

ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GENIE CHIMIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES

S U J E T

ETUDE TECHNICO-
ECONOMIQUE D'UNE
UNITÉ DE STYRENE

Proposé par :
M. BOURKIZA

Etudié par :
D. DJAOUADI
K. LOUHAB

Dirigé par :
M. BOURKIZA

PROMOTION :
JANVIER 1988

-o-SOMMAIRE-o-

INTRODUCTION.....	01
Chapitre I-:Propriétés phisico-chimique de styrene....	02
Chapitre II← Procédés d'obtention du styrene.....	03
II-1 Préparation laboratoire,.....	03
II-2 Préparation industrielle.....	04
II-2-1 Les procédés d'obtention de l'EB.....	04
a - le fractionnement des coupespetroliere	04
-procédé de COSDEM.....	04
-procédé de fluor ; ;.....	04
-procédé deCARBIDE.....	05
b-procédé d'alkylation du benzene par l'ethylare	05
--procédé d'union CARBIDE.COSDEM.BADGER..	05
-procédé de MONSANTO LUMMUS	05
-procédé de MOBIL BADGER	07
-procédé de l'alkylation à pression élevé ; ;.....	08
-LA deshydrogenation isotherme	09
-la deshydrogenation adiabatique.....	09
Chapitre III- Choix du procédé	13
Chapitre IV- BILAN de MATIERE et/ de CHALEUR de L'ANSTALLATION	13
A -ETude de la section d'alkylation	
-optimisation des conditionsoperatoiros.	14
-bilan de matiere et de chaleur(de la section d'alkylation)	16
B-Etude de la section deshydrogenation	
1-données thermodynamiques	37
2-données cinetiques	37
3--optimisation des conditionsoperatoiros ..	38
- bilan de matiere et de chaleur(section deshydrogenation)	45
Chapitre V-ETUDE ECONOMIQUE.....	71

NOMENCLATURE

- Bst**: Constante empirique relative au styène
B : Benzene
Cp : Chaleur spécifique K cal/KG C°
E : Ethylene
EB : Ethylbenzene
EN : Ethane
FAo: Débit molaire en ethylbenzene à l'entrée du reacteur K mol/s
H : Enthalpie du gaz K cal/KG
K : Constante de vitesse
KP : Constante d'équilibre à pression constante
MI : Masse moleculaire du constituant i
M : Methane
N : Rapport molaire ethylbenzène vapeur d'eau
P : Pression total à l'interieur du reacteur
Q : Quantité de chaleur du constituant i
ST : Styrene
T : temperature
TOL: Toluene
VKT: Volume de catalyseur
X, XE: Taux de conversion, taux de conversion à l'équilibre

INTRODUCTION

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

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

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

A présent le principal procédé de la production du styrène reste la dshydrogénation catalytique de l'ethylbenzene.

Le but de ce projet est de faire l'étude technico-économique d'unité de production de styrène à partir de benzene et l'ethylene.

I-PROPRIETES . PHYDICO-CHIMIQUES DU STYRENE

I-1 PROPRIETES PHYSIQUES.

Le Styrene est un liquide incolore, transparent d'odeur agreable . Il a une action irritante sur la peau et les muqueuses il est inflammable et peut donner avec l'air des melanges explosif.

Le Styrene etant un hydrocarbure aromatique est inflammable et forme avec l'air des melanges explosifs.

Le styrene est moins toxique que le benzene , et dans tous les cas il est difficile de sejourner et de travailler dans une atmosphere contenant suffisamment de styrene pour produire une intoxication aigue.

Le styrene monomere est miscible avec beaucoup de composes organiques liquide. Il est miscible en toute proportion avec l'ether, l'éthanol, l'acetone, le benzene et le toluene.

Le styrene est un bon solvant pour les caoutchouc naturel et synthétiques ainsi que pour les matieres plastiques et autres composes organique.

Les principales proprietes physiques du styrene monomere pur sont les suivantes:

Poids moleculaire	104,1 4
Point d'ebullition sous 760 m m de hg	145,2 C
Point de congelation dans l'air à pression Normale	30,628 C
Indice de refraction à 20 C	Nd = 1,4569
Indice de refraction à 25 C	Nd = 1,5439
Refraction specifiques à 20 C	0,3500 ml/mg
Refraction specifiques à 25 C	0,3503 ml/mg
Chaleur Specifique (liquide) à 20 C	0,404 Cal/g
Viscosite à 20 C	0,781 Cpo
Tension Superficielle à 25 C	32,2 dyne/cm
Chaleur la tente de vaporisation	10500 cal/mal
Chaleur la tente defusion	2645 Cal/mlol
Masse volumique	

P R O P R I E T E S C H I M I Q U E S

Le styrene monomere sert surtout a preparer des hauts polymers et copolymers tels que : styrene butadiens , le styrene acrylonitrile, styrene butadiene acrylonitrile; styrene methacrylate de methyl etc.....Cependant , du fait qu'il presente à la fois un noyau aromatique et une double liaison , il se repete à un grand nombre de reactions chimiques.

Certains de ces reactions permettent de preparer des composés intéressants.

- Hydrogenation : Formation d'ethylbenzene et d'alkylcyclohexane.
- Addition d'halogene : Formation de dibromate de styrene.
- Reaction avec les aldehydes : Formation de styrene glycol.
- Reaction avec les hydrocarbures satures et insatures
- Oxydation : Formation de l'oxyde de styrene.

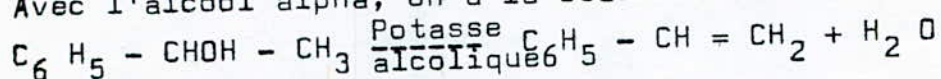
II-PREPARATION DU STYRENE MONOMERE .

II-Preparation laboratoire.

On sait que le styrene monomere à été préparé pour la premiere fois par distillation seche de la resine de styrene . Au laboratoire il est possible de l'obtenir par un grand nombre de methodes que nous allons decrire brievement.

II.1.1- On peut deshydrater soit en phase liquide soit en phase en phase gazeuse les alcools alpha et beta phenylethyliques.

Avec l'alcool alpha, on a la reaction suivante :



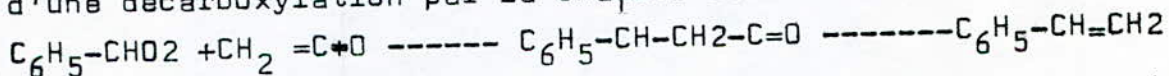
Avec l'alcool beta



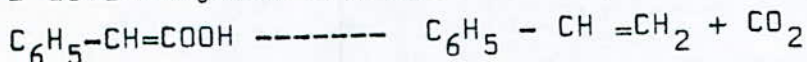
II.1.2 . L'acetophenone donne du styrene avec un faible rendement quand on la fait passer sur un gel de silice en presence d'alcool selon la reaction $C_6H_5-CO-CH_3 + CH_3-CH_2OH \xrightarrow{\hspace{2cm}} C_6H_5-CH=CH_2 + CH_3-CHO$

II.1.3. La methode classique qui consiste à traiter l'x-B dibromophenyléthane par la magnesium; conduit au styrene monomere selon la reaction $C_6H_5-CHBr-CH_2Br \xrightarrow{\hspace{2cm}} C_6H_5-CH=CH_2$

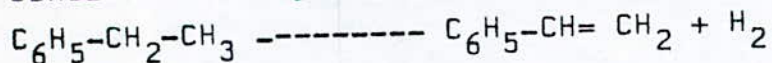
II-1.4. Le styrene s'obtient par la reaction de la benzaldehyde sur le cetene en presence d'acide borique a basse temperature, suivie d'une decarboxylation par la chaleur selon les reactions.



II-1.5. Une methode simple de preparation au laboratoire consiste à decarboxyler; l'acide cirramique par la chaleur selon la reaction



II-1.6. On peut employer au laboratoire le procede industriel qui consiste à deshydrogener l'ethylbenzene à 600 C selon la reaction



II-2-1-LES PROCÉDES D'OBTENTION DE L'ETHYLBENZENE.

II-2-1-1/Le Fractionnement des coupes pétrolières de reforming

-CATALYTIQUE.

Cette méthode a été exploitée industriellement pour la première fois par COSden en 1957. De nombreuses variantes ont été commercialisées depuis.

- LE PRINCIPLE.

La faible volatilité relative de l'éthylbenzène -Xylène nécessite d'effectuer un superfractionnement sur la coupe C_8 aromatique de reforming catalytique débarassée par extraction au solvant des non aromatiques. On opère donc avec un nombre de plateaux élevé et un taux de reflux important pour séparer l'éthylbenzène du xylène le plus proche par son point d'ébullition, c'est à dire du mélange O.P.M.Xylène, qui bout à une température de 2,2 à 2,9 plus élevée seulement.

Le taux de récupération de l'éthylbenzène est en général de plus de 95% et sa pureté supérieure à 99,8%

Les techniques :

Les différences entre les divers procédés sont essentiellement d'ordre technologique.

- Procédé de COSBEN :

On utilise un ensemble de trois colonnes hautes de 62 m chacune et qui, pour une capacité de production de 227 00 t/an, ont un diamètre de 4,6 m

- PROCÉDE DE FLUOT-

Le superfractionnement est réalisé dans deux colonnes seulement de 87m de, pour un nombre total de plateaux réels de 340m et de 6,1 m de diamètre, pour une capacité de 45 400t/an.

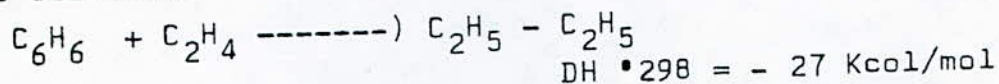
- PROCÉDE DE CARBIDE -

Ce procédé permet d'obtenir de l'éthylbenzène à 99,8% avec un taux de récupération de 95,4% à partir d'une charge à 36,4% d'éthylbenzène.

Le taux est de 55 le nombre de plateau réels de 410. Ceci conduit à deux colonnes de 60 m de haut et de 6,2m de diamètre pour une production de 71000 t/an.

LE PROCEDE D'ALKYLATION DU BENZENE PAR L'ETHYLENE.

La technique la plus répandue, met en oeuvre la réaction exothermique que suivante:



facilitée par une augmentation de pression et de température.

LES PROCEDES.

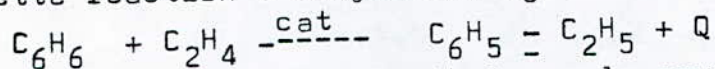
Parmi les plus récents on trouve.

-Procédé d'Union Carbide -COSDEN-Badger

Qui opere dans des conditions analogue a celles du procede développé initialement par union carbide . La réaction a lieu sous 10Bars environ à 80-130°C

-Procédé de MONSANTO-LUMMUS. (C M.L '')

Dans le procédé de ML , l'ethylbenzene est produit par une réaction catalytique homogène de l'ethylene sur le benzene en phase liquide Cette réaction d'alkylation peut être décrite par :



La présence du radical ethyl sur le noyau benzene favorisé une alkylation , plus facilement donner du diethylbenzene, l'ethylene plus aisement encore pour donner du triethylbenzene.

L'alimentation en benzene de l'unité d'alkylation est composée de benzene frais et du benzene recyclé provenant des sections de distillation l'ethylbenzene et de styrene . Tout le benzene est ensuite séché par distillation azéotropique dans un rectificateur. Le benzene sec, l'ethylene , le chlorure d'aluminium ainsi que l'initiateur sont envoyés vers le reacteur d'alkylation où se forment l'ethylbenzenes. Tout l'éthylene reagit ; le gaz sortant du reacteur est traité afin de récupérer les aromatiques et le chlorure d'hydrogene . Le gaz restant , composé essentiellement des traces d'impuretés présentes dans l'alimentation en ethylene , est lavé pour éliminer les dernières traces d'HCl , avant d'être envoyé dans l'atmosphère. On récupère la quantité de chaleur dégagée par la réaction d'alkylation dans une chaudière en produisant de la vapeur a basse pression.

Le produit de la réaction d'alkylation est mélangé au polyethylbenzene recyclé et subit une réaction de transalkylation en se déplaçant vers l'équilibre. Le produit de transalkylation est détendu puis refroidi dans un système de récupération de chaleur avant d'être lavé. La détente permet de récupérer et de réutiliser l'initiateur . Ce qui en réduit la consommation agréable.

.../...

Le lavage du produit de réaction permet d'éliminer le chlorure d'aluminium et l'acide chlorhydrique dissous. C'est un procédé de lavage à plusieurs étapes mis au point pour éviter les problèmes d'émulsion, de corrosion et d'encrassement que l'on a parfois avec d'autres procédés de production d'éthylbenzène. On utilise de l'eau et de la soude diluée et on produit de l'eau acide et de la soude usée. L'eau acide contient le chlorure d'aluminium et l'acide chlorhydrique. La solution est concentrée par évaporation jusqu'à une teneur de 25% en poids en $AlCl_3$ et environ 0,5% en HCl . Ce sous-produit trouve aisément une application dans le traitement des eaux comme agent flocculant. Quoique saturé en eau, l'alkylation ainsi lavée ne contient pratiquement plus de composés minéraux. L'efficacité de ce lavage permet d'éliminer les problèmes de corrosion et d'encrassement au niveau de la distillation.

La fractionnement de l'alkylat lavé s'effectue dans un train de trois colonnes en série. Le benzène est obtenu en tête de la première pour être recyclé vers le séchage et l'alkylation. En tête de la seconde colonne, on obtient l'éthylbenzène s, (principalement diéthyl- et triéthylbenzène) de la faible quantité résiduelle à point d'ébullition élevé. Ce résidu représente pratiquement l'ensemble des pertes en sous-produits du procédé et constitue un fuel de bonne qualité. De la vapeur est générée dans les échangeurs de chaleur au niveau de la distillation. La vapeur produite au niveau des sections d'alkylation et de distillation et l'apport en fuel par le résidu procurent près de 90% de l'énergie nécessaire à l'ensemble de l'unité d'éthylbenzène.

Le catalyseur d'alkylation est un complexe aromatique de chlorure d'aluminium et d'acide chlorhydrique préparé sous forme liquide, ce qui permet d'alimenter aisément le réacteur d'alkylation. La plus grande partie de l'initiateur est ajoutée séparément. Le complexe catalytique est habituellement préparé à partir de chlorure d'aluminium et de chlorure d'éthyle (qui réagit pour libérer HCl anhydre). Cependant si l'on dispose de HCl anhydre (par exemple comme sous-produit de la fabrication de chlorure de vinyle). On peut l'utiliser directement.

Enfin pour la préparation du catalyseur, cet (HCl) anhydre peut être utilisé avec de l'aluminium granulé pour fabriquer $AlCl_3$. Cette dernière possibilité ne se justifie aisément que dans le cas des unités de production d'éthylbenzène de grande capacité.

- PROCEDE 6 MOBIL-BADGER (M.B.)

C'est un procédé à lit fixe et est basé sur l'emploi d'un catalyseur solide que nous allons désigner sous le terme de catalyseur (§§ APEB)).

Dans ce procédé, on distingue deux sections principales. La section de réaction ou l'alkylation et la section de récupération (Fig 1).

.../...

Dans la section d'alkylation, on a du benzène frais et du benzène recyclé qui sont, préchauffés, vaporisés puis combinés au courant formé d'alkylaromatique recyclé et l'éthylène frais, l'ensemble est alors dirigé vers le réacteur d'alkylation qui peut comporter deux réacteurs ou davantage, l'un des deux se trouvant en phase de régénération pendant que l'autre est en fonctionnement. On régénère avec des mélanges N_2 -air à teneur en O_2 réglée afin d'éviter une montée excessive de la température pendant le cycle de régénération.

On peut prévoir un recyclage des gaz de régénération avec l'air d'appoint mais il faut d'abord analyser toutes les données pour déterminer si un tel investissement supplémentaire peut se justifier.

Dans la section de récupération du produit on a le train de distillation qui sépare d'abord le benzène non réagi de l'effluent du réacteur et le recycle vers l'alkylation. Comme le taux de conversion de l'éthylène est de 100% toute trace d'éthylène non converti ou de paraffines légères gazeuses est soutirée du système et utilisée comme combustible. On ne récupère pas ces traces et on évite de les recycler. Il n'existe pas de raison technique pour ne pas incorporer un cycle de récupération de l'éthylène non réagi, mais les quantités sont si faibles que cela est inutile. Le produit exempt d'éthylène est ensuite fractionné en éthylbenzène et fraction plus lourde. Cette dernière étant elle-même séparée en une fraction alkylaromatique qui sera recyclée vers la section et une fraction résiduelle. Le courant d'aromatiques contient l'ensemble des produits non utilisés qui sont recyclés.

L'éthylbenzène de haute pureté convient pour alimenter la synthèse du styrène. La perte de résidu lourd, représente moins de (2%) de la charge totale, ce résidu est utilisé comme combustible.

-PROCÉDE DE L'ALKYLATION A PRESSION ELEVEE .

Les procédés à pression élevée se distinguent essentiellement par la nature du catalyseur supporté utilisé: H_3PO_4/SiO_2 ; Al_2O_3/SiO_2
- Al_2O_3 d'autre part.

LES CATALYSEURS A BASE D'ALUMINE:

Le premier système catalytique constitué d'alumine déposé sur silicagel a été employé durant la seconde guerre mondiale par Koppers dans son unité de Kobuta.

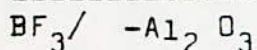
On opère à 310 °C sous 60 à 65 bars. Un tel catalyseur ne permet pas de réaliser la transalkylation des polyéthylbenzènes, dont on réduit d'ailleurs la teneur, en augmentant le rapport benzène / éthylène. Pour obtenir des rendements supérieurs à 98%; on doit adjoindre à l'installation principale un réacteur de transalkylation opérant avec du chlorure de ~~xxxxxxx~~ d'aluminium par exemple.

.../...

-LES CATALYSEURS A BASE D'ACIDE PHOSPHORIQUE :

L'acide phosphorique déposé sur kieselguhr assure conversion par passe de 80% à 325°C sous 40 Bars et de 95% sous 60 Bars . La teneur en éthylbenzène dans l'effluent du réacteur croît de 87 à 93% lorsque le rapport benzène / Ethylène de charge passe de 3/1 à 5/1. le recyclage des polyéthylbenzène est possible mais diminue l'activité du catalyseur par dépôt de carbone.

Les catalyseurs à base trifluorure de bore -alumine:



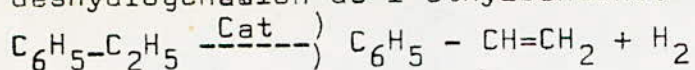
(Procédé ALAKOR de U.O.P)

La particularité de ce procédé est de pouvoir utiliser des gaz de craquage dont les concentrations en éthylène sont faibles (8 à 10%) L'installation comporte deux réacteurs: dans la première on effectue l'alkylation alors que dans la seconde on réalise dans des conditions opératoires un peu moins sévères (200 °C - 35 bars) la transalkylation des polyalkylbenzènes.

Dans le premier réacteur on introduit simultanément l'éthylène dilué et le benzène auquel est adjoint le benzène recyclé . Dans le second on introduit le benzène et les dérivés polyalkylés . la conversion de l'éthylène est pratiquement totale; les effluents des deux réacteurs sont mélangés, on en élimine les gaz résiduels par flash, puis on sépare successivement le benzène , l'éthylbenzène et les polyéthylbenzènes. Le rendement global en éthylbenzène par rapport au benzène quasi quantitatif , on effectue qu'une légère purge sur le recyclage des lourds afin d'éviter l'accumulation des dérivés alkylés issus de la présence de propylène et d'acétyléniques dans la charge.

II-2-2. LES PROCÉDES D'OBTENTION DE STYRENE.

La principale voie d'obtention du styrene est constituée par la deshydrogenation de l'ethylbenzene.



$$\text{DH}^\circ = 121 \text{ KJ mole} \\ 298$$

Il s'agit donc d'une reaction endothermique favorisée tant sur les plans thermodynamique que cinétique par une temperature élevée. Le procédé opere en phase gazeuse vers (550-600°C) sur les catalyseurs solides à base d'oxydes metalliques ($\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{Cr}_2\text{O}_3$ + Sels de potassium comme promoteur).

On distingue deux categories principales de procédés. Selon le mode de fonctionnement des reacteurs.

-Isotherme - Adiabatique.

-a- La Deshydrogenation isotherme.

Cette technique en reacteur multitubulaire a été principalement commercialisée par B.A.S.F.

Les conditions operatoires sont les suivantes :

Temperature de la charge 580 °C

Temperature du fluide caloporteur (

(750°C à l'entrée
(630°C à la sortie

Rapport pondéral vapeur d'eau /éthylbenzene : 1 /1

La conversion est de 40%

Rendement 92 à 94 %

B.A.S.F. utilise un gaz de carneau. L'ethylbenzene et la vapeur d'eau sont vaporisés et surchauffés par échange thermique avec l'effluent du reacteur et avec le gaz de carneau de sortie, qui est alors refroidi à 375 °C et que l'on réchauffe ensuite dans un bruleur.

Le reacteur comporte des tubes de 2,5 à 4M de larg et 10 à 20 de diametre, remplis de catalyseur ; celui-ci retenu par une grille deborde en haut et en bas de la zone tubulaire proprement dite. La capacité unitaire maximale est de l'ordre de 22000 T/an pour une conversion de 40%

B/La deshydrogenation adiabatique (+)

L'alimentation en ethylbenzene de la section de deshydrogenation se compose d'ethylbenzene fraîchement produit et d'ethylbenzene recyclé provenant de la distillation du styrene. Cette alimentation est vaporisée puis mélangée à une faible quantité de vapeur d'eau et prechauffée dans la section de convection d'un surchauffeur de vapeur. Le reste de la vapeur de procede est surchauffée dans la section de radiation du four et mélangée à l'ethylbenzene vaporisé au niveau du reacteur de deshydrogenation où le styrene est produit à un taux de conversion et une selectivité élevés.

Le styrene conçu par Monsanto -co Lumens pour la reaction de deshydrogenation est composé d'un reacteur adiabatique à plusieurs etages avec un rechauffeur entre les etages. Ce reacteur est le resultat de l'integration par C.O. Lumens des caracteristiques des techniques de mecanique et de procédé.

Les effluents sortant du reacteur sont refroidi dans un echangeur de chaleur jusqu'au point de condensation , condensé et ensuite separés en deux phases liquides ? Le gaz non condensé est comprimé puis traité pour recupera les aromatiques qui sont renvoyés au se parateur . Le gaz restant est composé de pre de 90% molaire d'hydrogene . Ce gaz normalement utilisé comme fuel pour le four , peut aussi en certaines circonstances. Constituer une source d'hydrogene

La phase aqueuse provenant du separateur est stripée à la vapeur pour eliminer les aromatiques dissous avant de servir d'eau de chaudiere pour l'ensemble de l'unité (il ya donc au total cinq point de recuperation de chaleur dans la periode de Monsanto /Co-Lummus. do production de styrene.)

La tête de rectificateur est condensée est envoyée au separateur.

La phase organique forme le styrene monomere bruit elle contient du benzene , du toluene et ethylbenzene qui n'a pas reagi et une faible quantité de composé à haut point d'ebullition . Le styrene de grande purete est produit dans une section comprenant quatre colonne de distillation .

La premiere effectue une distillation sous vide separant l'éthylbenzene du styrene . L'inhibiteur ne contenant pas de soufre est introduit à ce niveau Deux colonnes places en serie effectuebt le fonctionnement des produits de tête de cette colonne en éthylbenzene Recyclé , et en sous produits benzene et toluene . La petite quantité de benzene produit est normalement Recyclée.

Vers la section D'Alkylation le fond de la premiere Colonne est envoyé sur 1 Deuxieme Colonne sous vide d'où sort en tête le styrene monomere de tres grande pureté Le fond de cette colonne est rectifié en continu pour recuperer du styrene supplementaire .

Le Goudron Restant contient des camposés a point d'ebullition élevé du styrene polymere et l'inhibiteur . On l'utilise comme fuel dans le procédé.

Quoique relativement lentes, il existe des reactions de transalkylation equilibrées et favorisées par le même catalyseur , permettant de deplacer l'équilibre vers la production d'éthylbenzene , par exemple

$$\text{CH}_3 + \text{o} \text{-----} 2 \text{ o} - \text{C}_2\text{H}_5$$

Afin de minimiser la formation de polyethylbenzene et de favoriser les reactions simultanées de transalkylation on opere en presence d'un excés de benzene . Les reaction d'alkylation et de transalkylation sont controlées avec precision pour donner un produit proche de la composition à l'équilibre en benzene , ethylbenzene et polyethylbenzene.

Ce procédé utilise le chlorure d'aluminium comme catalyseur (friedel Crafts) et le chlorure d'hydrogene comme initiateur .Cependant le catalyseur est utilise d'une façon nouvelle toute differente afin qu'il n'existe qu'une seule phase liquide aromatique . La reaction a lieu en presence de tres faibles quantités de ce couple catalyseur / initiateur disposé complètement dans les aromatiques.

III/CHOIX DU PROCEDE

III-1/PRINCIPE.

De nouveau, le choix finale sera basé sur les conséquences économiques du projet.

Dans un premier stade , il s'agira don d'une etude purement technique tendant à presenter le plus de solutions possible

Il faudra donc :

- Découvrir tous les procedes existants à l'heure actuelle.
- Les etudier du point de vue.
- Qualités des produits obtenus.
- de la taille maximum considérée comme rentable.
- Qualites des matieres premieres devant être utilisés les matieres sont elle approvisionnées directement en algerie ou doivent-elles être importées?
- Les quantites utilisées (par unité de production) seront donc aussi nécessaires.
- Le degré d'automaticité (Personnel)necessaire pour la taille minimum et des tailles superieures) il s'agit ici d'un chiffre approximatif , le chiffre exact etant obtenu à la fin de l'étude technique détaillée.
- matières consommables utilisées : eau, gaz, electricité, fuel , vapeur (quantite par unité de production)
- Espace necessaire pour l'implantation .
- Celle-ci pourra -t-elle être purement horizontale partiellement verticale ou totalement verticale.
- Importance des bâtiments de production (en hauteur devant supporter de fortes charges, des vibrations etc...)
- Type de main d'oeuvre necessaire
- Possibilité de rentabiliser les achats (vente, combustible)
- Ordre de grandeur des investissements.

Cette premiere etude permettra de limiter eventuellement le nombre de procedes qui devront être etudie en détail.

D'après le tableau on tire les conclusions suivantes.

- Le procédé de M.B. présente un rendement le plus élevé (98%) et qui est aussi du au bon choix du catalyseur.

Le procédé de M.B. Utilise un catalyseur solide et qui ne provoque pas la corrosion, d'où l'installation est construite en acier au carbone.

De plus ce catalyseur présente un bon rendement et longue durée de service, en comparaison avec les autres procédés où on a l'apparition de phénomène d'emprisonnement de catalyseur par dépôt de carbone (procédé d'acide phosphorique) ou corrosion (procédé Alkar)

-Le procédé de M.B représente à peu près les deux tiers de la surface de celle des voiles d'éthylbenzène classiques, il y a d'ailleurs moins d'appareils ce qui entraîne les frais engendrés à ce niveau plus faibles le rendement énergétique étant très élevé les besoins en eau de refroidissement sont naturellement faibles.

On conclut généralement que le procédé M.B. est le meilleur.

OPTIMISATION DES CONDITIONS OPERATOIRES

1 -//

Dans la phase initiale on a étudié l'effet du rapport (benzene) éthylène) et celui de la temperature sur la selectivité .

le tableau -1- presente des donnée pour des rapports (B/E) allant de 3,0 à 10,0

Tableau N° 1

l'effet du rapprot benzene l'éthylène sur la selectivité

T = 399° P = 18 Bars

C_6H_6/C_6H_4	Vitesse Spacial	D.E.B. %. Poids	Sous produits % Poids
3,0	1,9	5,50	---
5,2	1,9	2,09	0,18
6,3	1,6	1,43	0,09
8,2	1,2	1,10	0,05
10,0	1,0	0,78	0,05

Comme on pouvait s'y attendre d'après les equilibres thermodynamiques la production de diethylbenzene (D.E.B.°) augmente avec la diminution du rapport (B/E).

On constate la même tendance pour d'autres sous produits dont les point d'ébullition se situent entre ceux d'éthylène et du diethylbenzene , mais elle est moins nettement definie .

Le choix du rapport (B/E) depend des aspects, économiques respectifs du recyclage du benzene ou du diethylbenzene et du fonctionnement avec des cycles catalytiques plus courts entre deux regenerations, à mesure que le rapport (B/E)diminue .

Au même Stade on a également étudié l'effet de la temperature de fonctionnement sur la selectivité.

DANS le tableau(2) figurent les resultats obtenus pour des temperatures allant de 343 °C à 468 °C pour une forme experementale du catalyseur.

Tableau N° 2

L'effet de la temperature sur la selectivité

P = 18 bars.

Temp. Entrée °C	C_6H_6/C_2H_4 mole	Vitesse Spaciale	D.E.B % poids	
343	5,6	3,3	4,6	0,96
371	"	"	4,7	0,45
385	"	"	4,7	0,31
399	"	"	4,6	0,39
413	"	"	3,9	0,34
427	"	"	2,8	0,20
441	"	"	2,4	0,30
454	"	"	2,1	0,33
468	"	"	2,0	0,40

Il n'y'a une diminution nette de la production de (D.E.B.) lorsque la temperature à l'arrivée dépasse 399°, il se forme aussi un peu moins de sous produits (entre l'EB et le D.E.B.) .

Mais lorsqu'on élève la temperature au-dessus de 385 °C il n'ya pratiquement plus de changement .

La temperature exerce par contre , une action très nette sur la durée du cycle du catalyser ; ceci se traduit par le vieillissement élevé de ce dernier lorsqu'on travaille entre 343 et 371 °C. Si l'on prend en consideration la selectivité (7) entre (EB) et (D.E.B.), ont voi

que celle-ci est optimale entre 399 °C et 454 /°C

Les résultats montrent que l'on peut réaliser simultanément la transalkylation et que des températures de l'ordre de 427 °C - 454 °C permettent une diminution de taux de recyclage de D.E.B.

- CONCLUSION

Des résultats expérimentaux représentés sur les figures (1.2.3), on peut en déduire les conditions optimales qui assurent une vitesse du processus la plus élevée avec un rendement important en (E.B.)

- Pression : 18 Bars
- Temperature : 427 - 454 °C
- Rapport molaire: C_6H_6 / C_2H_4 : 5,6
- Vitesse spatiale: 3,3

BILAN DE MATIERE ET DE CHALEUR.

INTRODUCTION .

Une fois établis les paramètres technologiques de base et avoir choisis, les appareils dans lesquels vont avoir lieu les opérations physiques on doit calculer les bilans de matière et de chaleur afin d'établir les dimensions et le nombre de chacun des appareils devant figurer pour chaque stade de fabrication. Ces bilans doivent être établis aussi bien lors d'un calcul d'un nouveau projet que pour vérifier le bilan fondé d'un procédé de fabrication déjà en cours.

BILAN DE MATIERE :

Le calcul du bilan de matière se fait à la base de la réaction globale principale et les réactions secondaires suivant le principe de la conservation de la matière.

En fait, dans l'industrie, même les principaux constituants des matières premières peuvent réagir entre eux en dehors des réactions principales, en outre, les réactions secondaires se forment au dépend des impuretés contenues dans les matières premières 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 des réactions essentielles et des produits, qui ont une certaine valeur pour l'industrie, autrement dit le bilan de matière on utilise la formule :

$$\boxed{\text{ce qui entre} = \text{ce qui sort}}$$

Bien souvent ; en fin de calculs, on représente le bilan de matière sous forme d'un tableau .

BILAN DE CHALEUR.

Le bilan de chaleur est calculé à la base de la loi de la conservation

de l'énergie, il est calculé pour chaque appareil séparément selon les valeurs du bilan de matière et du bilan de chaleur du procédé de fabrication envisagé dans cet appareil.

Ce qui a été dit au sujet de l'établissement et de l'application du bilan de matière reste vrai en ce qui concerne le bilan de chaleur

En particulier, de calcul du bilan de chaleur, il peut être représenté sous forme de tableau

Pour le calcul du bilan de chaleur, on utilise les formules suivantes

$$Q_i = m_i C_p(i) T_i \quad (\text{pour chaque constituant})$$

$$Q(\text{entrée}) = Q(\text{Sortie}) \quad (\text{Conservation de chaleur})$$

BILANS DE MATIERE ET DE CHALEUR DU REACTEUR.

BILAN DE MATIERE.

Données de base.

- Production annuelle de l'installation . 2083 Kg/h d'éthyl benzene pure
- Rendement étant de 98%
- Rapport molaire C_6H_6 / C_2H_4 ; 5,6
- Composition molaire à l'entrée du réacteur :

D.E.B.	13%
P.E.B.	3%
E.B.	0,5%

- La composition massique à la sortie du réacteur

Benzene :	42%	D.E.B.:	13%	residu 12%
E.B. :	30%	P.E.B.:	3%	

- CALCUL /

- NOMBRE DE MOLES D'ETHYLBENZENE PRODUIT. /

$$n_{EB} = \frac{m_{EB}}{M_{EB}}$$

$$n_{EB} = \frac{2083}{106,03} = 19,65 \text{ moles/h}$$

- NOMBRE DE MOLES DE BENZENE FRAIS PURE ET D'ETHYLENE FRAIS PURE.

$$n_{EB} = n_B = n_{EB} \cdot \frac{100}{p}$$

$$n_E = n_B = 19,6510^3 \cdot \frac{100}{98} = 20,05 \cdot 10^3 \text{ moles/h}$$

- QUANTITE D'ETHYLENE FRAIS PURE A L'ENTRE DU REACTEUR.

$$m_E = n_E \cdot M_E$$

$$m_E = 20,05 \cdot 10^3 \cdot 28,10^3 = 561,4 \text{ Kg/h}$$

- QUANTITE D'ETHYLENE FRAIS ENTRANT DANS LE REACTEUR.

L'éthylène entrant dans le réacteur étant de 99,5% de pureté

$$m_E = m_E \cdot \frac{100}{99,5} = 561,4 \cdot \frac{100}{99,5} = 564,22 \text{ Kg/h}$$

- QUANTITE DE BENZENE PURE ENTRANT DANS LE REACTEUR .

D'après les données on a le rapport $C_6 H_6 / C_2 H_4 = 5$

$$m_B = 5 \frac{m_E}{M_E} \cdot M_B$$

$$= 5 \cdot \frac{561,4}{28} \cdot (98) = 7819,5 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE TOTALE ENTRANTE DANS LE REACTEUR .

$$m_T = \frac{(m_B + m_E) 100}{83,5} = (7819,5 + 561,4) \cdot \frac{100}{83,5} = 9770,44 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DIETHYLBENZENE ENTRANTE DANS LE REACTEUR .

$$m_{DEB} = m_T \cdot \frac{P}{100} \quad P = 13\%$$

$$m_{DEB} = 9770,44 \cdot \frac{13}{100} = 1099 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE POLYETHYLBENZENE ENTRANT dans le reacteur.

$$m_{PEB} = 9770,44 \cdot \frac{3}{100} = 258,98 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE d'ETHYLBENZENE ENTRANT ENTRANT DANS LE REACTEUR .

$$m_{EB} = m_T \cdot \frac{P3}{100} \quad P3 = 0,5\%$$

$$m_{EB} = 9770,44 \cdot \frac{0,5}{100} = 41,93 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE BENZENE SORTANT du REACTEUR .

$$m_B = m_T \cdot \frac{P}{100} \quad P = 42 \%$$

$$m_B = 9770,447 \cdot \frac{42}{100} = 4103,58 \text{ kg/h}$$

QUANTITE SORTANT D'ETHYLBENZENE DU REACTEUR .

$$m_{EB} = m_T \cdot \frac{P2}{100} \quad P2 = 30\%$$

$$m_{EB} = 9770,447 \cdot \frac{30}{100} = 293,13 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE POLYETHYLBENZENE SORTANT DU REACTEUR .

$$m_{PEB} = m_T \cdot \frac{P3}{100} \quad P3 = 3\%$$

$$m_{PEB} = 9770,447 \cdot \frac{3}{100} = 293,11 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE DIETHYLBENZENE SORTANT DU REACTEUR .

$$m_{DEB} = m_T \cdot \frac{13}{100} = 9770,47 \times 13/100 = 1270 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE RESIDU LOURD SORTANT DU REACTEUR .

$$m_{RL} = m_T \cdot \frac{12}{100} = 9770,447 \times \frac{12}{100} = 1172,45 \text{ Kg/h}$$

- T A B L E A U R E C A P I T U L A T I F -
D U B I L A N D E M A T I E R R E
D E R E A C T E U R

Constituant	entrée (kg/h)	Sortie (kg/h)
Ethylene	564,22	0
Benzene	7819,5	4103,58
Polyethylbenzene	258,98	293,11
Diethylbenzene	1099	1270,00
Residu Lourd	0	1172,45
Ethylbenzene	41,93	2931,13
Total	9770,44	9769,03

BILAN DE CHALEUR

Donnée de base

Température du réacteur . $T = 427 \text{ }^\circ\text{C}$

Pression dans le réacteur $P = 18 \text{ bars}$

Calcul

- CALCUL LES DEBITS VOLUMIQUES DE CHAQUE CONSTITUANT A L'ENTREE DU REACTEUR.

on a : $V_i = \frac{22,4 m_i}{M_i}$ $M_i =$ masse molaire

Constituant	Benzène	Ethylene	Ethylben	P.E.B.	D.E.B.	Totale
$V_i \text{ (m}^3/\text{h)}$	22456	451,2	8,86	43,41	182,57	2956,24

- calcul de la Temperature apres détente.

on a une détente de joule thomson

$$T_f = \frac{V_i}{V_f} \cdot \frac{P_i}{P_f} \cdot T_i$$

On considère que les débits volumiques avant la détente et après la détente sont égaux

$$T_f = \frac{P_i}{P_f} \cdot T_i$$

$$P_i = 20 \text{ bars}$$

$$T_i = 315 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_f = 18 \text{ bars}$$

$$T_f = \frac{20}{18} \cdot 315 = 350 \text{ }^\circ\text{C}$$

- QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT DANS LE REACTEUR AVEC LE BENZENE .

$$Q_B = m_B C_p (B) T_f$$
$$= 78 \cdot 19,5 (0,517) (350 + 273) = 25 \cdot 18 \cdot 000 \text{ kcal/h}$$

-QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT DANS LE REACTEUR AVEC L'ETHYLENE.

$$Q_E = m_E C_p(E) T_f \\ = 564(0,84)(350+273) = 284,610^3 \text{ kcal/h}$$

-QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT DANS LE REACTEUR AVEC POLYETHYLBENZENE.

$$Q_{PEB} = m_{PEB} C_p(PEB) T_f \\ = 251,98 \cdot (0,698)(273 + 350) = 109574,5 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT DANS LE REACTEUR AVEC D.E.B.

$$Q_{DEB} = m_{DEB} C_p(DEB) T_f \\ = 1090,89 (0,686) (350+273) = 461.48,87 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR A LA SORTIE DU REACTEUR AVEC BENZENE.

$$Q_B = m_B C_p(B) \cdot T \\ = 4103,58 (0,517)(427+273) = 148000 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR D'ETHYLBENZENE A LA SORTIE DU REACTEUR.

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p(EB) T \\ = 2931,5 \cdot 0,543 \cdot (273+427) \\ = 1114263,15 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR D'DEB.

$$Q_{DEB} = m_{DEB} C_p T \\ = 1270 \cdot 0,684 \cdot (273+427) = 608076 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR DE P.E.B.

$$Q_{PEB} = m_{PEB} C_p(PEB) T \\ = 293,11 \cdot 0,698 \cdot (273+427) = \\ 143213,54 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR A LA SORTIE DU REACTEUR AVEC RESIDU LOURD.

$$Q_{RL} = m_{RL} C_p(RL) T \\ = 1172,45 \cdot (0,931)(273+427) = 764085,66 \text{ kcal/h}$$

BILAN DE CHALEUR DE L'ECHANGEUR DE CHALEUR .

a// LIQUIDE CHAUD.

-Temperature d'entrée : $T_i = 262,63 \text{ }^\circ\text{C}$

-Temperature de sortie $T_f = ?$

-Quantité total d'entrée = $m_t = 9770,4 \text{ kg/h}$

CALCUL.

CALCUL LA CHALEUR SPECIFIQUE MOYENE.

$$C_p = \frac{\sum C_{pi} m_i}{\sum m_i}$$

$$C_p = \frac{(4103,58)(0,517) + (2931,13)(0,543) + (293,11)(0,698) + (127,0)(0,684) + (1172,4)(0,934)}{9770,4}$$

$$C_p = 0,643 \text{ kcal / Kg } ^\circ\text{C}$$

QUANTITE DE CHALEUR CEDEE AU GAZ FROID.

$$Q = m_t C_p (T_f - T_i)$$

b// LE LIQUIDE FROID .

Temperature d'entrée $T_i = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperature de sortie $T_2 = 100^\circ\text{C}$

Quantite total d'entrée = $m_t = 5747,4 \text{ kg/h}$

CALCUL

CALCUL DE CHALEUR SPECIFIQUE MOYENNE.

$$C_p = \frac{\sum C_p m_i}{m_t}$$

$$C_p = \frac{(5657,4)(0,350) + (90)(0,402)}{5747,4} = 0,398 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR RECU PAR LE GAZ CHAUD.

$$Q = m_t C_p (T_2 - T_i) = 5747,4 (0,398)(100 - 30)$$

$$Q = 289\,458,74 \text{ kcal/h}$$

CALCUL LA TEMPERATURE T_f

$$T_f = \frac{Q}{m_t C_p} + T_i = \frac{289458,74}{(9770,4)(0,643)} + 26,63$$

$$T_f = 157 \text{ } ^\circ\text{C}$$

B. ILAN DE MATIERE ET DE CHALEUR DE LA COLONNE N° 1

a// BILAN DE MATIERE.

Donnée de base.

- Quantité de benzene frais entrant dans la colonne : 1563,93 kg/h
- La composition massique à l'entrée en haut de la colonne

Constituant	B(recycle)	EB(R)	B (pure)	D.E.B!	P.E.B!
% massique	26,23	22,3	50,63	5,7	1,35

-Quantité d'éthylbenzene à la sortie de la colonne comme residu 3527,7 Kg/h

-Quantité de residu = 6789,54 kg/h

-La composition massique de residu:

Constituant	B	EB	PEB	DEB	RL
% massique	12,03	51,9	4,75	24,5	6,3

CALCUL

QUANTITE TOTAL A L'ENTREE EN HAUT DE LA COLONNE.

$$m_t = \frac{100 \text{ (Frais)}}{\% \text{ B(Frais)}}$$

$$m_t = \frac{100 \cdot 1563,93}{50,63} = 3088,9 \text{ kg/h}$$

-QUANTITE DE BENZENE RECYCLE ENTRANT DANS LA COLONNE EN HAUT.

$$m_B \text{ (recycle)} = \frac{m_t \cdot P}{100}$$

$$P_i = 26,23\%$$

$$m_B (\text{recycle}) = \frac{3088,9 \cdot 26,23}{100} = 810,3 \text{ kg/h}$$

-QUANTITE D'ETHYLBENZENE RECYCLE ENTRANT DANS LA COLONNE EN HAUT

$$m_{EB} (\text{recycle}) = m_t \cdot \frac{P2}{100} \quad P2 = 22,3 \%$$

$$m_{EB} (\text{recycle}) = \frac{3088,9 \cdot 22,3}{100} = 688,3 \text{ kg/h}$$

-QUANTITE DE DIETHYLBENZENE ENTRANT DANS LA COLONNE EN HAUT

$$m_{DEB} = M_t \cdot \frac{P3}{100} \quad P3 = 5,7\%$$

$$m_{DEB} = 3088,9 \cdot \frac{5,7}{100} = 179,02 \text{ Kg/h}$$

-QUANTITE DE POLY ETHYLBENZENE ENTRANT DANS LA COLONNE EN HAUT.

$$m_{PEB} = M_t \cdot \frac{P4}{100} \quad P4 = 1,35 \%$$

$$m_{PEB} = 3088,9 \cdot \frac{1,35}{100} = 41,93 \text{ Kg/h}$$

-QUANTITE ENTRANT DANS LA COLONNE EN BAS

C'est la quantité qui sort du reacteur

Constituant	B	EB	PEB	DEB	RL + C
Quantité kg/h	4103,58	2931,13	293,11	127 0	1172,45

QUANTITE TOTAL ENTRANT DANS LA COLONNE.

$$m_t = \sum m_i = 12858,41 \text{ kg/h}$$

QUANTITE DE BENZENE SORTANT COMME RESIDU.

$$m_B = \frac{\%B \cdot m_r}{100} \quad m_r = \text{masse de residu}$$

$$m_B = \frac{12,03 \cdot 6789,54}{100} = 820,7 \text{ kg/h}$$

QUANTITE DE POLYETHYLBENZENE SORTANT COMME RESIDU .

$$m_{PEB} = \% PEB \cdot \frac{Mr}{100} = \frac{4,75 \cdot 6789,54}{100} = 323,84 \text{ kg/h}$$

QUANTITE DE DIETHYLBENZENE SORTANT COMME RESIDU.

$$m_{DEB} = \% DEB \cdot \frac{Mr}{100} = \frac{24,5 \cdot 6789,54}{100} = 1395 \text{ kg/h}$$

QUANTITE DE RESIDU LOURD SORTANT COMME RESIDU.

$$m_{RL} = \% RL \cdot \frac{Mr}{100} = \frac{6,3 \cdot 6789,54}{100} = 430 \text{ kg/h}$$

QUANTITE DE BENZENE SORTANT COMME DISTILLAT .

$$m_B = \text{masse de benzène entrant} - \text{masse de benzène sortant comme résidu} \\ = 810,3 + 4103,58 - 820,7 + 1563,93 = 5657,4$$

QUANTITE DE DIETHYLBENZENE SORTANT COMME DISTILLAT.

$$m_{DEB} = 1270 + 17992 - 1395,62 = 5374 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE D'ETHYLBENZENE SORTANT COMME DISTILLAT .

$$m_{EB} = 688,3 + 2931,13 - 3527,7 = 101,3 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE POLY ETHYLBENZENE SORTANT COMME DISTILLAT.

$$m_{PEB} = 41,93 + 2931,11 - 323,84 = 13,2 \text{ kg/h}$$

QUANTITE DE COMBUSTIBLE SORTANT COMME RESIDU.

$$m_c = 1172,45 - 430 = 742,45 \text{ kg/h}$$

TABLEAU RECAPITULATIF DU /

BILAN DE MATIERE.

Constituant	entrée(kg/h)	Sortie	
		Distillat	Residu
Benzene	6477,4	5657,4	820,7
E B	3628	101,3	3527,7
P E B	2337,04	13,2	323,84
D E B	1449,02	53,4	1395,62
Combustible	742,45	742,45	0
R.L.	430	0	430
TOTAL	13063,5	6567	6496,5

B // BILAN DE CHALEUR DE LA COLONNE 1

Donnée de base

La Temperature entête de la colonne $T_1 = 95 \text{ }^\circ\text{C}$
 " " au fond " " $t_2 = 77 \text{ }^\circ\text{C}$
 " " à l'entrée en haut de la colonne $T_3 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$
 " " " en bas " $T_4 = 157 \text{ }^\circ\text{C}$

CALCUL.

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE BENZENE EN BAS .

$$Q_B = m_B c_p (B) T_4 = 4103,58 (157+173)(0,403) = 758737,1 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC L'EB EN BAS .

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p (EB) T_4 = 2931,1 (0,543)(273+157) = 688359,1 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE PEB EN BAS.

$$Q_{PEB} = m_{PEB} C_p (PEB) T_4 = 293,1 (0,698)(273+157) = 87971,0 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE DEB EN BAS .

$$Q_{DEB} = m_{DEB} C_p (DEB) T_4 = 1270 (273+157)(0,684) = 373532 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE (RL+E) EN BAS .

$$Q_{rl+c} = m_{(rl+c)} C_p T_4 = 1172,45 (0,837)(157+273) = 472371,6 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC L'EB EN HAUT .

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p T_3 = (688,3)(0,301)(25+273) = 61739,1 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC PEB EN HAUT.

$$Q_{PEB} = m_{PEB} C_p T_3 = (41,93)(0,698)(273+25) = 8721,6 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE DEB EN HAUT.

$$Q_{DEB} = m_{DEB} C_p T_3 = (179,02)(0,398)(273+25) = 21232,4 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE BENZENE EN HAUT.

$$Q_B = m_B C_p (B) T_3 = 2374,1 (0,257)(66+25) = 181822,8 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHLAUER SORTANT AVEC LE BENZENE COMME DISTILLAT .

$$Q_B = m_B C_p (B) T_1 = 5657,4 (0,323)(95+273) = 672461,1 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC L'EB COMME DISTILLAT .

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p (EB) T_1 = 101,3(0,473)(273+95) = 17632,68 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE PEB COMME DISTILLAT.

$$Q_{PEB} = m_{PEB} C_p T_1 = 13,2(0,698)(2+3+95) = 3390,6 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE DEB COMME DISTILLAT .

$$Q_{DEB} = m_{DEB} C_p T_1 = 53,4 (0,512)(273+95) = 10061,4 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE COMBUSTIBLE COMME DISTILLAT.

$$Q_c = m_c C_p (C) T_1 = 742,45 (0,937)(273+25) = 256008,6 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE BENZENE COMME RESIDU.

$$Q_B = m_B C_p (B) T_2 = 820,7 (0,300) (273+77) = 86173,5 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC L₁EB COMME RESIDU .

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p (EB) T_2 = 3527,7 (0,432)(273+77) = 533388,2 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC le PEB COMME RESIDU.

$$Q_{PEB} = m_{PEB} C_p T_2 = 323,84 (0,698)(273+77) = 79114,1 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE DEB COMME RESIDU.

$$Q_{DEB} = m_{DEB} C_p T_2 = 1395,62 (0,490)(273+77) = 239348 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE RESIDU LOURD COMME RESIDU .

$$Q_{r1} = m_{r1} C_p (RL) T_2 = 430 (0,937) (273+77) = 141018,5 \text{ kcal/h}$$

- BILAN RECAPITULATIF -

- BILAN DE CHALEUR -

DE LA COLONNE 1

Constituant	Entrée (Kcal/h)		Sortie (Kcal/h)	
	en bas	en haut	en haut	en bas.
Benzene	758737,10	181822,80	672461,10	86173,90
Ethylbenzene	684359,10	61739,10	17632,68	553368,20
Polyethylbenzene	87971,00	8721,60	3390,60	79114,10
Diethylbenzene	373532,00	21232,40	10061,40	239348,00
Combustible+RL	472371,6	0	256008,60	141018,50
Total				

BILAN DE MATIERE ET DE CHALEUR DE LA COLONNE 2

a// BILAN DE MATIERE

données de base:

- La quantité qui entre dans la colonne 2 = la quantité qui sort de la colonne 1 Comme résidu.
- La quantité d'éthylbenzene sortant de la colonne comme distillat 688,98 Kg/h
- La quantité massique de distillat:

Constituant	B	E B	P E B	D E B
% massique	47,12	40,02	2,4	10,40

C A L C U L .

T O T A L .

QUANTITE TOTAL SORTANT COMME DISTILLAT .

$$m_t = m_{EB} \frac{100}{\% EB}$$

$$m_t = 688,98 \cdot \frac{100}{40,02} = 1719,88 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE BENZENE SORTANT COMME DISTILLAT .

$$m_B = m_t \frac{\% B}{100} = 1719,88 \cdot \frac{47,12}{100} = 810,3 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE DIETHYLBENZENE SORTANT COMME DISTILLAT .

$$m_{DEB} = m_t \frac{\% DEB}{100} = 1719,88 \cdot \frac{10,4}{100} = 179,02 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE POLYETHYLBENZENE SORTANT COMME DISTILLAT .

$$m_{PEB} = m_t \frac{\% PEB}{100} = 1719,88 \cdot \frac{2,4}{100} = 41,93 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE BENZENE SORTANT COMME RESIDU .

$$820 - 810,3 = 9,7 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE D'ETHYLBENZENE SORTANT COMME RESIDU.

$$3527,7 - 688,98 = 2838,72 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE POLYETHYLBENZENE SORTANT COMME RESIDU.

$$323,84 - 41,93 = 281,07 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE D'ETHYLBENZENE SORTANT COMME RESIDU.

$$1395,62 - 179,02 = 1216,60 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE RESIDU SORTANT COMME RESIDU.

$$= 430 \text{ Kg/h}$$

T A B L E A U - R E C A P I T U L A T I F
D U B I L A N D E M A T I E R E .

CONSTITUANT	ENTREE (Kg/h)	Sortie (Kg/h)	
		DISTILLAT	RESIDU
Benzene	820,7	810,3	9,7
E B	3527,7	688,98	2838,72
P E B	323,84	41,93	281,07
D E B	1395,62	179,02	1216,6
COmbustible	0	0	0
R L	430	0	430
Total	6496,5	1718,98	4777,55

B// BILAN DE CHALEUR DE LA COLONNE 2 .

Donnes de base.

- Temperature à l'entrée de la colonne $T_0 = 77 \text{ }^\circ\text{C}$
- Temperature entête de la colonne $T_1 = 110^\circ\text{C}$
- Temperature au fond de la colonne $T_2 = 90 \text{ }^\circ\text{C}$
- Pression en tête de la colonne $P_1 = 3,4 \text{ bar}$
- Pression au fond de la colonne $P_2 = 2,8 \text{ bar}$

CALCULS

Quantité de chaleur entrant avec le benzene.

$$Q_B = m_B \cdot c_{pB} \cdot T_0 = 820,7 \cdot (0,300) \cdot (273 + 77) = 86173,5 \text{ Kcal/h.}$$

Quantité de chaleur entrant avec l'EB

$$Q_{EB} = m_{EB} \cdot c_{pEB} \cdot T_0 = 3527,7 \cdot (0,432) \cdot (273 + 77) = 533388,24 \text{ Kcal/h.}$$

Quantité de chaleur entrant avec le. PEB.

$$Q_{PEB} = m_{PEB} \cdot c_{pPEB} \cdot T_0 = 3527,7 \cdot 0,432 \cdot (273 + 77) = 791141,1 \text{ Kcal/h.}$$

Quantité de chaleur entrant avec le D.E.B

$$Q_{DEB} = m_{DEB} \cdot c_{pDEB} \cdot T_0 = 1395,62 \cdot 0,490 \cdot (273 + 77) = 239448 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur entrant avec le residu Lourd.

$$Q_{RL} = m_{RL} \cdot c_{pRL} \cdot T_0 = 430 \cdot 0,937 \cdot (273 + 77) = 141018,5 \text{ Kcal/h.}$$

Quantité de chaleur sortant avec le benzene comme distillat.

$$Q_B = m_B \cdot c_{pB} \cdot T_1 = 810,3 \cdot (0,392) \cdot (273 + 110) = 121655,2 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur sortant avec l'EB comme distillat

$$Q_{EB} = m_{EB} \cdot c_{pEB} \cdot T_1 = 688,98 \cdot (0,493) \cdot (273 + 110) = 130092,51 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur sortant avec le P.E.B comme distillat.

$$Q_{PEB} = m_{PEB} \cdot c_{pPEB} \cdot T_1 = 41,93 \cdot (0,698) \cdot (273 + 110) = 112093,3 \text{ Kcal/h.}$$

Quantité de chaleur sortant avec le. D.E.B comme distillat

$$Q_{DEB} = m_{DEB} \cdot c_{pDEB} \cdot T_1 = 179,02 \cdot (0,584) \cdot (273 + 110) = 40041,7 \text{ Kcal/h.}$$

Quantité de chaleur sortant avec le benzene comme residu

$$Q_B = C_{PB} \cdot m_B \cdot T_2 = 9,7 (0,323) (90 + 273) = 1137,31 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur sortant avec l'EB comme residu

$$Q_{EB} = m_{EB} \cdot C_{PEB} \cdot T_2 = 2938,72 (0,473) (90 + 273) = 487405,38 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur sortant avec le residu lourd. Comme residu

$$Q_{RL} = m_{RL} \cdot C_{PRL} \cdot T_2 = 430 \cdot 0,937 \cdot (90 + 273) = 146256,33 \text{ Kcal/h}$$

- TABLEAU RECAPITULATIF -

- BILAN DE CHALEUR
DE LA COLONNE 2

Constituant	Entrée (Kcal/h)	Sortie (Kcal/h)	
		Distillat	Residu
Benzène	86173,50	121655,20	1137,31
Ethylbenzène	533388,24	130092,51	487405,38
Polyéthylbenzène	79114,1	11209,30	0
Combustible	0	0	0
Résidu Lourd	141018,5	0	146256,33
Diéthylbenzène	239348,00	40041,70	170051,48
Total			

BILAN DE MATIERE ET DE CHALEUR DE LA COLONNE N° 3

a// BILAN DE MATIERE.

Données de base.

-La quantité qui entre dans la colonne (3) = la quantité qui sort de la colonne (2) comme résidu.

- Quantité d'éthylbenzene (EB) sortant comme distillat
= 2797,72 Kg/h

- Composition de Distillat.

Constituant	E B	B
% massique	99,6	0,4

C A L C U L

QUANTITE DE DISTILLAT.

$$m_d = m_{EB} \frac{100}{\% EB} = 27\ 97,72; \frac{100}{99,6} = 2838,72 \text{ kg/h}$$

QUANTITE DE BENZENE SORTANT COMME DISTILLAT.

$$m_B = m_d \cdot \frac{\%B}{100} = 2808,13 \cdot \frac{0,4}{100} = 9,7 \text{ kg/h}$$

QUANTITE DE L'ETHYLBENZENE SORTANT COMME RESIDU .

$$m_{EB} = 2797,72 - 2808,13 = 41 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE DIETHYLBENZENE SORTANT COMME RESIDU.

$$m_{DEB} = 1216,6 - 0 = 1216,6 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE POLYETHYLBENZENE SORTANT COMME RESIDU.

$$m_{PEB} = 281,07 - 0 = 281,07 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE RESIDU LOURD SORTANT COMME RESIDU .

$$m_{R1} = 430 \text{ Kg/h}$$

T A B L E A U - R E C A P I T U L A T I F
D U B I L A N D E M A T I E R E

Constituant	Entrée (Kg/h)	Sortie Kg/h	
		DISTILLAT	RESIDU
B	9,7	9,7	0
E B	2838,72	2797,72	41
P E B	281,07	0	281,07
D E B	1216,6	0	1216,6
Combustible	0	0	0
R L	430	0	430
TOTAL	4777,55	2807,42	1970,13

b// BILAN DE CHALEUR DE LA COLONNE 3

Donnée de base .

- La température à l'entrée de la colonne $T_0 = 90^\circ\text{C}$
- " " en tête de la colonne $T_1 = 140^\circ\text{C}$
- " " en fond de la colonne $T_2 = 115^\circ\text{C}$
- La Pression en tête de la colonne $P_1 = 1,9 \text{ Bar.}$
- La Pression en fond de la colonne $P_2 = 1,2 \text{ Bar.}$

C A L C U L S

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE BENZENE .

$$Q_B = m_B C_p (B) T_0 = 9,7 (0,323) (90+273) = 1137,31 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC L'EB .

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p (EB) T_0 = 2838,72 (0,473) (90+273) = 487405,38 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE PEB.

$$Q_{PEB} = m_{PEB} C_p (PEB) T_0 = 281,07 (0,698) (90+273) = 71215,83 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE DEB.

$$Q_{dEB} = m_{dEB} C_p (DEB) T_0 = 1216,6 (0,512)(90+273) = 226112,4 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE RESIDU LOURD.

$$Q_{RL} = m_{RL} C_p (RL) T_0 = 430 (0,937)(90+273) = 146256,33 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC L'EB COMME DISTILLAT .

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p (EB) T_1 = 41 (0,533)(140+273) = 9025,28 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE PEB COMME DISTILLAT.

$$Q_{PEB} = m_{PEB} C_p (PEB) T_1 = 258,07 (0,698)(140+273) = 74394,8 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE DEB COMME DISTILLAT .

$$Q_{DEB} = m_{DEB} C_p (DEB) T_1 = 1099 (0,630) (140+273) = 285948,8 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE PEB COMME RESIDU .

$$Q_{PEB} = m_{PEB} C_p (PEB) T_2 = 23(0,6980)(115+273) = 6228,9 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE DEB COMME RESIDU.

$$Q_{dEB} = m_{dEB} C_p (DEB) T_2 = 117 (0,590)(115+273) = 26783,6 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE RESIDU LOURD COMME RESIDU.

$$Q_{RL} = m_{RL} C_p (RL) T_2 = 430 (0,937)(115+273) = 156329,0 \text{ kcal/h}$$

BILAN DE MATIERE ET DE CHALEUR DE LA COLONNE N°4.

a// BILAN DE MATIERE.

Données de base.

-La quantité qui entre dans la colonne 4 = La quantité qui sort de la colonne 3 comme résidu.

-Quantité de résidu Lourd : 430 Kg/h

- Composition massique de résidu :

Constituant	RL	DEB	PEB
% massique	75,4	20,5	4,0

C A L C U L S

QUANTITE TOTALE DE RESIDU.

- T A B L E A U - R E C A P I T U L A T I F -
 - B I L A N D E C H A L E U R -
 D E L A C O L O N N E 3

Constituant	Entrée (Kcal/h)	Sortie (Kcal/h)	
		Distillat	Residu
Benzène	1137,37	0	0
Ethylbenzène	487405,36	9025,38	0
Polyéthylbenzène	71215,83	74394,8	6228,9
Diéthylbenzène	226112,4	285948,8	26783,6
Résidu Lourd	146256,33	0	156329,0
Total			

$$m_{RL} = \frac{100 M_1}{\% RL} = 100 \cdot \frac{430}{75,4} = 570 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE DIETHYLBENZENE SORTANT COMME RESIDU.

$$m_{DEB} = M_r \cdot \frac{\% DEB}{100} = 570 \cdot \frac{20,5}{100} =$$

QUANTITE DE POLYETHYLBENZENE SORTANT COMME RESIDU.

$$m_{PEB} = M_r \cdot \frac{\% PEB}{100} = \frac{570 \cdot 4}{100} = 23 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE DIETHYLBENZENE SORTANT COMME DISTILLAT.

$$m_{DEB} = 1216,6 - 117 = 1099 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE L'ETHYLBENZENE SORTANT DISTILLAT.

$$m_{EB} = 41 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE POLYETHYLBENZENE SORTANT COMME DISTILLAT .

$$m_{PEB} = 281,07 - 23 = 258,07 \text{ Kg/h}$$

TABLEAU RECAPITULATIF DU
BILAN DE MATIERE

Constituant	entrée (Kg/h)	Sortie Kg/h	
		DISTILLAT	RESIDU
B	0	0	0
E B	41	41	0
P E B	281,07	258,07	23
D E B	1216,6	1099,07	117
COMBUSTIBLE	0	0	0
R L	430	0	430
TOTAL	1970,13		570

b// BILAN DE CHALEUR DE LA COLONNE N° 4 .

Données de base.

- La Temperature d'entrée : $T_0 = 115 \text{ }^\circ\text{C}$
- La Temperature en tête de la colonne = $T_1 = 160 \text{ }^\circ\text{C}$
- La Temperature en bas de la colonne = $T_2 = 135 \text{ }^\circ\text{C}$
- La Pression en tête de la colonne : $P_1 = 2,89 \text{ Bar.}$
- La Pression en bas de la colonne : $P_2 = 1,5 \text{ Bar.}$

C A L C U L S.

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC L'EB.

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p (EB) T_0 = 41(115+273)(0,500) = 7954 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE PEB.

$$Q_{PEB} = m_{PEB} C_p (PEB) T_0 = 281,07 (273+115)(0,698) = 65542,15 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE DEB .

$$Q_{DEB} = m_{DEB} C_p (DEB) T_0 = 1216,6 (273+115)(0,500) = 279920,19 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE R L.

$$Q_{RL} = m_{RL} C_p (RL) T_0 = 430 (273+115)(0,937) = 156329,00 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC L'EB COMME DISTILLAT?

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p (EB) T_1 = 41 (160+273)(0,543) = 9639,8 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE PEB COMME DISTILLAT.

$$Q_{PEB} = m_{PEB} C_p (PEB) T_1 = 258,07 (160+273)(0,698) = 77997,5 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE DEB COMME DISTILLAT.

$$Q_{DEB} = m_{DEB} C_p (DEB) T_1 = 1099 (273+160) = 325493 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE RESIDU LOURD COMME RESIDU.

$$Q_{RL} = m_{RL} C_p (RL) T_2 = 430 (0,937)(135+273) = 174460,03 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE PEB COMME RESIDU.

$$Q_{PEB} = m_{PEB} C_p (PEB) T_2 = 23 (135+273)(0,698) = 5949,45 \text{ kcal/h}$$

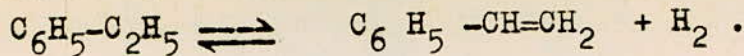
QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE DEB COMME RESIDU.

$$Q_{DEB} = m_{DEB} C_p (DEB) T_2 = 117 (0,621)(273+135) = 29644,05 \text{ Kcal/h}$$

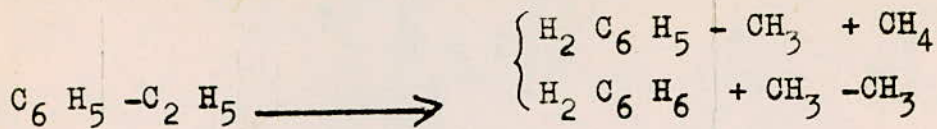
INTRODUCTION.

1 Données Thermodynamiques.

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



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 styrene sera favorisé par une élévation de température. La réaction de deshydrogénation de l'éthylbenzene 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.

-2 DONNEES CINETIQUES.

Dans le cas d'une réaction réversible en général, la température influence sur la cinétique de la réaction endothermique, à composition constante la vitesse est donnée par

$$Z = \frac{Kp \cdot (1-x-1,3 P \cdot x^2)}{(1+\beta x)^2} \quad (\text{RELATION UKELSON})$$

$$\text{Avec } P_0 = \frac{1}{n+1} P$$

β : est une constante qui a été calculée empiriquement

$$\beta = 6;61 \cdot 10^5 \exp(-1,56 \cdot 10^{-2} T)$$

K: est aussi donnée par l'équation de la forme

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

n= le degré d'avancement de la réaction.

P= Pression de la réaction.

3 - OPTIMISATION DES CONDITIONS OPERATOIRES.

DETERMINATION DE LA TEMPERATURE OPTIMALE DE LA TEMPERATURE A L'ENTREE DU REACTEUR.

En étudiant l'influence de la température sur X_e et l'influence du rapport molaire sur X_e on obtient les résultats suivants.

T(°C)	X_e					
	n = 0	n = 3	n = 5	n = 10	n = 15	n = 20
520	0,162	0,287	0,396	0,422	0,488	0,525
540	0,203	0,348	0,404	0,497	0,559	0,605
560	0,250	0,415	0,475	0,573	0,633	0,680
580	0,303	0,484	0,548	0,646	0,706	0,747
600	0,363	0,554	0,618	0,713	0,768	0,804
620	0,427	0,623	0,685	0,772	0,820	0,851
640	0,493	0,687	0,744	0,822	0,863	0,888
650	0,525	0,716	0,771	0,843	0,880	0,903

Les résultats nous permettent d'arriver aux conclusions suivantes :

- La deshydrogenation de l'éthylbenzene en styrene 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) supérieures à 10 on a une certaine stabilité dans l'allure de X_e , de plus ces valeurs sont nettement supérieures à celles correspondances à (n) inférieure à 10.

- A Priori nous prendrons une température supérieure à 600°C et un rapport molaire supérieur ou égal à (10) que nous compléterons un calcul cinétique.

En se basant sur l'étude cinétique on abouti à des résultats suivantes:

T(°C)	r (mol / h kg cat)					
	n = 0	n = 3	n = 5	n = 10	n = 15	n = 20
540	0,19	0,07	0,05	0,03	0,02	0,01
560	1,26	0,38	0,26	0,14	0,10	0,08
580	5,04	1,42	0,96	0,53	0,36	0,28
600	12,31	3,32	0,23	1,23	0,80	0,65
620	26,63	7,00	4,64	2,57	1,77	1,35
640	48,00	12,42	8,31	4,55	3,15	2,39
650	101,65	26,38	17,49	9,57	6,58	5,02

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) inférieure à (10) , par contre varie 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 égale à 10 d'où les paramètres

$n = 10$
 $t = 630^\circ\text{C}$
 x varie de 0 à $0,4$
rendement $\rho = 0,9$

- 4 CALCUL ET OPTIMISATION DE LA TEMPERATURE A L'INTERIEUR DU REACTEUR

-4-1// INTRODUCTION.

Le calcul de cette température est lié à la disposition optimale des couches de catalyseur, c'est à dire minimiser le volume de catalyseur le volume de catalyseur est donnée par la relation

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

Dans notre cas on a un reacteur adiabatique à deux couches telque la température à la premiere couche fixée à 630 °C et celle de la sortie la deuxième couche à 590 °C (déterminer de Bilan de matiere)

-4-2// LE PRINCIPE DE CALCUL /

Le principe de calcul consiste a donner des valeurs à la température de sortie de la premiere couche et d'entrée de la deuxième couche qui seront prises dans l'intervalle 590 - 630 °C, et de calculer la valeur de n_1 (taux de conversion de la premiere couche), enfin on trace $(1/r)$ en fonction de (x) et on determine l'aire sous la courbe par la method de simpson .

Le degré d'avancement (x) est calculé à partir de la relation suivante .

$$x_1 = \frac{(T_{10} - T_1) \cdot (C_p(EB) + n C_p(V))}{q} \quad (\text{relation UKELSON})$$

q

q : étant la chaleur de reaction : 29891 cal/mol

$C_p(EB) = 70,58$ cal/mol °C

$C_p(V) = 9,46$ cal/mol °C

-4-3// LE CALCUL .

Soit : T_{10} : Temperature d'entrée de la premiere couche

T_1 : Temperature de sortie de la premiere couche

T_{20} : Temperature d'entrée de la deuxième couche

T_2 : Temperature de sortie de la deuxième couche

- 1^{ere} CAS .

ona :

$T_{10} = 630$ °C

$T_{20} = 630$

$T_1 = 590$ °C

$T_2 = 590$

$$x_1 = \frac{(630 - 590) (70,58 + 10 \cdot 9,46)}{29891} = 0,22$$

Tableau de valeur du calcul du reacteur adiabatique

1 ere Couche.

x	0	0,05	0,10	0,15	0,20	0,22
T (°C)	630	621	612	603	594	590
r	135,35	7,21	1,79	0,60	0,24	0,17
1/r	0,01	0,14	0,56	0,17	4,17	6,00

2éme Couche.

x	0,22	0,24	0,26	0,28	0,30	0,34	0,36	0,38	0,40
T(°C)	630	619	615	612	608	601	597	594	590
r	0,61	0,43	0,33	0,23	0,17	0,00	0,07	0,05	0,03
1/r	1,71	2,32	3,05	4,35	5,91	11,27	15,27	20,90	29,66

d'où $\int \frac{dx}{r}$ donne

1er Couche : $\int_0^{0,22} \frac{dx}{r} = 0,22 \text{ h Kg cat /mole}$

2éme Couche : $\int_{0,22}^{0,4} \frac{dx}{r} = 1,70^{-1} \text{ h}$

2eme Gas .

on a : $T_{10} = 630 \text{ }^{\circ}\text{C}$

$T_1 = 590 \text{ }^{\circ}\text{C}$

1er Couche

$T_{20} = 623 \text{ }^{\circ}\text{C}$

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

(tableau de valeur du calcul du reacteur adiabati

x	0	0,05	0,10	0,15	0,20	0,275
T (°C)	630	621	612	603	594	590
r	135,35	7,21	1,79	0,60	0,24	0,17
1/r	0,007	0,14	0,55	1,66	4,16	6,00

2eme Couche.

0,75	0,30	0,34	0,36	0,38	0,40
612	608	601	597	594	590
0,23	0,17	0,09	0,07	0,05	0,03
4,35	5,91	11,27	15,27	20,09	29,66

d'où $\int \frac{dx}{r}$ donne

1er Couche : $\int_{0,22}^{0,22} \frac{dx}{r} = 0,22 \text{ hkg cat mole}$

2eme Couche $\int_{0,22}^{0,4} \frac{dx}{r} = 1,7 \text{ mol h kg cat}$

3eme Cas .

on a : $T_{10} = 630 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_{20} = 628$ $x = 0,19$
 $T_1 = 595 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 590$

Tableau de valeur du calcul du reacteur adiabatique

1 er Couche

2 eme Couche

x	T(°C)	r	1/r	x	T(°C)	r	1/r
0	630	135,35	0,01	0,19	628	0,95	1,05
0,02	626	28,55	0,04	0,20	626	0,77	1,29
0,04	625	10,92	0,09	0,22	623	0,59	1,71
0,06	619	5,35	0,19	0,26	615	0,33	3,05
0,08	616	3,04	0,33	0,28	612	0,23	4,35
0,10	610	1,79	0,56	0,30	608	0,17	5,91
0,12	608	1,12	0,89	0,32	605	0,13	7,72
0,14	605	0,76	1,31	0,34	601	0,09	11,27

016	601	0,49	2,02	0,36	597	0,07	15,28
0,18	597	0,34	2,95	0,38	594	0,05	20,90
0,19	596	0,28	3,52	0,40	590	0,03	29,66

d'ou $\int \frac{dx}{r} = \text{donne}$

1^{er} Couche : $\int_0^{0,19} \frac{dx}{r} = 0,17 \text{ h kg cat mole}$

2^{ème} Couche $\int_{0,19}^{0,4} \frac{dx}{r} = 1,78 \text{ h kg cat mole}$

4^{ème} Cas

4^{ème}

On a : $T_{10} = 630 \text{ }^\circ\text{C}$

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

$T_{20} = 598 \text{ }^\circ\text{C}$

$T_2 = 690 \text{ }^\circ\text{C}$

$X_1 = 0,17$

Tableau de valeur de calcul du reacteur adiabatique

x	$T(^\circ\text{C})$	r	$1/r$	x	$T(^\circ\text{C})$	r	$1/r$
0	630	135,35	0,01	0,17	632	1,29	0,78
0,02	626	28,55	0,04	0,19	628	0,95	1,05
0,04	623	10,92	0,09	0,20	626	0,77	1,29
0,06	619	5,35	0,19	0,24	619	0,43	2,32
0,08	616	3,04	0,33	0,26	615	0,33	3,05
0,10	612	1,79	0,56	0,28	612	0,23	4,35
0,12	608	1,12	0,89	0,30	608	0,17	5,91

0,14	605	0,76	1,31	0,32	605	0,13	7,72
0,16	601	0,49	2,02	0,34	601	0,09	11,27
0,17	600	0,42	2,36	0,36	597	0,07	15,28
				0,38	594	0,05	20,90
				0,40	590	0,03	29,66

d'où $\int \frac{dx}{r}$ donne

1ère Couche $\int_{0,14}^{0,17} \frac{dx}{r} = 0,06 \text{ h kg cat/mole}$

2ème Couche $\int_{0,17}^{0,4} \frac{dx}{r} = 1,80 \text{ h kg cat/mole}$

II-2-4// C O N C L U S I O N .

	1er cas	2ème cas	3ème cas	4ém cas
V(m ³) de la 1er Couche	0,22 F _{A0}	0,22 F _{A0}	0,17 F _{A0}	0,06 F _{A0}
V(m ³) de la 2ème couche	1,70 F _{A0}	1,74 F _{A0}	1,78 F _{A0}	1,80 F _{A0}
V(m ³) Total	1,92 F _{A0}	1,96 F _{A0}	1,95 F _{A0}	1,86 F _{A0}

Comme nous l'avons déjà vu pour chaque cas il y'a déjà 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 quatrième cas mais dans ce cas de conversion de la première couche est le plus faible, alors nous allons prendre les conditions de travail du cas moyen, à savoir le deuxième:

1er Couche .

Température d'entrée (°C) $T_{10} = 630$
 Température de sortie (°C) $T_1 = 590$
 Taux de conversion $x_1 = 0,275$

2ème Couche .

Temperature d'entrée $T_{20} = 623 \text{ }^\circ\text{C}$
Temperature de Sortie $T_2 = 590 \text{ }^\circ\text{C}$

Taux de conversion $x = 0,4$

5 - ETUDE DE LA SECTION DE DESHYDROGENATION CATALYTIQUE DE L'ETHYLBENZENE EN STYRENE

5-1 DESCRIPTION DU SCHEMA DE LA SECTION DE DESHYDROGENATION CATALYTIQUE

La charge constituée d'éthylbenzene (alkylé et recyclé) est mélangée à la vapeur d'eau préchauffé à $240 \text{ }^\circ\text{C}$ passe par un échangeur tubulaire à un passe côté calandre, et deux passes côté tubes, à la sortie le mélange a une température de $379 \text{ }^\circ\text{C}$, il passe alors dans un four tubulaire pour être chauffé jusqu'à $630 \text{ }^\circ\text{C}$, température d'entrée au reacteur.

La sortie de la première couche catalytique la température du mélange diminue jusqu'à $590 \text{ }^\circ\text{C}$ pour l'élever, on fait passer l'effluent dans un deuxième four tubulaire de mêmes dimensions que le premier, à la sortie du reacteur la température du mélange est de $623 \text{ }^\circ\text{C}$.

Enfin l'effluent du reacteur qui sort à $590 \text{ }^\circ\text{C}$ est refroidi dans l'échangeur de chaleur précédemment cité, jusqu'à $470 \text{ }^\circ\text{C}$ et passe par les différentes colonnes de fractionnement pour aboutir au monomère du styrene.

5-2 BILANS DE MATIERE ET DE CHALEUR.

Une fois établis les paramètres technologiques de base et avoir choisi, les appareils dans les quels 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 essentielles 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.

LE REACTEUR .

A BILAN DE MATIERE.

données de base.

- Production annuelle de l'installation 1013 T/an soit 1180 Kg/h
- Pression dans le reacteur : $1,5 \text{ atm}$

- Pourcentage en pertes : 1% de toluene ; 0,5% de benzene et 0,5 % de de residu lourd

- Rapport molaire vapeur d'eau ethylbenzene $n = 10$

- Temperature et taux de conversion

1er Couche.

entrée $T_{10} = 630 \text{ }^\circ\text{C}$

sortie $T_1 = 590 \text{ }^\circ\text{C}$

Taux de conversion 0,275

2éme Couche .

entrée $T_{20} = 623 \text{ }^\circ\text{C}$

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

Taux de conversion $(0,4 - 0,275) = 0,125$

- Taux d'extraction du styrène : 0,97

C A L C U L.

Vu que le taux d'extraction du styrene lors de la distillation est de 97% . il faut donc qu'il y'ait à la sortie du reacteur.

$$m_{st} = \frac{m'_{st}}{\alpha} = \frac{1180}{0,97} = 1226 \text{ kg/h}$$

où m_{st} et m'_{st} representent,

- Quantité d'éthylbenzene rentrant dans le reacteur

on a taux de conversion = 0,4

le rendement globale = 0,9

$$m_{EB} = \frac{m_{st} \cdot M_{EB}}{p \times M_{st}} = \frac{(1226)(106)}{(0,9)(0,4)(104)} = 3424,89 \text{ kg/h}$$

-Quantité d'éthylbenzene recyclé

$(m_{EB})_{\text{recyclé}} = (m_{EB})_{\text{total}} - (m_{EB})_{\text{provenant de l'alkylation}}$

$$3424,89 - 2083 = 1341,89 \text{ kg/h}$$

-quantité de vapeur d'eau rentrant dans le reacteur

on a

$$m_y = m_{EB} \frac{M_v \times 10}{M_{EB}}$$

$$m_v = \frac{(3424,89)(18)}{(106) \cdot (10)} = 5822 \text{ kg/h}$$

Sortie de la 1éme Couche .

quantite de styrene

$$m_{st} = \frac{m_{st} \cdot x_i \cdot P \cdot m_{EB}}{M_{EB}}$$

avec

$$\begin{aligned} M_{st} &= 104 \text{ g/mol} \\ M_{EB} &= 106 \\ x_i &= 0,275 \\ P_i &= 0,9 \\ M_{EB} &= 3424,84 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$m_{st} = \frac{104}{106} \cdot 0,275 \cdot 0,9 \cdot 3424,89$$

$$m_{st} = \underline{897,50 \text{ kg/h}}$$

Quantité d'H₂

$$m_{H_2} = \frac{m_{st}}{M_{st}} \cdot M_{H_2} = 897,50 \cdot \frac{2}{104} = 17,25 \text{ kg/h}$$

Quantité de benzene non transformé.

$$m_{EB} = \frac{m_{st}}{M_{st}} \cdot \frac{M_{EB}}{x_i} (1 - x_i)$$

$$= \frac{897,50}{104} \cdot \frac{106}{0,275} \cdot \frac{(1 - 0,275)}{0,9}$$

$$m_{EB} = \underline{2430 \text{ kg/h}}$$

Quantité de Toluene:

$$m_{Tol} = (m_{st} + m_{EB} + m_{H_2}) \cdot \frac{P_1}{100}$$

$$\% P_1 = 2\%$$

$$m_{Tol} = (897,5 + 2430 + 17,25) \cdot \frac{2}{100} = 35 \text{ Kg/h}$$

Quantité de benzene :

$$m_B = (m_{st} + m_{EB} + m_{H_2}) \cdot \frac{P_2}{100}$$

$$\% P_2 = 1\%$$

$$m_B = (897,50 + 2430 + 17,25) \cdot \frac{1}{100}$$

$$m_B = 17,50 \text{ Kg/h}$$

Quantité en residu lourd.

$$m_{\text{resi Lourd}} = (m_{st} + m_{EB} + m_{H_2}) \cdot \frac{P_3}{100}$$

$$\% P_3 = 3\%$$

$$= (1226,13 + 1455,18 + 23,59) \cdot \frac{3}{100} = 91 \text{ Kg/h}$$

- Quantité d'éthane.

$$m_{C_2H_6} = (m_{st} + m_{EB} + m_{H_2}) \times \frac{P_4}{100} \quad \% P_4 = 1,5\%$$

$$= (1226,13 + 1455,18 + 23,59) \times \frac{1,5}{100} = 53 \text{ Kg/h}$$

-Quantité en methane

$$m_{CH_4} = (m_{st} + m_{EB} + m_{H_2}) \times \frac{P_5}{100} \quad \% P_5 = 1,5\%$$

$$= (1226,13 + 1455,18 + 23,59) \times \frac{1,5}{100} = 53 \text{ Kg/h}$$

-Quantité en O₂.

$$m_{O_2} = (m_{st} + m_{EB} + m_{H_2}) \times \frac{P_7}{100} \quad \% P_7 = 0,9\%$$

$$m_{O_2} = (1226,13 + 1455,18 + 23,59) \times \frac{0,9}{100}$$

$$m_{O_2} = 27 \text{ Kg/h}$$

-Quantité en CO₂

$$m_{CO_2} = (m_{st} + m_{EB} + m_{H_2}) \times \frac{P_8}{100} \quad \% P_8 = 1,2\%$$

$$= (1226,13 + 1455,18 + 23,59) \times \frac{1,2}{100} = 47 \text{ Kg/h}$$

Sortie de la deuxième couche .

Quantité de styrene :

$$m_{st2} = m_{st1} + m_{EB} \frac{M_{st}}{M_{EB}} (X_2 - X_1)$$

$$= 897,50 + 24,50 \cdot \frac{104}{106} (0,4 - 0,275)$$

$$m_{st2} = 1226,13 \text{ Kg/h}$$

Quantité d'hydrogene:

$$m_{H_2} = \frac{M_{st2}}{M_{st}} \cdot m_{H_2} = 1226 \times \frac{2}{104} = 23,59 \text{ Kg/h}$$

Quantité d'ethylbenzene non transformé .

$$m_{EB} = \frac{m_{st2} - m_{st1}}{M_{st}} \cdot \frac{M_{EB}}{x_2 p} (1 - x_2)$$

$$= \frac{1226,13 - 897,50}{104} \cdot \frac{106}{0,275} \times (1 - 0,275)$$

$$m_{EB} = 1455,18 \text{ Kg/h}$$

Quantité en toluène :

$$m_{\text{tol2}} = (m_{\text{st}} + m_{\text{EB}} + m_{\text{H2}}) \times \frac{P1}{100} \quad \text{avec } \% P1 = 7\%$$
$$(23,59 + 1226,13 + 1455,18) \times \frac{7}{100} = 201 \text{ Kg/h}$$

Quantité en benzène .

$$m_{\text{B}} = (m_{\text{st}} + m_{\text{EB}} + m_{\text{H2}}) \times \frac{P2}{100} \quad \% P2 = 5\%$$
$$= (1226,13 + 1455,18 + 2359) \times \frac{5}{100}$$
$$M_{\text{benz}} = 172,5 \text{ Kg/h}$$

Quantité en ethane.

$$m_{\text{C2H6}} = (m_{\text{st}} + m_{\text{EB}} + m_{\text{H2}}) \times \frac{P4}{100} \quad P4 = 0,18 \%$$
$$= (897,5 + 2450 + 17,25) \times \frac{0,18}{100} = 3 \text{ Kg/h}$$

Quantité en methane,

$$m_{\text{CH4}} = (897,50 + 2450 + 17,25) \times \frac{0,16}{100}$$
$$m_{\text{CH4}} = 2,8 \text{ kg/h}$$

Quantité de CO.

$$m_{\text{CO}} = (m_{\text{st}} + m_{\text{EB}} + m_{\text{H2}} +) \times \frac{P6}{100} \quad P6 = 0,1$$
$$= (2450 + 897,5 + 52,25) \times \frac{0,1}{100} = 1,7 \text{ Kg/h}$$

Quantité de l'oxygene.

$$m_{\text{O2}} = (m_{\text{st}} + m_{\text{EB}} + m_{\text{H2}}) \times \frac{P7}{100} \quad P7 = 0,06$$
$$m_{\text{O2}} = (2450 + 897,50 + 17,25) \times \frac{0,06}{100} = 1,08 \text{ Kgh}^{-1}$$

Quantité a la sortie de la 1^{er} Couche .

Sachant qu'à l'entrée, nous avons tous ce qui est sortie de la 1^{er} Couche .

$$\sum m_i = m_{\text{st}} + m_{\text{EB}} + m_{\text{H2}} + m_{\text{tol}} + m_{\text{benz}} + m_{\text{RL}} + m_{\text{C2H6}} + m_{\text{CH4}} + m_{\text{CO}} + m_{\text{O2}}$$

$$\sum m_i = 9246,89 \text{ kg/h}$$

B// BILAN DE CHALEUR .

La deshydrogenation catalytique de l'éthylbenzene 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 $Q_i = m_i c_p T_i$

-Données de base.

-1er Couche .

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

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

Taux de conversion $X = 0,275$

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

-C A L C U L .

- A l'entrée de la première couche:

- Quantité de chaleur entrant avec l'éthylbenzène.

$$\begin{aligned} Q_{EB} &= m_{EB} C_{p,EB} T_{EB} \\ &= 3424,89 (0,672) (630 + 273) = 2078278,05 \text{ Kcal/h} \end{aligned}$$

-Quantité de chaleur entrant avec la vapeur.

$$\begin{aligned} Q_x &= m_x C_{p,x} T_x \\ &= 58,18 (0,529) (630 + 273) = 2779182 \text{ Kcal/h} \end{aligned}$$

- A la sortie de la première couche.

- Quantité de chaleur sortant avec l'éthylbenzène.

$$\begin{aligned} Q_{EB1} &= m_{EB} C_{p,EB} T_{EB1} \\ &= 2430 (0,658) (590 + 273) = 1379800 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

-Quantité de chaleur sortant avec la vapeur.

$$\begin{aligned} Q_v &= m_v C_{p,v} T_v \\ &= 58,15 (0,485) (590 + 273) = 24338,97 \text{ Kcal/h} \end{aligned}$$

-Quantité de chaleur sortant avec le styrène.

$$\begin{aligned} Q_{st} &= m_{st} C_{p(st)} T_{st} \\ &= 897,50 (0,585) (590 + 273) = 45310,7 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

-Quantité de chaleur sortant avec l'hydrogène.

$$\begin{aligned} Q_{H2} &= m_{H2} C_{p(H2)} T_{H2} \\ &= 17,50 (3,266) (590 + 273) = 49743,25 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

-Quantité de chaleur sortant avec le toluene.

$$Q_{\text{tol}} = M_{\text{tol}} C_p (\text{tol.}) T_{\text{tol.}}$$
$$= 35 (0,628)(590 + 273) = 18968,68 \text{ Kcal/h}$$

-Quantite de chaleur sortant avec le benzene.

$$Q_B = m_B C_p (B) T_B$$
$$= 17,3 (0,648)(590 + 273) = 9 674,5 \text{ Kcal/h}$$

-Quantité de chaleur sortant avec l'éthylène.

$$Q_{\text{ET}} = m_{\text{ET}} C_p (\text{ET}) T_{\text{ET}}$$
$$= 3,11 (0,52)(590 + 273) = 1395,64 \text{ Kcal/h}$$

-Quantité de chaleur sortant avec l'oxygene.

$$Q_o = m_o C_p (o) T_o = 1,08 (0,258)(590+273) = 250 \text{ Kcal/h}$$

-Quantité de chaleur sortant avec le Co

$$Q_{\text{co}} = m_{\text{co}} C_p (\text{Co}) T_{\text{io}}$$
$$= 0,281 (1,39) (590 + 273) = 468,03 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur sortant avec le residu.

$$Q_r = m_r C_p (r) T_r$$
$$= 17,3 (0,931)(273 + 590) = 13899,7 \text{ kcal/h}$$

-Chaleur de reaction.

Sachant que la réaction considérée s'accompagne d'une consommation d'énergie de 29800 Ocal/mole et que le degré de conversion pour la première couche est de 0,275, la quantité de chaleur correspondante sera !:

$$Q_r = \frac{\Delta H_r \cdot x \cdot m_{\text{MB}} (\text{à l'entrée})}{\text{MEB}}$$

$$Q_r = \frac{298000 \cdot 0,275 \cdot 3424,89}{106} = 2647827,6 \text{ kcal/h}$$

-2ème Couche.

-Données de base.

Temperature à l'entrée de la couche $T = 623 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperature à la sortie de la couche $T = 590 \text{ }^\circ\text{C}$

Taux de conversion $x = 0,125$

-C A L C U L .

Quantité de chaleur à l'entrée de la couche.

Quantité de chaleur entrant avec l'éthylbenzene.

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p(EB) T_{EB}$$
$$= 2480,46 (0,677)(623+273) = 147412,99 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur entrant avec la vapeur.

$$Q_v = m_v C_p(v) T_v$$
$$= 58,15 (0,533)(273 + 623) = 2777057 \text{ Kcal/h}$$

- Quantité de chaleur entrant avec le styrene.

$$Q_{st} = m_{st} C_p(st) T_{st}$$
$$= (897,50)(0,563)(623+273) = 453,107,10 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur entrant avec l'hydrogene. .

$$Q_{H_2} = m_{H_2} C_p(H_2) T_{H_2}$$
$$= 17,50 (3,146)(623 + 273) = 49742,25 \text{ Kcal/h}$$

-Quantite de chaleur entrant avec le toluene.

$$Q_{tol} = m_{tol} C_p(tol) T_{tol}$$
$$= (35)(0,541)(623 + 273) = 18968,68 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur entrant avec le benzene .

$$Q_B = m_B C_p(B) T_B$$
$$= 1,73 (0,280)(623 + 273) = 434,02 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur entrant avec l'oxygene.

$$Q_{O_2} = m_{O_2} C_p(O_2) T_{O_2}$$
$$= 1,08 (0,26)(273 + 623) = 251,59 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur entrant avec le CO.

$$Q_{CO} = m_{CO} C_p(CO) T_{CO}$$
$$= 1,73 (0,28)(623 + 273) = 434,02 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur entrant avec l'éthane.

$$Q_{E_n} = m_{E_n} C_p(E_n) T_{E_n}$$

$$= (3,11)(0,84)(273+623) = 2340,71 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur entrant avec le methane.

$$Q_M = m_M C_p(M) T_M = 2,76 (0,541)(273+623) = 1337,87 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur entrant avec le residu.

$$Q_R = m_R C_p(r) T_R \\ = 17,3 (0,931) (273+623) = 14431,24 \text{ Kcal/h}$$

-A la sortie de la deuxieme couche.

Quantité de chaleur sortant avec l'éthylbenzene.

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p(EB) T_{EB} \\ = 1455,13 (0,658) (590+273) = 825806,52 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur sortant avec la vapeur.

$$Q_V = m_V C_p(v) T(v) \\ = 58,15 (0,485) (590+273) = 24338,90 \text{ kcal/h}$$

Quantité de chaleur sortant avec le styrene.

$$Q_{st} = m_{st} C_p(st) T_{st} \\ = 1226 (0,585) (590 + 273) = 619002,7 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur sortant avec l'hydrogene.

$$Q_{H2} = m_{H2} C_p(H2) T_{H2} \\ = 23,59 (3,266) (590 + 273) = 6432,28 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur sortant avec le toluene.

$$Q_{tol} = m_{tol} C_p(tol) T_{tol} \\ = 201 (0,628) (590+273) = 108934,7 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur sortant avec le benzene .

$$Q_B = m_B C_p(B) T_B \\ = 172,5 (0,648) (590 + 273) = 96465,97 \text{ Kcal/h}$$

Quantité de chaleur sortant avec le Co

$$Q_{co} = m_{co} C_p(co) T_{co} \\ = 47(1,39)(273+590) = 56379 \text{ Kcal/h}$$

Quantite de chaleur avec l'oxygene.

$$Q_{O_2} = m_{O_2} C_p(O_2) T_{O_2} = \\ = 27 (0,258)(590 + 273) = 6011,56 \text{ Kcal/h}$$

Quantite de chaleur avec l'éthane.

$$Q_{C_2H_6} = m_{C_2H_6} C_p(C_2H_6) T_e \\ = 53(0,52)(590+273) = 23784,42 \text{ Kcal/h}$$

Quantite de chaleur sortant avec le methane.

$$Q_{CH_4} = m_{CH_4} C_p(CH_4) T_m \\ = 53 (0,492)(590 + 273) = 22503,51 \text{ Kcal/h}$$

Quantite de chaleur sortant avec le residu.

$$Q_R = m_R C_p(R) T_r \\ = 91 (0,931)(273+590) = 7646,55 \text{ Kcal/h}$$

CALCUL DES PERTES DE CHALEUR DU REACTEUR.

Les pertes de chaleur ; du reacteur sont données par la formule suivante

$$Q_p = \frac{\lambda}{e} (T_1 - T_2) F \cdot 3600 \cdot 10^3 \text{ En KJ / H}$$

où $\lambda = 0,15 \text{ W/m}^\circ\text{C}$ coefficient de conductibilité thermique de l'isolant
 $e =$ épaisseur de l'isolant en mètre

$T_1 = 390 \text{ }^\circ\text{C}$ température de la paroi interieur de l'isolant

$T_2 = 90 \text{ }^\circ\text{C}$ Température de la paroi extérieure de l'isolant

$F =$ Surface totale d'échange de chaleur en m^2

L'isolant est en pierres de silice et son épaisseur est calculée par l'expression suivante.

$$e = \frac{(T_2 - T_1)}{Q}$$

où ϕ est la densité du flux de chaleur en W/m^2

$$\phi = h \cdot (T_2 - T_a)$$

où h est le coefficient de transfert de chaleur de la surface extérieure de l'isolant avec l'air ambiant .

$T_a = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ Température de l'air ambiant

h est calculé par l'expression suivante

$$h = 0,9 + 0,058 T_2 = 9,3 + 0,058 (90) = 14,52 \text{ W/M}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{d'où } \phi = 11,62 (90 - 20) = 813,4 \text{ W/M}^2$$

$$\text{et } e = \frac{0,15 (390 - 90)}{232,4} = 0,193 \text{ m}$$

Calcul de la surface externe de reacteur:

$$F = \pi I.d.H + 2\pi I \frac{D^2}{4}$$
$$= \pi (4,6)(62) + \frac{(4,6)^2}{2} = 928,74 \text{ m}^2$$

d'où la perte de chaleur est de :

$$Q_p = \frac{0,15}{0,193} (390 - 90) 928,74 \cdot 3600 \cdot 10^{-3}$$

$$Q_p = 779564,145 \text{ KJ /H}$$

-Quantite de chaleur necessaire pour chauffer l'Ethylbenzene.

Entrant dans la colonne de synthese est de :

$$Q = (Q_{r1} + Q_{r2} + Q_p) - (Q_1 - Q_2) + (Q_3 - Q_4)$$

Q_{r1} = chaleur de reaction au premier couche

Q_{r2} = chaleur de reaction au 2ème couche

Q_p = pertes de chaleur dans le reacteur

Q_1 = Quantité de chaleur totale à l'entrée de la premiere couche

Q_2 = Quantité de chaleur totale a la sortie du 1ere couche

Q_3 = Quantité de chaleur totale à l'entrée de la 2ème Couche

Q_4 = " " " " à la sortie de la 2ème couche

$$Q = (2647827,6 + 906461,17 + 3258378,12) - (2106069,87 - 2017690,2) + (2110656,15 - 101882,98) = 2899792,87 \text{ Kcal/h.}$$

III-2-2// L'ECHANGEUR DE CHALEUR.

Quelque soit d'appareil utilisé, si l'on ne prend en consideration 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 à perdre par le fluide chaud est égale à celle prise par le fluide froid, si l'on néglige les pertes thermique : $Q = m C_p (T_2 - T_1)$

a// GAZ CHAUD.

- Données de base.

- La quantité totale d'entré = $m_t = 9246,89 \text{ Kg/h}$

- La temperaturare d'entré $T_1 = 590 \text{ °C}$

- La temperature de sortie $T_2 = 470 \text{ °C}$

-CALCUL.

-CALCUL DE LA TEMPERATURE MOYENNE $T_m = (T_1 + T_2)/2$

$$T_m = (590 + 470)/2 = 530 \text{ }^\circ\text{C}$$

CALCUL LES DEBITS VOLUMIQUES A L'ENTREE.

on a $V_i = \frac{G_i \cdot 22,4}{M_i}$

G_i : debit massique de constituant (i)

Constituant	EB	Sty	Vap	H2	C2H	CH4	O2	CO	B	Tol	RL
V_i (m ³ /h)	333,5	254,2	7236	254,2	2,07	3,1	0,58	1,11	3,99	6,69	3,11

- CALCUL LA CHALEUR SPECIFIQUE MOYENNE.

$$C_p = \frac{\sum C_{pi} V_i}{V_i} = 0,57 \text{ Kcal Kg}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$$

CALCUL LA QUANTITE DE CHALEUR CEDEE AUX GAZ FROID.

$$Q = M C_p (T_2 - T_1)$$

$$Q = (3586,05)(0,570)(590-470) = 245285,8 \text{ Kcal/h}$$

B// GAZ FROID

-Donnée de base.

La masse d'ethylbenzene = 1341,89 Kg/h

La temperature d'entrée = 240 °C

-CALCUL.

-CALCUL LE DEBIT VOLUMIQUE D'ENTREE.

A l'entrée on a seulement l'éthylbenzene.

$$V_{EB} = \frac{m_{EB} \cdot 22,4}{M_{EB} \text{ (Molaire)}}$$

$$V_{eb} = \frac{1341,89 \cdot 22,4}{106} = 283,56 \text{ M}^3/\text{H}$$

106

-CALCUL LA TEMPERATURE (T2) A LA SORTIE DU GAZ FROID.

$$Q = M C_p (T_1 - T_2) \quad T_2 = \frac{Q}{M C_p} + T_1$$

$$T_2 = \frac{245285,8}{1341,89(0,477)} + 240$$

$$T_2 = 379 \text{ } ^\circ\text{C}$$

LE CONDENSEUR.

-Données de base.

La ~~Température~~ température du Gaz à l'entrée du condenseur : 371 °C

La température à la sortie du condenseur ; 30°C

La pression dans le condenseur ⇨ 20 atm

Le refroidissement se fait pour l'eau froide

T initiale = 28 °C

T finale = 120 °C

-CALCULS

CALCUL LA PRESSION PARTIELLE DE TOUS LES GAZ INERTES ET LA VAPEUR D'EAU

A L'ENTREE DU CONDENSEUR.

$$P_p = \frac{(\sum v_i - v_{\text{styrene}}) \cdot P_t}{\sum v_i}$$

$$= \frac{(6,69+333,5+254,2+72,36+2,07+3,1+0,58 + 1,11+3,99) \times 20}{6,69+333,5+254,2+72,36+2,07+3,1 + 0,58+1,11+3,99+3,11}$$

$$= 0,109 \text{ atm}$$

on néglige cette pression dans les calculs

-QUANTITE DE CHALEUR DE CONDENSATION DE L'ETHYLBENZENE.

Puisqu'on a changement de phase alors

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p(EB)(T_{EB} - T_I) - \Delta H_{\text{vap}} + m_{EB} C_p(EB)(T_2 - T_{EB})$$

$$= (0,54)(1578,22)(110-370) - \frac{868}{106} (1578,22)$$

$$+ (0,57)(1578,22)(-110+30) - 299433,62 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR DE CONDENSATION DE STYRENE.

$$Q_{sty} = m_{st} C_p(H)(T_{EB} - T_I) - \Delta H_v + m_{st} C_p(st)(T_2 - T_{EB})$$

$$= (1226)(0,59)(-370 + 145) - \frac{95,75}{104} (1226) + 1226 (0,43)(-145+30)$$

$$= - 216137,2 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR DE CONDENSATION DE POLYRENE.

$$Q_{\text{Tol}} = m_{\text{Tol}} C_p (\text{Tol}) (T_{\text{eb}} - T_{\text{I}}) - DH_v + m_{\text{Tol}} C_p (\text{Tol}) (T_2 - T_{\text{eb}})$$

$$= (201)(0,41)(-37,0 + 110) - \frac{(83,15)(201)}{92} + 201(0,39)(-110 + 39)$$

$$= -3798,88 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR DE CONDENSATION DE BENZENE.

$$Q_{\text{B}} = m_{\text{B}} C_p (\text{B}) (T_{\text{eb}} - T_{\text{I}}) + DH_v + m_{\text{B}} C_p (\text{B}) (T_2 - T_{\text{eb}})$$

$$= (172,5)(0,43)(-37,0 - 80) - \frac{94,83}{78} (172,5) + 172,5 (30 - 80)(0,39)$$

QUANTITE DE CHALEUR DE CONDENSATION DE LA VAPEUR D'EAU.

$$Q_{\text{eau}} = m_{\text{e}} C_p (\text{e}) (T_{\text{eb}} - T_{\text{I}}) - DH_v + m_{\text{e}} C_p (\text{e}) (T_2 - T_{\text{eb}})$$

$$= 5815 (0,5) (100 - 37,0) - \frac{80,1}{18} + 58,15 (0,3) (30 - 100)$$

$$= - 9330,167 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR DE CONDENSATION POUR LES AUTRES GAZ $\text{CO}_2, \text{CH}_4, \text{C}_2\text{H}_6$

$\text{CH}_4, \text{C}_2\text{H}_6$

$$\text{on a } C_p = \frac{m_i C_{pi}}{m_i}$$

$$C_p = \frac{(22,69)(3,51) + (1,39)(1,39) + (0,83)(0,218) + 2,22(0,54) + 2,5(0,35)}{22,69 + 1,39 + 0,83 + 2,22 + 2,5}$$

$$= 0,598 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$Q = (m_i) C_p (T_2 - T_{\text{I}})$$

$$= (m_{\text{H}_2} + m_{\text{CH}_4} + m_{\text{C}_2\text{H}_6}) C_p (T_2 - T_{\text{I}})$$

$$= -5943,77 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR DE REFROIDISSEMENT DU RESIDU LOURD.

$$Q = m_{\text{rl}} C_p (\text{RL}) (T_2 - T_{\text{I}})$$

$$= (0,931)(30 - 370) = 4399,90 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR RECUPEREE PAR L'EAU FROIDE.

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Total}} &= Q_1 \\
 &= - 299433,62 - 216137,2 - 3798,88 - 1479,09 \\
 &\quad - 9330,16 - 5943,77 \\
 &= - 530452,72 \text{ Kcal/h}
 \end{aligned}$$

CALCUL DU DEBIT D'EAU FROIDE.

à l'entrée du condenseur on a l'eau froide et à la sortie on la vapeur .

$$\text{on a : } Q_{\text{total}} = m_{\text{eau}} C_p (\text{eau}) (T_{\text{eb}} - T_1) + DH_v + m_{\text{eau}} C_p (\text{eau}) (T_2 - T_1)$$

$$m_{\text{eau}} = \frac{Q_{\text{total}}}{C_p (T_{\text{eb}} - T_1) + DH_v + C_p (T_2 - T_{\text{eb}})}$$

$$= \frac{530\,452,72}{4,19(100 - 28) + (4,45 + 0,50)(120 - 100)}$$

$$= 19\,13890 \text{ Kg/h}$$

$$\text{on a } \rho = \frac{m}{V} \quad V = \frac{m}{\rho} \quad \rho : \text{masse volumique de l'eau}$$

$$V = \frac{1913890}{1000} = 1913,89 \text{ m}^3/\text{h}$$

BILAN DE MATIERE DE SEPARATEUR.

Dans le separateur on a 3 Phase

- phase organique
- phase de l'eau
- phase gazeuze

QUANTITE D'EAU.

C'est quantité de vapeur d'eau après condensation = 58,15 kg/h

QUANTITE DE BENZENE DISSOUS DANS L'EAU

on a

$$m_{B1} = m_B \cdot S$$

m_{B1} = masse dissoute dans l'eau

m_B = masse sortante du separateur

S solubilité du benzene

$$m_B = (17,25)(0,07) = 12,075 \text{ kg/h}$$

QUANTITE DE BENZENE SORTANT DU SEPARATEUR

$$m_{B2} = m_B - m_{B1}$$

$$m_{B2} = 172,50 - 12,075 = 160,425 \text{ kg/h}$$

QUANTITE D'ETHYLBENZENE DISSOUS DANS L'EAU .

$$m_{EB1} = m_{EB} \cdot S$$

$$m_{EB1} = (1455,18)(0,01) = 15,78 \text{ Kg/h} = 14,552 \text{ kg/h}$$

QUANTITE D'ETHYLBENZENE DU SEPARATEUR.

$$m_{EB2} = m_{EB} - m_{EB1}$$

$$m_{EB2} = 1455,18 - 14,552 = 1440,628 \text{ Kg/h}$$

-QUANTITE DE TOLUENE DISSOUS DANS L'EAU.

$$m_{T2} = m_t \cdot S$$

$$m_{t1} = (0,05)(201) = 10,05 \text{ Kg/h}$$

Quantité de toluène sortant du séparateur.

$$m_{t2} = m_t - m_{t1}$$

$$m_{T2} = 201 - 10,05 = 190,95 \text{ kg/H}$$

QUANTITE DU MELANGE SORTANT DU SEPARATEUR.

$$m_{st} + m_{t2} + m_{B2} + m_{EB}$$

$$= 1226 + 190,95 + 160,425 + 1440,628 = 3018,003 \text{ Kg/h}$$

III -2-5// BILAN DE MATIERE ET DE CHALEUR DE DISTILLATEUR. N° 1.

a// BILAN DE MATIERE.

-Données de base

La masse de styrene à l'entrée : 1226 Kg/h

La masse de toluène à l'entrée: 190,95 Kg/h

La masse de benzene à l'entrée : 160,425 Kg/h

La masse d'éthylbenzene à l'entrée: 1440,628 Kg/h

La masse de residu à l'entrée : 91 Kg/H

-C A L C U L .

QUANTITE D'INHIBITEUR A L'ENTREE.

DANS NOTRE CAS L'INHIBITEUR EST LE QUINONE

$$m_Q = m_{st} \times \frac{P1}{100} \quad P1 = 0,01 \%$$

$$m_Q = m_{st} \cdot 1226 \times \frac{0,01}{100} = 0,1226 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE LA CHARGE INITIALE A L'ENTREE .

$$m_1 = m_B + m_{st} + m_Q + m_t + m_{r1} + m_B + m_{EB}$$

$$= 1226 + 190,95 + 160,425 + 1440,62 + 91 + 0,12 = 3109,12 \text{ Kg/}$$

QUANTITE DE STYRENE A LA SORTIE DE LA COLONNE DE DISTILLATION COMME DISTILLAT.

Vu que le taux d'extraction du styrene lors de la distillation est de 98 % alors il y'a 2 % de styrene qui s'en va vers le haut de la colonne :

$$m_{st1} = m_{st} \cdot \frac{P1}{100}$$

$$P1 = 2 \%$$

$$m_{st1} = 1226 \cdot \frac{0.02}{100} = 24,52 \text{ Kg/h de la colonne de distillation}$$

QUANTITE D'ETHYLBENZENE A LA SORTIE COMME DISTILLAT.

$$m_{eb} = \frac{m_{st1} \cdot \% EB}{\% st}$$

$$= \frac{24,52 \times 95,967}{1,6} = 1470,7 \text{ kg/h}$$

QUANTITE DE BENZENE A LA SORTIE COMME DISTILLAT.

$$m_B = \frac{M_{st1} \cdot \% B}{\% St} = \frac{24,52 \cdot 0,76}{1,6} = 11,64 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE TOLUENE A LA SIRTIE DE LA COLONNE COMME DISTILLAT .

$$m_{tol} = \frac{M_{st1} \cdot \% Tol}{\% St} = \frac{24,52 \cdot 1,63}{1,6} = 24,97$$

QUANTITE DE RESIDU LOURD A LA SIRTIE COMME DISTILLAT.

$$m_{RL} = \frac{\% (RL) \cdot M_{st1}}{\% St}$$

$$m_{RL} = 2 \times \frac{24,52}{1,6} = 30 \text{ Kg/h}$$

-QUANTITE TOTALE DE DISTILLAT.

$$m_d = m_i = m_{st1} + m_{eb} + m_{tol} + m_B + m_{r1}$$

$$= 24,52 + 1470,7 + 11,64 + 24,97 + 0,30 = 1562,13 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE STYRENE A LA SORTIE DE LA COLONNE DE DISTILLATION.

$$m_{st} = 1226 - 24,52 = 1201,49 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE BENZENE A LA SORTIE DE LA COLONNE DE DISTILLATION.

$$m_B = 160,42 - 11,64 = 148,78 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE TOLUENE A LA SORTIE DE LA COLONNE DE DISTILLATION. COMME

R E S I D U.

$$m_{r1} = 91 - 30 = 61 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE QUINONE A LA SORTIE DE LA COLONNE DE DISTILLATION COMME.

R E S I D U .

$$m_Q = 0,11 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE TOTALE DE RESIDU.

$$M_r = m_1 = m_{st} + m_Q + m_{tol} + m_{r1} = m_Q \\ = 1201,48 + 148,78 + 165,98 + 61 + 0,11 = 1577,35 \text{ Kg/h}$$

B// BILAN DE CHALEUR.

-Donnée de base.

La température en haut de la colonne de distillation $T_2 = 38 \text{ }^\circ\text{C}$

La température en bas de la colonne de distillation $T_3 = 107 \text{ }^\circ\text{C}$

La pression en haut de la colonne de distillation $P = 0,065 \text{ bar}$

La pression en bas de la colonne $P = 6,15 \text{ bar}$

La température à l'entrée de mélange deshydrogène $T_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$

La température à l'entrée de Quinone $T_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$

B//BILAN DE CHALEUR .

-Donnée de base.

La température en haut de la colonne de distillation $T_2 = 58 \text{ }^\circ\text{C}$

La température en bas de la colonne de distillation $T_3 = 107 \text{ }^\circ\text{C}$

La pression en bas de la colonne $P = 6,15 \text{ bar}$

La température à l'entrée de mélange deshydrogène $T_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$

La température à l'entrée de Quinone $T_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$

- C A L C U L .

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANTE AVEC LE STYRENE .

$$Q_{st} = m_{st} C_p (st) T_1$$

$$Q_{st} = (1226)(0,376)(273 + 25) = 137039,7 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANTE AVEC L'INHIBITEUR.

$$Q_{inh} = m_{inh} C_p (inh) T_1$$

$$Q_{inh} = (0,11)(0,861)(273 + 25) = 28,22 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANTE AVEC LE TOLUENE.

$$Q_{tol} = m_{tol} C_p (tol) T_1$$

$$= (24,42)(0,460)(273 + 25) = 26045,17 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE BENZENE .

$$Q_B = m_B C_p(B) T_1$$

$$= (0,360)(160,42)(273 + 25) = 17209,48 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANTE AVEC E.B.

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p(EB) T_1$$

$$Q_{EB} = (1440,628)(0,301)(273 + 25) = 129257,81 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANTE RESIDU LOURD .

$$Q_{rl} = m_{rl} C_p(rl) T_1$$

$$= (91)(0,931)(273 + 25) = 25244,13 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANTE AVEC L'ETHYLBENZENE COMME DISTILLAT.

$$Q_{EB} = (2470)(0,321)(273 + 58) = 149\,952,03 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANTE AVEC LE BENZENE COMME DISTILLAT.

$$Q_B = m_B C_p(B) T_2$$

$$= (11,64)(0,379)(273)(273 + 58) = 1417 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANTE AVEC LE TOLERENE COMME DISTILLAT .

$$Q_t = m_t C_p(t) T_2$$

$$= (24,97)(0,493)(273 + 58) = 3914,7 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANTE AVEC LE STYRENE COMME DISTILLAT.

$$Q_{St} = m_{st} C_p(st) T_2$$

$$= (24,52)(0,401)(273 + 58) = 3132,4 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR DE SORTANTE AVEC LE RESIDU LOURD COMME DISTILLAT.

$$Q_{rl} = m_{rl} C_p(rl) T_2$$

$$= 30(0,931)(273 + 58) = 924,4 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANTE AVEC L'ETHYLBENZENE COMME RESIDU.

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p(EB) T_2$$

$$= (151,14)(0,400)(273 + 107) = 22973,2 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANTE AVEC LE BENZENE COMME RESIDU.

$$Q_B = m_B C_p(B) T_2$$

$$= (0,43) 165,98 (0,501)(273 + 107) = 3780,12 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANTE AVEC STYRENE COMME RESIDU.

$$Q_{st} = m_{st} C_p (st) T3$$

$$= (1201,48)(0,432)(273+107) = 189883,8 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANTE AVEC QUINONE COMME RESIDU.

$$Q_q = m_q C_p (Q) T3$$

$$= (0,11)(0,891)(273 + 107) = 37,24 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANTE AVEC RESIDU LOURD COMME RESIDU.

$$Q_{rl} = m_{rl} C_p (RL) T3$$

$$= (61)(0,931)(273 + 107) = 4811,48 \text{ Kcal/h}$$

III-2-6//BILAN DE MATIERE ET DE CHALEUR DE LA COLONNE DE DISTILLATION

N° 2

a// BILAN DE MATIERE.

-Données de base.

La masse d'éthylbenzene à l'entrée de la colonne	:	151,14 Kg/h
" de éthylbenzene " " "	:	1,63 Kg/h
" de Toluène " " "	:	0,43 Kg/h
" de styrene " " "	:	1156,7 Kg/h
" de residu lourd " " "	:	13,6 Kg/h
" de quinone " " "	:	0,11 kg/h

La composition du distillat en pourcentage massique :

Ethylbenzene	0,2 %
Goudron	0,7 %
Styrene	99,1 %

La masse de styrene recuperé est : 1201,24 Kg/h

-CALCUL.

QUANTITE D'ETHYLBENZENE A LA SORTIE DE LA COLONNE DE DISTILLATION
COMME DISTILLAT.

$$m_{EB} = \frac{\% EB \times m_{st}}{\% st}$$

$$= \frac{0,2 \times 1201,24}{99,1} n = 2,38 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE GOUDRON A LA SORTIE DE LA COLONNE COMME DISTILLAT.

$$m_g = \frac{\% g \times m_{st}}{\% st} = \frac{0,7 \times 1201,24}{99,1} = 8,33 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE TOTALE DU DISTILLAT.

$$m_d = m_i = m_g + m_{eb} + m_{st} \\ = 1201,24 + 2,38 + 8,33 = 1211,95 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE GOUDRON A LA SORTIE DE LA COLONNE DE DISTILLATION COMME.

RESIDU.

Ce goudron contient tout les dechets qui reste dans la colonne .

$$m_g = m_{tol} + m_b + m_q + m_{nb} \text{ (restant)} - m_g \text{ (sortie par distillat)} \\ = 13,6 + 0,11 + 1,63 + 0,43 + (151,14 - 238) - 8,33 = 156,2 \text{ Kg/h}$$

b// BILAN DE CHALEUR DE LA COLONNE DE DISTILLATION N° 2 .

-Données de base-

Temperature en tête de la colonne	T1 = 65 °C
Temperature au fond de la colonne	T2 = 115 °C
Temperature à l'entrée de la colonne	To = 107 °C
Pression en tête de la colonne	P1 = 0,075 Bar
Pression au fond de la colonne	P2 = 6,30 Bar

-C A L C U L.

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE BENZENE.

$$Q_b = m_b C_p (B) t_o = 148,78 (0,399) (273+107) = 22439,7 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT LE TOLERENE.

$$Q_t = m_t C_p (T) t_o = (165) (0,501) (273+107) = 31411 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE STYRENE.

$$Q_{st} = m_{st} C_p (st) t_o = (1201,24) (0,432) (273+107) = 189883,3 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE QUINONE.

$$Q_q = m_q C_p (Q) t_o = 0,11 (0,891)(107 + 273) = 37,24 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE RESIDU LOURD.

$$Q_{r1} = m_{r1} C_p (r1) t_o = 61 (0,931)(273+107) = 4811,48 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC L'EB COMME DISTILLAT.

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p (EB) T1 = (2,38)(0,401)(65+273) = 322,5 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE GOUDRON COMME DISTILLAT.

$$Q_g = m_g C_p (g) t1 = 8,33 (0,937)(65+273) = 2638,16 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE GOUDRON COMME RESIDU.

$$Q_g = m_g C_p (g) T2 = (156,2)(0,937)(273+115) = 56787,44 \text{ kcal/h}$$

III-2-7// BILAN DE MATIERE ET DE CHALEUR DE DISTILLATEUR N°3

A// BILAN DE MATIERE.

-DONNEES DE BASE.

La masse de d'éthylbenzene à l'entrée :	1470,70 kg/h
" de benzene "	: 11,61 kg/h
" de toluene "	: 24,93 Kg/h
" de styrene "	: 24,52 Kg/h

La masse d'éthylbenzene qui sont comme residu : 1341,89 kg/h

ethylbenzene : 98 %

styrene : 2 %

-C A L C U L.

QUANTITE DE STYRENE A LA SORTIE DE (RESIDU.)

$$m_{st} = \% st \cdot \frac{m_{EB}}{\% EB}$$

$$= 2 \cdot \frac{1373,59}{98} = 18 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE STYRENE A LA SORTIE DE (DISTILLAT)

$$m_{st} = 24,52 - 18 = 6,52 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE BENZENE A LA SORTIE (DU DISTILLAT).

$$m_B = 11,64 \text{ kg/h}$$

QUANTITE DE TOLUENE A LA SORTIE (DU DISTILLAT).

$$m_{tol} = 24,93 \text{ K}_s/\text{h}$$

QUANTITE D'ETHYLBENZENE A LA SORTIE (DU DISTILLAT).

$$m_{Eb} = 1470,24 - 1373,59 = 69,42 \text{ Kg/h}$$

b// BILAN DE CHALEUR DE DISTILLATEUR N°3.

-Donnée de base.

Temperature entrant de la colonne $T_1 = 45 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperature au fond de la colonne $T_2 = 70 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperature à l'entrée de la colonne $t_0 = 58 \text{ }^\circ\text{C}$

-C A L C U L

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC L'EB.

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p t_0 = 1470,24 (0,321)(273+58) = 149952,03 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE (B).

$$Q_B = m_B C_p t_0 = 11,64 (0,379)(273+58) = 1417,57 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE TOLUENE.

$$Q_{tol} = m_{tol} C_p t_0 = 24,97 (0,493)(273+58) = 3914,7 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE STYRENE.

$$Q_{st} = m_{st} C_p (st)t_0 = (24,52)(0,401)(273+58) = 3132,4 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE RESIDU LOURD.

$$Q_{rl} = m_{st} C_p (st)t_0 = (30)(0,931)(273+58) = 924,4 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE STYRENE COMME RESIDU.

$$Q_{st} = m_{st} + C_p T_2 = (5,6)(0,409)(70+273) = 785,60 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC L'EB COMME DISTILLAT.

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p (Eb)T_1 = 69,41 (0,367)(273+45) = 8100,5 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE TOLUENE COMME DISTILLAT.

$$Q_{tol} = m_{tol} C_p (t)t_1 = 24,97 (0,451)(273+45) = 3441,9 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE BENZENE COMME DISTILLAT.

$$Q_B = m_B C_p (B) T_1 = 11,64 (0,312)(273+45) = 1121,1 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE STYRENE SORTANT AVEC LE STYRENE COMME DISTILLAT.

$$Q_{st} = m_{st} C_p (st) T_1 = 5,6 (0,397)(273+45) = 706,97 \text{ kcal/h}$$

BILAN DE MATIERE ET DE CHALEUR DE DISTILLATEUR N°4

à// BILAN DE MATIERE.

-Donnée de base.

Masse d'éthylbenzene à l'entrée :	69,41 Kg/h
" de styrene "	5,6 kg/h
" de benzene "	11,64 kg/h
" de toluene "	24,97 Kg/h

Masse de benzene à la sortie de distillat : 11,30 Kg/h

Composition massique du distillat.

Benzene :	99,4 %
E.B.	0,3 %
Styrene	0,2 %
Toluene	0,1 %

-C A L C U L .

QUANTITE DE STYRENE A LA SORTIE (DU DISTILLAT)

$$m_{st}^b = \frac{(m_B) \% st}{\% B} = \frac{(11,64)(0,2)}{99,4} = 0,022 \text{ kg/h}$$

QUANTITE DE TOLUENE A LA SORTIE (DU DISTILLAT).

$$m_{tol} = \frac{(m_B) \% T}{\% B} = \frac{(11,64)(0,1)}{99,4} = 0,011 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE D'ETHYLBENZENE A LA SORTIE (DU DISTILLAT).

$$m_{EB} = \frac{(m_B) (\% EB)}{(\% B)} = \frac{(11,64)(0,3)}{99,4} = 0,034 \text{ kg/h}$$

QUANTITE DE STYRENE A LA SORTIE (DU RESIDU)

$$m_{st} = 5,6 - 0,02 = 5,58 \text{ Kg/h}$$

QUANTITE DE TOLUENE A LA SORTIE (DU RESIDU.)

$$m_{tol} = 24,97 - 0,011 = 24,96 \text{ kg/h}$$

QUANTITE D'ETHYLBENZENE A LA SORTIE (DU RESIDU.)

$$m_{EB} = 69,41 - 0,034 = 69,37 \text{ Kg/h}$$

B// BILAN DE LA CHALEUR DE LA COLONNE N° 4.

-Données de base.

Température à l'entrée de la colonne $t_0 = 45 \text{ °C}$

Température en haut de la colonne $t_1 = 27 \text{ °C}$

" au fond de la colonne $T_2 = 38 \text{ °C}$

CALCUL.

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC L'EB.

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p (EB) T_0 = 69,41 (0,367) (273+45) = 8100,5 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE TOLUENE .

$$Q_{tol} = m_{tol} C_p (T) T_0 = 23,93 (0,451) (273+45) = 3431,9 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR ENTRANT AVEC LE BENZENE.

$$Q_B = m_B C_p (B) T_0 = 11,3 (0,312) (273+45) = 1121,1 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR AVEC LE STYRENE.

$$Q_{st} = m_{st} C_p (st) T_0 = 5,6 (0,397) (273+45) = 706,97 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE STYRENE COMME DISTILLAT.

$$Q_{st} = m_{st} C_p (st) T_1 = 0,022 (0,299) (273+27) = 1,97 \text{ Kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE TOLUENE COMME DISTILLAT.

$$Q_{tol} = m_t C_p (t) t_1 = 0,011 (0,392) (273+27) = 1,29 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC L'EB COMME DISTILLAT.

$$Q_{EB} = m_{eb} C_p (EB) t_1 = 0,034 (0,301) (273+27) = 3,07 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE STYRENE COMME RESIDU

$$Q_{st} = m_{st} C_p (st) T_2 = 5,58 (0,343) (273+38) = 547,18 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC LE TOLUENE COMME RESIDU.

$$Q_{tal} = m_{tal} C_p (T) T_2 = 23,91 (0,421) (273+38) = 3130,56 \text{ kcal/h}$$

QUANTITE DE CHALEUR SORTANT AVEC L'EB COMME RESIDU.

$$Q_{EB} = m_{EB} C_p (EB) T_2 = 69,37 (0,321) (273+38) = 6925,27 \text{ kcal/h}$$

1// NOTATION SUR LE PRIX DE REVIENT.

Comme toute entreprise Commerciale, une usine est soumise à un certain nombre d'obligations administratives, parmi lesquelles il convient de citer la comptabilisation des dépenses et recettes.

Cependant, ce qui intéresse plus spécialement le technicien, ce n'est pas le récapitulatif global dont la secheresse est en general assez rébarbative, mais au contraire les relevés détaillés des dépenses avec mise en evidence des productions correspondantes c'est-à-dire le prix de revient de fabrication et delai de recuperation, but de la comptabilité industrielle. L'établissement du prix de revient se fait sous des presentations diverses, propres aux habitudes et aux caracteres de chaque société.

Dans notre projet le prix de revient est établi en adoptant une presentation différente, qui permet d'étudier d'influence des éléments économiques de base.

Ces éléments de base sont essentiellement les suivantes:

- Coûts de mains d'œuvre.

Ce poste du prix de revient correspond aux salaires versés aux ouvriers des ateliers de fabrication, contremaîtres et ingénieurs responsables directement de ces ateliers, aux charges sociales correspondantes.

- Coûts de matiers premieres.

Cette section de la comptabilité industrielle est celle qui s'occupe du suivi et du regroupement de tous les mouvements quantitatifs de produits, consommations de matieres, etc....

- Coûts d'Utilités.

Le terme utilités est emprunté à la terminologie anglaise et il faut comprendre par là, le combustible, la vapeur, l'électricité, l'air comprimé, la réfrigération, l'eau de procédé.

Prix de revient

Couts de refrigeration

Couts de distribution

Couts indirect de fabrication

Couts direct de fabricatio

-n

Couts de mains d'oeuvre

Couts de matiere premiere

2// NOTATION SUR LE DELAI DE RECUPERATION.

Delai de récupération présente le nombre d'années nécessaires pour que les revenus générés par l'investissement permettent de couvrir les coûts initiaux, il est donné par la formule suivante:

$$d = \frac{I}{CF}$$

d : délai de récupération

I : capital investi (investissement)

Cf: cash flow qui représente la part du chiffre d'affaire qui reste à la disposition de l'entreprise, elle est donnée la formule suivante

$$CF = \text{Benifice} + \text{Amortissement} + \text{Provision}$$

Devis d'une usine complete sur le terrain nu en D.A.

	Atelier	stockages	Conditionnement	Utilités			Services généraux	Total
				Eau	Vapeur	Froid air comprimé		
1) Gros matériel								
- réservoirs	100.000	150.000	90.000	---	---	---	---	340.000
- Colonnes	2.400.000	---	---	---	40.000	---	---	2.800.000
- Échangeurs	160.000	---	---	10000	---	40.000	---	260.000
- Pompes compresseurs	400.000	50.000	25000	80.000	---	---	---	515.000
- machines diverses	---	40000	5000	---	---	---	---	45.000
- Appareil de transformation plastiques.	---	---	13000	---	---	---	---	100.000
- Appareil de manutention et pesée	100.000	---	---	---	---	---	---	100.000
- Fourns chaudronnerie divers	500.000	---	---	---	---	---	---	500.000
- Reacteurs:	1.400.000	---	---	---	77000	---	---	1.400.000
TOTAL	5060.000	210.000	133.000	120.000	810.000	40.000	---	6.373.000
2) Installation de Gros matériel								
- Génie civil	1000.000	900.000	100.000	250.000	250.000	80.000	---	2.580.000
- charpente, support ...								
- Montage								
- isolation	480.000	10.000	15.000	45.000	---	---	---	550.000
- installation Force matrice	21000	20.000	---	---	40.000	40.000	---	841.000
- Eclairage	110.000	10.000	5.000	1000	---	---	---	1170.000
- peinture	11.000	5.000	1.000	---	---	---	---	116.000
TOTAL	1721.000	990.000	121.000	315.000	300.000	135.000	---	3582.000

3) Tuyauteries								
- Supports et ponts de tuyauteries	--	---	---	---	---	---	950.000	950.000
- Montages	}	2500.000	300.000	280.000	250.000	100.000	50.000	400.000
- Tubes et accessoires								
- Robinetteries								
TOTAL.		2500.000	300.000	280.000	250.000	100.000	50.000	1350.000
4) Instruments de mesure de régulation								
- Instrument	500.000	70.000	70.000	20.000	140.000	40.000	840.000
- montage	260.000	30.000	30.000	9.000	50.000	10.000	389.000
- Accessoires	140.000	29.000	29.000	9.000	50.000	12.000	269.000
TOTAL	900.000	129.000	129.000	38.000	240.000	62.000		1498.000
5) Bâtiment de fabrication								
- Bâtiment de fabrication	300.000	150.000	450.000
- Salles de pompes	200.000	200.000
- Salles de Contrôles	250.000	30.000	30.000	310.000
- Aménagement intérieur	
TOTAL	250.000	200.000	300.000	150.000	30.000	30.000		960.000
6) Aménagement du terrain								
- Démolition	780.000	780.000
- Remblai nivellement	100.000	100.000
- Pieux de fondation	380.000	380.000
- Clôtures et portails	180.000	180.000

- Embranchement	---	---	---	---	--	--	200 000	200 000
- Parking	---	---	---	---	---	---	35 000	35 000
TOTAL.	"	"	"	"	"	"	167 5000	1 675 000
7.) Bâtiment - services généraux	--	--	--					
- Bureaux	--	--	--	---	---	--	300.000	300.000
- Laboratoire	---	---	---	---	---	---	500.000	500.000
- Atelier d'entretien	---	---	---	---	---	---	50.0000	500.000
- Magasin général	---	---	--	---	--	--	300.000	300.000
- Vestiaires. Douches. Refectories.	--	--	--	--	--	--	250.000	250.000
- Service medico-social.	--	--	--	---	---	---	90.000	90.000
- Poste de sécurité incendie.	--	--	---	---	---	---	40.000	40.000
- Garages	--	--	---	---	---	--	---	---
- Poste de Garde.	--	--	--	---	---	--	25.000	25.000
TOTAL	"	"	"	"	"	"	2305000	2305000
8.) Matériel de Services généraux.								
- Pièces de rechanges.	--	--	--	---	---	---	800.000	800.000
- Mobilier et machines de bureau	--	---	---	---	---	---	70.000	700.000
- Matériel de Laboratoire	--	---	---	---	---	---	450.000	450.000
- Matériel d'atelier d'entretien	---	---	---	---	---	---	400.000	400.000
- Matériel de magasin	--	---	---	---	---	---	350.000	350.000
- Matériel. refectoires, douches, Service medico-social.	--	---	---	---	---	---	100.000	100.000
- Matériel de manutention mobile.	--	---	---	---	---	---	90.000	90.000

- Pont bascule.	"	--	--	--	--	--	30.000	30.000
TOTAL	"	"	"	"	"	"	2.440.000	2.440.000
9-) Installation diverses.								
- Livraison du courant. H.T.	--	--	--	--	--	--	300.000	300.000
- Transformation du courant. y compris le genre C.M.E.	--	--	--	--	--	--	—	—
- Distribution entre les ateliers.	--	--	--	--	--	--	500.000	500.000
- Terres et éclairages des rues.	--	--	--	--	--	--	100.000	100.000
- Égouts et traitements des eaux usées	--	--	--	--	--	--	80.000	80.000
- Torche et évacuation des effluents gaz.	--	--	--	--	--	--	500.000	500.000
- Installation fixes de protection incendie.	--	--	--	--	--	--	100.000	100.000
- Pont - bascule.	--	--	--	--	--	--	30.000	30.000
TOTAL	"	"	"	"	"	"	1.610.000	1.610.000
10-) Frais du chantier et frais d'études.								
- Aménagement du chantier	--	--	--	--	--	--	1.000.000	1.000.000
- Entretien du chantier	--	--	--	--	--	--	—	—
- Magasinage	--	--	--	--	--	--	—	—
- Divers	--	--	--	--	--	--	—	—
- Frais d'études.								
- Frais de surveillance du chantier							590.000	590.000
- Frais de déplacement du personnel d'études.								
TOTAL	"	"	"	"	"	"	690.000	690.000
MONTANT TOTAL DU DEVIS	131.000	9.000	1.000	12.000	11.000	17.000	140.000	143.000

3// C A L C U L S

3-1// Couts de matiere premiere.

Matiere	nombre d'unité (T)	Prix d'unité (U M.)	N.U X P.U
Benzene	68503,20	678	4644516,90
Ethylene	4 949,40	500	2474700,00
Couts de matiere premiere (U.M.)			7119216,90

3-2// Couts de main d'oeuvre.

Nombre d'heure	Prix d'heure(U.M)	Couts de mains d'oeuvre (U.M.)
8700	12,50	108750,00

3-3// Couts directs de fabrication

Couts directs de fabrication = couts de matiere premiers
+ Couts de main d'oeuvre

Nature des Couts	
Couts de matiere premiere (UM)	7119216,90
Couts de main d'oeuvre (U.M)	10875,00
Couts de fabrication	7227966,90

3-4// Coûts indirect de fabrication .

Coûts indirect de fabrication = coûts indirect variable de fabrication + Coûts indirect fixe de fabrication .

	Coûts indirect de fabrication (UM)	
	Fixe	Variable
Electricité	2500	400000
Eau-Gaz	2000	300000
Telephone	9000	90000
Fuel	400000	0
Salaire des Fonctionnaires	800000	0
Total	1213500	790000
	Total	2003500

3-5// Coûts de fabrication.

Coûts de fabrication = coûts direct de fabrication + Coûts indirect de fabrication.

Nature des coûts	U.M
Coûts direct de fabrication	7227966,90
Coûts indirect de fabrication	2003500,00
Coût de fabrication	9231466,90

3-6// Coûts de distribution.

	Coûts de distribution (U.M.)
Agents de ventes	3 0 0 0 0 0
Transports	1 0 0 0 0 0
Total	1 3 0 0 0 0 0

3-7// Prix de revient .

Prix de revient = coûts de fabrication + Coûts de distribution

$$\begin{aligned} \text{Prix de revient} &= 923\,1465,90 + 1300000,00 \\ &= 10\,53\,1466 \text{ (U.M.)} \end{aligned}$$

3-8// Chiffre d'affaires.

$$\begin{aligned} \text{Chiffre d'affaires} &= \text{nombre d'unités vendues} \times \text{prix de vente} = \\ &= 10336,8 \times 3 = 28104725 \text{ (U.M.)} \end{aligned}$$

3-9 // Resultat net.

$$\begin{aligned} \text{Resultat net} &= \text{chiffre d'affaire} - \text{prix de revient} = \\ &= 28104725,00 - 10531466,00 \\ &= 17573259,00 \text{ (U.M.)} \end{aligned}$$

3-10// Cash flow.

Cash flow = resultat net + dotation aux amortissement + Dotation aux approvisionnement .

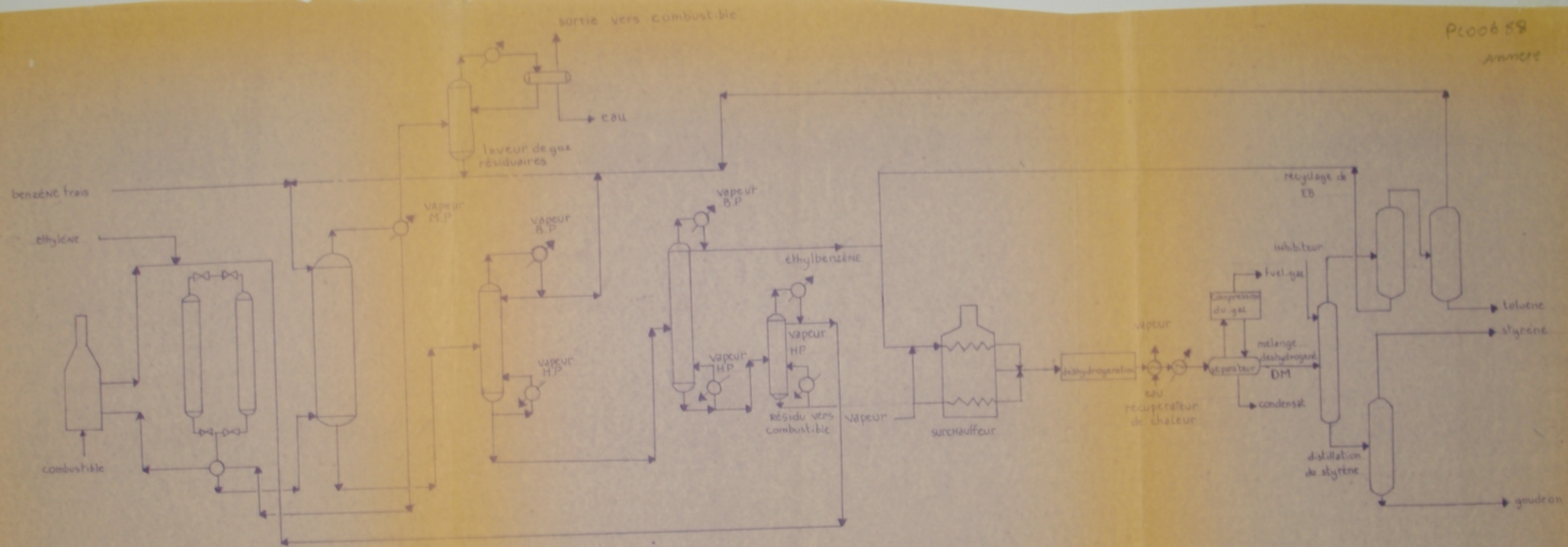
Dotation aux approvisionnement = 10% de bénéfice

Dotation aux amortissement = 5% de bénéfice

$$\text{Cash flow} = 17573259,00 + 1757325,90 + 527197,70 = 19857781,00$$

3-11// Delai de recuperation.

$$D = \frac{I}{CF} = \frac{32175000}{19857781} = 2 \text{ ans}$$



réchauffeur réacteurs section de pré-fractionnement colonne de récupération du benzène colonne de récupération de l'éthylbenzène colonne de récupération de diéthylbenzène

PARTIE ALKYLATION
PROCEDE : MOBIL Badger

PARTIE DESHYDROGENATION
PROCEDE MONSANTO et CE-LUMMUS

