

4/80

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GÉNIE CHIMIQUE

1 ed



PROJET DE FIN D'ETUDES

Sujet : **ETUDE**
DE LA SECTION DE
DES HYDROGENATION
CATALYTIQUE DE
L'ETYL BENZENE EN STYRENE

Proposé par : Mr V. VANTCHOURINE Etudié par : K HOCEINE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GÉNIE CHIMIQUE



PROJET DE FIN D'ETUDES

Sujet : **ETUDE**
DE LA SECTION DE
DESHYDROGENATION
CATALYTIQUE DE
L'ETYL BENZENE EN STYRENE

Proposé par : **M. V. VANTCHOURINE** Etudié par : **K. HOCEINE**



وزارة التعليم العالي
المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
مصلحة: الهندسة الكيميائية
الموجه: فانتشورين
الطالبة الهندسة: حسني كريمة

الموضوع: دراسة الجزء الخاص بعملية نزع الهيدروجين من الإثيل بترن لتحويله إلى فئيل الإثيلين
الفلخبي: تبين هذه الدراسة المصانئ الفيزيائية والكيميائية لفئيل الإثيلين ومعتلق الطرق الصناعية
الإنتاجة. ثم معتلق المفاعلات المستعملة في عملية نزع الهيدروجين ومصانئ هذا
النفاعل، مع التوضيح بأن الإنتقال من طبقة معتز أفقية إلى 4 طبقات
عمودية يؤدي إلى: انخفاض في الضغط ورجح في عملية نقل الغازات
بالنسبة للطاقة.
وفي الأخير ظهر لنا إلى وضع ميزانيات المادة و الحرارة للمفاعل وحساب
المركبات المتولدة له أي: الفرتين والمبادل الحراري

Sujet : Etude de la section de déshydrogénation catalytique de l'ethyl benzene en styrene.

Résumé: Cette étude fait l'objet d'une présentation des caractéristiques physico-chimiques du styrène et des différents procédés de sa production. Des différents réacteurs de déshydrogénation, en montrant que le passage d'une couche horizontale à 4 couches radiales permet de diminuer la perte de charge et réaliser une économie dans le transport de gaz. Enfin on a établi les bilans de matière et de chaleur du réacteur et le calcul des installations auxiliaires, à savoir, les 2 fours et l'échangeur.

Subject: The study of catalytic ethyl benzene dehydrogenation section in the Styrene manufacture plant.

Abstract: This study concerns the physical and chemical properties of styrene, and different process used for its production, in the other way, different kind of catalytic dehydrogenation of ethylbenzene to styrene reactor is given with showing that we can decrease pressure drop and realize an energy economie in transport of gas inr the reactor with catalytic vertical bed comparatively with the horizontal bed. Finally, the amounts of heat and mass involved in a reactor are reviewed, with calculation of the two furnaces, and the heat exchanger.

> MEMBRES DU JURY <

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

PRESIDENTE:

M^{elle} MESBOUA

Maître assistante

EXAMINATEURS

M^{me} ABBAS. TURKI

Maître assistante.

M^r CIESLAK

Maître de conférence

M^r VANTCHOURINE

Maître assistant.

REMERCIEMENTS ET DEDICACES

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

mes remerciements les plus chaleureux, et ma gratitude la plus profonde
est due à monsieur VANTCHOURINE, mon promoteur, qui n'a cessé, tout au long
de mon projet de me prodiguer conseils et critiques constructives.

mes remerciements vont aussi à Melle MESBOUA, pour l'aimabilité avec
laquelle, elle a bien voulu assurer la présidence du jury, ainsi que Mme
BAS-TURKI et Monsieur CISLAK, d'avoir accepté de jurer mon travail.

mes remerciements vont aussi à mon père, et à monsieur AISSI Ali de
son attention et de l'aide qu'ils ont prêtées à l'élaboration de ce document.

Enfin pour clore cette liste certainement incomplète, je dois saluer la
sympathie et l'attention de mon entourage, les chaleureux **encouragements** et l'appui
matériel qu'il m'a apportés.

Adieu à toutes et à tous merci.

Enfin, je dédie ce modeste travail.

À mes parents en lesquels j'ai puisé le courage de toujours continuer.

À ma sœur

À mes frères.

K A R I M A

TABLE DES MATIERES

I - INTRODUCTION

II - CONSIDERATION THEORIQUE

- 1- Propriétés physico-chimique du styrène
- 2- Difficultés méthodes de fabrication du styrène.
- 3- Différents types de réacteurs utilisés dans la deshydrogénation de l'ethylbenzène en styrène.
- 4- Caractéristiques générales de la réaction
 - 4-1 données thermodynamiques
 - 4-2 Données cinétiques

III PARTIES C CALCULS.

- 1- Aspect thermodynamique et cinétique de la réalisation industrielle de la réaction de deshydrogénation de l'ethylbenzène en styrène.
 - 1-1 Aspect thermodynamique .
 - 1-2 Aspect cinétique
- 2- Description du schéma de la section catalytique de fabrication du styrène.
- 3- Calcul des réacteurs catalytiques.
 - 3-1 - Réacteur adiabatique à deux couches horizontales de catalyseur
 - 3-2 - Réacteur isotherme.
 - 3-3 - Réacteur adiabatique à 1 couche horizontale et 4 couches radiales.
 - 3-4 - Bilans de matière et de chaleur
- 4 - Calcul des fours
- 5 - Calcul de l'échangeur de chaleur .

4 - CONCLUSIONS

- TABLE DES FIGURES -

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

- FIGURE 1 : Schéma d'un réacteur isothermique (tubulaire).
- FIGURE 2 : Schéma d'un réacteur adiabatique à couche horizontale.
- FIGURE 3 : Schéma de la section deshydrogénation.
- FIGURE 4 : Influence de la température sur X_e
- FIGURE 5 : Influence du rapport molaire sur X_e
- FIGURE 6 : Influence de la température sur la vitesse de réaction ($x = 0,1$) pour n constant.
- FIGURE 7 : Influence du rapport molaire sur la vitesse de réaction à température constante.
- FIGURE 8 : $\ln K$ en fonction de $1/T$.
- FIGURE 9 : Variation de la constante B_{st} en fonction de la température.
- FIGURE 10: Calcul d'un réacteur isothermique.
- FIGURE 11;12,13,14,15 : Evolution de l'inverse de la vitesse de réaction en fonction du taux de conversion.
- FIGURE 16 : Schéma d'un réacteur adiabatique a une couche horizontale et 4 couches radiales.
- FIGURE 17: Schéma de coupe d'un four.
- FIGURE 18: Exemple de calcul chaleur restant dans les fumées en fonction de la chaleur.
- FIGURE 19: Schéma d'un échangeur à 2 passes côté calandre et 1 passe côté tube.

- TABLE DES TABLEAUX -



- TABLEAU 1 : Propriétés du styrène en fonction de la température.
- TABLEAU 2 : Paramètres thermodynamiques à 298 °K
- TABLEAU 3 : Capacité calorifique molaire du styrène pour quelques températures.
- TABLEAU 4 : Bilan de la réaction
- TABLEAU 5 : Taux de conversion en fonction de n , K_p et T
- TABLEAU 6 : Tableau donnant les valeurs de r en fonction de T et n pour $X = 0,1$
- TABLEAU 7 : Calcul du réacteur isotherme
- TABLEAU 8,9,10,11,12 : Tableaux de calcul du réacteur adiabatique de cinq (5) cas.
- TABLEAU : 13 : Tableau récapitulatif du bilan de matière du réacteur adiabatique
- TABLEAU 14 : Tableau récapitulatif du bilan de chaleur du réacteur adiabatique.
- TABLEAU 15 : Composition des fumées (Base 100 N m³ de gaz combustible).
- TABLEAU 16 : Epaisseur utile de la couche de gaz.
- TABLEAU 17 : Bilan thermique de l'échangeur.
- TABLEAU 18 : Tableau des valeurs de calcul de l'échangeur de chaleur.

- N O M E N C I A T U R E -

- : Surface d'échange, surface noire absorbant la même quantité de chaleur que les tubes.
- t : Surface des refractères garnis de tubes, m²
- t : Constante empirique relative au styrène
- z : Distance séparant deux chicanes, m
- o : Chaleur spécifique Kcal/kg °C
- ,De : Respectivement diamètre intérieurs et extérieur.
- ,D_eⁱ : Densités à l'entrée et à la sortie de la couche i de catalyseur.
- E : Effet de radiation des murs en zone convection.
- Et : Economie réalisée par le passage d'une couche catalytique horizontale à 4 couches radiales.
- Ao : Débit molaire en ethylbenzène à l'entrée du réacteur K mol/S.
- F : Coefficient de friction.
- Gi : Débit volumique du constituant i m³/h
- G : Débit volumique du mélange gazeux m³/h
- SG^o
- H : Enthalpie du gaz Kcal /kg
- H : Hauteur d'une couche de catalyseur
- Ho : Coefficient de film externe
- Hi : Coefficient de film interne
- Hi : Coefficient de film interne corrigé
- JH : Fonction de transfert
- K : Constante de vitesse
- Ko : Constante d'équilibre a pression constante
- Ki : Conductivité thermique.
- ,l : Longueur d'un tube.
- Mi : Masse moléculaire du constituant i (Débit massique du gaz chaud).
- Mi : Débit massique du constituant i (Débit massique du gaz froid).
- n : Rapport molaire ethylbenzène-Vapeur d'eau
- P : Pression totale à l'intérieur du réacteur
- DP : Perte de charge.
- PE : Pression partielle en ethylbenzène.
- P : Somme des pressions partielles du gaz carbonique et de la vapeur d'eau.



- : Quantité de chaleur du constituant i
- : Constante des gaz parfaits, (rapport de la quantité absorbée par les tubes à celle libérée par combustion.
- : Résistance de matériaux.
- : Section du réacteur adiabatique (des tubes du réacteur tubulaire).
- : Température
- : Différence de température moyenne pondérée
- , t_c : Température calorique
- : Coefficient de transfert global.
- : Volume de catalyseur
- , X_e : Taux de conversion, taux de conversion à l'équilibre.
- : Taux d'extraction du styrène.
- : Masse volumique.
- : Viscosité dynamique
- : Diamètre de la couche de catalyseur
- = Rendement du compresseur.

I - I N T R O D U C T I O N -

Les premières polymérisations du styrène à l'échelle de laboratoire ont été réalisées en 1840 - 1845 par E. Simon, Blyth et Hoffman, et ce n'est qu'en 1865 qu'a été faite la première synthèse du styrène (BERTHELOT).

Le produit synthétisé ne peut être différencié du styrène extrait du styrax, ~~bonne~~ extrait de l'arbre d'Asie mineure qui porte ce nom, et que les anciens égyptiens utilisaient pour embaumer leurs mommies.

La première tentative de production de ce monomère à l'échelle industrielle a été faite vers 1925 par la compagnie américaine "Nauगतinck Chemical Company", tentative qui a d'ailleurs échoué à cause des difficultés de fonctionnement.

Ce n'est qu'en 1930 avec l'essor qu'a connue l'industrie pétrochimique, et la disponibilité des produits aromatiques, en l'occurrence le benzène, qu'a commencé la production effective du styrène.

Le grand lancement de cette industrie a été fait en 1941 avec l'accroissement de la demande en styrène par les unités de caoutchouc synthétique BUINA S.R, et depuis le styrène occupe une place de choix dans l'industrie des plastiques.

Point de départ de nombreux polymères, copolymères et élastomères synthétiques, le styrène est utilisé comme agent solvant et durcisseur des polyesters dans l'industrie des peintures ; modificateur des huiles naturelles, il est présent dans les stratifiés à base des filtres de verre dans les vernis à titre d'exemple nous sa production aux États Unis entre 1960 et 1985. Donnons

Année	1960	1965	1975	1985
Capacité en milliers de tonnes	791	1270	2000	3100

A présent le principal procédé de la production du styrène reste la deshydrogénation catalytique de l'éthylbenzène.

Cette réaction a lieu soit dans des réacteurs adiabatiques à lit immobile horizontal soit des réacteurs isothermiques (tubulaires). Ces derniers sont caractérisés par certaines imperfections telles qu'une faible capacité et sélectivité, une perte de charge élevée dans une couche de catalyseur, qui ont pour effet d'abaisser les paramètres technico-économiques de fonctionnement de l'unité.

A cet effet la mise au point des réacteurs à plusieurs lits verticaux (couches radiales) de catalyseur présente des avantages évidents du point de vue de l'amélioration des paramètres déjà mentionnés.

Le but de ce projet est de faire l'étude de la section de deshydrogénation catalytique d'une unité de production de styrène à partir d'éthylbenzène en mettant au point un réacteur à couches radiales de catalyseur.

II - CONSIDERATION THEORIQUES.

1- Propriétés physico-chimiques du styrène.

1-1 Propriétés physiques :

Le styrène est un liquide incolore, transparent d'odeur agréable. Il a une action irritante sur la peau et les muqueuses, Il est inflammable et peut donner avec l'air des mélanges explosifs.

Lorsqu'il est exposé à l'air, l'oxydation des aldéhydes et cétone, lui donne une odeur âcre désagréable et pénétrante qui lui est parfois associée. La présence de ces produits d'oxydation dans le styrène modifié la vitesse de polymérisation de celui-ci.

Combustibilité (2) : Le styrène étant un hydrocarbure aromatique est inflammable et forme avec l'air des mélanges explosifs ; Les limites d'explosivité sont de 1,1 à 6% dans l'air, le point d'inflammation et de 31°C.

Toxicité (2) : Le styrène est moins toxique que le benzène, et dans tous les cas il est difficile de séjourner et de travailler dans une atmosphère contenant suffisamment de styrène pour produire une intoxication aiguë, ceci du fait de son odeur et de l'irritation des yeux et du nez qu'il produit. On a trouvé qu'une concentration d'environ 400 P.P.M est admissible pour le personnel.

Solubilité : Le styrène monomère est miscible avec beaucoup de composés organiques liquides. Il est miscible en toute proportion avec l'éther, le méthanol, l'éthanol, l'acétone, le benzène et le toluène.

Certains peroxydes y sont solubles en toute proportion.

Le styrène est un bon solvant pour les caoutchoucs naturels et synthétiques ainsi que pour les matières plastiques et autres composés organiques. Les limites de solubilité avec l'eau sont données par le tableau suivant (1)

°C	eau dans le styrène	Styrène dans l'eau
0	0,020	0,018
10	0,040	0,023
20	0,060	0,029
30	0,080	0,034
40	0,100	0,040
50	0,120	0,045
60	0,140	0,056
70	0,160	0,056
80	0,180	0,062

TABLEAU 1 : Propriétés du styrène monomère en fonction de la température (P = 1 atm)

°C	Densité mg/l		Volume spécifique		VISCOSITE (Cp.)	Tension Superfi- cielle (dynes/Cm)	Presion de Vapeur (mm Hg)	Chaleur dev. risation (Cal /mole
	Liquide	Vapeur 10 ⁶	Liquide	Vapeur				
00	0,9238	8,19	1,0284	122,00	0,976	34,5	1,13	11,250
10,0	0,9150	15,6	1,0028	63,700	0,877	33,4	2,34	11,010
20,0	0,9063	28,3	1,1033	35,200	0,781	32,3	5,53	10,790
40,0	0,8887	81,2	1,1252	20,400	0,621	30,0	14,51	10,410
60,0	0,8712	200,0	1,1478	7,750	0,490	27,8	39,07	10,070
80,0	0,8535	438,0	1,1716	5,000	0,392	25,6	91,74	9,770
100,0	0,8356	871,0	1,1967	2,28	0,312	23,5	192,9	9,490
120,0	0,8174	1600,0	1,2234	1,150	0,248	21,5	370,7	9,220
140,0	0,7988	2760,0	1,2518	0,362	0,196	19,4	660,9	8,940
145,2	0,7939	3110,0	1,2596	0,321	0,184	18,9	760,0	8,870
150,0	0,7893	3460	1,2669	0,2260	0,174	18,4	861,5	8,800

Densité : La densité du produit pur est mesurée avec un picnomètre à 5 températures différentes dans l'intervalle (20 à 60 °C), ce qui donne une droite donnant la densité en fonction de la température et à partir de laquelle, on extrapole la densité pour toute température, pour le gaz on apporte une correction à l'équation Tab I) (1).

Tension superficielle : La mesure de la tension superficielle du produit pur par la méthode capillaire par Ramsay et Shields (1) entre 0 et 60°C donne la relation :

$$\gamma (M V)^{2/3} = K (T_c - T - 6)$$

Où γ est la tension superficielle en dyne /cm, M la masse moléculaire, V le volume spécifique, K une constante qui ne dépend pas du temps, Tc la température critique °C et T la température de travail en °C.

La valeur moyenne de K est de 2,107.

Le tableau I donne les variations de la tension superficielle en fonction de la température (1).

Viscosité (1) : La viscosité du styrène pur est mesurée entre 0 et 60 °C. Tableau I

Indice de réfraction (1) : L'indice de réfraction pour la bande jaune (Bande D 5896 Å) est mesurée à cinq températures différentes à partir du tracé du graphe indice de réfraction - température, permet d'avoir l'équation donnant l'indice de réfraction.

$$n_D = 1,55684 - 0,000518 T \quad (t \text{ °C})$$

Seulement cette méthode est entachée d'erreurs qui sont dues, principalement à :

A/ Impuretés dans l'échantillon. B /erreurs dans le calibrage des instruments C/erreur dans la température de contrôle.

Point de congélation :

Le point de congélation a été mesuré par Anibrod et Rossini (1), dans l'air à 1 atm ils trouvèrent - 30,628 ± 0,008 °C. La relation entre la température d'équilibre solide - liquide et la composition de la phase liquide peut être exprimée par l'équation ayant la forme suivante :

$$-\log h N_1 = \log (1 - N_2) = 1 (T_{f_0} - T_f) (1 + B(T_f - T_{f_0}) + \dots)$$

Dans laquelle les constantes A et B sont déterminées expérimentalement (1).

La détermination de la pureté du styrène par son point de congélation est l'une des méthodes les plus utilisées.

Pression de vapeur, point d'ébullition et chaleur latente de vaporisation : l'équation utilisée est analogue à celle d'Antoine :

TABLEAU 2 : Des paramètres thermodynamique à 298 K

Etat physique	Chaleur de combustion		Chaleur de formation		Entropie de formation		Energie libre de formation	
	$-Dh^{\circ}C$	$\frac{K \text{ cal}}{\text{mol}}$	$\frac{K \text{ Cal}}{\text{mol}}$	$Ds^{\circ} F$	$Ds^{\circ} F$	$\frac{\text{Cal}}{\text{mol}}$	DF	$\frac{K \text{ Cal}}{\text{mol}}$
Liquide	1050,40	+ 0,2	24,72	+ 0,22	- 78,94		48,95	
vapeur	1060,90	+ 0,20	35,22	+ 0,24	- 53,24		51,09	

TABLEAU 3 : Capacité calorifique molaire du styrène pour quelques températures

θ K	20	40	60	80	100	120	140	160	200	220	240	260
CP cal/deg mol.	2,80	7,71	11,02	13,43	15,50	17,67	20,19	23,32	32,36	37,22	42,06	41,03

T° K	280	298,16	300	320	340	360	370	380	400
C_p cal/deg/mol	42,32	43,71	43,86	45,01	46,65	48,44	49,39	50,38	52,48

$$\text{Log } P \text{ (mm Hg)} = 6,957 - \frac{1145,58}{(t + 200,43)}$$

Cette équation donne la pression à $\pm 0,3$ mm Hg.

La température normale d'ébullition est de $145,2$ °C et $\frac{dt}{dp}$ a une valeur de $0,049$ °C /mm Hg les chaleurs latentes de vaporisation sont de $10,500$ cal/mole à 25 °C (Tab 2) à ($145,2$ °C) elle vaut $8,87$ K cal/mol.

Capacité calorifique

Tableau 3

1 - 2 Propriétés chimique du styrène.

Le styrène monomère sert surtout à préparer des hauts polymers et copolymers tels que : le polystyrène, le styrène ~~ebutadiène~~ le styrène acrylonitrile ; styrène ~~ebutadiène~~ acrylonitrile, styrène methacrylate de methyl., cependant, du fait qu'il présente à la fois un moyau aromatique et une double liaison, il se prête à un grand nombre de réactions chimiques. Certaines de ces réactions permettent de préparer des composés intéressants :

Addition de l'hydrogène : formation de α -halo ethylbenzène :

- Hydrogénation : Formation d'ethylbenzène et d'alkylcyclohexane.
- Addition d'halogène : formation de dibromate de styrène.
- Hydratation.

Réaction avec les aldéhydes : formation de styrène glycol.

- Réaction avec les hydrocarbures saturés et insaturés pour donner des produits tels que :

Phenylbenzène et phenylcyclohexènes.

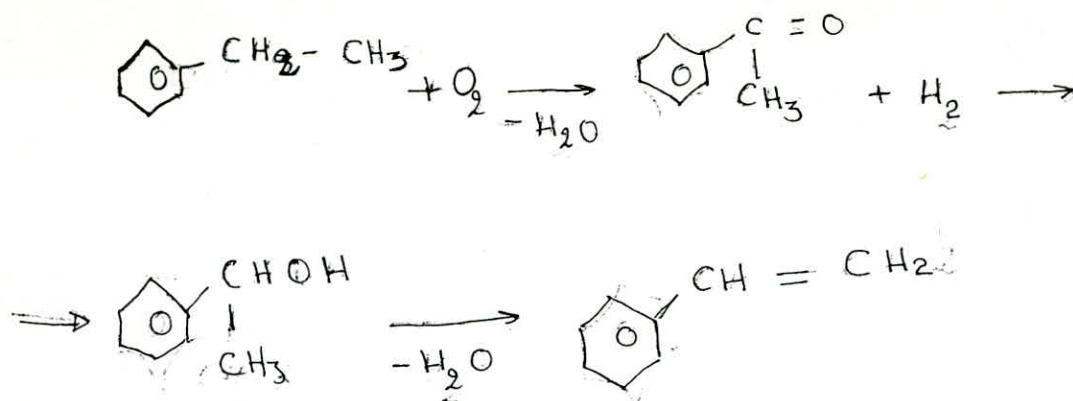
- Oxydation : formation de l'~~oxydation~~ de styrène.

Réaction avec le soufre et autres composés tels que les composés nitrés, les alkali - métaux, les cétones.

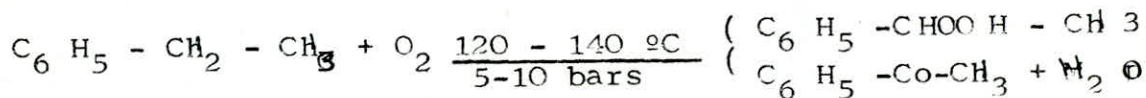
2. - Les différentes méthodes utilisées pour la fabrication du styrène:

Les anciens procédés de fabrication du styrène, qui reposaient sur la chloration de la chaîne latérale de l'ethylbenzène, puis sa deshydrochloration ne sont plus utilisés.

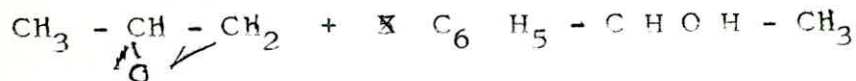
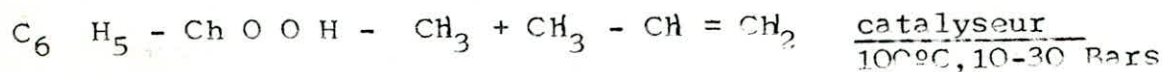
De même l'oxydation de l'ethylbenzène en acetophénone, suivie de la réduction en carbinol et de la déshydratation de ce dernier à beaucoup perdue d'importance, cette méthode n'est plus pratiquée que dans une unité en Espagne.



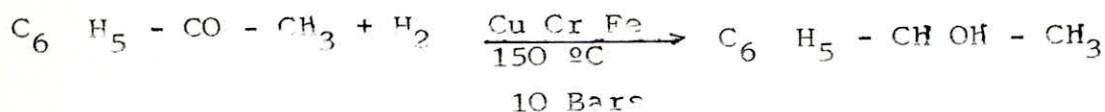
Une partie de la méthode d'oxydation, la déshydratation du methylphenylcarbinol est encore exploitée aujourd'hui à un autre propos dans une variante du procédé Halcon, procédé dans lequel l'éthylbenzène, sous la forme de son peroxyde, peut être utilisé comme système auxiliaire d'oxydation dans l'oxydation indirecte du propène en oxyde de propylène.



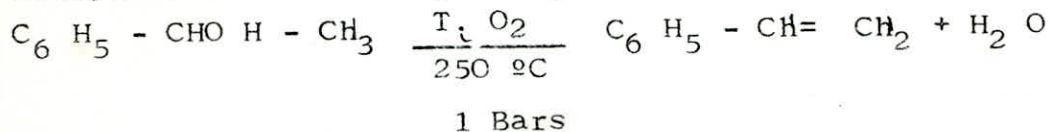
Époxydation du propylène.



Hydrogénation de l'acétophenone en methyl phenylcarbinol :



Deshydratation du methylphenylcarbinol en styrène.



Ces deux méthodes sont techniquement difficiles à réaliser.

La méthode de fabrication du styrène, la plus répandue est toutefois la deshydrogénation catalytique de l'éthylbenzène :



$$\text{Dh}_r = 29 \text{ K cal/mol.}$$

90,1 % de la totalité du styrène est produit à partir de l'ethylbenzène.

De nombreuses firmes ont mis au point des procédés de deshydrogénation de l'ethylbenzène et aussi l'oxydeshydrogénation, c'est à dire avec apport simultané d'oxygène en quantité telle que la réaction se déroule de façon rigoureusement isotherme.

Distillers (5) par exemple a mis au point pour l'oxydeshydrogénation de l'ethylbenzène, un catalyseur à brase d'oxyde de vanadium, de magnesium et d'aluminium; ceci permettrait d'atteindre une sélectivité de 95%. Les procédés d'oxydeshydrogénation de l'ethylbenzène ne sont pas encore exploités sur le plan industriel.

Un developpement récent en provenance de l'U.R.S.S. Consiste en une combinaison de la deshydrogénation endothermique de l'ethylbenzène et de l'hydrogénation fortement exothermique du nitrobenzène en aniline, en une seule phase opératoire. La réaction résultante faiblement exothermique, donne du styrène et de l'aniline dans le rapport pondéral de 3,3 /1 avec une sélectivité globale supérieure de 99% pour les 2 produits.

L'application industrielle de cette méthode n'a fait l'objet jusqu'à présent d'aucune publication.

Parmi les procédés de fabrication du styrène une place particuliere revient au procédé stex de toray qui repose sur l'extraction du styrène à partir d'essence de pyrolyse, celle-ci contenant environ 6 à 8% de styrène, les capacités sont liées de ce fait à celle des unités de craquage qui la produisent.

3 - Différents types de réacteurs utilisés dans la deshydrogénation de l'ethylbenzène en styrène.

Les deux types de réacteurs utilisés dans ce domaine sont le réacteur isothermique et le réacteur adiabatique à une seule couche de catalyseur.

3-1 Réacteur isothermique (tubulaire) :

Un tel réacteur est un échangeur tubulaire de forme ramassée, c'est à dire comportant un nombre relativement élevé de tubes assez étroits. La masse catalytique se présente sous forme de granulés cylindriques ou sphériques dont les dimensions sont de l'ordre de 4-10mm. Le catalyseur est le plus souvent disposé dans les tubes et chauffé aux gaz brûlés circulant dans les espaces intertubulaires (fig) (7,11) avec ce genre d'appareils on a ^{une} surface d'échange assez grande et une faible rétrogradation.

Il y a la possibilité d'équilibrer les pertes de charge donc de répartir le flux gazeux .

Mais ce type de réacteurs pose beaucoup de problèmes dont les plus importants sont :

A/ Isolement thermique du réacteur : Si l'isolement est mal réalisé, les tubes extérieurs travailleront dans des conditions bien différentes des tubes intérieurs.

B/ Uniformité des distributions de débits de charge :

La perte de charge dans les tubes étant relativement importante, elle a un rôle prépondérant en ce qui concerne l'équilibrage des débits entre tubes. Il y'aura donc lieu de faire très attention au moment du chargement de la masse catalytique pour que les tubes aient une perte de charge aussi constante que possible.

C/ Vieillessement de la masse :

Dans ce type d'appareil on constate que la masse catalytique subit une perte d'activité avec le temps : colmatage des tubes.

D/ Enfin, la construction d'un tel réacteur est laborieuse et très coûteuse.

3-2 Réacteur adiabatique

La masse catalytique, généralement granulée, est disposée sous forme d'un ou plusieurs lits homogènes supportés soit par des espaces vides, soit par une matière inerte dans certains cas, le catalyseur remplit le réacteur en totalité (fig 2)(11).

Les réactions effectuées dans ce genre de réacteurs sont des réactions qui soulèvent des difficultés quant à l'apport de la chaleur au lit catalytique, et quant à la réalisation technique des réactions se produisant à une température supérieure à 500°C pour lesquels la fréquence des défaillances des réacteurs comportant un grand nombre de tubes est élevé.

Un réacteur adiabatique est simple à construire et par conséquent meilleur marché, qu'un réacteur tubulaire. Les inconvénients d'un tel appareil sont :

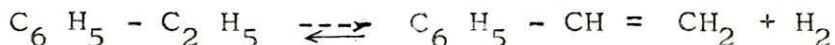
- Une chute de température élevée le long d'une couche, ce qui entraîne un abaissement de la sélectivité et du taux de conversion. Afin de diminuer cette chute de température on ajoute de la vapeur d'eau.

- En opérant avec une couche horizontale de catalyseur on^{est} obligé d'utiliser des réacteurs de diamètre élevé pour éviter de fortes pertes de charge. Dans ce cas le risque d'échouer en uniformité de distribution de charge s'accroît.

A présent on fait des recherches en vue d'améliorer la construction des réacteurs adiabatique, en particulier il est proposé de sectionner les réacteurs par division du volume total de catalyseur en plusieurs couches (2 ou 3) horizontales. Il est évident que même dans ce cas on ne peut pas réduire sensiblement la perte de charge. A cet effet on utilise des réacteurs à couches radiales.

4 - Caractéristiques générales de la réaction 4-1 données thermodynamiques :

La deshydrogénation de l'éthylbenzène en styrène est une réaction endothermique réversible, avec augmentation de volume.



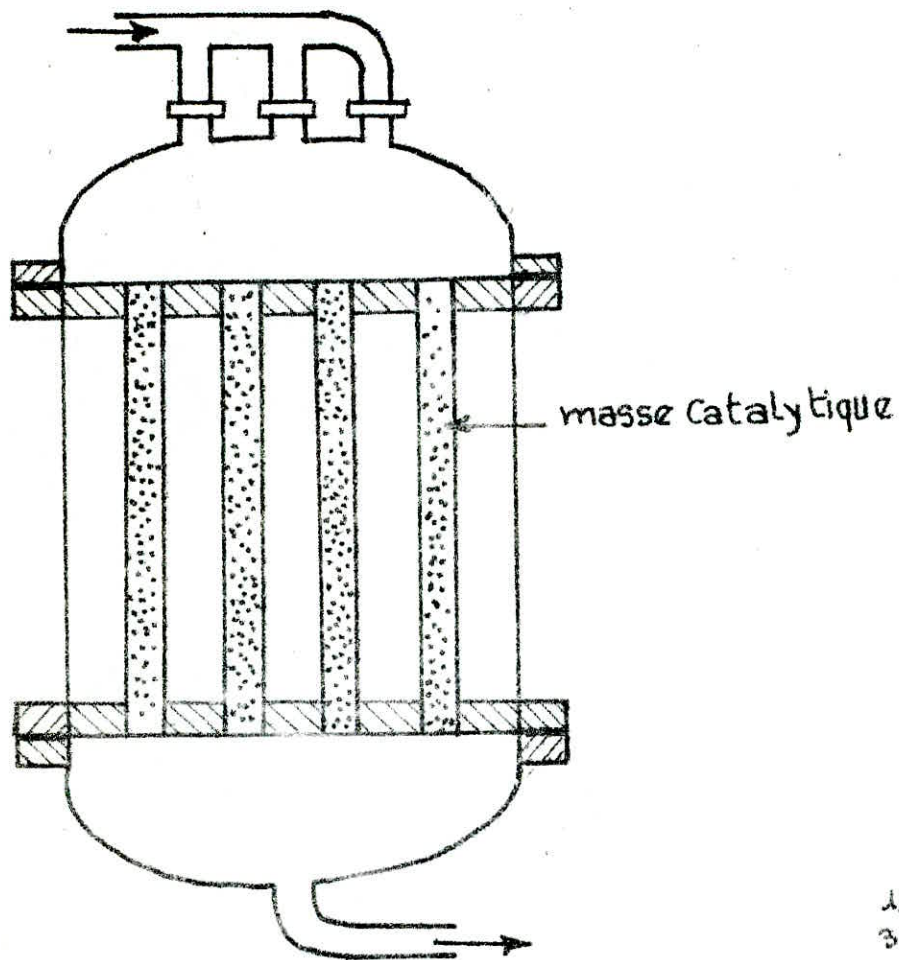
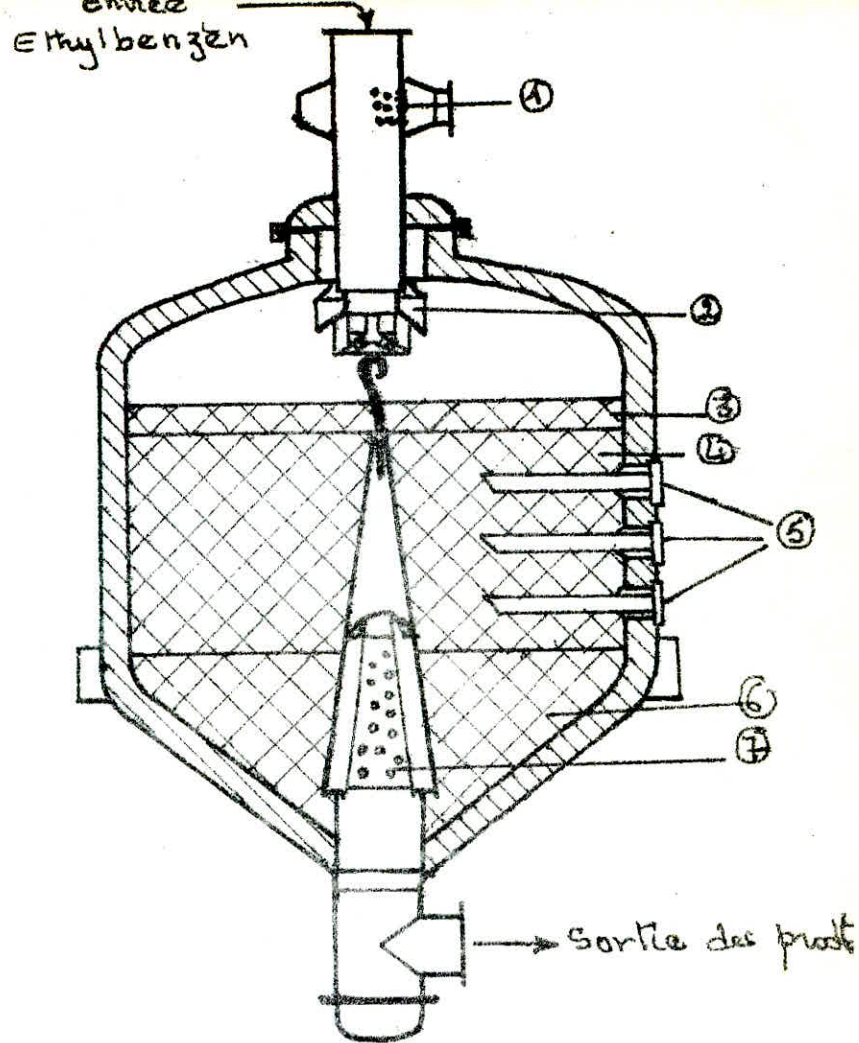


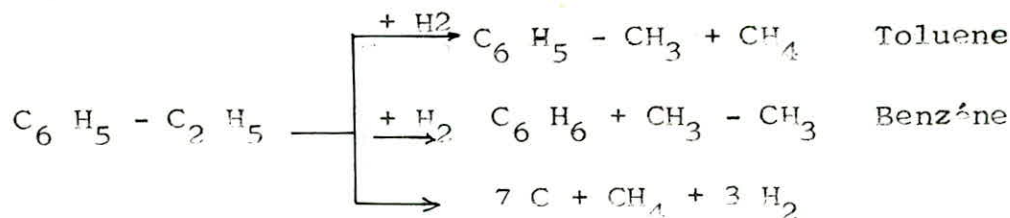
Fig 1 Réacteur Isothermique
(Tubulaire)



1. entrée de vapeur - 2. Distributeur de gaz
3 et 6. Couches d'anneaux Raschig - 5. Thermocouples
7. Cône de vidange.

Fig 2 Réacteur adiabatique

En outre, selon les conditions opératoires, il se produit des réactions secondaires :



Les principaux facteurs qui influent sur la réaction sont la température et la pression. La température de réaction est un paramètre fondamental, on en déduit que le déplacement de l'équilibre vers la formation du styrène sera favorisé par une élévation de la température.

La température maximale admissible est le plus souvent limitée par la sélectivité du procédé, qui est généralement primordiale du point de vue économique. En effet pour des températures élevées certaines réactions secondaires indésirables, telles que : décomposition, hydrogénolyse, polymérisation, craquage etc., font leur apparition.

La réaction de déshydrogénation de l'éthylbenzène a lieu en phase gazeuse, elle est retardée par l'augmentation de la pression. Techniquement, il est très difficile de travailler sous vide. Dans l'industrie en vue de diminuer la pression partielle, on injecte de la vapeur d'eau.

La variation de l'énergie libre standard est donnée par la relation (9).

$$\Delta G_f^\circ = 29720 - 31,1 T \text{ Cal/mole}$$

Energie qui prend des valeurs négatives pour des températures supérieures à 956 ° K soit : 683 °C.

4 - 2 Données cinétiques.

Dans le cas d'une réaction réversible en général, la température influence sur la cinétique de la réaction endothermique, à composition constante. La cinétique de cette réaction a été étudiée dans (10), la vitesse est donnée par

$$R = \frac{K P_o (1-X - \frac{1,3 P_o X^2}{K_p})}{(1 + b_{st} X)^2}$$

En l'absence de catalyseur, dans ces conditions purement thermiques, la réaction de déshydrogénation est très lente et rétrogradée par les réactions secondaires. Avec des catalyseurs appropriés la vitesse de réaction convenable est atteinte à des températures raisonnables.

Le catalyseur permet à la réaction de se dérouler à une température inférieure à celle de la réaction non catalytique, ce qui permet d'exclure certaines réactions secondaires indésirables. [11]

Dans l'industrie on utilise différentes formes de catalyseurs. Le catalyseur forme un lit sur lequel s'écoule le mélange réactionnel ; dans ce cas le catalyseur se présente sous forme de grains, de perles ou de particules de formes irrégulières.

Pour satisfaire aux exigences d'exploitation, il faut parfois associer plusieurs composants :

- Un composant catalytiquement actif, en général finement dispersé de façon que la surface spécifique soit la plus grande possible ;
- Un support catalytiquement inerte.

La déshydrogénation est catalysée par des métaux ou des semi-conducteurs ; ces métaux catalytiques sont essentiellement les métaux de transition et ceux qui, dans la classification périodique, leur sont immédiatement consécutifs, le fer, le cobalt, le nickel, le platine, le palladium, le cuivre et l'argent. Parmi les semi-conducteurs catalytiques, on rencontre des oxydes et des sulfures comme : Cr_2O_3 , V_2O_5 , ZnO , W_2S_5
N : 3 Mo O_3 [11,3]

Le catalyseur industriel fait partie intégrante du réacteur. C'est pourquoi sa conception doit être adaptée à un réacteur, en particulier.

- **Activité du catalyseur** : Il s'agit de la capacité à accélérer une réaction donnée.

Il est souhaitable que son activité soit la plus grande possible, car il en résulte une augmentation de puissance, du réacteur.

- **Sélectivité** : Une sélectivité élevée constitue une des propriétés les plus importantes du catalyseur, elle est bien plus importante encore que son activité catalytique.

Sachant que, dans la production chimique, le coût de la matière première représente de 60 à 90% des dépenses, une faible sélectivité se traduira par une élévation du coût de la production.

Les propriétés des catalyseurs se dégradent au cours de leur utilisation, ceci peut avoir plusieurs causes :

- **Poisons catalytiques** : Ce sont des substances qui se lient très fortement à la surface du catalyseur, en s'adsorbant ou en formant avec la composante active des composés actifs.

- **L'encrassement de la surface** : Lors des réactions faisant intervenir des substances organiques, on assiste toujours à la décomposition des substances en carbone ou en d'autres produits de masse moléculaire plus élevée.

Les produits de décomposition recouvrent la surface des grains, empêchant ainsi l'accès au catalyseur.

-Recristallisation et frittage des catalyseurs :

Les catalyseurs contiennent des produits actifs sous forme micro-cristalline. Aux températures élevées, on assiste à la jonction des cristaux, à la modification de la structure cristalline, etc... IL en résulte une diminution de la surface du produit actif et le vieillissement du catalyseur [11].

Le premier catalyseur de déshydrogénation utilisé dans la production du styrène (1931) reposait sur des systèmes ternaires, à base de ZnO , Al_2O_3 O_3 et CaO (1). En 1957 furent introduits des catalyseurs à l'oxyde de fer qui sont encore aujourd'hui les plus utilisés de manière générale. Ils renferment des promoteurs, le plus souvent Cr_2O_3 (4).

La durée de vie de ces catalyseurs est élevée grâce à la présence de sels de potassium qui facilitent l'élimination, par la vapeur du carbone et des résidus déposés.

Composition et performances de divers catalyseurs de l'industrie de production du styrène (4).

Société	Catalyseur Composition	Durée de Vie	Conversion	Selectivité %
I.G Farben	ZnO (77,4) CaO (4,7) Al_2O_3 (7,6) MgO (4,7) K_2SO_4 (2,8)	12 à	35 à 40	90
Standard oil 1707	Fe_2O_3 (18,4) CuO (4,6) K_2O (4,6) MgO (72,4)	1 an	37	90
Shell 105	Fe_2O_3 (87) Cr_2O_3 (6) KOH (11)	Performances supérieures		
Distillers	V_2O_5 (3 à 10) Al_2O_3 MgO	au précédent		95

Dans notre projet nous avons opéré au catalyseur à base de Zn et dont la composition est analogue à celle du catalyseur mis au point par I.G Farben.

La cinétique de cette réaction a été étudiée (10) et on est arrivé à l'expression de vitesse donnée plus haut.

III

PARTIE CALCULS

1 - Aspects thermodynamique et cinétique de la réalisation industrielle de la réaction.

1.1/ Calcul thermodynamique :

Il consiste à trouver la relation donnant le taux de conversion à l'équilibre et voir ses variations en fonction du rapport molaire H₂ vapeur / ethylbenzène, et de la température, et de choisir le meilleur intervalle de ces deux paramètres.

On déterminera le taux de conversion à l'équilibre de l'ethylbenzène en styrène. Pour cela on dresse le tableau de bilan (tbl 4) - De ce tableau on peut tirer la constante d'équilibre K_p.

$$K_p = \frac{P_{st} P_{H_2} P_{H_2O}}{P_{eb} P_{H_2O}} = \frac{e^2 (h+1+ke) P^2}{(n+1+ke)^2 (1-e) P} = \frac{e^2 (h+1+ke) P}{(1-e)(h+1+ke)^2}$$

d'où $\left(\frac{P}{K_p} + 1\right) e^2 + n e - (h+1) = 0$

d'autre part : K_p est donné par :

$$K_p = \exp\left(\frac{-\Delta G^0}{Rt}\right)$$

$$\Delta G^0 = 29720 - 31,1 T \text{ cal/mol.}$$

T est donné en °K

Tableau 4: BILAN DE LA REACTION.

Corps \ Etat	E _i t = 0	E _f t equilibre	P _i
Ethylbenzène	1	1 - e	$\frac{1 - e}{n + 1 + ke} P$
Vapeur	h	h	$\frac{h}{n + 1 + ke} P$
H ₂	0	e	$\frac{e}{h + 1 + e} P$
Styrène	0	e	$\frac{e}{h + 1 + e} P$
TOTAL	1 + h	n + 1 + e	P

Tab 5 Tableau donnant χ_e en fonction de h , K_p et T

T °C	D G Cal/ Mol	Kp Atm	χ_e					
			h = 0	h = 3	h = 5	n = 10	h = 15	
520	5058	0,010	0,162	0,287	0,396	0,422	0,488	0,525
540	4436	0,064	0,203	0,348	0,404	0,497	0,559	0,605
560	3814	0,099	0,250	0,415	0,475	0,573	0,633	0,680
580	3192	0,152	0,303	0,484	0,548	0,646	0,706	0,747
600	2569	0,227	0,363	0,554	0,618	0,713	0,768	0,804
620	1948	0,334	0,427	0,623	0,685	0,772	0,820	0,851
640	1325	0,482	0,493	0,687	0,744	0,822	0,863	0,888
650	1015	0,575	0,525	0,716	0,771	0,843	0,880	0,903

Enfin nous pouvons déterminer les valeurs du taux de conversion à l'équilibre χ_e en faisant varier le rapport molaire n de 0 à 20 pour différentes températures.

Les résultats sont données par le tableau 5 et la figure 4,5

Exemple de calcul.

pour $T = 540 \text{ °C} = 813 \text{ °K}$ $K_p = 0,064$ $P = 1,5 \text{ Atm}$

$$\left(\frac{1,5}{0,064} + 1 \right) \chi_e^2 + h \chi_e - (h + 1) = 0$$

$$\chi_e = \frac{h + (\sqrt{h^2 + 4 \times 24,44(h+1)})}{2 \times 24,44}$$

$$h = 0 \quad \chi_e = 0,206$$

$$h = 3 \quad \chi_e = 0,348$$

$$h = 15 \quad \chi_e = 0,550$$

$$h = 20 \quad \chi_e = 0,605$$

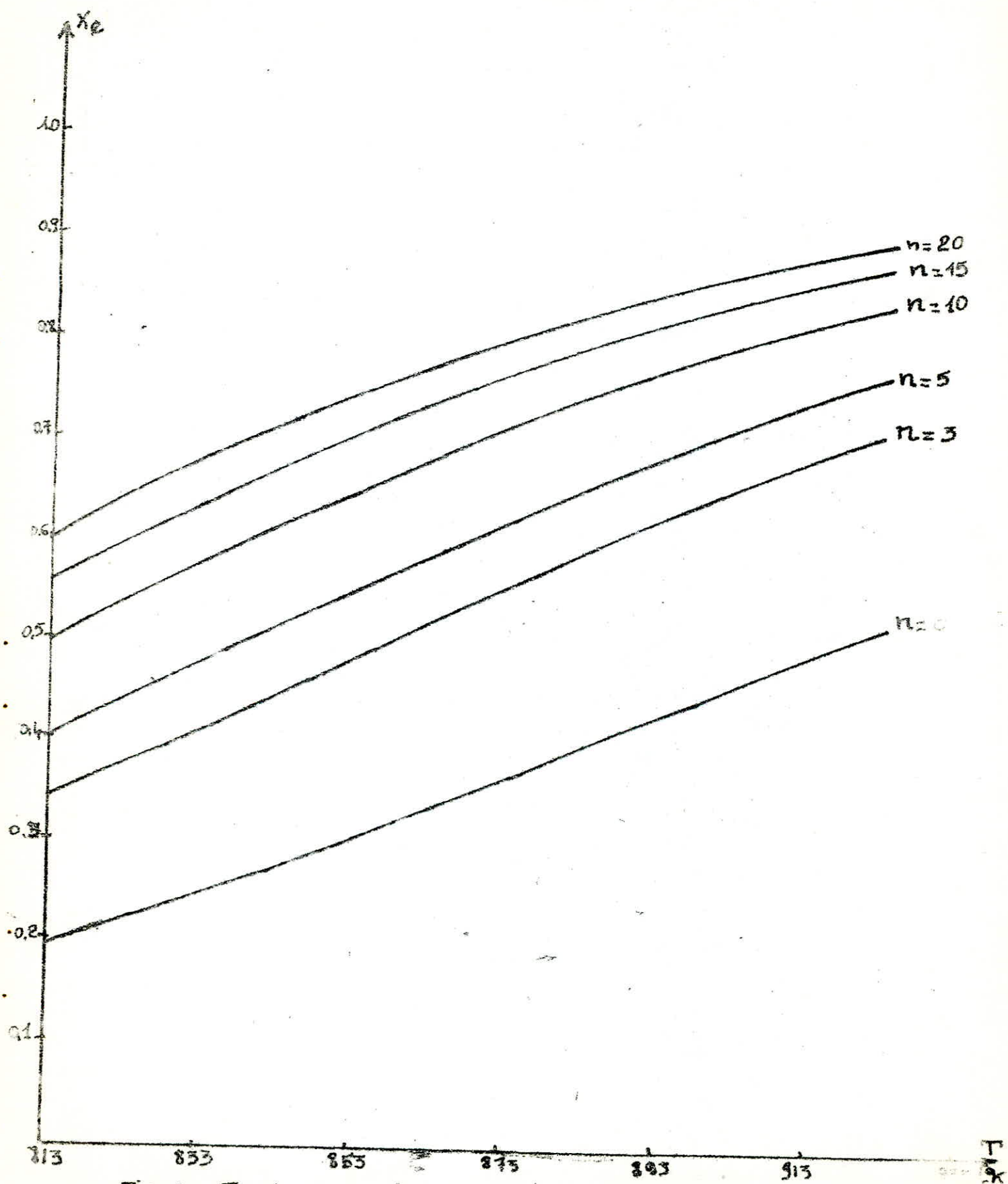


Fig. 4 : Influence de la température sur X_e

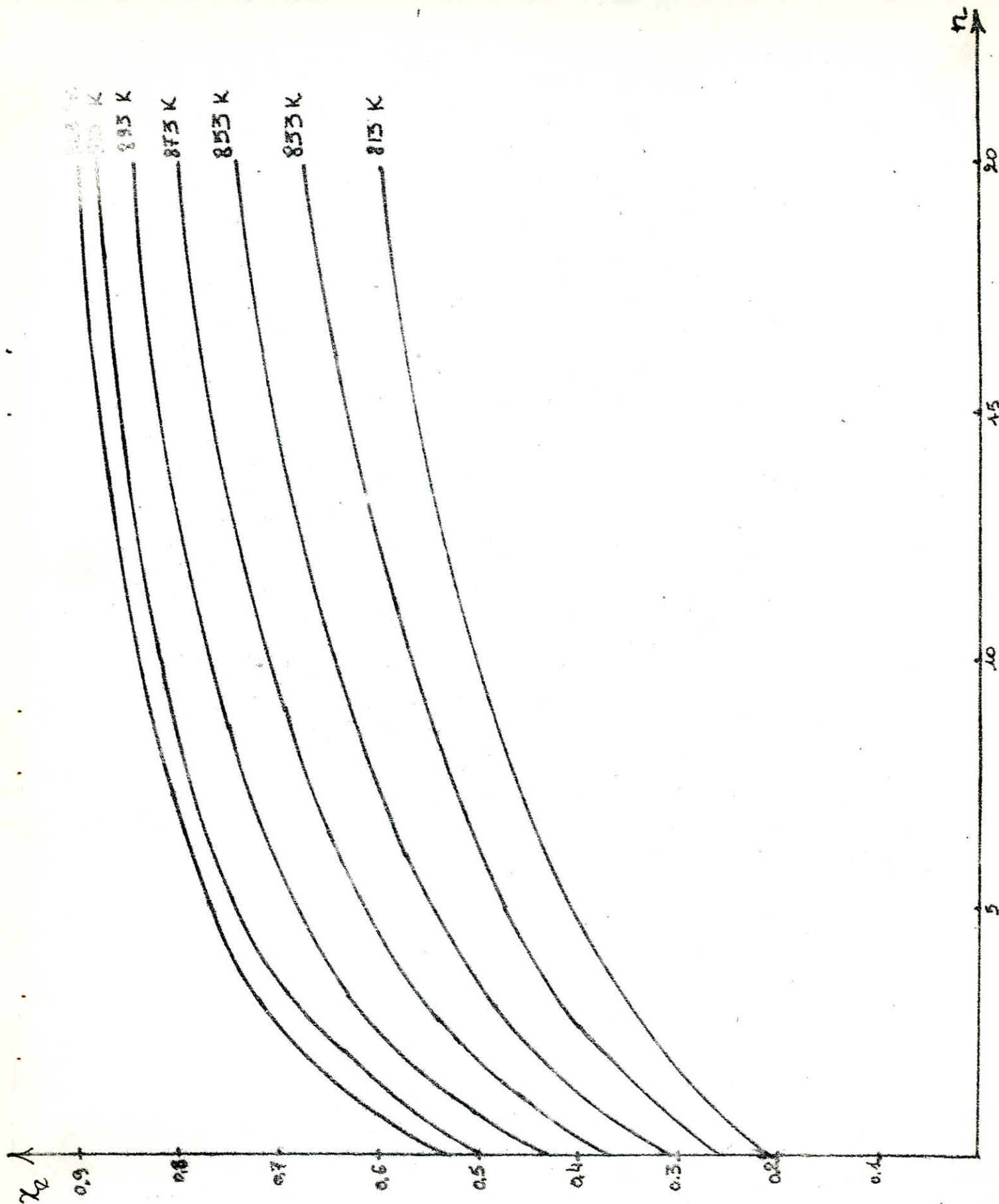


Fig: 5 Influence du rapport molaire sur X_e

Les resultats nous permettent d'arriver aux conclusions suivantes :

- La deshydrogénation de l'éthylbenzène en styrène est favorisée par une augmentation de la température et un abaissement de la pression d'où l'utilisation de la vapeur d'eau..

- Pour des valeurs de n supérieurs à 10 on a une certaine stabilité dans l'allure de χ_e , de plus ces valeurs sont nettement supérieures à celles correspondant à n inférieure à 10.

A Priori nous prendrons une température supérieure à 873° K et un rapport molaire supérieur ou égal a 10 que nous compléterons par un calcul cinétique.

4-2 - Etude cinétique.

La vitesse de réaction est donnée par la relation (Ukelson)

$$R = \frac{k_p P_e \left(1 - \chi - \frac{1,3 P_e \chi^2}{K_p} \right)}{(1 + b_{st} \chi)^2}$$

$$P_e = \frac{1}{n + 1} P$$

b_{st} est une constante qui a été calculée empiriquement pour certaines valeurs de T (fig 8) et d'où on peut tirer l'équation

$$b_{st} = 6,6110^5 \exp (- 1,5610^{-2} T)$$

K est aussi donné graphiquement à partir de $\ln K = f \left(\frac{1}{T} \right)$ fig 8

L'équation est de la forme :

$$K = 15 \exp \left(- \frac{21000}{RT} \right)$$

En nous basant sur l'équation de la vitesse, et en prenant une valeur arbitraire de $\chi = 0,1$, nous déterminerons l'allure de χ en fonction de la température

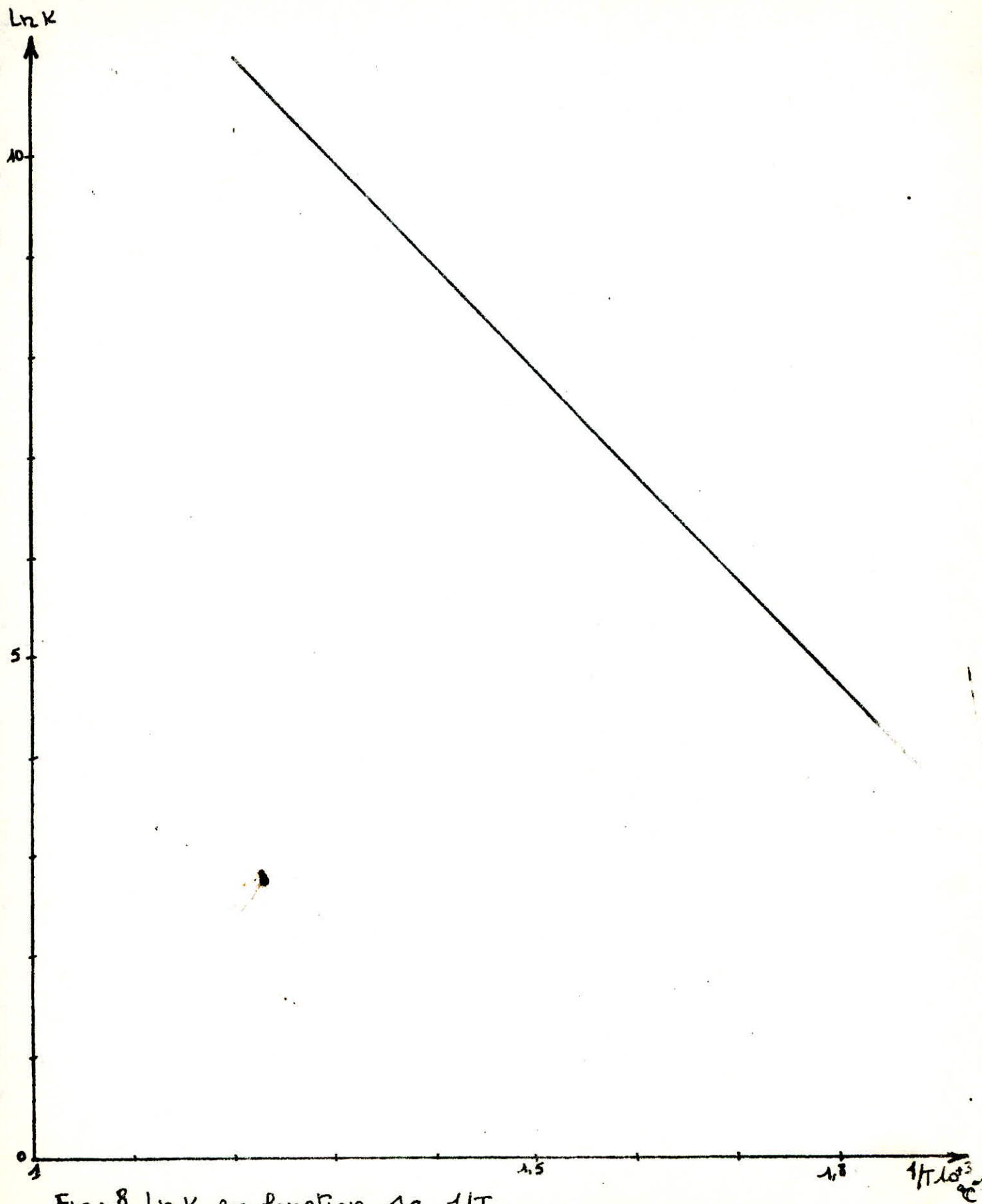


Fig: 8 $\ln K$ en fonction de $1/T$.

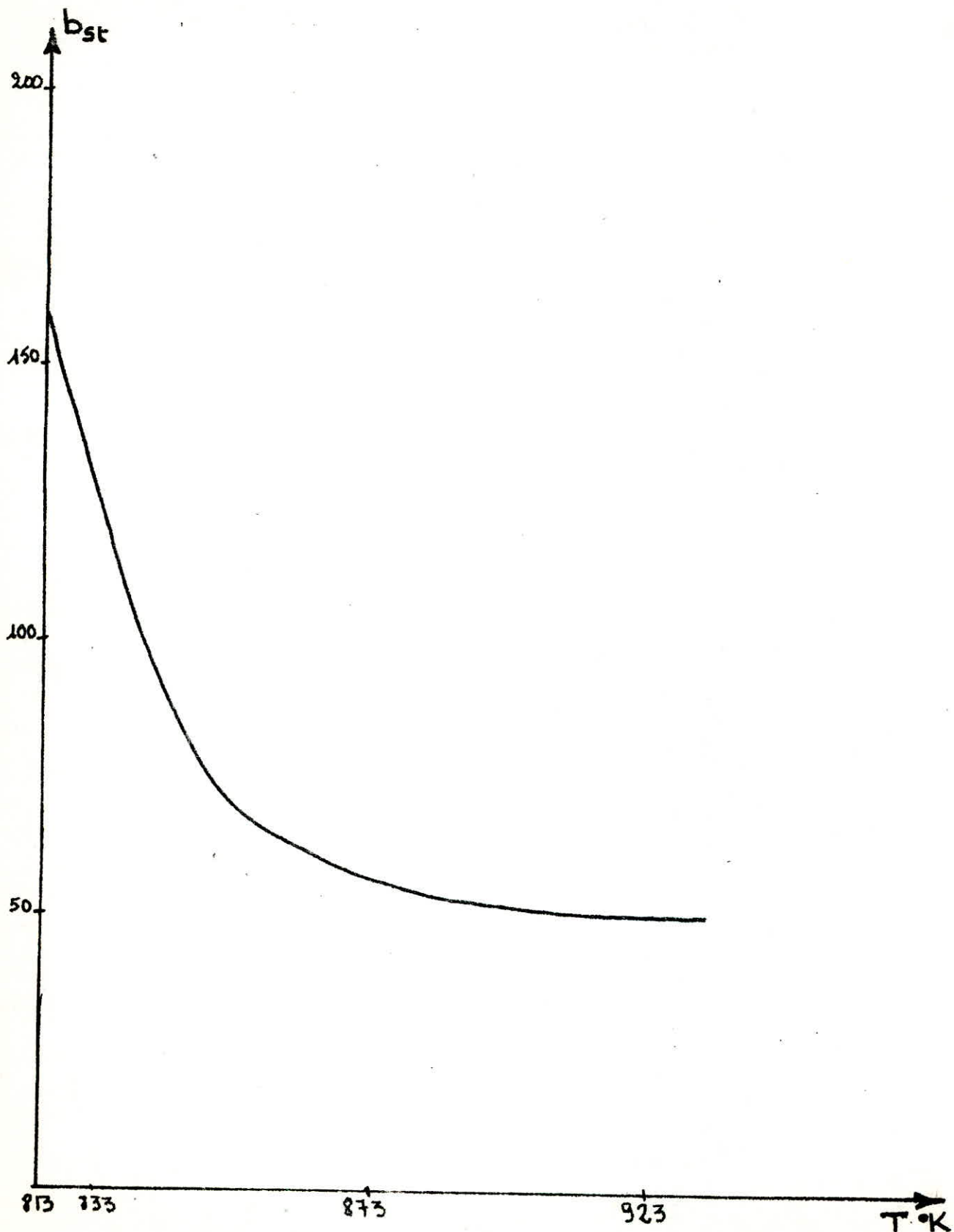


Fig. 9 Variation de la constante b_{st} en fonction de la température.

Tableau donnant les valeurs de R en fonction de T et n pour $\alpha = 0,1$

T °C	K mol/h Atm Kg Cat	Kp atm	Bst	R (Mol/H Kg Cat)					
				$n = 0$	$n = 3$	$n = 5$	$n = 10$	$n = 15$	$n = 20$
540	68,03	0,06	164,0	0,19	0,07	0,05	0,03	0,02	0,01
560	134,29	0,10	96,0	1,26	0,38	0,26	0,14	0,10	0,08
580	244,69	0,15	65,0	5,04	1,42	0,96	0,53	0,36	0,25
600	445,86	0,23	56,5	12,31	3,32	0,23	1,23	0,80	0,65
620	837,15	0,33	53,0	26,63	7,00	4,69	2,57	1,77	1,35
640	1408,11	0,48	51,5	48,00	12,42	8,31	4,55	3,12	2,39
650	2835,58	0,58	50,5	101,65	26,38	17,49	9,57	6,58	5,02
			Pe (atm)	1,500	0,375	0,25	0,136	0,094	0,07

Tableau 7: Calcul du réacteur isotherme

X	0	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30	0,40
R	45,05	0,03	0,83	0,38	0,21	0,12	0,08	0,03
$1/R$	0,02	0,49	1,20	2,64	4,85	8,10	12,84	33,49

R (Mol/h Kg Cat)

$1/r$ (H Kg Cat /Mol)

et du rapport molaire : tableau 6 et figures 6,7
exemple de calcul

Pour $T = 540$ °C = 813 °C $K = 66$ mol/h atm Kg Cat,
Bst = 164 et $Kp = 0,064$ atm.

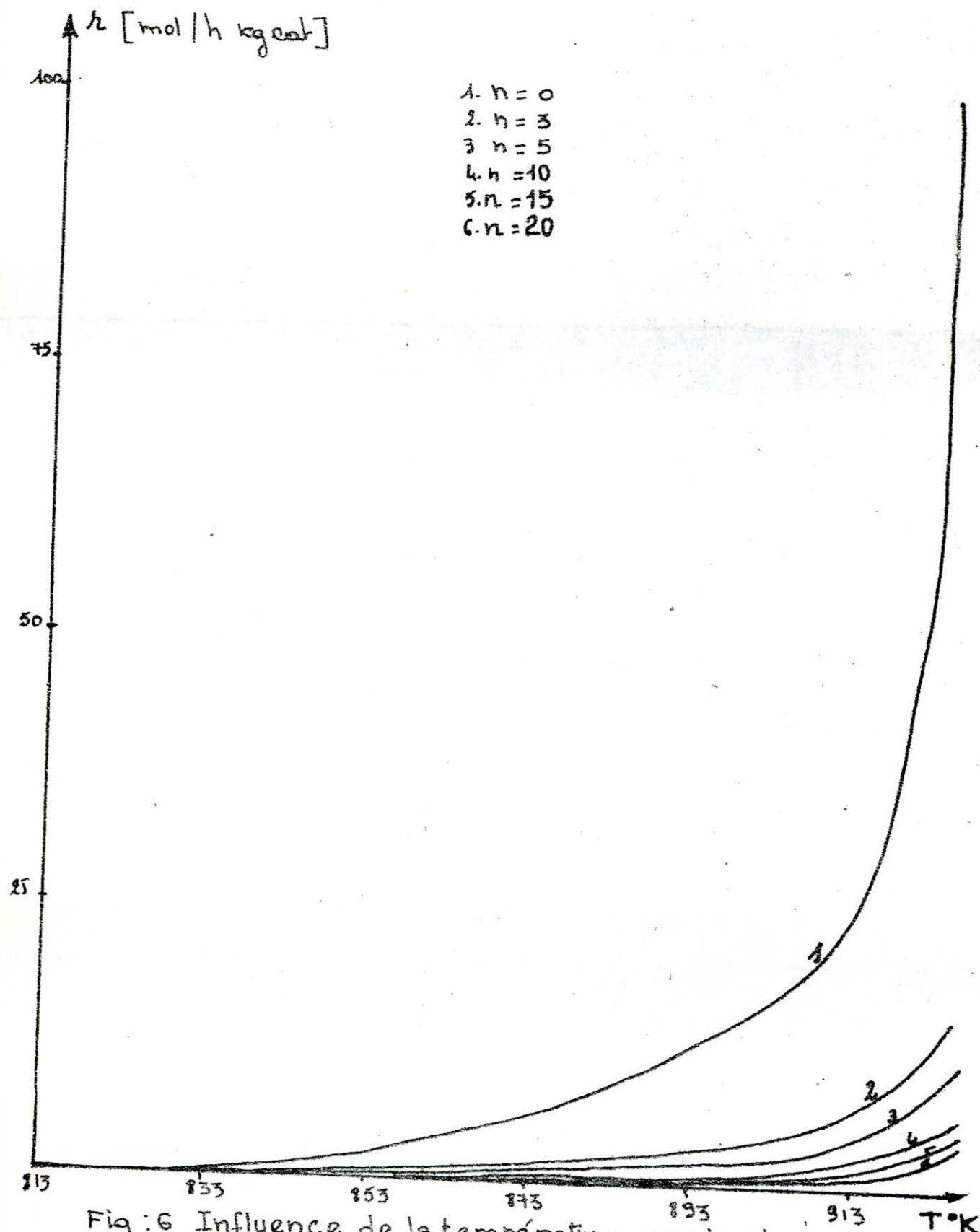


Fig: 6 Influence de la température sur la vitesse de réaction ($\alpha = 0,1$) pour n constant.

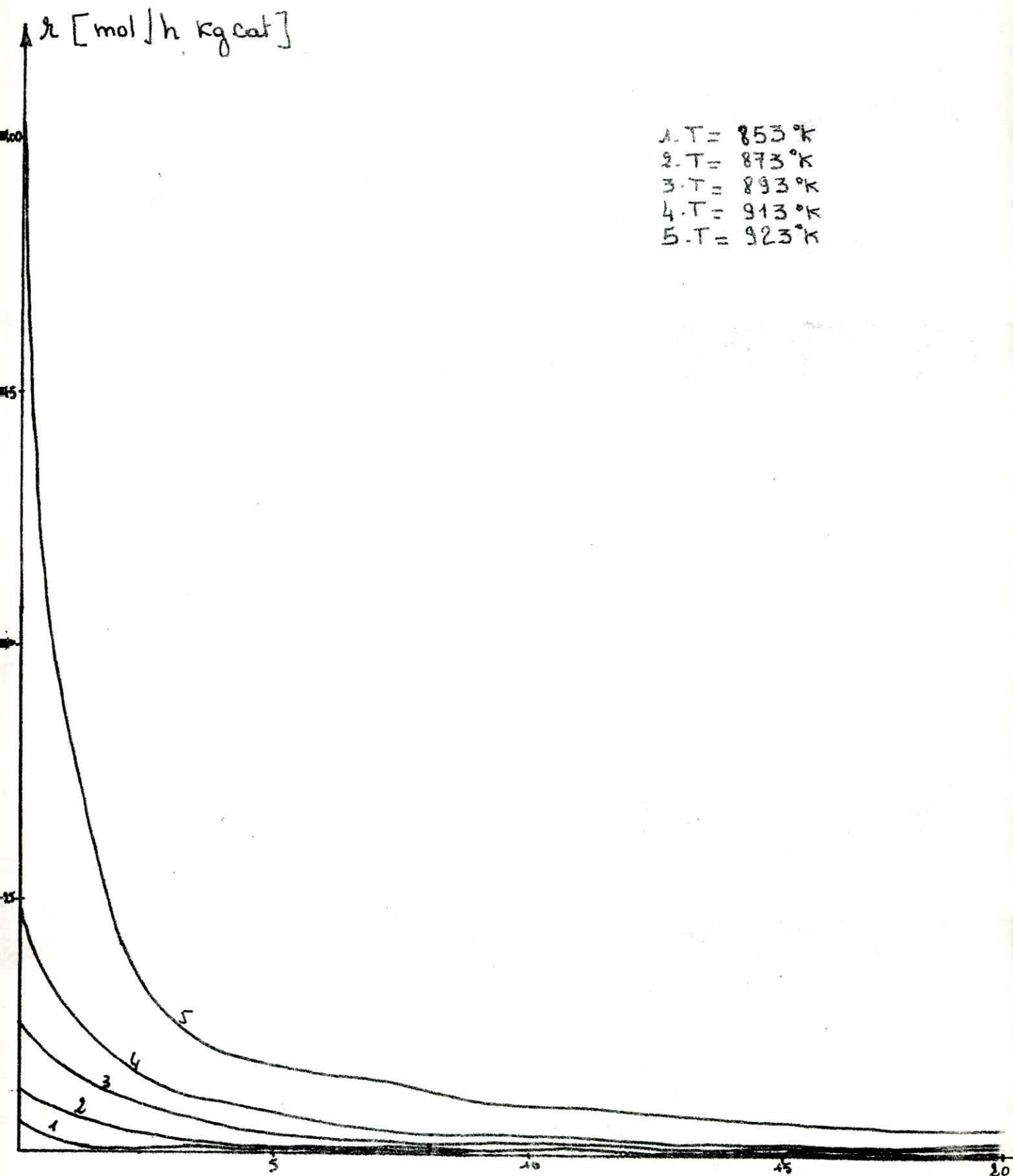


Fig:7 Influence du rapport molaire sur la vitesse de réaction à température constante.

$n = 0$ $P_e = 1,5$ atm

$n = 10$ $P_e = 0,136$ atm

$n = 0$ $R = 0,197$ mol/h kg Cal

$n = 10$ $R = 0,027$ mol/h kg cal.

Conclusion :

On remarque que les données cinétiques et thermodynamiques sont en contradiction, ce qui existe réellement pour des réactions réversibles endothermiques.

En effet les graphes $r = f(T)$ et $r = f(n)$ montrent que pour des valeurs de n croissantes la vitesse diminue de façon notable entre $n = 0$ et $n = 20$, elle est très grande pour n inférieur à 10, par contre varié dans le même sens que la température.

Mais dans la pratique, quand on diminue n jusqu'à 3 le rendement, de même que pour des températures très grandes, il y a possibilité de réactions secondaires telles que le craquage.

Donc on prendra une température moyenne de 630°C et un rapport molaire égal à 10 d'où les paramètres.

$n = 10$

$T = 630$ °C

X varie de 0 à 0,4

Rendement $\mathcal{R} = 0,9$

Remarque : Pour des valeurs de x supérieurs à 0,4, on a une diminution notable dans le rendement (UKELSON) (8).

2 - Description du schéma de la section de deshydrogénation catalytique :

La charge constituée d'ethylbenzène mélange a de la vapeur d'eau préchauffé à 240 °C passe par un échangeur à tubulaire à une passe côte calandre, et deux passes côte tubes, à la sortie le mélange gazeux a atteint 370 °C, il passe alors dans un four tubulaire pour être chauffé jusqu'à 630 °C, température d'entrée au réacteur.

A la sortie de la première couche catalytique la température du mélange diminue jusqu'à 500 °C, pour l'éléver, on fait passer l'effluent dans un deuxième four tubulaire de mêmes dimensions que le premier, à la sortie du four la température du mélange est de 623 °C.

Enfin l'effluent du réacteur qui sort à 500 °C est refroidis dans l'échangeur de chaleur précédemment cite, jusqu'à 470 °C et passe par les différentes colonnes de fractionnement pour aboutir au monomère pur (figure 3).

3- Calcul des réacteurs catalytiques.

Le calcul consiste à trouver la disposition, optimale des couches de catalyseur, c'est à dire minimiser le volume de catalyseur.

De plus il faut trouver la disposition, la plus économique des couches de catalyseur dans le réacteur adiabatique, et ceci par un calcul de perte de charge.

- Détermination du volume de catalyseur :

Il est donné par la relation.

$$V_{kt} = F_{A0} \int_0^x \frac{dx}{r}$$

Le principe de calcul repose sur : le tracé de $1/R$ en fonction de x dans un premier temps et la détermination de l'aire sous la courbe par la méthode de Simpson.

- Réacteur isotherme.

Pour une température égale à 600 °C et un rapport molaire égal à 10 on obtient les résultats tableau et fig. 10 d'où la valeur de l'intégrale.

$$\int_0^{0,4} \frac{dx}{R} = 2,10 \text{ h Kg Cat / Mol.}$$

- Réacteur adiabatique à deux couches dans ce cas on considère une température d'entrée à la première couche fixée à 630 °C et celle de la sortie de la deuxième couche à 590 °C, on déterminera la température de sortie de la première couche ainsi que le taux de conversion correspondant, et la température d'entrée de la deuxième couche, la température de sortie de la première couche est prise dans l'intervalle 580 - 600 °C ces paramètres sont calculés à partir de la réaction suivante (Ukelson) [8]

$$T = T_0 - \frac{q}{C_{peb} + n C_{pv}} x$$

q étant la chaleur de réaction : 29891 Cal/mol

$C_{peb} = 70,58 \text{ Cal/Mol } ^\circ\text{C}$

$C_{pv} = 9,46 \text{ Cal/mol } ^\circ\text{C}$

Tab 8: Tableau de valeur du calcul du réacteur adiabatique :

1er Cas

1ere Couche

x	0	0,100	0,150	0,200	0,250	0,260	0,270	0,275
R	131,35	1,79	0,60	0,24	0,12	0,08	0,07	0,06
1/R	0,007	0,56	1,66	4,17	8,61	12,48	14,04	16,76

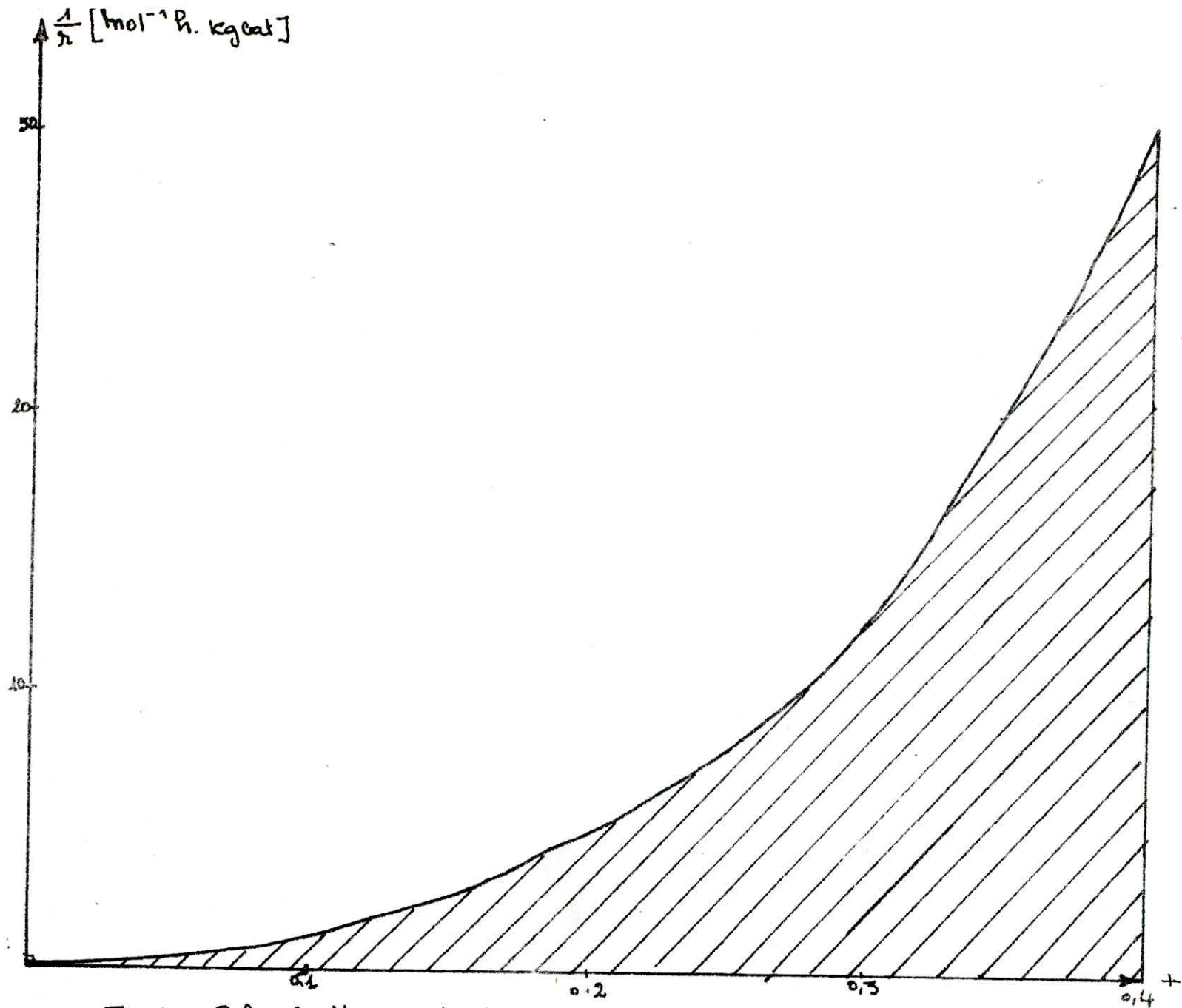


Fig:10 Calcul d'un réacteur isothermique

Calcul de T_{o2}

$$Y_{o2} = X_1 = 0,275$$

$$Y_1 = 0,4$$

$$T = 590$$

$$T_{o2} = T_2 + \frac{q}{C_{peb} + n C_{pv}} = (0,4 - 0,275)$$

$$T_{o2} = 613 \text{ } ^\circ\text{C}$$

• Ayant les paramètre d'entrée et de sortie de chaque couche on tracera $1/R$ en fonction de X et on calculera l'integrale pour chaque couche pour différentes températures de soties de la première couche.

On obtient les résultats donnés sous forme de tableaux et figures pour chaque cas.

1ere Cas Tab 3: Fig. 11

$$T_{o1} = 630 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X = 0,275$$

$$T_1 = 580 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{o2} = 613 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 590 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 0,275$$

• d'où $\int_0^{0,4} \frac{dx}{r} = 0,85 \text{ h Kg Cat / Mol}$

2eme Couche $\int_{0,275}^{0,4} \frac{dx}{r} = 1,55 \text{ h Kg Cat / Mol.}$

$\frac{1}{r}$ [h kg cat / mol]

1^{er} Cas

1^{ère} Couche

2^{ème} Couche.

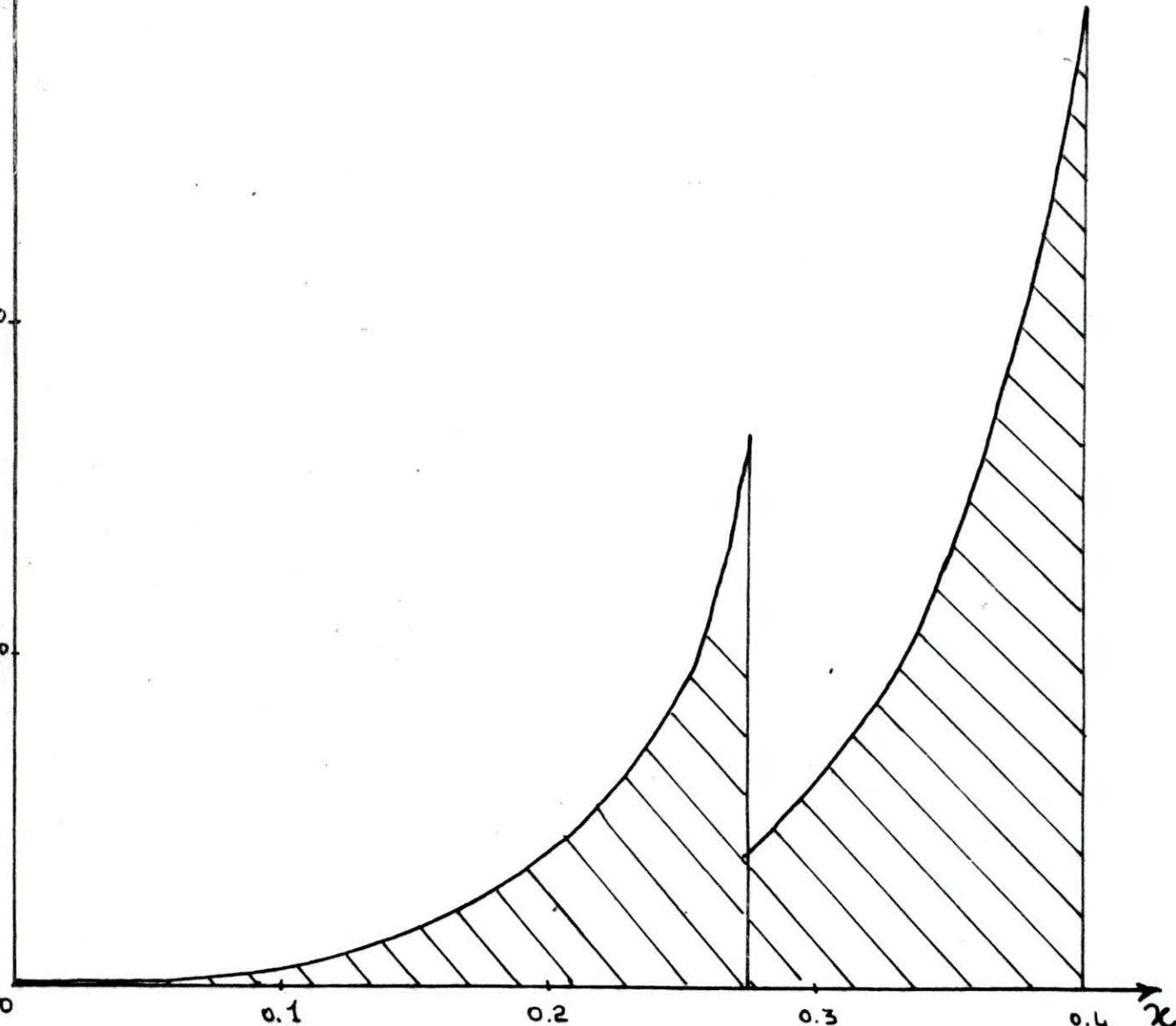
30

20

10

0 0.1 0.2 0.3 0.4 x

Fig:11 Influence du taux de conversion sur l'inverse de la vitesse.



2ème couche.

χ	0,275	0,28	0,29	0,30	0,32	0,34	0,36	0,38	0,40
R Cat mol/h Kg	0,26	0,23	0,20	0,17	0,13	0,09	0,07	0,05	0,03
1/P h/kg Cat	3,03	4,35	4,90	5,91	7,72	11,27	15,28	20,90	29,66

Tab : 9 2ème Cas 1ere Couche

χ	0,	0,10	0,15	0,20	0,25
T °C	630	612	603	594	585
R mol/h Kg Cat	135,35	1,79	0,60	0,24	0,12
1/R h Kg Cat/mol	0,01	0,56	1,66	4,17	8,61

2ème Couche

χ	0,25	0,28	0,30	0,32	0,34	0,36	0,38	0,40
T °C	617	612	608	605	601	597	594	590
R	0,34	0,17	0,15	0,13	0,09	0,07	0,05	0,03
1/R	2,92	4,35	5,91	7,72	11,27	15,28	20,90	29,66

Exemple de calcul :

$$T_{01} = 630 \text{ °C}$$

$$\chi_0 = 0$$

$$T_1 = 580 \text{ °C}$$

$$\chi_1 = \frac{(T_{01} - T_1) (C_{peb} + C_{pv} \chi_1)}{C_{pv} \chi_1} = 0,275$$

Q

2ème Cas.

1ère Couche :

$$T_{o1} = 630 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X_1 = 0,25$$

$$T_1 = 585 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$0,25$$

$$\int_0 \frac{dx}{r} = 0,53 \text{ h Kg Cat / mol.}$$

Deuxième couche.

$$T_{o2} = 617 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X_{o2} = 0,25$$

$$T_2 = 590 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X = 0,4$$

$$0,4$$

$$\int_{0,25} \frac{dx}{r} = 1,67 \text{ h Kg cat / Mol.}$$

Troisième Cas.

Première couche.

$$T_{o1} = 630 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X_2 = 0,22$$

$$T_1 = 500 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$0,22$$

$$\int_0 \frac{dx}{r} = 0,22 \text{ h Kg cat / mole.}$$

2ème Couche.

$$T_{o2} = 623 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X_{o2} = 0,22$$

$$T_2 = 590 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X_2 = 0,4$$

$$0,4$$

$$\int_{22} \frac{dx}{r} = 1,74 \text{ mol}^{-1} \text{ h Kg Cat.}$$

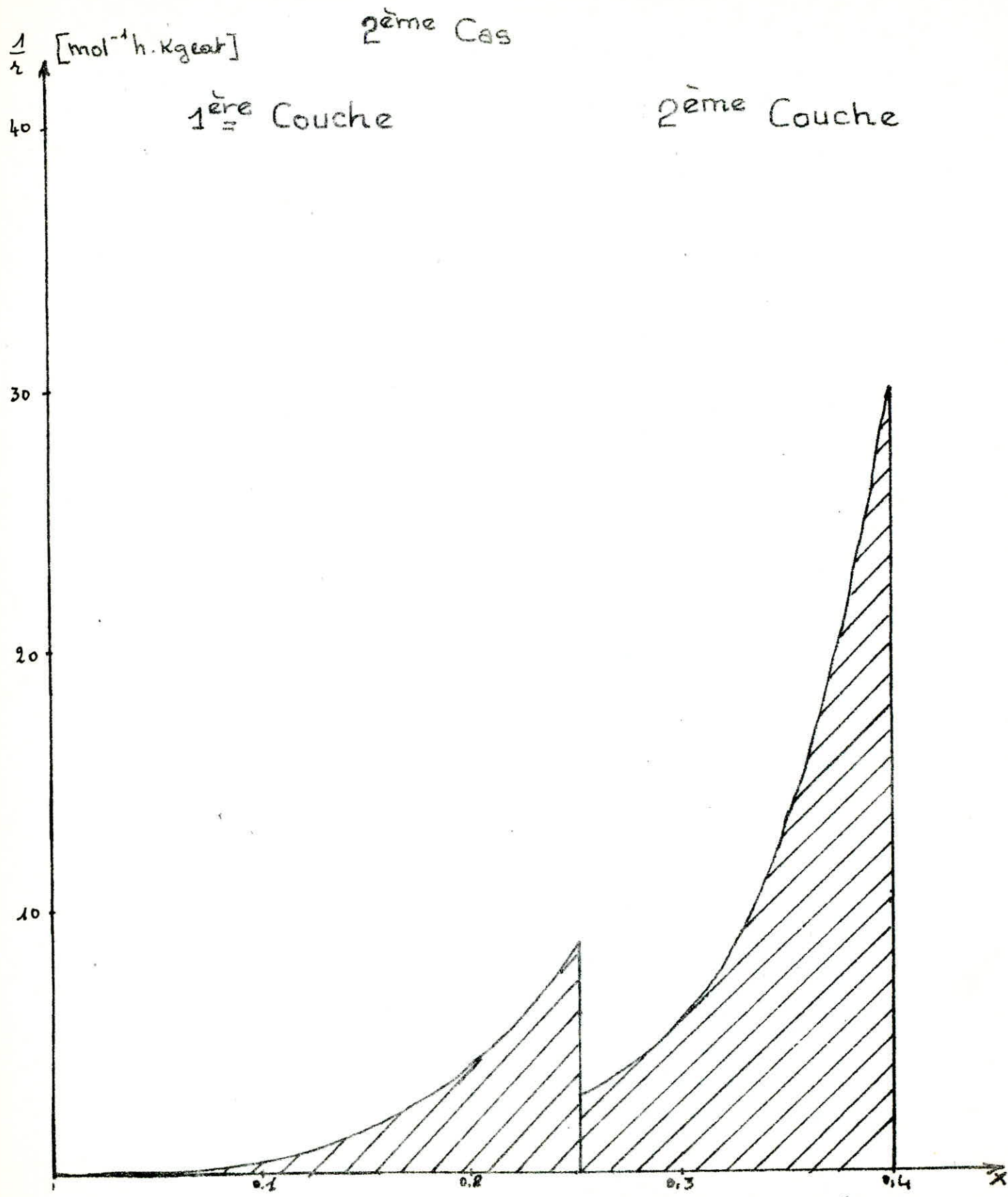


Fig: 12 Evolution de l'inverse de la vitesse de réaction
En fonction du taux de conversion.

Tab : 10 Calcul du réacteur adialatique

3^e Cas : 1^{ère} Couche

R	0	0,05	0,10	0,15	0,20	0,22
T °C	630	621	612	603	594	590
τ	135,35	7,21	1,70	0,60	0,24	0,17
W_0	0,01	0,14	0,56	0,17	4,17	6,00

2^{ème} Couche.

R	0,22	0,24	0,26	0,28	0,30	0,34	0,36	0,38	0,40
T °C	623	619	615	612	608	601	597	594	590
τ	0,59	0,43	0,33	0,23	0,17	0,09	0,07	0,05	0,03
W_0	1,71	2,32	3,05	4,35	5,91	11,27	15,27	20,90	29,66

$\frac{1}{v}$ [mol⁻¹h.kgcat]

3^{ème} Cas

1^{ère} Couche

2^{ème} Couche

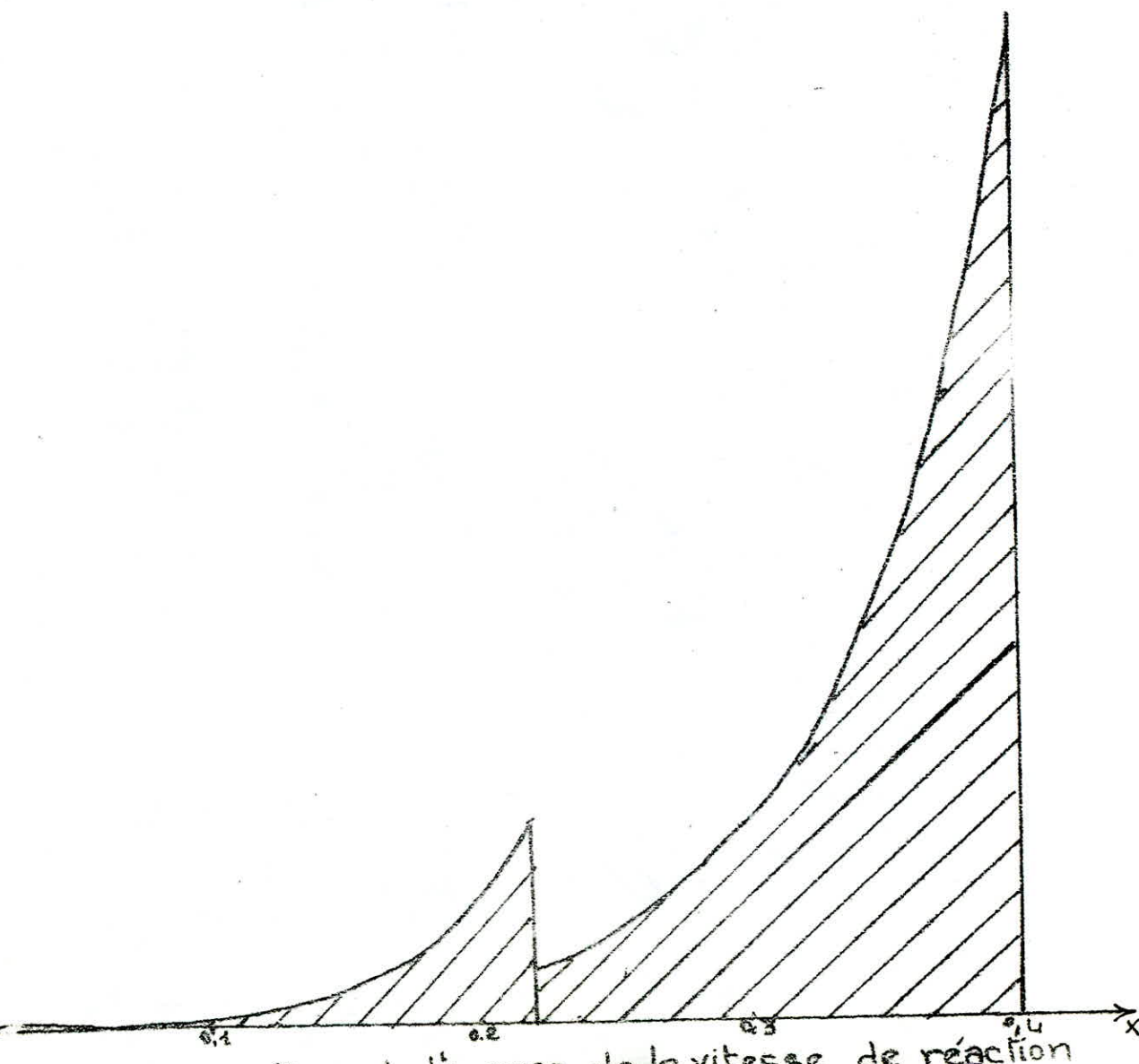
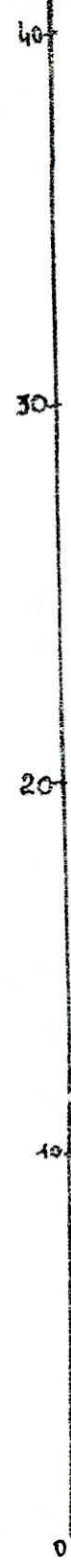


Fig: 13 Evolution de l'inverse de la vitesse de réaction en fonction du taux de conversion.

Quatrième Cas :

Première Couche.

$$T_{01} = 630 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X_1 = 0,19$$

$$T_1 = 595 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$0,19$$

$$\int_0 \frac{dX}{r} = 0,17 \text{ h Kg Cat / mole.}$$

Deuxième couche.

$$T_{02} = 628 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X_{02} = 0,19$$

$$T_2 = 590 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X_2 = 0,4$$

$$\int_{0,19}^{0,4} \frac{dX}{r} = 1,78 \text{ h Kg Cat / mole}$$

Cinquième Cas .

Première couche .

$$T_0 = 630 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X_1 = 0,17$$

$$T_1 = 600 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$0,17$$

$$\int_0 \frac{dX}{r} = 0,06 \text{ h Kg Cat / Mole.}$$

Deuxième Couche.

$$T_{02} = 632 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X_{02} = 0,17$$

$$T_2 = 590 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X_2 = 0,4$$

$$0,4$$

$$\int_{0,17} \frac{dX}{r} = 1,80 \text{ h Kg Cat / mole.}$$

Tab 1.1 Calcul du réacteur adiabatique .

4ème Cas.

1 ère couche.

2ème couche

X	T °C	K	$1/K$
0	630	135,35	0,01
0,02	626	28,55	0,04
0,04	623	10,02	0,09
0,06	619	5,35	0,19
0,08	616	3,04	0,33
0,10	610	1,79	0,56
0,12	608	1,12	0,89
0,14	605	0,76	1,31
0,16	601	0,49	2,02
0,18	597	0,34	2,95
0,19	596	0,28	3,52

X	T °C	K	$1/K$
0,19	628	0,05	1,05
0,20	626	0,77	1,29
0,22	623	0,59	1,71
0,26	615	0,33	3,05
0,28	612	0,23	4,35
0,30	608	0,17	5,91
0,32	605	0,13	7,72
0,34	601	0,09	11,27
0,36	597	0,07	15,28
0,38	594	0,05	20,90
0,40	590	0,03	29,66

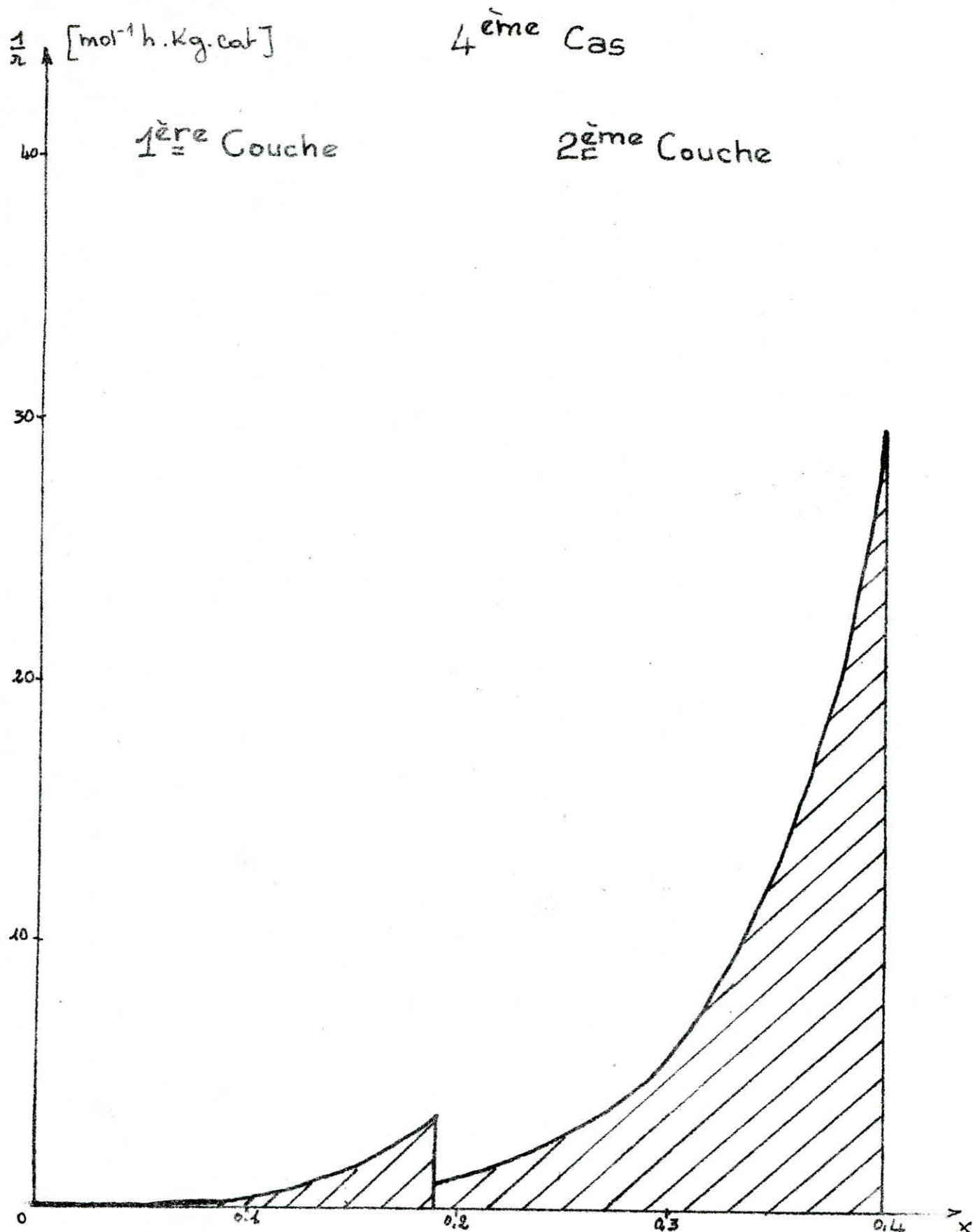


Tableau 12: Calcul du réacteur adiabatique.

5^{me} Cas

1^{ère} Couche

2^{ème} Couche

η	T °C	K	$1/K$
0	630	135,35	0,01
0,02	626	28,55	0,04
0,04	623	10,92	0,09
0,06	619	5,35	0,19
0,08	616	3,04	0,33
0,10	612	1,79	0,56
0,12	608	1,12	0,89
0,14	605	0,76	1,31
0,16	601	0,49	2,02
0,17	600	0,42	2,36

η	T °C	K	$1/K$
0,17	632	1,29	0,78
0,19	628	0,95	1,05
0,20	626	0,77	1,29
0,24	619	0,43	2,32
0,26	615	0,33	3,05
0,28	612	0,23	4,35
0,30	608	0,17	5,91
0,32	605	0,13	7,72
0,34	601	0,09	11,27
0,36	597	0,07	15,28
0,38	594	0,05	20,90
0,40	590	0,03	29,66

5^{ème} Cas.

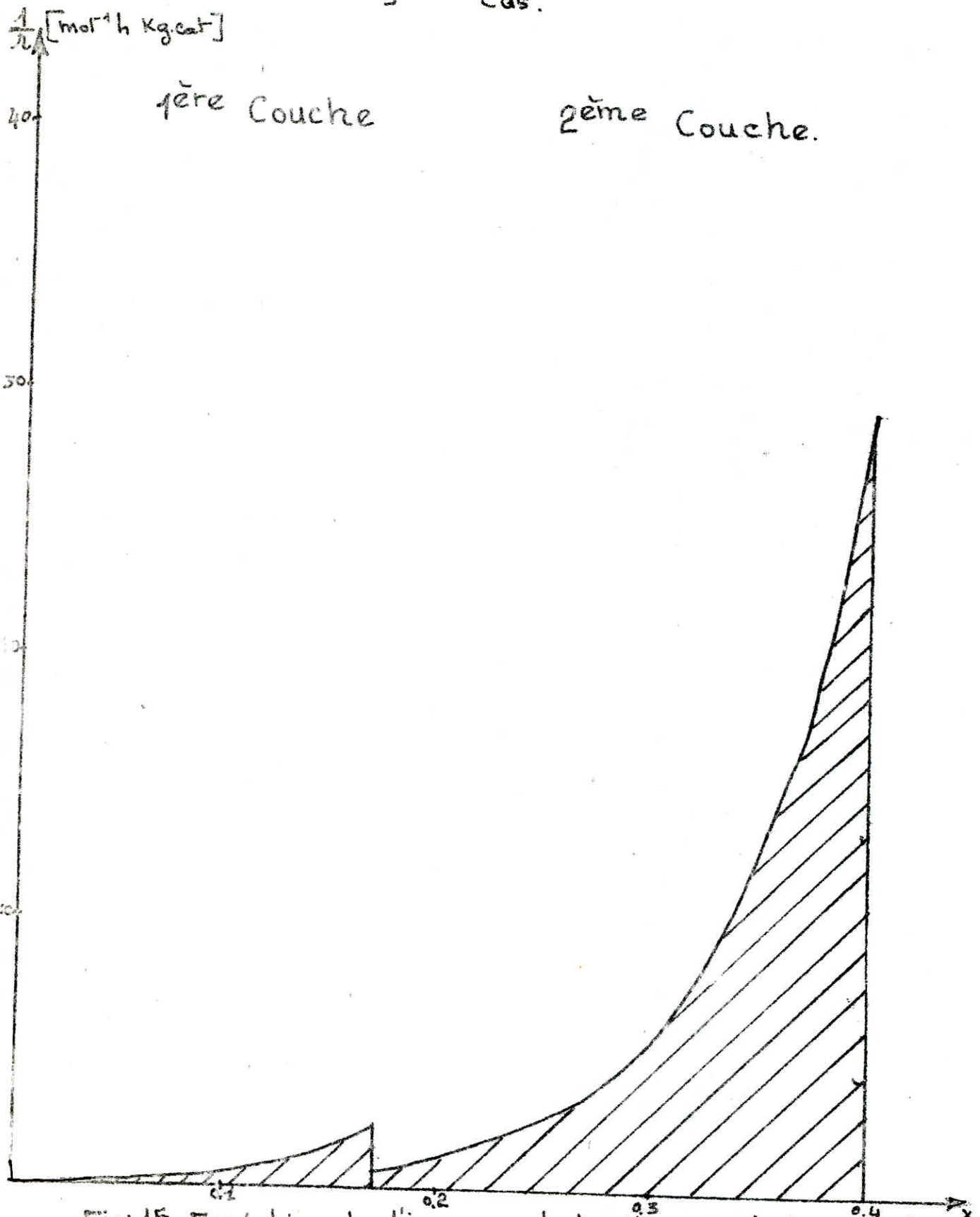


Fig: 15 Evolution de l'inverse de la vitesse de la réaction
En fonction du taux de conversion.

Après avoir calculer les différentes valeurs des intégrales nous passons au calcul du volume de catalyseur pour les réacteurs isotherme, et le réacteur adiabatique avec ses différentes cas pris en vue de minimiser le volume de catalyseur.

La valeur du volume de catalyseur est multipliée par un facteur de réserve : 1,2 dû aux imperfections de l'équation cinétique:

3- Réacteur isotherme :

$$V_{kt} = F_{ao} \int_0^{0,4} \frac{dx}{R} \cdot 1,2 = 34,8 \times 8,1 \times 1,2 = 84,6 \text{ m}^3$$

• Réacteur adiabatique :

Volume de catalyseur en m³

	1er Cas	2é Cas	3éme Cas	4éme Cas	5éme Cas
1ére Couche	35,5	2 1,0	0,1	6,0	2,5
2éme Couche	64,8	60,4	72,4	74,1	74,8
TOTAL....	100,3	91,3	81,5	81	77,3

Comme nous l'avons déjà vu pour chaque cas il y'a une température de sortie de la première couche, un taux de conversion, et une température d'entrée à la deuxième couche,

Les résultats montrent que le volume minimale de catalyseur correspond au cinquième cas.

Mais le taux de conversion de la première couche est le plus faible, alors nous allons prendre les conditions de travail du cas moyen, à savoir le troisiéme :

1ere Couche :

Température d'entrée °C	630
Température de sortie °C	590
Taux de conversion	0,22

2eme Couche :

Température d'entrée (°C)	623
Température de sortie °C	590

- Disposition du réacteur :

Comme cela a été déjà vu, le réacteur adiabatiques présente beaucoup d'avantages par rapport au réacteur isotherme, seulement pour les couches adiabatiques horizontales on a une grande perte de charge chose que l'on vérifiera par le calcul, ce qui va nous amener a remplacer la deuxième couche où la perte de charge est la plus importante.....

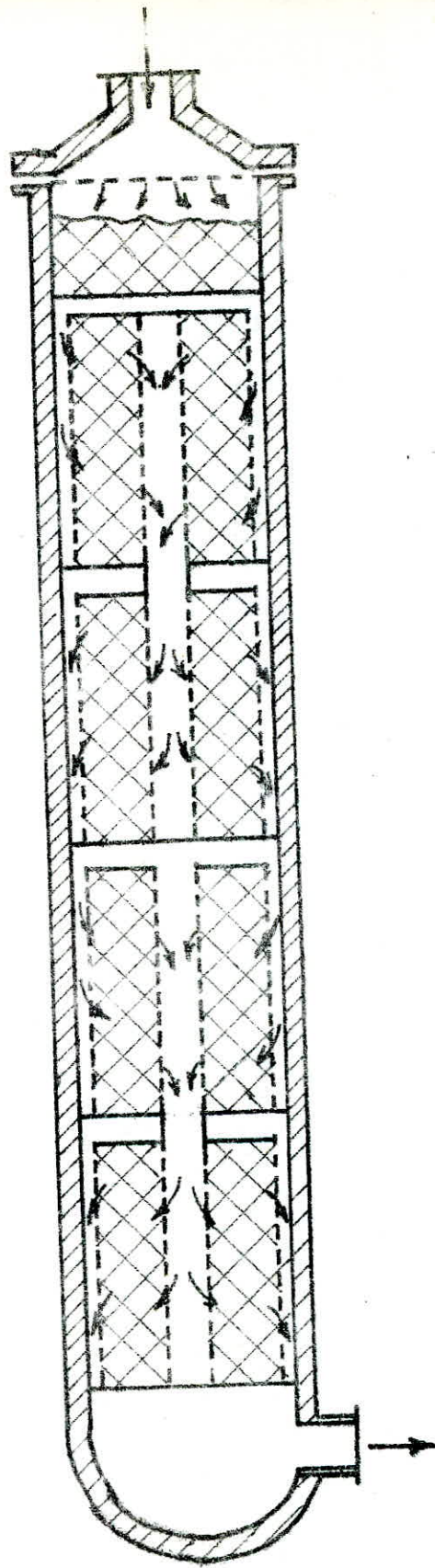


Fig 16: Réacteur adiabatique a une couche horizontale et 4 couches radiales.

Par les couches radiales superposés les unes sur les autres, disposition qui présente par rapport a celle des couches radiales dans un même plan les avantages suivants :

1- On doit disposer de plusieurs grilles de faible resistance au lieu d'une seule a très grande resistance.

2- Une diminution de la perte de charge, il en résulte une diminution de la vitesse et une augmentation de la surface filtrante.

3- Une possibilité de diminution des dimensions des grains de catalyseur ce qui conduit à une meilleur efficacité du catalyseur.

- Dimensionnement et perte de charge :

21/-Réacteur adiabatique à couches horizontales.

1ère Couche :

$$P = 1,5 \text{ atm}$$

$$S = 0,529 \text{ Kg/m}^3$$

$$U = 2,57 \cdot 10^{-5} \text{ Kg/m}$$

$$G = 18893 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q = 3 \text{ m}$$

Hauteur de la couche

$$H_1 = \frac{V_{kt}}{S} = \frac{91}{7,1} = 1,28 \text{ m}$$

Vitesse d'écoulement du gaz :

$$W = \frac{G}{S} = \frac{18893}{7,1 \times 3600} = 0,74 \text{ m/}$$

Reynolds :

$$Re = \frac{d_{ca} W \rho}{\mu(1-\varepsilon)} = 127$$

C'est un régime laminaire d'après [11] on a

$$\Delta P = \frac{0,150 W^2 h (1-\varepsilon)^2 \mu}{d_{ca}^2 \varepsilon^3 \rho}$$

$$\Delta P = 821 \text{ Pa} = 8,37 \text{ mm H}_2\text{O.}$$

2ème Couche

Données

$$Q = 3 \text{ m}$$

$$G = 18801 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$S = 0,510 \text{ Kg/m}^3$$

$$U = 2,82 \cdot 10^{-5} \text{ Kg/m s}$$

$$V_{kt} = 72,4 \text{ m}^3$$

$$S = 7,1 \text{ m}^2$$

Hauteur de la couche :

$$H = \frac{V_{kt}}{S} = \frac{72,43}{7,1} = 10,25 \text{ m}$$

Vitesse d'écoulement du gaz.

$$W = \frac{G}{S} = \frac{188,91}{7,1 \cdot 3600} = 0,74 \text{ m/s}$$

$$Re = 126$$

Regime laminaire.

$$P = 6580 \text{ Pa} = 67,2 \text{ mm H}_2\text{O}$$

3-2 / Réacteur isotherme :

Données.

$$\varepsilon = 0,4$$

$$De = 510^{-3} \text{ m}$$

$$\rho = 0,526 \text{ Kg / m}^3$$

$$U = 9,710^{-5} \text{ Kg / m s}$$

$$Q = 0,13 \text{ m}$$

$$V_{kt} = 85 \text{ m}^3$$

$$S_i = 0,013 \text{ m}^2$$

$$h = 8,34 \text{ m}$$

Nombre de tubes n :

$$n = \frac{V_{kt}}{V_i} = \frac{85}{0,11} = 781 \text{ Tubes}$$

Vitesse d'écoulement du gaz.

$$W = \frac{G}{n \cdot S_i} = \frac{18262}{781 \cdot 0,013 \cdot 3600} = 0,5 \text{ m/s}$$

Reynolds :

$$Re = \frac{de W \rho}{\mu (1 - \varepsilon)} = 81$$

Pour un regime laminaire (11) donne.

$$\Delta P = \frac{150 W h (1 - \varepsilon)^2 U}{de^2 \varepsilon^3} = 3800 \text{ Pa} = 38,8 \text{ mm H}_2\text{O}$$

3- 3/ Disposition de la deuxième couche en 4 couches radiales : fig.16

Les données sont les mêmes que pour la deuxième couche.

Par des reprises de calcul on aboutit aux dimensions suivantes :

$$d_i = 0,6 \text{ m}$$

$$d_e = 2,6 \text{ m}$$

$$S_i = \frac{(d_e - d_i)^2}{4} = 5,1 \text{ m}^2$$

$$V_i = \frac{V_{kt}}{\eta} = \frac{72,4}{4} = 18,11 \text{ m}^3$$

Hauteur d'une couche.

$$H_i = \frac{V_i}{S_i} = \frac{18,11}{5,02} = 3,6 \text{ m}$$

Diamètre moyen :

$$d_m = d_i + \frac{d_e - d_i}{2} = 1,6 \text{ m}$$

Surface moyenne latérale S_{lm}

$$S_{lm} = \pi d_m h = 18,1 \text{ m}^2$$

Vitesse du gaz.

$$w = \frac{G}{S_{lm}} = \frac{18891}{18,1 \times 3600} = 0,29 \text{ m/s}$$

Reynolds : $Re = 44$

Régime laminaire.

$$P_i = 994 \text{ Pa} = 10,15 \text{ mm H}_2\text{O}$$

D'où D_{pt} pour les 4 couches.

$$D_{pt} = 4 \times 994 = 3976 \text{ Pa}$$

$$D_{pt} = 40,6 \text{ mm H}_2\text{O}$$

On remarque que la perte de charge diminue de 2 fois lorsque l'on passe de la couche horizontale aux couches radiales ce qui a un impact sur l'énergie à fournir au compresseur et par suite une économie en argent vérifions le :

La puissance du compresseur est donnée par :

$$N = \frac{G \Delta P}{1000 \eta} \quad \text{où } \eta \text{ est le rendement du compresseur, il est compris entre } 0,5 \text{ et } 0,8$$

$$\eta = 0,6$$

Couche Horizontale.

$$N_h = \frac{18891 \times 6580}{3600 \times 0,6 \cdot 1000} = 57,54 \text{ Kw h}$$

Couches radiales

$$Nv = \frac{18891 \times 3976}{3600 \cdot 0,6 \cdot 1000} = 34,77 \text{ Kw h}$$

Si le prix du KWH est de 0,30 DA

On fera une economie de.

$$E = \text{DN. } 0,30 = 6,83 \text{ DA/H}$$

$$\text{Donc } E = \text{DN. } 0,3 \times 24 \times 330 = 54119 \text{ DA / a}$$

3.4/ Bilans de matière et de chaleur du réacteur adialatique.

Une fois établis les paramètres technologiques de base, et avoir choisi les appareils dans lesquels vont avoir lieu les réactions, on doit calculer les bilans de matière et de chaleur afin d'établir les dimensions de l'appareillage considéré.

Dans l'industrie, des réactions secondaires se forment au dépend des impuretés contenues, dans la matière première et on ne peut connaître rigoureusement toutes les réactions, qui se produisent au cours des processus industriels et les produits secondaires formés; on ne tient compte généralement que de la réaction essentielle et des produits, qui ont une certaine valeur pour l'industrie, autrement dit les bilans de matière et de chaleur n'ont qu'une valeur approchée.

1 - Bilan de matière données de base

Production annuelle de l'installation :

1000 tonnes /An soit : 1263 Kg /H de styrène pur a 100%

Pression dans le réacteur : 1,5 ATM

pourcentage en pertes : 1% de toluène, 0,5 % de benzène et 0,5% de résidu lourd.

- Rapport molaire vapeur d'eau - ethylbenzène $n = 10$
- Température et taux de conversion :
1ère Couche.

Entrée $T = 630 \text{ }^{\circ}\text{C}$ sortie $T = 590 \text{ }^{\circ}\text{C}$

taux de conversion 0,220

2ème Couche :

entrée $T = 623 \text{ }^{\circ}\text{C}$ Sortie $T = 590 \text{ }^{\circ}\text{C}$

taux de conversion $(0,4 - 0,22) = 0,18$

taux d'extraction du styrène $\times 0,97$

CALCUL :

Vu que le taux d'extraction du styrène lors de la distillation est de 97% il faut donc qu'il y ait a la sortie du réacteur :

$$mst = \frac{ms't}{X} = \frac{1263}{0,97} = 1302 \text{ Kg / an.}$$

- Quantité d'ethylbenzène rentrant dans le réacteur.

$$m_{eb} = \frac{m_{st} \cdot M_{eb}}{f \cdot X \cdot M_{st}} = \frac{1302 \times 106}{104 \cdot 0,9 \cdot 0,4} = 3686 \text{ Kg /h}$$

et comme n = 10 , il va y avoir :

$$m_v = \frac{m_{eb} \cdot n}{M_{eb}} \approx 10 = 6259 \text{ Kg /h}$$

Sortie de la 1ère Couche.

- Quantité de styrène :

$$M_{st} = \frac{M_{st} \cdot X \cdot f \cdot m_{eb}}{M_{eb}} =$$

où $M_{st} = 104 \text{ G/mole}$
 $M_{eb} = 106 \text{ G /mole}$
 $X = 0,22$
 $f = 0,9$

$$M_{st}^1 = \frac{104 \cdot 0,22 \cdot 0,9 \cdot 3686}{104}$$

$$M_{eb} = 3686 \text{ Kg/h}$$

$$M_{st}^1 = 896 \text{ Kg / h}$$

- Quantité d'hydrogène

$$M_{H_2}^1 = \frac{M_{st}^1}{M_{st}} \cdot M_{H_2} = \frac{104 \cdot 2}{806} = 13 \text{ Kg / h}$$

$$M_{H_2} = 29 / \text{mole}$$

Quantité d'ethylbenzène non transformé

$$M_{eb}^1 = \frac{m_{st} \cdot M_{eb} (1-X)}{M_{st} \cdot X \cdot f} = 2765 \text{ Kg / h}$$

- Quantité en toluène, benzène et residu

$$m_{lt}^1 = \frac{m_{st}^1 \cdot P_1}{100} \quad P_1 = 1\%$$

$$m_{lt}^1 = 9 \text{ Kg / h}$$

$$m_{rb}^1 = m_{R} = \frac{m_{st}^1 \cdot P_2}{100} \quad P_2 = 0,5\%$$

$$m_{rb} = m_R = 4,5 \text{ Kg / h}$$

Total à la sortie de la couche :

$$\Sigma m_i = 3638 \text{ Kg / h}$$

Sortie de la deuxième couche.

s'achant qu'à l'entrée on a tous ce qui est sortie de la première couche.

$$m_{eb}^1 = 2765 \text{ Kg / h}$$

- Quantité de styrène mst 2

$$M_{st\ 2} = m_{st}^1 + \frac{m_{eb}^1 \cdot M_{st} (x_2 - x_1)}{M_{eb}}$$

$$M_{st}^2 = 897 + 306 = 1203 \text{ Kg /h}$$

- Quantité d'hydrogène

$$m_{H_2}^2 = \frac{m_{st}^2}{M_{st}} M_{H_2} = 23 \text{ Kg /h}$$

- Quantité d'ethylbenzène non transformé

$$m_{eb}^2 = \frac{306 \cdot 106 (1 - 0,180)}{104 \cdot 0,180 \cdot 0,9} = 2\ 426 \text{ Kg/h}$$

$$\text{D'où le Total } \Sigma m_i^2 = 3681 \text{ Kg /h}$$

Tableau récapitulatif du bilan de chaleur des deux couches.

ENTRÉE		SORTIE	
NATURE	K CAL/H	NATURE	KCAL/H
Ethylbenzène	1560505	Ethylbenzène	1073428
Vapeur	2086019	Vapeur	1791013
		Styrène	300254
		Hydrogène	34685
		Toluène	3335
		Benzène	1721
		Pertes	145010
		Chaleur de réaction	288078
TOTAL...	3646524	TOTAL....	3646524
Ethylbenzène	1166197	Ethylbenzène	938716
Vapeur	2078357	Vapeur	1791013
Styrène	314271	Styrène	414525
Hydrogène	35279	Hydrogène	46247
Toluène	3033	Toluène	4446
Benzène	1450	Benzène	2294
		Pertes	304571
		Chaleur de réaction	96775
TOTAL...	3598587	TOTAL...	3598587

2 Bilan thermique du réacteur adiabatique; la deshydrogénation catalytique de l'ethylbenzène et la vapeur d'eau utilisés sont préalablement chauffés dans un four.

Notons par Q_i , la quantité de chaleur du constituant i .

Pour calculer cette quantité, on se basera sur la relation : $Q_i = m_i C_{pi} \dot{T}_i$

Données de base :

2-1/1ere couche :

Température d'entrée $T = 630 \text{ } ^\circ\text{C}$

Température de sortie $T = 590 \text{ } ^\circ\text{C}$

Taux de conversion $X = 0,22$

Les masses sont prises à partir du bilan de matière, et les chaleurs spécifiques sont données en annexe.

- A l'entrée de la première couche :
- Quantité de chaleur entrant avec l'ethylbenzène.

$$Q_{eb} = m_{eb} C_{peb} \dot{T}_{eb}$$

$$Q_{eb} = 3686 \cdot 0,672 \cdot 630 = 1560505 \text{ K cal /h}$$

- Quantité de chaleur entrant avec la vapeur

$$Q_v = m_v C_{pv} \dot{T}_v$$

$$Q_v = 6259 \cdot 0,529 \cdot 630 = 2086019 \text{ K Cal /h}$$

Sortie de la première couche :

- Ethylbenzène

$$Q_{eb}^1 = m_{eb} C_{peb} \dot{T}_{eb}^1$$

$$Q_{eb}^1 = 2765 \cdot 0,658 \cdot 590 = 1073428 \text{ K cal /h}$$

- Vapeur :

$$Q_v^1 = m_v C_{pv} \dot{T}_v^1$$

$$Q_v^1 = 6259 \cdot 0,485 \cdot 590 = 1791013 \text{ K cal /h}$$

- Styrène :

$$Q_{st}^1 = m_{st} C_{pst} \dot{T}_{st}^1$$

$$Q_{st}^1 = 896 \cdot 0,585 \cdot 590 = 309254 \text{ K cal /h}$$

- Hydrogène :

$$Q_{H_2}^1 = m_{H_2}^1 C_{pH_2}^1 t$$

$$Q_{H_2}^1 = 18.3266 \cdot 590 = 34685 \text{ Kcal / h}$$

- Toluence :

$$Q_t^1 = 9.0628 \cdot 590 = 3335 \text{ K cal / h}$$

- Benzène :

$$Q_b^1 = m_b^1 C_{pb}^1 t$$

- Benzène :

$$Q_b^1 = m_b^1 C_{pb}^1 t$$

$$Q_b^1 = 4.50648 \cdot 590 = 1721 \text{ K cal / h}$$

Chaleur de réaction :

Sachant que la réaction considérée s'accompagne d'une consommation d'énergie de 298000 cal: mol et que le degré de conversion pour la première couche est de 0,226, la quantité de chaleur correspondante sera :

$$Q_r^1 = \frac{298000 \cdot 0,226 \cdot 3686}{106 \cdot 10^{-3}} = 288078 \text{ K cal / h}$$

2.2 / 2eme Couche :

Données de base.

Température à l'entrée de la couche T = 623 °C

Température à la sortie de la couche T = 590 °C

Taux de conversion X = 0,186

Quantités de chaleur à l'entrée de la couche

- Ethylbenzène :

$$Q_{eb} = m_{eb} C_{peb} t$$

$$Q_{eb} = 2765 \cdot 0,677 \cdot 623 = 1166197 \text{ K cal / h}$$

- Vapeur :

$$Q_v = m_v C_{pv} t$$

$$Q_v = 6259 \cdot 0,533 \cdot 623 = 2078357 \text{ K cal / h}$$

- Styrène :

$$Q_{St} = m_{st} C_{pSt} t$$

$$Q_{St} = 896. 0,563. 623 = 314276 \text{ K cal /h}$$

- Hydrogène :

$$Q_{H_2} = m_{H_2} C_{pH_2} T$$

$$Q_{H_2} = 18. 3,146. 623 = 35279 \text{ K cal /h}$$

- Toluène :

$$Q_t = m_t C_{pt} t$$

$$Q_t = 9. 0,541 . 623 = 3033 \text{ K cal /h}$$

- Benzène :

$$Q_B = m_B C_{pB} T_B$$

$$Q_B = 4,5. 0,517. 623 = 1450 \text{ K cal /h}$$

Quantités de chaleur à la sortie de la deuxième couche.

- Ethylbenzène :

$$Q_{eb} = m_{eb} C_{peb} t$$

$$Q_{eb} = 2418. 0,658. 500 = 938716 \text{ K cal /h}$$

- Vapeur :

$$Q_v = m_v C_{pv} t$$

$$Q_v = 6250. 0,485. 500 = 1701013 \text{ K cal / h}$$

- Styrène :

$$Q_{st} = m_{st} C_{pst} t$$

$$Q_{st} = 1201. 0,585 . 500 = 414525 \text{ K cal /h}$$

- Hydrogène :

$$Q_{H_2} = m_{H_2} C_{p_{H_2}} t$$

$$Q_{H_2} = 24. 3,266. 590 = 46247 \text{ K cal /h}$$

- Toluène :

$$Q_t = m_t C_{pt} t$$

$$Q_t = 12. 0,628. 590 = 4446 \text{ K cal /h}$$

- Benzène :

$$Q_B = m_B C_{pB} t :$$

Chaleur de réaction

$$Q_r = \frac{2765 + 29800. 0,125}{106} = 96775 \text{ Kcal /h}$$

13 TABLEAU RECAPITULATIF DU BILAN DE MATIERE
DU REACTEUR POUR CHACUNE DES DEUX COUCHES :

E N T R E E		S O R T I E	
CONSTITUANT	KG / H	CONSTITUANT	KG / H
Ethylbenzène	3886	Ethylbenzène	2765
Vapeur	6259	Vapeur	6259
		Styrène	896
		Hydrogène	18
		Toluène	9
		Benzène	4,5
		Residu	4,5
T O T A L	9945	T O T A L...	9956
Ethylbenzène	2765	Ethylbenzène	2461
Vapeur	6259	Vapeur	6259
Styrène	896	Styrène	1203
Hydrogène	18	Hydrogène	23
Toluène	9	Toluène	12
Benzène	4,5	Benzène	6
Residu	4,5	Residu	6
T O T A L	9936	T O T A L	9935

Calcul des fours de chauffage de la charge et de l'effluent sortant de la première couche de catalyseur.

Le chauffage de la charge (ethylbenzène + vapeur d'eau) et de l'effluent de la première couche est assuré par deux fours tubulaire de forme parallélepipedique (fig. 10) qui sont largement utilisés dans l'industrie pétrochimique:

Ces fours comportent une zone dite " zone de radiation " qui est ^{celle} où les tubes sont directement exposés à la flamme et reçoivent la chaleur principalement par radiation des produits de la combustion. C'est en général, devant les parois de cette zone que sont placés les tubes.

La zone de convection est installée à la sortie des fumées de la chambre de combustion.

Elle est constituée d'un faisceau de tubes placés en quinconce, perpendiculairement ou parallèlement à la direction des fumées.

1- Calcul du four de chauffage de la charge.

Nous avons fait appel à la méthode de lobo-Evans (12). Cette méthode consiste à supposer certaines dimensions du four et du nombre de tubes en radiation et en convection, et par des reprises de calculs arriver aux paramètres exactes.

1 - Données.

Fluide traité :	mélange vapeur-ethylbenzène	
Debit (Kg/h)	9944	
Température °C	entrée 379	Sortie 630
Enthalpie (K cal/kg)	entrée 730	sortie 824
Quantité de chaleur Absorbée (K cal/h)	(824-730). 9944 = 934706	
Quantité de chaleur dégagée (Kcal/h)	$\frac{934706}{0,8} = 116883$	

Taux de transfert admissible

eb radiation (K cal /m m2)	30000
Rendment (%)	80
Excès d'air (%)	20
Air de combustion :	température °C 20
	Humidité (%) 80

Combustible

Gaz de raffinerie	H ₂ = 10, CH ₄ = 50, C ₂ H ₆ = 35	
Composition (% Vol)		
Pouvoir calorifique inferieur K Cal/ N m3	11050	
Masse volumique Kg / N m3	0,933	

2- Caracteristique des tubes :

Diamètre extérieur (m)		0,168
Epaisseur (mm)		7
Entr'axe (m)		0,305

3/ Dimensions du four et disposition des tubes.

Longueur de la chambre de combustion (m)		2
Nombre de tubes en radiation		12
Nombre de tubes superieurs		2
Nombre de tubes sur murs inclinés		2 X 2
Nombre de tubes sur murs verticaux		2 X 3

La zone de convection aura des tubes de longueur.

4- Etude de la combustion.

La zone de convection aura des tubes de même longueur que ceux de la zone de radiation. La largeur de la zone de convection est de 0,7 m.

4- Etude de la combustion [11].

1- Composition des fumées (base : 100 N m³ de gaz combustible)..

Tableau 15

Vapeur d'eau dans l'air de combustion

Tension de vapeur de l'eau à 20 °C / 7,4 mm Hg

Humidité relative 80 %

Quantité d'eau dans l'air de combustion : $\frac{17,4 \times 0,8 \times 1442}{760 - 17,4}$

$$= 27 \text{ N m}^2$$

Analyse des fumées sèches

CO ₂	135	10,2 %
O ₂	50,5	3,8 %
N ₂	1139	86,0 %
	<hr/>	
	1324,5	100,0 %

Masse volumique des fumées

$$1,24 \text{ Kg / N m}^3$$

Debit de fumées pour 1 N m³ de gaz

$$15,87 \text{ N m}^3$$

" " " " 1 Kg de gaz

$$21,0 \text{ Kg}$$

Il faut donc 20 kg d'air pour 1 kg de gaz.

2 - Enthalpie des fumées et température theorique de combustion.

A/ Quantité de chaleur dégagée par la combustion de 1 Kg de combustible:

Tableau 15 Composition des fumées (Base 100 nm³ de gaz combustible).

Compo- -sants	Volume (%)	O ₂ pour la combustion neutre	Composition des Fumées				Composants
			CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	
H ₂	10	5		10			H ₂
Ch ₄	50	100	50	100			CH ₄
C ₂ H ₆	35	122,5	70	105			C ₂ H ₆
C ₃ H ₈	5	25	15	20			C ₃ H ₈
				27	50,5	1139	Air
TOTAL	100	252,5	135	262	50,5	1139	TOTAL...
O ₂ Dans excés d'air		50,5					% Volume ou pression partielle
O ₂ dans air de Combust.		303,0	8,5	16,5	3,2	71,8	
N ₂ dans air de Combust.		1139					
Air de combustion		1442			1586,5		Volumes des Fumées

TABLEAU 16: Epaisseur ~~xx~~ utile de la couche de gaz.

Forme et dimensions du Four	Epaisseur I
Fours classiques	$\frac{2}{3} \sqrt[3]{\text{volume}}$
1 x 1 x 1 à 1 x 1 x 3	plus petite dimensions
1 x 2 x 1 à 1 x 2 x 4	
1 x 1 x 4 à 1 x 1 x 8	$\frac{2}{3} \sqrt[3]{\text{volume}}$
Fours cabines	1,3 fois la plus petite dimension
1 x 2 x 4	
1 x 2 x 5 à 1 x 2 x 8	$\frac{2}{3} \times \text{diamètre}$
Fours cylindriques	1 fois le diamètre
D x D	
D x 2 d à D x 8	

Pouvoir calorifique inférieur	$\frac{11050}{0,933} = 11850$	Kcal
Chaleur sensible de l'air à 20°C	$20 \times 20 \times 0,24 = 96$	Kcal
Chaleur sensible du gaz	$1 \times 20 \times 0,5 = 10$	Kcal
		----- 11956 Kcal

B/ Chaleur spécifique moyenne des fumées entre 0 et le calcul, d'après la composition des fumées donne :

$$C_p = 7,16 + 0,124 \frac{t}{100} \text{ Kcal /Kmole } ^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0,258 + 4,510 \cdot 5 \text{ Kcal /kg } ^\circ\text{C}$$

C/ Enthalpie des fumées pour 1 kg de combustible

$$DH = 21 \times C_p \times t \text{ Kcal}$$

5- Débit de combustible et de fumées :

$$\text{Débit de combustible } \frac{1168383}{11956} = 98 \text{ Kg /h} = 105 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\text{Débit de fumées } 98 \times 21 = 2058 \text{ Kg /h} = 1660 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

6- Répartition des pertes et température des fumées à la sortie de la zone de convection.

Nous admettrons que les 20% de pertes se répartissent comme suit :

Pertes par les parois en zone de radiation	1%
Pertes par les parois en zone de convection	0,5%
Pertes par les fumées	18,5%
Température des fumées à la base de la cheminée	607 °C

7- Calcul de la zone de radiation

A/ surface équivalente des tubes

Entr axe	1,82 diamètre
tubes le long des murs	$\epsilon_A = 0,92$
tubes supérieurs	$\epsilon_A = 0,71$

Fig 6 annexe

Surface du plan d'absorption Art.

Tubes latéraux	$10 \times 2 \times 0,305 = 6,10 \text{ m}^2$
Tubes supérieurs	$2 \times 2 \times 0,305 = 1,22 \text{ m}^2$
Surface équivalente des tubes	Art = $7,32 \text{ m}^2$

- 1. Zone radiation
- 2. Zone convection

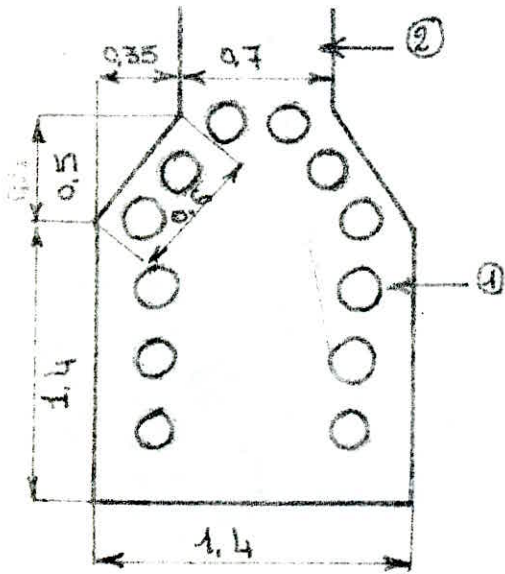


Fig:18 Coupe Schématique d'un Four

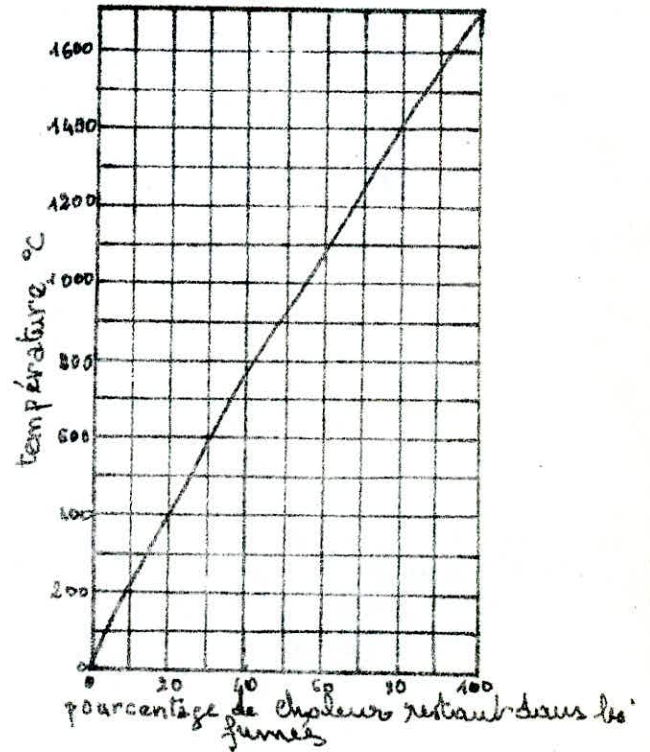


Fig:19 Exemple de calcul. chaleur restant dans les fumées en fonction de la température

- 43 -

$$\begin{aligned} \varepsilon_A \text{ Art} &= 6,10 \times 0,92 = 5,61 \text{ m}^2 \\ &+ 1,22 \times 0,71 = 0,87 \text{ m}^2 \\ \hline A &= 6,48 \text{ m}^2 \end{aligned} \quad \left. \begin{array}{l} \\ \\ \end{array} \right\} \begin{array}{l} A = 0,89 \\ \text{moy.} \end{array}$$

B/ Epaisseur utile du rayonnement.

Dimensions du fours 1,4 x 1,7 x 2 soit 1 x 1,2 x 1,43
pour 1 four dans les dimensions de 1 x 2 x 1 à 1 x 2 x 4
le tableau (annexe) donne I = $\frac{2}{3} \sqrt[3]{\text{volume}} = 3,15 \text{ m}$

C/ Calcul du produit P l :

$$P = 0,085 + 0,165 = 0,250$$

$$P l = 0,25 \times 3,15 = 0,79 \text{ atm} - \text{m}$$

$$pl = 0,25 \times 10,33 = 2,58 \text{ atm ft}$$

D/ Température de peau des tubes :

Elle est estimée à 25°C au dessus de la température du fluide à la sortie :
655 °C 685 °C

E/ Température des gaz :

Elle estimée a Tg = 1050 °C

F/ Facteur d'émission de la flamme = annexe fig : 7

$$E_f = 0,45$$

G/ Facteur global d'échange

surface totale de la zone de radiation :
pignons :

$$2 (1,4 + 1,2) \cdot \left(\frac{1,4 + 0,7}{2} \right) = 5,46 \text{ m}^2$$

$$\text{Murs murs} \quad 2 (1,2 + 0,6) \cdot 2 = 7,2 \text{ m}^2$$

$$\text{Sole Sole} \quad 1,4 \times 2 = 2,8 \text{ m}^2$$

$$\text{TOTAL...} = 15,46 \text{ m}^2$$

Surface équivalente de tubes situés.
devant les refractaires

$$- 5,61 \text{ m}^2$$

$$\text{Surface des refractaires AR} \quad 9,85 \text{ m}^2$$

$$\frac{AR}{A} = \frac{9,85}{6,48} = 1,52 \quad \text{et la fig. 8 (annexe) donne } F = 0,65$$

La formule $F = \frac{1}{\frac{1}{E_A} + \frac{A}{A+AR} \left(\frac{1}{E_f} - 1 \right)}$ donne la même valeur

$$F \cdot A = 0,65 \cdot 6,48 = 4,21 \text{ m}^2$$

$$\frac{Q}{FA} = \frac{116883}{1,21} = 277526 \text{ Kcal/h m}^2$$

H/ Température de mise en pseudo-flamme :

chaleur spécifique moyenne de 0 à 1060 : $C_p = 0,305$

$$T_{pf} = \frac{11956}{0,305 \times 21} = 1867 \text{ }^\circ\text{C}$$

I/ Température résiduelle des gaz : $T_g = 1060$

Fig 9 de l'annexe

Nous avons admis 1050 °C. Notre estimation est donc correcte.

8/ Quantité de chaleur absorbée en radiation et taux de transfert :

Enthalpie des fumées à 1060 °C

$$21 \times 1060 \times 0,305 = 6790 \text{ Kcal}$$

$$R = \frac{11956 - 6790}{11956} = 0,432$$

$$R Q = 504840 \text{ Kcal /h}$$

Surface extérieure des tubes

$$1 \text{ tube} = 3,14 \times 0,168 \times 2 = 1,055 \text{ m}^2$$

$$12 \text{ Tubes} = 12 \times 1,055 = 12,66 \text{ m}^2$$

Taux de transfert en radiation

$$Q = \frac{504840}{12,66} = 39877 \text{ Kcal /h m}^2$$

9/ Calcul de la zone de convection :

a/ température des fumées à l'entrée de la zone de convection :

Nous avons admis 1% pour les pertes en zone de radiation. Les fumées à l'entrée de la zone de convection contiennent donc :

$$(100 - 43,2 - 1) = 55,8\% \text{ de la chaleur disponible}$$

$$t = 1048 \text{ }^\circ\text{C}$$

b/ Chaleur à transmettre en convection :

$$Q = 934706 - 504840 = 39877 \text{ Kcal}$$

C/ Clacul du coefficient de transmission

Coefficient de convection pure :

Section de la zone de convection $0,7 \times 2 = 1,4 \text{ m}^2$
 Surface occupée par les tubes $2 \times 0,168 \times 22 = 0,67 \text{ m}^2$
2,07 m²

Débit massique des fumées : $\frac{2058}{2,07} = 994 \text{ Kg/h m}^2$

Température moyenne $\frac{1048 + 697}{2} = 873 \text{ }^\circ\text{C} = 1146 \text{ K}$

Chaleur spécifique réelle à 873 °C

$0,258 + 0,5 \cdot 4,510 \cdot 5 \text{ t} = 0,278 \text{ Kcal/kg }^\circ\text{C}$

$h_c = 0,018 \text{ Cp (G max.) }^{2/3} T^{0,3}$
D^{1/3}

$h_c = 1,810^{-2} \times 0,278 \frac{(994)^{2/3} (1146)^{0,3}}{(0,168)^{1/3}} = 7,47 \frac{\text{Kcal}}{\text{hm } ^\circ\text{K}}$

Coefficient de radiation des gaz :

$h_{rg} = (2,210^{-2} T) - 8 = (2,210^{-2} \times 1143) - 8$

$h_{rg} = 17,15 \text{ Kcal /h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

$h_{rg} + h_c = 24,62 \text{ Kcal /h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Effet des murs :

Nous admettrons un faisceau de convection de 24 tubes

surface des tubes $24 \times 1,055 = 25,32 \text{ m}^2$

surface des murs $2 (2 \times 0,7) \cdot 3,5 = 18,9 \text{ m}^2$

Les 24 tubes seront disposés en 12 rangées de 2 tubes avec un pas équilateral :

Entr'axe de 2 rangées $0,264 \text{ m}$

hauteur de la zone de convection $3,5 \text{ m}$

Température des parois estimées à $T_m = 655 \text{ }^\circ\text{C}$

$h_m = 0,195 \frac{(T_m)^3}{100} = h_m$ $T_m \text{ en } ^\circ\text{K}$

$h_m = 0,195 \times 0,95 (9,28)^3 = 148 \text{ Kcal /h m}^2 \text{ }^\circ\text{K}$

Effet la radiation des murs :

$E (\%) = 100 \frac{h_m \cdot A_m}{(h_{rg} + h_m) A_t}$

$E = 100 \frac{148 \cdot 18,9}{(148 + 24,62) 25,32} = 64 \%$

Coefficient global de transmission

$$H_0 = \frac{100 * E}{100} (H_c + H_{rg}) = 1,64 \cdot 24,62 = 40 \text{ Kcal /h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Température du fluide sortie convection :

$$\Delta H = \frac{39877}{9044} = 43 \text{ Kcal /kg}$$

$$H = 773 \text{ Kcal /kg d'où } T = 404 \text{ }^\circ\text{C}$$

Différence moyenne de température :

1042	°C fumées	697	°C	
<u>494</u>	Brut	370	°C	DTm = 423 °C
548	°C	<u>318</u>	°C	

$$S = \frac{429866}{423 \cdot 494} = 25,15 \text{ m}^2$$

$$\text{Soit } \frac{25,15}{1,055 \times 2} = 11,9 \text{ rangées de 2 tubes}$$

Notre estimation de 12 rangées est donc correcte.

2- Calcul du four de chauffage de l'effluent de la première couche du réacteur :

1- Données.

Fluide traité :	mélange ethylbenzène, vapeur d'eau, styrène hydrigéné	
Débit (Kg/h)	9818	
Température (°C)	entrée 590	Sortie 623
ENthalpie (Kcal /kg)	entrée 204	sortie 216
Quantité de chaleur Absorbée (Kcal/h)	(216 - 204) 9818 = 117816	
Quantité de chaleur degagée (Kcal/h)	$\frac{117816}{0,8} = 147270$	

Le reste des données est identique que pour le premier four calculé.

5- Débit de combustible et de fumées

$$\text{Débit de combustible } \frac{147270}{11956} = 12 \text{ Kg Kg/h} = \frac{13 \text{ Nm}^3}{\text{h}}$$

$$\text{Débits des fumées : } 12 \times 21 = 252 \text{ Kg/h} = 203 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

6- Température des fumées à la base de la cheminée (°C) 738

7/ A- Calcul pour la zone de réaction nous avons procédé de la même façon que pour le premier four et on a les mêmes résultats.

B/ Epaisseur utile du rayonnement :

Dimensions du four 1,4 x 1,7 x 2 soit 1 x 1,2 x 1,43 pour 1 four dans les dimensions 1 x 2 x 1 à 1 x 2 x 4 donne $I = \frac{2}{3} \sqrt[3]{V_{\text{volume}}} = 1,57 \text{ m}$ soit 5,15 ft

C/ Calcul du produit p.l

$$P = 0,085 + 0,165 = 0,250$$

$$P.l = 0,25 \cdot 1,57 = 0,39 \text{ atm m}$$

$$p.l = 0,25 \times 5,15 = 1,29 \text{ atm ft}$$

D/ température de peau des tubes

Elle est estimée à 25 °C au dessus de la température du fluide à la sortie
 $T_A = 623 + 25 = 648 \text{ °C}$

E/ Température des gaz :

Elle est estimée à : $T_g = 750 \text{ °C}$

F/ Facteur d'émission de la flamme : fig.7 annexe

$$E_f = 0,35$$

G/ Facteur global d'échange.

surface totale de la zone de radiation même calcul que précédent

$$\frac{AR}{A} = 1,52 \quad \text{et la fig : 8 (annexe) donne } F = 0,56$$

$$FA = \frac{147270}{3,63} \quad F.A = 0,56 \times 6,48 = 3,63 \text{ m}^2$$

$$\frac{Q}{FA} = \frac{147270}{3,63} = 40570 \text{ Kcal /h m}^2$$

H/ Température de pseudo-flamme.

Chaleur spécifique moyenne de 0 à 750 °C $C_p = 0,292 \text{ Kcal Kg °C}$

$$T_{pf} = \frac{11956}{0,292 \times 21} = 1950 \text{ °C}$$

I/ Température résiduelle des gaz : $T_d = 770 \text{ °C}$ fig.9 de l'annexe.

Nous avons admis 750 °C. Notre estimation est donc correcte.

8°/ Quantité de chaleur absorbée en radiation et taux de transfert :

Enthalpie des fumées à 770 °C

$$21 \times 0,291 \times 770 = 4705 \text{ Kcal}$$

$$R = 0,607$$

$$R Q = 89393 \text{ Kcal/h}$$

Surface extérieure des tubes.

$$1 \text{ Tubes} = 3,14 \times 0,168 \times 2 = 1,055 \text{ m}^2$$

$$12 \text{ tubes} = 12 \times 1,055 = 12,66 \text{ m}^2$$

Taux de transfert en radiation :

$$Q = \frac{89393}{12,66} = 7061 \text{ Kcal /h m}^2$$

9/ Calcul de la zone de convection :

a: température des fumées à l'entrée de la zone de convection

$$(100 - 60,7 - 1) = 38,9 \%$$

$$T = 747 \text{ }^\circ\text{C}$$

B/ Chaleur à transmettre en convection $Q = 57877 \text{ Kcal/h}$

C/ Calcul du coefficient de transmission :

Coefficient de convection pure :

section de la zone de convection	$0,7 \times 2 = 1,4 \text{ m}^2$
Surface occupée des tubes	$2 \times 0,16 \times 2 = 0,67 \text{ m}^2$
Surface de passage	$2,07 \text{ m}^2$

$$\text{Débit massique des fumées} \quad \frac{252}{2,07} = 122 \text{ Kcal /h m}^2$$

$$\text{Température moyenne} \quad \frac{747 + 738}{2} = 743 \text{ }^\circ\text{C} = 1016 \text{ K}$$

Chaleur spécifique réelle à 743 °C

$$C_p = 0,275 \text{ Kcal /kg }^\circ\text{C}$$

$$h_c = 0,018 \times 0,275 \frac{(122)^{2/3} (1016)^{0,3}}{(0,168)^{1/3}} = 1,76 \text{ Kcal /h m}^2$$

Coefficient de radiation des gaz

$$h_{rg} = (0,210^2 \times 1016) - 3 = 44,35 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$h_{rg} + h_c = 16,14 \text{ Kcal /h m}^2 \text{ K}$$

Effet des murs :

Nous admettons un faisceau de convection de 14 tubes surface des tubes $14 \times 1,055 = 14,77 \text{ m}^2$ surface des murs $2(2 + 0,7) \times 2 = 10,8 \text{ m}^2$

Les 14 tubes sont disposés en 7 rangées de 2 tubes avec un pas équilatéral.

$$\text{Entr'axe} \quad 0,264$$

de 2 rangées

Hauteur de la zone de convection : 2 m

$$\text{température des parois estimées à : } T_m = 648 \text{ }^\circ\text{C} = 941 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$h_m = 0,195 \times 0,95 (941) = 145 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Effet de la radiation des murs :

$$E (\%) = 100 \frac{145 \times 10,8}{(145 + 16,11) \times 14,77} = 66 \%$$

Coefficient global de transmission :

$$h_o = \frac{100 + E}{100} (h_{rg} + h_c) = 27 \text{ Kcal /h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Température du fluide sortie convection .

$$\Delta H = \frac{57877}{9818} = 6$$

$$H = 210 \text{ Kcal /kg} \quad T = 607 \text{ }^\circ\text{C}$$

Différence moyenne de température

748 fumées	738	$\Delta T_m = 145 \text{ }^\circ\text{C}$
607 brut	590	
141	148	

$$S = \frac{57877}{145 \times 27} = 15 \text{ m}^2$$

$$\text{soit : } \frac{15}{1,055 \times 2} = 7 \text{ soit 7 rangées de 2 tubes}$$

Notre estimation de 7 rangées de 2 tubes était donc correcte.

5/ CALCUL D'ÉCHANGEUR A LA SORTIE DU REACTEUR

La désignation " échangeur " est réservées aux appareils où le transfert entre fluides chaud et froid correspond à une récupération de chaleur.

La dualité transfert de chaleur - perte de charge domine tout le problème de calcul d'échangeur de chaleur. En effet, les résistances aux transfert matérialisées par des films, sont d'autant plus faibles que la vitesse de circulation et, en conséquence, le nombre de reynolds sont élevés, ce qui entraîne une réduction de la surface d'échange à prévoir. En contrepartie, l'élévation du nombre de reynolds provoque une augmentation de la perte de charge qui conduit à utiliser une pompe à pression de refoulement supérieure, donc exigeant plus d'énergie, de sorte que l'on a gagné sur la surface de l'appareil est contre balancé par l'accroissement des frais opératoires. Le calcul de tout appareil comportera donc toujours deux études parallèles : transfert de chaleur et perte de charge.

A/ TRANSFERT DE CHALEUR

1- Choix des normes.

Les échangeurs à faisceau et calandre sont les plus répandus dans l'industrie pétrochimique, et pour cause, la simplicité de leur construction et les facilités de nettoyage qu'ils permettent, d'une part et la possibilité d'obtenir des vitesses et des coefficients de transmission économiques, d'autre part.

Enfin nous placerons notre fluide chaud à savoir l'effluent du réacteur (styrène, hydrogène ethylbenzène non transformé, produits de craquage et vapeur d'eau), à l'intérieur du tube et le fluide froid (la charge ethylbenzène + vapeur).

Le faisceau de cet échangeur est constitué de tubes qui forment une classe spéciale répondant aux spécifications données en annexe.

Le diamètre nominal correspond au diamètre extérieur pour lequel les tolérances sont sévères, les épaisseurs des tubes sont normalisées selon les calibres B.W.G. (Birmingham wire gage). On utilise ici les tubes de calibre 14 B.W.G (WHITHIES 12)

- épaisseur e	$= 2,10$ mm
- Diamètre extérieur	$d_e = 25,40$ mm
- Diamètre intérieur	$d_i = 21,18$ mm
- De disposition en pas carré	$p = 31,75$ mm
- De section	$a_t = 3,528 \cdot 10^{-2}$ mm ²
- Nombre de tubes	$n_t = 664$
- Surface extérieure	$a_e = 0,0798$ m ² /m
- Surface intérieure	$a_i = 0,0665$ m ² /m

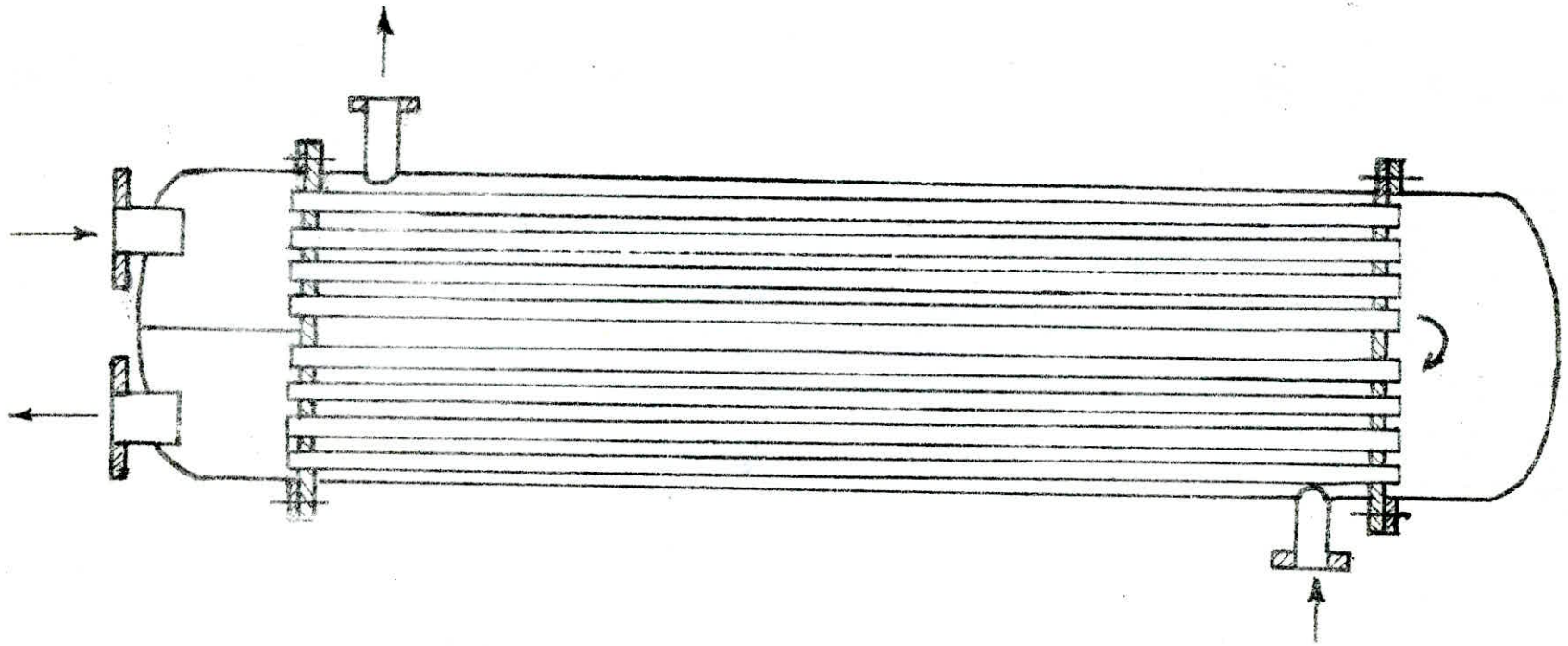


Fig:20 Echangeur de Chaleur à une passe
côté Calandre, deux passes côté tube.

COTE CALANDRE.:

Diamètre interieur Dc = 99 cm.

Espacement entre deux chicanes B = 30,5 cm.

Le faisceau des tubes porte des chicanes transversales qui ont pour but d'allonger le chemin du fluide circulant dans les calendres et d'améliorer ainsi le transfert à l'exterieur du tube par accroissement de la surface.

2 - BILAN THERMIQUE

Quelque soit le type d'appareil utilisé, si l'on ne prend en considération que les conditions d'entrée et de sortie des deux fluides, il est possible d'établir le bilan thermique global de l'appareil en écrivant que la quantité de chaleur A perdue par le fluide chaud est égale à cette prise par le fluide froid, si l'on néglige les pertes thermiques:

$$Q = U \cdot A \cdot t_m = M \cdot C_p (T_1 - T_2) = m \cdot c_p (t_2 - t_1)$$

A/ différence de température moyenne.

La détermination de la différence de température moyenne entre les deux fluides a été étudiée par Underwood et présentée sous sa forme définitive par Nagle, Bowman et Muller (Whuitier).

En se reportant à l'ouvrage de Kern, on a l'expression suivante :

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_m = U \cdot A \cdot F (DTLM)$$

Où DTLM est la différence de température logarithmique moyenne :

$$DTLM = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad \text{avec} \quad \Delta t_1 = T_1 - t_2$$
$$\Delta t_2 = T_2 - t_1$$

F est le facteur de correction :

$$F = \frac{(\sqrt{R^2 + 1} \log \frac{1 - E}{1 - E \cdot R})}{(R - 1) \log \frac{2 - E(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - E(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}} \quad (*)$$

avec $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

GAZ CHAUD

$$M = \sum M_i = 9760 \text{ Kg h}^{-1}$$

B/ capacité calorifique des constituants à T = 530° C

Constituant	Ethyl B	Vapeur	Styrène	Hydrogène
Cp (Kcal. Kg ⁻¹ °C ⁻¹)	0,067	0,500	0,061	3,510

La chaleur spécifique moyenne du gaz est :

$$C_p = \frac{C_{p\text{ eb}} G_{\text{eb}} + C_{p\text{ v}} G_{\text{v}} + C_{p\text{ st}} G_{\text{st}} + C_{p\text{ H}_2} G_{\text{H}_2}}{G_{\text{eb}} + G_{\text{v}} + G_{\text{st}} + G_{\text{H}_2}}$$

Où

$$G_{\text{eb}} = 985 \quad \text{m}^3 \text{ h}^{-1}$$

$$G_{\text{v}} = 16414 \quad \text{m}^3 \text{ h}^{-1}$$

$$G_{\text{st}} = 573 \quad \text{m}^3 \text{ h}^{-1}$$

$$G_{\text{H}_2} = 657 \quad \text{m}^3 \text{ h}^{-1}$$

d'où $C_p = 0,570 \text{ K cal Kg}^{-1} \text{ °C}^{-1}$

Quantité de chaleur cédée :

$$Q = M C_p (T_2 - T_1) = 9760 \cdot 0,570 \cdot (590 - 470)$$

$$Q = 667583 \text{ Kcal h}^{-1}$$

Gaz froid

$$M_{\text{eb}} = 3686, \text{ Kg h}^{-1}$$

$$M_{\text{v}} = 6258 \text{ Kg h}^{-1}$$

$$M_{\text{st}} = 9944 \text{ Kg h}^{-1}$$

C/ Capacité calorifique des constituants à $T = 320 \text{ °C}$

Constituant	Ethyl B	Vapeur
Cp (Kcal Kg ⁻¹ °C ⁻¹)	0,0527	0,477

La capacité calorifique moyenne du gaz sera :

$$C_p = \frac{C_{p\text{ eb}} G_{\text{eb}} + C_{p\text{ v}} G_{\text{v}}}{G_{\text{eb}} + G_{\text{v}}}$$

Où

$$G_{\text{eb}} = 1718 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$$

$$G_{\text{eau}} = 17175 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$$

$$C_p = 0,482 \text{ Kcal. Kg}^{-1} \text{ °C}^{-1}$$

D/ calcul de t2 température de sortie du gaz froid

$$Q = M \cdot c_p (T_1 - t_2) = m \cdot c_p (t_2 - t_1) = 667583 \text{ kcal h}^{-1}$$

$$t_2 = \frac{Q}{m \cdot c_p} + t_1$$

$$t_1 = 240 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 379 \text{ }^\circ\text{C}$$

Tableau récapitulatif des températures de l'échangeur

GAZ CHAUD		GAZ FROID	DIFFERENCES
t1 = 590° C	Température supérieure	t2 = 379° C	211 ° C
t2 = 470° C	Température inférieure	t1 = 240° C	230 ° C
120 ° C	Différence	139° C	19 ° C

E/ Calcul de la différence de température logarithmique moyenne (D T L M)

$$t_1 - t_2 = 211 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 - t_1 = 230 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$DTLM = \frac{211 - 230}{\ln \frac{211}{230}} = 230,4 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$R = \frac{590 - 470}{379 - 240} = 0,863$$

$$E = \frac{379 - 240}{590 - 240} = 0,397$$

1. Partir du graphe G 1 à l'annexe ou de l'expression (A) on trouve la valeur de F = 0,942.

$$t_m = F \cdot (DTLM) = 207,6 \text{ }^\circ\text{C}$$

3- Estimation du coefficient de transfert global

Côte tube : Gaz chaud

a/ Calcul du coefficient de film interne :

Section du tube $a_t = 3,523 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$

nombre de passes $n_t = 2$

nombre de tubes $N_t = 664$

section totale de tubes par passe $a = \frac{a_t \cdot n_t}{N_t} = 0,113 \text{ m}^2$

Vitesse massique des constituants du gaz.

$$v_t = \frac{M}{a} = \frac{9760}{0,113} = 86067 \text{ kg H}^{-1} \text{ m}^{-2}$$

- Viscosité des constituants du gaz à $t = 530 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\mu'_{\text{eb}} = 0,028 \text{ Cpo}$$

$$\mu'_{\text{v}} = 0,044 \text{ Cpo}$$

$$\mu'_{\text{st}} = 0,030 \text{ Cpo}$$

$$\mu'_{\text{H}_2} = 0,015 \text{ Cpo}$$

La viscosité moyenne du gaz à $530 \text{ }^\circ\text{C}$ sera :

$$\frac{\mu'_{\text{eb}} G'_{\text{eb}} + \mu'_{\text{v}} G'_{\text{v}} + \mu'_{\text{st}} + \mu'_{\text{H}_2} G'_{\text{H}_2}}{G'_{\text{eb}} + G'_{\text{v}} + G'_{\text{st}} + G'_{\text{H}_2}}$$

$$\mu' = 0,029 \text{ Cpo} = 0,104 \text{ Kg h}^{-1} \text{ m}^{-1}$$

$$\text{Nombre de Reynolds } Re = \frac{d_i v_t}{\mu'} = 1,75 \cdot 10^4$$

$$\text{Fonction de transfert : } JH = \frac{h_i d_i}{K'} (Cp' \mu')^{-1/3}$$

Où K' est la conductivité thermique du gaz à la température $530 \text{ }^\circ\text{C}$

$$K'_{\text{eb}} = 0,096 \text{ Kcal h}^{-1} \text{ m}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$$

$$K'_{\text{v}} = 0,058 \text{ Kcal h}^{-1} \text{ m}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$$

$$K'_{\text{st}} = 0,096 \text{ Kcal h}^{-1} \text{ m}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$$

$$K'_{\text{H}_2} = 0,309 \text{ Kcal h}^{-1} \text{ m}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$$

La conductivité thermique moyenne du gaz à $530 \text{ }^\circ\text{C}$

$$K' = \frac{(0,096 \times 985) + (0,058 \times 16414) + (0,096 \times 573) + (0,309 \times 657)}{985 + 16414 + 573 + 657}$$

$$K' = 0,070 \text{ Kcal h}^{-1} \text{ m}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$$

En multipliant JH par $\frac{K'}{d_i} (Cp' \mu')^{1/3}$ il vient :

$$h_i = JH \frac{K'}{d_i} (Cp' \mu')^{1/3}$$

D'après la figure (G.2) de l'annexe, la valeur de la fonction de transfert pour $Re = 1,75 \cdot 10^4$ est $JH = 65$ d'où $h_i = 203,12 \text{ Kcal h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$

On convient de choisir, en référence, la surface extérieure du tube ce qui amène à corriger les coefficients du film externe, en le multipliant par le rapport $\frac{d_i}{d_e}$ des diamètres intérieurs et extérieurs des tubes.

Le coefficient de film interne corrigé sera :

$$h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_e} = 203,12 \cdot \frac{2,118 \cdot 10^{-2}}{2,5410^{-2}} = 169,4 \text{ Kcal h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$$

$$h_{io} = 169,4 \text{ Kcal h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$$

Côte calandre : gaz froid

b:/ Calcul du coefficient de film externe h_o .

Aire de passage transversale entre deux chicanes

$$a_{ct} = \frac{D_c (P - d_e) B}{P} = 603,9 \text{ cm}^2$$

Vitesse massique transversale :

$$V_s = \frac{m}{a_{ct}} = \frac{0,944}{603,9 \cdot 10^{-4}} = 164658 \text{ Kg h}^{-1} \text{ m}^{-2}$$

- Viscosité des constituants à la température moyenne :

$$\mu_{eb} = 0,100 \text{ Cpo}$$

$$\mu_v = 0,017 \text{ Cpo}$$

$$\text{- Viscosité moyenne } \mu = \frac{(0,100 \cdot 1718) + (0,017 \cdot 17175)}{1718 + 17175}$$

$$\mu = 0,025 \text{ Cpo} = 0,088 \text{ Kg h}^{-1} \text{ m}^{-1}$$

- Diamètre équivalent de pour une disposition en pas carré.

$$D_e = \frac{4 (P^2 - \frac{\pi d_e^2}{4})}{\pi d_e} = \frac{4 P^2}{\pi d_e} - d_e$$

$$d_e = 2,54 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

$$P = 31,75 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$D_e = 2,516 \cdot 10^{-2} \text{ m}$$

$$D_e = 25,16 \text{ mm}$$

Calcul du nombre de Reynolds.

$$Re_s = \frac{D_e V_s}{\mu} = \frac{2,516 \cdot 10^{-2} \cdot 164658}{0,088} = 4,708 \cdot 10^4$$

$$\text{Fonction de transfert : } J_M = \frac{h_o D_e}{K} \left(\frac{C_p \mu}{K} \right)^{-1/3}$$

à partir du graphe G.3 de l'annexe, on extrapole la valeur de JH pour Res = 4,708 10⁴

$$JH = 140$$

Conductivité thermique des constituants à 309,5°C

$$Keb = 0,096 \text{ Kcal h}^{-1} \text{ m}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$$

$$Kv = 0,038 \text{ Kcal h}^{-1} \text{ m}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$$

d'où la conductivité moyenne du gaz

$$K = 0,043 \text{ Kcal h}^{-1} \text{ m}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$$

En multipliant JH par $\frac{K}{De} (Cp \frac{U}{K})^{1/3}$, on obtient le coefficient de film externe ho.

$$ho = JH \frac{K}{De} (Cp \frac{U}{K})^{1/3} = 238,18 \text{ Kcal H}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$$

C/ Resistances d'encrassement.

Après un certain temps d'utilisation, il se produit des dépôts à l'intérieur et à l'extérieur des tubes, et ces dépôts constituent des résistances Rsi et Rso - On transfert de chaleur, de sorte que le coefficient de transfert global Uo diminue. Dans ces conditions la surface An devient très rapidement insuffisante pour assurer l'échange Q. Il est donc indispensable de calculer la surface de l'appareil pour la valeur minimale admissible du coefficient de transfert quand l'échangeur est sale. Les valeurs des résistances Rsi et Rso des films après un an de service ont été établies empiriquement (WUIT) grâce à l'expérience industrielle des utilisateurs; pour notre cas en trouve

$$Rs = Rsi + Rso = \frac{1}{370} \text{ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C Kcal}^{-1}$$

Resistance de materiau

$$Rc = \frac{e}{\lambda} = \frac{2,110 \cdot 10^{-3}}{41} = 5,1210 \cdot 10^{-5} \text{ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C Kcal}^{-1}$$

D/ coefficient de transfert global:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{ho} + \frac{1}{hio} + Rs + Rc} = 78 \text{ Kcal H}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$$

E/ Estimation de la surface d'échange de l'appareil.

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta t_m} = \frac{6675,83}{78 \cdot 207,6} = 42 \text{ m}^2$$

B/ Pertes de charge (Kg h⁻² m⁻¹) dans l'échangeur
1/ A l'intérieur des tubes.

$$\Delta P = f \frac{L \cdot V_t}{d_i \cdot \rho}$$

f : coefficient de friction, fonction du Reynolds.

V_t : Vitesse massique (Kg h⁻¹ m⁻²)

ρ : Masse volumique (Kg m⁻³); mesurée à la température calorique.

L : Longueur totale des tubes $L = N_t \cdot \ell$

N_t : Nombre de tubes

ℓ : Longueur d'un seul tube.

$$\ell = \frac{A}{ae \cdot N_t} = \frac{42}{7,98 \cdot 10^{-2} \cdot 644} = 0,805 \text{ m}$$

$$\rho' \text{ à } 530 \text{ }^\circ\text{C} = \frac{M'}{G'} = 0,563 \text{ Kg m}^{-3}$$

$$V_t = 86067 \text{ Kg h}^{-1} \text{ m}^{-2}$$

Dans le cas d'un faisceau d'échangeur, Kern propose quatre termes $\left(\frac{V_t \rho}{2g}\right)^2$ par passe (Kern 12)

La perte de charge totale

rencontrée par le fluide à l'intérieur des tubes s'écrira donc :

$$\Delta P_t = \frac{nt \cdot nc \cdot g \cdot V_t^2}{1,271 \cdot 10^5 \cdot f} \cdot \frac{(ft + 2)}{d_i \cdot \phi_t} \quad \text{Kg/cm}^2$$

nt = nombre de passes côté tube = 2

nc = nombre de passes côté calandre = 1

ϕ_t = facteur de correction à la température calorique

$$\phi_t = \left(\frac{R'}{R_t + 1} \right)^{0,14}$$

$$tt = T_c - \frac{h_{io}}{h_o + h_{io}} \quad (T_c - t_c)$$

$$T_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1)$$

$$\Delta t_{ch} = T_c - t_2 = 211 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_c = t_2 + F_c (T_c - t_2)$$

$$\Delta t_{fr} = t_2 - t_1 = 230 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\frac{\Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch}} = 1,09$$

Fc = fraction calorique qu'on peut extrapoler graphiquement connaissant Kc et

$$\frac{\Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch}}$$

Kc = constante calorique

Kc est donné en fonction de $\frac{\Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch}}$ et d.

$$\rho^{530} = 0,563 \text{ Kg m}^{-3}$$

$$\rho^{250} = 0,563 \left(\frac{273 + 530}{273 + 250} \right) = 0,864 \text{ Kg m}^{-3}$$

Pour D = 0,86 , T = 250 °C et $\frac{\Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch}} = 1,09$ le graphe

(G.4) de l'annexe donne Kc = 0,9 et Fc = 0,45

$$T_c = 240 + 0,45 (379 - 240) = 302,5 \text{ °C}$$

$$T_c = 470 + 0,45 (590 - 470) = 524 \text{ °C}$$

$$t'_t = 524 - \frac{169,4}{238,2 + 169,4} (524 - 302,5) = 432 \text{ °C}$$

$$\mu' = 0,029 \text{ Cpo}$$

$$\mu_{t'} = 0,033 \text{ Cpo}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu'}{\mu_{t'}} \right) 0,14 = 0,98$$

Sachant que Re = 1,7410 , le graphe G2 de l'annexe donne F = 0,016

$$\Delta \beta_t = 5,425 \cdot 10^{-5} \text{ Kg cm}^{-2}$$

$$\Delta \beta_t = 5,246 \cdot 10^{-5} \text{ atm.}$$

2°) perte de charge côté calandre.

$$\Delta p_c = \frac{n_c f_{cT} V_c^2 (N_c + 1) D_c}{1,271 \cdot 10^{15} \rho \text{ de } \phi_c}$$

Ne = nombre de chicanes transversales.

$$D_c = 0,99 \text{ m}$$

$$N_c = 3$$

$$\rho = \frac{M_1}{G} = 0,0526 \text{ Kg /M}^3 \text{ à } T = 630 \text{ °C}$$

$$D_e = 2,516 \cdot 10^{-2} \text{ m}$$

$$\mu = 0,0245 \text{ Cpo} \quad \rho_t = 1,027$$

$$\mu_t = 0,020 \text{ s.}$$

$$V_s = 164658 \text{ Kg h}^{-1} \text{ m}^{-2}$$

Pour $Re_s = 4,70810^4$ le graphe (G.3) de l'annexe donne

$$f_{ct} = 0,12$$

$$\Delta P_{ct} = 2,951 \cdot 10^{-4} \text{ Kg / Cm}^2$$

$$\Delta P_{ct} = 2,856 \cdot 10^{-4} \text{ Atm}$$

D'où la perte de charge totale dans l'échangeur

$$P_t = \Delta P_{ct} + \Delta P_f = 3,381 \cdot 10^{-4} \text{ atm}$$

Cette valeur de la perte de charge étant négligeable devant la valeur de la pression $P = 1,5 \text{ atm}$ dans le réacteur et à sa sortie nous pouvons dire que la pression à l'intérieur de l'échangeur est de $1,5 \text{ atm}$

Tableau du bilan thermique de l'échangeur.

Côte calandre : Gaz froid	
Température d'entrée (°C)	240
Température de sortie (°C)	379
Difference $t_2 - t_1$ (°C)	139
densite du gaz	0,864
Debit massique M (Kg /h)	9944
Capacité calorifique K cal / Kg °C	0,482
Quantité de chaleur reçue Q (K Cal /h)	66.7583
Côte tube : Gaz chaud	
Température d'entrée (°C)	590
Température de sortie (°C)	470
Différence $(T_1 - T_2)$ (°C)	120
Densité du gaz	0,563
Debit massique (Kg /h)	9760
Capacité calorifique (K cal /°C Kg)	0,570
Quantité de chaleur cédée (K cal / h)	667583

Tableau des valeurs de calcul de l'échangeur de chaleur.

Choix des normes	
Diamètre extérieur du tube : de (pas carré)	0,0254
P en m	0,0317
Epaisseur : calibre B.W.G	14
Nombre de passes côté tube	2
Nombre de passes côté calandre	1
Espacement entre deux chicans : B en m	0,305
Diamètre intérieur du calandre en m	0,99
Nombre de tubes : Nt	664
T1 - t2 (°C)	211
T2 - t1 °C	230
D T L M	220,4
Facteur de correction F	0,942
Tm (°C)	208
Côté calandre : Gaz froid	
Aire de passage entre 2 chicans Act (m ²)	603,9010 ⁻⁶
Vitesse massique transversale : Vs (Kg /h m ²)	164658
$T_m = \frac{t_1 + t_2}{2}$ (°C)	309,5
viscosité (Kg /m h)	0,088
Diamètre équivalent de en m	0,025
Nombre de reynolds	4,710 ²

Suite du tableau de calcul..

Fonction de transfert J_{fm}	140
Conductivité thermique K (K cal /h m ²)	
coefficient de film externe h_o	238,18
Température calorique T_t . (°C)	432
Facteur de correction à la température calorique	0,98
Constante calorique K_c	0,9
Fraction calorique F_c	0,45
Perte de charge (atm)	$5,24610^{-5}$ 5
Côte tube gaz chaud	
section d'un tube : A_t en m ²	$3,5210^{-4}$ 4
section total / passe a = $\frac{N_t A_t}{n_t}$ en m ²	0,113
Vitesse massique V_t (Kc /h m ²)	86067
$T_m = \frac{T_1 + T_2}{2} =$ (°C)	530
Viscosité (Kc / h m)	0,104
coefficient de conductivité thermique (K cal /h m ² °C)	0,070
fonction de transfert J_h	65
diamètre intérieur du tube : D_i (m)	0,0212
$K_{io} = h_i \frac{d_e}{d_i}$	169
Resistance d'encrassement :	2,710 -3
R_s (h °C m ² / K cal)	
Coefficient d'échange global : U	78
K cal / h m ² °C	

- 63 -

Suite du tableau de calcul...

Surface d'échange global en m ²	42 m ²
Température calorique t_t (°C)	132 °C
Facteur de correction à la température calorique ϕ_t	1,027
Perte de charge ΔP (atm)	2,86 ^{10⁻⁴}

IV - CONCLUSION -

La conception actuelle des appareils est largement influencée par l'augmentation de capacité des installations, la fiabilité et aspect économique conquise présentement avec la crise de l'énergie.

Ainsi les conditions opératoires optimales ont été déterminées par calculs thermodynamiques, cinétique et de réacteur, un calcul de perte de charge dans la couche horizontale et les couches radiales montre que la perte de charge est deux fois plus faible pour le dernier cas par rapport au premier.

Cela a un intérêt très appréciable dans une installation, car la diminution de la perte de charge amène un choix de deux avantages.

1- Soit on augmente le volume de gaz à traiter, si on veut tenir la même perte de charge que pour la couche horizontale.

2- Soit on économise l'énergie pour le transport de gaz, chose que nous avons vérifiée par le calcul de puissance de compresseur, ce qui amène à une économie d'environ 54000 DA /an.

Pour compléter cette étude nous avons fait des bilans de matière et de chaleur du réacteur ainsi que le calcul des installations auxiliaires, à savoir : les four de préchauffage de la charge, et de l'effluent de la première couche catalytique ainsi que l'échangeur de chaleur tubulaire simple situé à la sortie du réacteur.

l'Algérie

Actuellement, l'Algérie ne possède pas d'unités de production de styrène. A cet effet ce travail pourrait fournir les données de départ pour le calcul d'un grand projet de l'installation industrielle.

La réalisation de ces installations pose un ensemble de problèmes ^{qui vont} /doit être résolus à l'aide d'une collaboration étroite entre les exploitants, les bureaux d'études, les constructeurs et en général par tous ceux qui participent à la réalisation .

Avec plus de données et de temps, ce travail aurait pu être complété par une étude de la section distillation et purification qui elle aussi a sa part d'importance dans la production du styrène.

∞ Références Bibliographiques ∞

1. Styrene Its polymers copolymers and derivatives. Tomes I et III
R. BOUNDY, H. BOYER.
2. Le Styrene et ses polymers
H. GIBELOT. Edition Dunod 1956.
3. Chimie Organique Industrielle : Principaux procédés et Intermediaires.
K. Weissermel H.J. Arpe. Edition Masson 1981.
4. Procédés de pétrochimie
P. Leprince, A. Chauvel, J. P. Catry et L. Castex Editions Technip (1971)
5. Les Produits Intermediaires de la chimie des dérivés du petrole
P. Leprince, J. P. Catry, A. Chauvel. Editions Technip 1967.
6. Précis de Génie Chimique TII
J. M Deschamps, Y. Pasternak, H. Bonnard, E. Bognar, X De Bernard
H. Gardy, J. Le Mounier, A. Flament. Editions Berger-Levrault (Paris 1960)
7. Techniques de l'ingenieur . J5. Genie Chimique.
M. Postel et F. Durieu.
8. Chimie Organique Industrielle
I. Ukelson . Editions chimie Moscou 1968
9. Chemistry Technologie of Basic Organic and Petrochemical Synthesis in two volumes
N. Lebedev. Editions Mir 1984.
10. Etude d'une installation de production d'acide Sulfurique
Projet de fin d'études Juin 1983.
11. conception des reacteurs Chimiques Industriels sur la base des données de laboratoire.
J. Horak et J. Pasek. Editions Eyrolles 1981.

11. Raffinage et Génie Chimique Tome II
Paul Wuthier. Edition Technip 1965
12. Process Heat Transfert.
A. Kern.
13. Science of Petroleum .Volume V Part II.
DR. G.T. Brooks, A.E. Dunstan. Oxford university Press. 1953.
14. Matières Plastiques - Chimie et application
J. Brost. Editions Technique et Documentation
15. Revue : Plastiques Modernes et elastomères. octobre 1984


 N N E X E

TABLEAU 1 : Valeur des constantes en fonction de la température

Composé	T (°C)	U (Cp)	Cp Kcal/Kg °C
Ethylbenzène	320	0,100	0,527
Vapeur H ₂ O		0,017	0,477
Styrène			
Hydrogène			
Ethylbenzène	530	0,044	0,67
Vapeur H ₂ O		0,028	0,500
Styrène		0,030	0,61
Hydrogène		0,015	3,510
Ethylbenzène	630		0,672
Vapeur d'eau			0,529
Styrène			
Hydrogène			
Ethylbenzène	590		0,658
Vapeur d'eau			0,525
Styrène			0,585
Hydrogène			3,266
Ethylbenzène	623		0,677
Vapeur d'eau			0,533
Styrène			0,563
Hydrogène			3,146

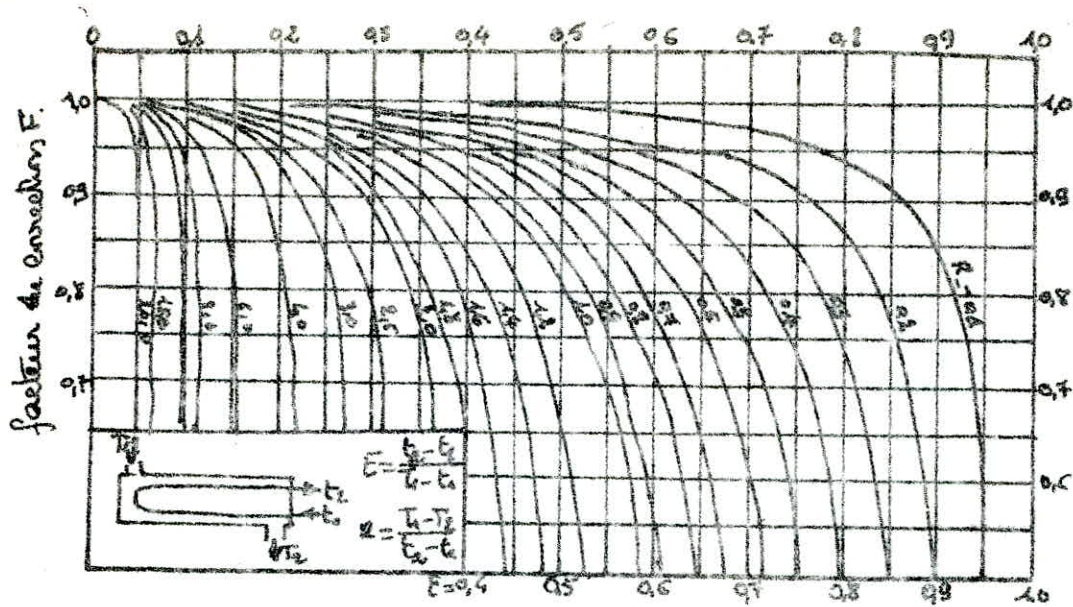


Fig 1 Une passe côté calandre, 2 passes (ou plus) côté tubes

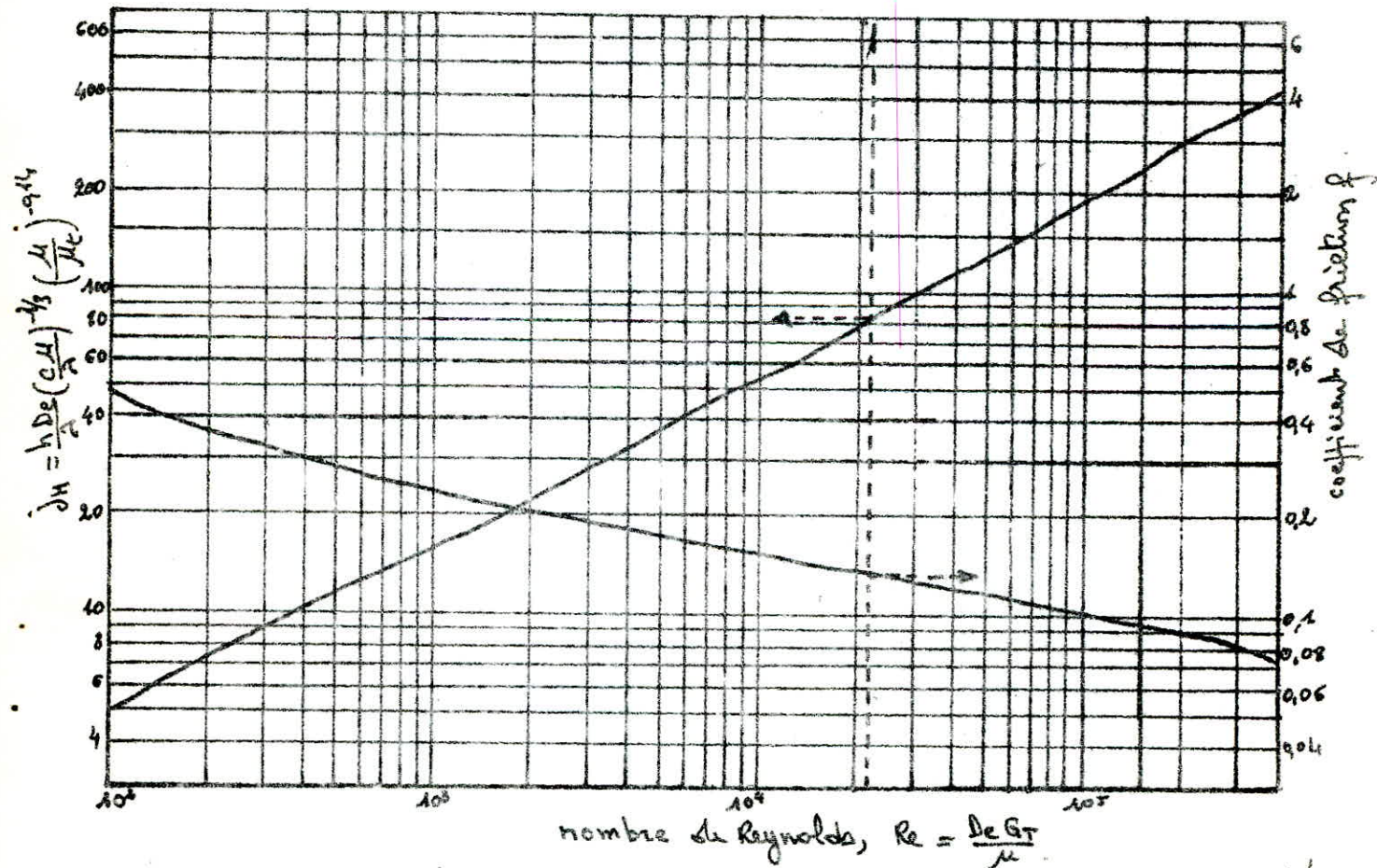


Fig 3 : Coefficients de transfert et de friction en fonction du Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes :

regime laminaire ← régime turbulent

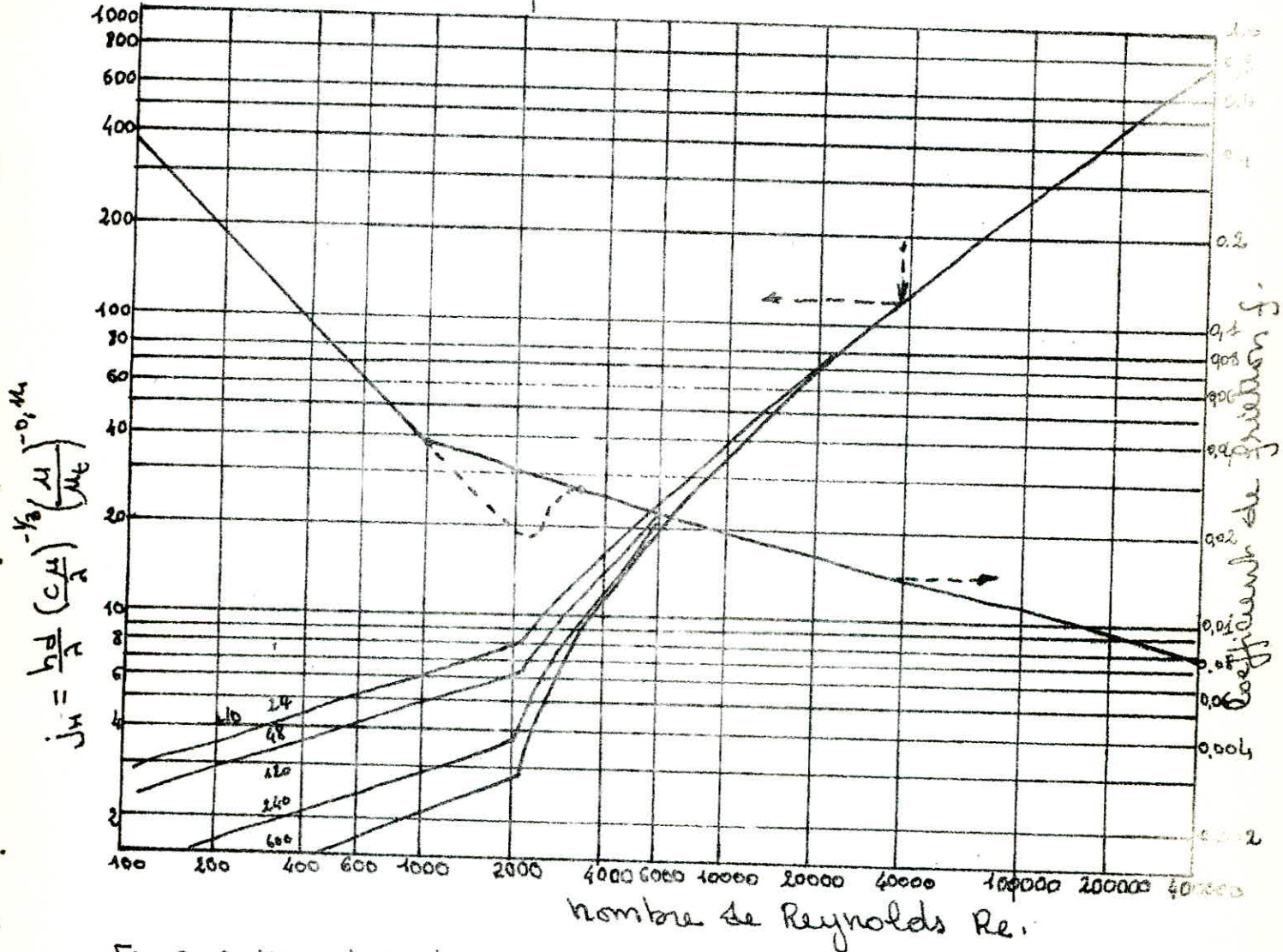


Fig 2: Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

μ [cpo]

— Ethylbenzène
- - - styrène

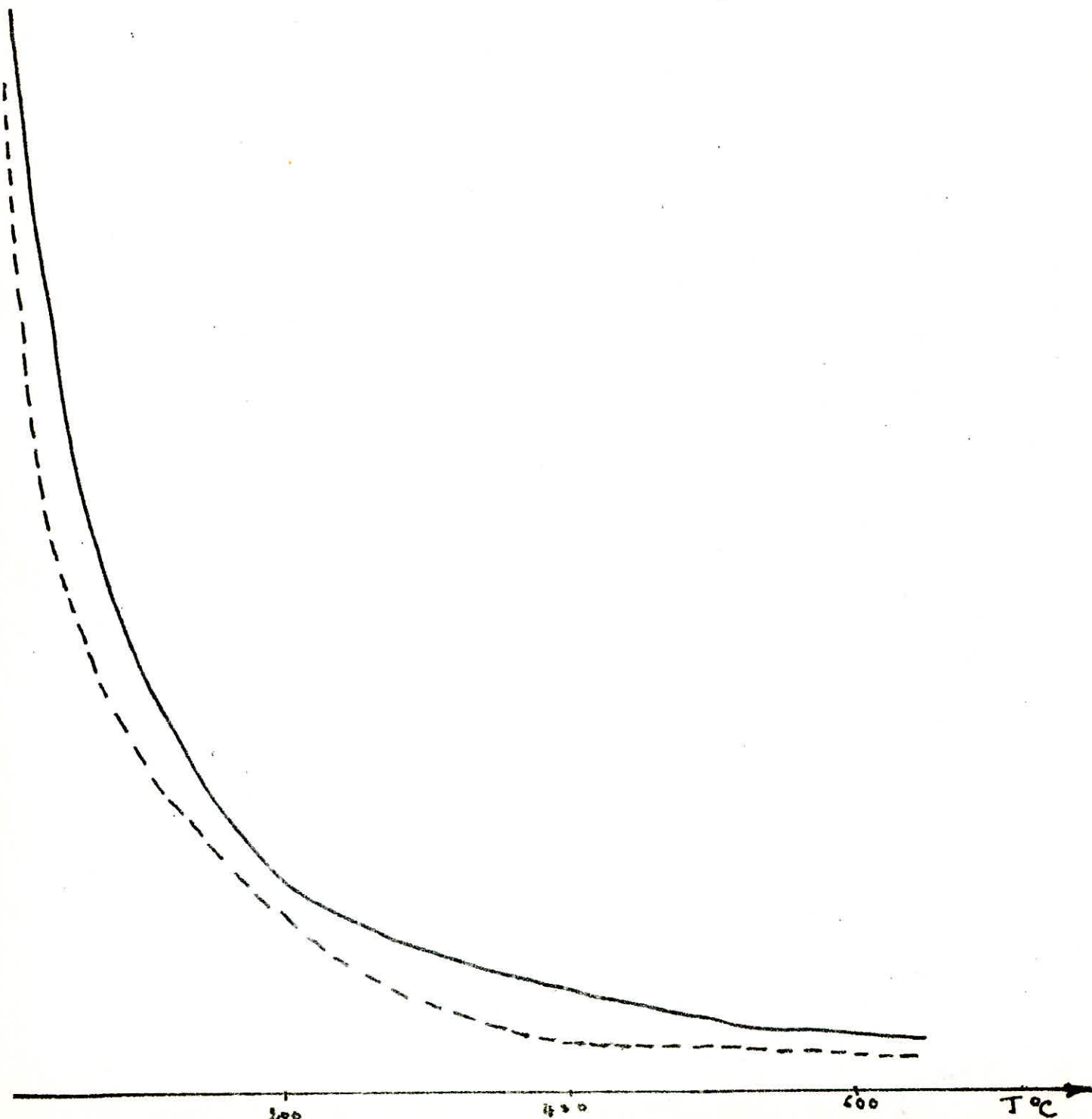


Fig. 4 Viscosité dynamique En fonction de la température

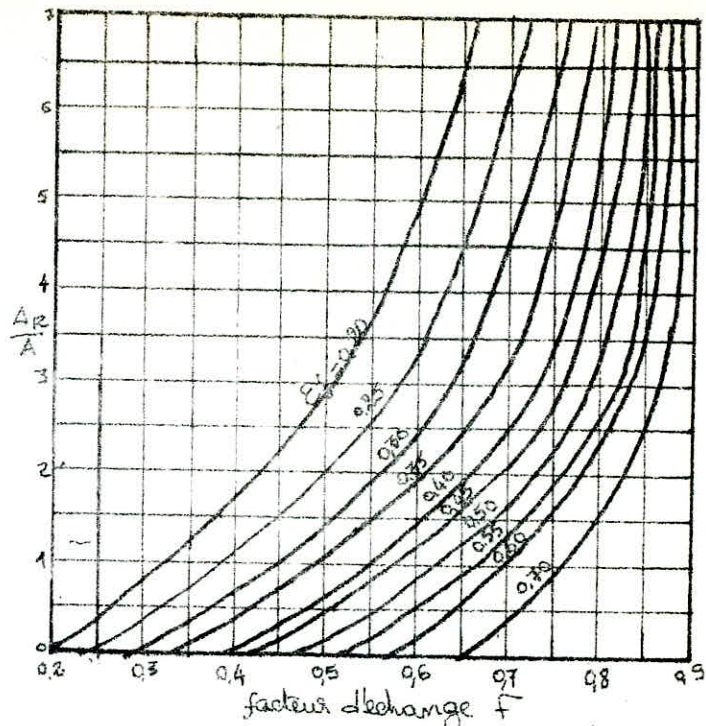


Fig. 8 Facteur global d'échange

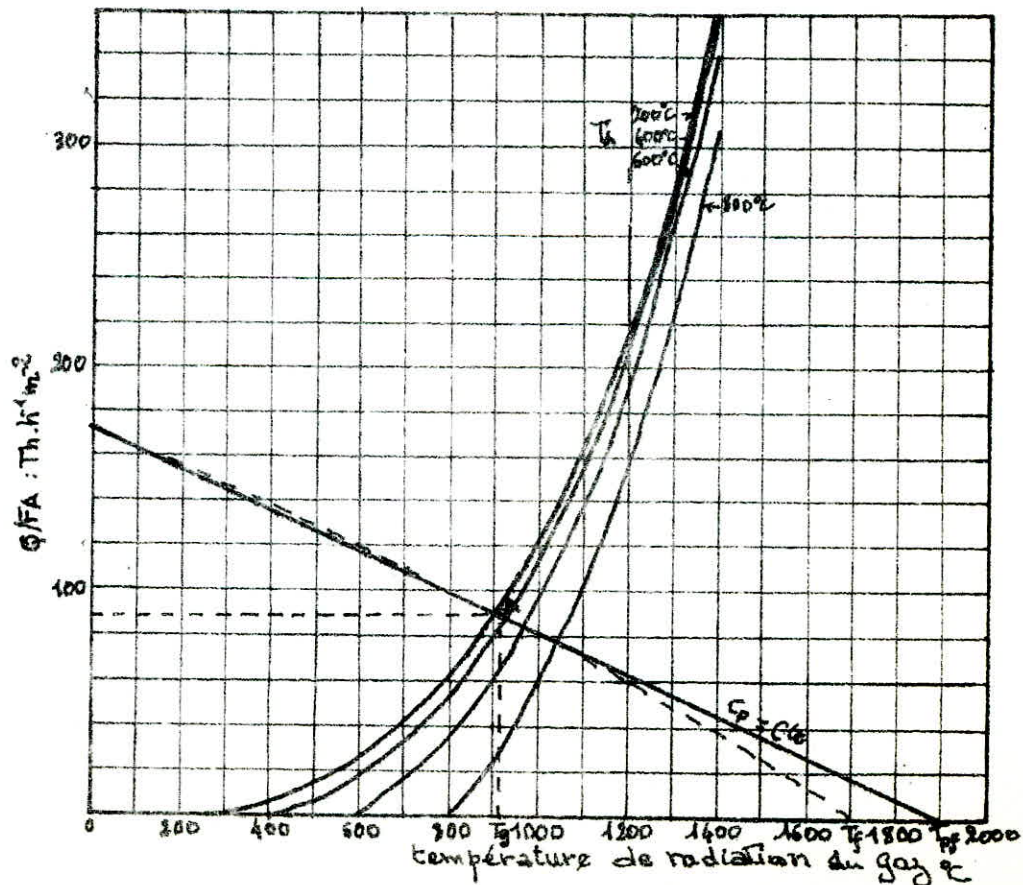


Fig: 9 Détermination graphique de la chaleur absorbée par Radiation

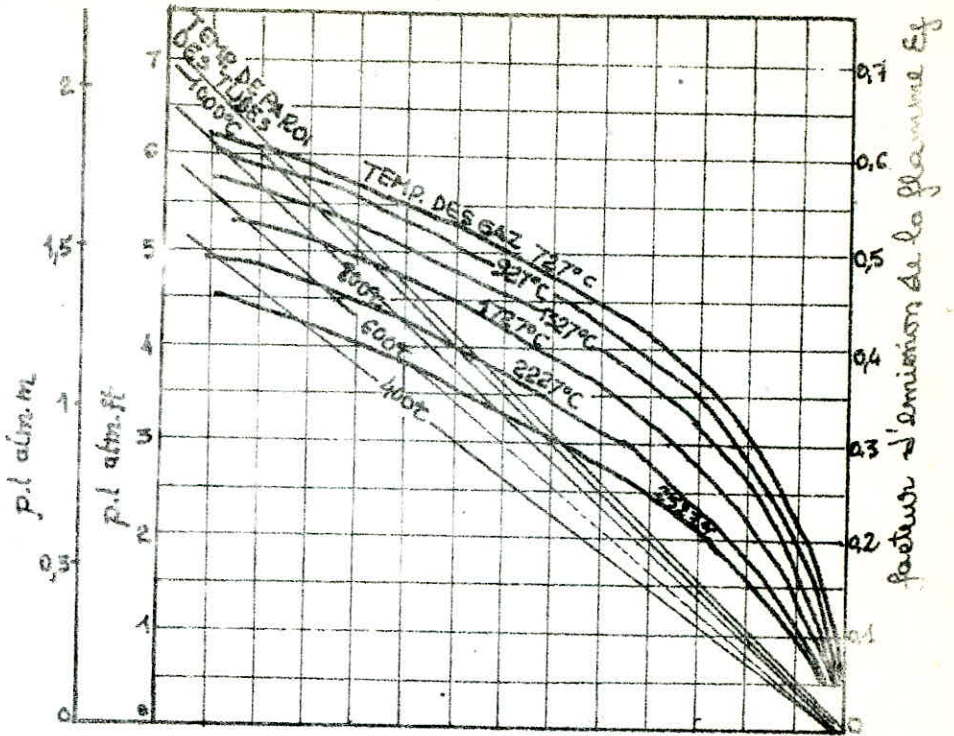


Fig 7: Facteur d'émission de la flamme

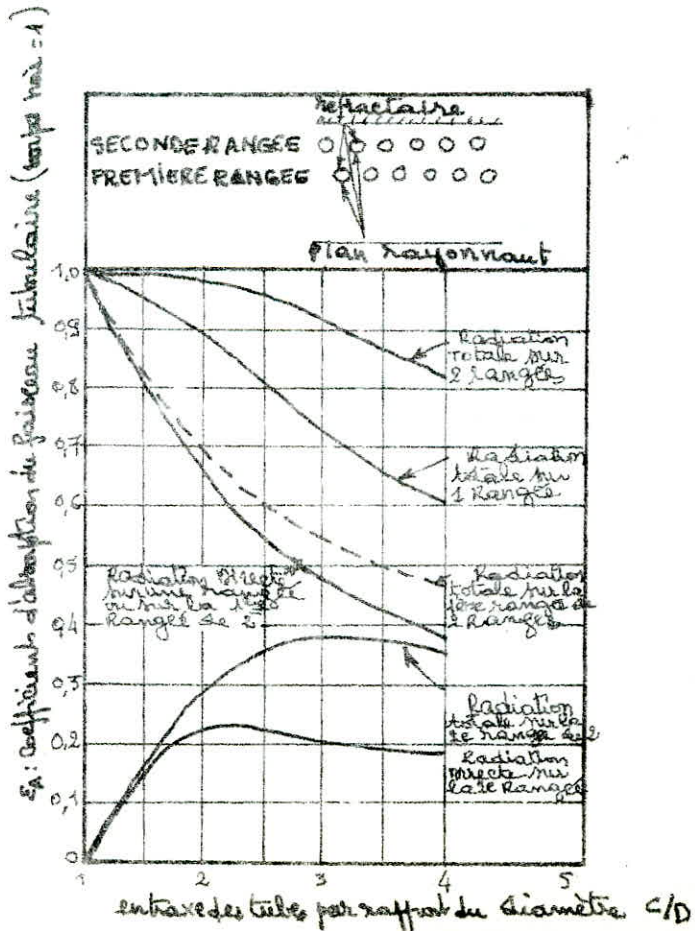


Fig 6 Coefficient d'absorption des faisceaux Tubulaire.

