

6/81

20x

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GÉNIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET :

ABSORPTION-NON-ISOTHERME
DANS UNE
CASCADE-D'ABSORBEURS

Promoteur

Etudiant

BĒKHIT

ANNEE 1981

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GÉNIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET:

A B S O R P T I O N N O N I S O T H É R M E

D A N S U N E

C A S C A D E D ' A B S O R B E U R S

Promoteur

J. A M A N O W I C Z

Etudiant

K. B E K H I T

ANNEE : 1980 - 81 .

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

”فخلف من بعدهم خلف أضاعوا
الصلاة واتبَعوا الشهوات فسوف
يلقَوْنَ عِقَابًا“

سورة مريم « الآية: 59 ».

”كل نفس بما كسبت رهينة، إلا
أصحاب اليمين، في جنات يتساءلون،
عن المجرمين، ما سلككم في سقر،
قالوا لم نك من المصلين، ولم نك نطعم
المسكين، وكنا نخوض مع الخائضين،
وكنا نكذب بيوم الدين، حتى أتانا اليقين؟“

سورة المدثر « من آية: 38 إلى 47 ».

A LA MEMOIRE DE MA GRANDE SCEURS ,

A MES PARENTS ,

A MES SCEURS ,

A MON COUSIN BOUABDELLAH ,

A TOUS LES MUSULMANS QUI ONT CONTRIBUES DE PRES
OU DE LOIN POUR L'EXPLOIT DE LA REVOLUTION ISLAM
IQUE EN IRAN ,

A TOUS MES AMIS .



A. V A N T - P R O P O S
O=O=O=O=O=O=O=O=O=O=O=O=O
+--+--+è--+

Ce document a été conçu dans le cadre du projet de fin d'études en vue d'obtenir un diplôme d'ingénieur d'état en génie chimique de l'école nationale polytechnique d'alger .

Nombreux sont ceux qui , par contact personnel ou par correspondance ont très aimablement fournis des éléments pour cette étude , c'est avec reconnaissance qu'est évoquée ici leur coopération .

Des vifs remerciements particuliers sont dus à Monsieur JACEK AMANOWICZ qui a proposé et dirigé ce travail , et a aimablement revu et complété certains manques ; ceci malgré ses nombreuses autres obligations professionnelles .

Je tiens à remercier tout(es) les enseignant(es) , tant du primaire , du secondaire , que du supérieur qui ont contribué à ma formation.

Mes vifs remerciements s'adressent à Messieurs B. ABDI ; D. ACHOUR EVERALDO ; K. KADARING. Beet SALIM.D pour l'aide qu'ils ont apportée à la composition de ce document .

Enfin je remercie Messieurs les membres du jury d'avoir bien voulu jugé ce travail .

=====

M E M B R E S D U J U R Y

O=O=O=O=O=O=O=O=O=O=O=O=O

PRESIDENT :

M^r S. E. CHITOUR Professeur à l'E.N.P.A.

EXAMINATEURS ;:

M^{lle} K. ALIA Maître assistante à l'E.N.P.A.

M^r J. AMANOWICZ Maître de conférences à l'E.N.P.A.

M^{lle} A. BENSMAILLI Maître assistante à l'E.N.P.A.

B U T
○○○○○○○
—
—

Les phénomènes d'absorption se rencontrent dans presque toutes les industries chimiques, telle que la séparation des gaz d'un mélange gazeux contenant de l'air, l'absorption de certains gaz toxiques etc Cependant on peut envisager que l'absorption est l'une des opérations fondamentales du génie chimique, et dans cet esprit on essayera de présenter un exemple concret.

Dans l'absorption des quantités importantes de gaz, la négligence de la température est loin de l'être, c'est pourquoi on se propose d'étudier cette manifestation dans :

" ABSORPTION NON ISOTHERME DANS UNE CASCADE D'ABSORBEURS. "

Sans doute les méthodes d'études classiques de l'absorption demeurent les piliers essentiels de nos calculs et raisonnement.

On peut trouver dans cette étude une théorie très sommaire pour dimensionner un absorbeur avec application numérique.

Les conditions de fonctionnement d'une cascade de deux, trois absorbeurs sont étudiées d'une manière très modérée; on donne une méthode permettant la détermination de la hauteur minimale de garnissage.

On trouve aussi, une étude très simplifiée d'un échangeur de chaleur (réfrigérant).

Les annexes contiennent une théorie de calcul d'aire (méthode de SIMPSON), une méthode séquentielle de recherche de FIBONACCI et enfin, quelques courbes d'iso-concentration, et deux tableaux qui semblaient essentiels.

On trouvera toutes les courbes d'équilibre qui ont été tracées et qui s'avèrent nécessaires pour la présente étude.

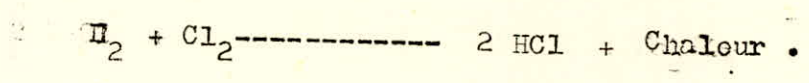
I°/ Généralités:

I-I) Préparation de l'acide chlorhydrique gazeux :

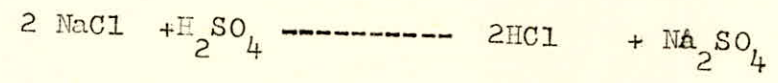
-Synthèse directe :

La préparation , tant au niveau industriel qu'au niveau du laboratoire est basée sur quatre méthode .

a) Réaction de l'hydrogène avec le chlore :

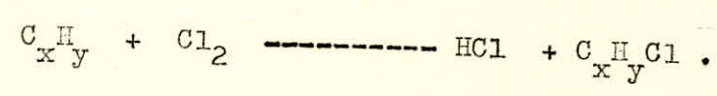


b) Attaque du chlorure de sodium par l'acide sulfurique ;:

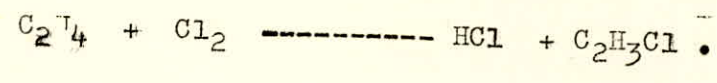


Sa production accompagne généralement celle du sulfate de sodium utilisé en verrerie .

c) Chloration partielle des composés hydrogénés :



EX :



-Synthèse indirecte :

Alimentation des installations de désorption par la solution de titre hyperazéotropique !:

Elles permettent d'obtenir dans une installation de rectification ne comportant qu'un petit nombre de plateaux , d'une part un mélange gazeux très riche en HCl , et d'autre part une solution correspondant à la concentration azéotropique (20%) sous la pression utilisée.

On peut lire dans de nombreux traités de chimie que le chlorure d'hydrogène connu autre fois sous le non (d'esprit de sel) est un corps très stable , gaz incolore de densité 1,25 g/l ;il se liquéfie sous réfrigération et sous pression . Les cristaux incolores fondent à -112°C, le point d'ébullition de l'acide chlorhydrique liquifié est de -83°C . Il a une odeur piquante (bien connue hélas! des ingénieurs se redoutent une fuite dans leur installation); l'acide chlorhydrique se dissout facilement dans l'eau pour l'acide chlorhydrique aqueux (à savoir un litre d'eau peut dissoudre à 20°C 450 litres de gaz HCl soit 733g environ de chlorure d'hydrogène) , avec un fort dégagement de chaleur parce qu'il est immédiatement dissocié en H⁺et Cl⁻ . Ces propriétés de solubilité et de dissociation ont une importance capitale dans deux domaines tout à différents

-La solubilité du gaz chlorhydrique fait qu'en utilise souvent de

l'eau pour le dissoudre et le séparer des autres produits gazeux qui l'accompagnent, et pour le stocker sous forme de solution à (30-35%)

La dissociation de HCL lui confère, en effet les propriétés fortement électro-négatives de l'ion chlorure, c'est à dire essentiellement son pouvoir de combinaison énergétique avec les métaux d'où pratiquement son caractère hautement corrosif.

I-2) Utilisation de l'acide chlorhydrique:

La fabrication du P.V.C. a accru récemment d'une manière considérable le besoin de HCL gazeux, le décapage chlorhydrique de l'acier fait de plus en plus appel à l'acide chlorhydrique en solution; à savoir ce décapage est utilisé pour éliminer l'oxyde de fer et mettre à nu le métal. Après l'acide sulfurique c'est maintenant l'acide chlorhydrique qui est à la faveur. Il agit suivant la réaction simplifiée ci-dessus



La fabrication des chlorures métalliques à partir du métal ou de ses oxydes fait largement appel aux solutions d'acide chlorhydrique.

L'acide chlorhydrique en solution est aussi fréquemment utilisé pour hydrolyser certains composés organiques; une application particulièrement importante est l'hydrolyse acide du glutène qui conduit à la production de l'acide glutamique, largement utilisé sous forme de glutamate de sodium dans la cuisine.

UN nouveau procédé de solubilisation des engrais phosphatés utilise également, au lieu de l'acide sulfurique conventionnel de grandes quantités d'acide chlorhydrique en solution.

Presque toutes les utilisations ci-dessus de l'acide HCL sont relativement récentes et expliquent l'accroissement important de la production mondiale d'acide chlorhydrique dans ces dernières années (

Suite à cette demande considérable de l'acide chlorhydrique on va tenter de dimensionner une installation de production.

Vu que la courbe d'ébullition de l'acide chlorhydrique aqueux présente un maximum à 110°C correspondant à un acide à 20,17% en masse, ceci nous montre qu'au delà de cette concentration, il est impossible d'enrichir l'acide chlorhydrique par distillation, donc commercial 30-35% en masse n'est obtenu que par absorption de HCL gazeux dans l'eau d'où le thème de ce travail.

I-3) Généralités sur les solutions

a) titre molaire.

Les titres molaires X, Y des phases liquides et gazeuses respectivement sont définies comme suit "les fractions molaires". Ainsi que pour une

phase liquide contenant $N_i = n_1 + n_2 + \dots + n_k$ moles de mélange de constituants .

$$X_i = \frac{n_i}{N_i} \quad (\text{Eq-I-1})$$

et de même , on définirait le titre molaire Y_i respectif à la phase gazeuse contenant n_i moles de mélange .

$$Y_i = \frac{n_i}{n_i}$$

b) Définition d'une solution:

On appelle solution , un mélange homogène thermodynamiquement stable de composition variable (solide , liquide , gazeuse) ayant au moins deux constituants ,sa composition est déterminée par exemple par la connaissance des fractions molaires .

Lorsque une solution liquide est en équilibre avec une phase gazeuse , cette dernière renferme également les mêmes constituants mais d'habitude avec des fractions molaires différentes notées (X_i, Y_i)

c) Solutions idéales .

Une solution est dite idéale , si elle respecte au moins les quatres conditions suivantes:

1°/- Les forces d'attraction intermoléculaire moyenne et ainsi que celles de répulsion , doivent rester constante quand on mélange les constituants.

2°/- Le volume mol de la solution varie linéairement avec les compositions

3°/- Il n'ya ni absorption ,ni augmentation de chaleur lors du mélange des constituants des dissolutions gaz- liquide.

4°/-La pression totale au dessus de la solution varie linéairement avec la composition du liquide.

d) Solutions non idéales:

Les solutions non idéales sont toutes celles qui ne satisfont pas au moins à une des quatres conditions de l'idéalité

o Pour des solutions infiniment diluées , la loi d'HENRY lie la pression p_i à la composition du liquide en gaz dissout X_i par la relation:

$$p_i = KX_i \quad (\text{Eq-I-3})$$

où K_i est la constante de HENRY pour le gaz " i "

o On peut considérer la phase gazeuse comme un mélange de gaz parfaits, si la solution se trouve à une faible pression , et si conformément à la loi de DALTON:

$$p_i = PY_i$$

ou: $P = \sum p_i$

Où :

P = est la pression totale du milieu.

P_i = est la pression du constituant " i " .

Y_i = est la concentration du gaz dans l'atmosphère environnante .

Remarques générales /;

Des solutions idéales sont peu nombreuses en raison de ce que le caractère idéal exige la ressemblance de structure, et de grandeur moléculaire. Nous laissons de côté ici les définitions de caractère thermodynamique, mais intéressant nous aux cas limites.

Pour un gaz dit suivant la loi du gaz idéal, sa solution de composition X à l'équilibre, obéit à la loi de RAOULT .

$$P_i = p_i^{\circ} \cdot X_i$$

Avec :

p = est la pression du gaz dissout dans la solution à une température donnée .

p[°] = est la pression de vapeur saturante du gaz à la même température .

I-4) Généralités sur l'absorption .

L'absorption consiste à un échange de matière entre une phase liquide et une phase gazeuse (pur ou mélangée)

Cette opération met en contact ces deux phases pour dissoudre un ou plusieurs constituants afin de produire une solution de ce dernier .

Son mécanisme est diffusionnelle comme celui de la distillation mais le transfert de masse s'effectue pratiquement à sens unique de la phase gazeuse à la phase liquide (le gaz se dissout dans les gouttes qui s'agitent dans les garnissages) . Donc les éléments se condensent et s'y dissolvent .

Pour la plus part des cas, cette absorption se passe dans des colonnes, et en particulier les colonnes à garnissage, car leur efficacité dépasse de loin celle des films tombants ou des colonnes à gouttes, et ce grâce aux conditions hydrodynamiques particulière qu'impose le garnissage.

Dans la pratique, le contact entre la phase gazeuse et la phase liquide est réalisé en faisant couler cette dernière sur un empilage de corps solide appelés " éléments de garnissage " aux formes et aux dimensions judicieusement choisies .

A priori, un garnissage est d'autant plus efficace, c'est à dire l'échange des constituants se fait d'autant mieux qu'on a une grande surface de contact par unité de volume, et une bonne turbulence; donc on le caractérise par une surface dite " surface spécifique qu'on la note " a " ($\frac{a^2}{m^3}$), celle ci est d'autant plus élevée que la dimension..../...

moyenne des éléments , le diamètre " d " pour les anneaux est plus faible .

En perturbant l'écoulement des phases , il entraîne en effet un renouvellement intense des surfaces d'échanges et améliore l'état de dispersion du liquide.

Par rapport aux autres colonnes , elles présentent un certain nombre d'avantages et d'inconvénient : les avantages principaux sont les suivants:

- Prix moins élevé par unité de volume , surtout dans le cas où l'on traite des mélanges corrosifs , comme dans le cas du mélange (HCL-Air- eau).

- Faible perte de charge , ce qui est particulièrement intéressant lorsqu'on distille sous vide des constituants peu stable thermiquement.

- Rétention peu importante .

En regard de ces avantages , ses principaux inconvénients sont les suivants :

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

- Faible efficacité des colonnes à grand diamètre à cause de la difficulté d'assurer un écoulement uniforme des fluides dans le garnissage.

I-4-I) Equilibre et solubilité:

Pour un système binaire , si un gaz est mis en contact avec un liquide non volatil pour une température et une pression donnée , la concentration liquide en gaz dissout est dite " solubilité ".

La règle des phases montre que lorsqu'un tiers corps se répartit entre un liquide et un gaz qui sont en présence , il y a une relation entre les concentrations de ce corps dans chaque phase pour une température et une pression donnée.

Dans le cas idéal , cette relation est celle de RAOULT (Eq-I-5)

Remarque:

En général , et dans la majorité des cas , on sera amené à substituer la loi de HENRY qui exprime la proportionnalité des concentrations dans le liquide et dans le gaz . Le facteur de proportionnalité est alors différent de celui qui résulterait de la loi de RAOULT.

Si Y_A est la fraction molaire du tiers corps dans le gaz ; P la pression totale ; X_A sa composition molaire dans la solution , cette loi s'exprime par la relation suivante:

$$Y_A = n X_A \quad (Eq-I-6)$$

ou ($Y = KX$) : notation souvent usitée dans le cas des hydrocarbures.

n , K ; sont des constantes qui dépendent en général de la

température et de la pression .

On peut trouver dans certain bouquin la forme $L = H \cdot G$ où le coefficient $H = \frac{L}{G}$ (en rapport des concentrations du tiers corps en Kg/m^3 du liquide , G et en Kg/m^3 de gaz en équilibre avec le liquide) n'est autre que celui de HENRY.

Puisque on avait dit que le coefficient de HENRY varie avec la température , ceci a pour conséquence que la solubilité diminue quand celle-ci augmente . Et dans un intervalle de température limité, on peut écrire que :

$$\log \frac{X}{p} = \frac{A}{T^{\circ}\text{K}} - B = - \log mP \quad (\text{Eq-I-7})$$

où A, B sont alors des coefficients qui varient avec " X "

Cette variation se trouve dans la figure ci-dessus :

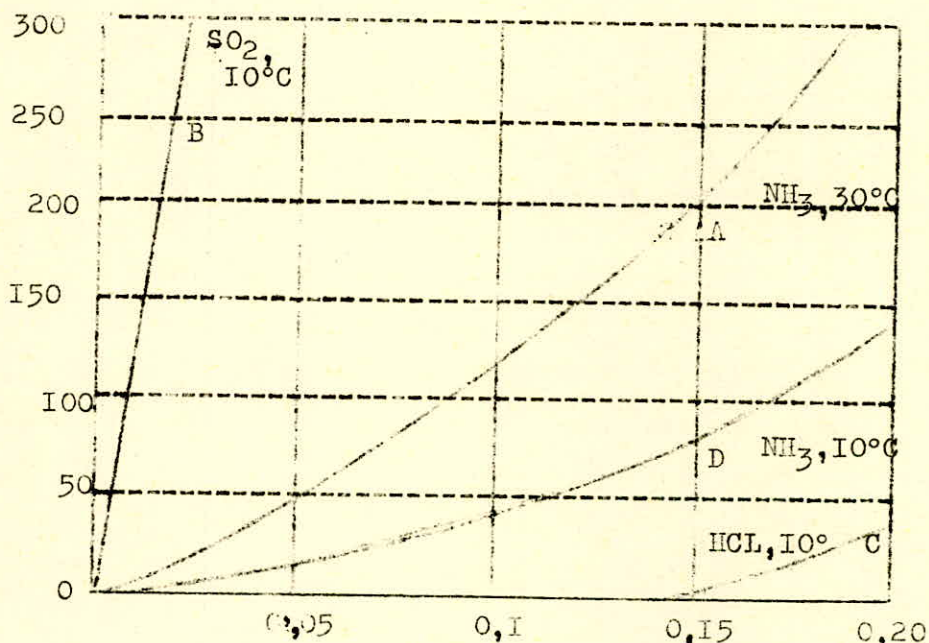


fig I : Solubilité des gaz dans l'eau .

Si on a une concentration liquide en gaz , la pression partielle de ce gaz est élevée (courbe B). Le gaz est dit insoluble dans ce liquide , par contre si elle est faible (courbe C), le gaz est dit soluble dans ce liquide.

Les courbes A et D montre que si t (température) augmente , pour une concentration fixée , P_{NH_3} augmente en exponentiel d'où la solubilité diminue , si l'augmentation de la température atteint la température d'ébullition du solvant (eau) , alors la pression partielle est plus faible , de loin que celle du gaz , ainsi la solubilité du gaz devient

nulle .

I-4-2) Opération non isotherme:

Plusieurs absorbeurs et strippers traitent avec dilution des mélanges gazeux et liquide , et il est fréquent d'assumer avec satisfaction ces opérations comme isotherme . Mais les opérations d'absorption sont d'origine exothermique , et quand les gaz sont absorbés en grande quantité pour des solutions concentrées , l'effet de la température n'est pas négligé . Si par absorption , la température d'un liquide est élevée à une étendue considérable , la solubilité du soluté se trouve réduite de façon appréciable , et la capacité de l'absorbant diminue .

Soit t_0 la température initiale du liquide entrant au sommet de la colonne avec une concentration notée " X_2 ".

D'après le graphe ci-dessus on remarque que la courbe $q = f(c)$ est linéaire de pente " a ".

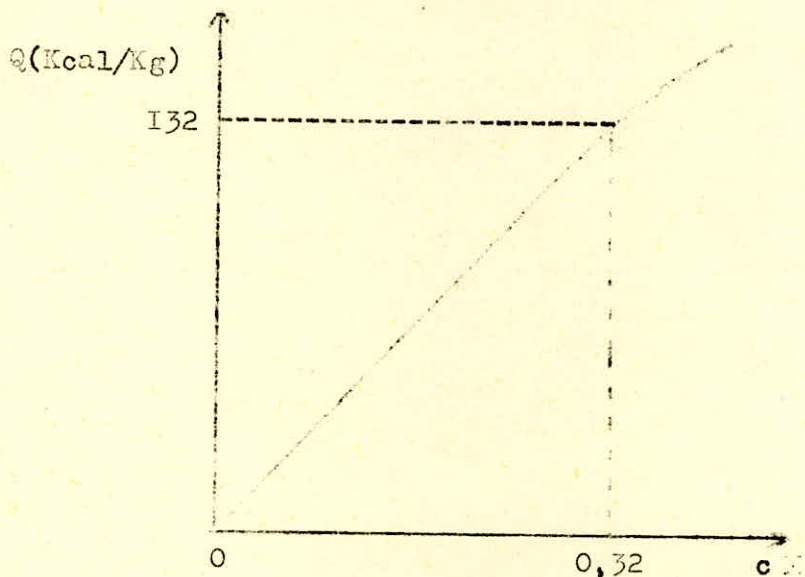


Fig 2 $q = f(c)$ (D'après RAMM (II))

Pour des pas de concentration (ΔX), et à partir de la concentration d'entrée (X_2), on calculera les différentes variations de chaleur Q , par la relation suivante :

$$Q = a \cdot X \quad (\text{Eq-I-8})$$

$$\text{Or } Q = m C_p \Delta t \quad (\text{Eq-I-9})$$

Et par combinaison des deux relations ci-dessous on tirera la valeur de Δt .

Puisque la température d'entrée de la concentration est fixée arbitrairement à " t_0 ", la température des solutions formées par ajout de ΔX est déterminée par la suite ci-dessous

$$\begin{array}{l} X_2 \text{ -----} \rightarrow t_0 \\ | \\ X = X_2 + \Delta X \text{ -----} \rightarrow t_1 = t_0 + \Delta t \end{array}$$

$$Y'' = X' + X \xrightarrow{\quad} t_2 = t_I + t$$

$$X_I \xrightarrow{\quad} t_S$$

*X est une constante fixée arbitrairement.

Ensuite connaissant la température de chaque solution , et à partir du tableau " I " en Annexe II on tirera la pression partielle du gaz au dessus de la solution , et par suite sa concentration "Y" (Cf partie calcul § III).

A partir de ces relations et complément on tracera l'adiabatique suivante

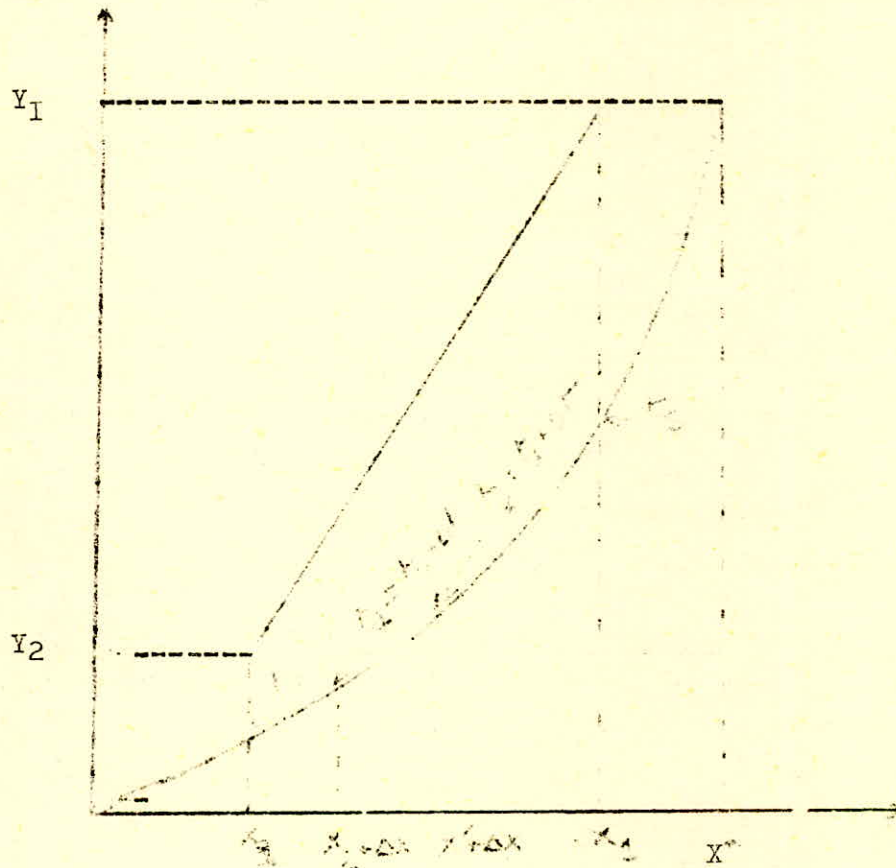


fig -3- Y = f(X) .

N.B.

chaque point de l'adiabatique correspond à une température "t₁" et dépend de " t₀ " .

I-4-3) Chaleur d'absorption: (Système HCL - Eau) .

Quand le solvant et le soluté forment un système idéal , la chaleur libérée durant l'absorption est équivalente à la chaleur latente de condensation du soluté, et ce , du faite que pour un système idéal il n'y a pas de chaleur de mélange dans la phase liquide.

Le mélange des liquides non idéaux est généralement accompagné par une évolution ou une absorption de chaleur , cette dernière n'est autre que

la somme algébrique des chaleurs de condensation , et de mélange .
 Les chaleurs de mélange et de solution ont été déterminées pour plusieurs systèmes non idéaux (International-critical table - vol 5).
 Quand , les données de solubilité sont reproductibles pour différentes températures , la chaleur de mélange peut-être calculée en utilisant la relation thermodynamique suivante:

$$\frac{d \ln f_1}{dT} = - \frac{\Delta H_A}{RT^2} \quad (\text{Eq-I-10})$$

Où : ΔH_A est l'enthalpie molaire du composé "A " de la solution diminuée de l'enthalpie du liquide pure à la même température .

f_1 = est le coefficient d'activité du composant " A " dans la solution .

R = est la constante des gaz parfaits (8,314 J/mole°K)

Pour le système en question (HCL-Eau) l'évolution de la chaleur et de la température qui se produisent durant une absorption de gaz pourrait se calculer très convenablement à partir du diagramme Enthalpie-Concentration (Cf pPERRY page).

L'enthalpie et la composition résultante de l'addition d'une masse " M_1 " d'un mélange " 1 " de composition " X_1 " et d'enthalpie " H_1 " à une masse " M_2 " d'un autre mélange " 2 " de composition " X_2 " et d'enthalpie " H_2 " sont données par la relations suivants :

$$M_1 H_1 + M_2 H_2 = (M_1 + M_2) H \quad (\text{Eq-I-11})$$

$$M_1 X_1 + M_2 X_2 = (M_1 + M_2) X \quad (\text{Eq-I-12})$$

Où : H, X sont l'enthalpie et la composition du mélange final.

C H A P I T R E E I I
 O=O=O=O=O=O=O=O=O=O

Dimensionnement de l'absorbeur :

II-I) Transfert de masse par diffusion moléculaire :

Le transfert de masse par diffusion moléculaire est directement analogue à la transmission de chaleur par conduction ou transfert de quantité de mouvement dans un écoulement laminaire .

Il peut avoir lieu dans un fluide au repos ou dans un fluide en écoulement laminaire . L'équation transitoire unidimensionnelle de transfert de masse peut s'écrire sous une forme identique à l'équation de la transmission de chaleur de FOURIER .

$$\frac{\partial^2 c_A}{\partial t^2} = D_V \frac{\partial^2 c_A}{\partial y^2} \quad (\text{Eq-II-I}) .$$

Où ; c_A = est la concentration du composant " A " dans un mélange de deux composés par exemple " A " et " B " en (Kmoles/m³) ;

t = est le temps en heures (h) .

D_V = est la diffusivité massique en (cm² /s)

y = est la distance dans la direction de la diffusion en (m) .

En régime permanent , la concentration en chaque point ne varie pas avec le temps et :

$$N_A/A = - D_V \frac{dc_A}{dy}$$

Où N_A/A = est la densité de flux massique en -(Kmoles/h.m²) . Le signe négatif indique que le gradient de concentration est négatif dans le sens du transfert de masse .

L'équation montre qu'elle est de la forme :

Densité de flux = diffusivité . gradient de la concentration . Elle est écrite pour une concentration de masse "c_A" , elle établit qu'une quantité de masse sera transférée entre deux points dans un fluide ; s'il existe une différence de concentration entre ces deux points .

Remarque :

Le transfert de masse ne se produit avec une intensité appréciable que dans les gaz et les liquide . Dans les solides le transfert de masse est supprimé du faite de l'immobilité relative des molécules .

L'établissement d'une formule permettant le calcul du coefficient de diffusion est basé sur l'emploi de la théorie cinétique des gaz . On demontre que la diffusivité de deux gaz ayant des molécules identique est proportionnelle au libre parcours moyen " " et à la vitesse de ces molécules .

$$D = cte.u.\lambda$$

Or le libre parcours moyen est inversement proportionnel au nombre de molécules contenues par unité de volume (donc au rapport P/T de la pression à la température), et au carré de la distance minimale " 2r " entre les centres des deux molécules .

D'autre part , l'expression de la vitesse moléculaire , pour les gaz parfait selon la théorie cinétique des gaz est :

$$u = \sqrt{\frac{3 \cdot R \cdot T}{M}}$$

La diffusivité peut se mettre sous la forme :

$$D = \text{cte} \cdot \frac{\sqrt{\frac{3 \cdot R \cdot T}{M}}}{P \cdot r^2} \cdot T$$

$$= (\text{cte})' \cdot \frac{T^{3/2}}{P \cdot r^2} \cdot \sqrt{\frac{I}{M}} \quad (\text{Eq-II-4})$$

Dans le cas d'un mélange gazeux contenant deux gaz " A " et " B " , la distance minimale entre les deux molécules est " r_A + r_B " somme des deux rayons de ces molécules ; c'est à dire si en appelant " V_A " et " V_B " les volumes moléculaires alors on a :

$$D = \frac{0,0043}{P \cdot (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})} \cdot T^{3/2} \cdot \sqrt{\frac{I}{M_A} + \frac{I}{M_B}} \quad (\text{Eq-II-5})$$

Avec :

D = EST LA DIFFUSIVITÉ en (cm²/s)

M = est la masse molaire en (Kg /Kmole)

T = est la température exprimée en (°K)

V = est le volume molaire du constituant liquide à la température d'ébullition et à la pression normale en (cm³ /mole)

P = est la pression régnante en (atm)

II-2) Théorie de transfert de masse à l'interface :

Toutes les opérations industrielles de transfert de masse impliquent le transfert d'un matériau d'une phase à l'autre . La résistance totale au transfert de masse dans les deux phases , peut s'exprimer en terme de coefficient global de transfert de masse , analogue au coefficient global de transfert de chaleur . Il y a , cependant une différence importante dans l'évaluation des coefficient globaux de transfert de masse et d'échange de chaleur/.

Pour illustrer la différence entre les deux coefficients ; nous considérons la transmission de chaleur d'un gaz chaud à un liquide froid , ces deux fluides sont

Le gradient de la température pour cette disposition est représenté dans la figure ci-dessus.

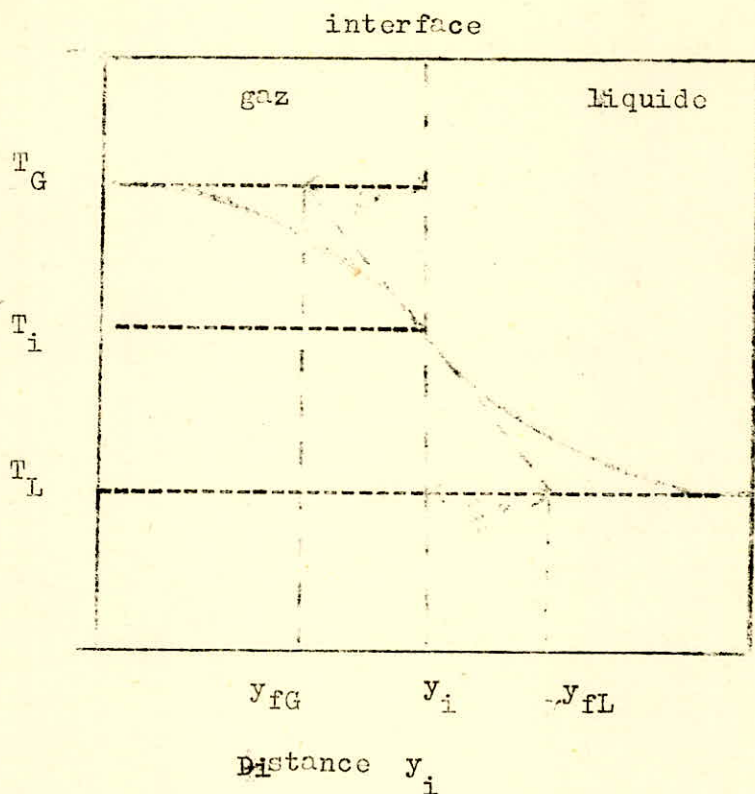


fig -4- $T = f(y)$.

° Gradient de température lors de la transmission de la chaleur d'un gaz chaud à un liquide froid.

Cette figure , nous laisse dire que la **températ** de l'interface T_i est identique pour chaque phase ; de cette constatation on peut dire que le potentiel moteur pour la transmission de chaleur est $T_G - T_i$ dans la phase gazeuse , et $T_i - T_L$ dans la phase liquide . Le potentiel moteur global est la somme des deux potentiels.

Alors :

$$(T_G - T_i) + (T_i - T_L) = T_G - T_L \quad (\text{Eq-II-6})$$

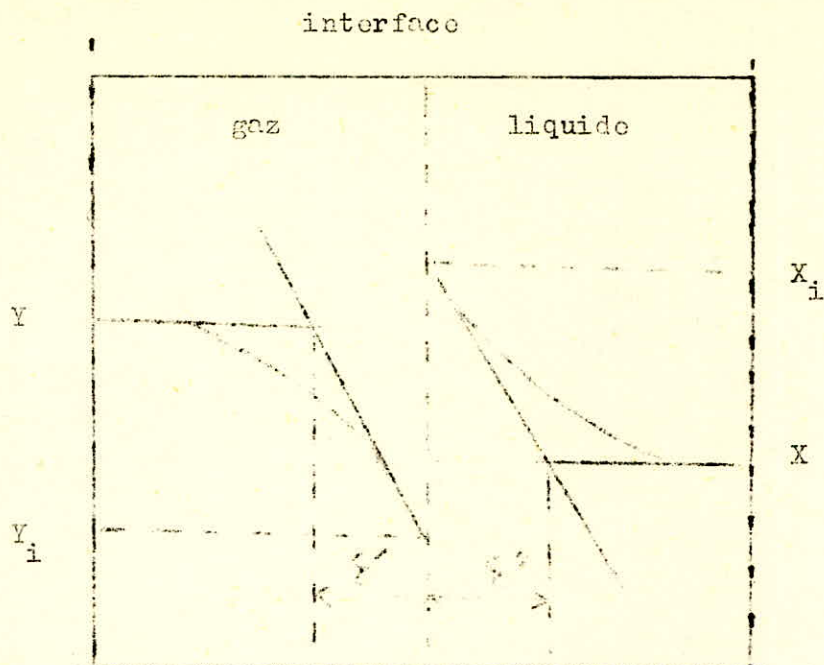
Et le coefficient global d'échange de chaleur est donné par :

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{\text{gaz}}} + \frac{1}{h_{\text{liquide}}} \quad (\text{Eq-II-7})$$

ET que :

$$Q = U(T_G - T_L) \quad (\text{Eq-II-8})$$

Considérons maintenant le transfert de masse d'un gaz à un liquide par exemple , l'absorption de l'acide chlorhydrique gazeux d'un mélange Air-HCL par l'eau , le profil de concentration pour le transfert de masse d'un gaz à un liquide , quand à lui est représenté sur la figure ci-dessus.



fige5- $Y = f(x)$

Profil de concentration pour le transfert de masse d'un gaz à un liquide.

Cette figure montre qu'il y a discontinuité apparente de la concentration à l'interface gaz liquide qui demeure, même lorsque les concentrations dans chaque phase sont exprimées avec les mêmes dimensions.

Pour le transfert de masse, même si l'on suppose que les deux sont en équilibre à l'interface, ces concentrations en ce point ne sont pas égales, par contre s'il n'y a pas de résistance à la transmission de chaleur à l'interface les potentiels sont égaux.

L'explication de cette divergence apparente réside dans le choix de la concentration en tant que potentiel moteur pour le transfert de masse. D'une façon plus précise, la concentration est le potentiel moteur pour le transfert de masse à l'intérieur d'une phase, mais non entre les phases. Le potentiel moteur entre phases, que l'on doit considérer dans ce cas est une propriété appelée "potentiel chimique". Comme le potentiel chimique est difficile à évaluer dans les applications industrielles, il est donc rarement utilisé dans les calculs pratiques.

Remarque:

on doit noter que lorsque les potentiels chimiques des deux phases sont égaux, elles sont en équilibre; de la sorte, que les potentiels chimiques des phases sont égaux à l'interface dans le transfert de masse et non les concentrations bien qu'elles soient données aux mêmes unités. Il faut noter qu'il y a plusieurs groupes de systèmes qui suivent des lois générales, ce qui facilite la prévision des concentrations d'équilibre. Par exemple la loi d'HENRY décrit de façon adéquate pour de nombreux gaz

et liquide, l'équilibre entre un gaz et une phase liquide. Donc on se basant sur cette loi on peut établir une expression du coefficient de transfert de masse. Comme il n'est pas pratique de mesurer les concentrations à l'interface gaz-liquide " P_{Ai} " (" Y_{Ai} ") et " X_{Ai} " ne sont pas donc connues.

La loi de HENRY peut, cependant être utilisée pour déterminer la pression partielle du constituant d'un gaz en équilibre avec une masse liquide de concentration donnée.

$$P_A^* = H \cdot X_{AL} \quad (\text{Eq-II-9}).$$

Expression dans laquelle le signe * indique que P_A^* est la concentration de la phase gazeuse en équilibre avec X_{AL} .

DE la même façon:

$$X_A^* = \frac{P_{AG}}{H} \quad (\text{Eq-II-10})$$

Où X_A^* est la concentration de la phase liquide en équilibre avec un gaz de concentration " Y_{AG} ", P_{AG} .

REMARQUE:

Il faut noter que X_{AL} et P_{AG} sont des concentrations réelles alors que X_A^* et P_{AG} sont des concentrations fictives.

Pour qu'il ait mouvement, la concentration du constituant gazeux dans la phase gazeuse doit être plus grande que la concentration du même constituant à l'interface.

On admet toujours que à l'interface il y a équilibre thermodynamique ce qui implique que Y_{Ai} et X_{Ai} sont en équilibre thermodynamique; de plus on admet que le nombre de moles transférées N/A par unité de temps et de surface est proportionnel à la différence de concentration existant ainsi à l'interface, et la composition globale de la phase. De plus au niveau de l'interface; on a un écoulement laminaire, et par conséquent $\delta_G = \delta_L$ (épaisseur de films découvert par LEWIS et WITMAN.)
 À l'intérieur de ces films le transport se fait exclusivement par diffusion moléculaire d'où:

$$N/A = \frac{B_G}{\delta_G} (Y_X - Y_{Ai}) \quad (\text{Eq-II-11}).$$

Et

$$N/A = \frac{D_L}{\delta_L} (X_{Ai} - X_A) \quad (\text{Eq-II-12}).$$

Si on pose $\frac{B_G}{\delta_G}$ et $\frac{D_L}{\delta_L}$ égaux respectivement à k_{G} et k_{L} on aura

donc :

$$N/A = k(Y - Y_A) \tag{Eq-II-13}$$

Et

$$N/A = k(X - X_A) \tag{Eq-II-14}$$

Pour un régime permanent la quantité de masse transférée par unité de surface est la même dans le film liquide que dans le film gazeux , et par conséquent les équations (Eq-II-13) et (Eq-II-14) se condensent et deviennent :

$$(N/A) = (N/A) = N = k(Y - Y_A) = k(X - X_A) \tag{Eq-II-15}$$

Où N = est la densité du flux

k = est le coefficient de transfert relatif à la phase gazeuse

k = " " " " " " " " " " liquide.

Ils dépendent des conditions hydrodynamiques de la phase et de ses propriétés physiques.

Les différences $Y - Y_A$ et $X - X_A$ sont les forces motrices pour le transfert dans les phases gazeuse et liquide.

Quelques précision:

Les coefficient k_G et k_L dépendent de la manière d'exprimer les forces motrices Y et X .

Si ces dernières sont en $\text{kmole} \cdot \text{A} / \text{M}^3$, on exprime l'équation Eq-II-13 de la manière suivante :

$$N_A = k_0 \cdot c$$

Où k_0 est dit coefficient cinématique en (m/s)

Si par contre X et Y sont en ($\text{kmole} / \text{kmole A+B}$). k_L et k_G seront exprimés en ($\text{kmole} / \text{m}^2 \text{s}$); et sont dits coefficients dynamiques.

II-3) Evaluation des coefficients globaux de transfert:

Puisqu'on admet qu'à l'interface, il y a équilibre entre les phases, Y_{Ai} ET X_{Ai} sont liées entre elles par la loi de HENRY qui s'écrit dans ce cas comme suit :

$$Y_{Ai} = m \cdot X_{Ai} \tag{Eq-II-15}$$

L'équation Eq-II-15 peut s'écrire comme suit:

$$Y_{Ai} = Y_A - \frac{N}{k_G} \tag{Eq-II-17}$$

ET:

$$X_{Ai} = X_A + \frac{N}{k_L} \tag{Eq-II-18}$$

Des équations ci-dessous et en remplaçant Y_{Ai} par mX_{Ai} on tirera donc

$$Y_A - mX_{Ai} = \frac{N}{k_G} \quad (\text{Eq-II-19})$$

$$X_{Ai} - X_A = \frac{N}{k_L} \quad (\text{Eq-II-18}).$$

Si on simplifie l'équation (Eq-II-18) en la multipliant par " m " et on fait l'ajout des ces deux équations ci-dessous on obtient :

$$Y_A - mX_A = N \left(\frac{1}{k_G} + \frac{m}{k_L} \right) \quad (\text{Eq-II-20}).$$

Puisque l'utilisation de la loi de HENRY (Eq-II-16) est valable, l'équation Eq-II-20 devient si on pose ;

$$\frac{I}{K_G} = \frac{I}{k_G} + \frac{m}{k_L}$$

$$Y_A - Y_A^* = \frac{N}{K_G}$$

Ce qui implique que:

$$N = K_G (Y_A - Y_A^*) \quad (\text{Eq-II-21}).$$

Où K_G est le coefficient global de transfert de matière pour un échange de masse

On remarque qu'il y a une équivalence entre les équations Eq-II-21 et Eq-II-8 .

D'une manière analogue on peut obtenir une expression du coefficient global de transfert de masse pour la force motrice exprimée comme pour la phase liquide .

$$\frac{I}{K_L} = \frac{I}{mk_G} + \frac{I}{k_L} \quad (\text{Eq-II-22})$$

La combinaison des équations Eq-II-21 et Eq-II-22 nous donne :

$$K_L = mK_G$$

Finalement , on peut dire que suivant la force motrice qu'on utilise, on aura une résistance $\frac{I}{K_G}$ ou $\frac{I}{K_L}$ qui s'opposera au transfert de matière .

II-4) Méthode générale d'évaluation des coefficients partiels/:

Suivant le type d'écoulement (laminaire ou turbulent) ces coefficients peuvent être évalués , en tenant compte des propriétés physiques et des conditions hydrodynamiques du système ; en général:

$$k = f(v, d, \rho, \mu, D, \rho_c, g)$$

La forme de cette fonction est inconnue , mais avec la théorie des similitudes , on peut limiter le nombre de variable.

$$\frac{kd}{\rho} = f\left(\frac{vd\rho}{\mu}, \frac{\rho}{\rho_c}, \frac{d^3\rho_c}{\mu^2g} \right)$$

Où:

$\frac{vd\rho}{\mu}$ est le nombre de REYNOLDS (rapport inertie et frottement)

$\frac{\rho}{\rho_c}$ est le nombre de schmidt (rapport de viscosité cinématique et diffusivité)

$\frac{d^3\rho_c}{\mu^2g}$ = GRASHOF (rapport inertie et poussé d'archimède)

$\frac{kd}{\rho}$ = nombre de SHERWOOD

On général , on exprime le nombre de SHERWOOD comme suit :

$$SH = f(Re , Sc) \\ = A \cdot Re^a \cdot Sc^b \quad ((Eq-II-2))$$

Les constantes A , a , b dépendent généralement du type de colonne , du nombre de REYNOLDS, on peut les trouver dans de nombreux manuels de génie chimique . Dans le cas des colonnes garnies , ces constantes dépendent aussi du type et des dimensions des corps de garnissage.

Exemple:

Pour les anneaux rasching 15 mm on a:

$$A = 0,054 \quad a = 0,75 \quad b = 0,5 \quad \text{pour } 100 < Re < 460$$

$$A = 0,015 \quad a = 0,9 \quad b = 0,5 \quad \text{pour } 300 < Re < \infty$$

pour les selles de BERL

$$A = 0,86 \quad a = 0,59 \quad b = 0,33 \quad \text{pour } 10^2 < Re < 10^3$$

Conventionnellement, on utilise le coefficient global de transfert correspondant à la phase dans laquelle on rencontre la plus grande résistance au transfert de masse.

Dans de nombreux cas la résistance la plus forte au transfert de masse se trouve dans l'une des phases. Par exemple pour les gaz peu solubles comme l'oxygène, l'azote la valeur de la constante de HENRY est très grande (n très importante); et cela entraîne la simplification de l'équation Eq-II-22 et par conséquent on aura donc:

$$\frac{I}{K_L} = \frac{I}{k_L} \implies k_L = K_L$$

C'est pourquoi l'absorption d'un gaz légèrement soluble, est dite "commandée par la phase liquide". Au contraire, pour un gaz très soluble lorsque les molécules de ce gaz arrivent à l'interface, elles pénètrent facilement dans la phase liquide, ceci entraîne que la concentration à l'interface "X_i" est très proche de la concentration "X" au sein du liquide; autrement dit la force motrice dans la phase liquide est très faible, et par suite sa résistance est très faible, d'où la résistance principale se trouve dans la phase gazeuse, ceci a pour conséquence la très faible valeur de "n", et l'équation Eq-II-20' devient:

$$\frac{I}{K_G} = \frac{I}{k_G} \implies k_G = K_G$$

Représentation graphique:

a) On peut représenter les divers concentrations sur un graphique

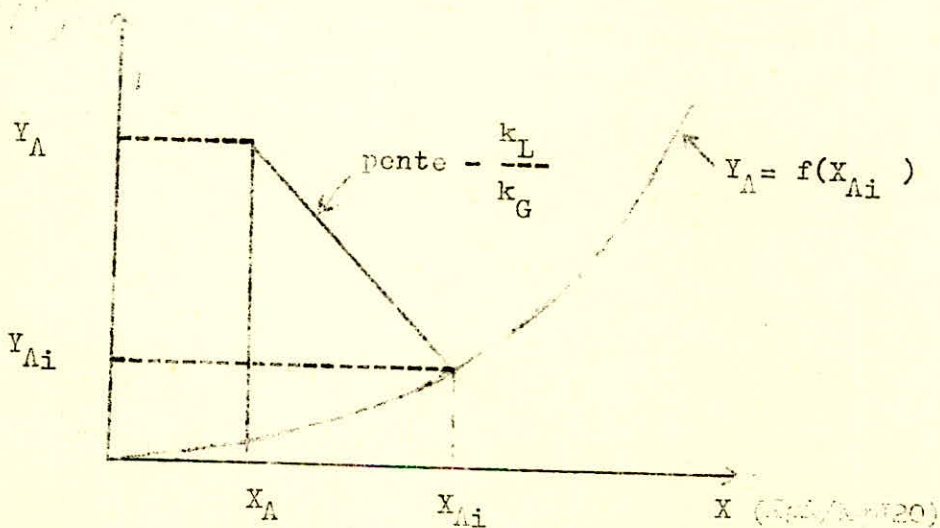


fig - 6- Y_A = f(X)

L'équation Eq-II-15 nous permet d'écrire que :

$$\frac{Y_A - Y_{Ai}}{X_A - X_{Ai}} = \frac{k_L}{k_G}$$

Si les coefficients k_L et k_G sont connus, les concentrations interfaciales peuvent être déterminées soit graphiquement en traçant la droite PM soit analytiquement en résolvant l'équation Eq-II-15.

b) Considérons la situation de la figure ci-dessus

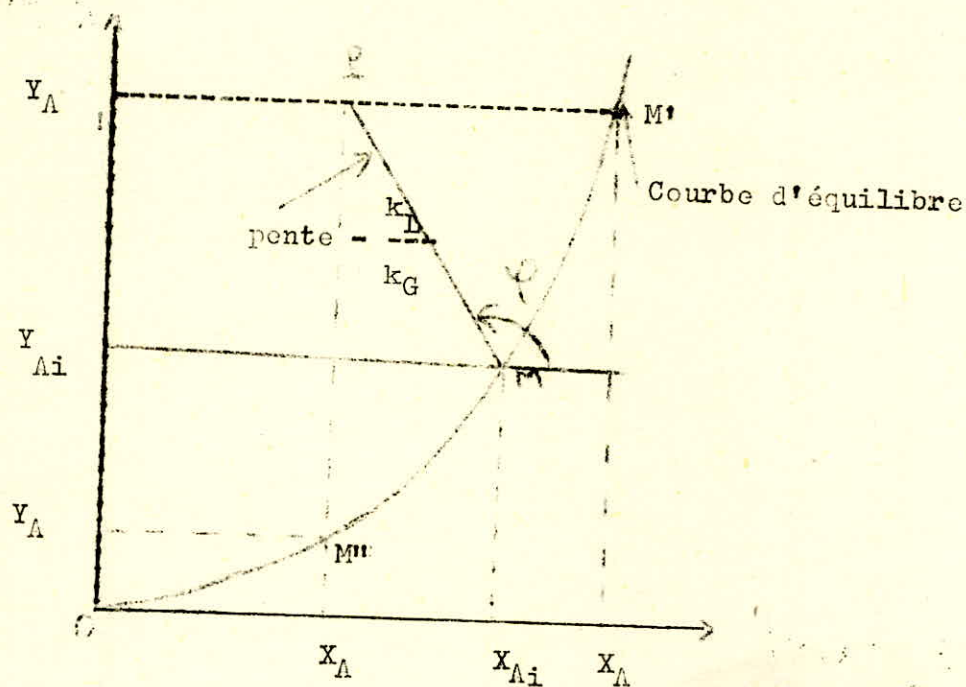


fig-7-

Une question peut à priori se poser : De quoi dépend la résistance des phases ?

Or on avait écrit que : $k_L(X_i - X) = N_A = k_G(Y - Y_i)$

- Soit $k_G \ll k_L$ $Y - Y_i \ll X_i - X$;

ceci a pour conséquence l'égalité des concentrations de la phase gazeuse .

$$Y_i = Y$$

D'où la tangente de l'angle ψ est nulle, ce qui entraîne la nullité de la pente $-k_L/k_G$ (droite P, M') .

- Soit $k_G \gg k_L$ $Y = Y_i \gg X_i - X$

ceci entraîne l'égalité des concentrations de la phase liquide .

$$X_i = X ; Y = Y$$

D'où la tangente de l'angle ψ devient infini ; ce qui donne que $-k_L/k_G$ EST aussi infini (droite P, M'') .

En résumé:

• L'absorption d'un gaz très soluble est " commandée par la phase gazeuse "

• La densité du flux est définie par l'équation suivante:

$$N = k_G(Y_A - Y_{Ai}) = K_G(Y_A - Y_A^*) = k_G(Y_A - Y_A')$$

• De plus de nombreux systèmes sont approximativement soit " commandés par la phase liquide " soit " commandés par la phase gazeuse " .

Cette approximation est souvent faite , chaque fois que l'on peut , car les calculs ne nécessitent pas des coefficients spécifiques (individuel ou global) c'est à dire dès qu'on connaît l'un les calculs deviennent aisés .

II-4) Etude d'une colonne d'absorption:

II-4-1°/ Perte de charge et capacité.

Dans la construction et l'exploitation des colonnes garnies , la question des pertes de charge est d'importance capitale , car elle est liée de façon étroite à la vitesse d'échange de masse , donc à l'efficacité de la surface d'échange de garnissage .

La mesure continue de la perte de charge n'est pas d'une importance moindre , car toute variation de cette grandeur , qu'elle soit ou non provoquée volontairement est accompagnée de changements qui affectent le fonctionnement de la colonne .

Si par exemple on augmente le débit de gaz en laissant fixe le débit du liquide , la perte de charge augmente également en accord avec une formule semi-empirique proposée par LEVA .

$$P = K_0 \frac{L^2 G^2}{G}$$

Où:

G = est le débit du gaz par unité de surface de section de la colonne

L = est " " " liquide " " " " " " " " " " "

ρ_G = est la masse volumique du gaz .

K_0 et K_1 = sont des constantes caractéristiques du garnissage , généralement données pour chaque type de garnissage .

Remarque:

Cette formule a été établie à partir des résultats d'expérience réalisés avec de l'eau .

Si on présente en coordonnées logarithmiques $\Delta P = f(G)$; G (débit du gaz) la variation de la perte de charge se manifeste comme suit:

- Pour un débit de liquide nul , cette variation peut être représentée par une droite .
- Pour un débit de liquide donné à la même allure qu'auparavant pour des débits de gaz assez faibles .
- Pour une certaine valeur de " G " on observe un changement d'allure de la courbe représentant l'évolution de " P " . Le frottement du gaz est alors suffisant pour gêner la descente du liquide provoquant une augmentation de la rétention liquide qui à son tour diminue l'espace libre offert à l'écoulement du gaz . Cette discontinuité , parfois difficile à observer d'ailleurs dans l'évolution de ΔP correspond à ce qu'on appelle " Point de charge " de la colonne. Quand on continue à augmenter le débit du gaz " G " la perte de charge augmente plus rapidement jusqu'à un deuxième point de continuité appelé " Point d'engorgement " .
- Il arrive que si le débit gaz est assez élevé , le liquide ne peut plus s'écouler à travers le garnissage. Le débit gazeux " G " correspondant à l'engorgement est le débit maximal, compatible avec le fonctionnement normal de l'installation. L'évolution de la perte de charge en fonction du débit gaz est représenté dans la figure schématique ci-dessus.

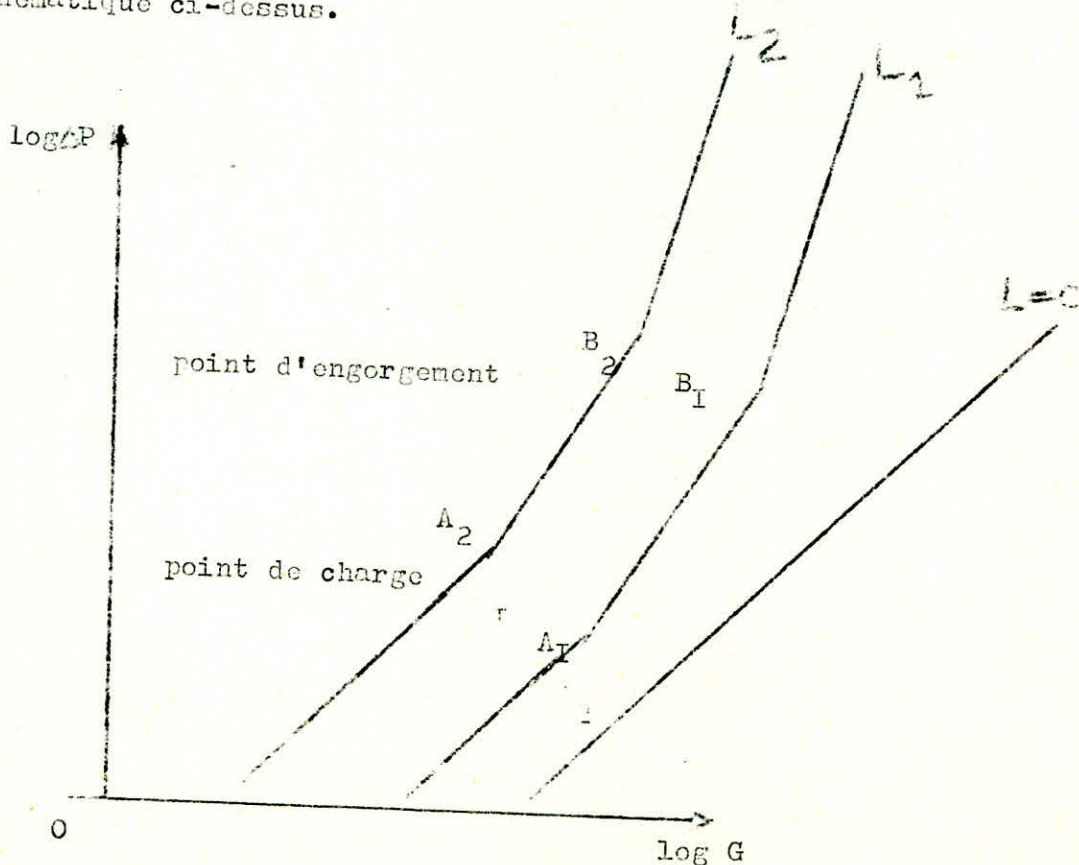


fig-7-

Evolution de la perte de charge en fonction des débits gazeux et liquide dans une colonne à garnissage.

En ce qui concerne la prévision des limites d'engorgements, un certain nombre de corrélations empiriques ont été proposées. Les plus utilisées sont dérivées de celle établie par SHERROD, HIPLEY et HOLLOWAY en (1930). Pour les garnissages d'anneaux en vrac ou rangés en couches successives cette corrélation permet le calcul de la vitesse du gaz à l'engorgement à l'aide d'une relation graphique entre les deux groupes suivant:

$$A = \frac{u_m^2 a}{g} \frac{G}{L} \quad 0,2 \quad \text{et} \quad B = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{G}{L}}$$

Où :

- u_m = est la vitesse du gaz à l'engorgement dans la colonne (m/s)
- a = est la surface spécifique du garnissage (m^2/m^3)
- ϵ = est la fraction de vide du garnissage (ss dim)
- L = est le débit massique du liquide (Kg/h)
- G = est le débit massique du gaz (Kg/h)
- ρ_L = est la masse volumique du liquide (Kg/m³)
- ρ_G = est la masse volumique du gaz (Kg/m³)
- μ = est la viscosité du liquide (poise)
- g = est l'accélération de la pesanteur (m/s²)

On trouvera dans tous les bouquins de génie chimique (Absorption des gaz) le diagramme $A = f(B)$ ici cf ANNEXE -II.

La valeur de B se retrouve par calcul, et connaissant cette valeur on tirera du graphe $A = f(B)$ la valeur de A et par suite la valeur de u_m

La vitesse du gaz admise est en général égale à 60%-----80% de la vitesse d'engorgement u_m

II-4-2°/ Bilan et dimensionnement:

Soit une colonne qui travaille à contre-courant, alimentée par un mélange immiscible, où l'une des phases est supposée lourde descendante " L " , l'autre phase est légère " G "

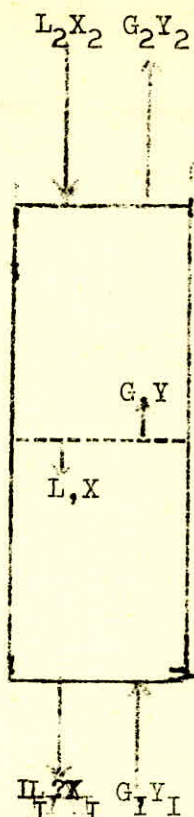
De telle alimentation est caractérisée par son débit, et sa température. Si on envisage un procédé d'absorption non isotherme, cela veut dire qu'on a deux variables; et la température, et la pression.

Notation:

Dorénavant, la concentration de la phase gazeuse est notée " Y " celle de la phase liquide est notée " X ". Alors que les indices

1- indique le bas de la colonne.

2- indique le sommet de la colonne



Bilan matière:

En se basant sur le fait que ce qui entre est égale à ce qui sort (en faisant toute abstraction de réaction chimique)

$$G_1 + L_2 = G_2 + L_1 \quad (\text{Eq-II-26})$$

$$G_1 Y_1 + L_2 X_2 = G_2 Y_2 + L_1 X_1 \quad (\text{Eq-II-27})$$

Si on considère une tranche de la colonne d'épaisseur dz , alors le bilan matière est:

$$d(X.L) = d(Y.G)$$

et l'intégration entre l'extrémité "2" et une section quelconque de cette colonne donne :

$$X.L - (X.L)_2 = Y.G - (Y.G)_2$$

$$Y = \frac{L}{G} X - \frac{X_2 L_2 - Y_2 G_2}{G}$$

Cette équation liant les concentrations des phases qui se contactent en toute section n'est autre que l'équation de la "courbe opératoire". En générale , le gaz se compose de constituants actifs et inerte , la concentration du constituant actif varie , d'où son débit varie , et par suite la courbe citée ci-dessous décrit une courbe non linéaire. Pour faciliter les tâches , on exprime les débits gazeux en fonction de de l'inerte , et par conséquent " $\frac{L}{G}$ " est constant , et la courbe en question n'est autre qu'une droite $\frac{L}{G}$ linéaire.

Dans notre cas où on a faire à une étude d'un contact de l'eau et d'un effluent gazeux contenant de l'air et le gaz HCL; on exprimera le débit gazeux en fonction du débit de l'inerte (air) qui demeure constant , du fait qu'il ne s'absorbe pas . On notera dorénavant , " G_B " débit du constituant inerte . Si " G " est le débit global du gaz à l'entrée de de l'absorbeur en $(Kg(A+B)/h)$, et si X est le rapport massique en Kg/KgB alors $(I+Y)$ a pour dimension $(Kg(A+B)/Kg B)$; d'où en déduit que le débit de l'inerte (air) :

$$G_B = \frac{G}{I+Y} \quad (Kg/h)$$

Et l'équilibre des phases immiscibles peut se schématiser sur le diagramme suivante :

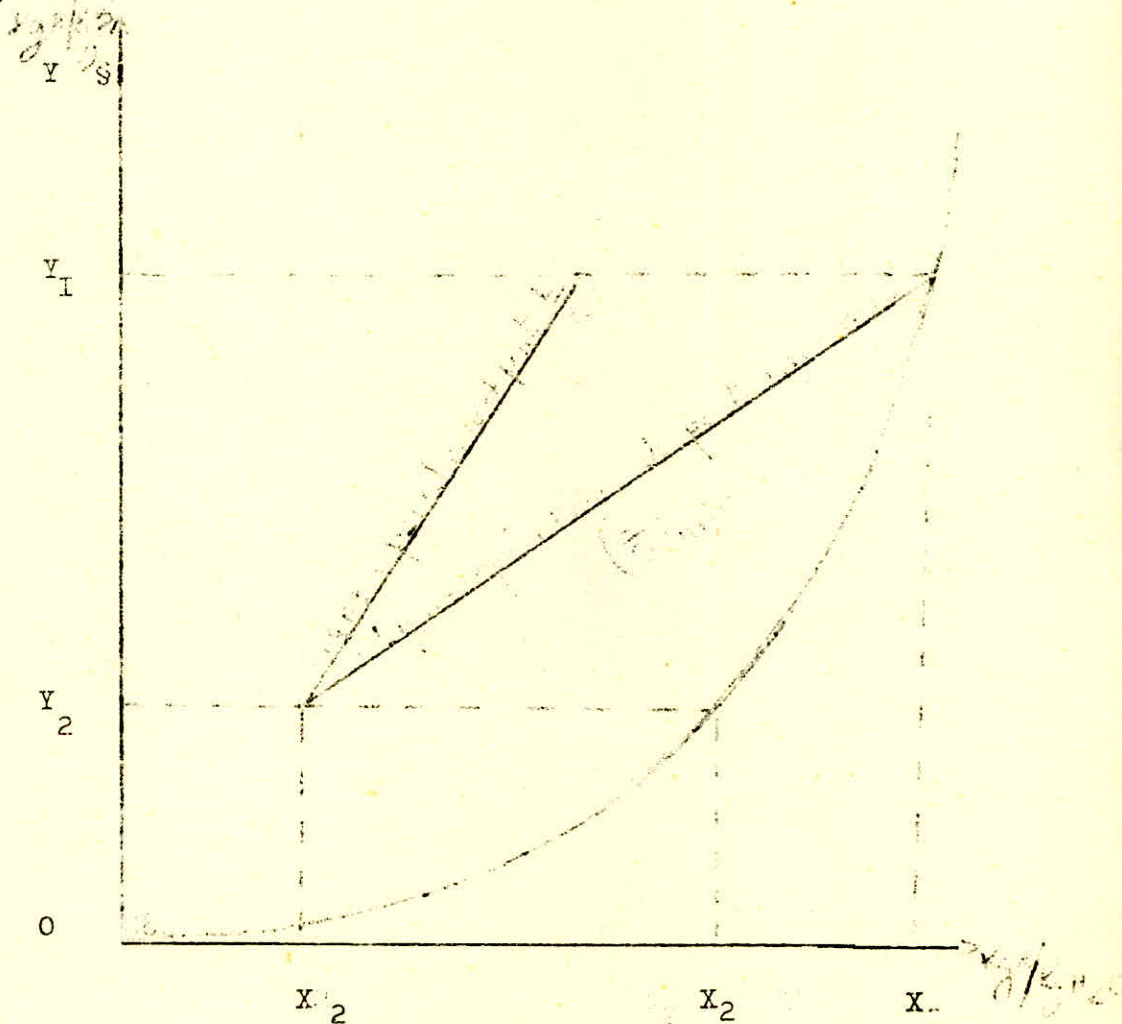


fig -8- $Y = f(X)$.

II-4-3°/ Estimation de la hauteur d'un garnissage:

par définition , et si on admet qu'à l'interface il y a équilibre thermodynamique c'est à dire Y_1 et X_1 sont en équilibre , le flux de matière dans la phase gazeuse N_G s'écrit d'après l'équation Eq-II-15 :

$$N_G = K_G (Y - Y_1) \dots$$

$$N = N_G = k_G (Y - Y_i) = N_L = k_L (X_i - X)$$

En général, un bilan matière de la tranche dz de l'absorbteur peut s'écrire de la manière suivante :

$$d(X.L) = d(Y.G) = N dA \quad (\text{Eq-II-29})$$

Où :

A = est l'aire interfaciale de contact .

On définit dA comme suit:

- si S = désigne l'aire interfaciale de la section droite de la colonne en (m²)

- si a = désigne l'aire interfaciale par unité de volume d'échange en (m²/m³)

- si Z = est la hauteur du garnissage en (m)

Alors ,

$$dA = a.S.dZ.$$

De l'équation Eq-II-29 on tire si on remplace N densité du flux par sa valeur.

$$d(X.L) = N_L dA = k_L (X_i - X) dA. \quad (\text{Eq-II-30})$$

$$d(Y.G) = N_G dA = k_G (Y - Y_i) dA. \quad (\text{Eq-II-31})$$

Et en remplaçant " dA " par sa valeur l'équation Eq-II-30 devient:

$$d(Y.G) = k_G (Y - Y_i) a.S.dZ$$

Et par suite la valeur de la hauteur du garnissage est:

$$Z = \frac{d(Y.G)}{k_G (Y - Y_i) . a.S} \quad (\text{Eq -II-32})$$

Une équation similaire peut être établie, si on considère le bilan local de matière de la phase liquide.

$$Z = \frac{d(X.L)}{k_L (X_i - X) . a.S} \quad (\text{Eq-II-33})$$

Dans ces deux dernières relations, les coefficients k_Ga et k_La, dépendent généralement des débits L et G.

Si dans le cas où on considère que les débits L et G sont constants; Leur coefficients respectifs k.a, le sont aussi, et les équations Eq-II-32 Eq-II-33 deviennent.

$$Z = \frac{G/S}{k_G a} \int_{Y_i}^{Y_2} \frac{dY}{Y - Y_i} \quad (\text{Eq-II-34})$$

$$Z = \frac{L/S}{k_L a} \int_{X_i}^{X_2} \frac{dX}{X - X_i} \quad (\text{Eq-II-35})$$

Or on avait dit auparavant que pour un gaz très soluble, l'absorption est " commandée par la phase gazeuse " et on avait démontré que .

$$N_G = k_G (Y - Y_{Ai}) = k_G (Y - Y_A^*) = K_G (Y - Y_{Ai}^*).$$

Donc l'équation Eq-II-34 devient/;

$$Z = \frac{G/S}{k_G a} \int_{Y_A}^{Y_2} \frac{dY}{Y - Y_A^*} \quad (\text{Eq-II-36})$$

II-5-3-1°/ Calcul de la force d'échange moyenne:

Dans le cas général, l'intégration de l'équation ci-dessous peut se faire en traçant l'inverse de $Y - Y^*$ ($1/(Y - Y^*)$) en fonction de Y , et en évaluant graphiquement l'aire comprise entre cette courbe et l'axe des Y , et une méthode dite méthode de SIMPSON (cf ANNEXE-I) nous permet l'évaluation rapide et aisée de cette aire.

Cas particulier:

Lorsque le corps à échanger est dilué dans les deux phases la courbe d'équilibre est à peu près linéaire, et son équation peut se mettre sous la forme:

$$Y^* = mX + B$$

il est de même pour la ligne opératoire .

$$Y = \frac{L}{G} X + \text{cte}$$

D'où/:

$$\begin{aligned} Y - Y^* &= \frac{L}{G} X + A - mX - B = \left(\frac{L}{G} - m \right) X + A - B. \\ &= \frac{L}{G} \left(1 - \frac{mG}{L} \right) X + \text{cte}' \end{aligned}$$

L'expression $\frac{L}{mG} = A$ est dite : facteur d'absorption.

Son inverse ---- =D est dit : facteur de désorption .

Le calcul de l'intégrale devient facile :

$$\int \frac{dY}{Y - Y^*} = \frac{I}{I - \frac{mG}{L}} \ln \frac{Y_1 - Y_1^*}{Y_2 - Y_2^*} = \frac{I}{I - \frac{mG}{L}} \cdot \frac{-(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}$$

$$\ln \frac{Y_1 - Y_1^*}{Y_2 - Y_2^*}$$

L'expression $\frac{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{\ln \frac{Y_1 - Y_1^*}{Y_2 - Y_2^*}}$ est dite moyenne logarithmique de la

force motrice $(Y - Y^*)$ et que l'on note $(Y - Y^*)_{ml}$ entre les conditions de fonctionnement à la base et au sommet de la colonne . le reste de l'expression est égal à $(Y_1 - Y_2)$

D'où enfin l'intégrale vaut:

$$\frac{dY}{Y - Y^*} = \frac{Y_1 - Y_2}{(Y - Y^*)_{ml}} \quad (\text{Eq-II-37})$$

On peut de même démontrer que:

$$\frac{dX}{X - X^*} = \frac{X_1 - X_2}{(X - X^*)_{ml}}$$

III-4-3-2°/ Estimation des hauteurs d'unités de transfert (H.T.U) à partir des propriétés physiques des fluides .

En général , dans l'absorption de l'acide chlorhydrique ou de l'ammoniac le transfert de masse est contrôlé par la phase gazeuse (cf §II-4). Il est de même pour l'évaporation et la condensation des corps purs . Le calcul complet des H.T.U comprend les étapes suivantes:

- 1- Calcul des coefficient individuel de transfert k_G , puis la hauteur d'unité de transfert correspondante (H.T.U) à partir des propriétés physiques du gaz et des conditions d'écoulement de ce dernier .
- 2- Calcul du coefficient individuel de transfert k_L puis la haut-

Sur correspondante (H.T.U) à partir des conditios comparable qu'auparavant mais relatif à la phase liquide .

Ce travail demande trop d'attention et il est pénible.
 pour faciliter la tâche , un certain nombre de corrélation empirique ont été établies pour l'évaluation direct des $(H.T.U)_G$ et $(H.T.U)_L$

a) Hauteur d'unité de transfert dans la phase gazeuse:

a-1) pour cette évaluation PRATT propose la formule semi-empirique suivante:

$$(H.T.U)_G = \frac{I}{C} \cdot \frac{\epsilon}{a} \cdot \left(\frac{d_e G}{\mu_G} \right) \cdot \left(\frac{\rho_G}{G D_G} \right) \quad (Eq-II-38)$$

Dans laquelle :

- ϵ = est la fraction du vide .
- a = est la surface spécifique de remplissage supposé totalement mouillé.
- d_e = est le diamètre équivalent du garnissage qui représente le diamètre moyen des anneaux où les gaz circulent et est égal à $\frac{4\epsilon}{a}$
- G = est le débit du gaz par unité de surface.
- μ_G = est la viscosité du gaz .
- D = est le coefficient de diffusion.
- ρ_G = est la masse volumique du gaz .
- C = est une constante sans dimension qui dépend du type de garnissage.

Le tableau ci-dessus en donne quelque valeur.

Tableau -I-

Type de garnissage	C
Anneaux Rashing	0,105
Anneaux Pall	0,125
Selles de Berl ou Intalox	0,07

Remarque:

-Le groupe $\frac{d_e G}{\mu_G}$ est le nombre de Reynolds modifiée et $\frac{\rho_G}{G D_G}$ est le nombre de Schmidt.

-Si le garnissage n'est pas mouillé il faut faire intervenir un terme correctif dans la formule .

-La précision donnée par la formule est de l'ordre de 20% .

a-2) En se basant sur la figure page PERRY

SHERWOOD et HOLLOWAY proposent une corrélation pour le transfert de la Matière dans la phase gazeuse dans des colonnes à garnissage.

$$(H.T.U)_G = 1,01 \frac{G^{0,31}}{L^{0,33}} \quad (Eq-II-39)$$

Où :

- $(H.T.U)_G$ = est la hauteur d'unité de transfert en (ft)
- G = est le flux gazeux en (lb/ft²hr)
- L = est le flux liquide en (lb/ft²hr)

a-3) Si les débits liquide et gaz sont en Kg/hm², on pourra calculer le $(H.T.U)_G$ par la relation suivante :

$$(H.T.U)_G = A \frac{G^b}{L^c} Sc_G^{0,5} \quad (Eq-II-40)$$

Où :

A, b, c = sont des constantes dépendant du type de garnissage (cf ANNEXE-II)

$(H.T.U)_G$ = est en (m)

Sc = est le nombre de schmidt et qui vaut $\frac{G}{D}$ où η est la viscosité cinématique, D est le coefficient de diffusion.

b) Calcul de la hauteur d'unité de transfert dans la phase liquide :

Des relations menant à cette valeur ont été établies par SHERWOOD et HOLLOWAY dans un travail concernant l'absorption et la désorption du CO₂ et de l'O₂ dans l'eau où le transfert est " commandée par la phase liquide ", mais elle reste valable pour n'importe quelle nature d'absorption ; une de ces relations est :

$$(H.T.U)_L = A \frac{L^{0,25}}{L^{0,5} D_L} \quad (Eq-II-41)$$

Où :

- L = est le débit massique du liquide par unité de surface .
- η = est la viscosité du liquide .
- ρ = est la masse volumique du liquide .
- D_L = est le coefficient de diffusion dans la phase liquide .

On peut trouver des formules de VAN KREVELIN avec des exposants égaux

à 0,33 et à 0,67 respectivement.

o $\frac{I}{A}$ est le nombre de Schmidt relatif au liquide.
Les valeurs de (H.T.U) doivent être corrigées pour tenir compte de la température ; cette correction est une fois de plus donnée par une loi semi-empirique de SHERWOOD et HOLLOWAY suivant laquelle :

$$\frac{(H.T.U) \text{ à } t^{\circ}\text{C}}{(H.T.U) \text{ à } 20^{\circ}\text{C}} = \frac{I}{\text{Exp}(0,023(T-20))}$$

o La constante empirique "A" varie aussi avec la forme et la dimension du garnissage suivant le tableau suivant :

Tableau -2-

dimension du garnissage		type du garnissage	
In	MM	Anneaux	Selles
2	51	0,28	--
1 1/2	38	0,25	0,14
1	25	0,23	0,13
1/2	13	0,08	--

C H A P I T R E III
O=O=O=O=O=O=O=O=O=O=O

III-°/ PARTIE CALCUL NUMERIQUE:

III-I) Recherches des courbes d'équilibre:

III-I-I) Généralités (Eléments de calcul) :

Il est plus commode de travailler avec les compositions exprimées en rapport de masse du fait que les débits considérés soient des débits massique .

a) Phase liquide:

Si l'on donne les concentrations en " a% massique " (KgA/100Kg de sol) ces concentrations en rapport de masse se calculent comme suit:

$$X = \frac{a}{1-a} \quad (\text{ Kg A / Kg H}_2\text{O}) \quad (\text{Eq-III-I})$$

Car dans une solution de I Kg on a (a Kg de A et I-a Kg d'eau)/.

b) Phase gazeuse:

A partir des pressions partielles du gaz HCL surmontant la solution ainsi formée lors de son dissolution dans le liquide ici l'eau ; on calculera le rapport molaire que l'on note "y" par la relation de DALTON

$$y_A = \frac{P_A}{P} \quad (\text{ moles A / moles A+B})$$

Et
$$y_B = \frac{P_B}{P} = 1 - y_A \quad (\text{ moles B / mole A+B})$$

Alors on calculera cette concentration en rapport de masse par la relation suivante:

$$a' = \frac{y_A M_A}{y_A M_A + (1-y_A) M_B} \quad (\text{ Kg A / Kg A+B})$$

Et enfin on a " 1-a' "
$$(\text{ Kg B / Kg A+B})$$

D'où dérivent la concentration cherchée:

$$Y = \frac{a'}{1-a'} \quad (\text{ Kg A / Kg B}) \quad (\text{Eq-III-2})$$

Remarque:

Les lettres " A " et " B " désigne respectivement le gaz HCL et L'AIR.

III-I-2) Calcul des concentrations en rapport de masse /

DONNEES DU PROBLEME /

Supposons que le gaz à traiter est le chlorure d'hydrogène contenu dans un effluent gazeux à raison de 50% (en volume) . Il est envoyé dans la dernière colonne d'une cascade d'absorbours au débit de 400 m³/h.

Le solvant quand à lui est de l'eau pur , envoyé dans la première colonne de cette même cascade .

A l'entrée , la température des deux fluide est fixée à 25°C , la pression quand à elle est fixée à 1 atm.

Pour protéger l'environnement , on supposera que la concentration du gaz quittant l'installation ne dépasse pas 30 p.p.m .

On suppose que la colonne est en verre PYREX d'une épaisseur de 10mm la face intérieur est recouverte d'une couche mince de polyéthylène de 1 mm d'épaisseur , les colonne de la cascade sont garnies par des anneaux Raschig en céramique dont les caractéristiques sont les suivantes :

Dimension (in)	(mm)	épaisseur de la paroi (mm)	surface spécifique (m ² /m ³)	fraction du vide %
I	25	3	200	0,73

En se basant sur les relations précédantes à savoir Eq-III-I et 2 on a donc :

A l'entrée :

$$\begin{aligned} \circ x_2 &= 0,000 & ; & \quad X_2 = 0,00 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O} \\ \circ y_I &= 0,50 \end{aligned}$$

$$a' = \frac{0,50 \cdot 36,5}{0,50 \cdot 36,5 + 0,50 \cdot 29} = 0,56 \text{ Kg A/Kg A+B}$$

Et par conséquent on a :

$$Y_I = \frac{0,56}{1-0,56} = 1,27 \frac{\text{Kg A}}{\text{Kg B}}$$

A la sortie :

$$\begin{aligned} \circ x_I &= 0,32 \text{ fr.mass} & X_I &= \frac{0,32}{1-0,32} = 0,47 \frac{\text{Kg A}}{\text{Kg H}_2\text{O}} \\ \circ y_2 &= 30 \text{ ppm} \end{aligned}$$

$$a' = \frac{30 \cdot 10^{-6} \cdot 36,5}{30 \cdot 10^{-6} \cdot 36,5 + (1-30 \cdot 10^{-6}) \cdot 29} = 37 \cdot 10^{-6} \text{ KgA/KgA+B}$$

$$Y_2 = \frac{37 \cdot 10^{-6}}{1-37,8 \cdot 10^{-6}} = 37 \cdot 10^{-6} \frac{\text{KgA}}{\text{KgB}}$$

On donnera à la page suivante les concentrations liquides "X" en rapport de masse dans l'intervalle (0-----32) %massique .

tableau N° 3.

2A 0,045	0	0	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,08	0,09	0,10	0,11	0,12	0,13	0,14	0,15
	0	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
2A 0,050	0	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,08	0,09	0,10	0,11	0,12	0,13	0,14	0,15	0,16
2A 0,20	0	0,01	0,020	0,0305	0,0417	0,0526	0,0638	0,0753	0,0868	0,0983	0,111	0,123	0,136	0,148	0,163	0,176	0,190

0,16	0,17	0,18	0,19	0,20	0,21	0,22	0,23	0,24	0,25	0,26	0,27	0,28	0,29	0,30	0,31
0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
0,17	0,18	0,19	0,20	0,021	0,22	0,23	0,24	0,25	0,26	0,27	0,28	0,29	0,30	0,31	0,32
0,205	0,215	0,235	0,250	0,266	0,282	0,299	0,316	0,333	0,351	0,369	0,389	0,408	0,429	0,449	0,470

- i numéro de l'étage variant entre 2 et 31.

III-I-4) Calcul des débits:

a) Débit du gaz inerte (Air)

Si le mélange gazeux s'écoule à travers le garnissage à raison de $400 \text{ m}^3/\text{h}$
 Le mélange gazeux est à 0,50 (50% en volume) d'HCL ; le débit du gaz
 inerte est donc :

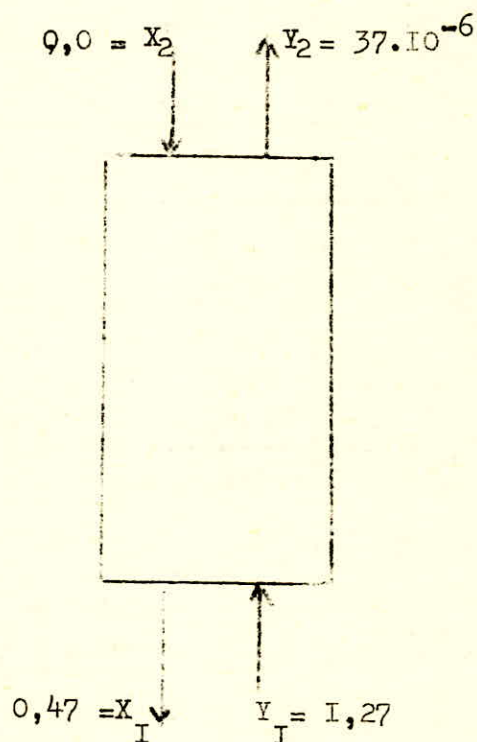
$$G_B = \frac{400 \cdot 0,50 \cdot 10^3}{3600 \cdot 0,082 \cdot 298} = 2,279 \text{ moles /s}$$

Or une mole de ce gaz pèse 29g , ceci nous conduit à calculer le débit
 massique .

$$G_B = 29 \cdot 2,279 = 66,1 \text{ g/s} = 238 \text{ Kg / h.}$$

b) Débit du solvant (Eau)

Pour ce faire , on suppose que la solution commerciale s'obtient par un
 seul absorbeur.



Le bilan matière global de la colonne est:

$$L \cdot X_2 + G \cdot Y_1 = L \cdot X_1 + G \cdot Y_2$$

$$\Rightarrow \frac{L}{G} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{1,276 - 37 \cdot 10^{-6}}{0,47 - 0} = 2,7$$

Donc à partir de $\frac{L}{G} = 2,7$ on tire la valeur du débit liquide " L "
 sachant que $G_B = 238 \text{ Kg/h}$.

$$L = 2,2 \cdot 238 = 643 \text{ Kg/h}$$

Remarque:

Dans le tableau 3-98 du PERRY page la concentration en rapport de masse varie de (2,04 ----- 78,6 %) . Du faite que l'acide commerciale est de 32% en masse ce qui équivaut à 47% l'utilisation de ce tableau se limitera donc à l'intervalle (2,04 -----47 %) , ce tableau se trouvera en ANNEXE-II .

De ce tableau on tracera des courbes iso-concentration c'est à dire $P = f(T)$; ceci nous servira par la suite ; il nous donnera les pression partielle du gaz HCL surmontant la solution à une température que l'on calculera . Elles se trouveront en ANNEXE-II.

III-2) Etablissement de la courbe $C_p = f(X)$

A partir du PERRY on tire le tableau suivant:

% X mole d'HCL	C_p Kcal / Kg °C
0,000	1,000
9,09	0,740
16,70	0,631
20,00	0,591

Le rapport molaire se déduit comme suit:

$$x = \frac{X_A}{100 - X_A} \quad \left(\frac{\text{mole A}}{\text{mole H}_2\text{O}} \right) \quad (\text{Eq-III-3})$$

Et en rapport de masse on aura donc:

$$X = \frac{36,5}{18} \cdot x \quad \left(\text{Kg A/Kg H}_2\text{O} \right) \quad (\text{Eq-III-4})$$

Ces deux inconnues " x " et " X " auront donc les valeurs consignés dans le tableau ci-dessus .

x mole A/mole H ₂ O	X Kg A /Kg H ₂ O	C _P Kcal /kg° C
0,000	0,000	1,0000
0,099	0,202	0,740
0,2000	0,406	0,631
0,250	0,506	0,591

Le graphe $C_p = f(X)$ est donné en ANNEXE-II.

III-3) Calcul de la variation de chaleur ΔQ :

ΔQ est la variation de chaleur lors des ajouts de faible concentration ΔX à une solution considérée." X " .

D'après le § I-4-2 , et les relations Eq-I-8 et Eq-I-9, et la figure 2 la pente de la droite se calcul comme suit .

POUR $C = 0,66$ Fraction massique $Q = 0$ (Kcal/Kg)
 $C = 0,32$ " " $Q = 131$ (Kcal/Kg)

$$a = \frac{\Delta Q}{\Delta C} = \frac{Q}{C} = \frac{131}{0,32} = 410 \text{ Kcal/Kg.fr.massique}$$

Si on choisi un pas de concentration égal à $\Delta X = 0,01$ fr ; mass , on calculera la variation de température Δt fournit par l'ajout de ΔX aux solutions considérées et ce on utilisons Eq-I-9 .

$$\Delta Q = a \cdot X = 410 \cdot 0,01 = 4,1 \text{ Kcal/kg .}$$

Si on suppose que la masse M est de 1 Kg de solution , connaissant ΔQ , et la chaleur spécifique C_p , que l'on tire du graphe $C_p = f(x)$, on pourra calculer facilement la variation de température Δt pour chaque solution considérée et ce par la relation ci-desus .

$$t = \frac{\Delta Q}{C_p} \quad (^\circ\text{C})$$

* La variation de chaleur ΔQ reste constante du faite que ΔX l'ait aussi.

• A la lumière de ces données , et résultats on pourra faire les calculs de dimensionnement des absorbeurs ; et tout d'abord établir les différentes courbes d'équilibres du système HCL-Air-Eau .

III-4) Première hypothèse :

Absorption isotherme.

Supposons que la température est constante et égale à 25°C , à partir du PERRY tableau page on tire le tableau suivant:

C% <chem>HCl</chem>	2	4	6	8	10	12	14
p mmHg	$84 \cdot 10^{-6}$	$44 \cdot 10^{-5}$	$131 \cdot 10^{-5}$	$310 \cdot 10^{-5}$	$67 \cdot 10^{-4}$	$145 \cdot 10^{-4}$	$316 \cdot 10^{-4}$

16	18	20	22	24	26	28	30	32	34
$685 \cdot 10^{-4}$	$148 \cdot 10^{-3}$	0,32	0,68	1,48	3,20	7,05	15,1	32,5	68,5

A partir des relations Eq-III-1 et Eq-III-2 , on calculera (X,Y) concentrations de HCl dans la solution et dans le gaz surmontant cette dernière ; en rapport de masse (Kg/kg) ; Le tableau suivant rassemble ces résultats.

X KgA/KgH ₂ O	$2,04 \cdot 10^{-2}$	$4,17 \cdot 10^{-2}$	$6,38 \cdot 10^{-2}$	$8,69 \cdot 10^{-2}$	$1,11 \cdot 10^{-1}$	$1,36 \cdot 10^{-1}$
Y KgA/KgB	$1,39 \cdot 10^{-7}$	$7,29 \cdot 10^{-7}$	$2,17 \cdot 10^{-6}$	$5,13 \cdot 10^{-6}$	$1,11 \cdot 10^{-5}$	$2,40 \cdot 10^{-5}$

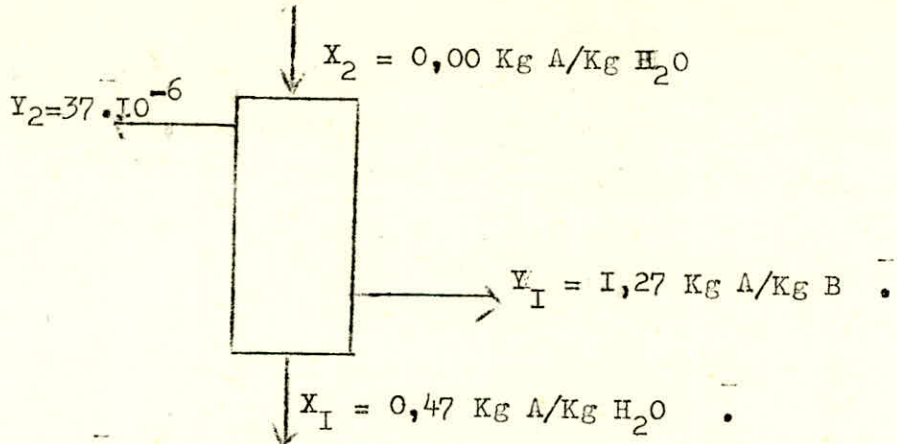
$1,63 \cdot 10^{-1}$	$1,90 \cdot 10^{-7}$	$2,19 \cdot 10^{-1}$	$2,50 \cdot 10^{-1}$	$2,82 \cdot 10^{-1}$	$3,16 \cdot 10^{-1}$	$3,51 \cdot 10^{-1}$
$5,23 \cdot 10^{-5}$	$1,13 \cdot 10^{-4}$	$45 \cdot 10^{-4}$	$5,30 \cdot 10^{-4}$	$1,13 \cdot 10^{-3}$	$2,47 \cdot 10^{-3}$	$5,32 \cdot 10^{-3}$

$3,89 \cdot 10^{-1}$	$4,29 \cdot 10^{-1}$	$70 \cdot 10^{-1}$
$1,18 \cdot 10^{-2}$	$2,55 \cdot 10^{-2}$	$5,62 \cdot 10^{-2}$

On portera dans un diagramme rectangulaire $Y = f(X)$; et la courbe tracée n'est autre que la courbe d'équilibre .

b) Calcul du N.U.T (Nombre d'unité de transfert).

-Conditions de fonctionnement:



Pour le calcul du H.U.T on utilisera la méthode de SIMPSON décrite en annexe I , pour cela on divisera l'intervalle de l'intégration (1,27; 37.10⁻⁶) en 50) partie égale , donc le pas h rest de ;

$$h = \frac{1,27 - 37 \cdot 10^{-6}}{50} = 0,0254 \text{ Kg A/Kg B}$$

Et par conséquent le N.U.T vaut:

$$\int_{37 \cdot 10^{-6}}^{1,27} \frac{dY}{Y - Y^*} = 233,5$$

b) Calcul du H.U.T (hauteur d'unité de transfert) .

on a $L_{\text{eau}} = 643 \text{ Kg H}_2\text{O/h}$ $G_B = 238 \text{ Kg B/h} \longrightarrow G_{\text{Lo}} = 238(1 + 1,27) = 540 \text{ Kg A+B/h}$

Or $B = \frac{L}{G} \cdot \frac{G}{L} = \frac{643}{540} \cdot \frac{1,25}{1000} = 0,042$; $\Lambda(\text{lu graph}) = 0,170$

Ce qui nous donne une vitesse d'engorgement de 3,21 m/s ; et une vitesse du gaz (prise égale à 60% de la vitesse d'engorgement), de 1,92 m/s .

OR : $V_G \cdot S = G \implies S = G/V_G = D^2 / 4$; tout calcul fait donne un diamètre de 27 cm

Connaissant les débits gaz et liquide , le diamètre de la colonne se calculera avec les relations Eq-II- et Eq-II- le H.U.T et tout calcul fait donne une H.U.T de 25,2 cm.

D'où finalement la hauteur de garnissage est d'environ 58 m .

E c) Evaluation de la production journalière :

X est en Kg A/Kg H₂O ; donc $1 + X$ est en Kg (A+H₂O)/Kg H₂O , or L_{eau} est en Kg H₂O/h ; d'où L_{prd} est tel que :

$$L_{\text{prd}} = (1 + X) \cdot L_{\text{eau}} \text{ en Kg (A+H}_2\text{O)/Kg H}_2\text{O} \cdot \text{Kg H}_2\text{O/h} = \text{Kg A+H}_2\text{O/h}$$

Ière Conclusion : La production de $(1 + 1,27) \cdot 643 \cdot 24 = 22,6 \text{ t/j}$ d'acide commerciale nécessitent une hauteur de 58 m de garnissage si on suppose que l'opération est isotherme ; voyons voir si la variation de chaleur n'est pas négligée .

III-5) Deuxième hypothèse:

Absorption non isotherme sans recyclage.

III-5-I) Etablissement des courbes d'équilibre.

Supposons qu'on fixe la température de sortie de la concentration 32% en masse (0,47 Kg A/Kg H₂O), à une température inférieure à la température de désorption (70°C); c'est à dire $t < 65^{\circ}\text{C}$ par exemple

Pour une raison de commodité , et d'une façon arbitraire on commence le dimensionnement par le dernier absorbeur, que l'on note " i " .

En se basant sur la théorie énoncée au § III-3 ; on établira les tableaux suivants.

ABSORBEUR "i"

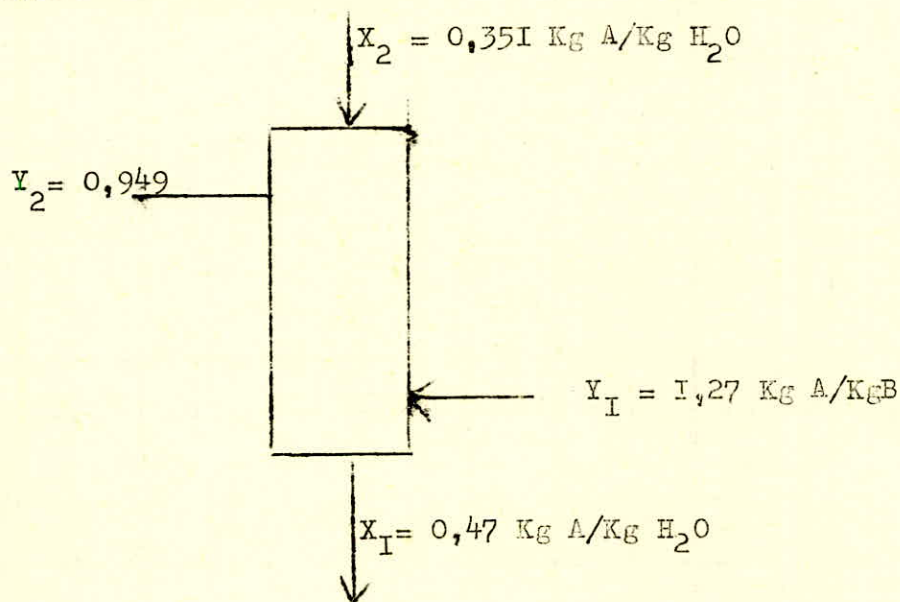
X KgA/KgH ₂ O	0,351	0,369	0,389	0,408	0,429	0,449	0,47
C _P Kcal/Kg °C	----	0,635	0,632	0,628	0,620	0,610	0,600
ΔQ Kcal/kg	----	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1
Δt °C	----	6,40	6,49	6,53	6,61	6,72	6,80
t °C	25	31,4	37,8	44,3	50,9	57,6	64,4

Connaissant les température correspondantes aux différentes étapes de l'absorbeur (aux différentes concentrations) , et à partir du tableau -Ié en ANNEXE -II- et des courbes iso-concentration , on calculera les différentes pression partielles du gaz HCL surmontant les solutions trouvées ci-dessus .

Le tableau suivant regroupera , et les concentrations , et les pressions partielles correspondantes, et la concentration du gaz HCL dans la phase gazeuse .

X KgA/KgH ₂ O	0,351	0,369	0,389	0,408	0,429	0,449	0,47
C Kcal/kg°C	25	31,4	37,8	44,3	50,9	57,6	64,4
p mmHg	2,6	7,2	14,1	40,5	88,3	160,2	266,6
10 ⁺³ Y KgA/KgB	4,35	11,71	23,60	69,92	164,82	335,63	667,72

- Condition de fonctionnement :



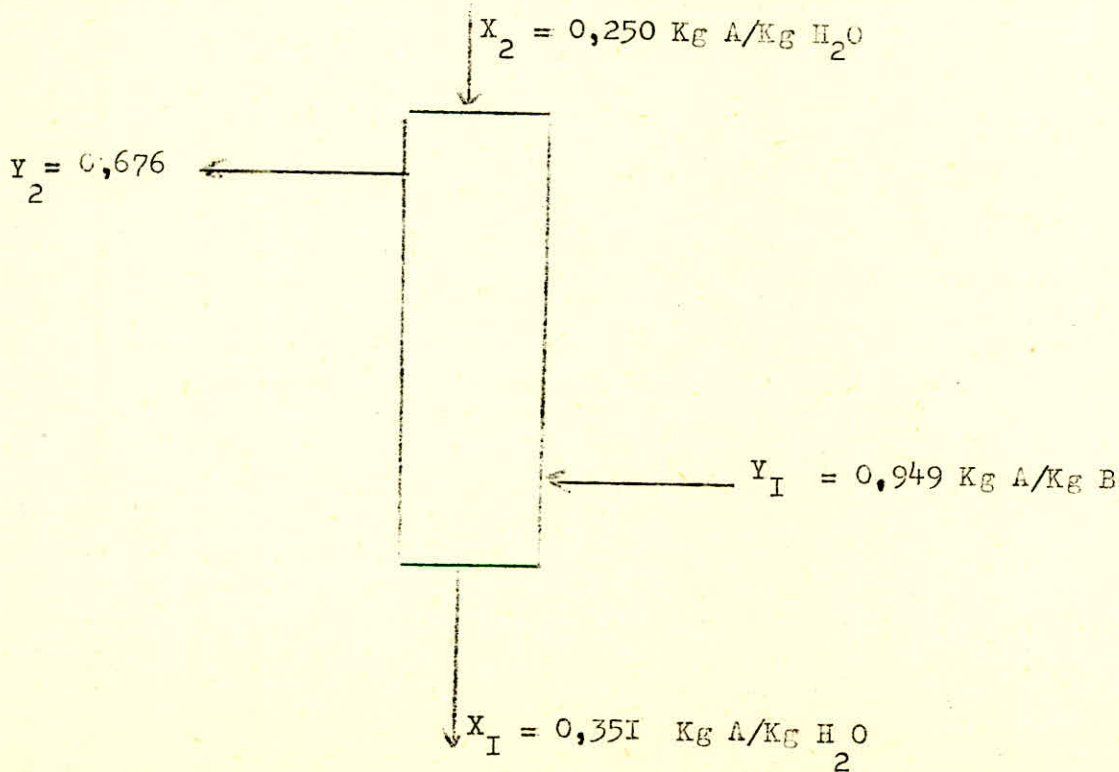
REMARQUE :

DANS CE QUI SUIT LES SUPPOSITIONS RESTENT IDENTIQUE QU'EN " A " ,
 , IL EST DE MEME POUR LES METHODES DE CALCUL ET DE RAISONNEMENT .

B.) ABSORBEUR " I-I "

X Kg A /Kg H ₂ O	0,25	0,266	0,282	0,299	0,316	0,333	0,351
C _p Kcal/Kg °c	-----	0,698	0,686	0,678	0,670	0,651	0,648
ΔQ Kcal/Kg	-----	0,1	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1
Δt °C	-----	5,87	5,98	6,05	6,11	6,29	6,33
t °C	25	30,9	36,9	42,9	49,0	55,3	61,6
p mmHg	0,33	1,20	2,53	4,15	7,93	19,23	37,15
IO Y Kg A/KgB	0,55	1,82	4,15	6,83	13,22	32,62	64,44

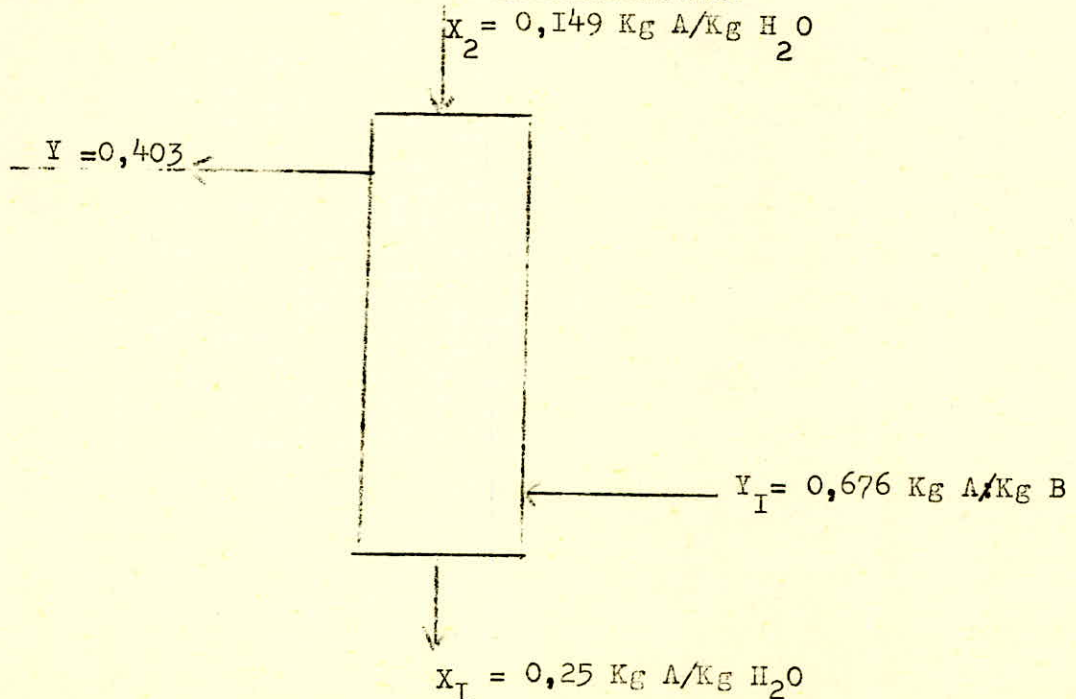
-Condition de fonctionnement de l'absorbeur " I-I "



C) ABSORBEUR I-2

X Kg A/Kg B	0,149	0,163	0,176	0,190	0,205	0,219	0,235	0,250
C_P Kcal/Kg°C	-----	0,770	0,760	0,750	0,738	0,728	0,718	0,710
ΔQ Kcal/ Kg	-----	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1
ΔT °C	-----	5,32	5,39	5,47	5,55	5,63	5,71	5,77
t °C	25	30,3	35,7	41,2	46,7	52,3	58,0	63,8
p mm Hg	0,03	0,06	0,15	0,28	0,69	1,54	3,23	5,86
$IO^{+4} Y \frac{Kg A}{Kg B}$	0,49	0,99	2,33	4,65	11,29	24,89	53,22	96,81

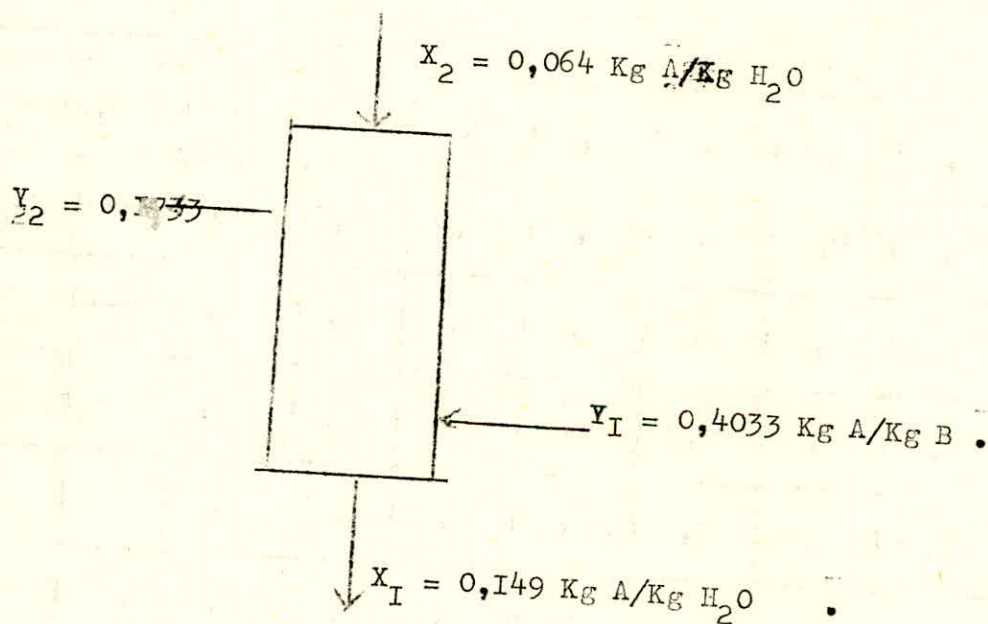
-Conditions de fonctionnement de l'absorbeur "I-2" .



ABSORBEUR I-3

X KgA/KgH ₂ O	0,064	0,075	0,0875	0,099	0,111	0,123	0,136	0,149
C Kcal/Kg°C	---	0,867	0,850	0,838	0,824	0,810	0,796	0,785
Q Kcal/Kg	---	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1
t °C	---	4,74	4,82	4,89	4,98	5,06	5,15	5,22
t °C	25	29,7	34,5	39,4	44,4	49,4	54,6	59,8
10 ⁺³ p mmHg	1,8	4,2	8,5	21,5	43,8	91,1	221,0	480,4
10 ⁺⁵ Y $\frac{\text{Kg A}}{\text{Kg B}}$	0,3	0,66	1,38	3,49	7,13	14,93	33,25	79,63

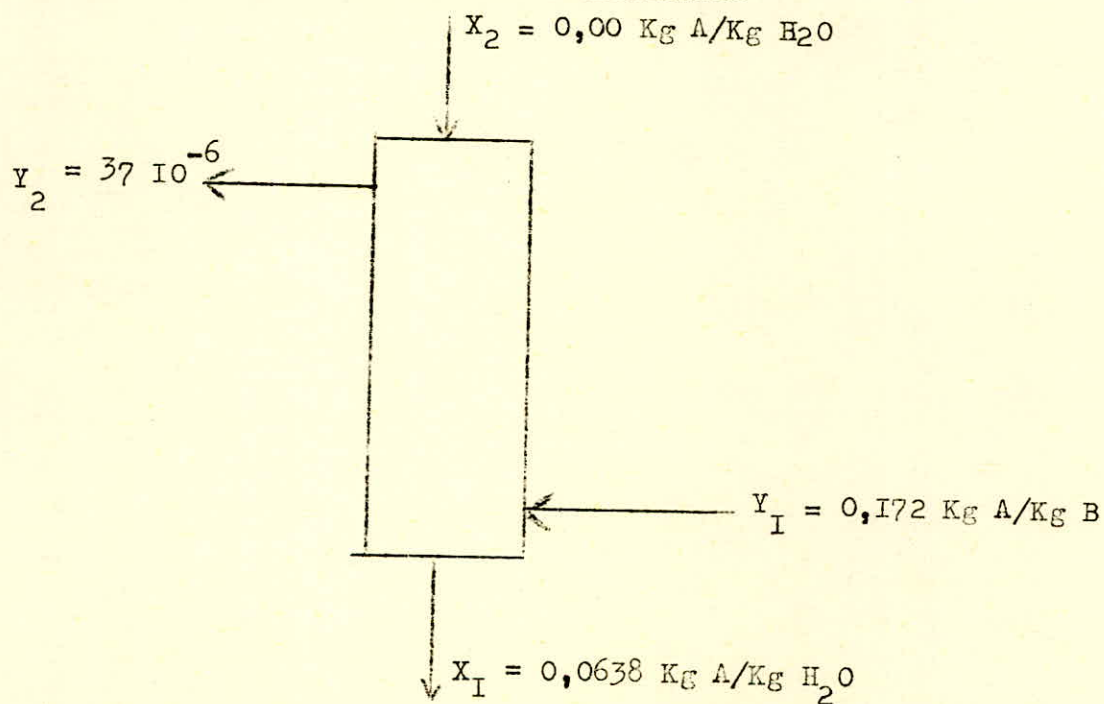
Conditions de fonctionnement de l'absorbeur I-3



ABSORBEUR I-4 .

$X \text{ Kg A/Kg B}$	0,0000	0,0100	0,0204	0,0309	0,0417	0,0526	0,0638
$c_p \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$	-----	0,976	0,950	0,930	0,914	0,896	0,883
$\Delta Q \text{ Kcal/Kg}$	-----	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1
$\Delta t \text{ }^\circ\text{C}$	-----	4,20	4,32	4,40	4,49	4,58	4,64
$t \text{ }^\circ\text{C}$	25	29,2	33,5	37,9	42,4	46,9	51,5
$10^3 p \text{ mmHg}$	0,000	0,08	0,20	1,12	3,34	9,20	17,7
$10^7 y \frac{\text{Kg A}}{\text{Kg B}}$	0,00	1,32	3,33	18,26	54,68	149,15	289,90

- Conditions de fonctionnement de l'absorbeur I-4 .



2° Conclusion:

On remarque que pour produire de l'acide commercial (32%) , il nous faut cinq (5) absorbeur en série.

III-5-2) Calcul des hauteurs de garnissages :

A - Calcul des nombres d'unités de transfert (N.U.T).

En se référant au paragraphe §-II-4-3-I, et au paragraphe §-I-I de l'ANNEXE-I; on pourra faire un calcul sans problème et ce en dressant les tableaux suivants pour chaque absorbeur .

A) ABSORBEUR-I-

X	Y	$10^{0.5}Y$	$1/Y-Y^2$
0,3510	0,9490	4,35	1,0586
0,3639	0,9808	8,13	1,0208
0,3748	1,0129	14,00	1,0011
0,3867	1,0551	25,00	0,9804
0,3986	1,0772	45,10	0,9688
0,4105	1,1094	79,20	0,9707
0,4224	1,1415	125,00	0,9837
0,5343	1,1736	186,00	1,0126
0,4462	1,2057	288,12	1,0897
0,4581	1,2378	510,00	1,3738
0,4700	1,2700	677,72	1,6883

Le pas h est égal à :

$$h = \frac{Y_2 - Y_1}{10} \quad (\text{Eq-III-6})$$

Ceci vient du fait qu'on a divisé l'intervalle (Y₁ , Y₂) en dix (10) parties égales.

Donc numériquement on a dans ce cas :

$$h = \frac{1,270 - 0,949}{10} = 0,0321 \text{ (Kg A/Kg B)}$$

D'où le nombre d'unité de transfert est :

$$(\text{N.U.T})_G = 0,3241$$

B) ABSORBEUR -2-

X	Y	$10^{+3} Y^*$	$1/Y - Y^*$
0,25	0,6760	0,55	1,4802
0,2601	0,7033	1,35	1,4246
0,2702	0,7305	2,28	1,3732
0,2802	0,7578	3,57	1,3259
0,2903	0,7851	4,92	1,2818
0,3005	0,8124	7,05	1,2417
0,3106	0,8396	10,53	1,2062
0,3207	0,8669	16,50	1,1759
0,3308	0,8942	26,10	1,1519
0,3409	0,9214	43,20	1,1387
0,3510	0,9490	64,44	1,1305

Dans ce cas , le pas h est de:

$$h = \frac{0,949 - 0,676}{10} = 0,0273 \quad (\text{Kg A/Kg B})$$

Et le nombre d'unité de transfert (N.U.T) relatif à la phase gazeuse est :

$$(N.U.T)_G = 0,345$$

C) ABSORBEUR-3-

X	Y	$10^{-4} Y^{**}$	$I/Y-Y^*$
0,149	0,4033	0,49	2,4798
0,1591	0,4306	0,82	2,3229
0,1692	0,4578	1,62	1,1849
0,1793	0,4851	2,81	2,0626
0,1894	0,5124	4,43	1,9534
0,1995	0,5397	8,22	1,8559
0,2096	0,5669	14,21	1,7683
0,2197	0,5942	25,44	1,6902
0,2298	0,6215	41,83	1,6200
0,2399	0,6487	66,00	1,5573
0,2500	0,676	96,81	1,5008

Le pas h pour cet absorbeur est de :

$$h = \frac{0,676 - 0,4033}{I_0} = 0,02727 \text{ (Kg A/Kg B) .}$$

Et par suite le nombre d'unité de transfert relatif à la phase gazeuse est :

$$(N.U.T)_G = 0,593$$

D) ABSORBEUR-4-

X	Y	$10^{+5} \cdot Y^*$	$I/Y - Y^*$
0,06380	0,1733	0,30	5,7704
0,07230	0,1963	0,54	5,0944
0,0808	0,2193	0,84	4,5601
0,0894	0,2423	1,80	4,1256
0,0979	0,2653	3,30	3,7698
0,1064	0,2883	5,55	3,4693
0,1149	0,3113	9,33	3,2133
0,1234	0,3343	14,93	2,9927
0,1319	0,3573	25,55	2,8008
0,1405	0,3803	46,60	2,6327
0,1490	0,4033	79,54	2,4844

Le pas h dans ce cas est de :

$$h = \frac{0,4033 - 0,1773}{10} = 0,023 \text{ (Kg A/Kg B)}$$

Et par conséquent le nombre de transfert de masse (N.U.T) de la phase gazeuse est de :

$$(\text{N.U.T})_G = 0,845$$

E) ABSORBEUR-5-

Puisque $0,0 < X < 0,0638$ cette solution est donc diluée , et par suite sa courbe d'équilibre est à peu près linéaire, et surtout si on la divise en deux tranches à savoir:

a) $0,00 < X < 0,0309$ (Kg A/Kg H_2O)

A partir de la relation Eq-II-37 , on calculera le N.U.T. d'une manière rapide , sachant que :

$$\begin{aligned} Y_1 &= 0,08887 \text{ (Kg A/Kg B)} \\ Y_1^* &= 18,22 \cdot 10^{-7} \text{ " } \\ Y_2 &= 37,00 \cdot 10^{-6} \text{ " } \\ Y_2^* &= 0,00 \text{ " } \end{aligned}$$

$$(Y-Y)_{\text{ml}} = \frac{0,08887 - 18,22 \cdot 10^{-7} - (37 \cdot 10^{-6} - 0,00)}{\ln \frac{0,08887 - 18,22 \cdot 10^{-7}}{37 \cdot 10^{-6} - 0,000}} = 1,14 \cdot 10^{-2} \text{ (Kg A/Kg B)}$$

D'où le nombre d'unité de transfert :

$$(\text{N.U.T})_G = \frac{0,08887 - 37 \cdot 10^{-6}}{1,14 \cdot 10^{-2}} = 7,784 .$$

b) $0,0309 < X < 0,0638$ (Kg A/Kg B)

$$Y_1 = 0,123 \text{ Kg A/Kg B}$$

$$Y_2 = 0,03887 \text{ KgA/KgB}$$

$$Y_1^* = 289,81 \cdot 10^{-7} \quad "$$

$$Y_2^* = 18,22 \cdot 10^{-7} \quad "$$

Et de la même manière qu'auparavant avec l'application de l'équation Eq-II-37, on obtient la moyenne logarithmique de la force motrice $Y-Y^*$ égale à :

$$(Y-Y^*)_{ml} = 1,26 \cdot 10^{-1} \quad (\text{Kg A/Kg B})$$

Ce qui nous donne un nombre d'unité de transfert égal à :

$$(N.U.T)_G = 0,6569 \quad .$$

Le nombre d'unité de transfert global est la somme des valeurs trouvées

$$(N.U.T)_G = 7,784 + 0,6569 = 8,441 \quad .$$

B) Calcul des hauteurs d'unités de transfert ;/

Les valeurs des hauteurs d'unités de transfert notés (H.U.T) sont données par les relations Eq-II-38,39,40 .

a) La formule semi-empirique Eq-II-38 nécessite la connaissance

-Du coefficient de diffusion:

Il est donné par la relation Eq-II-5 ; sachant que :

$$V_B = V_{air} = 29,9 \text{ cm}^3 / \text{mole.}$$

$$V_A = V_{HCl} = 32,9 \quad "$$

$$M_B = M_{air} = 29 \quad \text{grs}$$

$$M_A = M_{HCl} = 36,5 \quad \text{grs} \quad .$$

Par ailleurs , on suppose que la température T n'est autre que la température moyenne à l'intérieur de la colonne ; si on suppose qu cette dernière est de l'ordre de 40°C ; alors la température absolue est donc

$$T = 273 + 40 = 313^{\circ}\text{K}$$

Où le coefficient de diffusion a pour valeur :

$$D_{AB} = 0,0043 \cdot \frac{313)^{3/2}}{\left[32,9^{1/3} + 29,9^{1/3} \right]^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{36,5} + \frac{1}{29}}$$

$$= 0,148 \text{ cm}^2 / \text{s} = 1,48 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 / \text{s}$$

- Calcul du diamètre équivalent " d_e "

Comme on l'avait dit il représente le diamètre moyen des anneaux où circule le gaz , et est égal à :

$$d_e = 4 \frac{S}{a}$$

A.N:

$$d_e = 4 \cdot \frac{0,73}{2}$$

b) La formule Eq-II-40 nécessite la connaissance du nombre de **Sciff**; et il est donné par la relation:

$$Sc = \frac{\rho \cdot v}{\mu}$$

Où :

ρ = Est la vitesse dynamique du gaz en Kg/h.m .

μ = est la masse volumique du gaz en Kg/m³ .

A.N:

$$\rho = 0,0137 \text{ cps} = 0,0137 \cdot 10^{-2} \text{ poises}$$

$$\mu = 1,25 \cdot 10 \text{ grs/cm}^3 = 1,25 \text{ Kg/m}^3$$

$$Sc = \frac{0,0137 \cdot 10^{-2}}{1,25 \cdot 10^{-3} \cdot 0,148} = 0,74$$

C) Calcul des diamètres des colonnes , et les vitesses du gaz à l'entrée (en bas) de ces dernières .

On se baserant sur les relations du § II-4-I a savoir (A ;B) .

En se basant sur les relations du paragraphe II-4-I à savoir (A , B) on calculera la valeur de B celle ci nous permet de tire la valeur de A du garaphe $A = f(B)$, et à partir de cette valeur on tirera la vitesse d'engorgement , et par suite la vitesse du gaz , et la diamètre des colonne on consignera toutes les marches à suivre dans le tableau ci-dessus.

ABSORBEUR	1	2	3	4	5
G_B Kg B/h	238	238	238	238	238
$I+Y \frac{K K_G A+B}{K_G B}$	2,270	1,901	1,676	1,403	1,172
$G \frac{K_G A+B}{g_l h}$	540	452	399	334	279
$L \frac{K_G H_2O}{h}$	643	643	643	643	643
$B = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{I}{G}}$	0,042	0,050	0,057	0,068	0,081
$\Delta (lu)$	0,170	0,160	0,151	0,148	0,130
u_m m/s	3,19	3,11	3,03	3,01	2,81
u_G m/s	1,92	1,87	1,81	1,80	1,69
d cm	27	27	27	27	27

Remarque :

- La vitesse du gaz à été pris égale à 60% de la vitesse d'engorgement .
- On a pris un diamètre commun pour tous les absorbeurs, identique à celui de l'absorbeur -I- ; au faite les diamètres des quatres autres absorbeurs sont inférieur à 27 cm . Cette considération nous permet de s'éloigner de l'engorgement de ces absorbeurs .

Pour le calcul des hauteurs d'unitésde transfert (H.T.U) le suivi du tableau

ci-dessus explicitera très clairement ce calcul pour chaque absorbeur :

	I	2	3	4	5
L Kg/h	643	643	643	643	643
G gl	540	452	399	334	279
S m ²	0,0573	0,0573	0,0573	0,0573	0,0573
Kg/hm ²	11222	11222	11222	11222	11222
Kg/hm ²	9424	7888	6963	5829	4869
L lb/ft ² hr	2298	2298	2298	2298	2298
G lb/ft ² hr	1930	1615	1426	1194	997
H.T.U ft	0,82	0,78	0,75	0,71	0,67
H.T.U cm	25,20	24,00	23,00	22,00	20,00
H.T.U cm PRATT	22,35	21,38	20,72	18,03	17,24

Connaissant les N.U.T et H.UT consignés dans les deux précédents tableaux, le tableau ci-dessus les regroupe, et donne les hauteurs des garnissages des différents absorbeurs.

Cette hauteur n'est autre que le produit des H.T.U et des N.T.U.

ABSORBEUR	I	2	3	4	5
N.U.T	0,3241	0,3450	0,5930	0,8450	8,441
H.T.U cm	25,20	24,00	23,00	22,00	20,00
H _{gar} cm	8,17	8,28	13,64	18,59	168,82

La hauteur de garnissage nécessaire pour produire l'acide commercial 32% est donc la somme des (5) cinq hauteurs de garnissage; elle est donc égale à :

$$(H_{\text{gar}}) = 8,17 + 8,28 + 13,64 + 18,59 + 168,82 = 217,49 \text{ cm .}$$

C) Calcul de la production journalière :

D'après l'équation Eq-III-5 la production horaire est de:

$$\begin{aligned} P_h &= L.(I + X) \\ &= 643.(I + 0,47) = 945 \text{ Kg } (A+H_2O)/h \end{aligned}$$

La production journalière est donc;

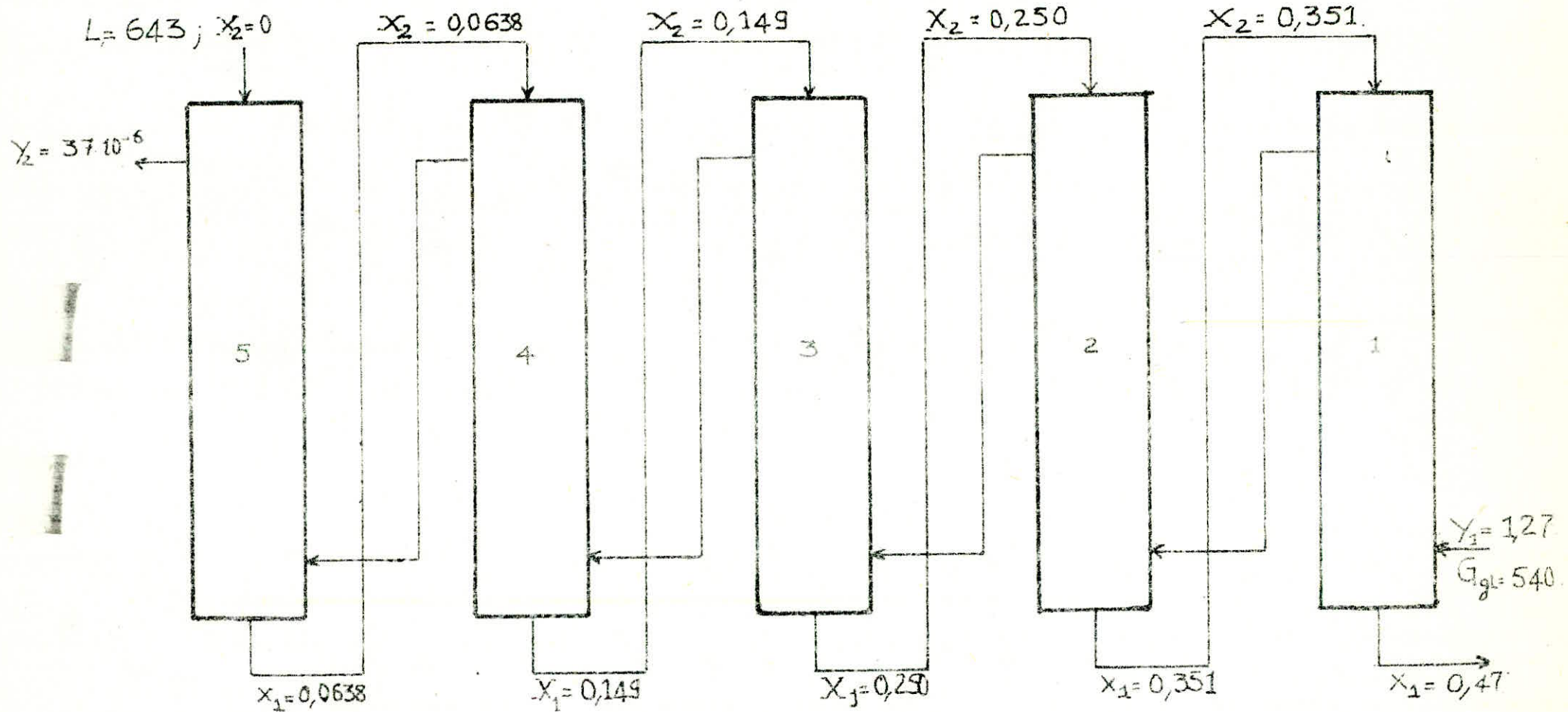
$$\begin{aligned} P_j &= 945 \cdot 24 = 22672 \text{ Kg d'acide } 32\% \cdot ; \\ &= 22,672 \text{ t/j .} \end{aligned}$$

Remarque :

-L'utilisation de l'unité c.g.s dans quelques parties de calcul est très importante, car elle nous permet de donner des précisions aux niveaux des hauteurs d'unités de transfert, et surtout au niveau des hauteurs des garnissages ;

-Pour produire la même quantité d'acide il nous faut cinq absorbeurs, en série d'une hauteur globale égale à 217,49 cm au lieu d'un seul de 58m. Voyons voir si on ne peut pas réduire ce nombre d'échangeur et leur hauteur globale ;

Schéma des cinq absorbeurs relatif à la 2^{ème} hypothèse.



- X en $\text{Kg A/Kg H}_2\text{O}$.
- Y en Kg A/Kg B .

fig-17.

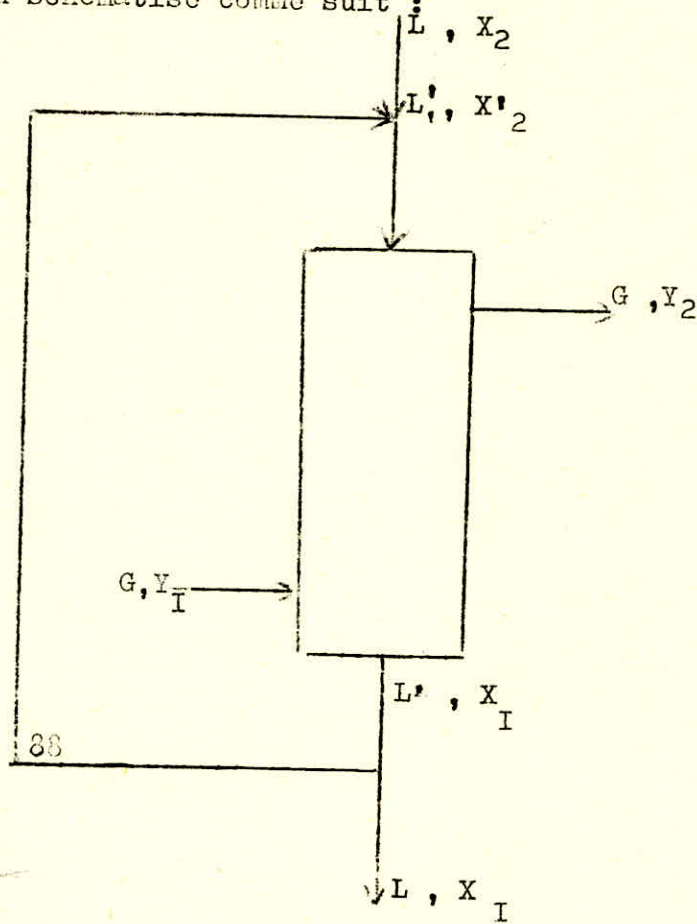
$L_s = 643 \text{ Kg H}_2\text{O/h}$
 $G_B = 238 \text{ Kg B/h}$

III-6 Troisième hypothèse :

Absorption non isotherme avec recyclage :

A) Notions générales sur le recyclage.

Soit une colonne d'absorption qui travaille avec un taux de recyclage , que l'on schématise comme suit :



Bilan partiel de la colonne :

$$L'X_2 + G.Y_I = L.X_I + G.Y_2 \quad (\text{Eq-III-6-1})$$

Bilan global de l'installtion:

$$L.X_2 + G.Y_I = L.X_I + G.Y_2 \quad (\text{Eq-III-6-2})$$

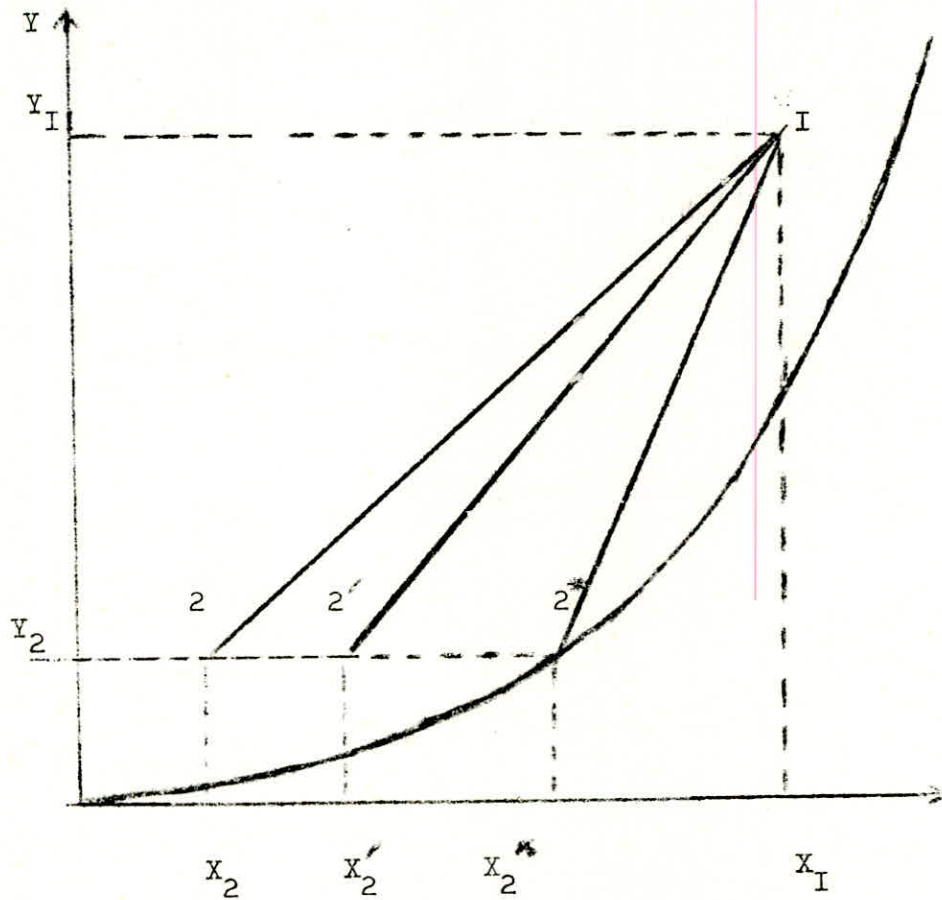
Et on a aussi :

$$L'.X_I + L.X_2 = (L'' + L).X'_2 \quad (\text{Eq-III-6-3})$$

$$L'(X_I - X'_2) = L.(X'_2 - X_I)$$

$$\frac{L''}{L} = \frac{X'_2 - X_I}{X_I - X'_2} \quad (\text{Eq-III-6-4})$$

Par définition le rapport $\frac{L''}{L}$ est appelé " taux de recyclage "



fig

Le taux de recyclage maximale est limité par la valeur X_2^* en équilibre avec Y_I .

Donc dans une colonne travaillant avec recyclage, la concentration X_2' à l'intérieur de la colonne est comprise entre X_2 et $X_2^*(Y_2)$ et qui s'écrit :

$$X_2 < X_2' < X_2^*(Y_2)$$

Puisque X_I, Y étant fixées, le point " I " l'est aussi, et par conséquent la droite $\frac{I_L}{E}$ peut pivoter autour de ce point, la concentration X_2' n'est autre que l'intersection de cette droite avec celle de Y_I

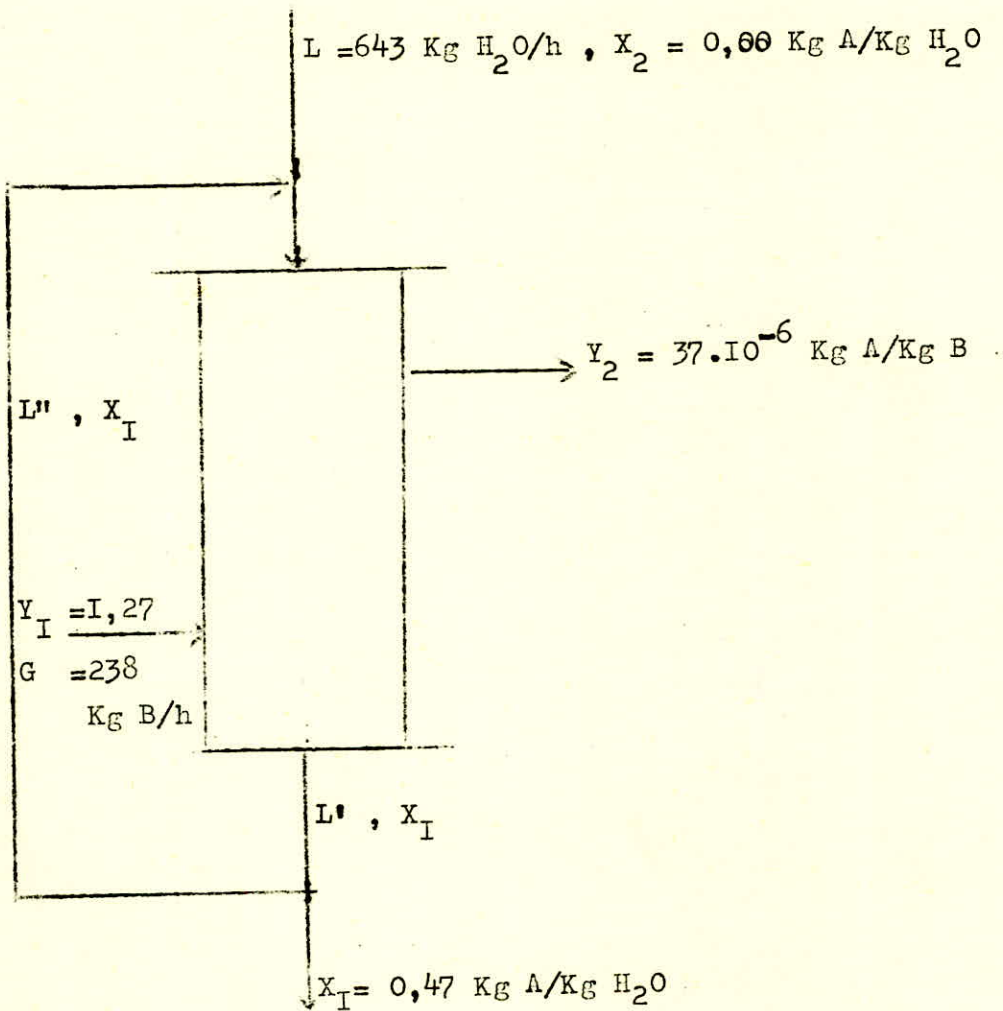
-Si $X_2' = X_2$, et d'après l'équation Eq-III-6-4 le taux de recyclage est nul, ce qui correspond à un recyclage minimal, par contre si $X_2' = X_2^*$ ce recyclage devient maximal.

B) Dimensionnement d'une installation avec recyclage .

Supposons que le taux de recyclage est de " 300 " ; fixé arbitrairement .

- Calcul de $\frac{L'}{G}$ (pente de la droite opératoire).

Pour cela on fait un bilan sur la colonne entière (conditions de fonctionnement) .



Au sommet de l'absorbeur on a :

$$L'' + L = L'$$

$$L'' \cdot X_1 + L \cdot X_2 = (L + L'') \cdot X_2$$

$$\left(\frac{L''}{L} \right) X_1 + X_2 = \left(1 + \frac{L''}{L} \right) \cdot X_2 \implies 3 \cdot X_1 + X_2 = 4X_2'$$

D'où enfin on a :

$$X'_2 = \frac{3X_1 + X_2}{4}$$

A.N.

$$X'_2 = \frac{3 \cdot 0,47 + 0,00}{4} = 0,3525 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

Ce qui nous permet de déterminer $\frac{L'}{G}$ à partir de l'équation Eq-III-6-I

$$\frac{L'}{G} = \frac{Y_1 + Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{1,27 - 37 \cdot 10^{-6}}{0,47 - 0,3525} = 10,8 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg B.}$$

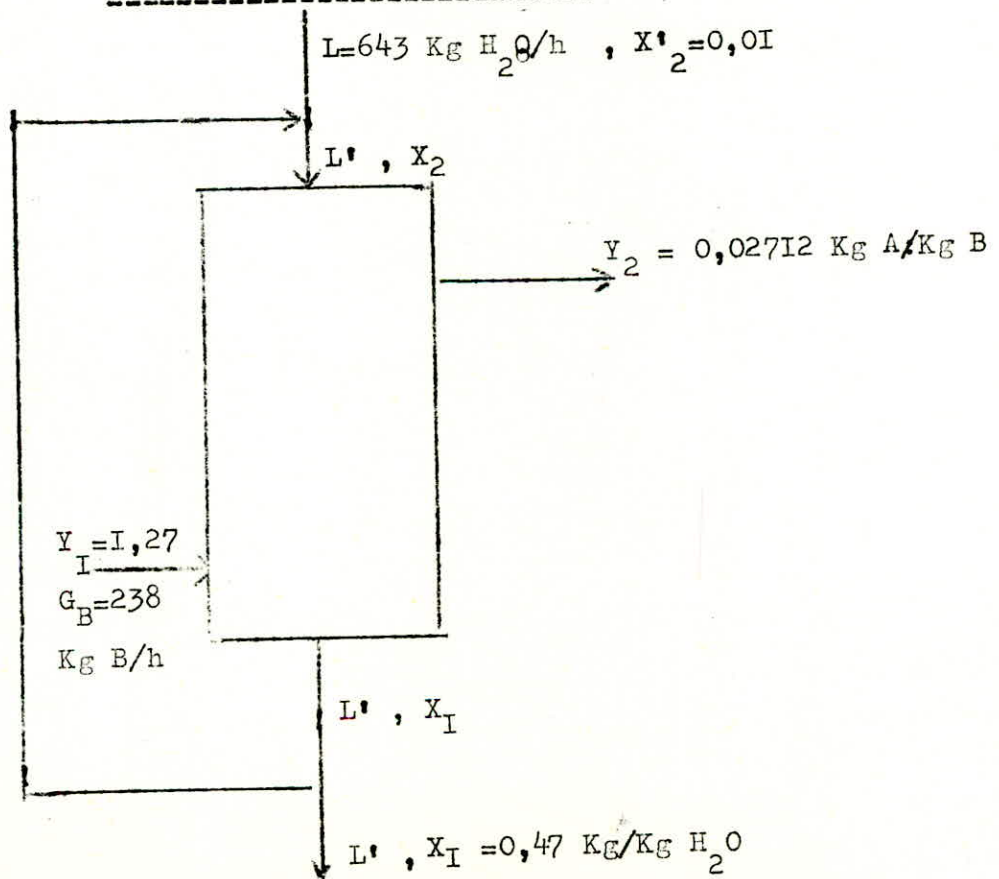
Or $G_B = 238 \text{ Kg B/h}$ $L' = 238 \cdot 10,8 = 2570 \text{ Kg H}_2\text{O/h}$

B-I) Etablissement des courbes d'équilibre ;

Les suppositions du § III-5 restent valable ici aussi ; à savoir on notera le dernier absorbeur " I " , la température de sortie de la concentration de production 32% reste inférieure à 65°C.

- Bilan sur la colonne -I-

- Conditions de fonctionnement .



Si l'on fixe la température de sortie de " $X_I = 0,47$ Kg A/Kg H_2O " inférieur ou égale à $64^\circ C$

On dimensionnera ce premier échangeur comme suit :

Au sommet de celui-ci on a :

$$L'_I = L''_I + 1$$

$$L'_I X_I + 1 \cdot X_I = (L''_I + 1) \cdot X_2$$

$$X_2 = \frac{3 \cdot X_I + X_I}{4} = \frac{3 \cdot 0,47 + 0,01}{4} = 0,355 \text{ Kg A/Kg } H_2O$$

Pour le calcul de Y on avait écrit que ;:

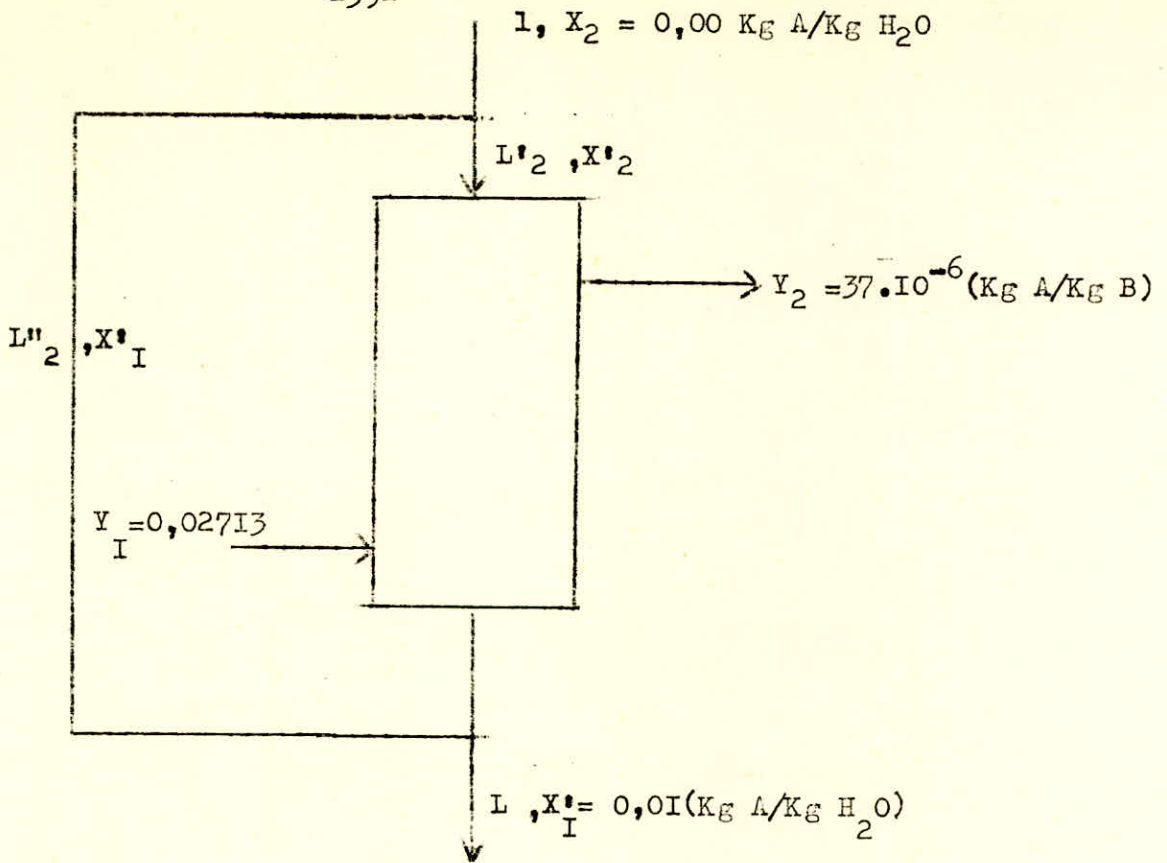
$$\frac{L'}{G} = \frac{Y_I - Y_2}{X_I - X_2} \implies Y = 0,02712 \text{ Kg A/Kg B}$$

Connaissant les concentrations d'entrée et de sortie ($0,355$ et $0,47$; Kg A/Kg H_2O) ; on établira le tableau suivant qui nous permet de construire la courbe d'équilibre .

X KgA/KgH ₂ O	0,355	0,369	0,389	0,408	0,429	0,449	0,47
C _p Kcal/kg°C	-----	0,635	0,632	0,628	0,620	0,610	0,600
ΔQ Kcal/Kg	-----	3,28	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1
Δt °C	-----	5,17	6,49	6,53	6,61	6,72	6,8
t °C	25	30,2	36,7	43,2	49,8	56,5	63,3
p mm Hg	4	9	15	36	82	148	245
Y KgA/KgB	0,0057	0,0151	0,0253	0,0626	0,148	0,290	0,595

- Bilan sur la colonne -2-

- Conditions de fonctionnement :



Au sommet de la colonne on a :

$$1 + L''_2 = L'_2$$

$$1 \cdot X_2 + L''_2 \cdot X_I = (1 + L''_2) \cdot X'_2$$

$$X'_2 = \frac{3 \cdot X_I + X_2}{4} = 0,0075 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

Pour vérifier si les calculs sont justes on calculera la concentration à la sortie de l'absorbeur (Y_2)

Un calcul similaire qu'auparavant donne une valeur de $37 \cdot 10^{-6}$ environ .

La courbe d'équilibre se représente en dressant le tableau suivant .

X Kg A/Kg H ₂ O	0,0075	0,0080	0,0090	0,0100
C _p Kcal/kg°C	-----	0,985	0,980	0,976
t °C	-----	0,205	0,41	0,41

t °C	25	25,2	25,6	26
$10^{+5} p$ mmHg	5,6	6,0	6,8	7,5
$10^{+8} \frac{Kg A}{Kg B}$ Y	9,32	9,93	11,2	12,4

B-2) Calcul des nombres d'unités de transfert .

La méthode est analogue à celle du § III-5-2 .

ABSORBEUR -I-

X	Y	$10^{+2} Y^*$	I/Y-Y*
0,355	0,02712	0,67	48,9720
0,3665	0,1522	1,05	7,0321
0,3780	0,2764	1,65	3,8460
0,3895	0,4006	2,60	2,6695
0,4010	0,5248	4,40	2,0799
0,4125	0,6490	7,10	1,7301
0,4240	0,7732	11,80	1,5363
0,4355	0,8974	18,00	1,3939
0,4470	1,0216	27,00	1,3305
0,4585	1,1458	39,80	1,3375
0,4700	1,2700	59,50	1,4815

Le pas h dans ce cas est de $h = \frac{1,27 - 0,02712}{10} = 0,1242 \text{ Kg A/Kg B}$

Et le nombre d'unité de transfert est de :

$$(N.U.T)_G = 5,460$$

ABSORBEUR -2-

A

En se basant sur le fait que la solution est très diluée pour approximer la courbe d'équilibre à une droite, le N.U.T est donné par l'équation Eq-II-37.

Sachant que :

$$Y_{I1} = 0,02712 \quad ; \quad Y_I^* = 12,41 \cdot 10^{-8} \text{ (Kg A/Kg B) } .$$

$$Y_2 = 37 \cdot 10^{-6} \quad ; \quad Y_2^* = 9,30 \cdot 10^{-8} \text{ (Kg A/Kg B) }$$

$$(Y - Y^*)_{m1} = 4,101 \cdot 10^{-3} \text{ (Kg A/Kg B) }$$

$$(N.U.T)_G = 6,61 .$$

B-3) Calcul des hauteurs d'unités de transfert .

a) Calcul des diamètres des colonnes et des vitesses du gaz .

La méthode de calcul et le raisonnement est identique à celle du § (III-5-2-B-c), la recherche des inconnues A, B se fait comme suit .

G KgB/h	L+YKgA+B/h	G KgA+B/h	L Kg/h	$B = \frac{L \cdot G}{G \cdot L}$	A (lu)	u m/s	u m/s	Dcm
238	2,27	540	2570	0,168	0,09	2,34	1,40	32
238	1,02712	245	2570	0,371	0,05	1,74	1,05	32

Pour le calcul des hauteurs d'unité de transfert le suivit du tableau ci-dessus donnera ces valeurs .

L KgH ₂ O/h	G KgA+B/h	Sm	L KgH ₂ O/hm	G KgA+B/hm	L lb/ft hr
2570	540	0,08	31975	6716	6546

2570	245	0,0804	31965	3047	6546
------	-----	--------	-------	------	------

G lb/ft hr g	SHERWOOD		PRATT
	H.T.U ft	H.T.U cm	E.T.U cm
1375	0,507	15,46	20,53
624	0 397	12 10	16 85

b) Calcul des hauteurs de garnissage .

Comme c'est déjà vu, elle est donnée par le produit du N.U.T et du H.U.T .
Le tableau suivant résume ce calcul .

N.U.T	5,46	6,61
H.U.T cm	20,53	16,85
H _{gar} cm	112,09	111,38

- Calcul de la production journalière .

De même que pour la production calculée dans l'hypothèse précédente , on calculera cette inconnue dans cette hypothèse .

L'utilisation de l'équation Eq-III-5 nous donne donc :

$$P_h = L \cdot (1 + X_{\text{sort}})$$

$$= 643 \cdot (1 + 0,47) = 945 \text{ Kg (A+H O) / h .}$$

Ce qui entraîne une production journalière :

$$P_j = 945 \cdot 24 = 22672 \text{ Kg D'acide 32% .}$$

$$= 22,672 \text{ t/j / .}$$

Remarque :

-La production reste inchangée , mais le nombre d'absorbant se réduit à deux seulement, et non cinq .

Schéma des deux absorbeurs (3^e hypothèse)

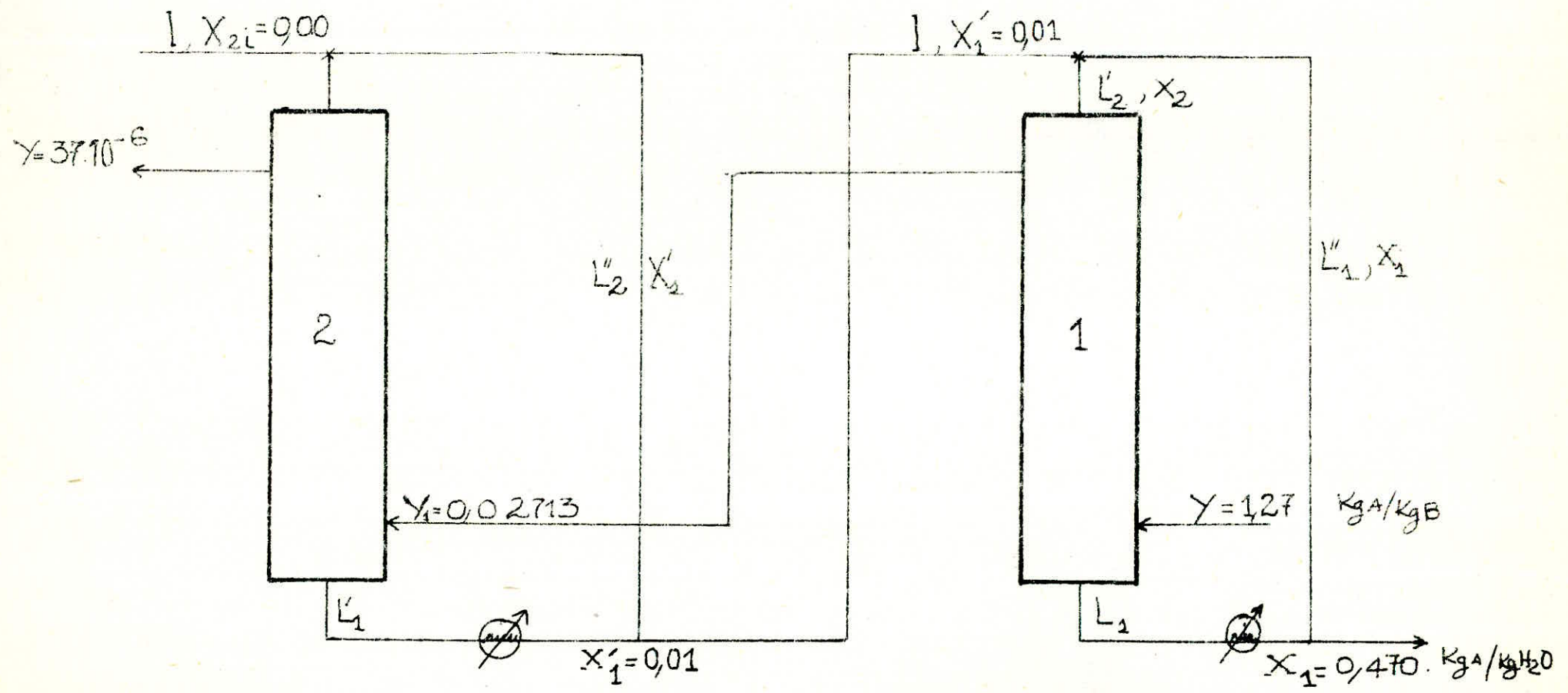


fig-

C H A P I T R E IV
0=0=0=0=0=0=0=0=0=0

Optimisation :

IV-1) Généralités :

L'optimisation , ou recherche de la meilleure façon de faire les choses revêt un intérêt certain dans le domaine de production . C'est ainsi que l'apparition de la recherche opérationnelle a donné un intérêt pour les techniques d'optimisation permettant de traiter les problèmes non solubles par les méthodes classiques . Nombre de ces techniques comme par exemple la programmation linéaire , et la programmation dynamique , ont fait l'objet d'une imposante littérature . Cependant seule une expérimentation est à elle seule , grâce aux renseignements qu'elle fournit de faire aboutir à la recherche d'un optimum d'une fonction , c'est pourquoi nous allons utiliser un schéma de recherche séquentielle qui nous permet de trouver notre optimum (minimum).

Cette recherche est basée sur deux techniques à savoir :

- technique dichotomique .
- technique de FIBONACCI .

Quelle que soit la méthode dichotomique , il en existe néanmoins une meilleure , c'est la méthode de recherche séquentielle de FIBONACCI dont le fonctionnement se trouve en annexe I .

IV-2) Estimation de l'intervalle de recherche de l'optimum :

a) Détermination de la borne inférieure :

Pour , et une fois de plus éviter tout phénomène de désorption (présent dès que $t = 70^{\circ}\text{C}$) , on fixera et d'une plus ou moins arbitraire la température maximale de la concentration à sa sortie du dernier absorbeur (solution 32%) à 64°C .

Connaissant cette température (64°C) , et la température d'entrée de la solution toujours au dernier absorbeur (25°C) ; on déterminera la concentration la concentration d'entrée d'une manière aisée par différence successive de température ; ou en traçant la courbe $t_{\text{entrée}} = f(X_{\text{sortie}})$

(cf ANNEXE II) .

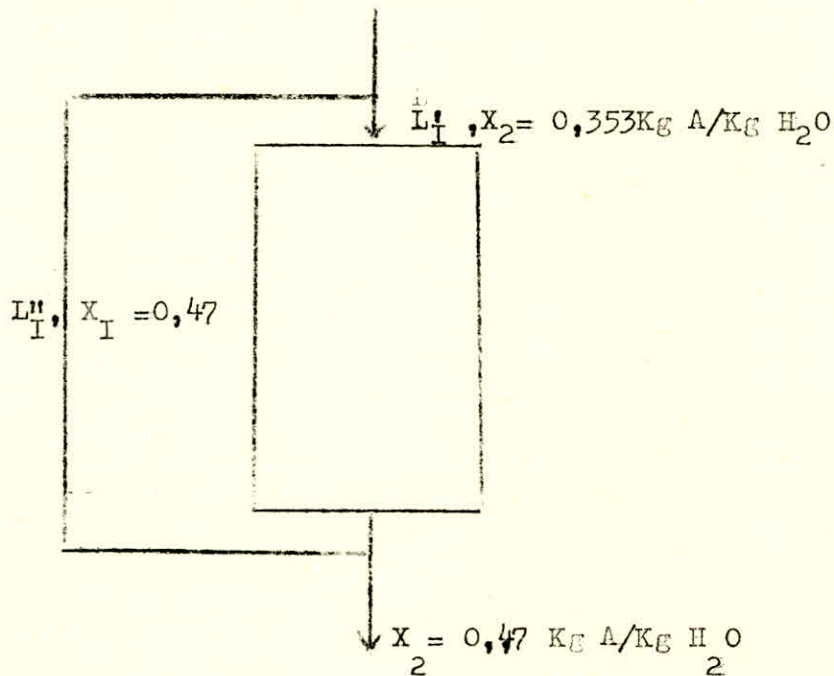
on remarque que :

Pour $X_2 = 0,351(\text{Kg A/Kg H}_2\text{O})$;	$t_s = 64,4^{\circ}\text{C}$
Pour $X_2 = 0,333$ " ;	$t_s = 70,9^{\circ}\text{C}$
Pour $X_2 = 0,316$ " ;	$t_s = 77,2^{\circ}\text{C}$

On trouvera que pour $t_g = 64^\circ\text{C}$; la concentration d'entrée " X_2 " est de l'ordre de 0,353, comme le confirme le tableau suivant .

$X_{Kg A/Kg H_2O}$	0,353	0,369	0,389	0,408	0,429	0,449	0,47
$C_p \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$	-----	0 635	0 632	0 628	0 620	0 610	0 600
$\Delta Q \text{ Kcal/Kg}$	-----	3,69	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1
$\Delta t \text{ }^\circ\text{C}$	-----	5,81	6,49	6,53	6,61	6,72	6,80
$t \text{ }^\circ\text{C}$	25	30,8	37,3	43,8	50,4	57,2	64,00

Conditions de fonctionnement .



Le bilan global sur cette colonne est :

$$1 + L_I^{II} = L_I^I$$

$$1 \cdot X_2 + L_I^{II} \cdot X_I = (1 + L_I^{II}) \cdot X_2 \quad X_I = (1 + L_I^{II} / 1) \cdot X_2 + (L_I^{II} / 1) \cdot X_I$$

Or $L_I^{II} / 1 = 3$ d'où $X_I = 4 \cdot X_2 + 3 \cdot X_I$

A.N:

$$X_I = 4 \cdot 0,353 - 3 \cdot 0,47 = 0,002 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

Donc la borne inférieure de l'intervalle de recherche est de 0,002 Kg A/Kg H₂O que l'on note dorénavant " a_I "

b) Détermination de la borne supérieure .

On remarque que la température de la solution sortante du premier absorbeur ne dépasse pas 26°C cf tableau page , le phénomène de désorption est loin d'y être .

La concentration " X_2' " à l'entrée du deuxième absorbeur est maximale si elle est égale à la concentration " X_2^* " en équilibre avec " Y_2 "

Connaissant " Y_2 " on calculera , la pression partielle d'HCL gaz surmontant la solution de concentration " X_2' " .

$$y_2 = \frac{a'}{1-a'} = 37 \cdot 10^{-6} \Rightarrow a' = 37 \cdot 10^{-6} \text{ Kg A/Kg A+B}$$

$$\text{Or } a' = \frac{36,5 y_2}{36,5 y_2 + (1-y_2) \cdot 29} \Rightarrow y_2 = \frac{29 \cdot 37 \cdot 10^{-6}}{36,499} = 2,94 \text{ fr. mol}$$

$$\text{D'où } p_{\text{HCL}} = y \cdot P_t = 2,94 \cdot 10^{-5} \cdot 760 = 0,0223 \text{ mm Hg}$$

Et en se reportant sur le graphe $p = f(t)$ en ANNEXE-II - et en se basant sur que la solution entre à 25°C. On lit que :

$$X_2' = X_2 = 0,177 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

Et par bilan sur la colonne 2 on déterminera la concentration maximale de sortie de cette même colonne .

$$X_1' = \frac{4 \cdot 0,177}{3} = 0,236 \text{ Kg A/kg H}_2\text{O}$$

Cette concentration est dorénavant notée b_I .

Donc l'intervalle de recherche est limité comme suit :

$$(a_I = 0,002 ; b_I = 0,236) .$$

IV-3) Recherche de l'optimum .

Connaissant l'intervalle de recherche , et en utilisant la méthode de FIB6 FIBONNACCI. on calculera la concentration sortante du premier absorbeur pour obtenir une hauteur minimale de l'installation .

-Etablissement de la serie de FIBONACCI.

Supposons qu'on la précision de recherche à 2,99%(3%); et en se basant sur la théorie en ANNEXE- I.- on donc :

$$I/F_N = 0,029 \Rightarrow F_N = 34 .$$

Appartir de ce nombre de FIBONACCI, on déterminera le nombre d'essai pour obtenir la concentration voulue par le tableau ci-dessus.

Nombres d'essai	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
N											
Nombres de FIB	1	1	2	3	5	8	13	21	34	55	89

Calculer l'espacement des deux premiers essais :

IV-3-I; Emplacement des deux premiers essais :

La longueur de l'intervalle initial l_I est de :

$$l_I = h_{II} - a_I = 0,236 - 0,002 = 0,234 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

Les concentrations " X_I " et " X''_I " se trouvent à une longueur " l_I " de chaque extrémité a_I, b_I .

Cette longueur est définie comme suit :

$$l_I = \frac{F_{N-2}}{F_N} \cdot L_I = \frac{13}{34} \cdot 0,234 = 0,0895 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

Les deux concentrations " X'_I " et " X''_I " sont donc :

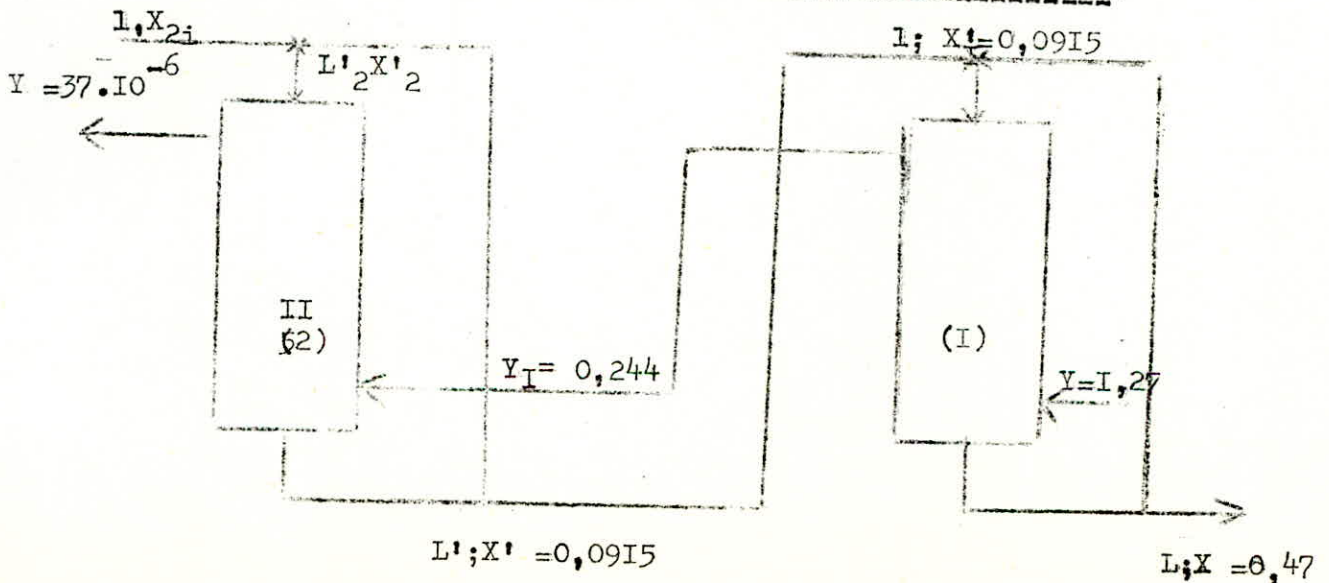
$$X'_I = a_I + l_I = 0,002 + 0,0895 = 0,0915 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

$$X''_I = b_I - l_I = 0,236 - 0,0895 = 0,1465 \text{ " "}$$

Calcul des hauteurs de garnissages respectives aux " X'_I " et " X''_I "

a) Pour la concentration $X'_T = 0,0915 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$

Conditions de fonctionnement et bilans



Bilan sur la colonne -1-

$$L + L''_1 = L'_1$$

$$L \cdot X'_1 + L''_1 \cdot X_1 = (L + L''_1) \cdot X_2 \quad X_2 = \frac{X'_1 + 3 \cdot X_1}{4}$$

$$\text{A.N:} \quad \frac{0,0915 + 3 \cdot 0,47}{4} = 0,375 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

$$\text{Or } (L:G) = \frac{X_1 - Y_2}{X_1 \cdot X_2} = 10,8 \Rightarrow Y_2 = 0,244 \text{ Kg A/Kg B}$$

Etablissement de la courbe d'équilibre

A l'aide des résultats ci-dessous on dressera le tableau suivant ; qui nous permettra d'établir la courbe d'équilibre, et par la suite le N.U.T.

X Kg A/Kg H ₂ O	0,375	0,389	0,408	0,429	0,449	0,47
C _p Kcal/Kg °C	-----	0,632	0,628	0,620	0,610	0,600
Q Kcal/Kg	-----	2,87	4,1	4,1	4,1	4,1
Δt °C	-----	4,57	6,53	6,61	6,72	6,8
t °C	25	29,5	36,0	42,7	49,4	56,2
n mm Hg	6,0	8,0	25,0	57,2	106,1	188,0
Y Kg A/Kg B	0,010	0,013	0,043	0,102	0,204	0,414

Bilan sur la colonne -2-

$$I + L''_2 = L'_2$$

$$L \cdot X'_2 + L''_2 \cdot X_1 = (L + L''_2) \cdot X'_2 \quad X'_2 = \frac{X_2 + 3 \cdot X_1}{4}$$

A.N:

$$X'_2 = \frac{0,0 + 3 \cdot 0,0915}{4} = 0,0686 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

Sachant que X'_2 = 0,0686, et entre à 25°C et que X'_1 = 0,0915 la représentation de la courbe d'équilibre se fait à partir du tableau ci-dessus.

X KgA/KgH ₂ O	0,0686	0,0753	0,0869	0,0915
C _p Kcal/Kg°C	---	0,865	0,850	0,845
ΔQ Kcal/Kg	-----	2,38	4,1	2,53
Δt °C	-----	2,75	4,80	2,99
t °C	25	27,8	32,6	35,6
IO ^{*2} mmHg	0,26	0,33	0,63	1,30
IO ^{+5*} $\frac{Y_{KGA}}{KGB}$	0,431	0,547	1,04	2,15

-Calcul des nombres d'unités de transfert .

A) ABSORBEUR -I-

X	Y	Y*	I/Y-Y*
0,3750	0,2440	0,010	4,2735
0,3845	0,3466	0,011	2,9797
0,3940	0,4492	0,017	2,3137
0,4035	0,5518	0,030	1,9164
0,4130	0,6544	0,050	1,6545
0,4225	0,7570	0,077	1,4706
0,4320	0,8596	0,114	1,3412
0,4415	0,9622	0,158	1,2435
0,4510	1,0648	0,216	1,1781
0,4605	1,1674	0,303	1,1569

Le pas hvaut:

$$h = \frac{I,27 - 0,244}{IO}$$

$$= 0,1026$$

Et le N.U.T est

de 1,829 .

B) ABSORBEUR -2-

Vu que les solutions sont diluées, et que les concentrations sont trop proches l'une de l'autre (0,0686 ; 0,0915); on peut assimiler la courbe d'équilibre à une droite; le N.U.T est donc donné par la relation Eq-II-37.

Tout calcul fait donne $(Y-Y)_{ml} = 2,7355 \cdot 10^{-2} \text{ Kg A/Kg B}$

Le nombre d'unité de transfert quand à lui est de 8,918.

b) Pour la concentration $X'' = 0,01465 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$.

Bilan sur la colonne -I-

Tous les raisonnements et les calculs sont similaires qu'auparavant. Pour cette colonne on trouve que :

$$X_2 = 0,389 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

Et

$$Y_2 = 0,3952 \text{ Kg A/Kg B}$$

Bilan sur la colonne -2-

On trouve pour cette colonne les concentrations suivantes :

$$X_2' = 0,1098 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

On vérifie que Y_2' est égale à peu près à $37 \cdot 10^{-6} \text{ Kg A/Kg B}$.

-Etablissement des courbes d'équilibre.

On procédera comme dans les cas des deux hypothèses déjà vu. On aura les tableaux ci-dessus qui nous fournissent les renseignements pour le tracé des courbes.

A) ABSORBEUR -I-

X Kg A/Kg H ₂ O	0,389	0,408	0,429	0,449	0,470
C Kcal/Kg °C	---	0,628	0,620	0,610	0,600
Q Kcal/Kg	---	4,1	4,1	4,1	4,1
t °C	---	6,53	6,61	6,72	6,8

t °C	25	31,5	38,1	44,9	51,7
P mmHg	7,0	18,3	43,0	82,2	151,1
* Y KgA/KgB	0,012	0,031	0,075	0,152	0,309

B) ABSORBEUR -2- .

X KgA/KgH ₂ O	0,11	0,123	0,136	0,1465
C Kcal/Kg°C	---	0,810	0,795	0,785
Q Kcal/Kg	---	4,1	4,1	4,1
t °C	---	5,06	5,16	4,06
t °C	25	30,1	35,3	39,4
P mmHg	0,006	0,017	0,042	0,081
* Y KgA/KgB . 10 ⁺⁵	0,993	2,820	6,962	13,421

6-Calcul des nombres de transfert .

A) ABSORBEUR -I- /.

X	Y	Y	I/Y-Y
0,1890	0,3952	0,012	2,6092
0,3971	0,4827	0,018	2,1519
0,4052	0,5702	0,027	1,8409
0,4133	0,6576	0,040	1,6192
0,4214	0,7451	0,056	1,4512

0,4295	0,8326	0,076	1,3217
0,4376	0,9201	0,104	1,2253
0,4457	1,0076	0,136	1,1473
0,4538	1,0950	0,176	1,0881
0,4619	1,1825	0,232	1,0521
0,4700	1,2700	0,309	1,0505

Le pas h est de : $0,08748 \text{ Kg A/Kg B}$.

Donc le N.U.T vaut 1 2839 .

B) ABSORBEUR -2-

Vu que le domaine de variation de la concentration X n'est pas assez important on peut assimiler la courbe d'équilibre à une droite et l'équation Eq-II-37 nous fournit la valeur du nombre d'unité de transfert

$$(N.U.T)_G = 9,5914 .$$

-Calcul des hauteurs d'unité de transfert .

Le calcul du H.U.T se fait d'une manière similaire que celui du §-III-4 et §-III-5 . D'ailleurs le tableau suivant en montrera cette évaluation .

ABSORBEUR	1	2	1	2
66				
$G_B \text{ KgB/h}$	238	238	238	238
$I+YK_G A+B/h$	2,27	1,244	2,27	1,395
$L \text{ KgH}_2\text{O/h}$	2570	2570	2570	2570
$G_G \text{ KgA+B/h}$	540	296	540	332

$S \text{ m}^2$	6,0804	0,0804	0,0804	0,0804
$L \text{ Kg/h} \cdot \text{m}^2$	31965	31965	31965	31965
$G_{gl} \text{ Kg/hm}^2$	6717	3682	6717	4129
$L \text{ lb/ft}^2 \text{ hr}$	6546	6546	6546	6546
$G \text{ lb/ft}^2 \text{ hr}$	1375	754	1375	846
$H.T.U \text{ ft}$	0 507	0 421	0 507	0 440
$H.T.U \text{ cm}$	15 46	12 83	15 46	13 30
$H.T.U \text{ cm}$	20,53	16,67	20,53	18,18

- Calcul des hauteurs de garnissage .

Le tableau ci-dessus donnera le produit $N.U.T \cdot H.U.T = H_{gar}$

N.U.T	1,829	8,918	1,2839	9,5910
$H.U.T \text{ cm}$	20,53	16,67	20,53	18,18
H	37,55	157,58	26,36	172,89

On remarque que la hauteur totale de l'installation Σh est telle que :

Pour $X'_I = 0,0919 \text{ KgA/KgH}_2\text{O}$ $(\Sigma h)'_I = 195,13 \text{ cm}$.

Pour $X''_I = 6,1465$ " $(\Sigma h)''_I = 200,66 \text{ cm}$.

Ceci montre que plus on tend vers b_I plus Σh croit , et par conséquent on s'éloigne de l'optimum (Minimum) ; donc le minimum se trouve dans l'intervalle (b_I, X''_I) .

IV-3-2) Emplacement des deux seconds essais .

La methode est strictement la même qu'auparavant (cf SIV-3-I) seule l'intervalle et sa longueur changent .

Comme c'est prévu le nouveau intervalle est (a_I, X''_I) ; il a pour longueur L_2 telle que :

$$L_2 = \frac{F_{N-I}}{F_N} l = \frac{2I}{34} \cdot 0,234 = 0,1445 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

Où $L_2 = X''_I - a_I = 0,1465 - 0,002 = 0,1445$ "

Les positions de ces deux essais se trouvent à l_2 de chacune des extrémités a et X'' où l se calcule comme suit :

$$l_2 = \frac{F_{N-3}}{F_{N-I}} L_2 = \frac{8}{2I} \cdot 0,1445 = 0,055 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

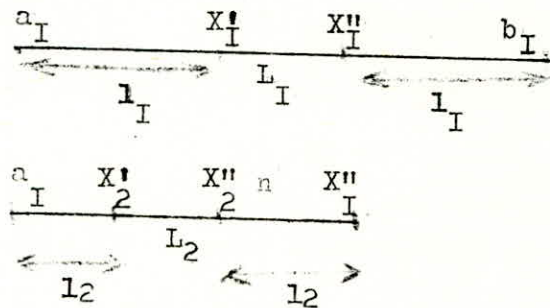
Les nouvelles concentrations des essais sont donc :

$$X'_{I2} = a_I + l_2 = 0,002 + 0,055 = 0,057 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

$$X''_{I2} = X''_I - l_2 = 0,1465 - 0,055 = 0,0915$$
 "

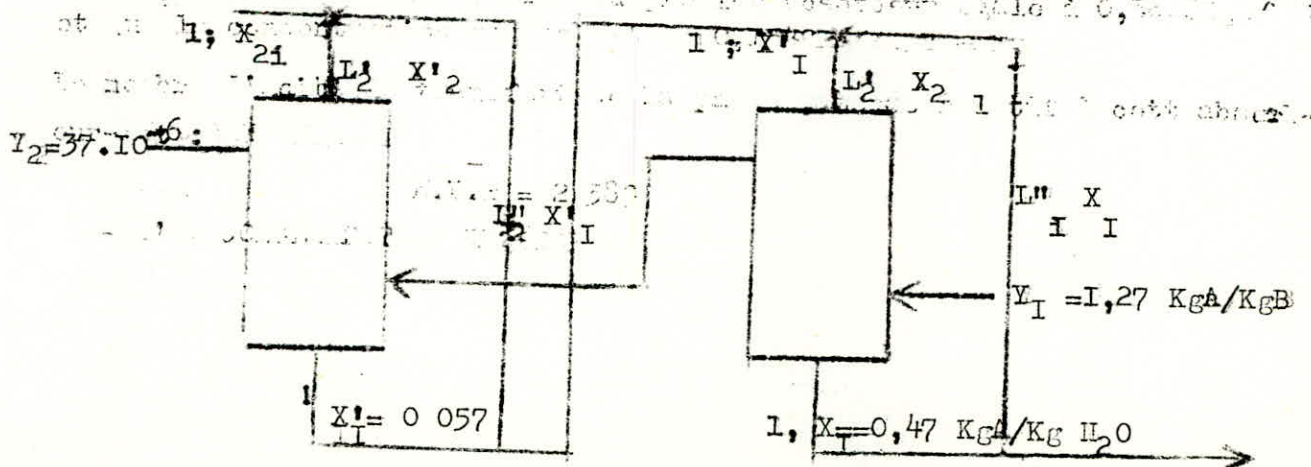
On remarque que X''_{I2} n'est autre que X'_I .

Schématiquement on représente tous ces résultats sur l'axe suivant :



Connaissant ces deux concentrations, on peut dimensionner les deux absorbeurs cités au début de cette hypothèse.

a) Pour $X'_{I2} = 0,057 \text{ kg/kg H}_2\text{O}$



Bilan sur la colonne -1- .

$$1 + L_1^u = L_1^d$$

$$1 \cdot X_1^d + L_1^u \cdot X_1^d = (1 + L_1^u) \cdot X_2 \quad X_2 = \frac{X_1^d + 3 \cdot X_1^d}{4}$$

A.N:

$$X_2 = \frac{0,057 + 3 \cdot 0,47}{4} = 0,3668 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

et $L^d/G = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = 10,8 \quad Y_2 = 0,1549 \text{ Kg A/Kg B}$.

Bilan sur la colonne -2-

$$1 + L_2^u = L_2^d$$

$$1 \cdot X_2^d + L_2^u \cdot X_1^d = (1 + L_2^u) \cdot X_2^d \quad X_2^d = \frac{X_2^d + 3 \cdot X_1^d}{4}$$

A.N: $X_2^d = 0,04275 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$

- Etablissement des courbes d'équilibre .

A) ABSORBEUR - I -

Les courbes d'équilibres se trace à partir des tableaux suivants :

X KgA/KgH ₂ O	0,367	0,369	0,389	0,408	0,429	0,449	0,470
C Kcal/(Kg)°C	-----	0,635	0,632	0,628	0,620	0,610	0,600
Q Kcal/Kg	-----	0,628	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1
t °C	-----	0,987	6,49	6,53	6,61	6,72	6,8
t °C	25	26	32,5	39,0	45,6	52,3	59,1
10 ⁴ P mmHg	5,5	6,4	12,0	33,1	68,0	128,0	214,0
Y KgA/KgB	0,00917	0,0107	0,0202	0,0571	0,1237	0,2549	0,4933

B) ABSORBEUR - 2 -

$X \text{ Kg A/KgH}_2\text{O}$	$C_P \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$	$Q \text{ Kcal/Kg}$	$t \text{ }^\circ\text{C}$	$t \text{ }^\circ\text{C}$	10^{+4} mmHg	$Y 10^{+6}$
0,04275	-----	-----	-----	25	10	1,656
0,0526	0,895	3,69	4,12	29,1	16	2,649
0,057	0,890	1,6	1,8	30,9	24	3,975

-Calcul des nombres d'unité de transfert .

A) ABSORBEUR - I -

X	Y	Y	$1/Y-Y^*$
0,3670	0,1549	0,00917	6,8620
0,3773	0,2664	0,01400	3,9619
0,3876	0,3779	0,02340	2,8209
0,3979,3979	0,4894	0,03800	2,2153
0,4082	0,6009	0,05730	1,8396
0,4185	0,7124	0,08400	1,5913
0,4288	0,8239	0,12370	1,4282
0,4391	0,9355	0,1790	1,3219
0,4494	1,0469	0,2549	1,2626
0,4597	1,1585	0,3670	1,2634
0,4700	1,2700	0,4933	1,2875

Le pas h est de ;

$$h = \frac{1,27 - 0,1549}{10} = 0,11151 \text{ KgA/KgB}$$

Alors le nombre d'unité de transfert est de :

$$(N.U.T)_G = 2,389$$

B) ABSORBEUR - 2 -

Puisque la variation de X concentration liquide est faible on assimilera la courbe d'équilibre à une droite, et par conséquent le N.U.T est donné par la relation Eq-II-37 .

Sa valeur est de :

$$(N.U.T)_G = 8,386$$

-Calcul des hauteurs d'unité de transfert .

De même qu'au paravant ces valeurs sont données par le suivit du tableau ci-dessus .

$G_B \text{ KgB/h}$	$I+Y \text{ KgA+B/KgB}$	$G_{G1} \text{ KgA+B/h}$	$L \text{ KgH}_2\text{O/h}$	$S \text{ m}^2$	$L \text{ Kg/h.m}^2$
238	1,27	540	2570	0,0804	31965
238	1,1549	275	2570	0,0804	31965

$G \text{ Kg/h.m}$	$L \text{ lb/ft .hr}$	$G \text{ lb/ft .hr}$	H.T.U	H.T.U.I	H.T.U
6716	6546	1375	0,507	15,461	20,53
3420	6546	982	0,457	13,93	17,34

- Calcul des hauteurs de garnissage .

Elles sont données par le produit du N.U.T et du H.T.U .

2,389

8,386

ABSORBEUR!	I	2
N.U.T	2,389	8,453
H.U.T cm	20,53	17,34
$\frac{H}{cm}$ gar	49,05	145,41

La hauteur globale de l'installation est la somme des deux hauteurs .

$$h_{g1} = 194,46 \text{ cm} .$$

b) Pour $X''_2 = 0,0915 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$

La hauteur globale de l'installation a été déjà calculée dans l'exemple précédent , et elle vaut :

$$h_{g1} = 195,13 \text{ cm} .$$

Conclusion : On remarque que $(h)_{X'_2}$ $(h)_{X''_2}$ ce qui implique que le nouveau intervalle L_3 se limite comme suit ; car le minimum se trouve du côté de X'_2 .

$$L_3 (a_I ; X''_2) = (a_I ; X'_I)$$

IV-3-3) Emplacement des deux essais dans l'intervalle L_3

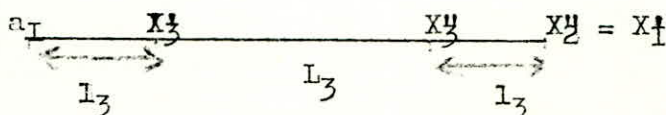
D'une manière similaire qu'auparavant on calculera :

$$-L_3 = \frac{F_N - 2}{F_N} \cdot L_I = \frac{13}{34} \cdot 0,234 = 0,0895 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

Ou

$$L_3 = L_2 - l_2 = 0,1445 - 0,055 = 0,0895 \quad \text{" "}$$

$$-l_3 = \frac{F_N - 4}{F_N} \cdot l_2 = \frac{5}{34} \cdot 0,0895 = 0,0344 \quad \text{" "}$$



Les nouvelles concentrations de recherche sont donc :

$$X_3^I = a_{I+1} = 0,002 + 0,0344 = 0,0364 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O} .$$

$$X_3^{II} = X_2^{II} - l_3 = 0,0915 - 0,0344 = 0,057 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

Connaissant ces concentrations , on calculera d'une manière similaire qu' auparavant les hauteurs de garnissage pour chacune des concentrations.

ON trouve :

$$\text{Pour } X_3^I = 0,0364 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O} \quad (\sum h)_{X_3^I} = 194,24 \text{ cm.}$$

$$\text{Pour } X_3^{II} = 0,057 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O} \quad (\sum h)_{X_3^{II}} = 194,46 \text{ cm.}$$

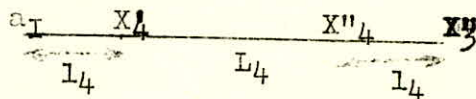
Conclusion: On remarque que $(\sum h)_{X_3^{II}} > (\sum h)_{X_3^I}$; Donc le nouveau intervalle L_4 est définie comme suite:

IV-3-4) Emplacement des essais dans l'intervalles L_4 .

D'après les résultats d'au-dessous L_4 est définie comme suit :

$$L_4 : (a_I , X_3^{II}) = (a_I , X_2^I)$$

Schématiquement on le présente :



La longueur de l'intervalles L_4 est donnée par les relations suivantes :

$$L_4 = L_3 - l_3 = 0,0895 - 0,0344 = 0,055 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O} /$$

Ou:

$$L_4 = \frac{F_{N-3}}{F_N} \cdot L_I = \frac{8}{34} \cdot 0,234 = 0,055 \quad "$$

Et:

$$l_4 = \frac{F_{N-5}}{F_{N-3}} \cdot L_4 = \frac{3}{8} \cdot 0,055 = 0,020625 \quad "$$

Les concentrations X_4^I et X_4^{II} sont donc :

$$X_4^I = a_I + l_4 = 0,002 + 0,020625 = 0,022625 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O} .$$

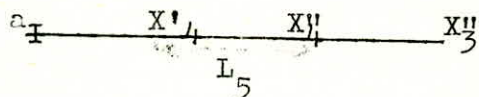
$$X_4^{II} = X_3^{II} - l_4 = 0,057 - 0,020625 = 0,0364 \quad "$$

On trouve les hauteurs de garnissage pour chacune des concentrations comme suit :

Pour $X'_4 = 0,022625 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$ $(\sum h)_{X'_4} = 199,08 \text{ cm}$;

Pour $X''_4 = 0,0364$ $(\sum h)_{X''_4} = 194,24 \text{ cm}$.

Conclusion: On remarque que $(\sum h)_{X'_4} > (\sum h)_{X''_4}$, ce qui nous permet de conclure que L est définie comme suit :



IV-3-5) Emplacement des essais dans l'intervalle " L₅ "

La longueur de L₅ est :

$$L_5 = L_4 - 2l_4 = 0,055 - 2 \cdot 0,020665 = 0,01375 \text{ KgA/KgH}_2\text{O}$$

Et les concentrations X'₅ et X''₅ sont donc /:

$$X'_5 = X'_4 + l_5 = 0,022625 + 0,0055 = 0,028125 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

$$X''_5 = X''_4 - l_5 = 0,0364 - 0,0055 = 0,309 \quad "$$

$$\text{Car } l_5 = \frac{F_{N-6} L_5}{F_{N-4}} = \frac{2}{5} \cdot 0,01375 = 0,0055 \quad "$$

On remarque qu'aucune des deux concentrations n'est identique à une déjà vu, ce qui entraîne qu'on calculera les hauteurs de garnissage pour chacune d'elles ; toutefois la méthode reste identique que celle déjà vu. Et on trouve que :

Pour $X'_5 = 0,0281 \text{ KgA/KgH}_2\text{O}$; $(\sum h)_{X'_5} = 196,22 \text{ cm}$.

Pour $X''_5 = 0,0309$ " ; $(\sum h)_{X''_5} = 195,65 \text{ cm}$.

Conclusion : On remarque que $(\sum h)_{X'_5} > (\sum h)_{X''_5}$, ce qui entraîne que le nouveau intervalle est du côté de X''₅ et il est définie comme suit:



IV-3-6) Emplacement des essais dans l'intervalle L₆

La longueur de L₆ est de :

$$L_6 = L_5 - l_5 = 0,01375 - 0,0055 = 0,00825 \text{ KG A / KG H}_2\text{O}$$

Ou ::
$$L_6 = \frac{F_{N-5}}{F_{N-4}} \cdot L_5 = \frac{3}{5} \cdot 0,01375 = 0,00825 \text{ "}$$

et
$$l_6 = \frac{F_{N-7}}{F_{N-5}} \cdot L_6 = \frac{1}{3} \cdot 0,00825 = 0,00275 \text{ "}$$

Les concentrations X'₆ et X''₆ sont donc :

$$X'_6 = X'_5 + l_6 = 0,00275 + 0,0281 = 0,0309 \text{ KG A / KG H}_2\text{O}$$

$$X''_6 = X''_4 - l_6 = 0,0364 - 0,00275 = 0,03365 \text{ "}$$

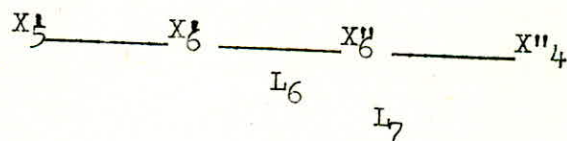
Et de la même manière on calculera les hauteurs de garnissage on trouve :

Pour X'₆ = 0,03365 KG A / KG H₂O ; (h)_{X'₆} = 195,65 cm

Pour X''₆ = 0,0309 " ; (h)_{X''₆} = 195,61 cm

Conclusion: Ceci nous conduit à dire que (h)_{X'₆} > (h)_{X''₆}

et par conséquent L₇ est du côté de X''₆, et il est définie comme suit :



IV-3-7) Emplacement des essais dans l'intervalle L₇

Tout d'abord sa longueur et qui vaut :

$$L_7 = L_6 - l_6 = 0,00825 - 0,00275 = 0,0055 \text{ KG A / KG H}_2\text{O}$$

Ou:
$$L_7 = \frac{F_{N-6}}{F_{N-5}} \cdot L_6 = \frac{22}{3} \cdot 0,00825 = 0,0055 \text{ "}$$

$$l_7 = \frac{F_{N-8}}{F_{N-6}} \cdot l_7 = \frac{1}{2} \cdot 0,0055 = 0,00275 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O} .$$

Les nouvelles concentrations de recherche sont donc :

$$X_7' = X_6' + l_7 = 0,0309 + 0,00275 = 0,0336 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O} .$$

$$X_7'' = X_4'' - l_7 = 0,0364 - 0,00275 = 0,0336 \quad "$$

Les hauteurs de garnissage respectives à ces concentrations sont identiques et elles valent 195,61 cm .

CONCLUSION GENERALE:

On remarque qu'à partir ces calculs de IV-3-I à IV-3-7 que la hauteur globale de l'installation est minimale pour une concentration sortante du premier absorbeur égale à 0,057 Kg A/Kg H₂O .

La hauteur de chaque colonne est :

Première colonne : $H_{g1} = 49,05 \text{ cm} .$

Deuxième colonne : $H_2 = 145,41 \text{ cm} .$

Et la hauteur globale de l'installation est :

$$H_{g1} = H_1 + H_2 = 49,05 + 145,41 = 194,46 \text{ cm} .$$

En résumé tout les résultats du § IV-3 dans le tableau suivant :

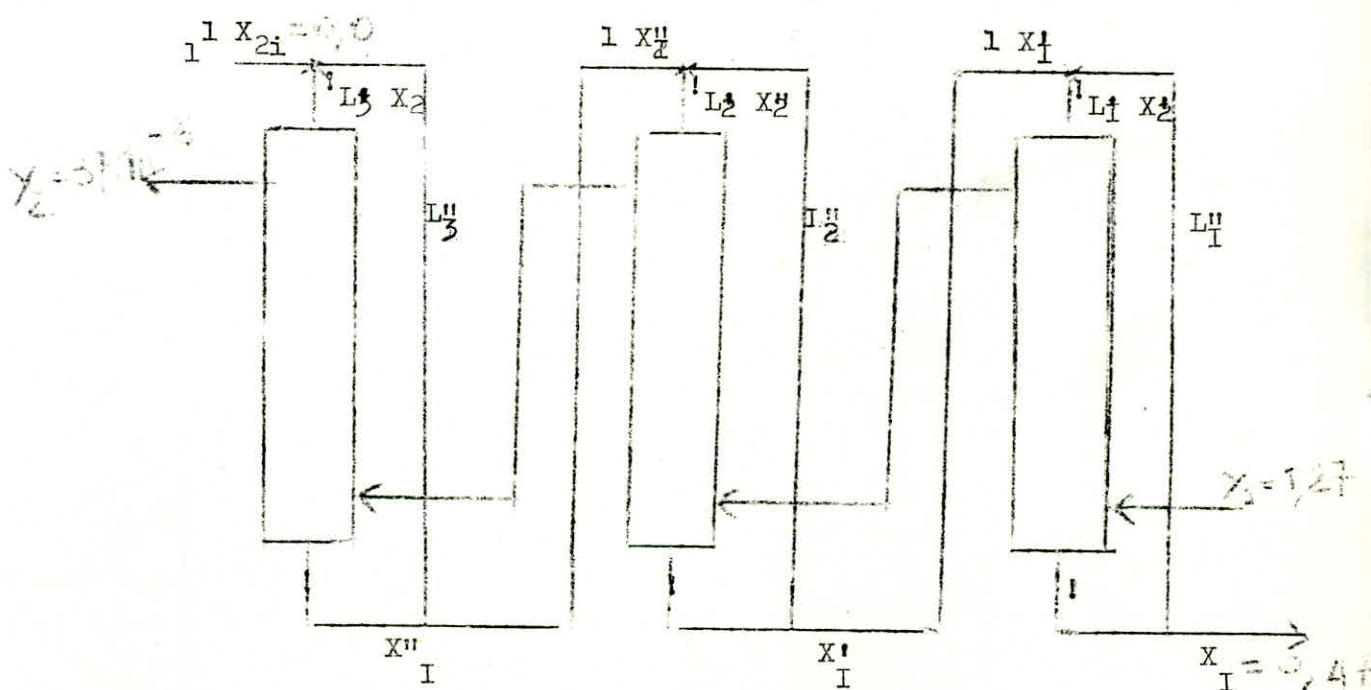
i	L_i	l_i	X_i'	h_I cm	h_2 cm	h_{ii} cm	X_i''	h_I cm	h_2 cm	h_{ii} cm
I	0,234	0,0895	0,0915	37,55	157,58	195,13	0,1465	26,36	174,39	200,75
2	0,1445	0,0550	0,0570	49,05	145,41	194,54	0,0915	37,55	157,58	195,13
3	0,0895	0,0344	0,0364	59,78	135,46	195,24	0,0570	49,05	145,41	194,54
4	0,0550	0,0206	0,0226	73,49	125,59	199,08	0,0364	59,78	135,46	195,24

5	0,01375	0,0055	0,0281	66,06	130,16	192,22	0,0309	63,55	132,10	195,65
6	0,00825	0,00275	0,0309	63,55	132,10	195,65	0,0336	61,80	133,81	195,61
7	0,0055	0,00275	0,0336	61,80	133,81	195,61	0,0336	61,80	133,81	195,61

IV-4) Optimisation d'une cascade de trois colonne .

Le but de ce travail est de remplacer une colonne réfrigérée à l'extérieur par une série de colonnes, entre lequel on placera entre chaque deux colonne un réfrigérant approprié, qui permettra de refroidir la solution à 25°C ; avant l'entrée de chaque colonne .

L'étude s'est portée sur deux colonne en série ; voyons voir l'étude d'une série de trois colonne .



Dans le cas de deux absorbeurs on avait trouver une installation optimal dans le cas présent il devient un peu difficile de la trouver du faite que une installation optimal necessitent la connaissance simultannée des concentrations X''_I et X'_I sortie du premier et du deuxième absorbeur . En se contentera ici de prendre des exemple plus ou moins arbitraire. En se basant toujours sur le faite que la température de sortie est limitée est de 64 °C environon pourra determiner certains limites de concentration

A) Bornes pour les concentrations X_I^I et X_I^{II}

Pour la colonne I on a démontré que la concentration X_2^I entrante au sommet de cette colonne est toujours supérieur ou égale à 0,353 KgA/KgH₂O (cf § IV-3), un bilan sur la colonne I nous permet de trouver la concentration X_I^I (sortie de l'absorbeur 2):

$$L''_I + 1 = L^I_I$$

$$L'' \cdot X_I^I + 1 \cdot X_I^I = (L'' + 1) \cdot X_2^I \quad \text{* } X_I^I = \frac{4 \cdot X_2^I - 3 \cdot X_I^I}{1} \quad (\text{EqIV-4-1})$$

Puisque X_2^I peut prendre tout les valeurs entre 0,353 et 0,47, donc la limite supérieure est indéfinie ; on prendra et d'une manière arbitraire une valeur remarquable: $X_2^I \text{ max} = 0,449$ donc:

Pour $X_2^I = 0,353$ KgA/KgH ₂ O	;	$X_I^I = 0,002$ KgA/KgH ₂ O	.
" " = 0,369	;	" = 0,066	"
" " = 0,389	;	" = 0,146	"
" " = 0,408	;	" = 0,220	"
" " = 0,429	;	" = 0,306	"
" " = 0,449	;	" = 0,386	"

Un bilan sur la colonne 2se fait comme suit :

$$L''_2 + 1 = L^I_2$$

$$L'' \cdot X_I^I + 1 \cdot X_I^{II} = (L'' + 1) \cdot X_2^{II} \quad \text{* } X_2^{II} = \frac{3 \cdot X_I^I + X_I^{II}}{4} \quad (\text{EqIV-4-2})$$

Supposant que $X_{I \text{ max}}^I = 0,386$ KgA/KgH₂O , le calcul de $X_{2 \text{ min}}^{II}$ se fait d'une manière analogue à la méthode présentée au §IV-2 ; la température reste toujours inférieur à 64°C .

On trouve que $X_{2 \text{ min}}^{II} = 0,290$ Kg A/Kg H O

Connaissant $x_{2 \text{ min}}^{II}$ et $X_{I \text{ max}}^I$ on tire de l'équation Eq-IV-2 la concentration $X_{I \text{ min}}^{II}$ sortie de l'absorbeur 3

$$X_{I \text{ min}}^{II} = 4 \cdot X_{2 \text{ min}}^{II} - 3 \cdot X_{I \text{ max}}^I \quad 4 \cdot 0,29 - 3 \cdot 0,386 = 0,662 \text{ KgA/KgH}_2\text{O}$$

Finalment pour :

$$X_I^{II} = 0,002 \text{ KgA/Kg H}_2\text{O} \quad \text{on peut avoir * } X_I^I = 0,066 \quad "$$

$$X''_I = 0,002 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$

on peut avoir $X'_I = 0,146 \text{ KgA/KgH}_2\text{O}$

$$X'_I = 0,220 \quad "$$

$$X'_I = 0,306 \quad "$$

$$X'_I = 0,386 \quad "$$

Recherche de X''_I max :

Pour cela on a : $X''_{Imin} = 0,29 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$

$$X'_{Imax} = 0,386 \text{K} \quad "$$

Si une fois de plus on suppose que la température est limitée à 64°C (sortie de l'absorbeur 3) ; et si on prend les valeurs remarquables entre $X''_{2min} = 0,290 \text{ kgA/KgH}_2\text{O}$ et $X'_I \text{ max} = 0,386 \text{ KgA/KgH}_2\text{O}$, on montrera que $X''_{2max} = 0,369 \text{ KgA/KgH}_2\text{O}$; et toujours de l'équation Eq-IV-2 on tire X'_{Imax} :

$$X'_{Imax} = 4 \cdot X''_2 - 3 \cdot X'_I = 4 \cdot 0,369 - 3 \cdot 0,386 = 0,318 \text{ KgA/KgH}_2\text{O} \quad .$$

Résumé:

$$X''_{Imin} = 0,002 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O} ;$$

$$X''_{Imax} = 0,318 \quad "$$

$$X'_{Imin} = 0,066 \quad "$$

$$X''_{Imax} = 0,386 \quad "$$

$$X'_{I\text{fixe}} = 0,47 \quad "$$

Pour trouver une installation optimale (minimale) ; il faut connaître les concentrations X'_I et X''_I appropriées ; vu le nombre immense de possibilités de combinaison , on se contentera de prendre des exemples .

B) Recherche de l'optimum .

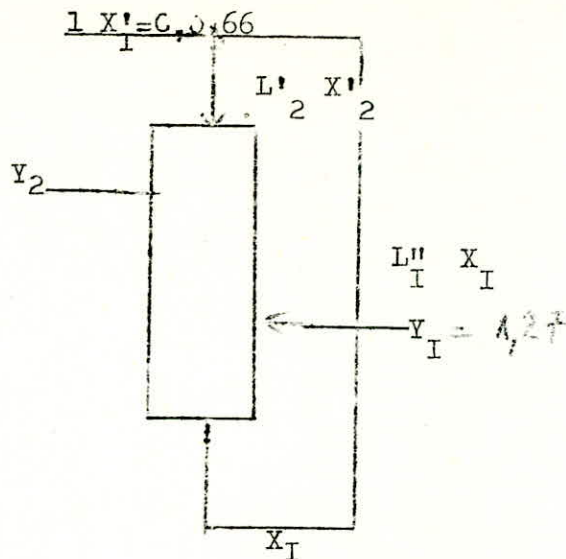
B-I) Exemple I : $X''_I = 0,002$ et $X'_I = 0,066 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$.

* Etablissement des courbes d'équilibres:

A) Colonne I :

-Conditions de fonctionnement :

$$X'_I = 0,066 \text{ KgA/KgH}_2\text{O} ; X_I = 0,47 \text{ KgA/KgH}_2\text{O} \quad .$$



On donc $L''_I + 1 = L'_2$

$$L''_I \cdot X_I + 1 \cdot X'_I = (L''_I + 1) \cdot X'_2 \quad X'_2 = \frac{3 \cdot X_I + X'_I}{4}$$

A.N: $X'_2 = 0,369 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$

Et on a :

$$\frac{L'}{G} = \frac{Y_I - Y_2}{X_I - X_2} = 10,8 \quad Y_2 = 0,1792 \text{ Kg A/Kg B}$$

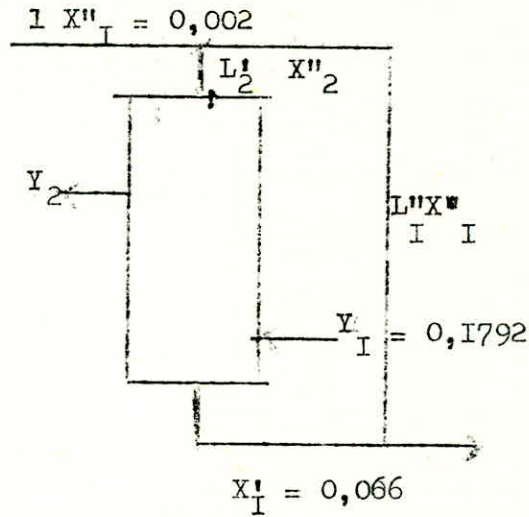
LE tableau suivant nous permet de construire la courbe .

X KgA/KgH ₂ O	0,369	0,389	0,408	0,429	0,449	0,47
C _p Kcal/Kg°C	-----	0,632	0,628	0,620	0,610	0,600
QKcal/kg	-----	4,1	4,1	4,1	4,1	4,1
t°C	-----	6,49	6,53	6,61	6,72	6,8
t°C	25	31,5	38,0	44,6	51,4	58,2
p mmHg	5,6	10,0	28,2	63,3	119,7	207,0
Y KgA/KgB	0,0094	0,0168	0,0485	0,1140	0,235	0,471

B) Colonne 2

-Conditions de fonctionnement :

$$X''_{II} = 0,002 \text{ KgA/KgH}_2\text{O} ; X'_I = 0,066 \text{ KgA/KgH}_2\text{O}$$



On a donc :

$$L''_I + 1 = L'_2$$

$$L''_I \cdot X'_I + 1 \cdot X''_I = (L'_2 + 1) \cdot X''_2$$

$$X''_2 = \frac{3 \cdot X'_I + X''_I}{4}$$

A.N: $X''_2 = 0,05 \text{ KgA/KgH}_2\text{O}$.

Et on a $L'/G = (Y_I - Y_2)/(X_I - X_2) = 10,8$ $Y = 0,0064 \text{ KgA/KgB}$.

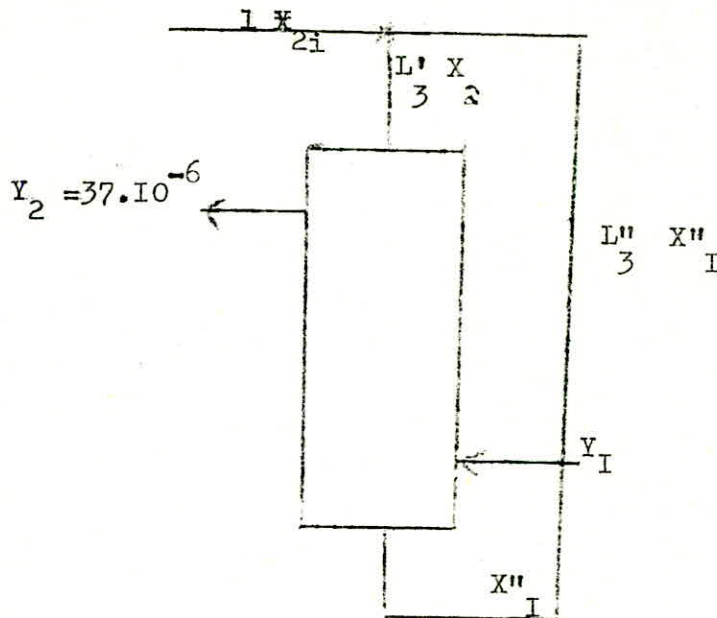
Le tableau suivant nous permet de tracer la courbe d'équilibre .

X KgA/KgH ₂ O	0,05	0,0526	0,0638	0,066
C _p Kcal/Kg°C	-----	0,895	0,880	0,878
ΔQ Kcal/Kg	-----	0,06	4,10	0,78
t °C		1,1	4,66	0,89
t °C	25	26,1	30,8	31,7
10 ⁺⁴ P mmHg	9 13	11 46	31 32	36 09
10 ⁺⁶ Y KgA/KgB	1,51	1,097	5,186	5,977

c) Colonne 3

- Conditions de fonctionnement :

$$X_{2i} = 0,00 \quad X_1'' = 0,002 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$$



Le bilan de cette colonne est de :

$$L'_3 = L''_3 + 1$$

$$L''_3 \cdot X''_I + 1 \cdot X_{2i} = (L''_3 + 1) \cdot X_2 \quad X_2 = 0,0015 \text{ KgA/KgH}_2\text{O}$$

La courbe d'équilibre se déduit de ce tableau .

X KgA/KgH ₂ O	C, Kcal/Kg°C	ΔQ Kcal/Kg	Δt °C	t °C	IO PmmHg	IO Y KgA/KgB
0,0015	0,998	---	---	25	7,17	1,19
0,0020	0,995	0,204	0,205	25,2	9,56	1,58

Connaissant les courbes d'équilibres et les concentrations avec lesquelles fonctionne l'installation; on pourra, et d'une manière analogue qu'au § III calculer les nombres d'unités de transfert, et les hauteurs des garnissages des trois colonnes ;.

A) COLONNE-A

X	Y	Y	I/Y-Y
0,369	0,1792	0,00939	5,9203
0,3791	0,2875	0,0136	3,6514
0,3892	0,3966	0,0169	2,6334
0,3993	0,5058	0,0304	2,1035
0,4094	0,6149	0,0500	1,7699
0,4195	0,7242	0,0770	1,5452
0,4296	0,8333	0,1156	1,3933
0,4397	0,9425	0,1880	1,2912
0,4498	1,0507	0,2386	1,2299
0,4599	1,1608	0,3300	1,2036
0,4700	1,2700	0,4710	1,2516

Le pas h est de :

$$h = \frac{1,27 - 0,1792}{10} = 0,10917 \text{ Kg A/Kg B}$$

Par contre le N.U.Test donc égal à :

$$(N.U.T)_G = 2,198$$

B) COLONNE-2

Vu que la différence entre les deux concentrations est minime on calculera le nombre d'unité de transfert par la relation Eq 6-II-37, car on peut assimiler la courbe d'équilibre à une droite.

Sachant que :

$$Y_1 = 0,1792 \text{ KgA/KgB} \quad ; \quad Y_1 = 5,977 \cdot 10^{-6} \text{ KgA/KgB}$$

$$Y_2 = 0,0064 \quad " \quad ; \quad Y_2 = 1,512 \cdot 10^{-6} \quad "$$

Le N.U.T vaut donc 3,3325 .

C) COLONNE-3

Et de la même façon on a avec :

$$Y_1 = 0,0064 \text{ KgA/KgB} \quad ; \quad Y_1 = 1,580 \cdot 10^{-6} \text{ KgA/KgB}$$

$$Y_2 = 37 \cdot 10^{-6} \quad " \quad ; \quad Y_2 = 1,190 \cdot 10^{-8} \quad "$$

Un N.U.T égal à 5,1535 .

B-2) Exemple 2 : $X''_I = 0,002$; $X'_I = 0,220 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$

D'une manière analogue au § I ; à l'exemple déjà vu on calculera les nombres de transfert (N.U.T ; H.U.T) , et les hauteurs de garnissage. Les tableaux suivants en donnent ces inconnus .

COLONNE 1				COLONNE 2			
X'_2	Y_I	Y_2	N.U.T	X''_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,408	1,27	0,595	0,840	0,1655	0,595	0,064	6,035

COLONNE 3			
Y_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,0015	0,064	$37 \cdot 10^{-6}$	5,1535

B-3) Exemple 3 : $X''_I = 0,002$; $X'_I = 0,386 \text{ Kg A/Kg H}_2\text{O}$

COLONNE 1				COLONNE 2			
X'_2	Y_I	Y_2	N.U.T	X''_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,449	1,27	1,0432	0,208	0,29	1,0432	0,0064	10,60

COLONNE 3			
X_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,0015	0,0064	$37 \cdot 10^{-6}$	5,1535

Remarque /: Toutes les concentrations liquides (X) ont pour dimensions le Kg A/Kg H₂O; alors que les concentrations gazeuses sont en KgA/Kg_i

Le tableau de la page suivante donne une procédure de calcul du h H.U.T et des hauteurs de garnissage .

tableau N° 5

$X_1'' = 0,002$	G_0 kg/h	$1+\gamma$	L' kg/h	G_{gl} kg/h	S m ²	L' kg/h.m ²	G_{gl} kg/h.m ²	H.U.T PRATT	N.U.T	I Igarom	ΣH cm.
$X_1' = 0,066$	238	1,0064	2570	240	0,0804	31970	2979	16,758	5,1535	86,36	189,61
	238	1,1792	2570	280	0,0804	31970	3491	17,436	3,333	58,11	
	238	2,27	2570	540	0,0804	31970	6716	20,535	2,1980	45,14	
$X_1' = 0,220$	238	1,0064	2570	240	0,0804	31970	2979	16,758	5,1535	86,36	217,18
	238	1,595	2570	380	0,0804	31970	4722	18,800	6,0339	113,57	
	238	2,27	2570	540	0,0804	31970	6716	20,535	0,804	17,25	
$X_1' = 0,386$	238	1,0064	2570	240	0,0804	31970	2979	16,758	5,1535	86,36	502,81
	238	2,0432	2570	486	0,0804	31970	6045	20,000	10,6090	212,18	
	238	2,27	2570	540	0,0804	31970	6716	20,535	0,208	4,27	

B-4) Exemple 1' : $X''_I = 0,010$; $X'_I = 0,066$; $X_I = 0,47$ (KgA/KgH₂O).

COLONNE 1				COLONNE 2			
X''_2	Y_I	Y_2	N.U.T	X''_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,369	1,27	0,1792	2,198	00,052	0,1792	0,028	3,856

COLONNE 3			
X_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,0075	0,028	$37 \cdot 10^{-6}$	6,631

B-5) Exemple 2' : $X''_I = 0,010$; $X'_I = 0,220$; $X_I = 0,47$ (KgA/KgH₂O)

COLONNE 1				COLONNE 2			
X''_I	Y_I	Y_2	N.U.T	X''_I	Y_I	Y_2	N.U.T
0,408	1,27	0,595	0,804	0,1675	0,595	0,028	3,1393

COLONNE 3			
X_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,0075	0,028	$37 \cdot 10^{-6}$	6,631

BB-6) Exemple 3' : $X''_I = 0,010$; $X'_I = 0,386$; $X_I = 0,47$ (KgA/KgH₂O)

COLONNE 1				COLONNE 2			
X''_I	Y_I	Y_2	N.U.T	X''_I	Y_I	Y_2	N.U.T
0,449	1,27	1,0432	0,208	0,292	1,0432	0,028	6,266

COLONNE 3			
X_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,0075	0,028	$37 \cdot 10^{-6}$	6,631

LES valeurs des H.U.T sont donnés dans le tableau suivant , ainsi que les hauteurs de garnissage

$X_1'' = 0,010$	Gø kg/h	1 + Y	L' kg/h	Ggl kg/h	S m ²	L' kg/h m ²	Ggl kg/h m ²	H.U.T PRATT	N.U.T	Hgør cm	Σ H cm
	238	1,028	2570	245	0,0804	31970	3043	16,848	6,631	111,72	189,22
$X_1' = 0,066$	238	1,1792	2570	280	0,0804	31970	3491	17,436	1,856	32,36	
	238	2,27	2570	540	0,0804	31970	6716	20,535	2,198	45,14	

	238	1,028	2570	245	0,0804	31970	3043	16,848	6,631	111,72	187,98
$X_1' = 0,220$	238	1,595	2570	380	0,0804	31970	4722	18,800	3,139	53,01	
	238	2,27	2570	540	0,0804	31970	6716	20,535	0,804	17,25	

	238	1,028	2570	245	0,0804	31970	3043	16,848	6,631	111,72	199,22
$X_1' = 0,386$	238	2,0432	2570	486	0,0804	31970	6048	20,00	6,266	125,35	
	238	2,27	2570	540	0,0804	31970	6716	20,535	0,208	4,27	

B-7) Exemple 1^o: $X''_I = 0,0638$; $X'_I = 0,066$; $X_I = 0,47$ (KgA/KgH₂O)

COLONNE 1				COLONNE 2			
X''_2	Y_I	Y_2	N.U.T	X''_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,369	1,27	0,1792	2,198	0,0654	0,1792	0,1733	0,0337

COLONNE 3			
X_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,04785	0,1733	$37 \cdot 10^{-6}$	8,521

B-8) Exemple 2^o: $X''_I = 0,0638$; $X'_I = 0,220$; $X_I = 0,47$ (KgA/KgH₂O)

COLONNE 1				COLONNE 2			
X'_2	Y_I	Y_2	N.U.T	X''_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,408	1,27	0,595	0,804	0,18095	0,595	0,1733	1,235

COLONNE 3			
X_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,04785	0,1733	$37 \cdot 10^{-6}$	8,521

B-9) Exemple 3^o: $X''_I = 0,0638$; $X'_I = 0,386$; $X_I = 0,47$ (KgA/KgH₂O)

COLONNE 1				COLONNE 2			
X'_2	Y_I	Y_2	N.U.T	X''_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,449	1,27	0,1733	8,231	0,30545	1,0432	0,1733	1,8391

COLONNE 3			
X_2	Y_I	Y_2	N.U.T
0,0645	0,1733	$37 \cdot 10^{-6}$	0,804

On résumera tous les résultats de cette partie dans ce tableau :

tableau N° 7

$X_1'' = 0,0638$	G kg/h	1+Y	L' kg/h	Gg kg/h	S m ²	L' kg/hm ²	Gg kg/hm ²	H.U.T PRATT	N.U.I	Hgorcm	ΣH cm
	238	1,1732	2570	279	0,0804	31970		17,414	8,231	143,33	189,05
$X_1' = 0,066$	238	1,1792	2570	280	0,0804	31970	3491	17,436	0,034	0,588	
	238	2,27	2570	540	0,0804	31970	6716	20,535	2,1980	45,36	
	238	1,1732	2570	279	0,0804	31970		17,444	8,231	143,33	183,8
$X_1'' = 0,220$	238	1,595	2570	380	0,0804	31970	4722	18,800	1,235	23,22	
	238	2,27	2570	540	0,0804	31970	6716	20,535	0,804	17,25	
	238	1,1732	2570	279	0,0804	31970		17,414	8,231	143,33	184,38
$X_1' = 0,386$	238	2,0432	2570	486	0,0804	31970	6045	20,000	1,839	36,78	
	238	2,27	2570	540	0,0804	31970	6716	20,535	0,208	4,27	

$X'' \text{KgA/KgH}_2\text{O}$	0,002			0,010			0,0638		
$X' \text{KgA/KgH}_2\text{O}$	0,066	0,22	0,386	0,066	0,22	0,386	0,066	0,220	0,386
$H_{\text{garnissage}}^{\text{cm}}$	189,61	217,02	270,02	189,22	187,98	241,34	189,04	183,80	191,00

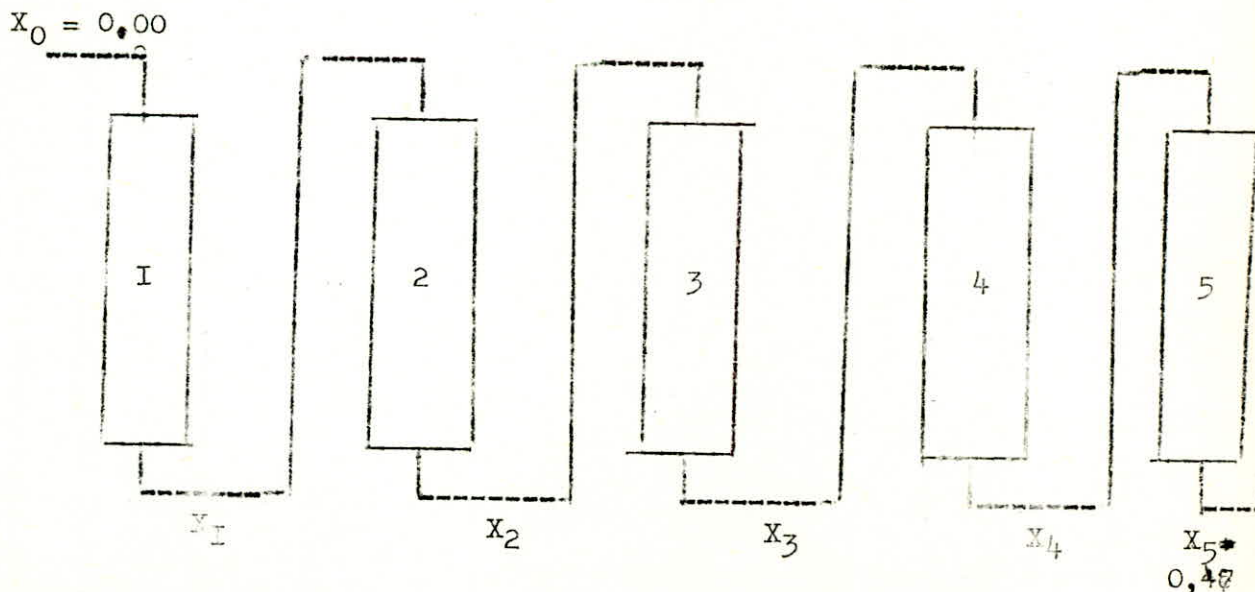
A Partir de ce tableau on tirera les valeurs de X' et X'' pour lesquelles la hauteur globale du garnissage est minimales ; ces valeurs se trouve consignées dans le tableau ci-dessus :

X'	X''	$H_{\text{gar}}^{\text{min}}$
0,002	0,066	189,61
0,010	0,220	187,98
0,0638	0,220	183,80

Le graphe $X'_I = f(X''_I)$ se trouve en annexe II

Le but de cette étude est de trouver une installation optimale ; pour cela on expliquera sur un exemple bien précis l'algorithme à suivre pour optimiser une cascade de N absorbeurs en série :

- Soit par exemple une cascade formée de cinq(5) absorbeurs



Comme toujours on commence le dimensionnement par le dernier absorbeur puisque on a faire à une optimisation on prendra deux absorbeur en série

a) Absorbeur 3 & 4 :

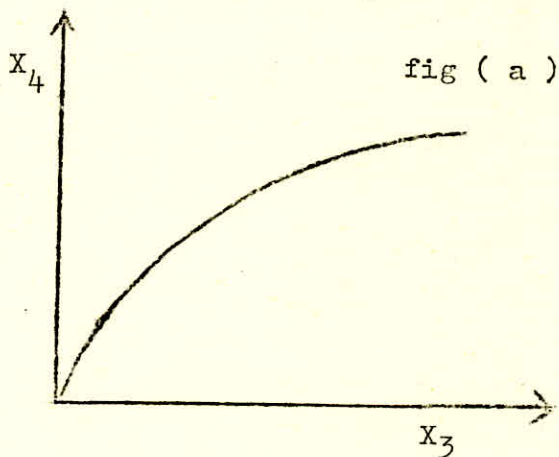
Supposons qu'on calculera toutes les hauteurs de garnissage pour chaque couple de concentration citées ci-dessus:

X_{31}	X_{41}	;	X_{32}	X_{41}	;	X_{33}	X_{41} ; etc
"	X_{42}		"	X_{42}		"	X_{42}
"	X_{43}		"	X_{43}		"	X_{43}
"	X_{44}		"	X_{44}		"	X_{44}
:	:		:	:		:	:
:	:		:	:		:	:
X_{31}	X_{4i}		X_{32}	X_{4i}		X_{33}	X_{4i}

et qu'on a pour certaines concentrations des hauteurs minimale ; pour fixer les idées on propose/:

Pour X_{31}	et X_{43}	On a une hauteur globale minimale .
X_{32}	et X_{42}	" " " " " "
X_{33}	et X_{41}	" " " " " "

Ceci nous permet de tracer le graphe X_4 en fonction de X_3

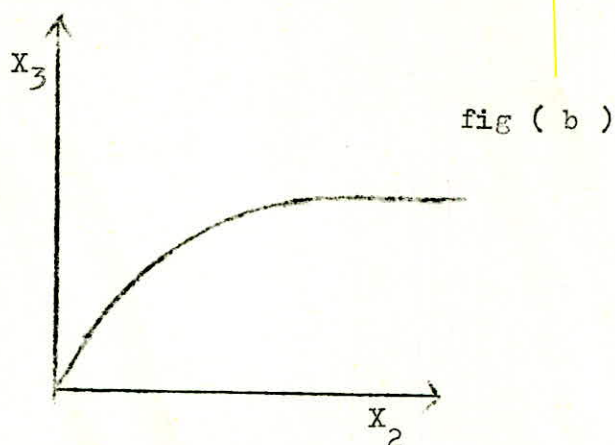


b) Absorbeur 2&3 :

D'une manière analogue qu'on a on a :

X_{21}	X_{31}	;	X_{22}	X_{31}	;	X_{23}	X_{31}	etc...
"	X_{32}		"	X_{32}		"	X_{32}	
"	X_{33}		"	X_{33}		"	X_{33}	
"	X_{34}		"	X_{34}		"	X_{34}	
"	:		"	:		"	:	
"	:		"	:		"	:	
X_{21}	X_{3i}		X_{22}	X_{3i}		X_{23}	X_{3i}	

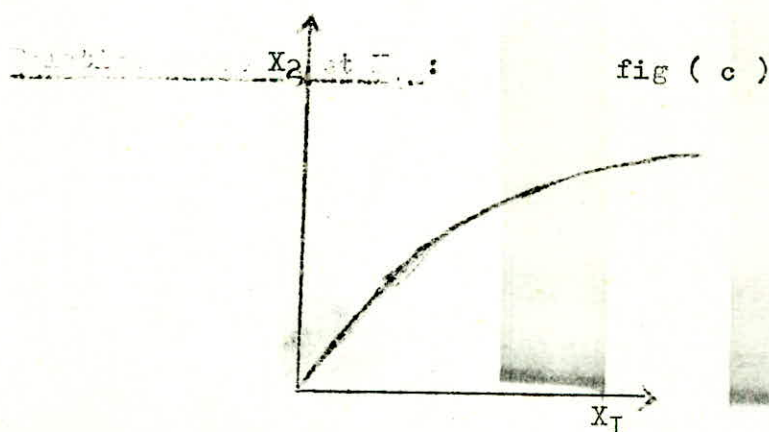
Indique la concentration pour lesquelles la hauteur est minimale
 Et de la même façon on tracera un graphe sur lequel on porte X_3 en fonction de X_2



c) Absorbeur I & 2 :

La méthode est la même qu'auparavant d'où on a :

X_{II}	X_{2I} ;	X_{I2}	X_{2I} ;	X_{I3}	X_{2I} ; etc
"	X_{22}	"	X_{22}	"	X_{22}
"	X_{23}	"	X_{23}	"	X_{23}
"	X_{24}	"	X_{24}	"	X_{24}
"	X_{2k}	"	X_{2k}	"	X_{2k}
X_{II}	X_{2i}	X_{I2}	X_{2i}	X_{I3}	X_{2i}



d) Relation entre X_0 et X_{I1} :

X_0	X_0	$X_0 \dots X_0$	etc.....
X_{II}	X_{I2}	$X_{I3} \dots X_{Ii}$	

Supposons qu'on trouve une hauteur minimale pour X_{I1}
 En se reportant sur la figure(c) on tirera une valeur de X pour laquelle la hauteur de garnissage est minimale ; et avec cette valeur on tire de la figure(b) une valeur de X et ainsi de suite jusqu'à trouver toutes les valeurs de concentrations afin d'avoir une installation minimale .

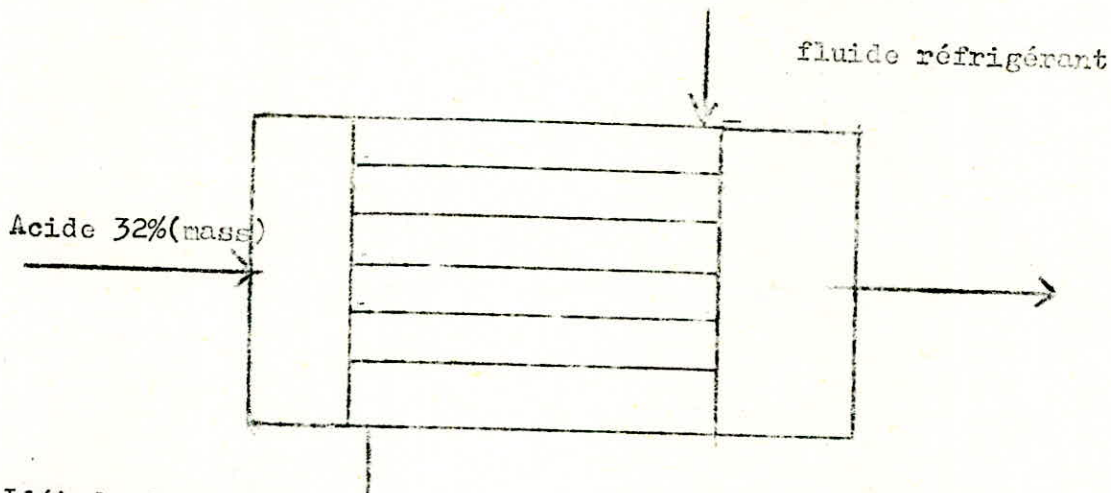
CHAPITRE V
 O=C=O=O=C=O=O=C=O=O=C=O

Calcul de l'échangeur :

Le refroidissement des effluents liquides , avant stockage est un problème classique de transmission de chaleur connu dans les procédés industriels .

V-I Choix et nature de l'échangeur :

Vu l'agressivité de l'acide chlorhydrique sur les métaux, les appareils en carbone sont à eux seuls qui peuvent résoudre le problème de réfrigération , et de stockage ; d'où on choisi un réfrigérant en carbone à faisceau et calandre travaillant à courant croisés.



L'étude des réfrigérants , comme celle des échangeurs , nécessitent la connaissance du coefficient d'échange global de chaleur ; ce dernier est donné par la relation suivante :

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{oi}} + \frac{\delta}{k}$$

Où: h_o = est le coefficient du film externe ;

h_{io} = est le coefficient du film interne ;

$\frac{\delta}{k}$ = est la résistance thermique de la paroi.

* Eléments de calcul :

On démontre que le flux de chaleur pour une différence de température moyenne déterminée, peut être calculé au moyen des équations :

$$Q = U.A \Delta t_m \quad (\text{Eq-V-2})$$

$$= MC(T_I - T_2) = mc(t_2 - t_I)$$

Où :

A = est la surface globale d'échange en $\{m^2\}$ offerte par l'appareil.
 U = est le coefficient global d'échange en $Kcal/hm^2 \cdot ^\circ C$

Δt_m = est la différence de température moyenne entre les deux fluides ($^\circ C$)

M et m sont des débits massiques des deux fluides en (Kg/h)

Q est la quantité de chaleur échangée. en (Kcal/h)

C et c sont les chaleurs spécifiques des deux fluides en (Kcal/Kg $^\circ C$)

La Δt_m

La différence de température peut être estimée à partir des caractéristiques de l'appareil et des fluides.

Pour des échangeurs plus complexes tels que ceux à courants croisés, il est très difficile d'obtenir une expression pour cette différence ;

En général, on utilise la moyenne logarithmique notée (D.T.L.M) de la température globale à laquelle on applique un facteur de correction (donné sous forme d'abaques établies par BOWMAN; MUELLER, Et NAGLE cf KREITH Heat Transmission page 520)

Ce facteur n'est connu que si on connaît les températures des fluides; c'est à dire les nombres adimensionnels R et E définis par les relations:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad ; \quad E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

La moyenne logarithmique de température est donnée par l'équation ci-dessus

$$\Delta t_m = D.T.L.M = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

Où : $\Delta t_1 = T_1 - t_2$ différence à l'extrémité chaude.

$\Delta t_2 = T_2 - t_1$ différence de température à l'extrémité froide.

Puisque on suppose que notre échangeur est à courant croisé, la D.T.L.M est définie comme suit:

Δt_m = moyenne logarithmique de la différence de température (multiplier)
par le facteur (F)

Où F est un terme qui mesure l'efficacité de l'appareil par rapport au
contre courant pur .

V-2) Evaluation du coefficient global de transfert U_p :

A) Considérations générales :

Dans les industries chimiques , la circulation des fluides à
l'intérieur et à l'extérieur des tubes doit tenir compte de la corrosivité
des produits , et leur caractère salissant c'est à dire les possibilités
de nettoyage .

En général, le fluide le plus corrosif est le plus sale se place , et
circule à l'intérieur des tubes , par contre l'autre il circule à l'ext-
erieur du faisceaux tubulaire.

Remarque ::

On doit tenir compte du rapport des débits et des sections de
passage; le fluide possédant le débit important doit circuler dans la gran-
de section :

Si on suppose que les coefficients d'échange " h_i " intérieur et " h_o "
extérieur sont constants et indépendants des températures le coefficient
d'échange globale est donné par l'équation:

$$U = \frac{I}{\frac{874}{h_i D_i} + \frac{I}{2k} \frac{D_o}{D_i} + \frac{I}{h_o D_o}} \quad - (Eq-V-4)$$

Puisque le débit des fluides est supposé constant lors de l'écoulement
la vitesse l'aît aussi, et par conséquent la température varie sous l'effe-
fet des échanges thermiques ceci entraîne la variation des coefficients
" h_i " et " h_o "

B) Coefficient du film interne " h_i "

Puisqu'on a faire de l'acide chlorhydrique 32% mass , et qui est très cor-
rosif ce dernier doit circuler à l'interieur des tubes; alors que le fluide
réfrigérant (eau) circulera quant à lui dans la calandre .

Pour le calcul de ce coefficient GRAETZ puis LEVEQUE demontraient que pour
des $Re < 2100$ (régime laminaire), le nombre de Nusselt peut être évaluer
par l'équation ci-dessus :

$$Nu = 1,615 \left(\frac{D_i}{L} \cdot Pr \cdot Re \right)^{0,33} \quad (Eq-V-5)$$

Mais pour tenir compte de la déviation due à la variation de viscosité (remarquable pour les liquides), SEIDER et TATE établissaient une corrélation empirique dans laquelle se trouve le terme correctif $(\mu / \mu_t)^{0,14}$ /:

où : μ est la viscosité du fluide à la température moyenne du liquide .
 μ_t est " " " " " de la paroi du tubes

L'équation Eq-V-5 prend la forme suivante:

$$Nu = 1,86 \left(\frac{D_i}{L} \cdot Pr \cdot Re \right)^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} \quad (Eq-V-6)$$

En régime turbulent $Re > 10^4$, on peut trouver une corrélation similaire à Eq-V-6; mais avec des coefficients différents :

$$Nu = 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} \quad (Eq-V-7)$$

Cette équation préconisée par Mc ADAMS tient compte du chauffage ou du refroidissement et son application est plus générale .

Remarque :

- L'équation Eq-V-7 est valable pour n'importe quel fluide , à l'exception de l'eau ; dans ce cas il est préférable de remplacer le coefficient 0,027 par 0,023 .

- L'équation Eq-V-6 peut se mettre sous la forme suivante:

$$(Eq-V-8) \quad Nu \cdot Pr^{-0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{-0,14} = 1,86 \left(\frac{D_i}{L} \cdot Re \right)^{0,33} = J_H$$

J_H : est dite fonction de GOLBURN. Il existe un diagramme où on porte J_H en fonction du nombre de Reynolds .

C) Coefficient du film externe " h_o "

Pour le calcul de ce coefficient certains auteurs définissent le nombre de Reynolds d'une manière classique : $(Re = u_0 d_o / \mu)$

où : u_0 = est la vitesse de fluide entre deux tubes en (m/s)

d_o = est le diamètre extérieur des tubes en (m)

Et utilisent l'équation établie par DONOHUE et ses collaborateurs, où il tient compte des vitesses massiques longitudinales G_L et transversales G_T , et calcul une vitesse moyenne G_C par la relation :

$$G_C = G_T \cdot G_L$$

Cette équation est donc :

$$(h_0 d_0 / k) = (0,22) \cdot (d_0 \cdot G_C / \mu)^{0,6} \cdot (C_P \mu / k)^{0,33} \cdot (\mu / \mu_t)^{0,14} \quad (\text{Eq-V-9})$$

Alors que KERN et ses collaborateurs définissent un diamètre équivalent " d_e " qui se substituera purement et simplement à " d_0 " dans les nombres de Nusselt et de Reynolds .

Ce diamètre équivalent est définie comme étant quatre(4) fois le rapport de la section de passage au périmètre affecté par le transfert . Il dépend essentiellement de la disposition des tubes .

- Si la disposition est au pas " P " carré :

$$d_e = \frac{4 \cdot P^2}{\pi \cdot d_0} - d_0 \quad (\text{Eq-V-10})$$

- Si par contre la disposition est au pas triangulaire :

$$d_e = \frac{3,464 \cdot P^2}{\pi \cdot d_0} - d_0 \quad (\text{Eq-V-11})$$

Et dans ce cas KERN ne tient compte que de la vitesse massique transversale G_T qu'il utilise en association avec le diamètre équivalent " d_e " dans la relation ci-dessus, valable en régime turbulent ou transitoire :

$$(h_0 d_e / k) = 0,36 \cdot (d_0 \cdot G_T / \mu)^{0,55} \cdot (C_P \mu / k)^{0,33} \cdot (\mu / \mu_t)^{0,14} \quad (\text{Eq-V-12})$$

qui peut se mettre sous la forme :

$$0,36 \cdot Re^{0,55} = (h_0 d_e / k) \cdot Pr^{0,33} \cdot (\mu / \mu_t)^{0,14} = J_H$$

Une fois de plus cette fonction " J_H " a été portée sur un diagramme en fonction du nombre de Reynolds modifié (Tome II WUITHIER page 1061)

Remarque : Le calcul de la température du tube est nécessaire pour estimer

1 le terme correctif $(P/P_t)^{0,14}$.

Cette température se calcule comme suit :

Si on néglige la résistance de la paroi, et si on écrit que les quantités de chaleurs traversant les deux films au niveau des températures moyennes sont égales :

$$\phi = h_o(T_m - t_t) = h_{io}(t_t - t_m)$$

$$t_t = T_m - \frac{h_{io}}{h_o + h_{io}} \cdot (T_m - t_m) \quad (\text{Eq-V-13})$$

V-3) Calcul numérique :

Position du problème :

En général, les tubes dans les échangeurs industriels sont normalisés, et sont I2 ; I4 ; I6 B.W.G avec des longueurs de 8 ; 12 et 20 fts.

Supposons que notre échangeur possède 72 tubes I4 B.W.G dont les caractéristiques sont les suivants :

Diamètre extérieur	épaisseur	diamètre intérieur	section
25,4mm (1in)	2,10mm	21,18mm	55523 cm ²

Par ailleurs, la disposition de ces tubes est au pas carré, conforme aux exigences du fluide, avec un espacement entre tubes perpendiculaires au courant $P = I/4 = 0,03175$ m.

Le diamètre intérieur de la calandre est supposé égal à $D_C = 24$ in (0,6096) m, alors que l'espacement B entre les chicanes est en général compris entre $D_C/5$ et D_C , en prendra par exemple $B = D_C/3 = 0,2032$ m.

A) Propriétés et caractéristiques des fluides :

a) Fluide réfrigérant :

L'eau est disponible avec un débit de 1000 Kg/h, à une température de 15°C

b) Fluide réfrigéré :

Le fluide en question est l'acide chlorhydrique (32% mass) qui est disponible à 945Kg/h avec une température de 62°C ; on veut le refroidir à 20°C avant de le stocker.

Remarque :

Vu que l'épaisseur de la paroi des tubes est faible, on négligera dans ce qui suit la résistance de la paroi ; il est de même pour la paroi de la calandre.

La température de l'eau à la sortie de l'échangeur peut-être évalué à partir d'un bilan énérgitique , en supposant que les pertes de chaleur vers l'atmosphère sont négligeables . En écrivant l'équation Eq-V-2

$$M.C(T_1 - T_2) = m.c(t_2 - t_1)$$

et on substituant les données dans l'équation ci-dessous on obtient :

$$945.062.(62-20) = 1000.I.(t_2-15) = 24608 \text{ Kcal/h .}$$

La température de l'eau se trouve donc égale à $39,6 \text{ }^\circ\text{C} = 40^\circ\text{C}$.

La moyenne logarithmique de la différencede température globale pour éc écoulement à contre courant pur est donnée par l'équation Eq-V-3

$$t_{I1} = T_1 - t_2 = 62 - 40 = 22^\circ\text{C} \quad (\text{extrémité chaude})$$

$$t_{I2} = T_2 - t_1 = 20 - 15 = 5^\circ\text{C} \quad (\text{" " froide})$$

$$t_m = \frac{22 - 05}{\ln \frac{22}{5}} = 11,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

Pour évaluer le facteur de correction , on doit calculer R et E :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{62 - 20}{40 - 15} = 1,68 .$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{40 - 15}{62 - 15} = 0,53 .$$

A partir de l'abaque donnée à la page 520 du (KREITH Heattransmission) $F = 1$ ce qui donne une D.T.L.M = $11,5.I = 11,5 \text{ }^\circ\text{C}$.

Les proreités physiques, et caractéristiques des fluides doivent être évaluées aux températures moyennes définies par :

$$T_m = 0,5(T_1 + T_2) = 0,5(62 + 20) = 41^\circ\text{C} / .$$

$$t_m = 0,5(t_1 + t_2) = 0,5(40 + 15) = 27,5^\circ\text{C} / .$$

Les propriétés physiques à ces températures ; des deux fluides sont:

Eau à	ρ Kg/h.m	C_p Kcal/Kg°C	μ Kg/m	k Kcal/hm°C	ν m ² /s	Pr
27°C	3,1	0,998	995	0,525	$0,864 \cdot 10^{-6}$	5,89
Acide 32% 41°C	5,58	0,615	1432	0,410	-----	-----

B) Evaluation du coefficient du film intérieur h_i :

* Calcul du nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{u \cdot d \cdot \rho}{\mu} \quad \text{Or } u = L / S \cdot \rho$$

$$Re = \frac{L \cdot d \cdot \rho}{\mu \cdot S}$$

A.N:

$$Re = \frac{945 \cdot 21,18 \cdot 10^{-3}}{1,55 \cdot 5,58 \cdot 72 \cdot 3,523 \cdot 10^{-4}} = 141,4$$

Donc $Re < 2100$; Ce qui entraîne un régime laminaire .

L'équation Eq-V-8 nous donne :

$$J_H = 1,86 \left(Re \cdot \frac{d_i}{L} \right)^{0,33} = 1,99$$

* Calcul des nombres de Prandtl et de Nusselt :

$$Pr = \frac{C \cdot \mu}{k} = \frac{0,645 \cdot 5,58}{0,410} = 8,78$$

Si on pose $(\mu / \mu_t)^{0,14} = \begin{cases} \phi_C & \text{: pour la calandre} \\ \phi & \text{: pour les tubes} \end{cases}$

$$\text{Donc } h / \phi_t = J_H (k / d_i) \cdot Pr^{0,33} \quad \text{car } Nu = h_i d_i / k .$$

A.N:

$$h / \phi_t = 1,99 \cdot \frac{0,410}{21,18 \cdot 10^{-3}} \cdot (8,78)^{0,33} = 79,47 \text{ Kcal/hm}^2 \cdot \text{°C} .$$

Il convient de rapporter les coefficient d'échange à une même surface .
On choisira et d'une manière arbitraire la surface extérieur des tubes
comme référence ; ce qui nous amène à multiplier " h_i " par le rapport $\frac{d_i}{d_0}$

$$D'où (h_i / \phi_t) = (h_i / \phi_t) \cdot \frac{d_i}{d_0} = 79,47 \cdot \frac{21,18}{25,4} = 66,27 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C} .$$

C) Evaluation du coefficient du film extérieur h_0

LE tableau (V-I-6) du WUTHIER Tome II page 1062 donne pour une disposition au pas carré une aire de passage transversale entre deux chicanes

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

A.N:

$$a_{CT} = \frac{0,6096}{0,03175} \cdot (0,03175 - 0,0254) \cdot 0,2032 = 0,02477 \text{ m}^2$$

d'où la vitesse massique est :

$$G_T = \frac{M}{a_{CT}} = \frac{1000}{0,02477} = 40371 \text{ Kg/h.m}^2$$

Et de la formule Eq-V-10 on tire d_e

$$d_e = \frac{4P^2}{d} - d_0 = \frac{4 \cdot 0,03175^2}{0,0254} - 0,0254 = 0,0254 = 0,02513 \text{ m}$$

Et par conséquent le nombre de Reynolds aura pour valeur :

$$Re = \frac{d_e \cdot G_T}{\mu} = \frac{0,02513 \cdot 40371}{3,1} = 327$$

Une fois de plus $Re < 2100$, le régime d'écoulement est donc laminaire et de l'équation Eq-V-12 on tire la valeur de J_H

$$J_H = 0,36 \cdot Re^{0,55} = 0,36 \cdot (327)^{0,55} = 8,70$$

Graphiquement on lit $J_H = 9,50$

La valeur de (h_0 / ϕ_C) est donnée par la relation Eq-V-12

$$\left(\frac{h_0}{\phi_C} \right) = J_H \cdot \left(\frac{k}{d_e} \right) \cdot Pr^{0,33}$$

A.N:

* Calcul du nombre de Prandtl:

$$Pr = \frac{C_B \cdot \mu}{k} = \frac{0,998 \cdot 3,1}{0,525} = 5,89$$

d'où

$$h_0 / \phi_C = 9,50 \cdot \frac{0,525}{25,13 \cdot 10^{-3}} \cdot (5,89)^{0,33} = 358,42 \text{ Kcal/h.m}^2$$

X
 X Température de la paroi du tube :

Elle est donnée par la relation Eq-V-13 ; d'où on donc :

$$t_t = 41 - \frac{66,27}{66,27 + 358,42} \cdot (41 - 27,5) = 39^\circ\text{C}$$

X Calcul de ϕ_t et de ϕ_C :

Pour cette température $t_t = 39^\circ\text{C}$.

	Eau	HCL32%
ρ_t Kg/hm	2,448	5,76

$$\phi_C = (\rho' / \rho_C)^{0,14} =$$

$$h_0 = (h_0' / \phi_C) \cdot \phi_C = 370,47 \text{ Kcal/hm}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

$$\phi_t = (\rho' / \rho_t)^{0,14} =$$

$$h_{i0} = (h_{i0}' / \phi_t) = 66,00 \text{ Kcal/hm}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

Et finalement le coefficient d'échange est donnée par la relation Eq-V-1 et il vaut :

$$U_P = 56,02 \text{ Kcal/hm}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

Et par suite la surface d'échange est :

$$A_P = \frac{Q}{U_P} \cdot \frac{1}{D.T.L.M} = 38,199\text{m}^2$$

VI- Conclusion :

L'étude qui a été faite ~~est~~^{était} axée essentiellement sur le dimensionnement d'une installation permettant la production de l'acide commercial (32%), ~~au fait~~^{seuls} les appareils fondamentaux ont été calculés. En effet, le calcul de toute l'installation est complexe et ne pourra être traité d'une manière détaillée par une seule personne et surtout dans les limites de temps accordées au projet de fin d'études.

On peut trouver dans cette étude le dimensionnement d'une colonne à garnissage où l'absorption est supposée isotherme, puis celui d'une cascade d'absorbants non isotherme, sans et avec recyclage.

A la lumière de ces études on peut dire que l'utilisation d'une cascade d'absorbants avec recyclage est très bénéfique pour cette production tant sur le plan économique que sur le plan technique.

En ce qui concerne l'étude économique, cette partie a été totalement abandonnée vu les problèmes qu'on rencontrés (prix du HCl gazeux, prix du verre PYREX, prix des éléments de garnissage et des autres appareils annexe).

L'optimisation d'une cascade de "N" absorbants avec programmation sur Ordinateur constitue une importante partie de calcul qui a été complètement laissée. En outre l'utilisation des formules semi-empirique, et des graphes nous amène à faire des erreurs qui peuvent aller jusqu'à (20---30%)

Il est ^{très} donc souhaitable qu'il y ait une suite à ce travail, afin que toute l'unité soit traitée et d'une manière très précise pour permettre l'exécution d'un tel projet. Et pourquoi pas ?

Quelques difficultés sont apparues au cours de cette étude, notamment le choix des données de départ qui fixent les bases des calculs ultérieurs ^{dans}. (débit du solvant, débit du gaz HCl, concentration du gaz HCl tolérée dans l'atmosphère). C'est en se basant sur quelques données industrielles (production journalière, normes, etc....) qu'on a pu surmonter ces difficultés.

ANNEXE -I- .

I-I) FORMULE DE SIMPSON GENERALISEE :

Soit $n=2m$ un nombre pair et une fonction $Y_i = f(X_i); i=(0,1, \dots, n)$

Les valeurs de la fonction $Y=f(X)$ pour des points équidistants $a= X_0; X_1, \dots, X_n=b$ sont donnés par la relation $Y_i = f(X_i); i=(0,1, \dots, n)$.

Le pas h est par définition :

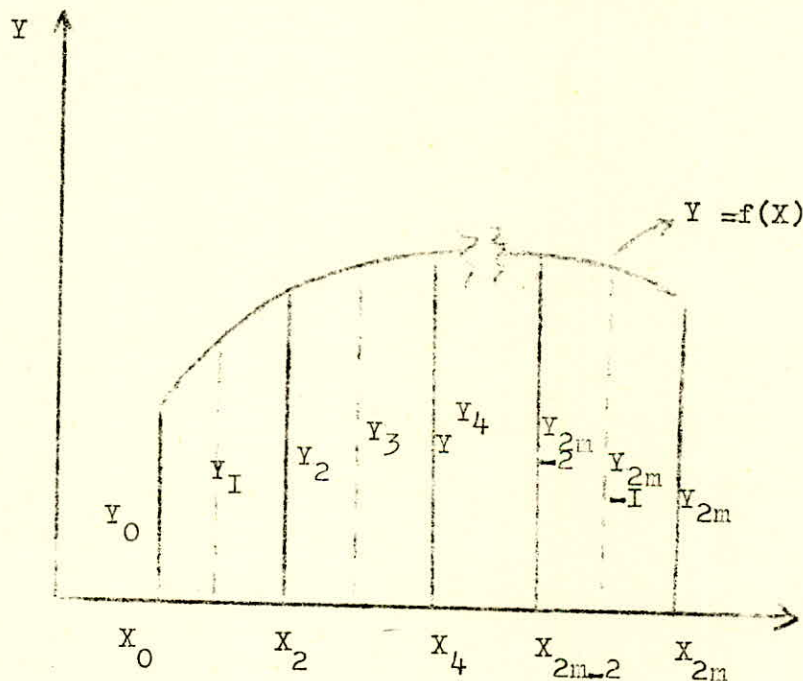
$$h = \frac{b-a}{n} = \frac{b-a}{2m}$$

En appliquant la formule de SIMPSON, l'intégrale $\int Y.dX$ se calcul comme suit

$$\int_{X_0}^{X_2} Y.dX = \frac{h}{3} (Y_0 + 4.Y_1 + Y_2); \text{ pour } h = \frac{X_2 - X_0}{2}$$

Donc à chaque intervalle double $(X_0, X_2); (X_2, X_4); \dots; (X_{2m-2}, X_{2m})$, on calculera l'intégrale ci-dessous de la même manière .

L'intégrale de cette fonction entre $a; b$ est donnée par la somme de ces valeurs .



Elle s'écrit donc :

$$\int_a^b Y.dX = \frac{h}{3} (Y_0 + 4.Y_1 + Y_2) + \frac{h}{3} (Y_2 + 4.Y_3 + Y_4) + \dots + \frac{h}{3} (Y_{2m-2} + 4.Y_{2m-1} + Y_{2m})$$

Et on tire une formule générale :

$$\int_a^b Y.dX = \frac{h}{3} \left[(Y_0 + Y_{2m}) + 4(Y_1 + Y_3 + \dots + Y_{2m-1}) + 2(Y_2 + Y_4 + \dots + Y_{2m-2}) \right]$$

I-II) METHODE DE RECHERCHE DE FIBONACCI

Par définition la suite des nombres F_N dite suite de Fibonacci est définie comme suit:

$$F_0 = F_1 = 1$$

Etp pour $N \geq 1$

$$F_N = F_{N-1} + F_{N-2}$$

Le terme général de cette suite est donné par la relation suivante:

I-2-1 °) Recherche d'un optimum par la methode de FIBONACCI.

Quelle que puissante que soit la technique dichotomique, il en existe néanmoins une meilleure : la methode de recherche séquentielle minimax conçue par KRIFFER dite methode de recherche de FIBONACCI.

1°) recherche (pas 1)

Supposant que l'on dispose d'un intervalle " L_1 ", les deux premiers essais se trouvent à une distance " l " de chaque extrémité. Cette distance est donnée par la relation suivante:

$$l = \frac{F_{N-2}}{F_N} L_1$$

Où: F_N est le nombre de fibonacci, est N le nombre total d'essai fixé arbitrairement au départ.

Ces deux premiers essais sont localisés en x^1_1 et x^2_1 définis par:

$$x^1_1 = a_1 + l_1 = a_1 + \frac{F_{N-2}}{F_N} L_1$$

$$x^2_1 = b_1 + l_1 = a_1 + L_1 - l_1 = a_1 + L_1 \left(1 - \frac{F_{N-2}}{F_N}\right)$$

Puisque $F_N = F_{N-1} + F_{N-2}$ ceci implique que $F_N - F_{N-2} = F_{N-1}$ et par conséquent

$$x^2_1 = a_1 + \frac{F_{N-1}}{F_N} L_1$$

Où a_1 et b_1 sont les extrémités de l'intervalle " L_1 "

Schématiquement on représente cela comme suit:

I-2-2) Deuxième recherche (pas 2) Le nouveau

Le nouveau intervalle appelé "subintervalle" a pour longueur définie suivant que $y(x_1) > y(x_2)$ soit plus grande ou plus petite que $y(x^*_1)$

Cas I

Si $y(x^*_1) > y(x_1)$

Dans ce cas le minimum se trouve dans l'intervalle définie par L_2 x^*_1 et b_1 , et l'on se calcule comme suit:

$y(x'_I)$ soit plus grande ou plus petite que $y(x''_I)$.

CAS I

$y(x'_I) > y(x''_I)$.

Dans ce cas le minimum se trouve dans l'intervalle définie par L_2 x'_I , b_I

et L_2 se calcul comme suit :

$$L_2 = L_I + l_I = b_I - x'_I$$

$$L_I - \frac{F_{N-2}}{F_N} L_I = L_I \left[1 - \frac{F_{N-2}}{F_N} \right]$$

Puisque $F_N = F_{N-1} + F_{N-2}$ donc

$$\frac{L_2}{L} = L_I \frac{F_{N-1}}{F_N}$$

Et les deux essais se localisent en x'_2 et x''_2 définie comme suit:

$$x'_2 = x'_I + l_2$$

$$x''_2 = b_I - l_2$$

Où l_2 est donnée par la relation de récurrence:

$$l_2 = \frac{F_{N-3}}{F_{N-1}} l_1$$

D'où

$$x'_2 = x'_I + \frac{F_{N-3}}{F_{N-1}} L_2 = a_I + \frac{F_{N-2}}{F_N} L_I = a_I + \frac{F_{N-3}}{F_{N-1}} L_1$$

$$a_I + \frac{F_{N-1}}{F_N} L_1 = x''_1$$

$$x''_2 = b_I - l_2$$

$$= x'_I + L_2 - \frac{F_{N-3}}{F_{N-1}} L_2$$

$$= a_I + \frac{F_{N-2}}{F_N} L_2 + \left[\frac{F_{N-1} - F_{N-3}}{F_{N-1}} \right] \cdot \frac{F_{N-1}}{F_N} L_2$$

$$= a_I + 2 L_2 \frac{F_{N-2}}{F_N}$$

$$= x'_I + \frac{F_{N-2}}{F_N} L_1$$

CAS 2

$$y(x''_2) > y(x'_I)$$

Dans cette situation le minimum se trouve dans l'intervalle $[a_I, x''_I]$

et la longueur L_2 reste toujours la même définie par:

$$L_2 = \frac{F_{N-1}}{F_N} L_I$$

Il est de même que l_2

$$l_2 = \frac{F_{N-3}}{F_N} L_1$$

Et les nouvelles positions des concentrations x' et x'' sont::

$$x'_2 = x_1 + l_1 = x_1 + \frac{F_{N-2}}{F_N} L_1 = x_1 + \frac{F_{N-2}}{F_N} L_1$$

$$\begin{aligned} x''_2 &= x'_1 - l_1 = x'_1 - \frac{F_{N-2}}{F_N} L_1 = x_1 - \frac{F_{N-2}}{F_N} L_1 \\ &= x_1 + \frac{F_{N-2}}{F_N} L_1 - \frac{F_{N-2}}{F_N} L_1 = x_1 \end{aligned}$$

Remarque:

Dès que l'on a amorcé une recherche de FIBONACCI, il est facile de décider ce qu'il y a lieu de faire à chaque étape. En effet, puisque dans chaque intervalle d'incertitude non éliminé se trouve un essai antérieur, il suffit pour continuer la recherche de placer l'essai suivant symétrique par rapport à celui qui appartient déjà à l'intervalle.

Préciser l'emplacement du premier essai revient donc à déterminer complètement une recherche de fibonacci.

I-2-3) Précision de recherche

On a vu qu'après les deux premiers essais, le nouveau subintervalle L_2 est:

$$L_2 = L_1 + l_1 = \frac{F_{N-1}}{F_N} L_1$$

Et que

$$l_2 = \frac{F_{N-3}}{F_{N-1}} L_2$$

Pour continuer la recherche on définit un troisième intervalle L_3 tel que

$$L_3 = L_2 - l_2 = \frac{F_{N-2}}{F_{N-1}} L_2 = \frac{F_{N-3}}{F_N} L_1$$

Et que

$$l_3 = \frac{F_{N-4}}{F_{N-2}} L_3$$

Si on continue le raisonnement, l'intervalle L_m sera donné par la relation de récurrence suivante:

$$L_m = \frac{F_{N-(m-1)}}{F_N} L_1$$

ET

$$l_m = \frac{F_{N-(m+1)} L_M}{F_{N-(m-1)}}$$

Etona pour Néssais ,la précision notée est donnée par

$$= \frac{L_M}{L_I} - \frac{I}{F_N}$$

on remarque par exemple que opour reduire l'intervalle d'incertitude à un pour cent de sa longueur initiale ,la technique de FIBONACCI N requiert que dix essais environ alors que ce même résultat nécessiterait quatorze essais dichotomique.

A N N E X E II
O=O=O=O=O=O=O=O

Solubilité du chlorure d'hydrogène dans l'eau .

Tableau I

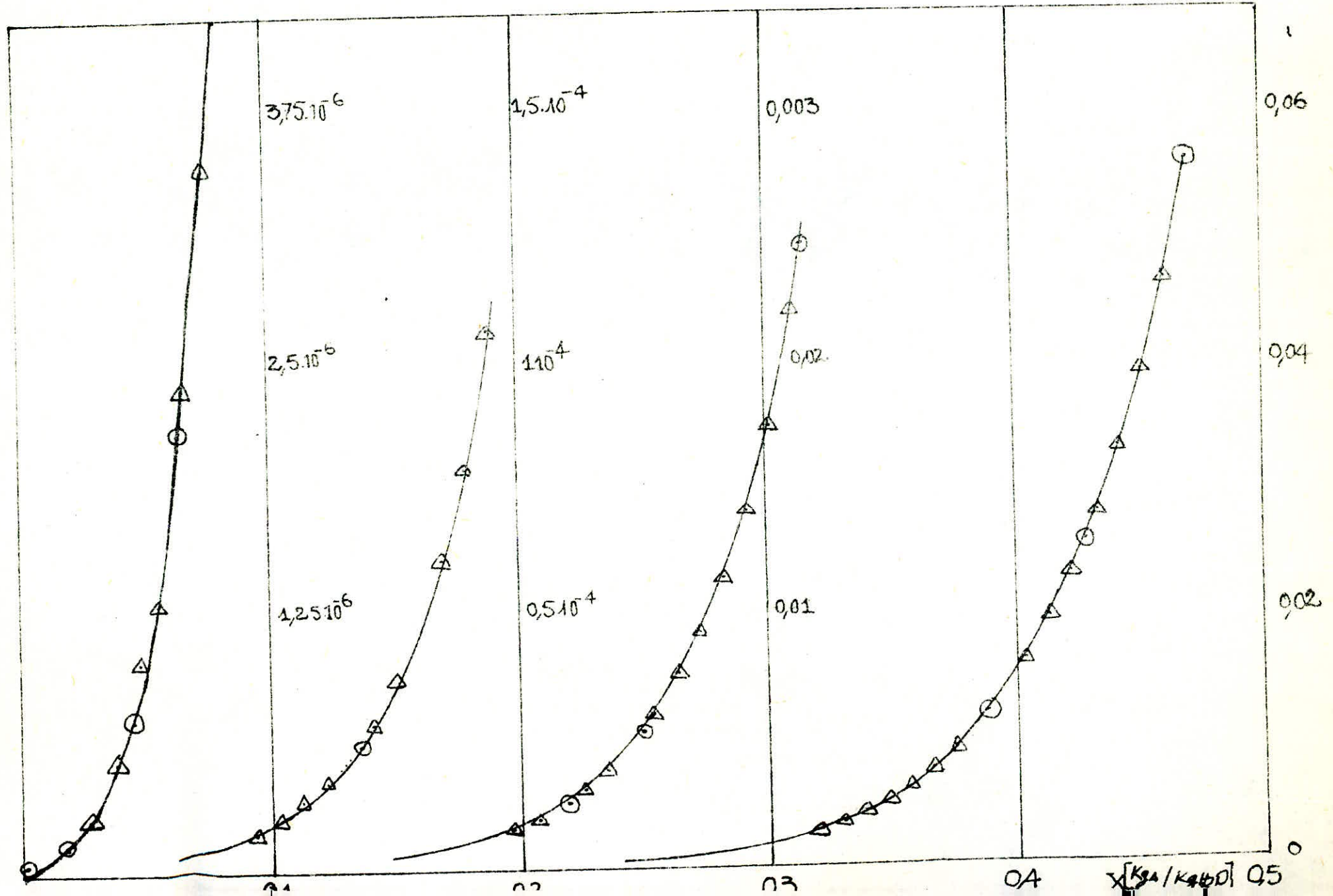
Kg DE HCL par 100 Kg de H ₂ O	pression part'elle de HCL en atm				
	20°C	30°C	50°C	80°C	110°C
47,0	23,5	44,5	141	188	760
38,9	4,90	9,90	35,7	188	760
31,6	1,0	2,17	8,9	54,5	253
25,0	0,205	0,48	2,21	15,6	83
19,05	0,0428	0,106	0,55	4,66	28
13,64	0,0088	0,0234	0,136	1,34	9,3
8,70	0,00178	0,00515	0,0344	0,39	3,10
4,17	0,00024	0,00077	0,0064	0,095	0,93
2,04	0,000044	0,000151	0,00140	0,0245	0,280

Constante et exposant de l'equation H.T.U)_G = A $\frac{G^B}{L^C}$ Sc_G^{0,5}

H.T.U = (n) ; G = Kg/hm² ; L = Kg/hm² .

garnissage	A	B	C	G	L
Anneaux de Raschig					
∅ 9,5	0,707	0,45	0,47	976 6 2440	2440 * 7330
∅ 25,4	2,14	0,39	0,58	976 * 3900	1950 * 2440
	1,95	0,32	0,58	976 * 3950	2440 * 22000

Courbe $Y^* = f(x)$ 1^{er} hypothèse



Courbe $C_p = f(x)$.

fig-10

$\frac{1}{x^2}$
 $2 \cdot 10^{-2}$

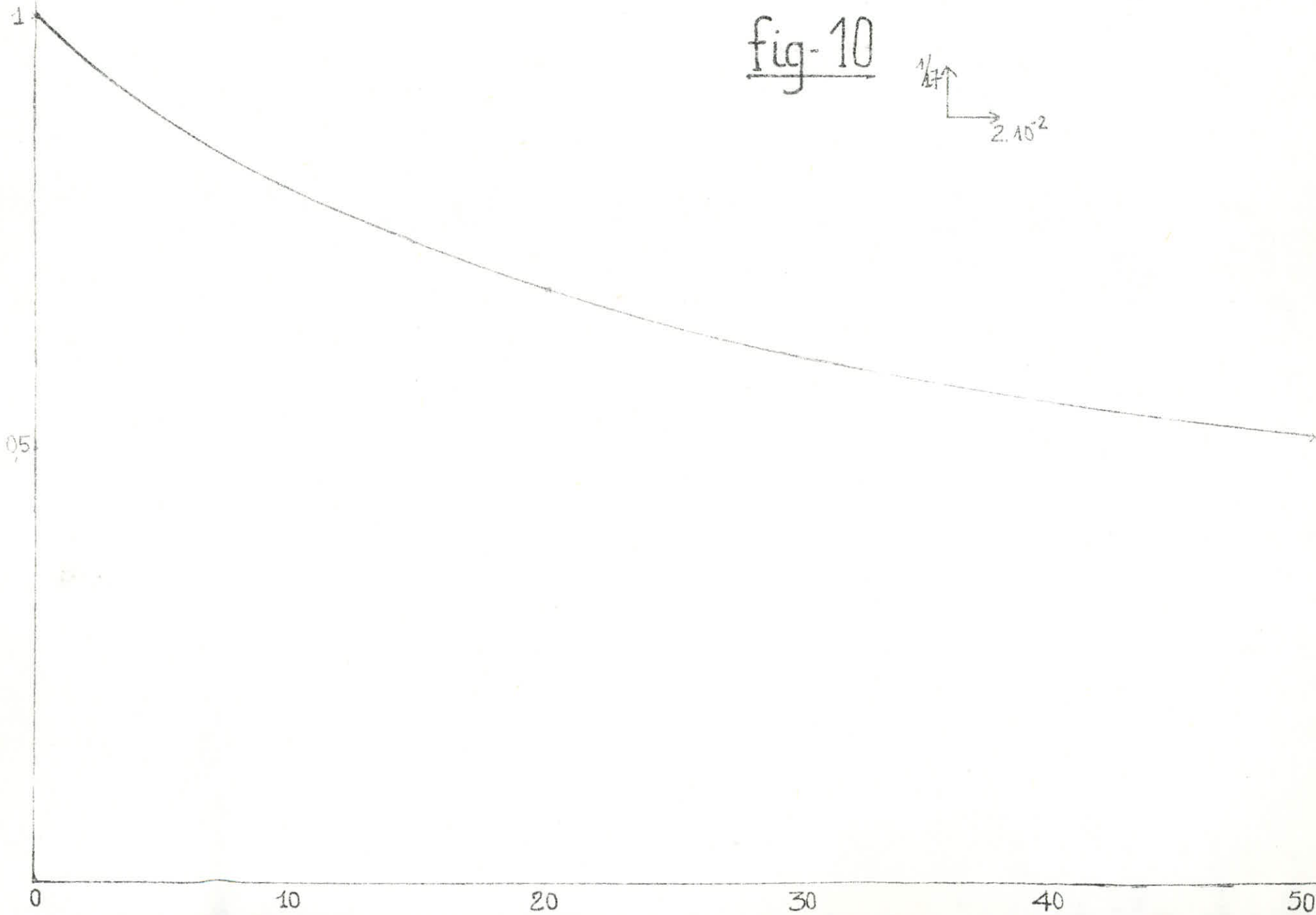
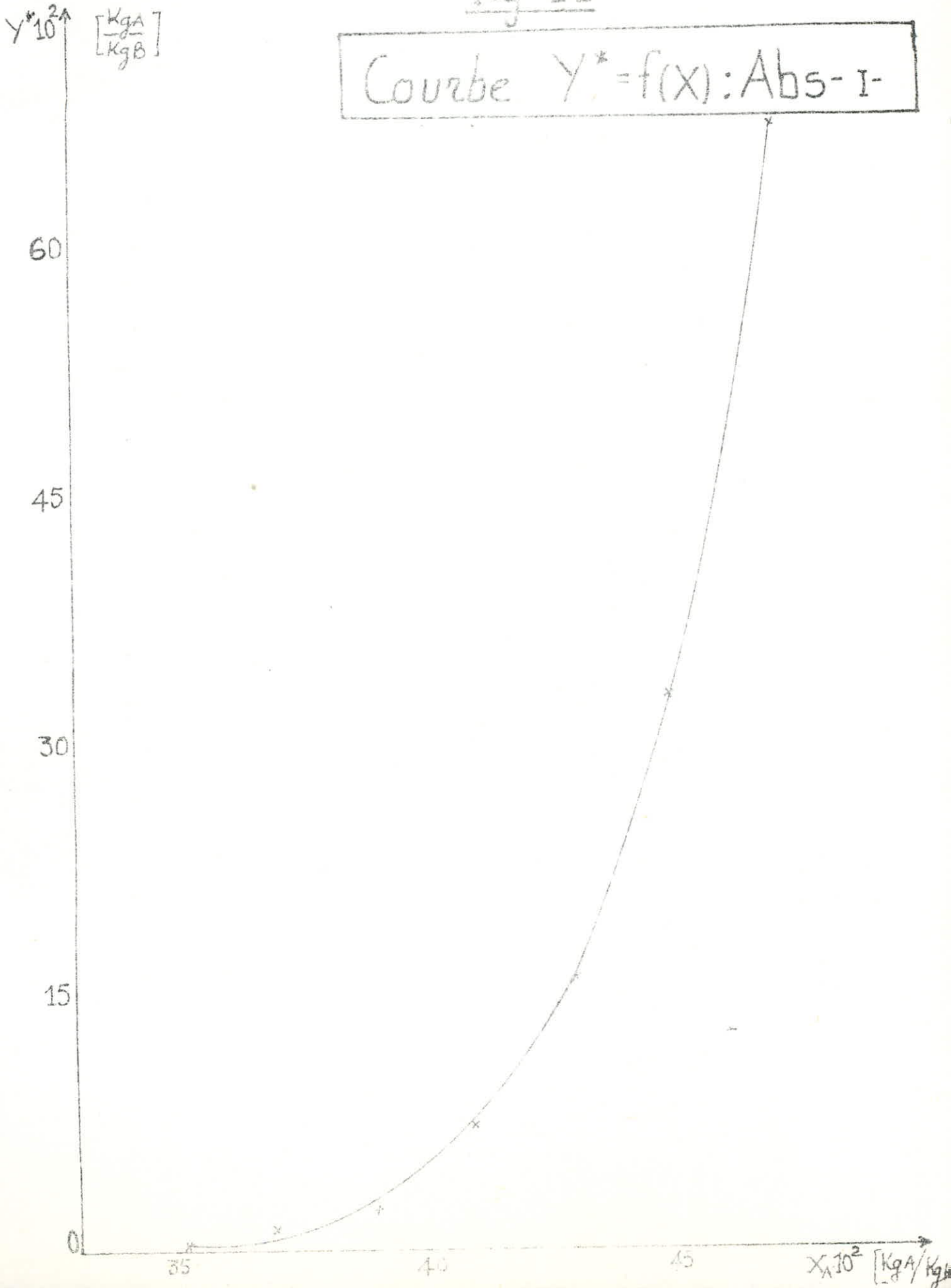


fig-11

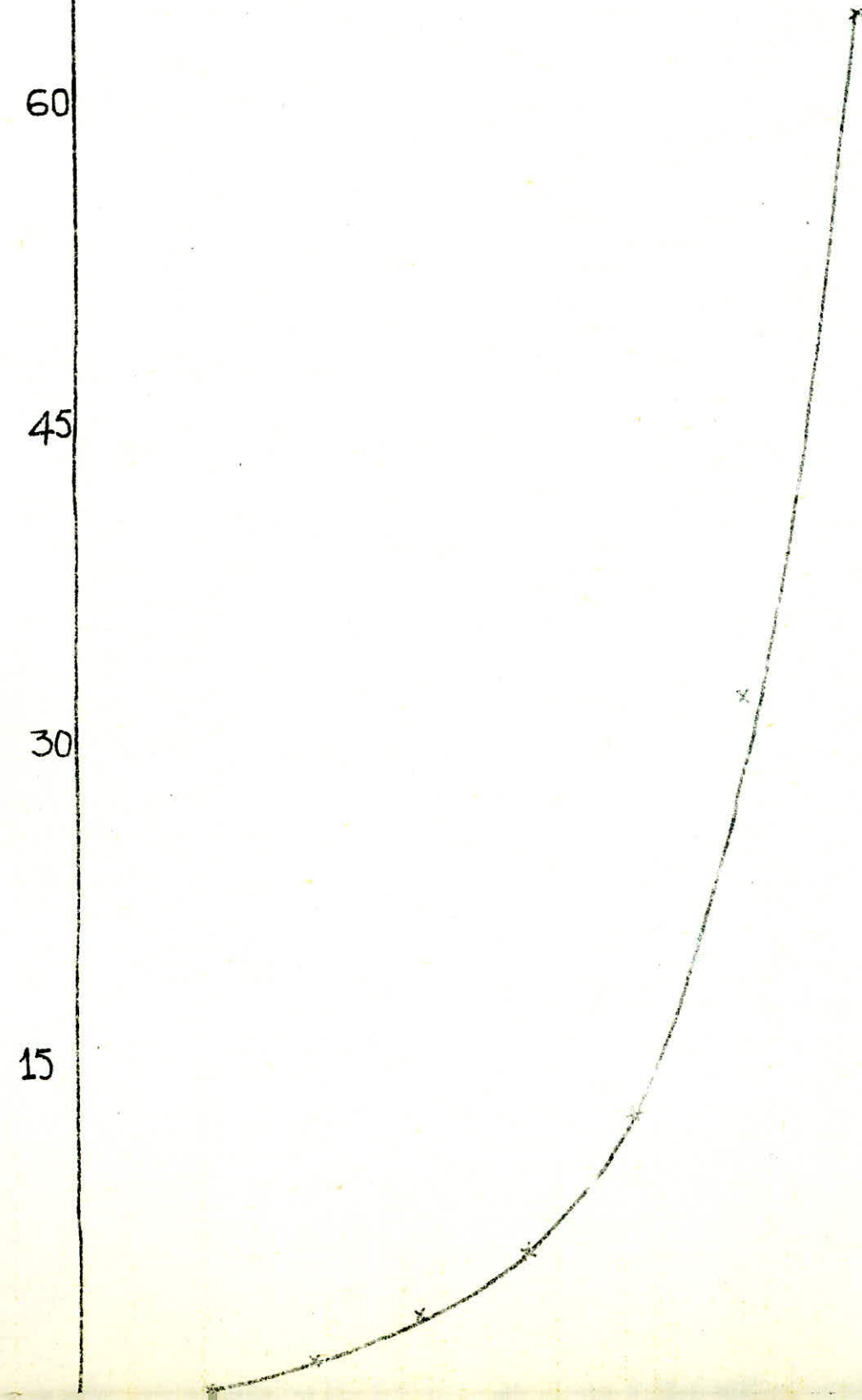
Courbe $Y^* = f(X)$: Abs-I-



Courbe $Y^* = f(x)$. Abs-I-1-

$Y \cdot 10^3$
 $\left[\frac{\text{Kg A}}{\text{Kg B}} \right]$

fig-12



Courbe $Y^* = f(x)$ Abs-I-2-

fig-13

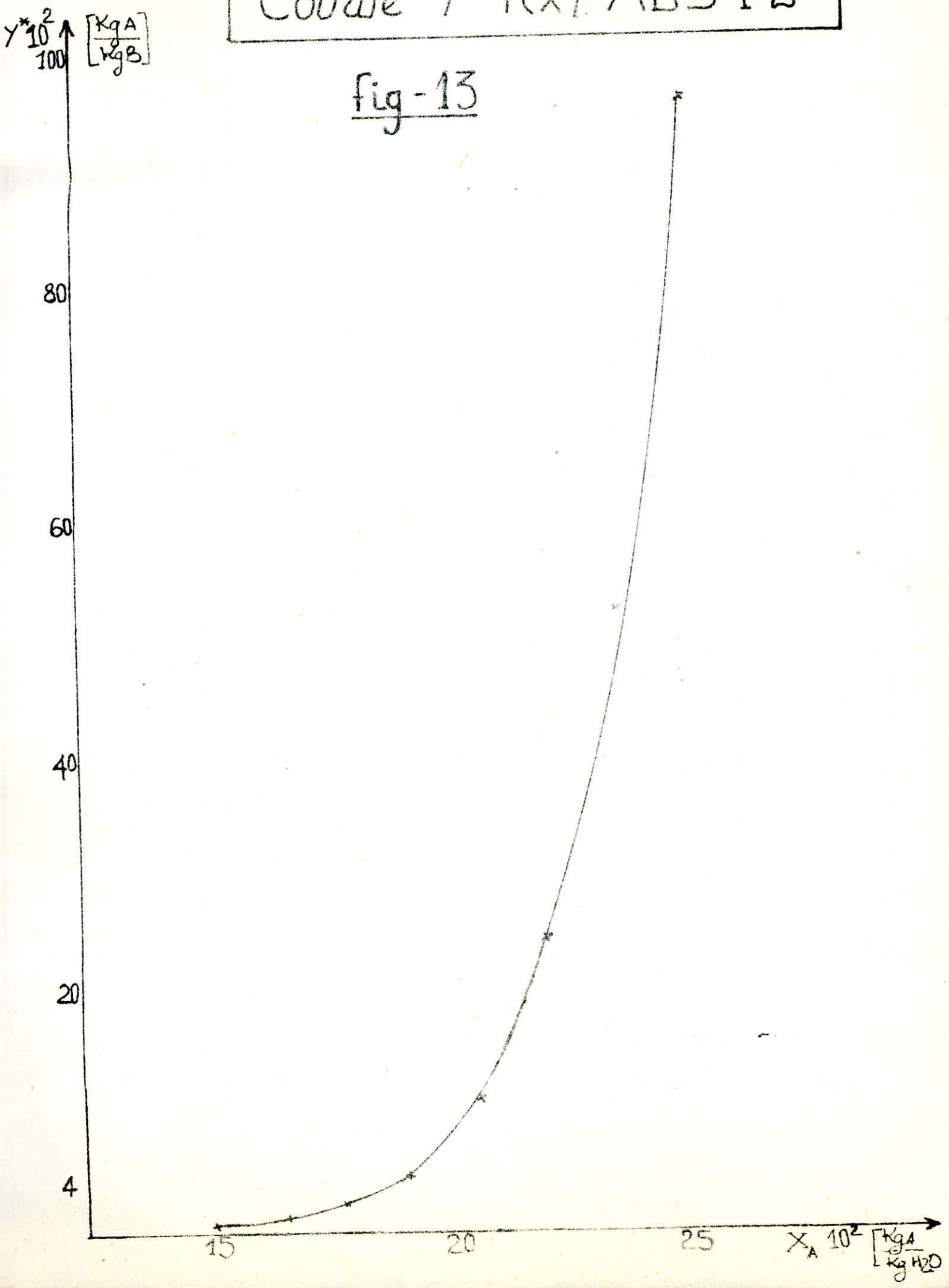
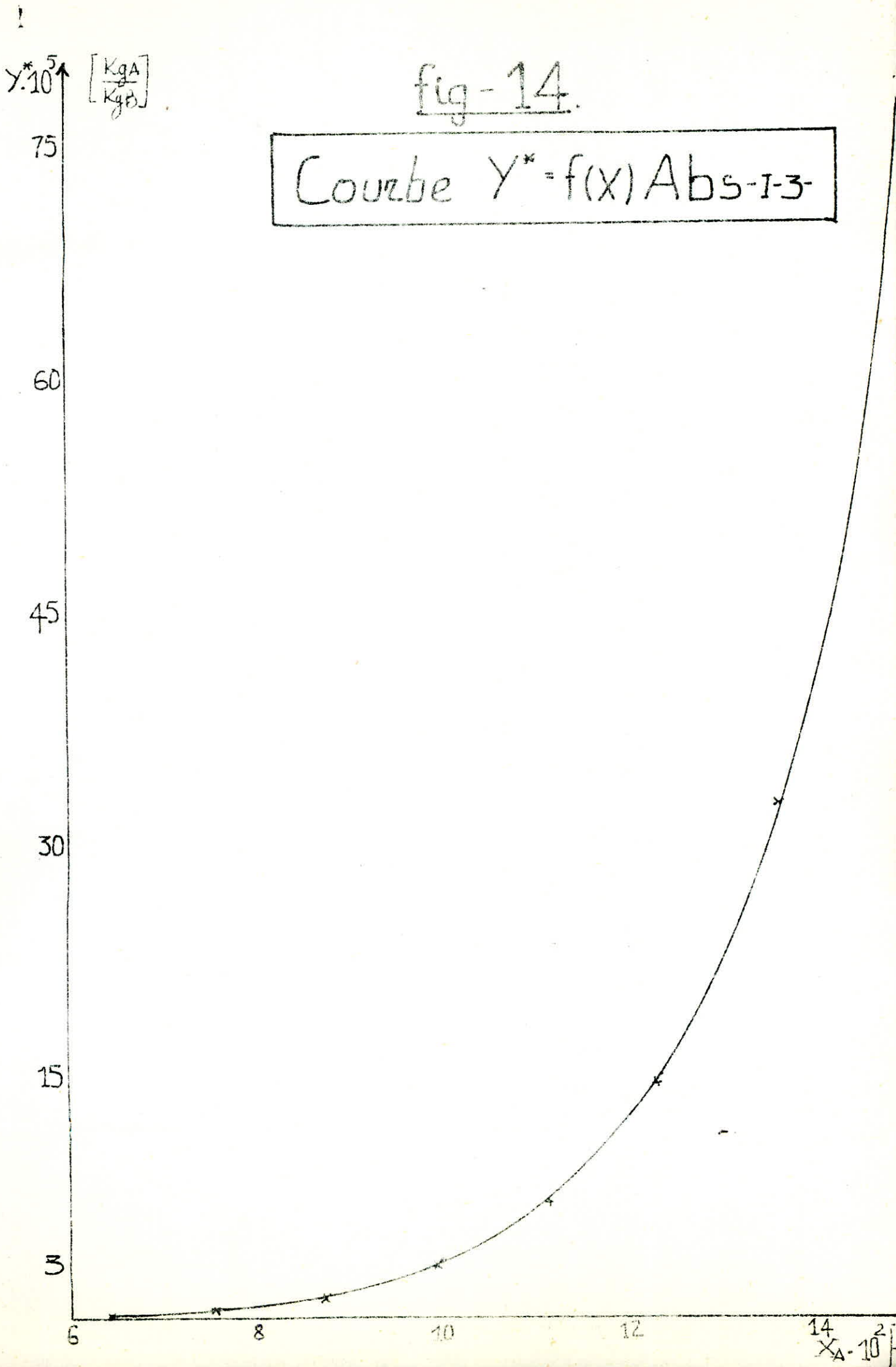


fig-14.

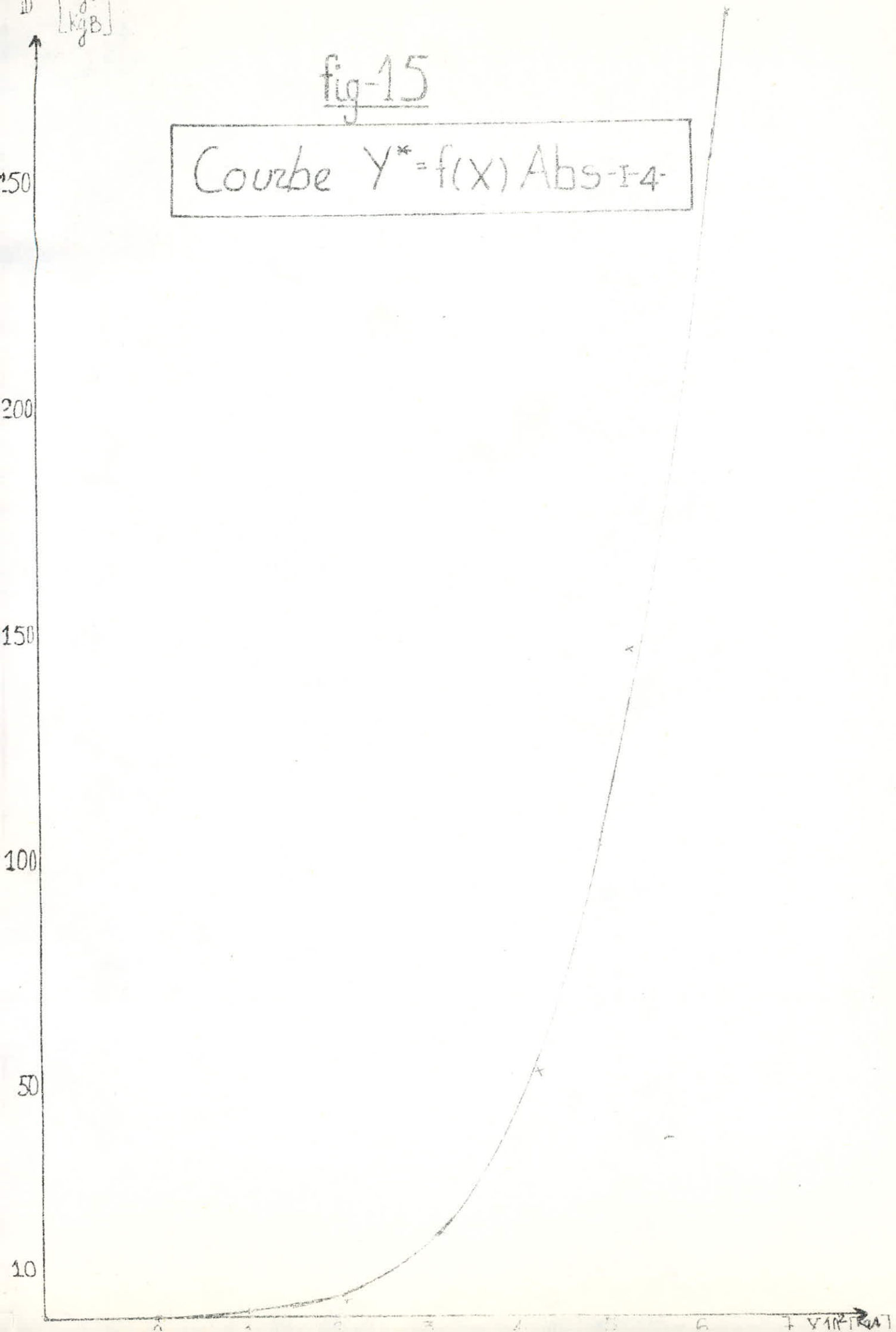
Courbe $Y^* = f(X)$ Abs-I-3-



x_0^+
[kgA]
[kgB]

fig-15

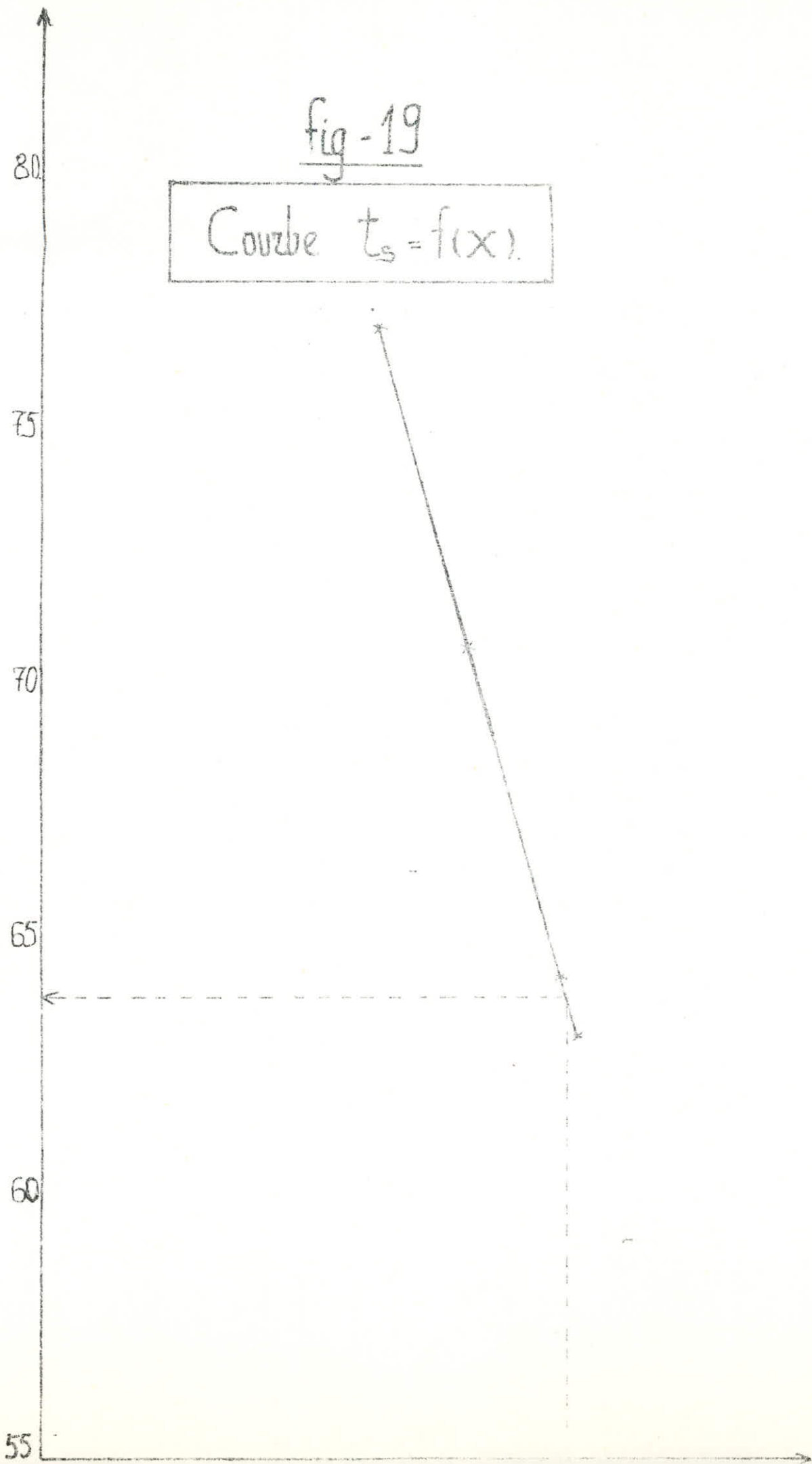
Courbe $Y^* = f(x)$ Abs-I-4



$t^{\circ}\text{C}$

fig-19

Courbe $t_s = f(x)$



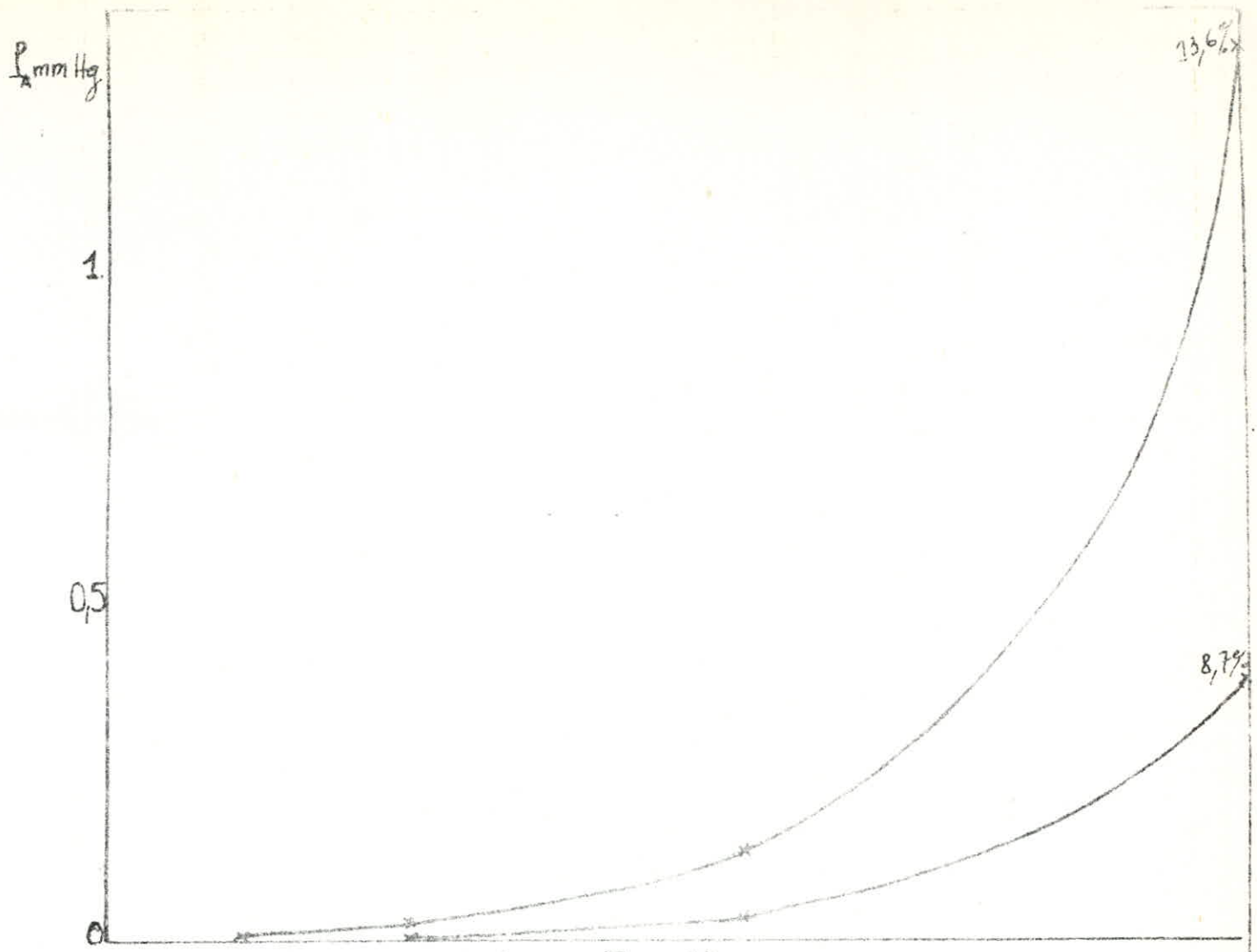


fig-2- Courbe $P = f(t)$.

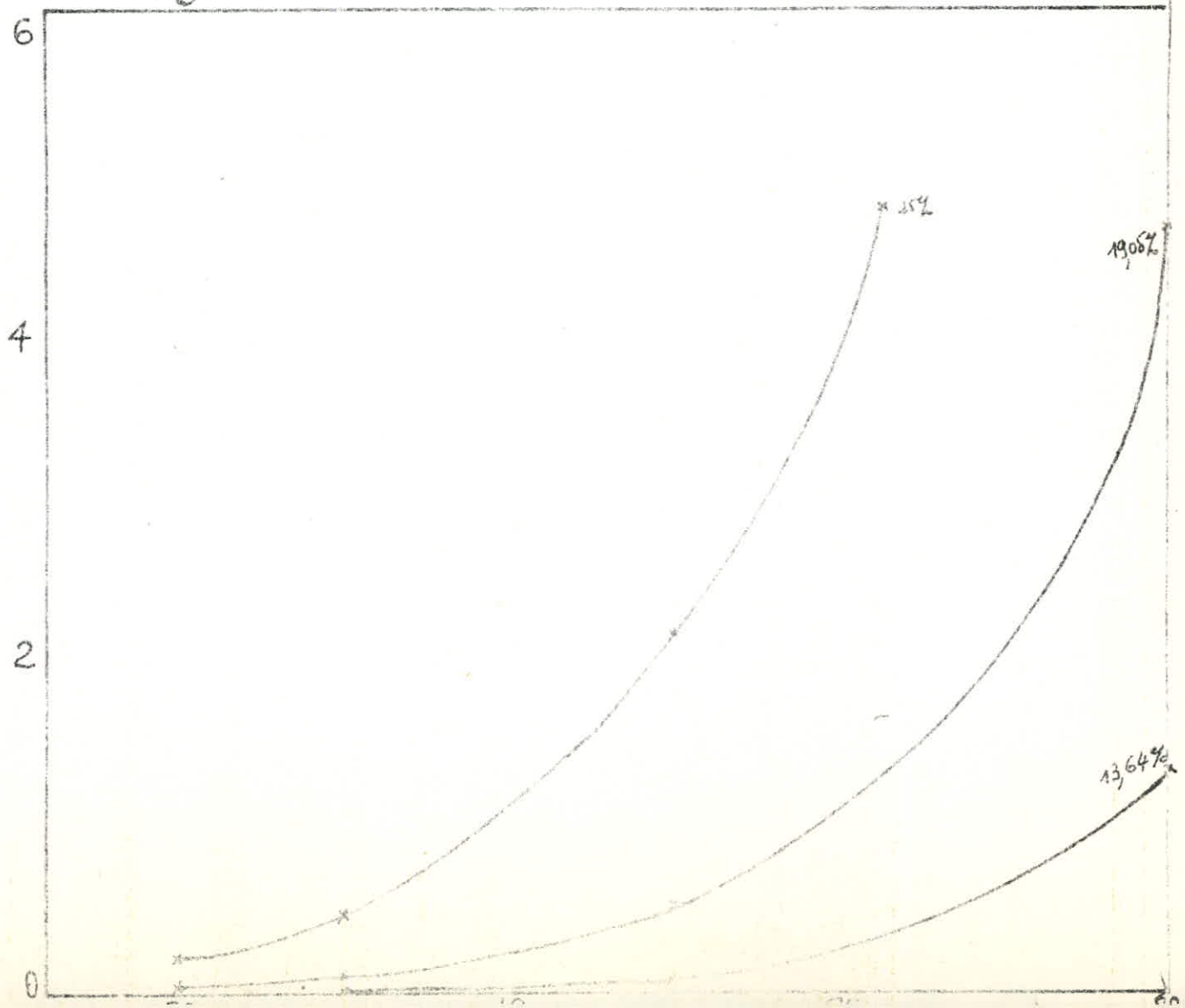


fig -18

Courbe $Y^* = f(X) \text{ Abs-1}$

50

40

30

20

10

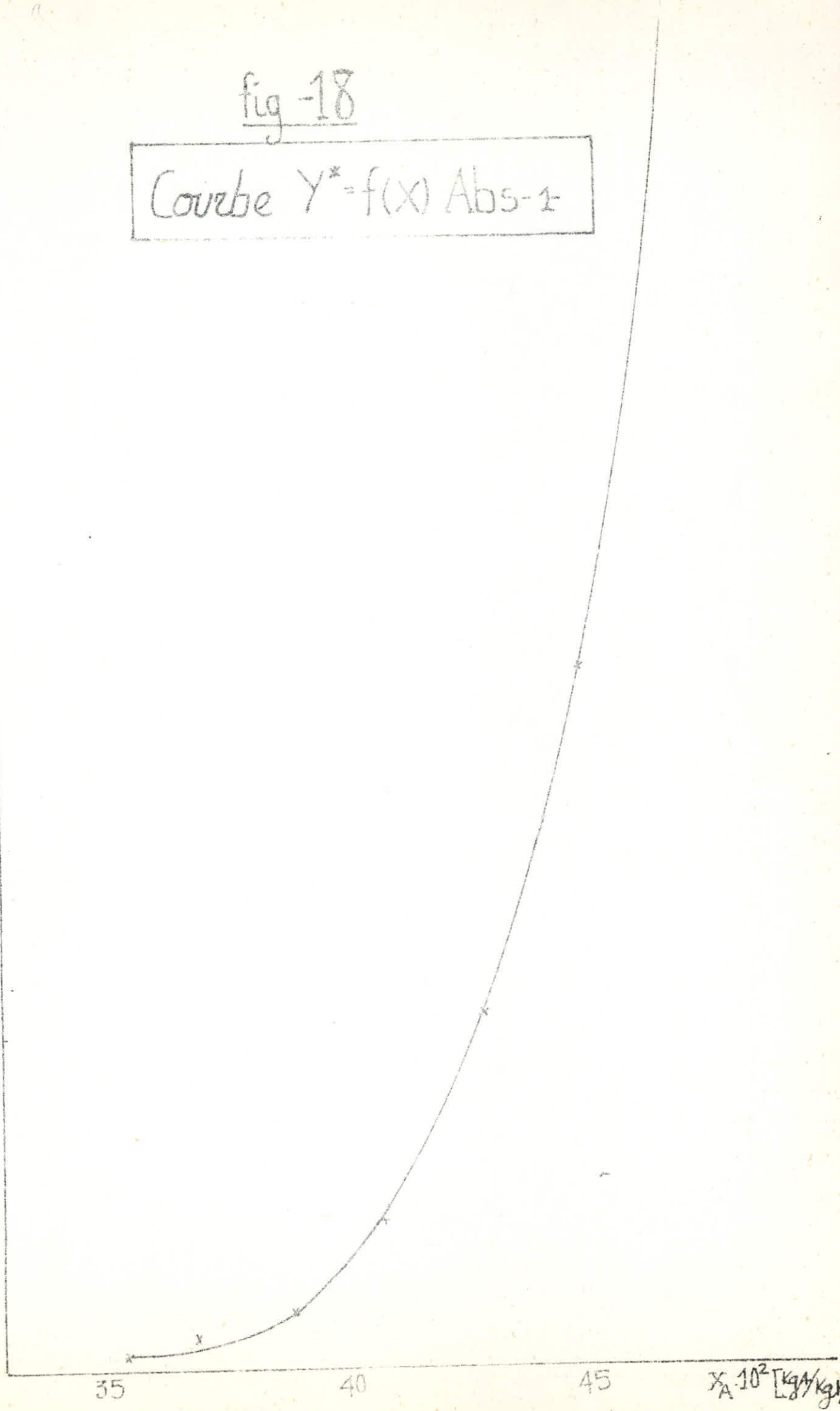
2

35

40

45

$X_A \cdot 10^2 \text{ [kg/kg]}$



PERRY & CHILTON

Chemical engineer'Hand Book

5° Edition MacGraw Hill NEW YORK

PARIS . A

Les procedés de rectification dans l'industrie chimique .

Dunod PARIS 1959 .

II- HOBLER

Procedes d'absorption dans l'industrie chimique .

I2- SHERWOOD & R^E

Aborption and Extraction .

Edition Mac Graw Hill NEW YORK 1952 .

I3- WUTHIER PIERRE /.

Le pétrole , Raffinage et génie chimique .Tome I&2

Edition technip 1965 .

I4- Technique de l'ingenieur .

I6- Chimie et industrie (génie chimique) N° 23 VOL I05

NOV 72 .