{O}} \right)$	2,475	3,263	4,725	5,175
y _e	0,0385	0,0515	0,0765	0,0862
y _s	0,0377	0,0504	0,0750	0,0846
NUT _{ol}	2,48	2,34	2,13	1,94
HUT _{ol} (m)	0,52	0,56	0,61	0,67
HUT/H	0,40	0,43	0,47	0,52

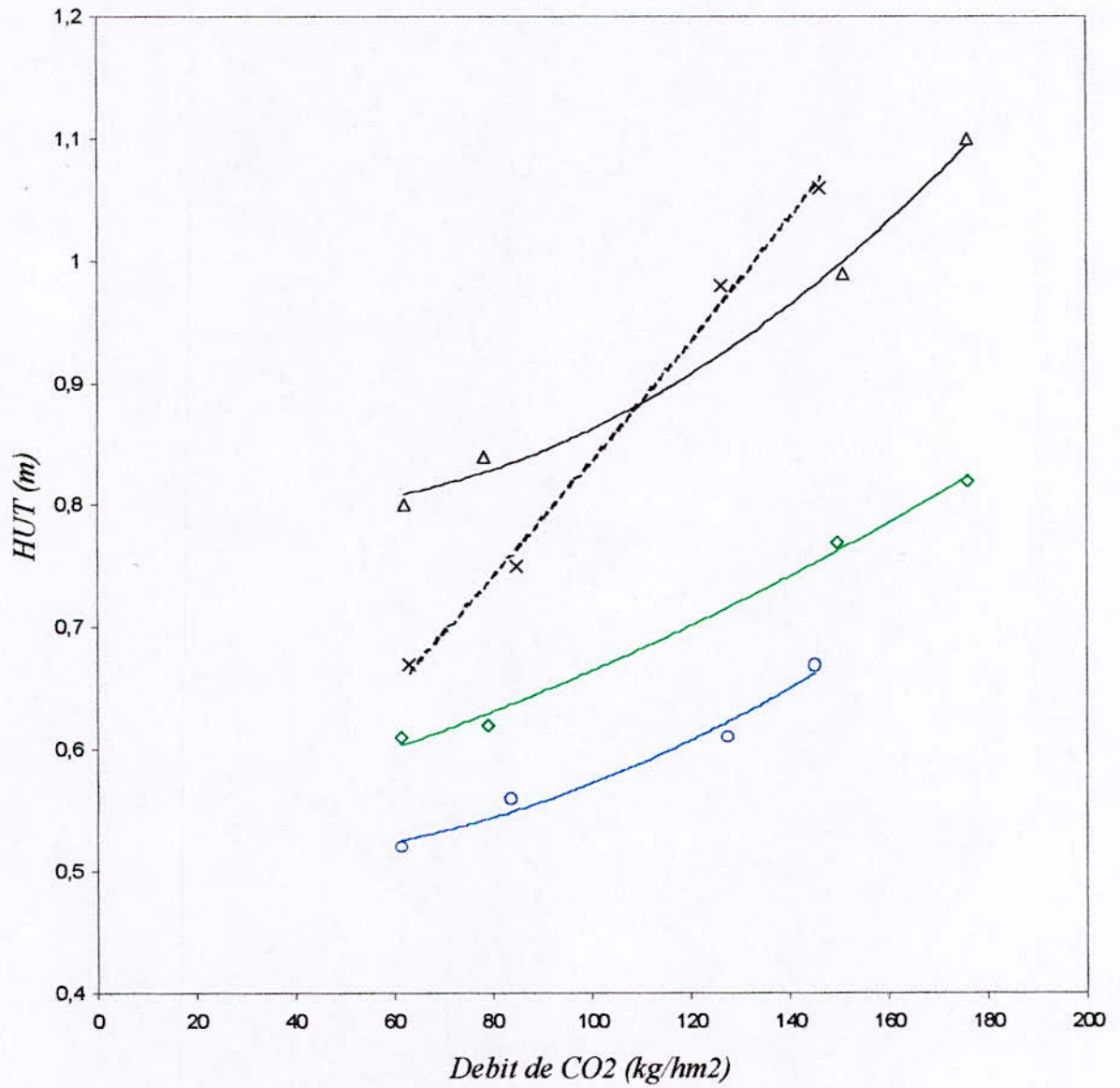
Tableau XIV

N.B :

Dans les graphes qui suivent, les courbes obtenues par M^r Namane en 1983 seront tracées en noir.

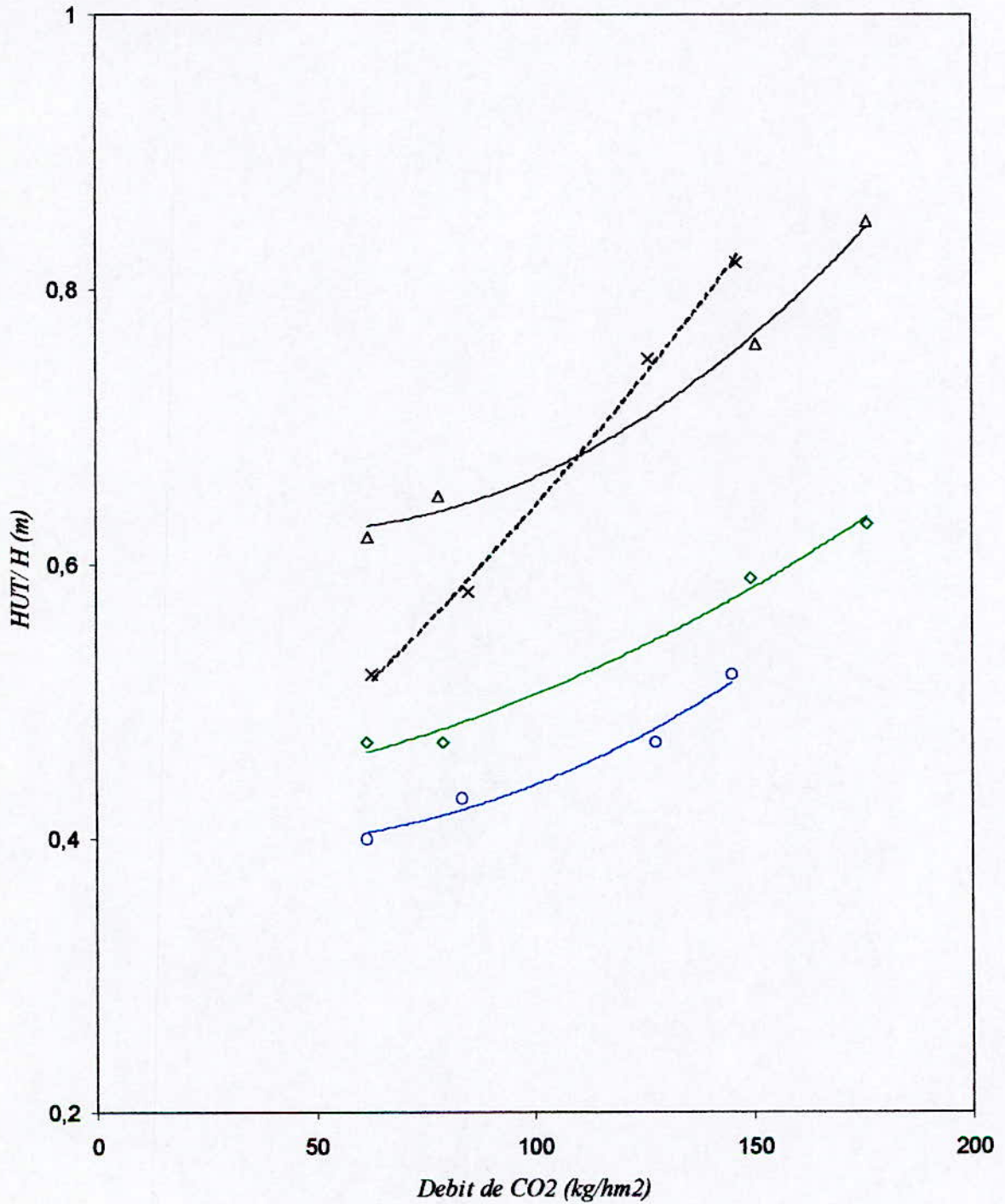
Grphe 4: Influence du debit de CO2 sur la HUT

— L1=19737 kg/hm² — L2=23040 kg/hm²
— L'1=19736,84 kg/hm² - - - L'2=23026,32 kg/hm²



Grphe 5: Influence du debit de CO2 sur la HUT/H

— L1=19737 kg/hm2 — L2=23040 kg/hm2
— L'1=19736,84 kg/hm2 - - - - L'2=23026,32 kg/hm2



Interprétation des résultats :

En traçant les graphes $HUT = f(G_{CO_2})$, nous remarquons, que lorsque nous augmentons progressivement le débit de gaz carbonique (autrement dit, en augmentant la fraction de CO_2 dans le gaz, à l'entrée de la colonne), nous assistons à une diminution du NUT_{01} et donc à une augmentation de la HUT_{01} , ce qui entraîne, par conséquent, une diminution de l'efficacité de la colonne.

En effet, cette diminution d'efficacité de la colonne s'explique par le fait que le gaz carbonique s'absorbe difficilement dans l'eau et, la capacité d'absorption de l'eau vis-à-vis du CO_2 étant limitée, l'augmentation de la concentration de ce dernier n'entraîne pas automatiquement une plus grande absorptivité.

Il est aussi important de comparer nos résultats à ceux obtenus par M^r Namane lors de ces travaux effectués sur la même colonne en 1983. Ainsi, nous remarquons que nos courbes se situent en dessous de celles obtenues par M^r Namane, ce qui prouve bien que la colonne donne de meilleurs résultats et cela s'explique probablement par le fait que nous avons remis la colonne en état avant d'entamer nos expériences (démontage, lavage et rinçage du garnissage et des conduites ainsi que de la colonne elle-même, montage, ajustage,...) (voir « remise en état de la colonne »).

En traçant les courbes $HUT/H = f(G_{CO_2})$ nous avons une meilleure idée de la fraction de colonne occupée par une unité de transfert ; nous remarquons que cette fraction se situe autour de 0,5 en moyenne alors que, lors des essais de M^r Namane, elle se situe autour de 0,7. D'autre part, nous constatons que si nous extrapolons nos courbes, celles-ci ont tendance à présenter un palier pour G_{CO_2} faible.

Ainsi, pour les débits de CO_2 très faibles et pour le débit liquide $L = 19737 \text{ Kg/hm}^2$, nous estimons que la HUT se stabilise autour de 0,58 m ; et pour $L = 23040 \text{ Kg/hm}^2$, elle se stabilise autour de 0,50 m. Nous remarquons aussi que ces deux paliers correspondent pratiquement au même débit de CO_2 (soit environ $26,5 \text{ Kg/hm}^2$). Ceci est dû au fait que les débits d'eau, correspondants à chacune des courbes, sont en effet trop proches l'un de l'autre pour nous permettre de remarquer une franche distinction des débits de CO_2 correspondants aux deux paliers.

En effet, pour avoir une efficacité optimale, il est préférable de ne pas travailler pour des débits de CO_2 inférieurs à ceux correspondant aux paliers (ici $G_{CO_2} \leq 26,5 \text{ Kg/hm}^2$) car nous aurions, pour pratiquement une même hauteur d'unité de transfert, une quantité de gaz carbonique absorbée inférieure.

Ainsi, de cette expérience, on déduit qu'il est préférable de travailler en présence d'assez faibles concentrations de CO_2 à l'entrée, et que le meilleur taux d'absorption est obtenu pour le débit liquide de 23040 Kg/hm^2 et pour le rapport air/ CO_2 :

$$\frac{G_{\text{air}}}{G_{CO_2}} = \frac{35}{1,4} = 25$$

II.4.2) Influence du débit d'air sur la HUT_{ol} :

Cette partie expérimentale a été effectuée en gardant fixes les débits de liquide et de gaz carbonique ($L = 19521 \text{ Kg/hm}^2$ et $G_{CO_2} = 140,8 \text{ Kg/hm}^2$).

Les résultats expérimentaux et les valeurs obtenues sont regroupés dans le tableau XV.

$$L = 1084,5 \text{ Kmoles/hm}^2 = 19521 \text{ Kg/hm}^2$$

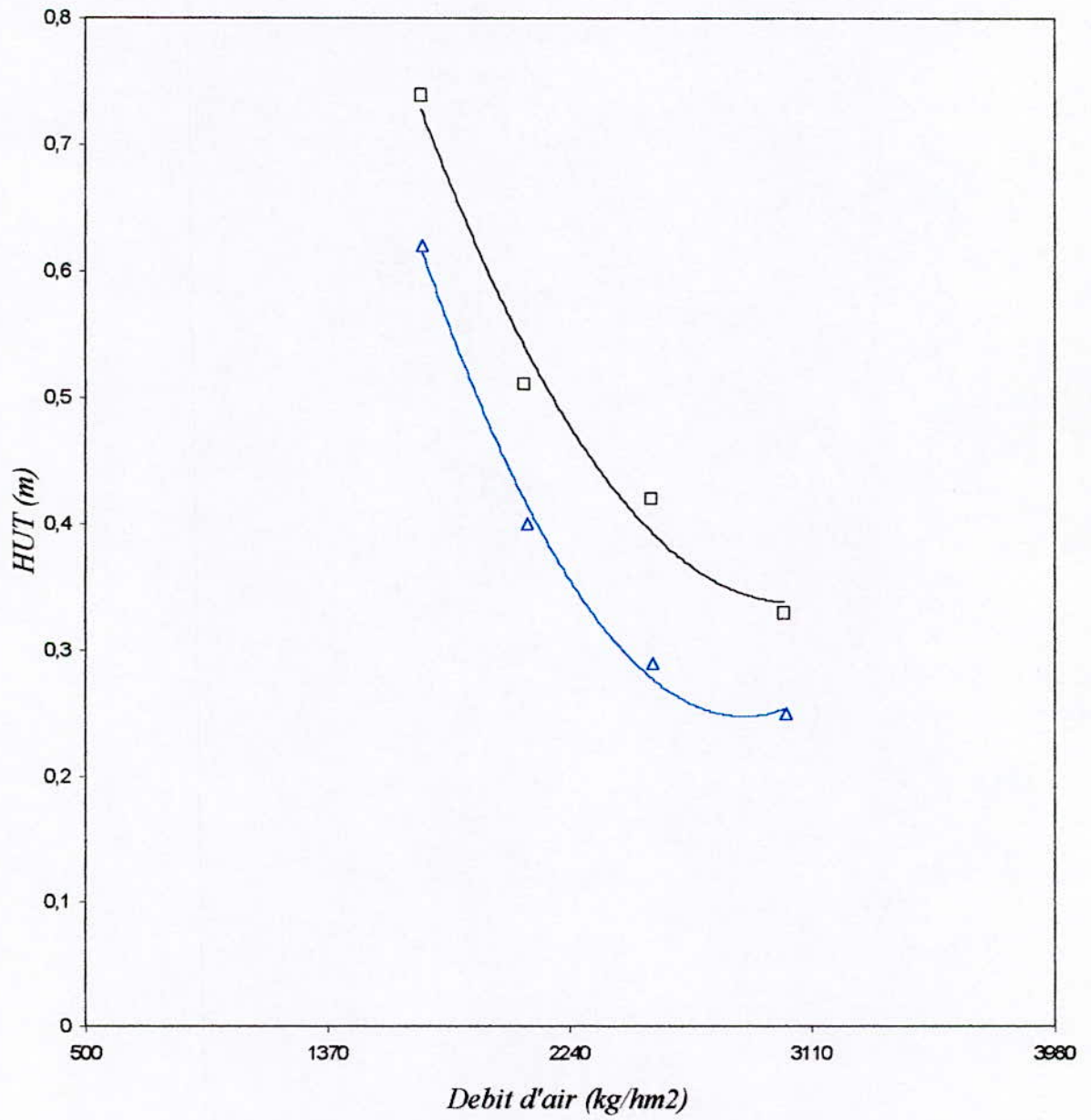
$$G_{CO_2} = 3,20 \text{ Kmoles/hm}^2 = 140,8 \text{ Kg/hm}^2$$

L (Kmoles/hm ²)	1084,5	1084,5	1084,5	1084,5
G _{air} (Kmoles/hm ²)	59,0	72,0	87,5	104,0
G _{CO₂} (Kmoles/hm ²)	3,20	3,20	3,20	3,20
V _{NaOH} (ml)	7,05	6,40	5,45	4,65
X _s · 10 ⁵ $\left(\frac{\text{moles CO}_2}{\text{moles H}_2\text{O}} \right)$	3,173	2,880	2,453	2,093
y _e	0,0514	0,0426	0,0353	0,0299
y _s	0,0509	0,0422	0,0350	0,0297
NUT _{ol}	2,11	3,26	4,40	5,23
HUT _{ol} (m)	0,62	0,40	0,29	0,25
HUT/H	0,47	0,31	0,22	0,19

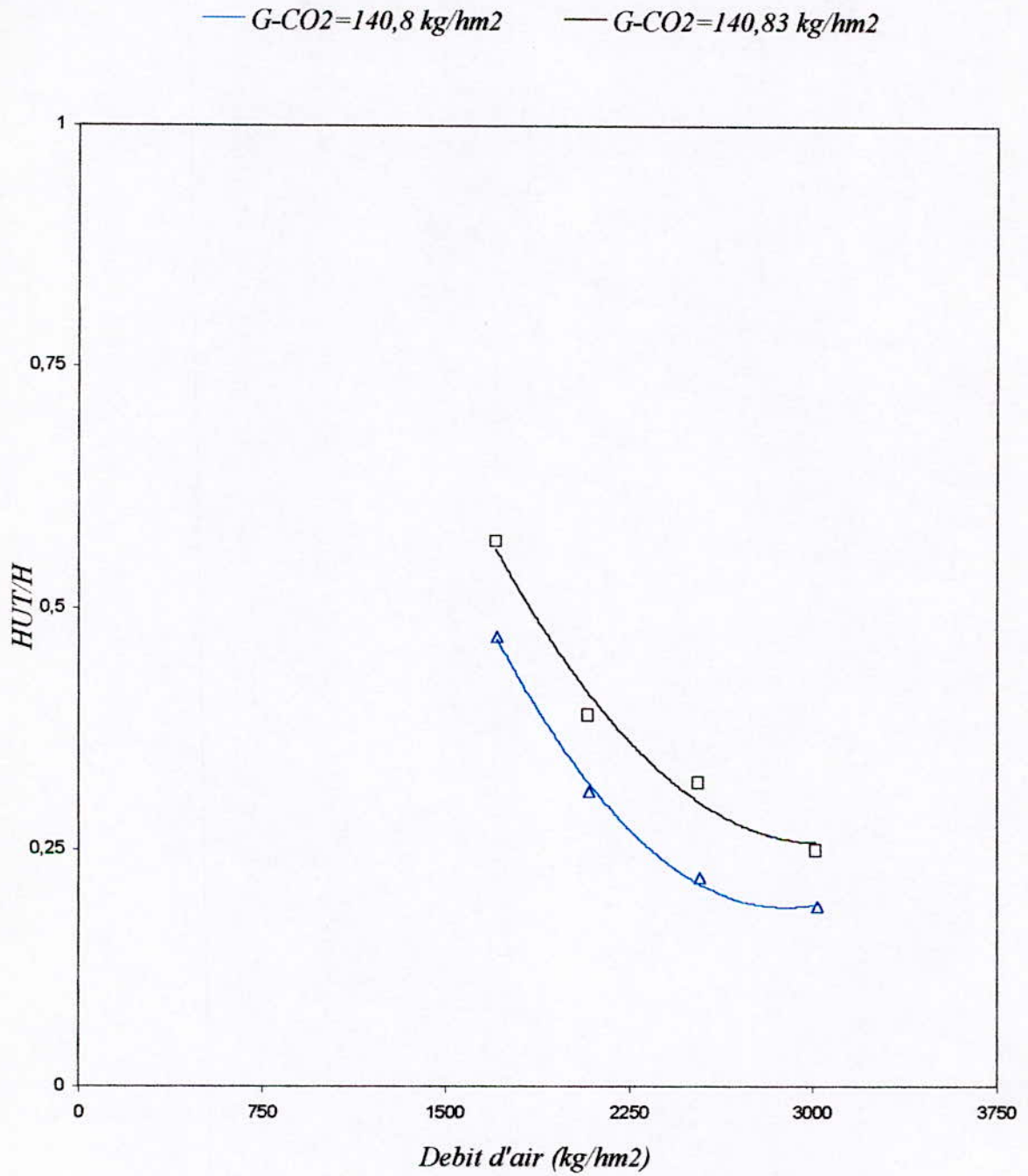
Tableau XV

Grphe 6: Influence du debit d'air sur la HUTol

— $G\text{-CO}_2=140,8 \text{ kg/hm}^2$ — $G\text{-CO}_2=140,83 \text{ kg/hm}^2$



Graph 7: Influence du debit d'air sur le rapport HUT/H



Interprétation des résultats obtenus :

Après avoir effectué nos expériences, contrairement aux essais précédents ($HUT = f(G_{CO_2})$), nous constatons, ici, que la hauteur d'unité de transfert globale diminue avec l'augmentation de débit de gaz inerte (l'air) ce qui favorise l'efficacité de notre colonne.

Ceci rejoint harmonieusement les conclusions établies précédemment (concernant l'influence du débit de CO_2) du fait que les meilleurs taux d'absorption correspondent, là aussi, aux mélanges gazeux d'entrée dont la concentration en CO_2 est assez faible.

En effet, en augmentant le débit d'air, tout en maintenant fixe celui du gaz carbonique, on contribue à une diminution de concentration de ce dernier. Nous pouvons expliquer cette augmentation d'efficacité par la contribution de l'énergie cinétique acquise par les molécules de CO_2 par le biais de l'air, provoquant une interaction plus considérable entre la phase gazeuse et la phase liquide favorisant ainsi son absorption.

A titre comparatif, notons que lors des expériences précédentes concernant l'influence du débit de CO_2 , le facteur cinétique du gaz carbonique n'a pas eu d'impact remarquable sur son absorption en raison de sa trop faible proportion dans l'air dont le débit (de l'air) était maintenu constant. Nous pouvons, ici aussi, confirmer ce que nous avons dit précédemment en ce qui concerne la remise en état de notre colonne ; en effet, nous remarquons que notre courbe se situe, là-aussi, en-dessous de celle obtenue par M^r Namane (voir graphe $HUT/H = f(G_{air})$) ce qui confirme une meilleure efficacité de la colonne. Pour les grands débits d'air, cette fraction se stabilise autour de 20 % alors qu'elle était, avant la remise en état de la colonne, d'environ 25 %

D'autre part, signalons, là-aussi, que la courbe obtenue ($HUT = f(G_{air})$) tend vers un palier lorsque le débit d'air augmente. Ceci rejoint également les explications fournies à la suite des expériences précédentes concernant le palier correspondant aux faibles débits de CO_2 , soit, d'une façon générale, aux mélanges gazeux à faible concentration en CO_2 . Nous pouvons considérer qu'au-delà d'un débit d'air de 3100 Kg/hm^2 , la HUT se stabilise autour de 0,20 m.

Nous n'obtenons évidemment pas les mêmes valeurs des HUT correspondant aux paliers car les séries d'expériences effectuées jusque là se sont déroulées à des débits différents de liquide, ceci prouve le rôle considérable du débit d'eau vis-à-vis de la hauteur d'unité de transfert et nous incite, de là, à en connaître davantage quant à son influence.

II.4.3) Influence du débit d'eau sur la HUT_{ol} :

Lors des expériences permettant de nous éclairer quant à la façon avec laquelle fluctue la HUT avec le débit liquide L , nous avons fait varier ce dernier en maintenant fixes les débits de CO_2 et d'air.

Les expériences ont été répétées pour trois débits liquides différents, et pour chaque essai nous avons déterminé la HUT_{ol} et regroupé les résultats obtenus dans les tableaux XVI, XVII et XVIII.

1^{ère} série :

$$G_{air} = 2077 \text{ Kg/hm}^2 = 71,6 \text{ Kmoles/hm}^2$$

$$G_{CO_2} = 99 \text{ Kg/hm}^2 = 2,25 \text{ Kmoles/hm}^2$$

L (Kmoles/hm ²)	365,5	548	731	913	1084,5	1279,25	1462	1644,75	1827,5
G _{air} (Kmoles/hm ²)	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6
G _{CO₂} (Kmoles/hm ²)	2,25	2,25	2,25	2,25	2,25	2,25	2,25	2,25	2,25
V _{NaOH} (ml)	4,10	4,30	4,40	4,45	4,55	4,60	4,55	4,50	4,45
X _s . 10 ⁵ $\left(\frac{\text{moles } CO_2}{\text{moles } H_2O}\right)$	1,845	1,935	1,980	2,003	2,048	2,070	2,048	2,025	2,003
y _e	0,0305	0,0305	0,0305	0,0305	0,0305	0,0305	0,0305	0,0305	0,0305
y _s	0,0304	0,0304	0,0303	0,0302	0,0302	0,0301	0,0301	0,0300	0,0300
NUT _{ol}	1,97	2,32	2,57	2,72	3,10	3,37	3,11	2,91	2,74
HUT _{ol} (m)	0,66	0,56	0,51	0,48	0,42	0,39	0,42	0,45	0,47
HUT/H	0,51	0,43	0,39	0,37	0,32	0,30	0,32	0,35	0,36

Tableau XVI

2^{ème} série :

$$G_{\text{air}} = 2077 \text{ Kg/hm}^2 = 71,6 \text{ Kmoles/hm}^2$$

$$G_{\text{CO}_2} = 147,6 \text{ Kg/hm}^2 = 3,35 \text{ Kmoles/hm}^2$$

L (Kmoles/hm ²)	341	548	731	1005	1188	1279	1371	1645	1827,5
G _{air} (Kmoles/hm ²)	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6
G _{CO₂} (Kmoles/hm ²)	3,35	3,35	3,35	3,35	3,35	3,35	3,35	3,35	3,35
V _{NaOH} (ml)	5,80	6,15	6,35	6,50	6,55	6,50	6,50	6,45	6,40
X _s · 10 ⁵ $\left(\frac{\text{moles CO}_2}{\text{moles H}_2\text{O}} \right)$	2,610	2,768	2,858	2,925	2,948	2,925	2,925	2,903	2,880
y _e	0,0447	0,0447	0,0447	0,0447	0,0447	0,0447	0,0447	0,0447	0,0447
y _s	0,0446	0,0445	0,0444	0,0443	0,0443	0,0442	0,0442	0,0441	0,0441
NUT _{ol}	1,77	2,13	2,40	2,67	2,78	2,68	2,68	2,59	2,49
HUT _{ol} (m)	0,73	0,61	0,54	0,49	0,47	0,48	0,48	0,50	0,52
HUT/H	0,56	0,50	0,42	0,38	0,36	0,37	0,37	0,38	0,40

Tableau XVII

3^{ème} série :

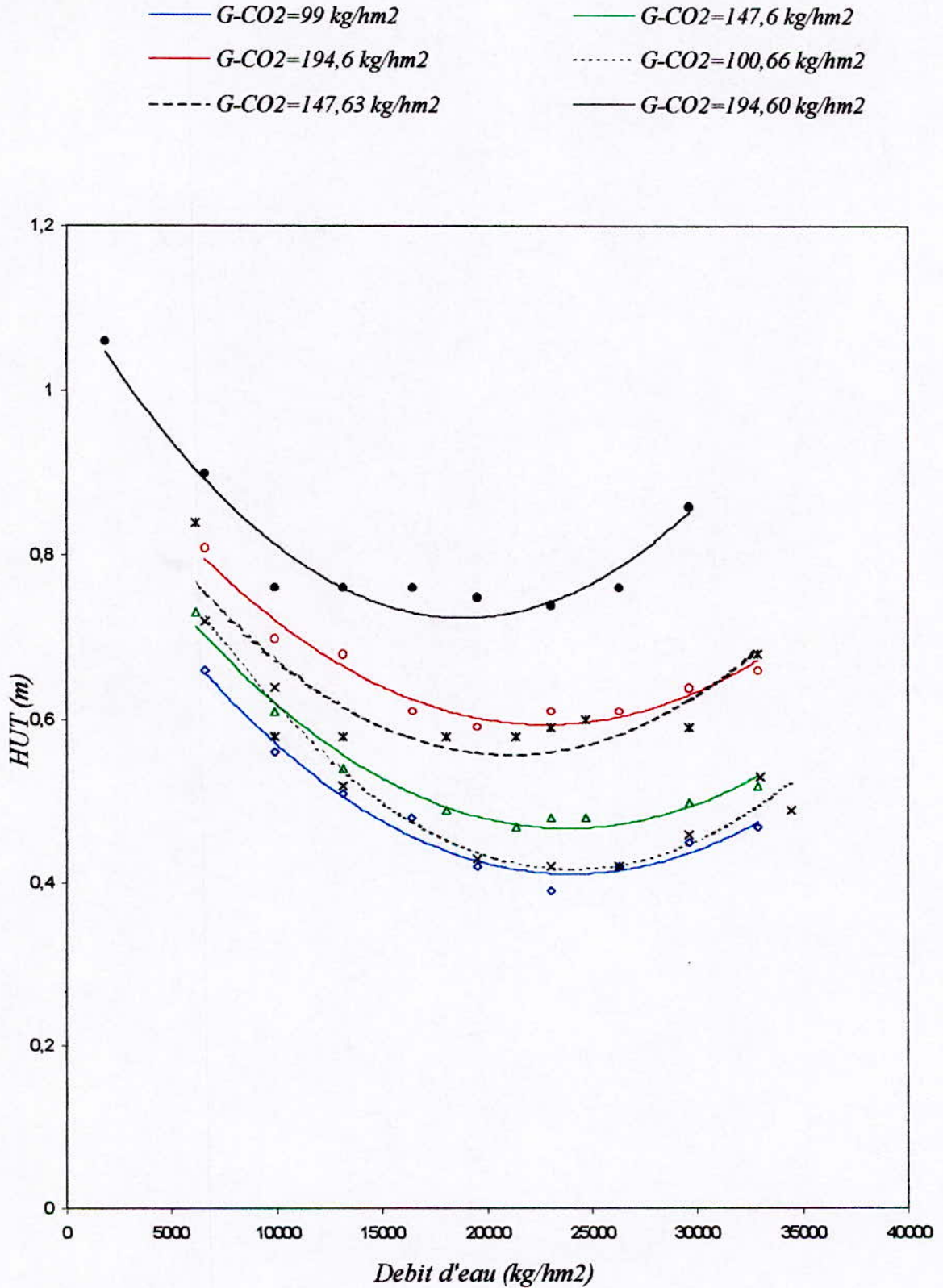
$$G_{\text{air}} = 2077 \text{ Kg/hm}^2 = 71,6 \text{ Kmoles/hm}^2$$

$$G_{\text{CO}_2} = 194,6 \text{ Kg/hm}^2 = 4,42 \text{ Kmoles/hm}^2$$

L (Kmoles/hm ²)	365,5	548	731	914	1084,5	1279	1462	1645	1827,5
G _{air} (Kmoles/hm ²)	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6	71,6
G _{CO₂} (Kmoles/hm ²)	4,42	4,42	4,42	4,42	4,42	4,42	4,42	4,42	4,42
V _{NaOH} (ml)	7,25	7,65	7,75	8,00	8,05	8,00	8,00	7,85	7,80
X _s . 10 ⁵ ($\frac{\text{moles CO}_2}{\text{moles H}_2\text{O}}$)	3,263	3,443	3,488	3,600	3,623	3,600	3,600	3,533	3,510
y _e	0,0581	0,0581	0,0581	0,0581	0,0581	0,0581	0,0581	0,0581	0,0581
y _s	0,0580	0,0579	0,0578	0,0577	0,0576	0,0575	0,0574	0,0574	0,0573
NUT _{ol}	1,60	1,86	1,92	2,13	2,19	2,14	2,14	2,01	1,97
HUT _{ol} (m)	0,81	0,70	0,68	0,61	0,59	0,61	0,61	0,64	0,66
HUT/H	0,62	0,54	0,52	0,47	0,45	0,47	0,47	0,49	0,51

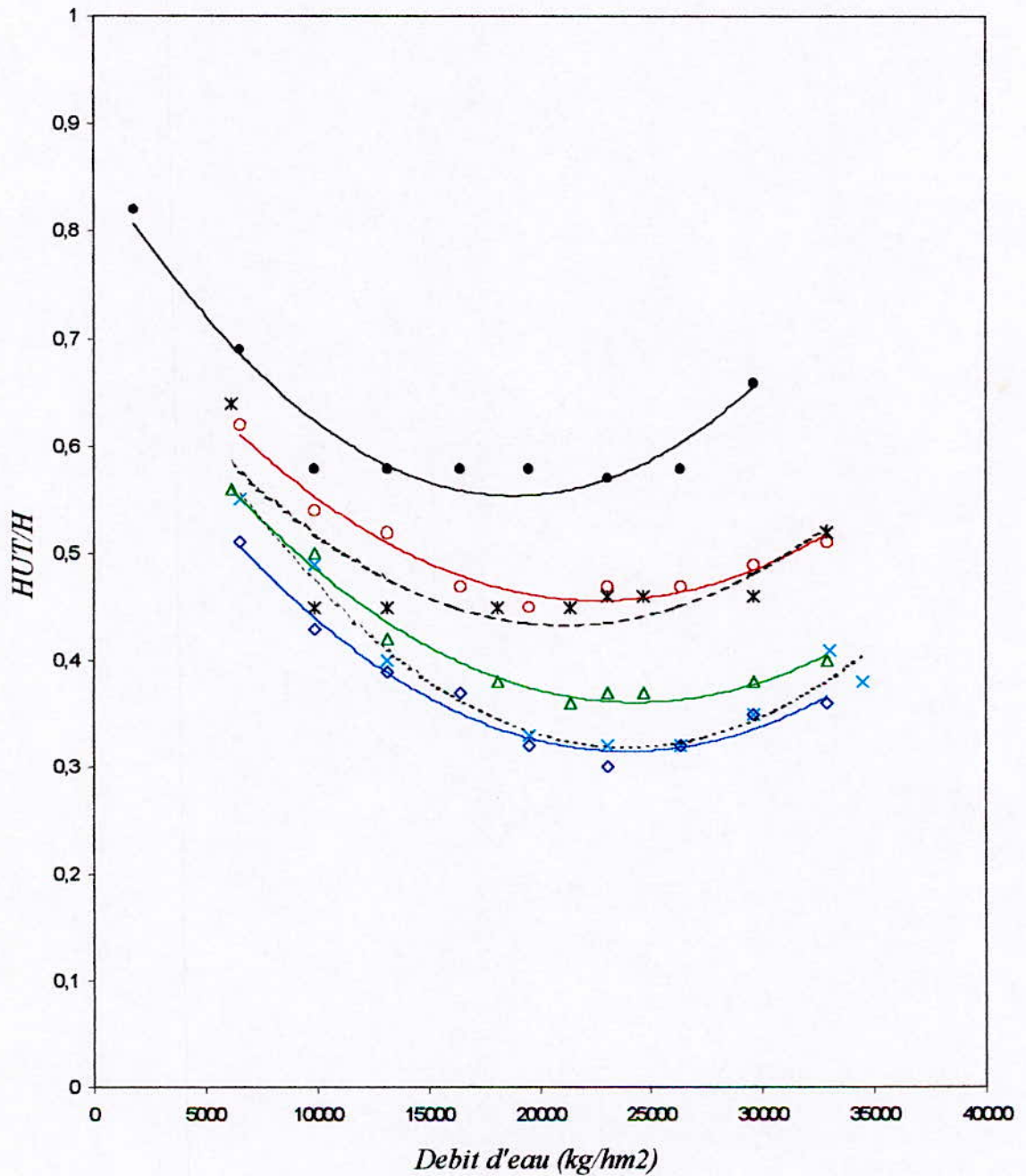
Tableau XVIII

Grphe 8: Influence du debit d'eau sur la HUTol



Graphe 9: Influence du debit d'eau sur le rapport HUT/H

- G-CO₂=99 kg/hm²
- G-CO₂=147,6 kg/hm²
- G-CO₂=194,6 kg/hm²
- G-CO₂=100,66 kg/hm²
- - - - G-CO₂=147,63 kg/hm²
- G-CO₂=194,60 kg/hm²



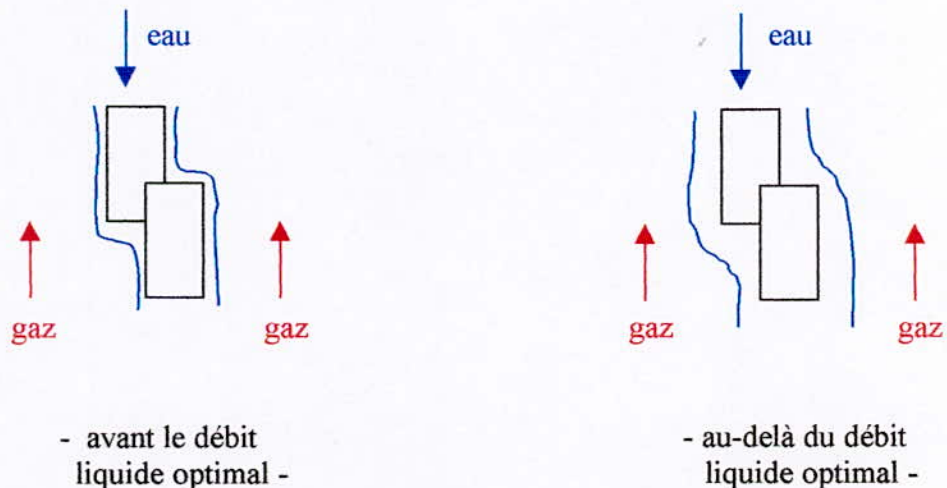
Interprétation des résultats obtenus :

A notre surprise, nous constatons que les courbes obtenues ne sont plus monotones comme les précédentes. En effet, nous remarquons, ici, qu'elles présentent deux parties ; l'une nous montre que l'augmentation du débit d'eau favorise l'absorption du CO_2 et l'autre, au contraire, la défavorise.

Le besoin d'effectuer un bon contact entre le liquide et le gaz est l'exigence la plus difficile à satisfaire. Le débit liquide affecte cependant inévitablement la HUT car, rappelons-le, il constitue l'un des plus grands facteurs nous permettant de déterminer la surface mouillée du garnissage au travers de laquelle s'effectue le transfert.

En effet, initialement, au fur et à mesure que le débit liquide augmente, la fraction de surface de garnissage mouillée, qui constitue la surface d'échange, augmente également ; aussi, l'absorption devient progressivement plus importante et ce jusqu'à un certain débit critique d'eau (qui, remarquons-le, est à peu près le même pour les trois séries d'expériences, soit environ 22000 Kg/hm^2) correspondant à une fraction de surface d'échange maximale.

Au-delà de ce débit liquide optimal, nous assistons à un renversement de situation (augmentation de la HUT) c'est-à-dire que l'absorption devient moins importante. En effet, sachant qu'on est loin de la zone d'engorgement (voir graphe $G_{\text{air eng}} = f(L)$), l'aire de la surface d'échange diminue du fait de l'empilement des anneaux Raschig constituant le garnissage qui se voient recouverts par un volume plus important d'eau comme nous le montre les figures ci-après.



Nous pouvons ajouter qu'au-delà de ce débit liquide optimal, nous nous écartons des conditions hydrodynamiques laminaires (de là, nous rejoignons la théorie du double film) ce qui constitue un autre facteur de perturbation du point de vue surface d'échange.

D'autre part, en voyant les graphes obtenus, nous remarquons que pour n'importe quel débit liquide donné, plus on diminue le débit de CO_2 , plus faible est la HUT. Aussi, cela confirme les conclusions établies à la suite des expériences précédentes ($\text{HUT} = f(G_{\text{CO}_2})$ et $\text{HUT} = f(G_{\text{air}})$).

II.5) Calcul des coefficients de transfert de matière :

Pour le calcul des coefficients de transfert globaux, plusieurs formules sont applicables ; afin de fournir un meilleur complément à notre étude expérimentale nous allons utiliser la formule reliant le coefficient de transfert global à la hauteur d'unité de transfert :

$$HUT_{oi} = \frac{L}{k_L \cdot a}$$

où L est le débit molaire du liquide en Kmoles/hm²

a est la surface spécifique du garnissage en m²/m³

k_L est le coefficient de transfert de matière en Kmoles/hm²

(Notons que $\frac{1}{k_L}$ représente la résistance globale offerte au transfert).

Nous allons calculer k_L pour $G_{air} = 2025$ Kg/hm² et $G_{CO_2} = 100,66$ Kg/hm² (voir tableau n :XVI)

$$a = 425,13 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

L (Kmoles/hm ²)	365,5	548	731	913	1084,5	1279,25	1462	1644,75	1827,5
HUT (m)	0,66	0,56	0,51	0,48	0,42	0,39	0,42	0,45	0,47
k_L k_L (Kmoles/hm ²)	1,30	2,30	3,37	4,47	6,07	7,72	8,19	8,60	9,15

Tableau XIX

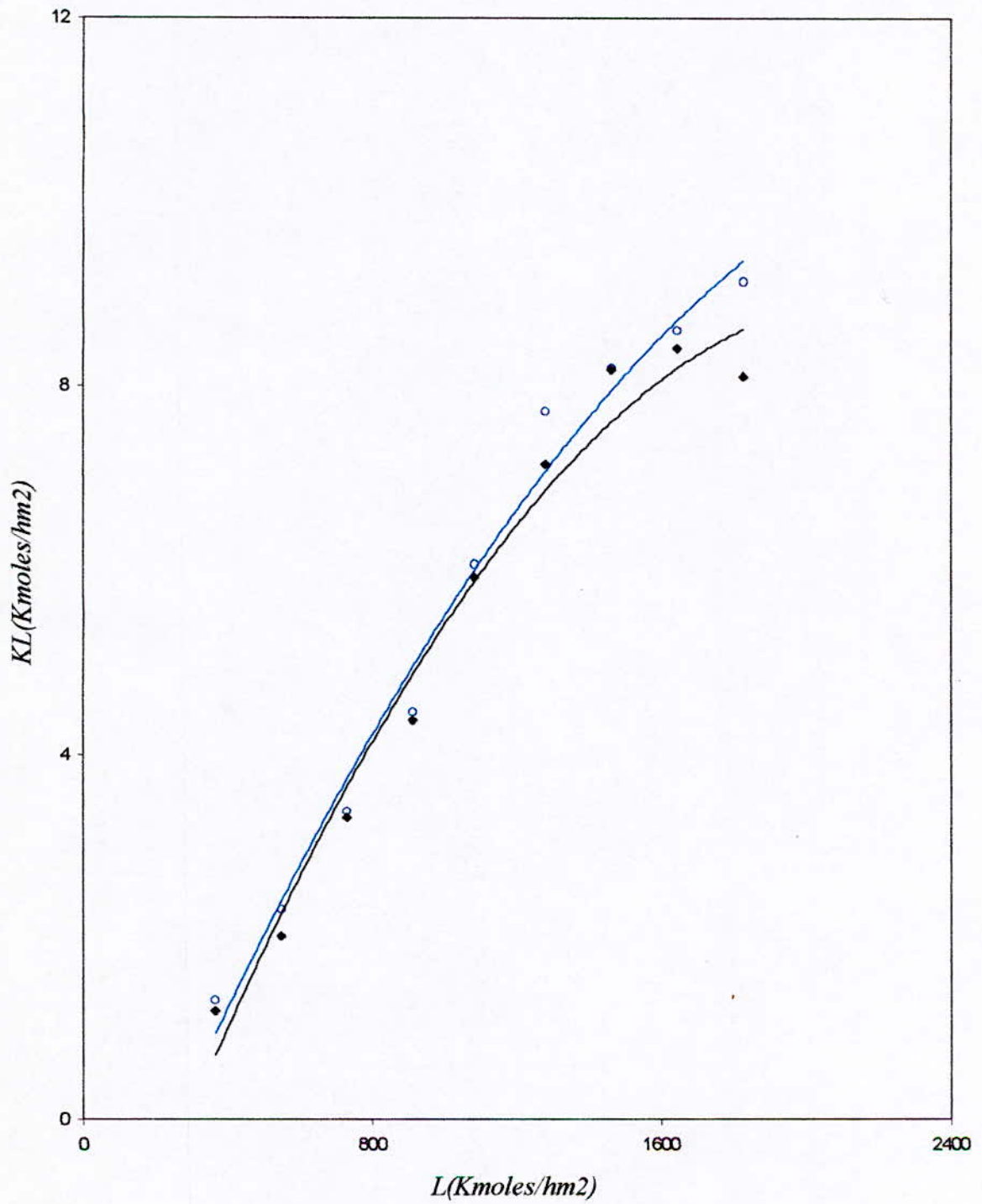
Résultats obtenus par M^r Namane :

L (Kmoles/hm ²)	365,5	548	731	913	1084,5	1279,25	1462	1644,75	1827,5
HUT (m)	0,72	0,64	0,52	0,49	0,43	0,42	0,42	0,46	0,53
k_L k_L (Kmoles/hm ²)	1,19	2,01	3,31	4,38	5,93	7,16	8,18	8,41	8,11

Grphe 10: $\underline{K}_L=f(L)$

— Courbe obtenue apres remise en etat

— Courbe obtenue par M. Namane



Nous avons, ainsi, représenté sur le même graphe les coefficients de transfert obtenus lors de notre étude et ceux obtenus en 1983 par M^r Namane. Nous remarquons en effet que les deux graphes présentent la même allure. Le coefficient de transfert K_L croît avec le débit liquide et ce, par prédiction, jusqu'à une certaine valeur au delà de laquelle il décroît (voir graphe 8 : $HUT_{ol} = f(L)$).

— ∩ — .

D'après la $K_L = f(L)$ → Corrélation.

CONCLUSION

Les résultats obtenus à la suite de nos travaux, sur notre colonne d'absorption, nous permettent de confirmer une amélioration de son efficacité ayant été rendue possible grâce à l'ensemble des travaux effectués dans le cadre de sa remise en état.

En choisissant comme indicateur la hauteur d'unité de transfert, nous avons pu déterminer les débits gazeux et liquides correspondants à une meilleure absorption du gaz carbonique dans l'eau. Il est aussi important de retenir l'influence considérable de la teneur en CO_2 dans l'air sur son absorptivité dans l'eau. En effet, il est préférable de travailler en présence de mélange gazeux à faibles concentrations en CO_2 à l'entrée de la colonne ainsi qu'à des débits liquides optimaux.

Notre étude nous a permis de suivre l'évolution de l'efficacité de la colonne en fonction des trois paramètres opératoires ; notamment, le débit liquide L , le débit d'air G_{air} et le débit de CO_2 G_{CO_2} .

En effet, il a été constaté que la NUT varie proportionnellement avec le débit d'air G_{air} et inversement avec le débit de CO_2 G_{CO_2} , tout en présentant un maximum pour un débit liquide G_L donné.

Cependant, il serait très intéressant d'apporter à cette étude un complément portant sur un programme numérique visant à élaborer un logiciel permettant d'effectuer une simulation du procédé d'absorption du CO_2 dans l'eau et ce, sur la base de nos données expérimentales.

Donc nous n'avons pas amélioré / M. Nacou

ANNEXE

A.1) Corrélation de la vitesse du liquide sur un garnissage:

$$v_L = 78,32 M^{0,674}$$

A.2) Perte de charge :

Coefficients α et β pour le calcul de la perte de charge.

Coefficients numériques α et β de la formule (81).						
Type	dimension		Epaisseur de la paroi (mm)	Fraction de vide (%)	α	β
	(in.)	(mm)				
Anneaux Raschig en céramique	3	76	9,5	75	0,74	0,031
	3	51	6,5	75	1,00	0,030
	1	25	3,0	73	2,20	0,045
	1/2	13	2,5	64	10,00	0,100
Anneaux Raschig en acier	2	51	1,2	94	0,95	0,030
	1 1/2	38	0,9	94	1,20	0,040
	1	25	0,7	93	1,70	0,043
Anneaux Pall en céramique	2	51	5	78	0,55	0,025
	1	25	3	73	1,45	0,033
Anneaux Pall en acier	2	51	1,0	95	0,25	0,025
	1 3/8	35	0,8	95	0,40	0,033
	1	25	0,6	94	0,60	0,030
Selles de Berl	1 1/2	38		75	0,6	0,030
	1	25		70	1,5	0,035
	1/2	13		65	5,0	0,040
Selles Intalox	1 1/2	38		74	0,55	0,030
	1	25		75	1,70	0,033
	3/4	19		73	2,00	0,035
	1/2	13		73	4,30	0,040

A.3) Corrélation au point d'engorgement :

$$\ln Y_F = - \left\{ 1,023 \ln X + 0,1065 (\ln X)^2 + 3,89 \right\}$$

$$Y_F = A G_F^2$$

$$X = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}}$$

$$A = \frac{a}{g \varepsilon^3 \rho_G \rho_L} \left(\frac{v_L}{v_e} \right)^{0,20}$$

$$X \in \{ 0.02 , 2.00 \}$$

A.4) Estimation du diamètre d'une colonne garnie :

ref

$$d = a + b \ln(m_G)$$

$$a = 0,067 - 0,2294 \ln(\rho_G)$$

$$b = 0,5077 + 0,024 \ln(\rho_G)$$

A.5) Étalonnage du débitmètre phase liquide:

Le procédé d'étalonnage adopté est le suivant :

La position du flotteur étant fixée nous mesurons le volume « V » de liquide obtenu durant un temps « t »

Le débit volumique L est alors donné par :

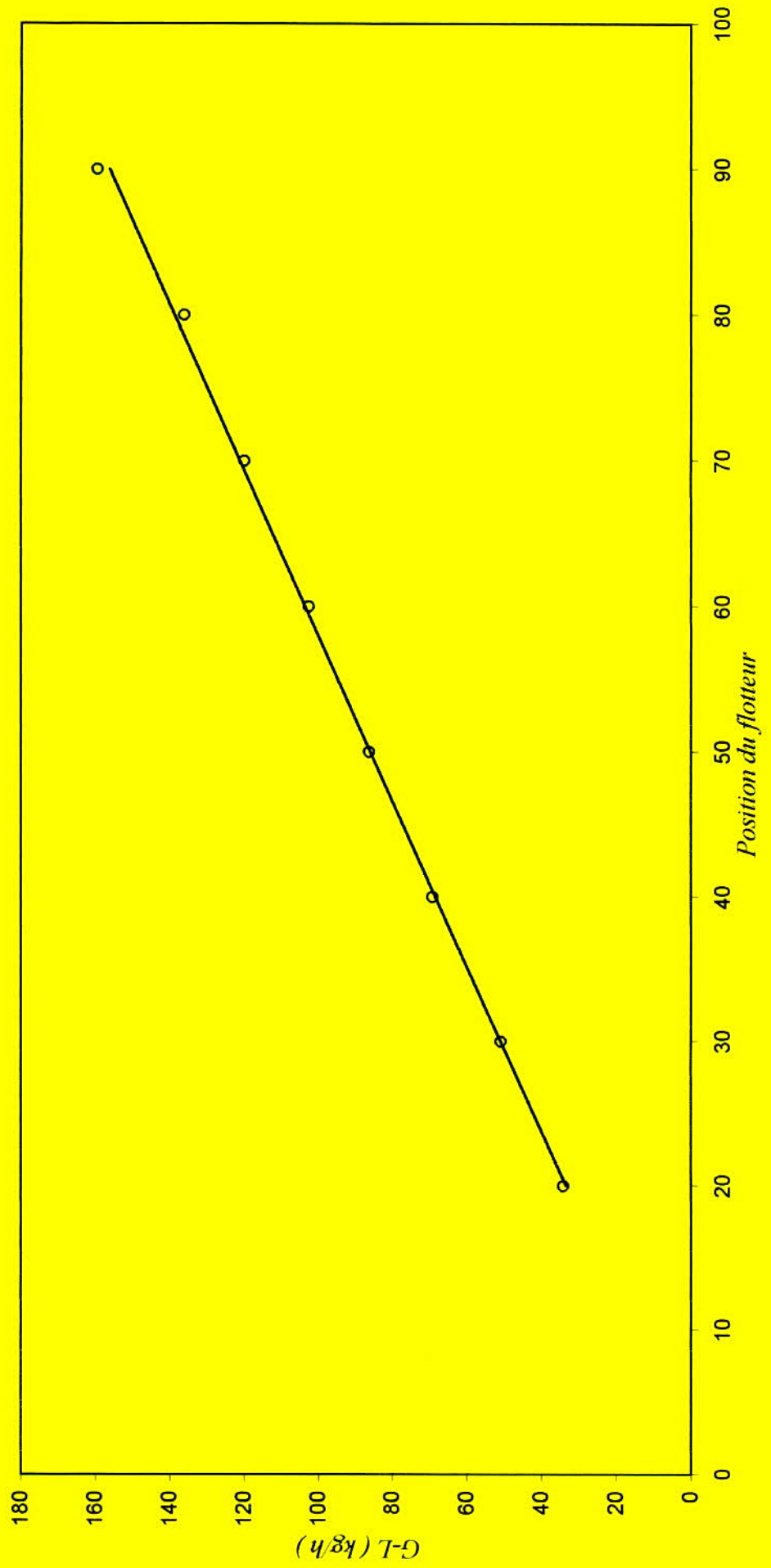
$$L = \frac{V}{t} \quad (\text{l/s})$$

en multipliant par la masse volumique du liquide nous obtenons le débit massique (kg/s).

Les résultats de l'étalonnage sont représentés dans le tableau qui suit :

Position du flotteur	Volume V (l) _{eau}	Temps t (s)	L (kg/h)
20	1,140	120	34,2
30	1,700	120	51,0
40	1,735	90	69,4
50	1,440	60	86,4
60	1,710	60	102,6
70	2,000	60	120,0
80	2,270	60	136,2
90	2,655	60	159,6

Courbe d'etalonnage - debitmetre phase liquide H2O -



A.6) Etalonnage du débitmètre de CO₂ :

L'appareil dont nous disposons, permettant de nous éclairer quand au débit de CO₂ est en effet un compteur à aiguille pour lequel un (1) tour représente 5 litres de CO₂ détendu.

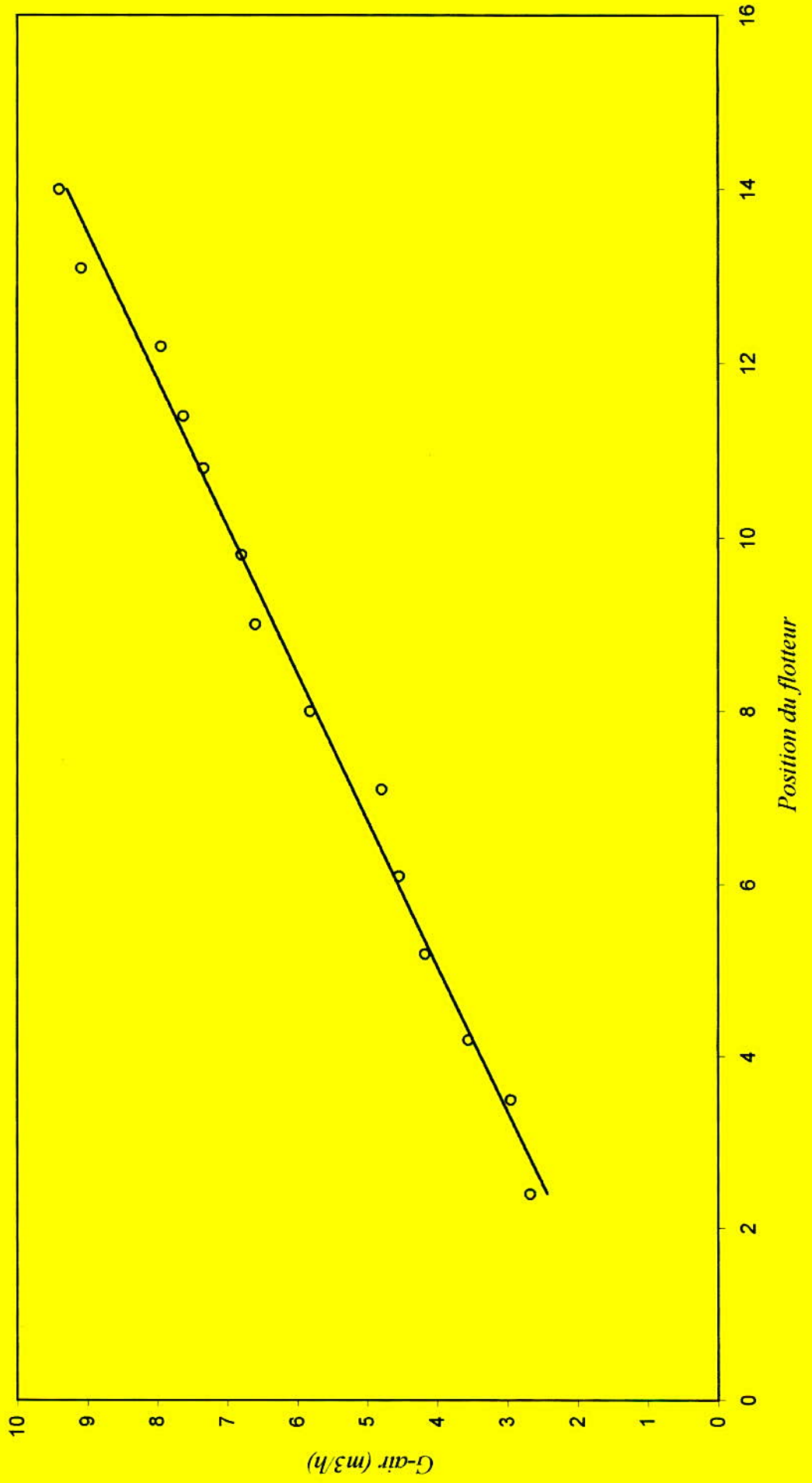
Le débit de CO₂ est ainsi connu en calculant le nombre de tour nécessaire correspondant au volume de CO₂ dégagée par unité de temps.

A.7) Etalonnage du débitmètre Air :

Le débitmètre à air dont nous disposons a en effet déjà fait l'objet d'un étalonnage lors du T.P de transfert de matière effectué en mars 1997.

Position du flotteur	Débit volumique (m ³ /h)
2,4	2,68
3,5	2,96
4,2	3,56
5,2	4,18
6,1	4,55
7,1	4,80
8,0	5,82
9,0	6,60
9,8	6,80
10,8	7,34
11,4	7,63
12,2	7,95
13,1	9,09
14,0	9,40

Courbe d'etalonnage du debimetre a air



A.8) Préparation de la solution de soude 0,01 N :

Nous procédons au dosage du produit de l'absorption, par de la soude 0,01 N.

Etant donné l'importante dilution du produit d'absorption, nous avons été amenés à préparer cette solution avec un maximum de précision.

Sachant que sa normalité doit être de 0.01 N, nous devons donc calculer la masse de NaOH (Solide) correspondante afin de la dissoudre dans un (1) litre d'eau distillée.

Calcul :

$$\begin{array}{l} 1 \text{ mole de NaOH} \longrightarrow 40 \text{ grammes} \\ 0.01 \text{ mole} \longrightarrow \underbrace{m = 0.01 \times 40}_{\text{masse de solide}} \end{array}$$

$$m_{\text{NaOH}} = 0,4 \text{ g}$$

A.9) Exemple de calcul:

Considérons la 1^{ère} colonne du tableau XIII : $HUT = f(G_{CO_2})$

Nous avons les paramètres opératoires suivants :

$$L = 19737 \text{ kg/hm}^2 = 1096,5 \text{ kmoles/hm}^2$$

$$G_{\text{air}} = 1015 \text{ kg/hm}^2 = 35 \text{ kmoles/hm}^2$$

$$G_{CO_2} = 61,6 \text{ kg/hm}^2 = 1,4 \text{ kmoles/hm}^2$$

Lors du titrage de cet essai, le volume nécessaire au dosage du produit de l'absorption a été trouvé égal à :

$$V_{NaOH} = 5,3 \text{ ml}$$

1) Détermination du nombre de moles de CO₂ absorbée :

La relation $N_{NaOH} \cdot V_{NaOH} = N_{sol} \cdot V_{sol}$ nous permet de calculer le nombre de moles de NaOH fixés par les molécules de gaz carbonique,

$$N_{NaOH} = 0,01 \text{ mole/l}$$

$$V_{NaOH} = 5,30 \text{ ml}$$

$$V_{sol} = 20 \text{ ml}$$

$$\Rightarrow N_{sol} = \frac{0,01 \times 5,3}{20} = 2,65 \cdot 10^{-3} \text{ mol/l}$$

or, nous avons vu précédemment, lors des réactions de titrage, qu'une mole de CO₂ capte 2 moles de NaOH, ainsi, la concentration de CO₂ dans la solution sera :

$$[CO_2] = \frac{2,64 \cdot 10^{-3}}{2} = 1,325 \cdot 10^{-3} \text{ mol/l}$$

Si nous transformons la concentration de CO₂ en rapport molaire (moles de CO₂/mole d'eau), nous obtenons :

$$\text{rapport molaire} = X_s = \frac{1,325 \cdot 10^{-3}}{1000/18} = 2,385 \cdot 10^{-5}$$

$$X_s = 2,385 \cdot 10^{-5} \text{ moles de CO}_2/\text{mole d'eau}$$

2) Composition du gaz à l'entrée de la colonne :

Notons y_e la composition du gaz à l'entrée de la colonne (y_e est la fraction molaire de CO₂ dans le gaz en moles de CO₂/(mole de CO₂ + mole d'air)).

$$y_e = \frac{G_{\text{CO}_2}}{G_{\text{air}} + G_{\text{CO}_2}} = \frac{1,4}{35 + 1,4} = 0,0385$$

$$\Rightarrow \boxed{y_e = 0,0385 \text{ fr.mol}}$$

3) Composition du gaz à la sortie de la colonne :

La fraction molaire de CO₂ à la sortie de la colonne y_s est déterminée à partir du bilan de matière :

$$\frac{y_s}{1 - y_s} = \frac{y_e}{1 - y_e} - \frac{L}{G_{\text{air}}} \frac{X_s}{1 - X_s}$$

$$\text{or } X_s \ll 1 \quad \Rightarrow \quad 1 - X_s \approx 1$$

Ainsi, on peut écrire :

$$\frac{y_s}{1 - y_s} = \frac{y_e}{1 - y_e} - \frac{L}{G_{\text{air}}} X_s$$

$$\Rightarrow y_s = \frac{\frac{y_e}{1 - y_e} - \frac{L}{G_{\text{air}}} X_s}{1 + \frac{y_e}{1 - y_e} - \frac{L}{G_{\text{air}}} X_s}$$

$$y_s = \frac{\frac{0,0385}{1 - 0,0385} - \frac{1096,5}{35} 2,385 \cdot 10^{-5}}{1 + \frac{0,0385}{1 - 0,0385} - \frac{1096,5}{35} 2,385 \cdot 10^{-5}} = 0,0378$$

\Rightarrow

$$\boxed{y_s = 0,0378 \text{ fr.ml}}$$

4) Calcul du nombre d'unité de transfert : NUT_{ol} :

Nous avons montré dans la partie théorique que :

$$NUT = \frac{X_s}{\left(\frac{y_e - X_s}{m} - \left(\frac{y_s - X_e}{m} - X_e\right)\right)} \ln \left(\frac{\frac{y_e - X_s}{m}}{\frac{y_s - X_e}{m}} \right)$$

Rappelons que nous sommes en présence d'un gaz peu soluble dans l'eau et par conséquent sa concentration « x » est très faible ce qui nous a permis d'utiliser les rapports molaires X_s et X_e ($X \approx x$), « m » étant la pente de la droite d'équilibre or, à l'entrée de la colonne, le liquide ne contient guère de CO_2 , donc $X_e = x_e = 0$

Nous obtenons ainsi :

$$NUT = \frac{X_s}{\left(\frac{y_e - X_s}{m} - \frac{y_s}{m}\right)} \ln \left(\frac{\frac{y_e - X_s}{m}}{\frac{y_s}{m}} \right)$$

$$NUT = \frac{2,385 \cdot 10^{-5}}{\left(\frac{0,0385}{1421} - 2,385 \cdot 10^{-5}\right) - \frac{0,0378}{1421}} \ln \left(\frac{\frac{0,0385}{1421} - 2,385 \cdot 10^{-5}}{\frac{0,0378}{1421}} \right)$$

⇒

$$NUT = 2,15$$

5) calcul de la hauteur d'une unité de transfert : HUT_{ol} :

Sachant que la hauteur H de la colonne est égale au produit de la hauteur et du nombre d'unité de transfert, on a :

$$H = \cancel{HUT} = HUT_{ol} \times NUT_{ol} \quad \Rightarrow \quad HUT_{ol} = \frac{H}{NUT_{ol}} = \frac{1,3}{2,15} = 0,61$$

$$HUT = 0,61 \text{ m}$$

Nous avons par conséquent un garnissage composé d'anneaux Raschig, de dimensions :

$$10,5 \times 10,35 \times 1,35 \text{ mm}$$

- **Surface spécifique du garnissage :**

La surface spécifique d'une particule est :

$$S_p = \left(D.h + d.h + 2 \left(\frac{D^2 - d^2}{4} \right) \right) \pi$$

$$S_p = 672,65 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{particules}$$

La surface spécifique du garnissage est alors donnée par :

$$a = S_p \cdot N_p$$

où N_p est le nombre de particules contenues dans 1 m^3 de garnissage :

$$N_p = 1000 \cdot n$$

avec n : nombre de particules contenues dans un litre de garnissage.

$$n = 632 \text{ particules} \Rightarrow N_p = 632 \cdot 10^3 \text{ particules par m}^3 \text{ de garnissage.}$$

nous avons alors :

$$a = 672,65 \cdot 10^{-6} \times 632 \cdot 10^3 = 425,11 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$a = 425,11 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

BIBLIOGRAPHIE

- [1] – Transfert de matière. Efficacité des opérations de séparation du Génie Chimique. D. DEFIVES et A. ROJEY. Ed. Technip (1976).
- [2] – Les réacteurs chimiques. conception/calcul/mise en œuvre ; P. TRANBOUZE ; H. VAN LANDEGHEM ; J. P. WAUQUIER ; Ed, Technip (1984).
- [3] – Absorption dans une colonne garnie (PFE) ; AEK. NAMANE (1983).
- [4] – Traité Génie des procédés ; Technique de l'ingénieur (J 2627).
- [5] – Gaz-liquide réactions ; DANCKWERTS ; 1970 – M. GRAW HILL.
- [6] – Selected papers on chemical engineering science ; Ed. Elsevier (1976).
- [7] – Absorption Towers ; MORRIS et JACKSON ; Butterwords 1953.
- [8] – Traité Génie des procédés ; Technique de l'ingénieur (J 2626).
- [9] – Mise en contact de gaz et de liquide ; R. BUGAREL. Institut National Polytechnique de Toulouse (Juin 90).
- [10] – Tower packings and packed tower design ; LEVA ; Stoneware company.
- [11] – Le pétrole. Raffinage et Génie Chimique ; WUITHIER ; 2V Technip.
- [12] – Précis de Génie Chimique, 1959 ; GIVAUDOM ; 2V. Berger Levrault 1960.
- [13] – Process Plant Design ; BACKHURST, HARKER ; Heinemann (Londres).

① renir toute la Bibliographie

② nomenclature par chapitre

③ Rapports de temperature. in conclusion.

④ Rapports : different points de vue. pour ameliorer.

page 14 a 10