

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement supérieur et de la
Recherche Scientifique

Centre universitaire d'El Oued
Institut de science et technologie

Mémoire de fin d'étude
Présenté pour l'obtention du diplôme de
Licence académique

Domaine : Sciences techniques
Filière : Hydrocarbure et chimie
Spécialité : Génie des procédés chimiques
Option : Raffinage

Thème

extraction des aromatique:
calcul de vérification de la colonne de benzene de l'unité 200/RA1K

Encadré par :

Mr. ATIA Abdelmalek

Réalisé par:

- BELAID saad
- GAABI abd eraouf
- GUESSOUMA mostafa

Promotion 2011-2012

Sommaire

Introduction.....	01
-------------------	----

Partie théorique

Chapitre N° I : Historique Et présentation de la RA1/K

I-1 : Vue Historique sur l'organisation de L'activité raffinage	03
I-2 : la raffinerie de Skikda(RA1/K).....	04
I-3 : Présentation des différentes unités.....	07

Chapitre N° II : Généralité sur le benzène

II-1 : Définition.....	11
II-2 : Historique.....	11
II-3 : Structure chimique.....	11
II-4 : Délocalisation mésomère.....	12
II-5 : Aromaticité.....	14
II-6 : Caractérisation et propriétés physico-chimique.....	15
II-7 : Production.....	17
II-8 : utilisations.....	17

Chapitre N° III : Les Procédés d'extractions des aromatiques

III -1 : Les premiers techniques utilisés	21
III -2 : Les techniques actuellement proposées.....	21
III -3 : Appareillage d'extraction par solvant.....	23

Chapitre N° VI : Unité d'extraction d'aromatique (U200)

VI-1 : But De L'installation	27
VI-2 : Propriétés physiques et chimiques.....	27
VI-3 :Les méthodes de séparation.....	28

Partie Calcul

Chapitre N° V: partie calcul

V : Calcul de la colonne(C7) :

V-1 : les données.....	40
V-2 : Conversion des concentrations molaires massiques	44
V-3 : Construction de diagramme d'isobare.....	46
V-4 : Bilan de matière	46
V-5 : Les équations des droites opératoires	49
V-6 : Tracé des deux droites opératoires	49
V-7 : Construction de diagramme d'équilibre de phase	51
V-8 : Calcul de nombre de plateaux réels	52
V-9 : Bilan thermique de la colonne	52
V-10 : Dimensionnement de la colonne	54

Conclusion

Bibliographie

Liste des figures

Fig(I.1). Situation géographique de la RA1/K dans zone industrielle a Skikda.....	4
Fig (I.2). Organigramme de la raffinerie de Skikda RA1/K.....	6
Fig(II.1).La première structure chimique de benzène et proposée par james Dewar.....	14
Fig(II.2).Représentation de von Stradonitz.....	15
Fig(II.3). formes mésomères.....	16
Fig(II.4).Orbitales 2p du carbone.....	16
Fig(II.5).Représentation les orbitales de benzène.....	17
Fig(II.6).Le molécule de benzène.....	17
Fig(II.7).Stabilité du benzène due à la délocalisation des électrons.....	17
Fig(II.8).Evolution de la demande mondiale en benzène (1997-2015).....	23
fig (IV.1). le 1,1-dioxyde tétrahydrothiophène (le sulfolane).....	30
fig(IV.2).schema simplifier de la colonne c-6.....	36
fig(IV.3).chema simplifier colonnes à la terre.....	38
fig(IV.4).schema simplifier de la colonne de benzene c-7.....	40
fig(IV.5).schema simplifier de la colonne de toluene c-8.....	42
fig(V.1). Diagramme d'équilibre de phase.....	55

Liste des tableaux

Tableau (II.1) : Caractéristique du benzène.....	16
Tableau(III.1) : Les Procédés actuellement proposées	22
Tableau (V.1) :Les données de départ	43
Tableau (V.2) :Composition de la charge	43
Tableau (V.3) : Composition des distillats	44
Tableau (V.4) :Composition du résidu	44
Tableau (V.5) :la tension de vapeur du benzène et toluène selon la variation de Température.....	45
Tableau (V.6) :Concentrations molaires des constituants dans le mélange.....	47
Tableau (V.7) : le constituant le moins volatil (toluène)	48

Symboles et abréviations

symboles	Nom
ARDC	Asgmetric aotating disc contact or pression de vapeur
B.P	Basse Pression
BRI	Brut reduit importe
BTX	Benzéne , toluène, xyléne
CLOA	Combinaison linéaire d'orbitales atomiques
CTE	Centrale thermique electrique et utilites
E	L'efficacite de plateau
e	Le taux de vaporisation
G_0	La quantité de vapeur dans la zone de flash
GPL	Le gaz de pétrole liquéfié
H	La hauteur de la colonne
H.P	Haute Pression
L.D.S.R	Les débits respectifs de l'alimentation distillat soutirag et ressidu
M.P	Moyenne pression
M_b	La masse molaires de benzene
M_i	La masse molaire
N_e	Le nombre de pelateau dans la zone d'puisement

N_r	Le nombre de pelateau dans la zone de rectification
N_{thr}	Le nombre de pelateau théoriques dans la zone de rectification
P.b	Pression de benzene
P.t	Pression de toluène
RDC	Colonne a' disque rotatif
S	La surface de la section droite de la colonne
UOP	Union or opepet
W	vitesse optimale des vapeurs dans la colonne
X'_b	Concentration molaire de benzene dans la phase liquide
X_b	Concentration massique de benzene dans la phase liquide
Y'_b	Concentration molaire de benzene dans la phase vapeur
Y_b	Concentration massique de benzene dans la phase vapeur

Introduction

Avant l'avènement et l'essor de la pétrochimie les hydrocarbures aromatiques n'étaient encore que des sous produits des installations où s'élaboraient le coke métallurgique .

Ce genre de production devient insuffisant, cela pour deux raisons :

1- la demande du coke a beaucoup baissée.

2-la demande en hydrocarbures aromatiques n'a cessée de croître .de façon bien plus marqué.

L'élaboration du coke utilisé ne permet pas d'obtenir la quantité nécessaire d'hydrocarbure aromatique C'est pour raison que depuis des années la majeure partie de ces composés provient du pétrole.

L'industrie du pétrole a mis en œuvre plusieurs méthodes de séparation des aromatiques soit de coupe lubrifiants ou des coupes pétroliers légères, parmi ces méthodes l'extraction liquide-liquide.

L'extraction liquide –liquide est une technique de séparation qui met à profit les différences de solubilité des constituants d'une charge liquide homogène dans un solvant approprié.

L'adjonction à la charge d'un solvant partiellement miscible provoque l'apparition d'une seconde phase liquide vers laquelle transfère sélectivement les constituants les plus solubles .la séparation des phases par décontation suivie de l'élimination du solvant qu'elles contiennent donne deux fractions dont les compositions dépendent des paramètres de l'extraction .

On fait appel à l'extraction par solvant lorsque la distillation seule ne peut pas offrir une solution économique satisfaisante.

Dans le domaine pétrolier, l'extraction liquide-liquide est appliquée sur l'aromatization du gas-oil, kérosène et les huiles lubrifiants des asphaltages des coupes lourdes et l'extraction des aromatiques BTX des fractions pétroliers légères.

Pour qu'il ait une bonne extraction, il faut que le solvant utilisé contienne les caractéristiques suivantes :

1-le pouvoir solvant.

2-la sélectivité.

Dans notre sujet nous allons présenter en détail une unité de traitement d'un groupe d'hydrocarbures dont les produits sont très recherchés sur le marché car ils représentent une importance primordiale dans l'industrie pétrochimique

L'unité en question est située à la raffinerie de Skikda, elle est destinée à extraire des aromatiques contenus dans une charge appelée reformât légères provenant d'une unité de reforming catalytique

Cette unité a une capacité de production de 270000T/AN d'aromatiques mais ces dernières années, elle a un manque atteignant les 50% de sa capacité cela est due aux problèmes de régénération du solvant et du changement des caractéristiques de la charge.

Notre travail conçu de vérifier la section fractionnement de la colonne de benzène et d'étudier la dégradation du solvant, pour augmenter le rendement de benzène.

I- Historique et Présentation de la RA1/K : [8]**I-1. Vue Historique sur l'Organisation de l'Activité Raffinage:**

À l'origine, le raffinage était une activité intégrée dans la société nationale SONATRACH.

A partir du 01 Janvier 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en Entreprise Nationale de Raffinage et de Distribution de Produits Pétroliers (ERDP- NAFTAL).

L'E.R.D.P créée par décret N°80-101 du 06 Avril 1980.P dans le cadre de la restructuration de la SONATRACH, et mise en place le 01 Janvier 1982. L'E.R.D.P est placée sous tutelle du ministère de l'énergie et des industries pétrochimiques. A partir du 02 Février 1985, l'E.R.D.P a été transformée sous le nom commercial qui est "NAFTAL" cette dernière est subdivisée en 04 unités à savoir :

- ◆ Unité NAFTAL de Raffinage
- ◆ Unité NAFTAL de Distribution
- ◆ Unité NAFTAL Portuaire
- ◆ Unité NAFTAL de Maintenance

L'effectif de l'entreprise NAFTAL est environ de 35.000 travailleurs, elle est présente sur tout le territoire national.

A compter du 25 Août 1987 et par décret N°87-190 fut créée l'entreprise nationale "NAFTEC" de l'entreprise nationale NAFTAL et mise en place le 02 Janvier 1988. L'entreprise "NAFTEC" a pour mission de promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie du raffinage : traitement du pétrole brut et du condensât, ainsi que du brut réduit importé en vue d'obtenir des produits raffinés destinés à la consommation nationale et à l'exportation.

Le nombre total des travailleurs est environ : 3500 travailleurs, présents sur l'ensemble de trois (03) raffineries plus la direction générale.

Actuellement, l'entreprise nationale du raffinage de pétrole "NAFTEC" gère l'ensemble des trois (03) raffineries se trouvant dans différentes villes : Skikda, Alger et Arzew.

La capacité totale de l'entreprise "NAFTEC" seulement est de (24.791.100 T/AN).

I-2. La Raffinerie de Skikda (RA1/K) :

Présentation de la Raffinerie de Skikda :

Le complexe de raffinerie de pétrole de SKIKDA, baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi-Messaoud avec une capacité de traitement (15 millions t/an), ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an).

a. Situation :

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1280 travailleurs environ.

Elle est alimentée en brut algérien par l'unité de transport est ETU de Skikda (c'est une station intermédiaire de Hassi Messaoud).

Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line à une distance de champs pétroliers jusqu'à le complexe de 760 Km.

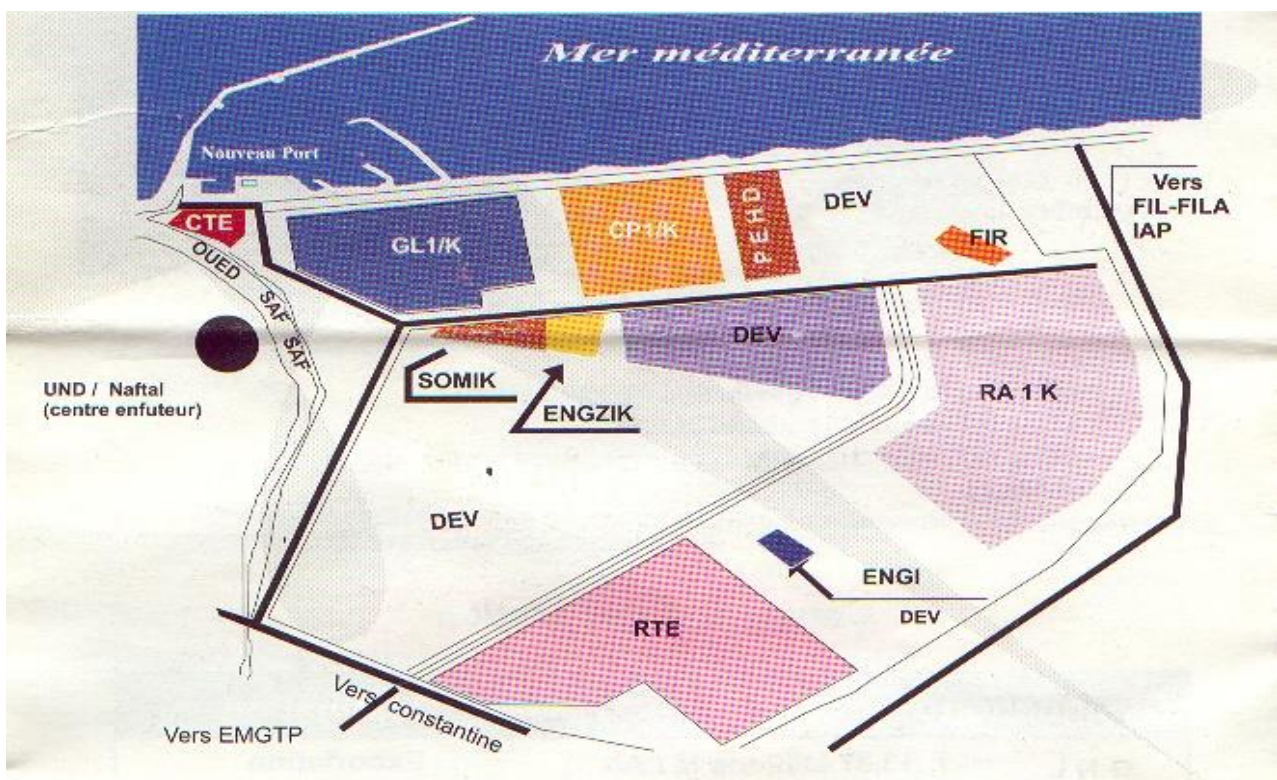


Fig.(I.1). Situation géographique de la RA1/K dans zone industrielle a Skikda

b. Construction :

La raffinerie a été construite en janvier 1976 à la suite d'un contrat signé le 30 avril 1974 entre le gouvernement algérien et le constructeur italien SNAM PROGETTI et SAIPEM, il a été mis en vigueur du contrat une année après (le 11 mars 1975) assisté par la sous irai tance de trois principales sociétés nationales: SONATRO, SONATIBA et SNMETAL.

Le démarrage du chantier a commencé le 02 janvier 1976, et pris la fin de mars 1980, le démarrage progressif des unités de production est comme suit :

- 1ère unité de distillation atmosphérique (U10) —————> en mars 1980.
- 1ère unité de traitement et séparation des gaz (U-30) —————> en mars 1980.
- 2ème unité de distillation atmosphérique (U11) —————> en juin 1980.
- 2ème unité de traitement et séparation des gaz (U-31) —————> en juin 1980.
- Unité de production des bitumes (distillation sous vide U-70) —>en juillet 1980.
- Unité de prétraitement et de reforming catalytique (U-100) —>septembre 1980.
- Unité d'extraction des aromatiques (U-200) —————> en octobre 1980.
- Unité de séparation du para xylène (U-400).
- Unité de stockage, mélange et expédition (MELEX.U-600).

L'inauguration officielle du complexe à lieu, environ 03 ans plus tard (27 novembre 1983), le coût total de cette réalisation étant de 3 402 872 000 DA (1milliard \$).

Il faut noter qu'il y a deux nouvelles unités, construites par la société japonaise J-G-C Corporation, ces deux unités sont : l'unité de prétraitement et de reforming catalytique (platformingU103) et l'unité de traitement et séparation des gaz (GPL.U104), ces deux unités ont démarré en octobre 1993.

c. Structure hiérarchique de la raffinerie :

La structure hiérarchique de la gestion de la raffinerie de Skikda prévoit à son sommet un Directeur de quel dépend cinq services, techniques de ligne, plus deux de staff comme le montre l'organigramme suivant :

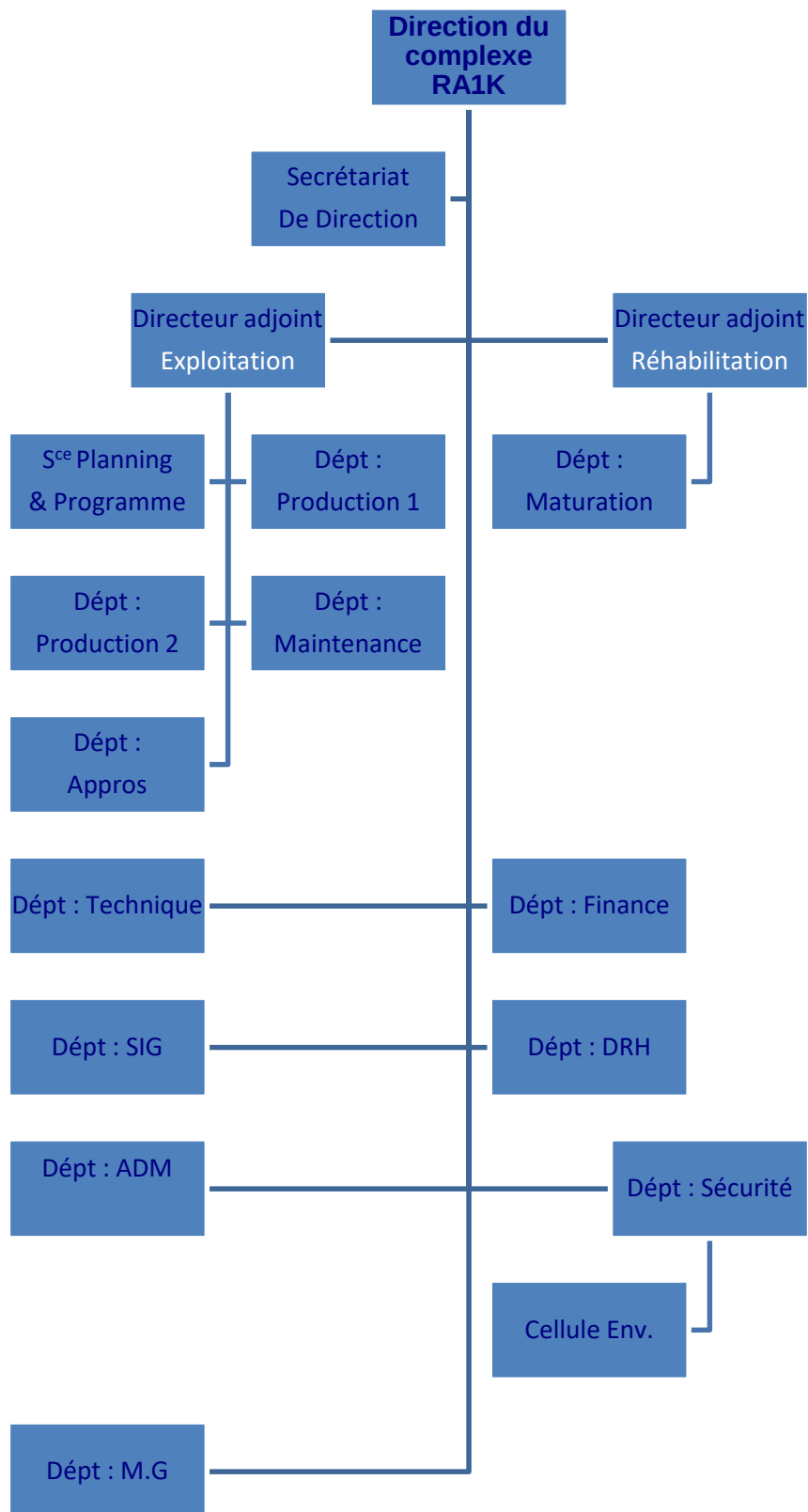


Fig (I.2) Organigramme de la raffinerie de Skikda RA1/K

I-3. Présentation des différentes unités :

I-3.1. Département production I :

Il se compose des unités de production suivantes:

- ❖ Unité 101/103 de prétraitement : reforming catalytique (PLATFORMING)
- ❖ Unité 30/31 et 104 de traitement et séparation des gaz (GPL).
- ❖ Unité 200 d'extraction des aromatiques.
- ❖ Unité 400 de cristallisation et séparation du para xylène.
- ❖ Unité 70 de distillation sous vide (Production des bitumes).

I-3.2. Unités annexes et utilités :

- ❖ Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MELEX).
- ❖ Unité 1050 : centrale thermique électrique et utilités (C. T. E).

a)- Les unités 10-11 de Topping :

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits fins (naphta, gas-oil, jet..) ou devant alimenter d'autres unités situées en aval (Magnaforming, Platforming, gaz-plant). Elles traitent le brut de Hassi Messaoud avec une capacité annuelle de 15.10^6 t/an pour produire les produits suivants :

- G.P.L → unité 30.
- Iso pentane → mélange des essences.
- Naphta A → stockage.
- Naphta B ($65^\circ \div 150^\circ$) → Reforming catalytique.
- Naphta C ($150^\circ \div 180^\circ$) → huiles combustibles.
- Kérosène ($180^\circ \div 225^\circ$) → jet fuel, mélange des gasoils.
- Gasoil léger ($225^\circ \div 320^\circ$) → mélange des gasoils.
- Gasoil lourd ($320^\circ \div 360^\circ$) → mélange des gasoils.
- Résidu ($>360^\circ$) → huiles combustibles.

b)- Unités 100 et 103 (unité Magnaforming, platforming):

La Magnaforming et le platforming ont pour but de transformer la Naphta moyenne et lourde obtenues du Topping (réformât) utilisé comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une

augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences.

c)- Unité 200 : extraction des aromatiques :

L'installation d'extraction des aromatiques a été projetée pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très purs. La charge est constituée par la coupe de réformât léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C₅ splitter du réformât de l'unité 100.

* Dans le premier stade : les aromatiques sont fractionnés à l'aide d'un solvant sélectif qui est le Sulfolane.

* Dans le deuxième stade : le raffinat constitué principalement des hydrocarbures paraffinés est envoyé vers stockage. L'extrait alimente la section fractionnement où il est séparé en benzène, toluène et en aromatiques lourds par distillations.

d)-Unité 400 : séparation du para-xylène :

Cette unité est conçue à récupérer le para-xylène produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de Magnaforming, elle permet par cristallisation de séparer le para-xylène des autres xylène (meta-ortho) et ethyl-benzène. Le para-xylène est commercialisé comme telle, le reste peut être utilisé comme base pour l'obtention des essences ou commercialisé sous forme de mélange xylène pouvant être utilisé comme solvant pour la fabrication des peintures, etc.

e)- Unité 70 : Production de bitume :

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 t/an de brut réduit importé (BRI) qui peut être :

- Charge A : résidu TIA juan à médium 372°C plus.
- Charge B : résidu TIA juan à lourd 450°C plus.
- Charge C : résidu du brut du Koweït.

L'unité se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le produit de fond de colonne est le bitume routier ordinaire qui est envoyé :

- Une partie vers le stockage.
- L'autre partie comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé.

f)-Les unités 30-31-104 : Séparation et traitement des gaz :

Ces unités sont destinées à traiter les gaz liquides venant des unités 10, 11, 100 et 103 dans l'ordre suivant:

- * Unité 30 : Traite le gaz liquide qui vient de l'unité 100 en particulier ceux de tête de la colonne C₇ où les GPL sont séparés du pentane.
- * Unité 31 : Reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping.
- * Unité 104 : Elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de Platforming 103 afin de traiter les GPL venant de cette unité.

Le traitement des gaz dans ces unités est accompli en deux stades :

- * Dans le premier stade : On fait subir au gaz un traitement qui consiste à passer la charge qui est le bitume, propane, éthane, H₂ S et l'humidité à travers une colonne contenant des tamis moléculaires qui possèdent la propriété de retenir l'humidité et l'acide H₂ S par le phénomène d'absorption.
- * Dans le deuxième stade : C'est l'étape de séparation des gaz effectuée par deux colonnes dont le premier (déethaniseur). On fait le stripping des gaz incondensables (C₁, C₂, H₂) qu'on envoie à partir de la tête vers le réseau fuel gaz, le produit de fond (butane, propane) alimente la 2^{ème} colonne où le propane est séparé du butane par simple distillation.

g)-La centrale thermoélectrique (CTE 1050) :

C'est le système serveur de la raffinerie, elle assure les utilités indispensables pour le marché de toutes les unités. Elle comprend les unités suivantes :

*** Unité 1020 : Tour de refroidissement :**

Elle satisfait d'une manière continue les besoins de la raffinerie en eau de refroidissement, en travaillant en circuit fermé. Les eaux polluées et chaudes proviennent des unités de production sont traitées chimiquement afin d'éliminer les acides chlorhydriques HCL entraînés dans le circuit puis refroidies à l'aide d'une batterie d'aéro-réfrigérant et enfin renvoyée vers les différentes unités aux moyens des pompes.

*** L'unité d'azote :**

L'azote est produit à partir de l'air atmosphérique, ce dernier est aspiré puis comprimé à 7,7 bars par des compresseurs (généralement avec des compresseurs à membrane). L'oxygène est éliminé en deux étapes

*** L'unité 1060 : Circuit vapeur (HP, MP, BP):**

Elle assure les besoins de la raffinerie en vapeur selon trois (03) gammes :

- Vapeur haute pression.
- Vapeur moyenne pression.
- Vapeur basse pression.

La vapeur produite dans les grandes chaudières à partir des condensas qui proviennent de circuits vapeurs dans l'unité de production.

*** L'unité 1080 : Air comprimé:**

L'air atmosphérique est aspiré à travers deux (02) filtres puis comprimé par deux (02) compresseurs.

Une partie de cet air filtré et comprimé est envoyé vers les différentes unités de production et l'autre partie subit un séchage à travers un lit d'alumine peut être utilisé dans le système de régulation pneumatique dans les différentes unités de production.

h)-Unité melex (600)

Mélange, chargement et expédition, il s'occupe de :

- Les bacs de stockage des différentes charges et produits des unités.
- Expédition des produits vers les différents dépôts de stockage, exemple: dépôt d'El Kheroub.
- Mélange des gasoils.
- Contrôle le chargement des produits qui est au niveau du port de Skikda.

II - Généralité sur le Benzène :[1]

II -1. Définition :

Le benzène est un hydrocarbure aromatique monocyclique, de formule C_6H_6 , également noté Ph-H. Ce composé organique incolore (il a d'ailleurs le même indice de réfraction que le verre) est un liquide cancérigène. C'est un solvant très utilisé dans l'industrie chimique, et un précurseur important pour la synthèse chimique de médicaments, de plastiques, de caoutchouc synthétique ou encore de colorants. Le benzène est un constituant naturel du pétrole brut, mais il est généralement synthétisé à partir d'autres composés organiques présents dans le pétrole.

II -2. Historique :

Le benzène a été découvert en 1825 par le scientifique britannique Michael Faraday qui l'isola du pétrole et le baptisa *bicarburet of hydrogen*. En 1833, le chimiste allemand Eilhard Mitscherlich le produisit par distillation de l'acide benzoïque (composant de la gomme benjoin) et de la Chaux. Mitscherlich baptisa ce composé *benzin*. En 1845, le chimiste britannique Charles Mansfield, travaillant sous la direction d'August Wilhelm von Hofmann, l'isola du goudron de houille. Quatre ans plus tard, il lançait la première production de benzène à l'échelle industrielle à partir de goudron de houille. En 1868, Marcellin Berthelot le synthétise par trimérisation de l'acétylène.

II -3. Structure chimique :

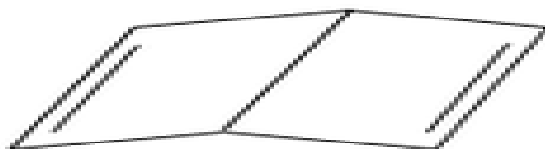


Fig.(II.1).La première structure chimique de benzène et proposée par james Dewar

Pendant quelques années, la formule chimique du benzène, C_6H_6 , causa un grand nombre d'interrogations concernant la structure du composé. Plusieurs structures furent proposées successivement sans parvenir à expliquer les propriétés chimiques du composé, parmi lesquelles par exemple celle proposée par James Dewar, présentée ci-contre (à gauche).

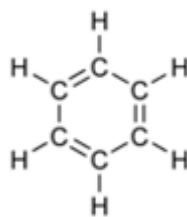


Fig .(II.2).Représentation de von Stradonitz

La première forme structurale correcte fut proposée en 1861 par Johann Josef Loschmidt, qui fournit une base à la première interprétation correcte de la structure du benzène proposée par le chimiste allemand Friedrich August Kekulé von Stradonitz en 1865 (à droite). La planéité de ce composé est un des faits particulièrement intéressants de la chimie. Kekulé mit en évidence le fait que plusieurs représentations (dites de nos jours de Lewis) de cette molécule sont équivalentes. Plus précisément, les doubles liaisons peuvent être placées n'importe où sur le cycle, de manière alternée.

Cependant, des chercheurs découvrirent en utilisant la diffraction des rayons X que toutes les liaisons carbone-carbone de la molécule de benzène possèdent la même longueur, ce qui n'est pas compatible avec la représentation ci-dessus. En effet, une liaison simple est plus longue qu'une liaison double. De plus, la longueur de liaison dans la molécule de benzène est à la fois plus grande que la longueur d'une liaison double carbone-carbone, et plus faible que celle d'une liaison simple. Tout se passe comme s'il existait une liaison et demi entre chacun des atomes de carbone.

Il faudra attendre la théorie des orbitales hybrides (élaborée par Linus Pauling, prix Nobel de chimie et prix Nobel de la paix, dans sa publication *La nature de la liaison chimique*) pour expliquer ce fait avec une grande élégance, et ce définitivement. En effet les liaisons chimiques peuvent être décrites avec une approximation raisonnable comme étant formées par des recouvrements d'orbitales atomiques (en méthode CLOA, Combinaison Linéaire d'Orbitales Atomiques, n orbitales atomiques se mélangent pour former n orbitales moléculaires). Les orbitales moléculaires obtenues par cette combinaison linéaire peuvent induire des effets de délocalisation des électrons.

II -4. Délocalisation mésomérie :

On explique la planéité du benzène par le fait que dans cette conformation, les orbitales 2p (x ou y) pures (c'est-à-dire non hybridées) des atomes de carbones optimisent

leur recouvrement latéral. Il n'y a donc pas réellement de double liaison entre deux carbones donnés, mais ce qui est appelé un système pi résonnant (ou délocalisé) que l'on peut décrire comme un vaste nuage électronique réparti équitablement entre tous les atomes de carbone.

Les électrons pi sont donc répartis sur tous les atomes de carbone, et la molécule peut être représentée comme la superposition des deux formes suivantes.

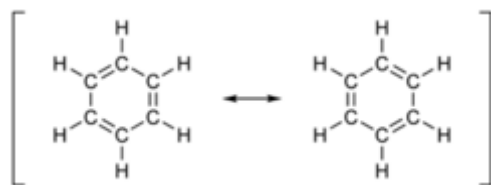


Fig.(II.3). formes mésomères

En réalité, aucune des deux formes représentées ci-dessus n'existe. La délocalisation doit être représentée d'une manière différente que par la simple utilisation de liaisons simples et de liaisons doubles. Dans une molécule organique, les liaisons simples sont des liaisons σ , formés d'électrons dont la probabilité de présence est très importante entre les atomes (recouvrement axial). Les liaisons doubles sont formées à la fois d'une liaison σ et d'une liaison π , celles-ci étant construites à partir des électrons 2p (x ou y) du carbone, comme illustré sur le schéma suivant (dans la partie de gauche, les liaisons σ sont représentées en rouge, les orbitales 2p en blanc et gris) :

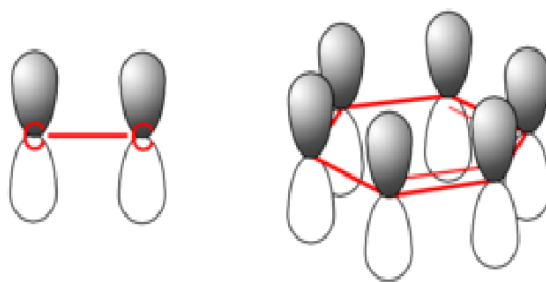


Fig.(II.4).Orbitales 2p du carbone

Les orbitales 2p (x ou y) étant en dehors du plan constitué par les atomes, elles peuvent interagir librement, ce qui conduit à la délocalisation des électrons : chaque électron n'est pas rattaché spécifiquement à un atome ou une liaison, mais est délocalisé sur tout l'anneau, renforçant chacune des liaisons de manière équivalente :

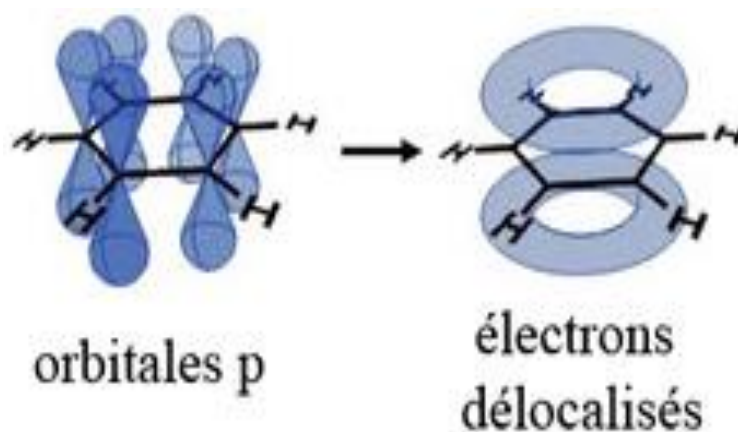


Fig.(II.5).Représentation les orbitales de benzène

Pour représenter ce caractère délocalisé des liaisons, le benzène est généralement représenté par un cercle contenu dans un hexagone :

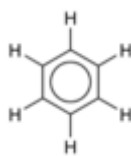


Fig.(II.6).Le molécule de benzène

II -5. Aromaticité :

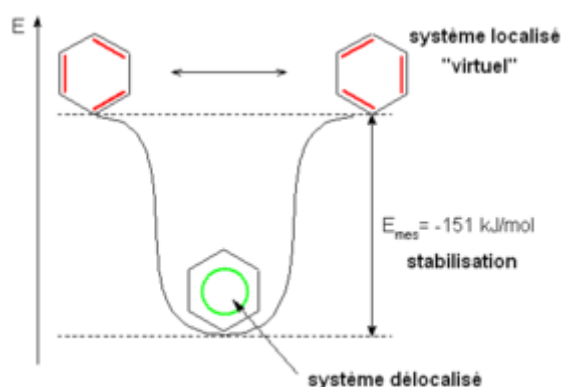


Fig.(II.7).Stabilité du benzène due à la délocalisation des électrons

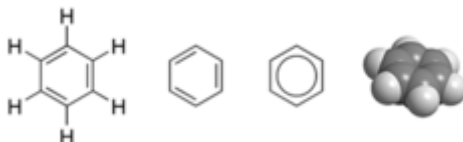
Cette délocalisation des électrons est appelée aromaticité. Elle est responsable de nombreuses propriétés du benzène, et notamment de sa grande stabilité.

Par rapport à un système « virtuel », pour lesquels les liaisons π seraient localisées (chaque liaison localisée entre deux atomes de carbone), le système réel dans lequel les liaisons π sont délocalisées sur la totalité du cycle est stabilisé de plus de 150 kJ/mol. Les réactions chimiques auxquelles participe le benzène sont donc préférentiellement celles pour lesquelles cette stabilisation est conservée.

II -6. Caractérisation et propriétés physico-chimiques :[2]

Le benzène est un liquide incolore, dont l'indice de réfraction est 1,50 (proche de celui du verre). Sa viscosité est plus faible que celle de l'eau. Il est très soluble dans les solvants organiques polaires, mais sa solubilité dans l'eau est assez faible. Il possède une odeur caractéristique, avec un seuil de détection de 1,5 à 900 mg par m³ d'air.

En spectroscopie d'absorption infrarouge, le benzène présente une bande d'absorption au voisinage de 1500-1600 cm⁻¹ due aux vibrations des liaisons carbone-carbone, et plusieurs pics d'absorption entre 650 et 1000 cm⁻¹ dus aux vibrations des liaisons carbone-hydrogène. La position et l'amplitude de ces derniers pics donnent des informations sur les substitutions éventuelles d'atomes d'hydrogène.



structure et représentations
du benzène

Général	
Formule brute	C ₆ H ₆
Nom IUPAC	benzène
Numéro CAS	71-43-2
Apparence	liquide incolore
Propriétés physiques	
Masse moléculaire	78,11 u
Température de fusion	278,7 K (5,5 °C)
Température de vaporisation	353,3 K (80,1 °C)
Solubilité	1,770 g/L dans l'eau
Densité	0,88 g/cm ³ (liquide)
Densité du gaz	2,7 (air=1)
Température d'auto-inflammation	555°C
Point d'éclair	-11°C
Limites d'explosivité dans l'air	1,4-8%
Pression de vapeur saturante	10 kPa à 20°C 12,6 kPa à 25°C
Viscosité	0,65 cP à 20°C
Tension superficielle	28,9.10 ⁻³ N/m à 20°C
Thermochimie	
S ⁰ _{gaz, 1 bar}	269 J/mol·K
S ⁰ _{liquide, 1 bar}	173,4 J/mol·K
Δ _f H ⁰ _{gaz}	83,0 kJ/mol
Δ _f H ⁰ _{liquide}	49,1 kJ/mol
C _p	136,0 J/mol·K
Précautions	
Inhalation	confusion, tachycardie
Yeux	dangereux
Autres infos	cancérigène

Tableau(II.1) : Caractéristique du benzène

En Résonance magnétique nucléaire (RMN) du proton, il présente un pic de déplacement chimique δ à 7-8 ppm.

II -7. Production :

Le benzène est produit lorsque des composés riches en carbone subissent une combustion incomplète. Par exemple, il est produit naturellement dans les volcans ou les incendies de forêts. Il est également présent dans la fumée de cigarette.

Jusqu'à la Seconde Guerre mondiale, le benzène était en majeure partie un produit secondaire de la production de coke dans l'industrie de l'acier. Cependant au cours des années 1950, la demande croissante de benzène, notamment dans l'industrie du plastique, a entraîné la nécessité de produire du benzène à partir de pétrole. À l'heure actuelle, la majeure partie du benzène est produite par l'industrie pétrochimique, avec une part mineure issue du charbon.

La production industrielle de benzène est issue de manière à peu près égale de trois procédés chimiques : le reformage catalytique, l'hydrodésalkylation du toluène et le vapocraquage. En 1996, la production mondiale de benzène était de 33 millions de tonnes dont 7 millions aux États-Unis, 6,5 millions dans l'Union européenne, 4,2 millions au Japon, 1,4 million en Corée du Sud et 1 million en Chine.

II -8. Utilisations :

Avant les années 1920, le benzène était fréquemment utilisé comme solvant industriel, particulièrement pour dégraisser les métaux. Lorsque sa toxicité devient évidente, il fut remplacé par d'autres solvants pour les applications nécessitant une exposition directe de l'utilisateur.

Le benzène est utilisé en majeure partie comme intermédiaire dans la synthèse d'autres composés chimiques. Les dérivés du benzène produits dans les plus grandes quantités sont le styrène, utilisé pour fabriquer des polymères et des plastiques, le phénol, utilisé pour fabriquer des résines et des adhésifs, et le cyclohexane, utilisé pour fabriquer le nylon.

Des quantités moins importantes de benzène sont utilisées dans la fabrication de pneus, de lubrifiants, de colorants, de détergents, de médicaments, d'explosifs ou de pesticides. Dans les années 1980, les principaux composés produits à partir de benzène étaient l'éthylbenzène

(intermédiaire pour la fabrication du styrène) avec 48% de la consommation du benzène utilisé pour la synthèse, le cumène 18%, le cyclohexane 15% et le nitrobenzène 7%.

En tant qu'additif à l'essence, le benzène permet d'augmenter l'indice d'octane, agissant donc comme antidétonant. De ce fait, jusque dans les années 1950 l'essence contenait fréquemment quelques pour cent de benzène, quand il fut remplacé par le tétraéthylplomb dans les additifs antidétonants les plus utilisés. Cependant, le benzène a fait son retour dans de nombreux pays suite aux réglementations concernant la teneur en plomb de l'essence. Aux USA, les préoccupations concernant ses effets nocifs sur la santé et la possibilité de contamination des nappes phréatiques ont conduit à la mise en place d'une réglementation stricte concernant la teneur en benzène des carburants avec une limite voisine de 1%. En Europe, cette même limite de 1% a été fixée.

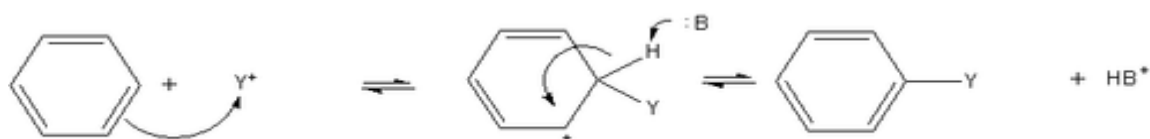
II -8.1. Réactions chimiques utilisant le benzène :

La réactivité chimique du benzène est fortement dépendante de son caractère aromatique. Par exemple, la plupart des alcènes peuvent être hydrogénés (la liaison double est transformée en liaison simple par addition d'hydrogène) sous une pression de 1 atm à température ambiante dans une réaction catalysée par le nickel. Dans le cas du benzène, cette même réaction doit être réalisée à 180°C sous une pression de 2000 atm. En effet, l'addition d'hydrogène fait perdre le caractère aromatique, et donc la délocalisation des électrons qui contribue à stabiliser fortement le composé. Le benzène aura donc plutôt tendance à réagir par *substitution* de l'hydrogène, conservant ainsi son caractère aromatique.

II -8.2. Substitution électrophile aromatique :

La substitution électrophile aromatique est une réaction générique au cours de laquelle l'un des atomes d'hydrogène est substitué par un autre groupe fonctionnel. Au cours de cette réaction, le benzène joue le rôle de nucléophile, et réagit avec un réactif électrophile comme par exemple un carbocation.

Le mécanisme simplifié de la réaction est le suivant :

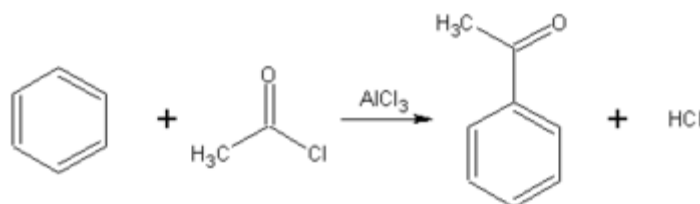


La charge positive portée par l'intermédiaire réactionnel, nommé *intermédiaire de Wheland*, est en réalité délocalisée sur le cycle par mésomérie, ce qui tend à stabiliser le

carbocation benzénique. Cette réaction nécessite généralement un catalyseur de type acide de Lewis.

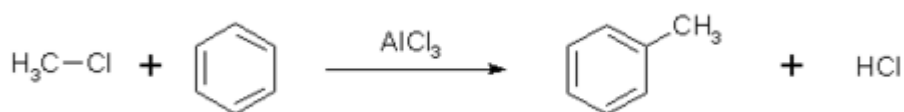
II -8.3. Acylation de Friedel et Crafts :

L'acylation de Friedel et Crafts est un cas particulier de substitution électrophile aromatique. Cette réaction est l'acylation d'un composé aromatique, comme le benzène, par un chlorure d'acyle. Cette réaction est catalysée par un acide de Lewis puissant (comme AlCl_3 ici) :



II -8.4. Alkylation de Friedel et Crafts :

L'alkylation de Friedel et Crafts est similaire à l'acylation, à ceci près qu'elle constitue l'alkylation d'un composé aromatique, comme le benzène, par un halogénure d'alkyle. Elle est également catalysée par un acide de Lewis puissant :



II -8.5. Benzène substitué :

Un grand nombre de composés chimiques très importants dans l'industrie sont obtenus en remplaçant un ou plusieurs atomes d'hydrogène du benzène par d'autres groupes fonctionnels.

a. Substitution par des groupements alkyles

- le toluène $\text{C}_6\text{H}_5\text{-CH}_3$
- l'éthylbenzène $\text{C}_6\text{H}_5\text{-CH}_2\text{CH}_3$
- le xylène $\text{C}_6\text{H}_4\text{(-CH}_3)_2$
- le mésitylène $\text{C}_6\text{H}_3\text{(-CH}_3)_3$

b. Substitutions par d'autres groupements

- le phénol $\text{C}_6\text{H}_5\text{-OH}$
- l'aniline $\text{C}_6\text{H}_5\text{-NH}_2$
- le chlorobenzène $\text{C}_6\text{H}_5\text{-Cl}$

- le nitrobenzène $\text{C}_6\text{H}_5\text{-NO}_2$
- l'acide picrique $\text{C}_6\text{H}_2(\text{-OH})(\text{-NO}_2)_3$
- le trinitrotoluène $\text{C}_6\text{H}_2(\text{-CH}_3)(\text{-NO}_2)_3$
- l'acide benzoïque $\text{C}_6\text{H}_5\text{-COOH}$
- l'acide salicylique $\text{C}_6\text{H}_4(\text{-OH})(\text{-COOH})$
- l'acide acétylsalicylique $\text{C}_6\text{H}_4(\text{-O-C(=O)-CH}_3)(\text{-COOH})$
- le paracétamol $\text{C}_6\text{H}_4(\text{-NH-C(=O)-CH}_3)\text{-1-(OH)-4}$
- la phénacétine $\text{C}_6\text{H}_4(\text{-NH-C(=O)-CH}_3)(\text{-O-CH}_2\text{-CH}_3)$

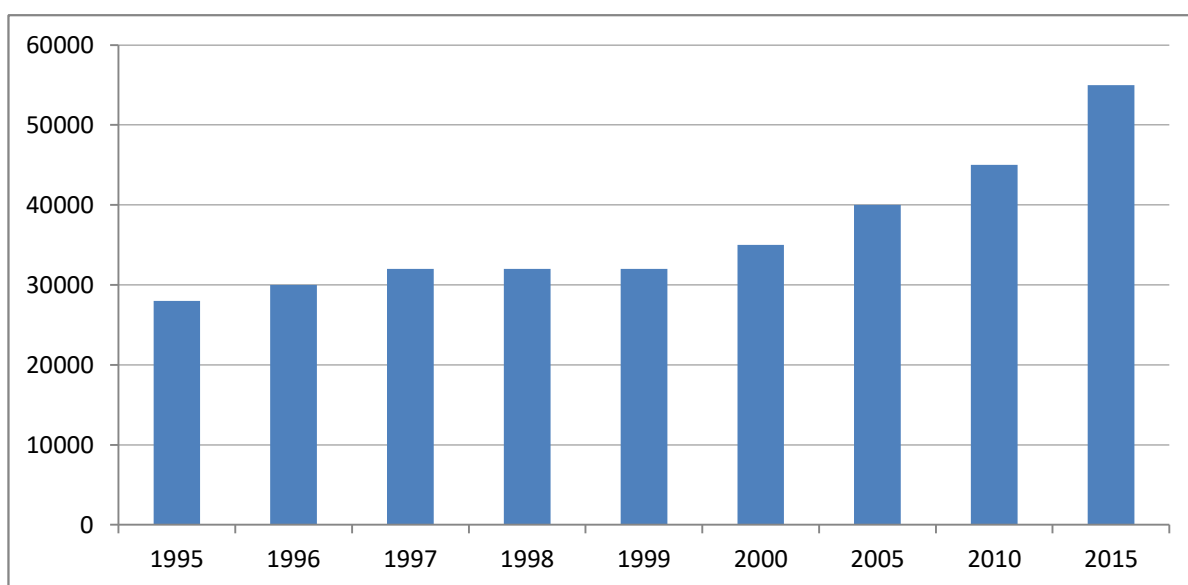


Fig.(II.8).Evolution de la demande mondiale en benzène (1997-2015)

III- Les Procédés d'extraction des aromatiques :[3]**III -1. Les premières techniques utilisées :****III -1.1. Le procédé Edelenau :**

Ce procédé développé à partir 1910 utilisé comme solvant l'anhydride initiale a été modifié pour obtenir des aromatiques pures grâce à un Back Wash le kérosène, benzène et toluène, il est possible d'obtenir un rendement meilleur en benzène et toluène de 98% et des aromatiques en C₈ 95 à 97%.

III -1.2. Le procédé Udex (universel dow extraction) :

Le procédé Udex est la première version économique de l'extraction des aromatiques disponible industriellement, développé par Dow et licencié par UOP (union oil company) dès 1952.

Il utilise comme solvant dicohyléglycol, on obtient un extrait contenant 15% d'aromatique et des rendements qui atteignent 99% pour le benzène, 97à98% pour le toluène et 90à94% pour les aromatiques en C₈ et 75% pour les C₉.

III -2. Les techniques actuellement proposées :

Les techniques actuelles diffèrent par la manière de régénérer le solvant il existe deux techniques :

- Régénération du solvant par extraction.
- Régénération du solvant par distillation ou rebouillage.

Cette dernière est exploitée par plusieurs sociétés à quelques variantes près, il comprend les étapes suivantes :

- L'extraction liquide-liquide aromatique à contre courant entre la charge et le solvant à une température allant de 40 à 150°C selon les solvants employés.
- Un enrichissement de l'extrait en aromatique par rebouillage à effet extractif, à une température maximale de l'ordre de 150 à 200°C.
- La régénération du solvant par distillation ou rebouillage.
- Lavage à l'eau du raffinat et des aromatiques produits et la distillation des solutions aqueuses obtenues pour récupérer le solvant entraîné par les effluents.

Société	Procédé	Solvant	Propriétés Physiques $T_f^{\circ}C$, $T_{eb}^{\circ}C$		S/C %pds	Rendement			
						B	T	X	C ₉
Sell-Uop	//	Sulfolane 0-5%pds d'eau	27,8	287	3-6	99-99,9	98-99,9	96-98	//
Lurgi	arosolvant	N methlpyrrolidone +eau éthylènegycole 40%pds	24.4	202	3.5-6	99.9	99.5	95	60
Union Carbide	Tetra	Tetraéthylènegly -cole	-6.2	328	//	99-100	98.5-99	94-96.5	65-96
Koppers	Aromexmor phililune	n- formylmorpholine +2-5%pds eau	20	244	4.5-6	99.8	99	96	//
Snam- Progetti	Formex	//	//	//	5-6.5	100	99	95-98	//
Howbaker	Aromex	Diclycoleamine+7 % P	-9.4	221	4.5-6	100	99	97	96

Tableau(III.1) : Les Procédés actuellement proposées

III -2.1. Les procédés d'extraction avec régénération du solvant par distillation :**1. SHELL:**

Qui met en œuvre comme solvant le sulfolane il emploie un extracteur à disques rotatifs RDC en outre un certain nombre de chicanes s'oppose au cheminement continu de l'une et l'autre phase.

2. LURGI:

Sous le nom de arosolvant il utilise le n-méthylepyrrolidone, il utilise une série de décanteurs (30) empilés les uns entre les autres dans une colonne ou chaque élément compte.

- . une zone de décantation, menu de chicanes en acier inoxydable à partir de l'effluent en provenance de l'étage supérieure elle sépare une phase lourde et une phase légère entraînant une partie de la phase lourde qui monte au niveau supérieur.

- Une chicane de séparation des phases légères et lourdes de l'étage inférieur.
- Une zone de mélange dans laquelle on réalise le brassage de trois effluents :
 - */la phase légère séparée sur la chicane de l'élément situé deux étages au dessous.
 - */la phase lourde décantée sur la chicane.

La phase lourde séparée sur la chicane de l'élément considéré une pompe reprend ce mélange et l'envoi de l'étage immédiatement inférieur dans la zone de décantation.

3. KOPPERS :

A développer plus récemment le procédé morphylane qui opère avec les dérivées de la morpholine tel que N-formylmorpholine comme solvant ; bien qu'elle ait donné lieu à la réalisation de deux unités industrielles, il semble que le rendement soit faible <95% pour le benzène <97 % pour le toluène.

III -2.2. Le procédé d'extraction avec régénération du solvant par extraction:

Il existe actuellement qu'un procédé industriel de ce type développé par IFR et utilise comme solvant le diméthyl sulfoxyde

(DMSO) $\text{CH}_3\text{-CO-CH}_3$ additionné d'une quantité d'eau pouvant aller jusqu'à 9%.

La charge est traitée en contre courant avec le solvant dissous en même temps que les aromatiques une faible quantité d'hydrocarbures indésirables.

Le solvant est régénéré dans une deuxième colonne où les mêmes aromatiques sont extraits par un hydrocarbure paraffinique. Divers autres procédés ont donné lieu également à un développement à partir d'autres solvants.

1. Le procédé SNAM PROGETTI :

Qui utilise le formylmorpholine comme solvant.

2. Le procédé CARMEX :

Développé par ONIA et ERAP qui emploie le CARBONATE DE METHYLE $\text{NH}_2\text{-CO}_2\text{CH}_3$.

3. Le procédé MOFEX de LUNA :

Qui utilise la n-formylmorpholine avec 10% en pds et taux de solvant 4 à 6 volumique par charge.

4. Le procédé SIMESE de MARATHON :

Qui traite simultanément avec des corps aromatiques légers (C_6, C_7 reformat) et lourds kérosène. Emploie comme solvant du mélange sulfane-diméthylformamide eau pour les aromatiques $\text{C}_9\text{-C}_{12}$.

III -3. Appareillage d'extraction par solvant :[4]

Divers types d'appareillage disponibles en se référant au fait que de l'énergie mécanique est apportée ou non au système, pour promouvoir la dispersion ou pour accélérer la décantation.

a. Pas d'apport d'énergie extérieur :

1. colonne a dispersion.
2. colonne a chicane.
3. colonne a plateaux perforés.
4. colonne a garnissage.

b. Avec apport d'énergie extérieur :

1. mélangeur décanteur.
2. colonne a agitateur.
3. colonne a pulsée.
4. utilisation de la force centrifuge.

c. Appareils avec apport d'énergie extérieur :

On peut utilisé un apport d'énergie mécanique à deux fins différentes :

-   fin e maintenir la dispersion ou de redistribuer la phrase dispers e. ces appareils sont de plus en plus fréquemment employés car il permette d'atteindre des efficacités  lev es
- a fin d'aider à réaliser la décantation.

d. Colonne a agitateur rotatif :

Les colonne a agitateur rotatifs es présente sous différentes versions, dont le principe générale reste toujours le même.

L'agitation est assur e par un rotor central sur lequel sont montés des disques (rotating disc contactor : RDC) des agitateur à pales (Oldshue, rushton, schibel, k hni).

Les cellules de mélange sont s par es par une restriction destin e à limiter et que peut être constitu e.

- * par un baffle à ouverture centrale (RDC ,Oldshue, Rushton Schible2)
- * un plateau perforé (k hni).
- * Ou un garnissage (schibel).

Certain construction ont cherchés à rendre cette segmentation plus efficace en guidant les courants de mélange produit par l'agitation centrale (k hni,schibel2).

Tous ces appareils permettent de réaliser un grand nombre d'étages théoriques dans une même colonne.

Le type le plus courant dans l'industrie du pétrole est le RDC, utilisé en particulier dans le des asphaltage et le traitement au furfural des huile lubrifiante.

e. Colonne a disques tournants :

Il s'agit de l'une colonne divis e en compartiment partiellement fermé par les disques annulaires.

Au milieu de chaque compartiment tourne un disque plein .tous les disques pleins sont montés sur un même arbre et leur diamètre est légèrement inférieure au diamètre du trous dans es disques annulaires facilitant ainsi notablement les opération de montage.

Les dimensions caractéristiques sont données dans la fugure ci-dessous pour lesquelles les rapports suivants sont recommandés :

$$D_R/D_c=0,7 \text{ à } 0,8$$

$$D_s/D_c=0,45 \text{ à } 0,666$$

$$H/D_c=0,1 \text{ à } 0,333$$

Ce type de colonne accepte des débits élevés, pouvant atteindre $40\text{m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ pour des diamètres jusqu'à 8 m.

L'efficacité d un étage dépend des phases et décroît lorsque la taille augmente : de lors de 0,3 pour l'extraction au furfural d'huiles lubrifiante dans une colonne de 3m de diamètre.

Il existe une version de RDC avec décantation partielle des phases a chaque étage ce qui permet de limiter l'entraînement mutuel des phase et de réduire le mélange axial. (Asymetric Rotating Disc Contactor : ARDC).

Il permet de traiter de système pour lesquels la différence de densité est plus faible (inf a $10\text{Kg}/\text{m}^3$) ; alors que pour le RDC il est recommandé d'avoir (inf a $50\text{Kg}/\text{m}^3$).

La capacité est par contre inférieur : $20\text{ m}^3 / \text{m}^2\text{h}$, alors que efficacité peut atteindre 3 étage théoriques par mètre.

f. Colonne à compartiments agités :

Nous ne citerons que les principales :

- colonne schibel.
- Colonne oldshue- Rushton.
- Colonne Kûhni.

Il existe une grande variété d'appareils disponibles pour une opération d'extraction liquide-liquide. Néanmoins chaque types d'appareils a des caractéristiques et des qualités qui lui sont propre et le choix d'un équipement doit se faire à partir d'un certain nombre de critère qui sont spécifiques de chaque application.

Les quatre critères principaux qui peuvent être retenus sont :

1/ aptitude à séparer es phases dans conditions difficiles correspondant a une faible différence de densité des phases on une facilité d'émulsification.

2/ efficacité de la séparation ou le nombre d'étage théoriques qui peuvent être facilement mise en œuvre.

3/ capacité, c'est-à-dire volume totale des phases qui peut être traité.

4/ flexibilité, c'est-à-dire aptitude à conserver ses performance si le débit de charge varie.

Le choix final devra évidemment tenir compte également de l'investissement et de coût de la maintenance, qui varient notablement d'un type d'appareil à l'autre.

IV :UNITE D'EXTRACTION D'AROMATIQUE (U200) :[6]

IV-1. But De L'installation :

L'unité d'extraction des aromatiques a été projetée pour extraire de l'essence reformée des aromatiques qui seront fractionnées ensuite en benzène et toluène pur.

La charge est constituée par la coupe de reformât léger provenant de la colonne 100C5.

Les hydrocarbures constituant la charge sont essentiellement du type C6 et C7 soit paraffinique, soit aromatiques; leurs points d'ébullition n'étant pas suffisants à en faciliter la séparation par fractionnement, d'où on procède donc à un autre type de séparation qui est l'extraction avec un solvant.

Le solvant utilisé dans ce procédé est le sulfolane ou le 1,1-dioxyde tétrahydrothiophène.

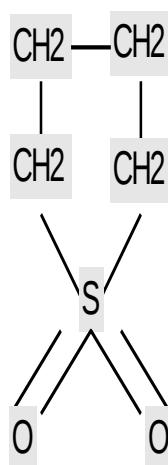


Fig (IV.1). le 1,1-dioxyde tétrahydrothiophène (le sulfolane)

IV -2.Propriétés Physiques Et Chimiques

➤ Forme :	liquide
➤ Odeur :	caractéristique
➤ Poids moléculaire	120
➤ Température de fusion =	9°C
➤ Température d'ébullition	282 - 288°C
➤ Température de décomposition >	220°C
➤ Température de solidification	+27°C
➤ Point d'éclair	177°C

➤ Point d'inflammabilité	197°C
➤ Pression de vapeur	19.4 HPA à 150°C
➤ Densité	1.26 g/cm ³
➤ Solubilité dans l'eau	miscible
➤ Viscosité	10 MPA..S à 30°C

Le sulfolane est un solvant ayant une faible toxicité et il ne semble pas présenter de danger appréciable quand on le manipule.

Les études n'ont donné aucune indication d'éventuels effets. Le danger de la vapeur à température ambiante est minime .

IV -3. Les Méthodes de séparation :

L'unité est basée dans son procédé sur deux méthodes de séparation :

IV -3.1. Extraction :

L'extraction liquide-liquide est un procédé important parmi les procédés physico-chimiques de séparation des divers constituants d'un mélange. Il s'est considérablement développé dans l'industrie depuis quelques années. Basé sur la différence de solubilité des substances entre plusieurs liquides, cette méthode est en général, plus économique que les procédés purement chimiques, qui nécessitent souvent des produits coûteux.

IV -3.2. Fractionnement :

C'est un procédé de distillation qui permet une séparation aisée des liquides a point d'ébullition rapprochés ou susceptible de former un azéotrope, et de nécessite qu'une dépense d'énergie moins importante.

IV -3.3. Les Sections De L'unité :

L'unité est divisée en quatre sections :

VI-3.3.1. Section D'extraction :

La charge qui est du reformât léger provenant du bac S29 est envoyée au moyen de la pompe 200MP1 à la première colonne 200-C-1 à disques rotatifs dont le débit est contrôlé par le régulateur FRC1. L'alimentation se fait par la partie basse de la colonne.

Le solvant qui est dans notre cas le sulfolane entre par la zone haute de la colonne, qui fait que les deux produits sont introduits à contre courant.

Les colonnes à disques rotatifs appelées aussi RDC, sont des colonnes munies d'un rotor interne constitué par un arbre qui les traverse longitudinalement. Sur cet arbre est emboîté un certain nombre de disque (plateaux).

La colonne C1 (RDC1) comporte 70 semi-disques (plateaux)

La colonne C2 (RDC2) comporte 40 semi-disques (plateaux)

Ces plateaux tournent avec l'arbre entraîné à l'aide d'un moteur électrique à une vitesse de 33 trs/min pour le RDC1 avec possibilité de variation jusqu'à 50 trs/min et de 90 trs/min pour le RDC2 avec possibilité de variation jusqu'à 120 trs/min.

Sur la chemise interne de la colonne sont montés des semi-disques fixes alternes avec ceux rotatifs.

Le principe de fonctionnement de la colonne d'extraction peut être comparé à un agitateur central qui mélange les deux phases.

A travers les semi-disques, la partie lourde descend vers le fond de la colonne, c'est un mélange de sulfolane et aromatiques dissous appelé EXTRAIT RICHE, tandis que la partie légère se déplace vers le haut de la colonne composée de non aromatiques appelé RAFFINAT.

Le contenu de la colonne d'extraction se compose de trois phases :

1. La phase inférieure de solvant riche en aromatiques (extrait).
2. Une phase intermédiaire qui contient l'émulsion des deux phases.
3. Une phase supérieure constituée d'hydrocarbures non aromatiques (raffinat).

Le niveau de fond est contrôlé par un régulateur de niveau interphase (différentiel de niveau DLIC2), tandis que le niveau de la partie supérieure est contrôlé par un régulateur de niveau (LIC1). De la tête du RDC1 sort le raffinat qui entre ensuite dans la zone basse de la colonne de lavage (RDC2) afin d'éliminer toute trace de sulfolane.

La récupération du solvant est obtenue en lavant le produit de tête du RDC1 avec de l'eau envoyée dans la partie haute du RDC2 qui a le même principe de fonctionnement et de mélange que la colonne d'extraction. De cette colonne on obtient à partir du fond un mélange eau-sulfolane, et en tête le raffinat lavé, envoyé au stockage sous contrôle d'un régulateur de niveau (LIC3). Les pressions du système dans le RDC1 et RDC2 sont contrôlées par les régulateurs de pression PRC1 et PRC2.

Du fond de l'extracteur RDC1 le solvant riche en aromatiques (extrait), alimente le stripper de l'extrait (colonne C3) après préchauffage dans l'échangeur E2.

L'énergie nécessaire pour le fonctionnement de cette colonne est assurée par le rebouilleur E5 grâce à la vapeur désurchauffée à moyenne pression sous le contrôle d'un régulateur de débit en cascade avec le régulateur de température à la sortie FRC4/TRC1

A l'entrée de la colonne, l'extrait se libère des hydrocarbures non aromatiques qui sont obtenus en tête de colonne puis condensés avec le produit de tête du stripper de l'eau (colonne C4) dans le condenseur E3. La pression du système est contrôlée par un régulateur de pression PRC3 et la PRC24 pour la colonne C4.

Le mélange condensé est recueilli dans l'accumulateur V1 ou l'eau décantée est recyclée à l'aide de pompes alternatives sous contrôle d'un différentiel de niveau DLIC6 dans le stripper C4 en même temps que l'eau de lavage provenant de l'extracteur RDC2 sous contrôle d'un différentiel de niveau DLIC4, les hydrocarbures sont envoyés au moyen de la motopompe MP2 vers le RDC1 comme reflux sous le contrôle du régulateur de niveau LIC5.

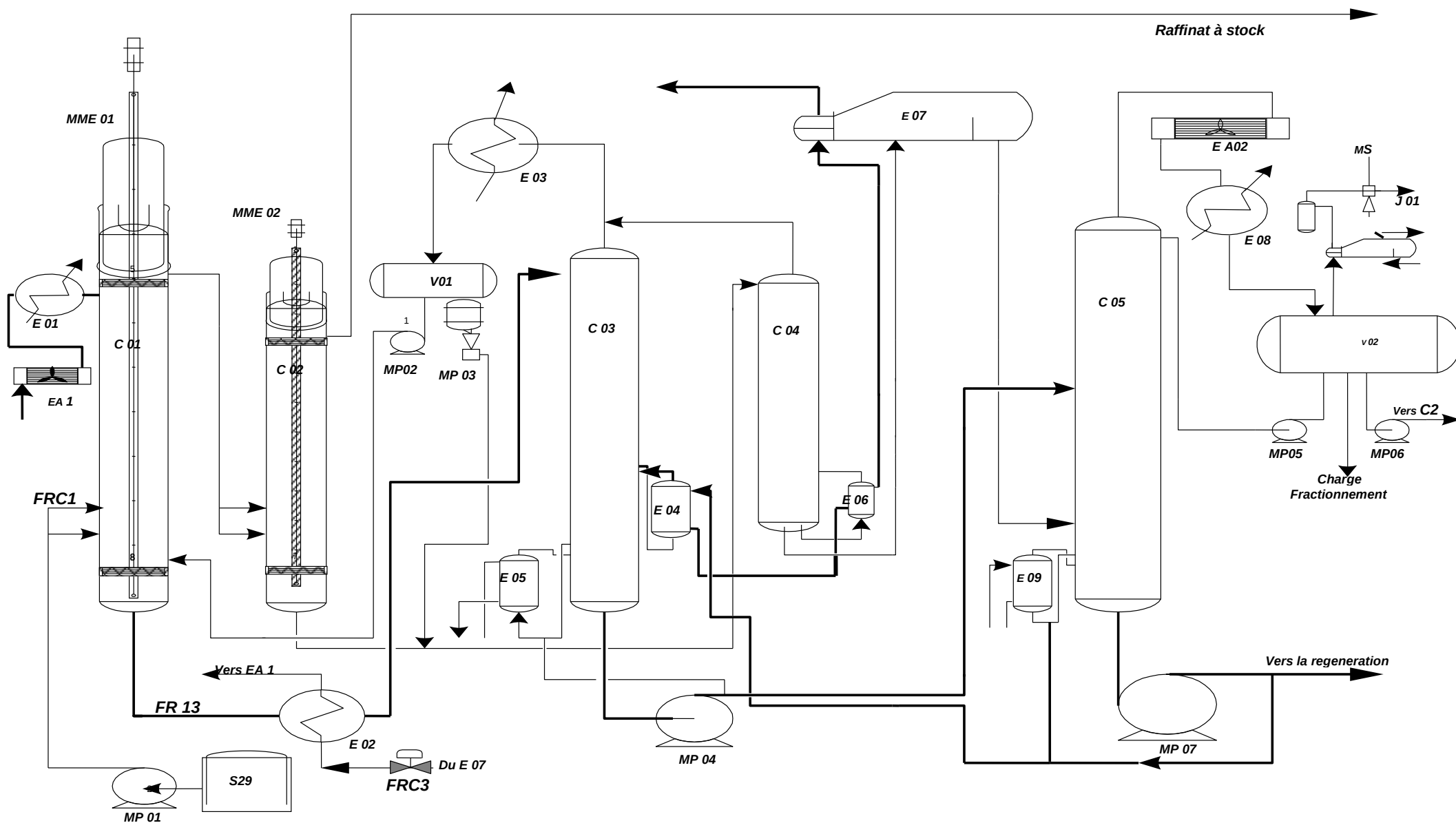
Du fond du stripper de l'extrait contrôlé par le régulateur LIC7, le solvant riche en aromatiques est envoyé à l'aide de la motopompe MP4 vers la colonne de récupération des aromatiques C5 qui fonctionne en légère dépression grâce à un éjecteur à vapeur J1 ou le système est contrôlé par un régulateur de pression PRC5.

Les aromatiques ainsi que l'eau provenant du stripper de l'eau sont condensés dans une batteries d'aéro-réfrigérants et refroidis dans le refroidisseur E8, puis recueillis dans l'accumulateur V2, doté d'une chicane qui permet la séparation d'eau des hydrocarbures. Une partie des aromatiques sert comme reflux à la colonne sous le contrôle du régulateur de débit FRC10 en cascade avec le régulateur de niveau du ballon LIC10, tandis que l'eau décantée est recyclée comme eau de lavage en tête du RDC2 au moyen de la motopompe MP6 contrôlée par le régulateur de débit FRC6.

Du fond de la colonne de récupération des aromatiques, au moyen de la motopompe MP7, le solvant pauvre est de nouveau injecte en tête du RDC1 tout en cédant de la chaleur dans les échangeurs successivement E4, E6, E7, E2.

L'énergie nécessaire pour la séparation au sein de la colonne C5 est fournie par le rebouilleur E9, utilisant de la vapeur désurchauffée, contrôlée par un régulateur de débit de vapeur FRC9 en cascade avec un régulateur de température à la sortie du rebouilleur TRC2.

Une partie du fond de la colonne de récupération des aromatiques est destinée à alimenter la section de régénération toujours à l'aide de la pompe MP7 et sous contrôle du régulateur de débit FRC6.

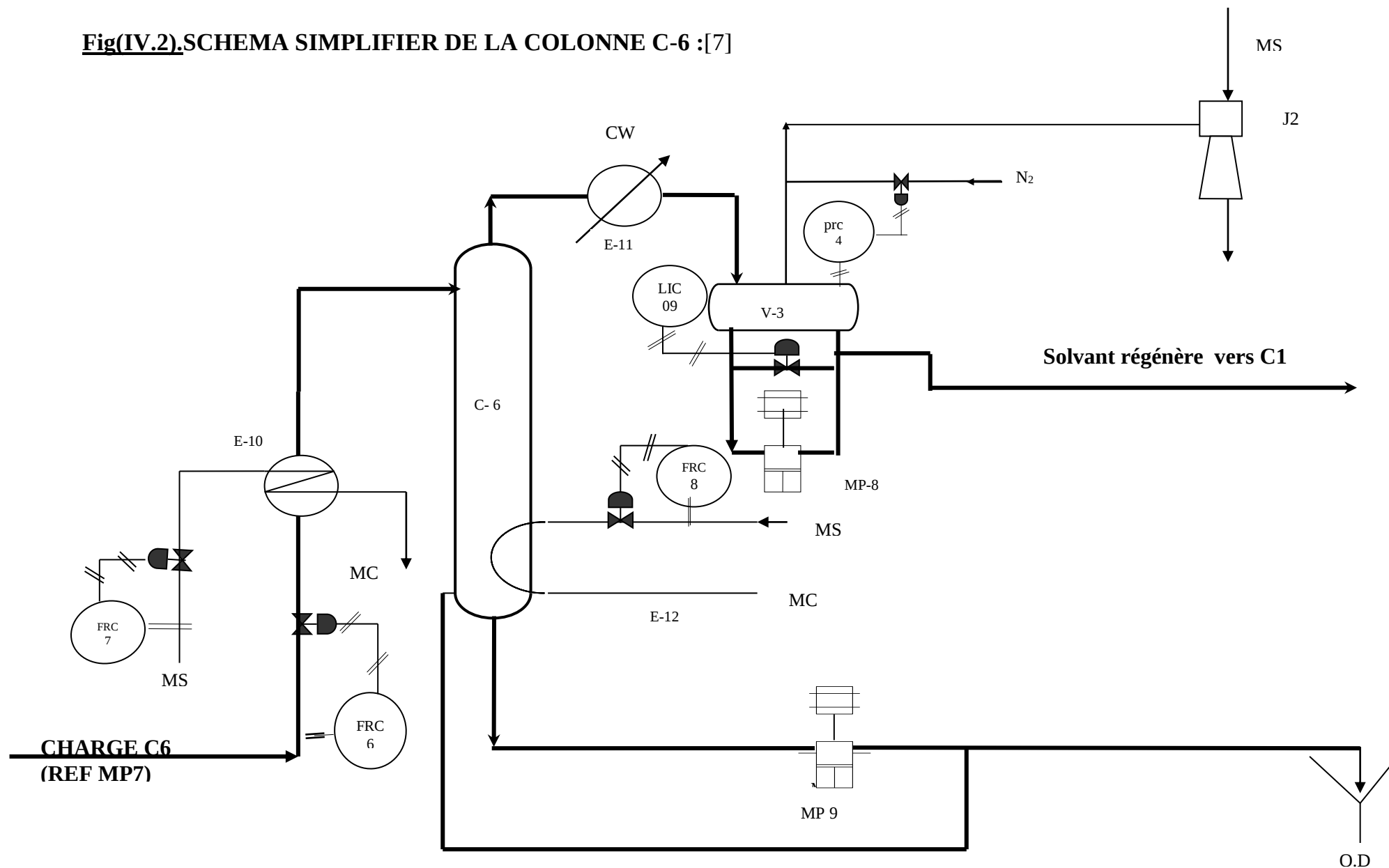


IV -3.3.2. Section De Régénération :

Le but de cette section consiste à purifier le sulfolane en le débarrassant de tous les polymères.

La charge provenant du fond C5 est préchauffée dans le E10 à l'aide de la vapeur sous le contrôle du régulateur de débit FRC7, entre dans la colonne qui travaille sous vide grâce à l'éjecteur à vapeur J2, où tout le système est contrôlé par le régulateur de pression PRC4, afin d'éviter la dégradation du sulfolane. Les vapeurs de sulfolane purifiées sont condensées dans le condenseur E11, puis accumulées dans le ballon V3 et au moyen de motopompe MP8 le sulfolane est recycle vers le RDC1 sous contrôle du régulateur de niveau LIC9.

A partir du fond de la colonne, le produit de décomposition est envoyé de façon discontinue au moyen d'une pompe alternative normalement vers une cuve d'où elle est enlevée après avoir été refroidie. L'autre partie est recyclée vers le fond de la colonne. L'énergie nécessaire de fonctionnement de cette colonne est fournie par le rebouilleur à vapeur E12 sous contrôle du régulateur de débit de vapeur FRC12.

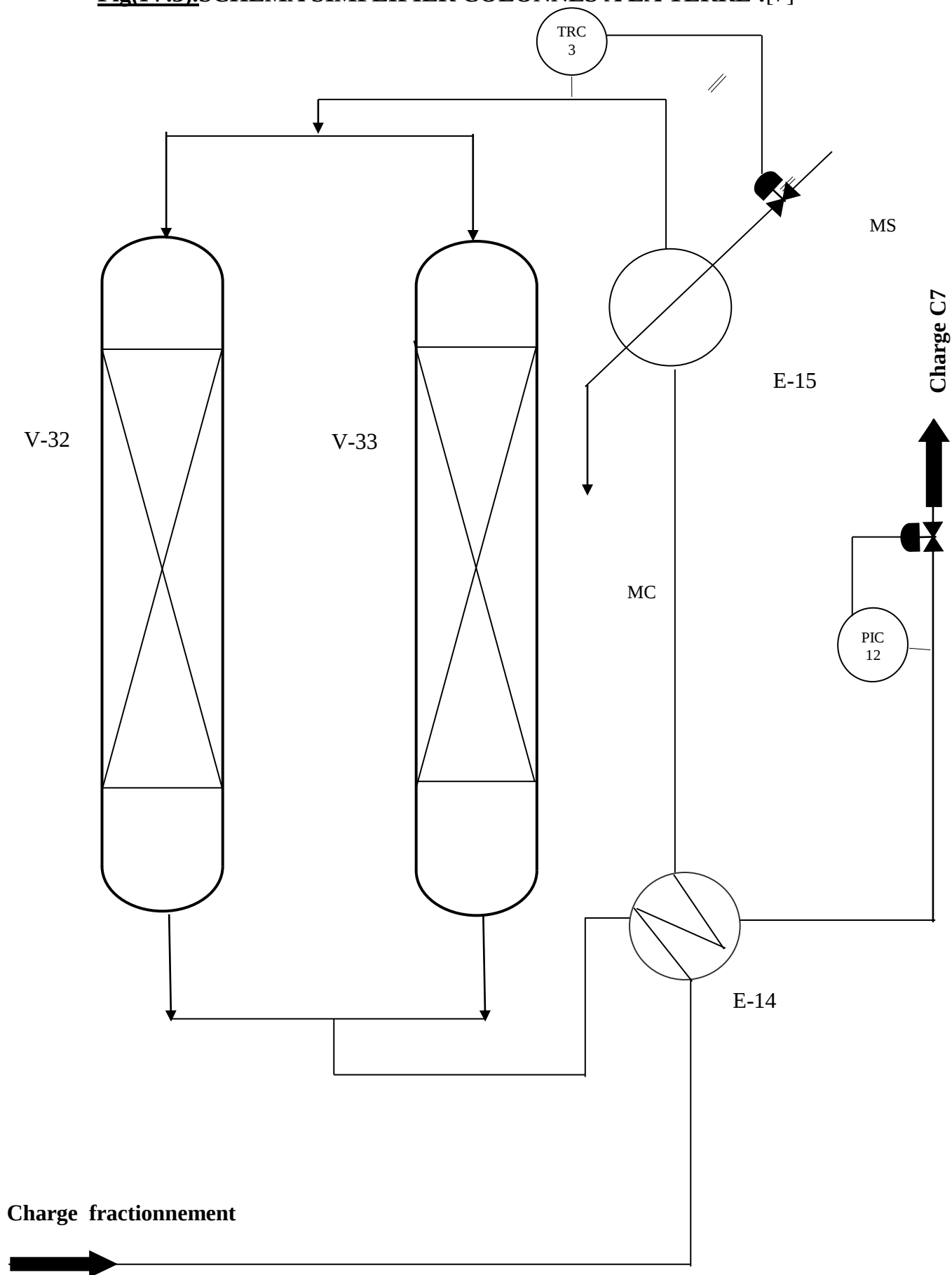
Fig(IV.2).SCHEMA SIMPLIFIE DE LA COLONNE C-6 :[7]

IV -3.3.3. Section de Traitement à La Terre !

L'importance des aromatiques (benzène, toluène) dans les synthèses pétrochimiques nécessitent des spécifications internationales, dont l'absence totale des oléfines et diolefines est la plus importante.

Pour satisfaire cette spécification, l'unité de production d'aromatiques dispose d'une section de traitement de ces produits (section d'adsorption) avant leurs séparations.

La charge composée de benzène, toluène et d'impuretés est préchauffée dans le pré chauffeur E14 avec les aromatiques traités, puis chauffée dans le E15 à l'aide de la vapeur sous contrôle de régulateur de température TRC3, alimente du haut de la colonne d'adsorption V32/33 contenant de la terre activée ou la pression est réglée par le régulateur PIC12. Le produit traité (débarassé des impuretés) sort du fond de l'adsorbeur en cédant ces calories dans le E14 et alimente la section de fractionnement.

Fig(IV.3).SCHEMA SIMPLIFIER COLONNES À LA TERRE :[7]

IV -3.3.4.Section Fractionnement :

Elle est destinée à séparer le benzène du toluène par un simple procédé de distillation.

C'est une section qui comprend une colonne de benzène, une colonne de toluène pour l'élimination des xylènes contenus dans la charge et d'autres équipements auxiliaires nécessaires à la fabrication et la séparation des dits produits.

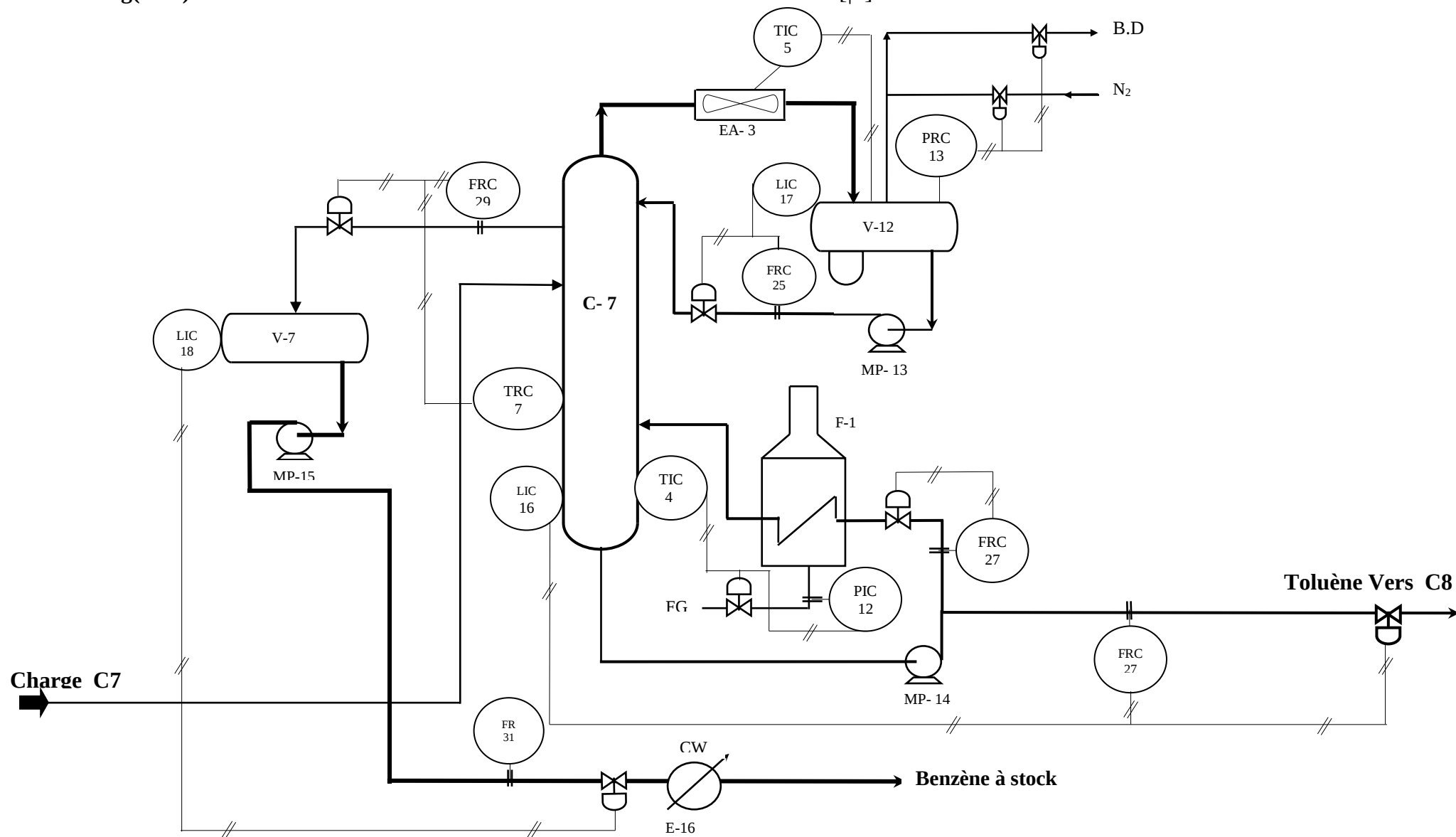
La charge une fois traitée, sort du fond de la colonne à la terre et entre dans la colonne de benzène C7.

La chaleur nécessaire pour la distillation est fournie par le rebouilleur F1 utilisant le fuel-gaz comme gaz combustible sous le contrôle du régulateur de pression en cascade avec le régulateur de température à la sortie du four PIC12/TIC4.

Le produit de tête de la colonne, après condensation dans les aéro-réfrigérants MEA3A/B est récupéré dans le ballon V6 puis utilisé comme reflux total au moyen de la motopompe MP16 sous le contrôle du régulateur de débit FRC25 en cascade avec le régulateur de niveau du ballon LIC17 en passant par le coalescer FT1 pour l'élimination des traces d'humidité. Quant à l'eau elle est drainée par le mamelon du ballon de reflux après sa décantation.

Latéralement de la zone supérieure, au niveau du 7ème plateau, on extrait le benzène sous le contrôle d'un régulateur de différence de température DTRC7 entre le 7ème et le 15ème plateau de la colonne en cascade avec le régulateur de débit FRC29. Le benzène est accueilli dans l'accumulateur V7 lequel est transféré vers le stockage intermédiaire à l'aide de la motopompe MP15 après son refroidissement dans l'échangeur E16, dont la quantité est réglée par le régulateur LIC18.

Fig(IV.4).SCHEMA SIMPLIFIE DE LA COLONNE DE BENZENE C-7 :[[6]



Régulateur de niveau LIC16, le fond de la colonne, c'est à dire le toluène est envoyé avec la pompe MP14 en charge à la colonne C8 (colonne de toluène) pour rectification. La chaleur nécessaire à la rectification est fournie par le rebouilleur à vapeur E18.

De la tête de la colonne, le toluène rectifié est condensé dans le E17 et accumule dans le ballon V8 d'où une partie est recyclée vers la colonne par la MP16 comme reflux tandis que le reste est envoyé à stockage. Le produit de fond de la colonne (produit lourd) est envoyé par la MP17 à travers le E19 vers le Bac des hydrocarbures lourds de l'unité 400 (S33/34) ou avec le raffinat (S35/36).

V. Calcule de la colonne (C7) :**V-1 Les données:**

Dans cette colonne on fonctionne un mélange binaire : benzène, toluène :

Tableau (V.1): Les données de départ

Composant	Surface indiquée	Facteur de corrélation	Surface corrigée	% en poids
Iso C ₆	44	0,96	42,24	0,0012
Benzène	2.996,00	0,89	2.666,440	78,35
Toluène	792,10 ⁵	0,93	736.657,65	21,65
n C ₇	35	1	35	0,0010

Remarque :

- Ce tableau est établi d'après l'analyse chromatographique de la charge.
- La charge de la colonne de benzène est constituée essentiellement de benzène, toluène et de xylènes en très faible concentration, il existe d'autre constituants tel que le naphta C7 l'éthylbenzène. Cependant vu leur faible concentration, donc, ils seront négligés dans les calculs car leur influence est très faible, et ne peut considérer que notre charge est un mélange binaire.

Tableau (V.2) :Composition de la charge

Charge	Kg / h	% pds (X _i)	M _i	K mol / h	Pds / M _i	X' _i
Benzène	7521,34	0,54	78,1	96,42	0,0049	0,58
Toluène	6394,64	0,4599	92,14	69,507	0,0049	0,42
Xylènes	0,98	3,79.10 ⁻⁵	106	0,00627	0,0357.10 ⁻⁵	2,85.10 ⁻⁵
Σ	13916,96	0,9999		165,942	0,0118	1

Tableau (V.3) : Composition des distillats

Charge	Kg / h	% pds (X_i)	M_i	K mol / h	Pds / M_i	X'_i
Benzène	7515,92	0,998	78,1	96,358	0,0128	0,9999
Toluène	1,84	0,0002	92,14	0,02	$1,92 \cdot 10^{-5}$	0,0001
Xylènes	0,243	$2,46 \cdot 10^{-5}$	106	0,0023	$2,32 \cdot 10^{-7}$	$1,81 \cdot 10^{-5}$
Σ	13916,96	1		69,378	0,0128	1

Tableau (V.4) : Composition du résidu

Charge	Kg / h	% pds (X_i)	M_i	K mol / h	Pds / M_i	X'_i
Benzène	5,421	0,001	78,1	0,0695	$1,282 \cdot 10^{-5}$	0,0012
Toluène	6392,8	0,9989	92,14	69,487	0,0109	0,9987
Xylènes	0,74	0,0001	106	0,007	$9,434 \cdot 10^{-7}$	0,0001
Σ	6398,96	1		69,564	0,019	1

Nous avons :

- La température d'ébullition du toluène à $P=1$ atm, $T_{eb}=110,7^\circ$ C.
- La température d'ébullition du benzène à $P=1$ atm, $T_{eb}=80,1^\circ$ C.
- La température de la charge (mélange benzène- toluène) à l'entrée de la colonne : $T=95,6^\circ$ C.
- La colonne fonctionnement à une pression de : $P=1,1$ atm, $P=760$ mmhg.

Tableau (V.5) : la tension de vapeur du benzène et toluène selon la variation de Température

Température (C°)	Tension de vapeur du benzène (mmhg) Pb	Tension de vapeur du toluène (mmhg) Pt
80,1	760	288,2
85	874	342
90	1026	395,2
95	1178	471,2
98	1292	516,8
100	1368	547,2
105	1520	646
110	1710	744,8
111	1824	760

Puisque le benzène bout à 80,1°C et toluène à 110,7°C, donc le système sera équilibré entre ces deux températures.

I- Calcul des concentrations des constituants dans le mélange :

I-1- Le constituant le plus volatil (benzène) :

A 760 mmhg et $P = \pi$.

a) dans la phase liquide :

Pour toutes les températures le calcul des concentrations molaires se fait selon l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$X'_b = \frac{\pi - P_t}{P_b - P_t}$$

où :

Pt: Tension de vapeur de toluène.

Pb : Tension de vapeur de benzène.

$$\text{A.N : A } 80,1^\circ\text{C : } X'_{1b} = \frac{760 - 288,2}{760 - 288,2} = 1 \quad X'_{1b} = 1$$

$$\text{A } 85^\circ\text{C : } X'_{2b} = \frac{760 - 342}{874 - 342} = 0,78 \quad X'_{1b} = 0,78$$

Les résultants de tous les calculs dans le tableau N°06.

b) dans la phase vapeur :

Pour toutes les températures le calcul des concentrations molaires se fait selon l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$Y'_b = X'_b \frac{P_b}{\pi}$$

$$\text{A.N : A80,1}^\circ\text{C : } Y'_{1b} = 1 \cdot \frac{760}{760} = 1 \qquad Y'_{1b} = 1$$

$$\text{A85}^\circ\text{C : } Y'_{2b} = 0,78 \cdot \frac{874}{760} = 0,89 \qquad Y'_{2b} = 0,89$$

Les résultants de tous les calculs se trouvent dans le tableau N°=06.

I-2 Le constituant le plus volatil (toluène) :

Toujours à pression atmosphérique 760 mmHg.

a) dans la phase liquide :

soit X'_T : concentration molaire du toluène dans la phase liquide.

$$\text{On a : } X'_b + X'_T = 1 \Rightarrow X'_T = 1 - X'_b$$

$$\text{A.N : A80,1}^\circ\text{C : } X'_{1T} = 1 - 1 = 0 \qquad X'_{1T} = 0$$

$$\text{A85}^\circ\text{C : } X'_{2T} = 1 - 0,78 = 0,2 \qquad X'_{2T} = 0,22$$

Les résultants se trouvant dans le tableau N° =06.

b) dans la phase vapeur :

$$\text{soit } Y'_b + Y'_T = 1 \Rightarrow Y'_T = 1 - Y'_b$$

$$\text{A.N : A80,1}^\circ\text{C : } Y'_{1T} = 1 - 1 = 0 \qquad Y'_{1T} = 0$$

$$\text{A85}^\circ\text{C : } Y'_{2T} = 1 - 0,89 = 0,11 \qquad Y'_{2T} = 0,11$$

Les résultants se trouvent dans le tableau N°=06

Touts les résultats précédents sont présents dans le tableau N°=06

Tableau (V.6) : Concentrations molaires des constituants dans le mélange

N°	T°C	X _b	Y _b	X _T = 1-X _b	Y _T = 1-Y _b
1	80,1	1	1	0	0
2	85	0,78	0,897	0,22	0,103
3	90	0,57	0,7695	0,43	0,2305
4	95	0,41	0,6355	0,59	0,3645
5	98	0,34	0,5466	0,66	0,4534
6	100	0,26	0,468	0,74	0,532
7	105	0,13	0,26	0,87	0,74
8	110	0,015	0,3375	0,985	0,966
9	111	0	0	1	1

V-2 Conversion des concentrations molaires massiques :**1. Le constituant le plus volatil (benzène) :****a) dans la phase liquide :**

la concentration massique donnée par la formule suivant :

$$X_b = \frac{X'_b M_b}{X'_b M_b + (1 - X'_b) M_T}$$

M_b : masse molaire du benzène.

M_T : masse molaire du toluène.

$$\text{A.N : A } 80,1^\circ\text{C : } X_b = \frac{1,78,1}{1,1,78+(1-0,78).92,14} = 1 \quad X_b = 1$$

$$\text{A } 85^\circ\text{C : } X_b = \frac{0,78,78,1}{0,78,1,78+(1-0,78).92,14} = 0,75 \quad X_b = 0,75$$

Les résultats se trouvent dans le tableau N°07.

b) dans la phase vapeur :

la concentration massique Y_b est donnée par la formule suivante

$$Y_b = \frac{Y'_b M_b}{Y'_b M_b + (1 - Y'_b) M_T}$$

$$\text{A.N: A } 80,1^\circ\text{C : } Y_b = \frac{1,78,1}{1,78,1+(1-1).92,14} = 1 \quad Y_b = 1$$

$$\text{A } 85^\circ\text{C: } Y_b = \frac{0,89,78,1}{0,89,78,1+(1-0,89).92,14} = 0,87 \quad Y_b = 0,87$$

Les resultants se trouve dans le tableau N°=07.

2. le constituant le moins volatil (toluène) :

a) dans la phase liquide :

les concentrations massiques du toluène X_T sont calculées d'après la formule :

$$X_T = 1 - X_b$$

$$\text{A.N: A } 80,1^\circ\text{C : } X_T 1 - 1 = 0$$

$$X_T = 0$$

$$\text{A } 85^\circ\text{C : } X_T 1 - 0,75 = 0,25$$

$$X_T = 0,25$$

Le reste du résultat se trouve dans le tableau N°=07.

a) dans la phase Vapeur :

D'après la formule $Y_T = 1 - Y_b$ on a les concentrations massiques du toluène

$$\text{A.N : A } 80,1^\circ\text{C : } Y_T 1 - 1 = 0$$

$$Y_T = 0$$

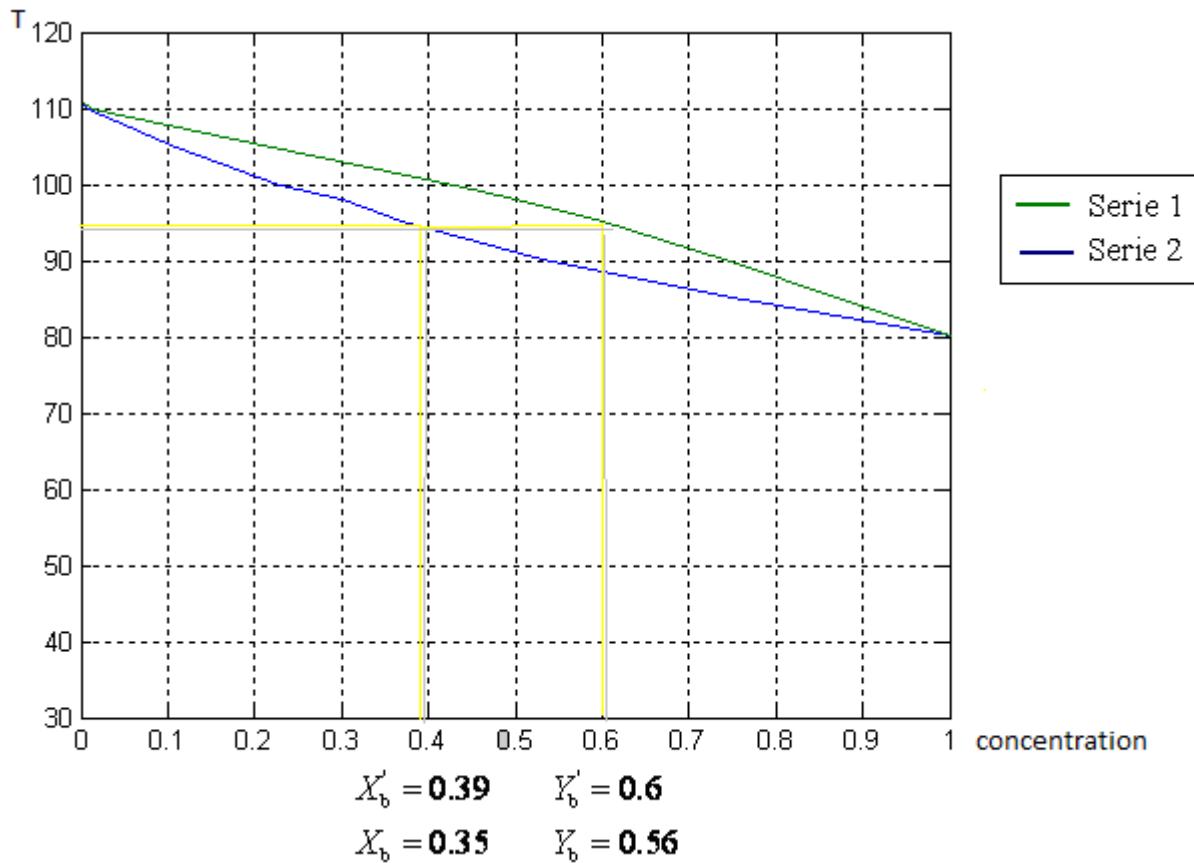
$$\text{A } 85^\circ\text{C : } Y_T 1 - 0,87 = 0,13$$

$$Y_T = 0,13$$

Le reste du résultat se trouve dans le tableau N°=07.

Tableau (V.7) : le constituant le moins volatil (toluène)

N°	T°C	X_b	Y_b	$X_T = 1 - X_b$	$Y_T = 1 - Y_b$
1	80,1	1	1	0	0
2	85	0,75	0,87	0,25	1,13
3	90	0,53	0,74	0,47	0,26
4	95	0,37	0,60	0,63	0,40
5	98	0,30	0,50	0,70	0,50
6	100	0,23	0,43	0,77	0,57
7	105	0,11	0,22	0,89	0,78
8	110	0,0084	0,012	0,9916	0,988
9	111	0	0	1	1

V-3 : Construction de diagramme d'isobare : $T = f(X'_b, Y'_b)$:**V-4 : Bilan de matière :**

Soit L , D , S , R les débits respectifs de l'alimentation, distillat, soutirage et résidu.

X'_L, X'_D, Y'_D, X'_R Leurs compositions respectives.

En régime établi, on peut écrire :

$$L = D + S + R$$

D : débit du distillat (nul), en effet à partir du 7^{ème} plateau où se fait le soutirage dans la colonne, cette dernière fonctionne à reflux total.

Donc : $D=0$, on aura :

$$L = S + R \quad (1)$$

Par rapport au constituant le plus volatil :

$$L X'_L = S Y'_D + R X'_R \quad (2)$$

En combinant les équations (1) et (2), on trouve :

$$S = \frac{L(X'_L - X'_R)}{(Y'_D - X'_R)} \quad (3)$$

$$R = \frac{L(X'_L - Y'_D)}{(X'_R - Y'_D)} \quad (4)$$

$L=165,942 \text{ kmol/h}$

$X'_L=0,5 \quad Y'_D=0,999 \quad X'_R=0,012$

$\Rightarrow S=96,3782 \text{ kmol/h}$

$R=69,564 \text{ kmol/h}$

Donc, pour $165,942 \text{ kmol/h}$ de la charge, on obtient une quantité de $96,3782 \text{ kmol/h}$ du soutirage et $69,564 \text{ kmol/h}$ du résidu.

D'après le diagramme nous avons :

$X_0=0,35 \quad Y_0=0,56$

$X_L=0,54$: Concentration massique de benzène dans la charge.

$X_R=0,001$: Concentration massique de benzène dans le résidu.

$Y_D=0,54$: Concentration massique de benzène dans le distillat.

1. Le taux de vaporisation :

$$e = \frac{X_L - X_0}{Y_D - X_0} = \frac{0,54 - 0,35}{0,56 - 0,35} = 0,90 \quad \Rightarrow \quad \boxed{e=0,90}$$

Donc pour 100 kg de matière première, il y a :

90 kg de vapeur et 10 kg de liquide.

Donc : $G_0 = 90 \text{ kg}$: La quantité de vapeur dans la zone de flash.

$g_0 = 10 \text{ kg}$: La quantité de liquide dans la zone de flash.

Le bilan matière de la colonne est :

$$L=R+D \quad \Rightarrow \quad R=L-D \quad (1)$$

D'après le constituant le plus volatil, l'équation du bilan s'exprime pour :

$$L X'_L = D Y'_D + R X'_R \quad (2)$$

2. Distillat :

D'après l'équation (1) et l'équation (2), on a :

$$D = \frac{L(X_L - X_R)}{(Y_D - X_R)} = 100 \frac{0.54 - 0.001}{0.9998 - 0.001}$$

$$D = 54 \text{ kg}$$

3. Résidu :

$$R = L - D = 100 - 54 = 46 \text{ kg.}$$

Détermination du taux de reflux minimal :

$$r_{f_{\min}} = \frac{L_0 - S}{S}$$

Avec : L_0 : La quantité renvoyée à la colonne.

S : La quantité soutirée.

$$L_0 = 225.52 \text{ Kmole/h ; } S = 96.378 \text{ Kmole/h}$$

$$\text{AN: } r_{f_{\min}} = \frac{225.52 - 96.378}{96.378} = 1.34$$

$$r_{f_{\min}} = 1.34$$

a. Le reflux optimal :

$$r_{f_{\text{opt}}} = r_{f_{\min}} \cdot \delta \text{ avec } \delta = 1.1 \div 1.5$$

$$r_{f_{\text{opt}}} = 1.34 \cdot 1.5 = 2.01$$

$$r_{f_{\text{opt}}} = 2.01$$

b. La quantité minimale du reflux de la colonne :

$$g_{d_{\min}} = D \cdot r_{f_{\min}} = 54 \cdot 1.34$$

$$g_{d_{\min}} = 72.63 \text{ kg}$$

Il est nécessaire d'avoir une quantité de reflux réelle plus grande que la quantité minimale c'est-à-dire :

$$g_{d_{\text{opt}}} > g_{d_{\min}} \Rightarrow g_{d_{\text{opt}}} = D \cdot r_{f_{\min}} = D \cdot r_{f_{\text{opt}}} \cdot \delta = 72.36 \times 1.5 = 108.54$$

$$g_{d_{opt}} = 108.54$$

C/ La quantité de vapeur qui monte :

$$G_c = g_{d_{opt}} + D = 108,54 + 54 = 162,54 \text{ kg}$$

$$G_c = 162,54 \text{ kg}$$

V-5 :Les équations des droites opératoires :

a- La zone de concentration :

Pour tracer la ligne de reflux de la zone de concentration de la colonne, on peut utiliser l'équation du bilan matière :

$$G_c = g_d + D$$

Où : G_c : Débit de vapeur quittant le plateau P.

g_d : Débit de liquide descendant le plateau (P + 1).

D : Débit de distillat.

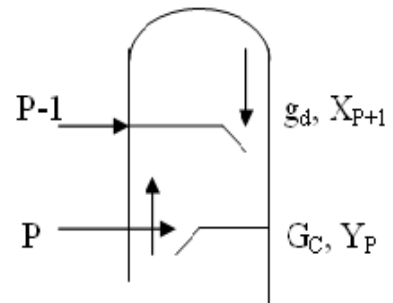
Pour la constituant le plus volatil (benzène), le bilan s'établit comme suit :

$$G_c \cdot Y_P = g_d \cdot X_{P+1} + D \cdot Y_D$$

$$\text{D'où : } Y_P = \left(\frac{r_f}{r_f + 1} \right) X_{P+1} + Y_D (r_f + 1)$$

$$\text{Avec : } Y_D / D = 108,54 / 54 = 2,01$$

C'est le taux de reflux au niveau de plateau P



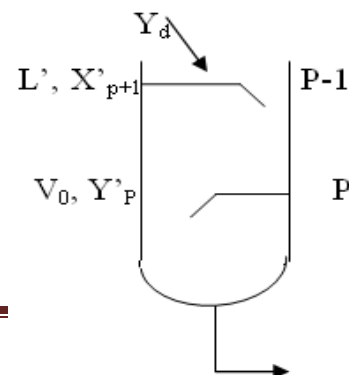
$$Y_P = 0,67 \cdot X_{P+1} + 0,33$$

AN :

$$r_f = 2,01 \quad Y_D = 0,9998$$

Équation de la droite opératoire relative au benzène.

b- Dans la zone d'épuisement :



$$X'_{P+1} = 0,6119Y'_P + 0,0003$$

On a : $L' = V_0 + R$

Où : L' : Débit de liquide quittant le plateau (P+1)

V_0 : Débit de vapeur quittant (P)

R : Débit de résidu

Pour le constituant le plus volatil, le bilan s'établit comme suit :

$$L' \cdot X_{P+1} = V_0 \cdot Y_P + R \cdot X_R$$

Soit : $L' = G_C + R = V_0 + R$

Avec : $G_C = V_0$: Le débit de vapeur quittant le plateau (P).

Sur le plateau supérieur (P+1) de la zone d'épuisement g_0 est mélangé à la partie liquide des matières premières g_0 , donc on aura :

$L' = g_0 + g_c$ et nous avons : $L' = G_C + R$

Donc : $G_C = g_0 + g_c - R$

AN : $g_0 = 10 \text{ kg}$ $g_c = g_{\text{dopt}} = 108,54 \text{ kg}$ $R = 46 \text{ kg}$

$$G_C = 10 + 108,54 - 46 = 76,54 \text{ kg}$$

$$G_C = 76,54 \text{ kg}$$

Donc on aura:

$$L' \cdot X_{P+1} = V_0 \cdot Y_P + R \cdot X_R \Rightarrow X'_{P+1} = \frac{V_0 \times Y'_P}{L'} + \frac{R \times X_R}{L'}$$

Avec: $V_0 / R = 72,54 / 46 = 1,57$ taux de reflux aux niveau de plateau P+1.

Donc :

$$X'_{P+1} = \frac{72,54 \times Y'_P}{118,54} + \frac{46 \times 0,001}{118,54}$$

Equation du droit opératoire de la zone d'épuisement pour le benzène.

V-6 : Tracé des deux droites opératoires :

a)- Ligne opératoire de la zone de rectification :

$$Y_P = 0,67 X_{P+1} + 0,33$$

Admettons que : $X_{P+1} = 1 \Rightarrow Y_P = 1$ donc le premier point K (1 ; 1)

$X_{P+1} = 0 \Rightarrow Y_P = 0,33$ donc le deuxième point L (0 ; 0,33)

b)- Ligne opératoire de la zone d'épuisement :

$$X'_{p+1} = 0,6119Y'_p + 0,0003$$

Soit : $X'_{p+1} = 0,001 \Rightarrow Y'_p = 0,001$ donc le premier point M (0,001 ; 0,001)

$X'_{p+1} = 0,0003 \Rightarrow Y'_p = 0$ donc le deuxième point N (0,0003 ; 0)

c)- Courbe d'équilibre de phases :

$$y'_A = \frac{\alpha \times X'_A}{1 + (\alpha - 1) \times X'_A}$$

α : Coefficient de volatilité relative $\alpha = \frac{P_A}{P_B} = 2,5$

$$\text{D'où : } y'_A = \frac{2,5 \times X'_A}{1 + 1,5 \times X'_A}$$

V-7 :Construction de diagramme d'équilibre de phase :

$Y = f(x)$ voir la figure N° 02

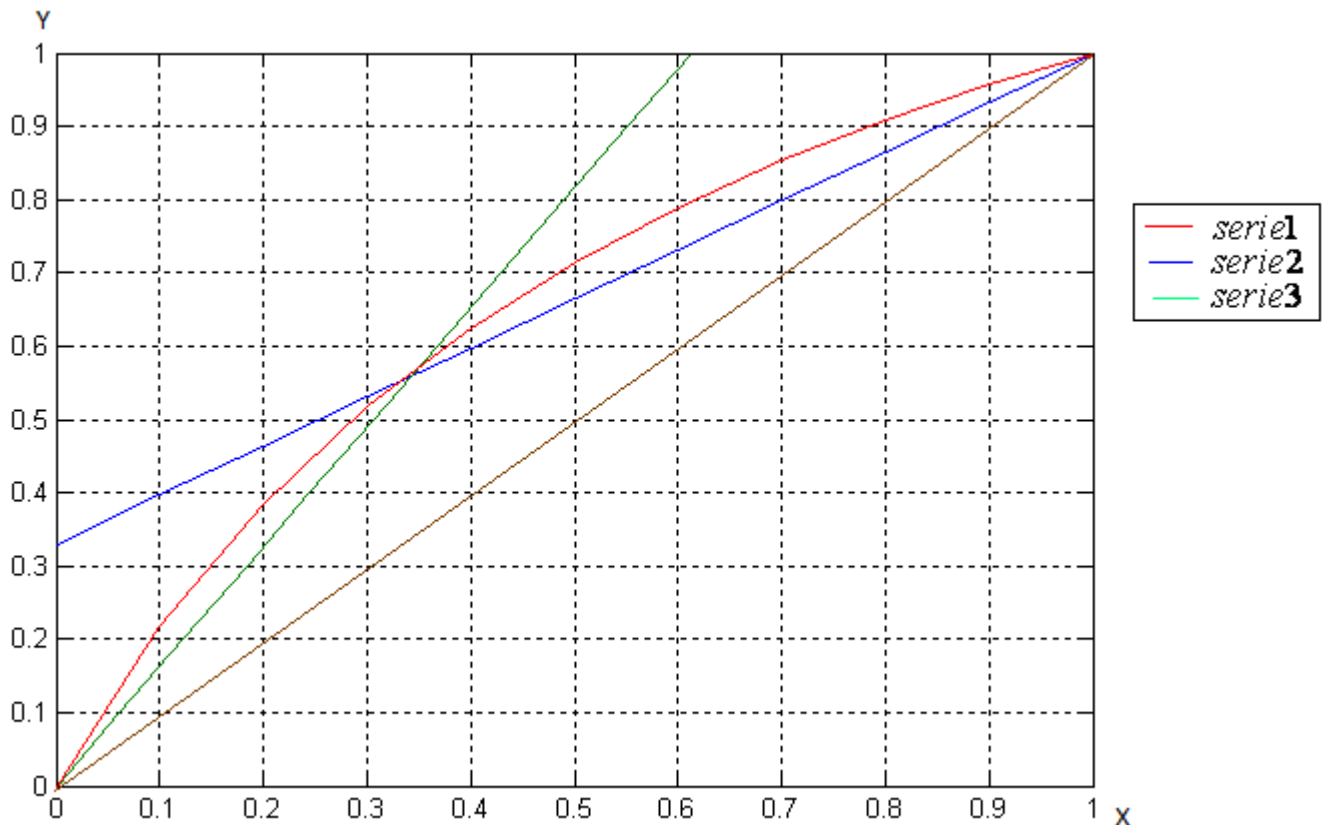


Fig.(V.1). Diagramme d'équilibre de phase

a)- Le nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement :

D'après le diagramme d'équilibre, on a le nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement est : $N_{th\acute{e}} = 17$.

b)- Le nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification :

D'après le diagramme d'équilibre, on a le nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification est : $N_{th\grave{r}} = 17$.

V-8 : Calcul de nombre de plateaux réels :**a)- Dans la zone de rectification :**

$$N_r = \frac{N_{th,r}}{E} - 1 \quad \text{avec } E : \text{L'efficacité de plateau.}$$

$$\text{Soit } E = 0,5 \Rightarrow N_r = \frac{17}{0,5} - 1 = 33 \text{ plateaux}$$

b)- Dans la zone d'épuisement :

$$N_{\acute{e}} = \frac{N_{th,\acute{e}}}{E} - 1$$

$$\text{Soit } E = 0,5 \Rightarrow N_{\acute{e}} = \frac{17}{0,5} - 1 = 33 \text{ plateaux}$$

Donc, le nombre de plateaux réels dans la colonne est $N = N_{\acute{e}} + N_r = 33 + 33$

$$N = 66 \text{ plateaux}$$

V-9 : Bilan thermique de la colonne :

Le calcul est effectuée pour 1Kg de matière première

La masse volumique relative du benzène $\rho_4^{20} = 0,880$

La masse volumique relative du toluène $\rho_4^{20} = 0,868$

A la température du travail de la colonne de 81°C à 109°C, les masses volumiques des produits changent.

Ainsi,

La masse volumique relative du benzène à la température 80°C est : $\rho_4^{80} = 0,776$

La masse volumique relative du toluène à la température 80°C est : $\rho_4^{80} = 0,775$

La masse volumique relative du benzène à la température 110°C est : $\rho_4^{110} = 0,756$

L masse volumique relative du toluène à la température 110°C est : $\rho_4^{110} = 0,754$

Entrée :	$\left\{ \begin{array}{l} \text{Matière première} \\ \text{Reflux} \\ \text{Rebouillage} \end{array} \right.$	Sortie :	$\left\{ \begin{array}{l} \text{Distillat} \\ \text{Reflux} \\ \text{Résidu} \end{array} \right.$
----------	---	----------	---

a. Les entrées :

Quantité de chaleur portée par la matière première à 95,6°C :

$$Q_L = G_0 q_{10}^N + g_0 q_{10}^L$$

Avec : $q_{10}^L = 119,32 \text{ Kcal/Kg}$

$$q_{10}^N = 44,94 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_L = 119,32 \cdot 90 + 44,94 = 11188,2 \text{ Kcal}$$

$$Q_L = 11188,2 \text{ Kcal/h}$$

On a : $\sum Q_S = Q_C + Q'_S + Q_R$

Quantité de chaleur emportée par le reflux total à 81°C:

$$Q_C = g_{d_{opt}} \cdot q_{w_{vap}}$$

Avec : $q_{w_{vap}}$: chaleur latente de vaporisation du benzène

$$q_{w_{vap}} = 113,05 \text{ Kcal /K}$$

$$g_{d_{opt}} = 108,54 \text{ Kg/h}$$

$$Q_C = 12270,447 \text{ kcal / h}$$

b. Les sorties :

Quantité de chaleur emportée par le distillat à 80°C

$$Q'_S = Dq_{TD}^L$$

Avec : $q_{TD}^L = 36,5 \text{ Kcal / Kg}$ $D = 54 \text{ Kg/h}$

Quantité de chaleur emportée par le résidu à 193°C.

$$Q_R = R.q_{TD}^L$$

Avec : $q_{TD}^L = 36,5 \text{ Kcal / Kg}$
 $R = 46 \text{ Kg/h}$

On revient à la quantité de chaleur emportée par le rebouillage Q_F :

On a : $\sum Q_E = \sum Q_S \rightarrow Q_L + Q_F = Q_C + Q'_S + Q_R$

$$Q_F = 7290,037 \text{ kcal / h}$$

$$Q_F = Q_C + Q'_S + Q_R - Q_L = 112870,477 + 1971 + 4567,34 - 11188,2$$

V-10 : Dimensionnement de la colonne :

La plus grande partie de vapeur aura lieu en tête de la colonne, parce que la valeur de sa masse moléculaire est plus petite :

$$M_y(D+g) = 78,1$$

La productivité de la colonne est :

$$L_{total} = 13916, \text{ Kg / h}$$

Alors la quantité des vapeurs en tête de la colonne est de

$$L_{total} + G_C = 13916,96 / 100 + 162,54 = 22620,63 \text{ Kg/h}$$

$$L_{total} + G_C = 22620,63 \text{ Kg/h} = 6,28 \text{ Kg / s}$$

L_{totale} : C'est le débit de la charge

G_c : La quantité de vapeur qui monte (voire page 35)

Le volume de vapeur en tête de la colonne :

$$V_{\text{sec}} = 62,4 \frac{(237 + T_D)}{760} \cdot \frac{(D_{\text{totale}} + g_{\text{totale}})}{M_y (D + g_d)}$$

$$V_{\text{sec}} = 62,4 \frac{(237 + 81)}{760} \cdot \frac{6,28}{78,1} = 2,1 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$V_{\text{sec}} = 2,1 \text{ m}^3 / \text{s}$$

La masse volumique des vapeurs :

$$\rho^v = \frac{(D_{\text{totale}} + g_{\text{totale}})}{V_{\text{sec}}} = \frac{6,28}{2,1} = 2,99 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$\rho^v = 2,99 \text{ kg} / \text{m}^3$$

Vitesse optimale des vapeurs dans la colonne :

$$W = \sqrt{\frac{\rho^L}{\rho^v}} = 0,064 \sqrt{\frac{830}{2,99}} = 1,06 \text{ m} / \text{s}$$

$$W = 1,06 \text{ m} / \text{s}$$

Nous avons : ρ^L : masse volumique moyenne du mélange = 830 Kg/m³

La surface de la section droite de la colonne

$$S = \frac{V_{\text{sec}}}{W} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad \text{D'où le diamètre de la colonne est :}$$

$$D = 1,13 \sqrt{\frac{V_{\text{sec}}}{W}} = 1,13 \sqrt{\frac{2,1}{1,06}} = 1,59 \approx 1,6 \text{ m}$$

La hauteur de la colonne :

La hauteur de la colonne est calculée comme la somme des de ses zones :

- la distance entre les plateaux $h' = 0,6 \text{ m}$
- la distance entre les plateaux munis de trous d'homme $h'' = 0,8 \text{ m}$

- la hauteur de l'espace entre tête de colonne $h^t = 0,9$ m

Alors la hauteur de la zone concentration s'exprime par :

$$h_c = 33h' + 1h'' + h^t = 33 \cdot 0,6 + 1 \cdot 0,8 + 0,9 = 21,5m$$

- La hauteur de l'espace au fond de colonne $h^F = 1,8$ m

Alors la hauteur de la zone d'épuisement s'exprime par :

$$H_e = 33h' + 1h'' + h^F = 33 \cdot 0,6 + 1 \cdot 0,8 + 1,8 = 22,4m$$

- La hauteur de la zone de flash est de $h_v = 1,5m$
- La hauteur des fonds de colonne dépend du diamètre de la colonne

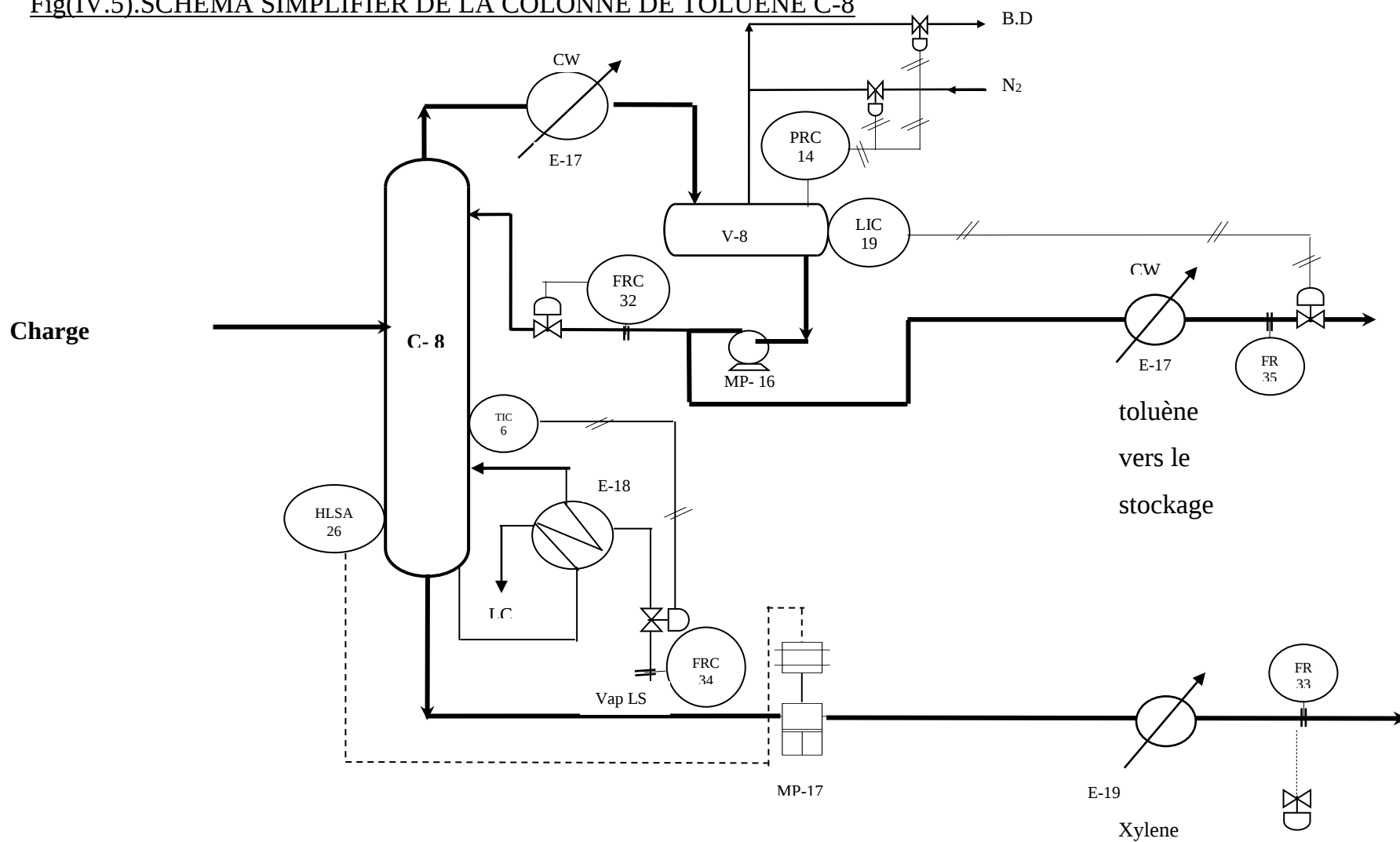
$$h_f = 0,40 \text{ m}$$

Alors la hauteur de la colonne est exprimée par :

$$\begin{aligned} H &= h_c + h_e + h_v + 2h_f \\ &= 21,5 + 22,4 + 1,5 + 2 \cdot 0,40 = 46,2m \end{aligned}$$

$$H = 46,2 \text{ m}$$

Fig(IV.5).SCHEMA SIMPLIFIE DE LA COLONNE DE TOLUENE C-8



CONCLUSION

D'après le travail qu'on a effectué on a conclu que vus les trois handicaps qui freine la bonne production de l'unité 200 son :

1. l'appauvrissement de la charge en aromatiques provenant de l'unité du reforming catalytique.
2. l'arrêt de la section de régénération de solvant depuis plusieurs années qui a réduits considérablement la dure de vie de solvant et une perte progressive de ses capacités.
3. le solvant utilise est le SULFOLANE quand il se dégrade il devient acide et par mis ses produits de décomposition on auras quelque polymères alors sont acidité provoque la dégradation du métal par corrosion et les polymères provoque le bouchage des tuyères.

Suivant votre étude la section fractionnement des BTX est la seule qui travail convenablement, elle donne des produits pure et il répondent au spécification du marche international.

Bibliographie

[1]-P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome I

2^{ème} édition 1972 –Paris.page

[2]-P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome II

2^{ème} édition 1972 –Paris.

[3]-J.P.WAUQUIER : Procédés de séparation,

Editions TECHNIP 1998 –Paris.

[4]-Engineering PERRY HAND BOOK, Edition 1972.

[5]-Engineering DATA BOOK NINTH, Edition 1972.

[6]-R. ABDOULLAEV, V. KOSSIAKOV : Théorie et calcul de la rectification des mélanges complexes Editions INHC 1977 –Boumerdes.

[7]-Cours de Raffinage -I- FHC (IGCR00, IGCP00), Boumèrdès 2003-2004.

[8]-www.iap.dz (l'école de Skikda)

Résumé

la croissance rapide de la production d'hydro- carbures aromatiques, benzene, toluene et xylenes, d'origine petroliere est due au large marche de ces grands intermediaires et a l'existence des procedes du reforming et de pyrolyse des essences qui rendent disponibles des quantites importantes de coupes riches en aromatiques. les aromatiques en sont couramment extraits au moyen d'un solvant. le choix du solvant d'extraction est fondamental et on exige de ce dernier un ensemble de proprietes dont dependent a la fois le rendement et la purete des produits obtenus ainsi que le bon fonctionnement des extracteurs.

notre objective est de faire un calcul de verification de la colonne d'extraction du benzene de l'unité de skikda, pour etre fonctionner dans les normes, aussi pour etre donner le maximum de production (charge riche en benzene).