



N° d'ordre :

N° de série :

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

UNIVERSITÉ ECHAHID HAMMA LAKHDAR - EL OUED
FACULTÉ DES SCIENCES ET DE TECHNOLOGIE

Mémoire de fin d'étude

MASTER ACADEMIQUE

Filière: Génie des procédés

Spécialité: Raffinage et pétrochimie

Thème

*Étude l'extraction d'un mélange
Toluène /n-heptane à la raffinerie*

Soutenu le : 01 / 06 / 2015

Présenté par:

Devant le jury :

Labbi Siham

.Président : M. Rouahna Noureddine

Belbey Asma

.Examineur : M. Boukazal Abdeslam

.Encadreur : M.Barani Djamel

Année universitaire 2014 – 2015

REMERCIEMENT

Au terme de ce travail, on exprimer notre gratitude à Allah de nous avoir donné la force et la patience, ces fabuleuses valeurs sans lesquelles on n'aurait pu puiser de nouvelles forces pour mener à bien notre tâche.

*Ce travail a été réalisé sous l'encadrement de professeur **Barani Djamel** à l'**université ECHAHID HAMMA LAKHDAR EL OUED**, a qui Nous voulons exprimer notre gratitude pour leurs disponibilités, leurs aides et leurs conseils pour réaliser ce travail.*

Nous voulons tiens à remercier toutes les personnes qui pour leurs aides, leurs réflexions ou leurs remarques, ont pu contribuer à la réussite de ce modeste travail.

*Nous voulons tiens à remercie toutes les amies de la promotion du master en raffinage de **l'université ECHAHID HAMMA LAKHDAR EL OUED**.*

Nous voulons remercie vivement le jury qui à accepter de juger ce modeste travail .

Dédicaces

A ma Mère

A mon défunt père

*Je dédie ce modeste travail à l'être qui m'est le plus cher sur cette terre,
celle qui a tant donné pour ses enfants :*

Ma Mère.

*A la mémoire de Mon Père. J'espère toutefois qu'il serait fier de
mes choix s'il était présent aujourd'hui.*

*A toute ma famille, cet ensemble de personnes qui forment comme
une forteresse au fond de nous et où l'on peut se réfugier à tout
moment.*

A tous les amis que j'ai eu la chance d'avoir.

A tous ceux que j'aime.

Siham

Dédicaces

A ma Mère.

A mon père.

*Je dédie ce modeste travail à l'être qui m'est le plus cher sur cette terre
celle qui a tant donné pour ses enfants :*

Ma Mère.

A Mon Père. J'espère toutefois qu'il serait fier de mes choix.

*Je veux remercier Mon mari Abdelwahab, et Mon fils
Mohammed Tayseer et toute ma famille, cet ensemble de personnes
qui forment comme une forteresse au fond de nous et où l'on peut se
réfugier à tout moment.*

A tous les amis que j'ai eu la chance d'avoir.

A tous ceux que j'aime.

Assma

Sommaire

Liste des figures

Liste des Tableaux

Introduction générale..... 1

Chapitre I : Historique et présentation du raffinage

I. Vue Historique sur l'Organisation de l'Activité Raffinage	2
I.1. Les Refineries Algériennes	2
I.1.1. Raffinerie de Skikda	4
I.1.1.A.Présentation de la Raffinerie de Skikda	4
I.1.1.B.Situation	4
I.1.1.C. Construction	4
I.1.1.D. Structure hiérarchique de la raffinerie	5
I.2. Présentation des différentes unités	6
I.2.1. Département production I	6
I.2.2. Unités annexes et utilités	7
I.2.2.A. Les unités 10-11 de Topping	7
I.2.2.B. Unités 100 et 103 (unité Magnaforming , platforming)	7
I.2.2.C. Unité 200 (extraction des aromatiques)	7
I.2.2.D. Unité 400 (séparation du para-xylène)	8
I.2.2.E. Unité 70 (Production de bitume)	8
I.2.2.F. Les unités 30-31-104 (Séparation et traitement des gaz)	8
I.2.2.G. La centrale thermoélectrique (CTE 1050)	9
I.2.2.H.Unité melex (600)	10

Chapitre II : Extraction des aromatiques

II. Généralité	12
II.1. L'extraction des aromatique	12
II.1.1. Structure chimique	12
II.1.2. Propriétés physiques	13
II.1.3. source des aromatiques	14
II.1.4. Utilisation d'Hydrocarbures aromatiques	15
II.1.4. 1. Benzène	15
II.1.4.2.Toluène	15
II.1.4.3. Xylènes et éthylbenzène	15
II.1.4.4. Aromatiques en C9 et plus lourds	15
II.1.5. Différentes Méthodes de séparation des aromatiques	15
II.2. Extraction par solvant	16
II.2.1.Les étapes d'extraction	16

II.2.2. La température de dissolution	16
II.2.3. Equilibre isotherme entre phases liquides	17
II.3. Principe de l'extraction par solvant	17
II.4. Facteurs influencent le procédé d'extraction	18
II.4.A. Le solvant	19
II.4.B. La température d'extraction	19
II.5. Rappel thermodynamique sur l'équilibre liquide – liquide	19
II.5.1 Conditions d'équilibre liquide - liquide	19
II.5.2 Modèle thermodynamique	20
II.5.2.1 Le modèle NRTL	20
II.5.2.2 Le modèle UNIQUAC	21
II.5.3 Diagramme d'équilibre liquide – liquide de systèmes ternaires	22
II.6. Différentes méthodes d'extraction au solvant	23
II.6.1. Extraction à un étage	23
II.6.2. Extraction à un multi étage	24
II.6.3. Extraction à contre- courant	24
II.7. But des extracteurs liquide-liquide	24
II.8. Description de procédé d'extraction des aromatiques	25
II.8.1. But de l'installation	25
II.8.2. Les Méthodes de séparation	25
II.8.2.1. Extraction liquide - liquide	25
II.8.2.2. Fractionnement	25
II.8.2.3. Les sections de l'unité	25
A. Section d'extraction	25
B. Section de régénération	28
C. Section de traitement à la terre	29
D. Section fractionnement	30
II.8.2.4. Description des différentes colonnes de l'unité	34
A. Colonne d'extraction(RDC ₁)	34
B. Colonne de lavage du raffinat(RDC ₂)	34
C. Colonne de stripping de l'extrait (C ₃)	35
D. Colonne de stripping de l'eau(C ₄)	35
E. Colonne de récupération des aromatiques(C ₅)	35
F. Colonne de régénération du solvant(C ₆)	36
G. Colonne à la terre (V _{5 A/B})	36
H. Colonne de la section fractionnement	36

CHAPITRE III : Les Solvants

III.1. Les Solvants organiques	37
--------------------------------	----

III.1.1. Définition des solvants	37
III.1.2. Propriétés des solvants	37
III.1.2.1. Propriétés physiques	37
III.1.2.2. Capacité et sélectivité des solvants	38
III.2. les liquides ioniques	40
III.2.1. Définition les liquides ioniques	40
III.2.2. Nomenclature des liquides ioniques	40
III.2.3 Structure du liquide ionique	41
III.3 Propriétés physico-chimiques des liquides ioniques	42
III.3.1 Point de fusion	42
III.3.2. Domaine liquide et surfusion	43
III.3.3 Densité et Viscosité	43
III.3.4 Stabilité thermique	43
III.4 Les diverses applications des liquides ioniques	43
I.5. Applications dans le domaine des procédés de séparation	44
I.6. Conclusion	44

CHAPITRE IV : Simulation d'unité d'extraction de mélange toluéné et n-heptane

IV.1. Introduction	46
IV.2 .Description du procédé d'extraction des hydrocarbures aromatiques par solvant sélectif	46
IV.2.1. Schéma général du procédé d'extraction des aromatiques par solvant	46
IV.2.2 .Critères de choix de solvant	47
a- Efficacité de solvant	47
IV.2.3. Différents types des solvants ordinaires	48
IV.2.3.1. Propriétés physico-chimiques	48
IV.2.3.2. Propriétés environnementales	49
a- Informations toxicologique	49
b- Informations écologiques	49
IV.3. Simulation du procédé d'extraction des aromatique en utilisant des solvants organiques	50
IV.3.1. Méthodologie générale	50
IV.3.1.1. Les étapes de simulation	50
a- Choix du système de séparation	50
b- Choix du modèle thermodynamique	50
c- Conditions opératoires	51
d- Description du procédé d'extraction des aromatiques	51
IV.1. Les solvants	55
a- Taux de régénération	55
b- Comparaison économique entre sulfolane et DMSO	55

Liste des abréviations

RA1/K	Raffinerie de Skikda
CTE	Centrale thermique électrique
HP	Vapeur haut pression
BP	Vapeur basse pression
MP	Vapeur moyenne pression
C	Colonne
E	Echangeur
RDC	Colonne à disc rotatif (rotatif disc colon)
FRC	Contrôleur régulateur de débit
PRC	Contrôleur et régulateur de pression
TRC	Contrôleur et régulateur de température
LIC	Contrôleur et régulateur de niveau
DLIC	Contrôleur et régulateur dE différence niveau
MP	Motopompe
V	Ballon (vacuun)

Liste des figures

<i>Figure.I.1.Position des raffineries en Algérie.....</i>	<i>3</i>
<i>Figure.I.2.Situation géographique de la RA1/K dans zone industrielle a SKIKDA</i>	<i>4</i>
<i>Figure.I.3.organigramme de la raffinerie de SKIKDA</i>	<i>6</i>
<i>Figure.I.4.Schéma général de la raffinerie de Skikda</i>	<i>10</i>
<i>Figure II.1.Exemples de diagrammes ternaires</i>	<i>23</i>
<i>Figure II.2. Extraction à un seule étage</i>	<i>24</i>
<i>Figure II.3.Schéma simplifié de la section d'extraction</i>	<i>28</i>
<i>Figure II.4 .Schéma simplifié de la section régénération</i>	<i>29</i>
<i>Figure II.5. Schéma simplifié de la section de traitement à la terre</i>	<i>30</i>
<i>Figure II.6.Schéma simplifié de la section fractionnement</i>	<i>31</i>
<i>Figure II.7. Schéma simplifié de la colonne de benzène C-7</i>	<i>32</i>
<i>Figure II.8 : Schéma simplifié de la colonne de tolyène C-8</i>	<i>33</i>
<i>Figure III.1. les anions les plus utilisés</i>	<i>41</i>
<i>Figure III.2. Les cations les plus utilisés</i>	<i>42</i>
<i>Figure III.3. diverses applications des liquides ioniques.....</i>	<i>45</i>
<i>Figure IV.1. Schéma général du procédé d'extraction des aromatiques</i>	<i>47</i>
<i>Figure IV.2 : Structures des solvants ordinaires</i>	<i>48</i>
<i>Figure.IV.3.Schéma technologique de procédé d'extraction des aromatiques par les solvants organiques conçue par Aspen Hysys 7.2</i>	<i>52</i>
<i>Figure.IV.4.Les teneurs d'efficacité des solvants étudiés.....</i>	<i>55</i>
<i>Figure.IV.5.Secteur représentant la somme totale et les pertes économiques de chaque solvant en USD.....</i>	<i>56</i>

Liste des Tableaux

<i>Tableau . I.1.Capacité de traitement des raffineries algériennes</i>	<i>3</i>
<i>Tableau .I.2. la capacité de production totale de RA1/K</i>	<i>11</i>
<i>Tableau .II.1. Les concentrations maximales des substances toxiques dans l'air pour un travail quotidien en huit heures</i>	<i>13</i>
<i>Tableau.II.2.Les propriétés physiques du Benzène, Toluène et Xylène</i>	<i>13</i>
<i>Tableau .II.3. Poids aromatique</i>	<i>14</i>
<i>Tableau.III.1 : Propriétés des principaux solvants d'extraction des aromatiques</i>	<i>39</i>
<i>Tableau III.2: Conditions d'utilisation des solvants en extraction</i>	<i>40</i>
<i>Tableau IV.1 : Propriétés physico-chimiques des solvants ordinaires.....</i>	<i>48</i>
<i>Tableau IV.2 : Informations toxicologiques des solvants ordinaires</i>	<i>49</i>
<i>Tableau IV.3 : Paramètres d'interaction du modèle NRTL pour le système ternaire { toluène + n heptane + solvants classiques}</i>	<i>50</i>
<i>Tableau IV.4 : Conditions opératoires des procédés d'extraction des aromatiques à l'échelle industrielle</i>	<i>51</i>
<i>Tableau.IV.5 : Données des procédés d'extraction des aromatiques par les solvants organiques</i>	<i>52</i>
<i>Tableau.IV.6. Résultats de simulation de la colonne d'extraction (T-100) pour les différents solvants organiques étudiés.....</i>	<i>53</i>
<i>Tableau IV.7. Résultats de calculs de la sélectivité (Sij) et du coefficient de distribution (D) pour les différents solvants organiques étudiés</i>	<i>54</i>

Introduction générale

Introduction générale

L'industrie du pétrole a mis en œuvre plusieurs méthodes de séparation des aromatiques soit de coupes lubrifiants ou des coupes pétrolières légères, parmi ces méthodes il y a 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 décantation 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 bonne séparation ou une solution économique satisfaisante.

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

- le pouvoir solvant.
- la sélectivité (solubilité, masse volumique, viscosité, température, il ne doit pas être coûteux, toxique, corrosif, instable... etc.).

Pour la rédaction de ce mémoire on a adapté le plan de travail suivant :

- ❖ Le premier chapitre : Historique et présentation du raffinage.
- ❖ Le deuxième chapitre : Extraction des aromatiques.
- ❖ Le troisième chapitre : Les Solvants.
- ❖ En fin, le quatrième chapitre, Simulation d'unité d'extraction de mélange toluène et n-heptane.

Nous allons présenter en détail une simulation d'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. La simulation va se passer avec deux procédés en utilisant deux différents solvants (Sulfolane et DMSO).

Chapitre .I

Historique et présentation du raffinage

Historique et présentation du raffinage

I. 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). [1]

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 créé 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. [2]

I.1. Les Raffinerie Algériennes

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). [1]

Tableau.I.1. capacité de traitement des raffineries algériennes [1]

Capacité de traitement	Raffinerie
Pétrole brut : 15.000.000 t/an Brut réduit importé : 277.000 t/an	De Skikda (RA1/K)
Pétrole brut : 2.700.000 t/an	D'Alger (RA1/G)
Pétrole brut : 2.500.000 t/an Brut réduit importé : 320.000 t/an G.P.L : 1.000.000 t/an Condensât stabilisé : 3.000.000 t/an	D'Arzew (RA1/Z) D'Arzew (RA2/Z)
Pétrole brut : 1.236.500 t/an	De Hassi Messaoud (RA1/HS)

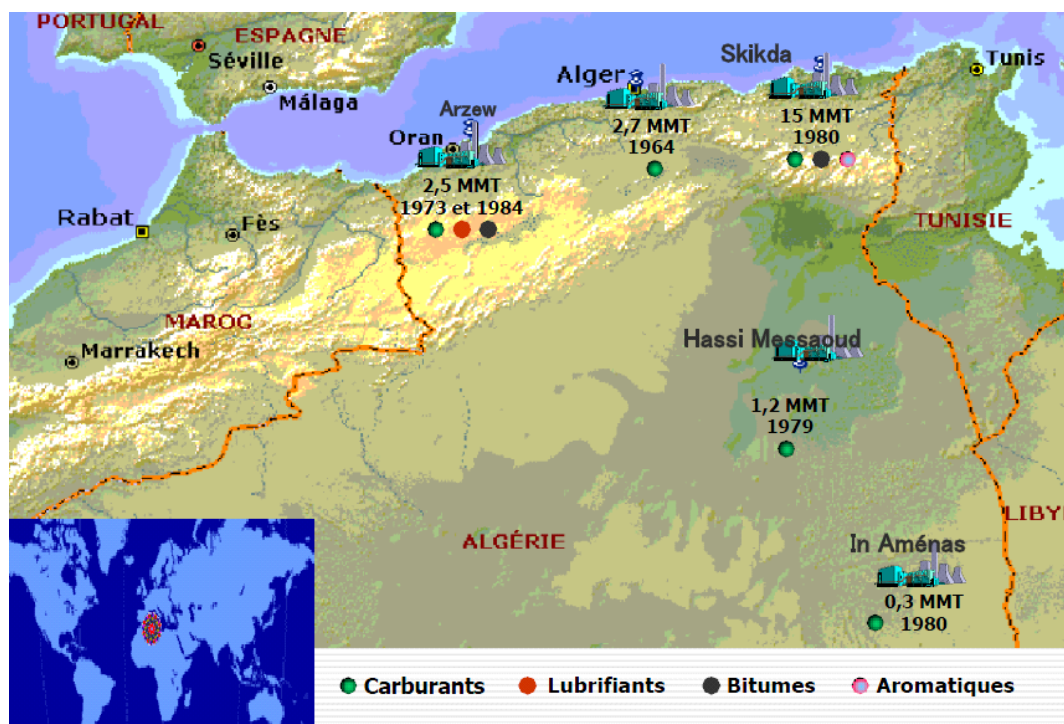


Figure.I.1. Position des raffineries en Algérie [1]

I.1.1. RAFFINERIE DE SKIKDA

I.1.1.A. 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).

I.1.1.B. 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.

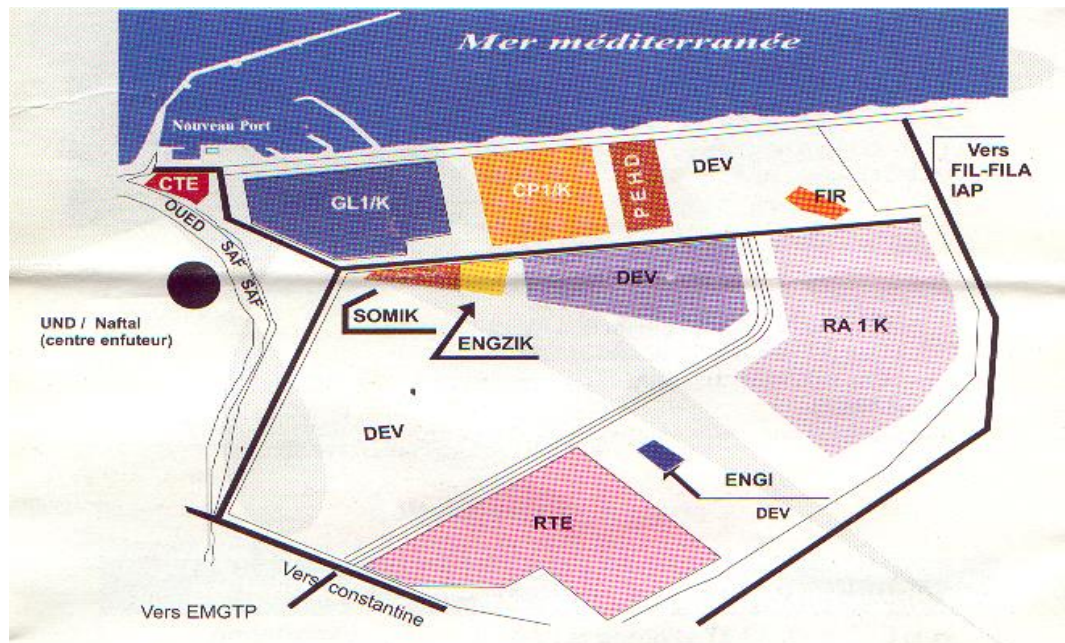


Figure.I.2. Situation géographique de la RA1/K dans zone industrielle a SKIKDA [3 ,4]

I.1.1.C. 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 les sous-traitants 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) → en septembre 1980.
- Unité d'extraction des aromatiques (U-200) —————→ en octobre 1980.
- Unité de séparation du paraxylène (U-400).
- Unité de stockage, mélange et expédition (MELEX.U-600).

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

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 (platforming U103) et l'unité de traitement et séparation des gaz (GPL.U104), ces deux unités ont démarré en octobre 1993.

I.1.1.D. Structure hiérarchique de la raffinerie : [3]

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

Organigramme de la raffinerie de Skikda RA1/K

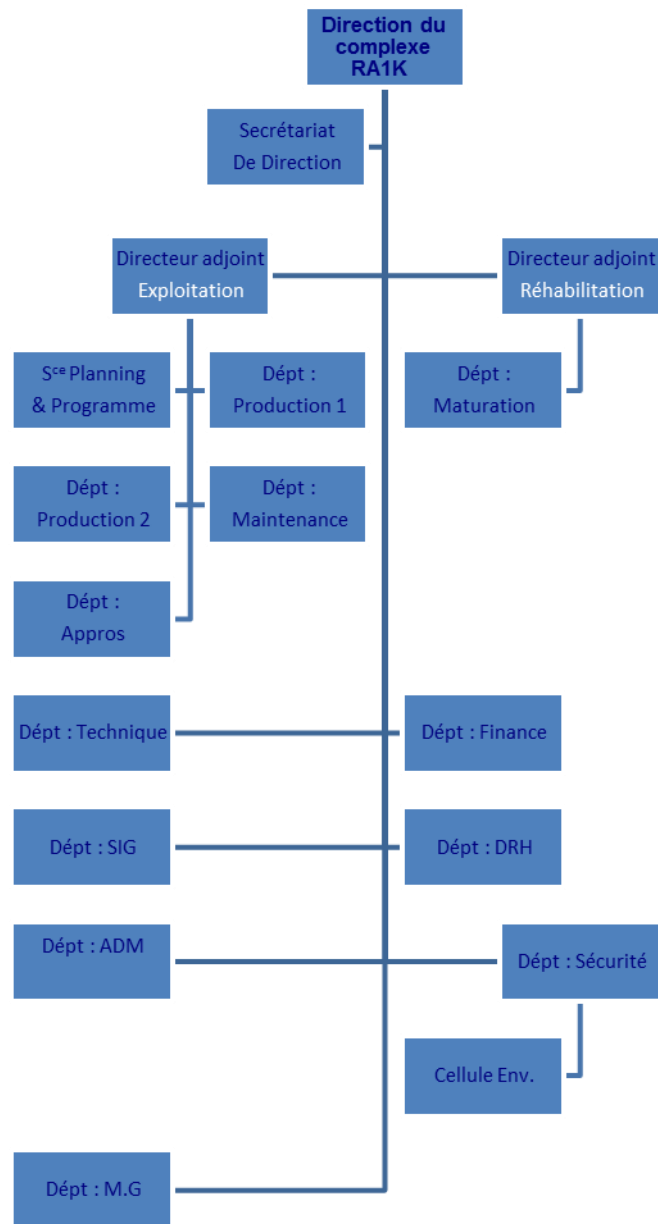


Figure.I.3.organigramme de la raffinerie de SKIKDA [3]

I.2. Présentation des différentes unités : [3]

I.2.1. 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 paraxylène.
- Unité 70 de distillation sous vide (Production des bitumes).

I.2.2. Unités annexes et utilités :

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

I.2.2.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° 150°) —————> Reforming catalytique.
- Naphta C (150° 180°) —————> huiles combustibles.
- Kérosène (180° 225°) —————> jet fuel, mélange des gasoils.
- Gasoil léger (225° 320°) —————> mélange des gasoils.
- Gasoil lourd (320° 360°) —————> mélange des gasoils.
- Résidu (>360°) —————> huiles combustibles.

I.2.2.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.

I.2.2.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 pures .La charge

est constitué 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.

I.2.2.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 elle, 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.

I.2.2.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 a médium 372°C plus.
- Charge B : résidu TIA juan a 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.

I.2.2.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, H_2S et l'humidité à travers une colonne contenant des tamis moléculaires qui possèdent la propriété de retenir l'humidité et l'acide H_2S 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 (C_1, C_2, H_2) 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.

I.2.2.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 :

I.2.2.G.1. 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.

I.2.2.G.2. 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

I.2.2.G.3. 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 condensats qui proviennent de circuits vapeurs dans l'unité de production.

I.2.2.G.4. 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.

I.2.2.H. Unité melex (600)

Mélange, chargement et expédition, ils s'occupent de :

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

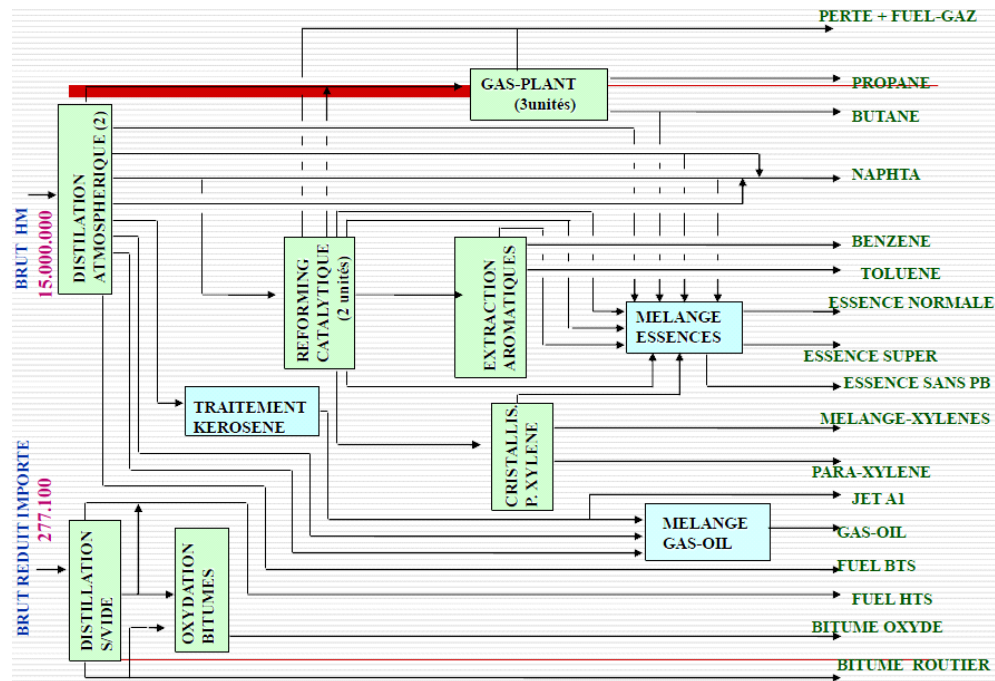


Figure.I.4. Schéma général de la raffinerie de Skikda [4]

Tableau.I.2.la capacité de production totale de RA1/K [4]

Produits finis(en tonnes par an)		Matières premières	
65.000	Propane	14521841	B.H.M.(Brut de Hassi Messaoud)
300.000	Butane		
700.000	Essence Normal		
300.000	Essence Super		
1.180.000	Essence Export		
1.700.000	Naphta	17750	B.R.I.(Brut réduit importé)
124.000	BTX		
120.000	Mélange xylene		
1.500.000	Kérosène/Jet A		
4.250.000	Gas-oil		
4.300.000	Fuel oil BTS		
100.000	Fuel oil HTS		
150.000	Bitume routier		
15.000	Bitume oxydé		

Chapitre .II

Extraction des aromatiques

Extraction des aromatiques

II. Généralité:

II.1. L'extraction des aromatique : [2]

II.1.1. Structure chimique :

Les aromatiques sont des hydrocarbures très stable grâce à la circulation libre des électrons autour du cycle, de formule générale C_nH_{2n-6} les aromatiques sont différents des autres hydrocarbures par le fait qu'ils sont présentés un noyau aromatique aussi leur rapport C\H est trop élevé, ils sont considérés pendant longtemps comme dérivés d'un hydrocarbure de base C_6H_6 .

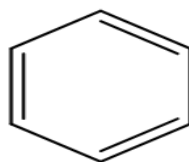
Ils sont considérés pendant longtemps comme dérivés d'un hydrocarbure de base :

Le benzène et ses dérivés :

Le benzène a pour formule C_6H_6 , tous les H sont identiques car la substitution d'un seul des six hydrogènes par un radical ne fournit qu'un seul composé.

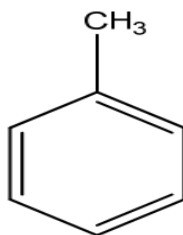
La molécule doit être donc symétrique.

La première formule du benzène proposée par KEKULE était [2]



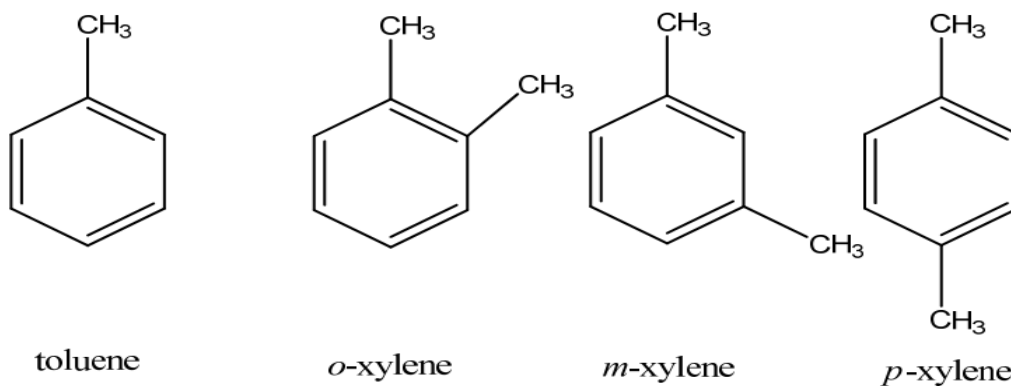
benzene

Elle rend bien compte du fait que tous les hydrogènes sont identiques, et qu'il existe une seule dérivée non substituée par un groupe (Y), ex :



toluene

Elle répond aussi du fait que si des groupes (Y) trois isomères pourraient exister :



II.1.2. Propriétés physiques : [2]

L'hydrocarbures aromatiques : benzène, toluène et xylène sont d'excellents solvants mais insolubles dans l'eau et de densité inférieure à celle de l'eau.

Ils sont toxiques et provoquent la destruction des globules rouges. Ce pendant, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité.

Tableau II.1. Les concentrations maximales des substances toxiques dans l'air pour un travail quotidien en huit heures [5]

HC	PPM	Mg/m ³
Benzène	10	30
Toluène	100	375
Xylène	1000	435

Tableau II.2. Les propriétés physiques du Benzène, Toluène et Xylène [2]

HC	Solubilité dans l'eau	T°C d'ébullition	Point d'éclair
Benzène	Insoluble	80	-11
Toluène	Insoluble	111	4
Ortho Xylène	Insoluble	144	17
Meta Xylène	Insoluble	139	27
Para Xylène	insoluble	138	25

II.1.3. source des aromatiques : [1 ,6]

Les Hydrocarbures aromatiques existent dans le pétrole brut mais avec des quantités faibles. La teneur en aromatiques varie avec les origines mais une coupe de pétrole bouillant entre 40°et 180° peut renfermer 2 à 10 % d'aromatiques, une essence provenant du cracking peut renfermer 15 à 20% d'aromatiques.

En dehors des produits liquides issus de distillation de la bouillie les Hydrocarbures aromatiques proviennent essentiellement du traitement des essences de la pyrolyse de naphta ou de gas-oil.

La teneur en aromatiques des éléments de reforming catalytique varie selon la composition de la charge, et son intervalle de distillation.

Les essences de pyrolyse ne dépendent pas en principe de la nature de la charge, on constate ainsi que les deux sources d'aromatiques possibles ont des compositions très différentes du sorties que selon les besoins du marché l'une ou l'autre peut être employée. Cependant, les Hydrocarbures aromatiques peuvent avoir une origine non pétrolière.

En effet 10% environ des aromatiques consommé actuellement dans le monde proviennent du charbon.

On peut aussi avoir les Hydrocarbures aromatiques (B.T.X) a partir des benzols c'est-à-dire,lors de la transformation de la bouillie en coke nécessaire à la production de fonte brute, il se forme des gaz bruts ou gaz de cokerie, des benzols et du goudron

Les benzols sont traités à l'acide sulfurique ou par hydrorafinage catalytique pour les débarrasser des composés sulfurés (thiophène, mercaptans), oxygène (phénols) et Azotes (pyridine), le produit raffiné est ensuite distillé pour donner le benzène brut renfermant les Hydrocarbures suivant en poids

Tableau II.3. Poids aromatique [1,6]

Hydrocarbures	% Massique
Légers	2
Benzène	65
Toluène	18
Xylène	6
Ethylbenzène	2

Dont on peut ensuite extraire les constituants par les procédés habituels .[1,6]

II.1.4. Utilisation d'Hydrocarbures aromatiques [7,8 ,9]

II.1.4. 1.Benzène

La totalité du Benzène produit à Donges est utilisé sur place pour la synthèse de l'iso propylbenzène et sert par conséquent à la préparation du phénol, lui-même, matière première de la fabrication du nylon

II.1.4.2.Toluène

Le toluène ne sert pas uniquement à la fabrication d'explosifs, mais est également utilisé comme matière première de synthèse (polyuréthane) et comme solvant de peinture. Le manque de Benzène des années 1959 et 1960 a conduit certains fabricants à construire des unités de désalkylation pour transformer le Toluène en Benzène.

II.1.4.3. Xylènes et éthylbenzène

Le paraxylène est le point de départ de la fabrication du textile artificiel bien connu sous le nom de tergal ou térylène. L'orthoxylène entre dans la fabrication de plastifiants, de polyesters et des peintures Glycéro – phtaliques. Le métaxylène est également une matière première pour la fabrication des polyesters. L'éthylbenzène peut donner par déshydrogénation du styrène. Le mélange des xylènes, plus éthylbenzène, est utilisé comme solvant. [10]

II.1.4.4. Aromatiques en C9 et plus lourds [11]

A partir de cette coupe, on fabrique par distillation différents solvants, connus dans l'industrie des peintures sous le nom solvant – naphta.

II.1.5. Différentes Méthodes de séparation des aromatiques [5]

On peut employer de nombreuses techniques pour extraire à un haut degré de pureté les composés aromatiques des essences produites, soit dans le steam cracking, soit dans le reformage catalytique.

Ces traitements reposent pour la plupart sur des processus physico-chimiques et sont parfois, sur le plan économique, plus spécifiques de certains types de charge ou de certaines conditions

d'opération bien qu'ils soient, en principe, aptes à traiter tous les types d'essences aromatiques. Ce sont :

La cristallisation, l'adsorption, la distillation, la distillation azéotrope, la distillation extractive et l'extraction par solvant.

II.2. Extraction par solvant :

La plupart des procédés de fractionnement font appel au transfert de matière entre deux phases :

1. Liquide et vapeur pour la distillation est l'absorption.
2. Liquide et liquide pour l'extraction par solvant.

L'extraction liquide-liquide est parmi les procédés physico – chimiques de séparation des divers constituants d'un mélange. Il s'est considérablement développé dans l'industrie depuis quelques années, basée 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. D'autre part, elle a sur la distillation d'avant, la possibilité de permettre une séparation aisée des liquides à points d'ébullition rapprochés ou susceptible de former un azéotrope, et ne nécessite qu'une dépense d'énergie moins importante, de ce fait l'extraction est de plus en plus souvent utilisée en chimie organique, surtout dans le domaine du pétrole, et de la chimie minérale. [12]

II.2.1. Les étapes d'extraction :

Ce procédé de séparation consiste à ajouter un mélange homogène liquide appelé solution d'alimentation dont- on veut extraire un ou plusieurs constituants et un autre liquide appelé solvant dans lequel les constituants sont solubles.

L'extraction se réalise en deux étapes :

1. Lors de la première étape, les deux liquides sont brassés de manière à obtenir entre eux un contact intime et suffisamment prolongé pour que le soluté puisse traverser l'interface et passer dans le solvant jusqu'à atteindre la concentration d'équilibre.

2. Dans la deuxième étape les deux liquides sont séparés en deux phases discrètes pouvant être soutirés sans que l'une n'entraîne l'autre.

Pour la réalisation de l'extraction il faut tenir compte de deux facteurs importants :

Le facteur d'équilibre et le facteur de vitesse.

II.2.2. La température de dissolution : [2]

L'extraction n'est possible que si le mélange Solvant-Diluant donne naissance à deux phases liquides non miscibles.

Cette condition est satisfaite en choisissant le temps opérationnelle et le rapport Solvant / diluant et lie à le température de façon qu'à partir d'une certaine valeur de celle-là il ne peut exister qu'une seule phase.

Les petites quantités du solvant se dissolvent complètement dans la charge au fur et à mesure de l'augmentation du taux de solvant et donne une deuxième phase c'est à dire une phase de charge n'est pas dissoute dans le solvant (à $T = \text{cte}$) après un certain taux la charge sera dissoute complètement dans le solvant.

L'augmentation de la température du procédé augmente la solubilité de l'hydrocarbure dans le solvant, pour chaque proportion du solvant à la fraction donnée il existe une température à la quelle ce produit aura une solubilité complète. Cette température s'appelle la température critique de dissolution (TCD) ou température critique de miscibilité (TCM).

II-2.3. Equilibre isotherme entre phases liquides : [2]

La mise en contact parfaite d'un solvant est une charge constituée par le soluté et le diluant donne deux phases en équilibre, on appelle :

Soluté : le constituant de la charge le plus soluble dans le solvant.

Extrait : la phase riche en solvant.

Raffinat : la phase pauvre en solvant.

II.3. Principe de l'extraction par solvant : [1]

Le procédé d'extraction se base sur la nature polaire du solvant. Apte à solubiliser surtout les aromatiques . Les hydrocarbures sont extraits dans l'ordre suivant :

- aromatique légers,
- Aromatique lourds
- Paraffiniques légers.
- Paraffiniques lourds.

Pour obtenir le degré de rendement voulu dans l'extraction on est obligés de solubiliser même les paraffines, mais celles légères étant plus solubles. Au fond de la colonne d'extraction on aura une phase contenant solvant aromatique paraffines légères.

La phase successive exige l'élimination totale des paraffines qui, après

l'extraction, est facilitée par l'absence de paraffines lourdes avec des points d'ébullition plus près de ceux des aromatiques, mais surtout la présence de solvant rend plus aisée l'extraction des paraffines légères : ce type d'extraction est complètement différent de ceux qui se vérifient dans les strippers normaux de raffinerie car le sulfolane modifie le comportement (volatilité) des hydrocarbures de façon à ce que les paraffines se comportent comme hydrocarbures légères même si elles bouillent à une température plus élevée que celle des aromatique ; en définitive le sulfolane augmente la volatilité des paraffines et diminue celle des aromatiques(distillation extractive).

En combinant donc les phases d'extraction et de stripping on peut obtenir une séparation très nette entre aromatiques et non aromatiques.

Pour une condition économique de procédé complet une perte minimum de solvant est requise; il faut donc récupérer le sulfolane présent de façon inévitable dans la phase non aromatique avec d'autres parties aromatiques : dans ce but on effectue une extraction avec de l'eau (qui dissout préférentiellement sulfolane et aromatiques).

Le sulfolane en conditions normales n'est pas corrosif mais une fois trop réchauffé il est sujet à se décomposer; les produits de cette décomposition sont corrosifs et même dangereux.

Pour cette raison, aussi bien la colonne de séparation aromatiques-sulfolane (200-C-5) que la colonne de régénération du solvant (200-C-6) travaille sous vide de façon à abaisser la température de fonctionnement.

La colonne 200-C-6 a pour but de garantir la pureté du sulfolane en éliminant par distillation les produits lourds dus à la décomposition thermique qui se produit en tout cas.

Etant donné que même le contact avec l'oxygène provoque la décomposition du sulfolane, tout le système d'extraction et de fonctionnement des aromatiques est tamponné avec de l'azote.

Après la récupération, le benzène et le toluène sont séparés par la distillation qui est aisée du fait de la différence entre leurs points d'ébullition : respectivement 80,1°C et 100,8°C à 1 atm.

Au fond de la colonne toluène (200-C-8) on a une décharge discontinue des éventuels aromatiques lourds passés en tête au splitter de reformat 100-C-5.

Avant le fractionnement, le benzène et toluène sont soumis à un traitement aux terres actives dans les colonnes à remplissage 200-V-5 A/B où les composés non saturés contenus

dans la charge initiale et les produits de décomposition de sulfolane sont éliminés par absorption.

II.4. Facteurs influencent le procédé d'extraction : [5]

Les facteurs principaux qui influent le procédé d'extraction sont :

- solvant.
- la température.

L'extraction est bien effectuée si la substance à séparer est bien soluble dans le solvant, cette solubilité dépend du rapport solvant/charge et la température du procédé.

A. Le solvant :

- **Le choix du solvant :**

Le solvant est choisi de telle façon à former avec la charge un mélange de deux phases non miscibles et il doit non seulement permettre la séparation des produits mais aussi être utilisable aisément dans les extracteurs et être facilement séparable des produits dissous et son emploi doit être aussi économique que possible.

Donc l'extraction n'est possible que si le mélange solvant-charge donne naissance à deux phases liquides non miscibles. Cette condition est satisfaite en choisissant la température et le rapport solvant/charge approprié.

L'augmentation du rapport solvant/charge diminue le rendement du raffiné et améliore sa qualité, mais les pertes de solvant et la consommation de l'énergie pour la régénération augmentent.

De ce fait, le solvant doit répondre à un certain nombre de spécifications qui sont :

- Facteur du solvant caractérisant la séparation (solubilité, sélectivité).
- Facteur du solvant important pour le fonctionnement des appareils (masse volumique, viscosité, température).
- Facteur économique du solvant (il doit pas être coûteux, toxique, corrosif, instable...etc.).

B. La température d'extraction :

Quand la température augmente la solubilité et le pouvoir solvant augmentent, par contre la sélectivité diminue : donc on doit chercher la température optimale d'extraction de façon à maximiser le prix de revient ou de façon à avoir un bon rendement en aromatiques.

La température d'extraction dépend de la TCD du produit donné, elle doit être inférieure à la TCD.

II.5. Rappel thermodynamique sur l'équilibre liquide – liquide

II.5.1 Conditions d'équilibre liquide - liquide

A l'équilibre thermodynamique, l'énergie de Gibbs est minimale. Ainsi on peut écrire :

$$dG_{T,P}=0 \quad (II.1)$$

Considérant un mélange réparti entre deux phases liquides L^I et L^{II} , les variations élémentaires d'énergie de Gibbs de chaque phase sont liées aux potentiels chimiques de chaque constituant dans les phases L^I et L^{II} :

$$dG_{T,P} = \sum_i (\mu_i^I - \mu_i^{II}) dn_i = 0 \quad (II.2)$$

A l'équilibre le potentiel chimique a la même valeur dans chaque phase :

$$\mu_i^I = \mu_i^{II} \quad (II.3)$$

Ou encore

$$(y_i x_i)^I = (y_i x_i)^{II} \quad (II.4)$$

Des modèles permettant de calculer l'énergie de Gibbs molaire d'excès ou coefficient d'activité ont été développés, ils sont appelés modèles de coefficients d'activité ou modèle de GE parmi ces modèles deux seront présentés dans ce chapitre :

- Modèle NRTL « Non-Random Two Liquids »
- Modèle UNIQUAC « UNiVersal QUAsi-Chemical »

II.5.2 Modèle thermodynamique

La conception et l'optimisation de procédés chimiques nécessitent la connaissance précise des propriétés d'équilibres des mélanges sur de larges gammes de températures, de pressions et de compositions. Il est donc essentiel de pouvoir représenter les données expérimentales avec précision au moyen de modèles adaptés et d'être ainsi capables de calculer les équilibres entre phases dans toutes les conditions d'utilisation. Les modèles de solution idéale sont utiles pour première approximation, cependant les déviations à l'idéalité sont souvent élevées. Ces déviations sont exprimées en termes de fonction d'excès, comme l'énergie de GIBBS d'excès (GE) qui dépend des compositions des mélanges et de température.

II.5.2.1 Le modèle NRTL

Ce modèle fut développé en 1986 par Renon et Prausnitz. L'expression de l'énergie de Gibbs d'excès repose sur le concept de composition locale. Ce concept précise que,

dans un mélange, autour d'une molécule i sont réparties des molécules de même nature i mais également de nature différente j . L'organisation de ces molécules n'est pas forcément identique : par exemple des molécules polaires auraient tendance à se regrouper et à exclure des molécules apolaires. Ainsi, une composition locale sera notée x_{ij} où j est le centre d'attraction.

Le coefficient d'activité γ_i du composé i d'un mélange à n constituants, s'écrit :

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^m \tau_{ji} \cdot G_{ji} \cdot x_j}{\sum_{l=1}^m G_{li} \cdot x_l} + \sum_{j=1}^m \frac{x_j \cdot G_{ij}}{\sum_{l=1}^m G_{lj} \cdot x_l} \cdot \left(\tau_{ij} - \frac{\sum_{r=1}^m x_r \cdot \tau_{rj} \cdot G_{rj}}{\sum_{l=1}^m G_{lj} \cdot x_l} \right)$$

$$\text{avec} \begin{cases} \tau_{ij} = \frac{g_{ij} - g_{jj}}{R \cdot T} = \frac{\Delta g_{ij}}{R \cdot T} \\ \tau_{ii} = 0 \\ G_{ij} = \exp(-\alpha_{ij} \cdot \tau_{ij}) \end{cases} \quad (\text{II.5})$$

Δg_{ij} est un paramètre ajustable représentant l'énergie d'interactions entre les espèces i et j , x_i est la fraction molaire du constituant i et α_{ij} est un paramètre empirique qui caractérise la tendance des espèces i et j à ne pas s'assembler aléatoirement. Cela signifie que pour représenter les données expérimentales, il est nécessaire d'ajuster trois paramètres par système binaire :

$$\Delta g_{ij} = g_{ij} - g_{jj}$$

$$\Delta g_{ji} = g_{ji} - g_{ii}$$

$$\alpha_{ji} = \alpha_{ij} = \alpha$$

La valeur du paramètre α est généralement fixée, peut être égal à 0,2, 0,3 ou 0,5 selon les constituants du mélange. Dans les cas des mélanges impliquant des liquides ioniques, ce paramètre sera pris égal à 0,3 [13]

II.5.2.2 Le modèle UNIQUAC

Le modèle UNIQUAC, développé par Abrams et Prausnitz [10], est comme le précédent fondé sur le concept de compositions locales. Les auteurs ont considéré que chaque constituant peut être décomposé en segments et que les interactions dépendent de la surface externe des constituants. Ainsi, en exprimant l'énergie interne de mélange, ils ont fait apparaître deux énergies de Gibbs d'excès qui prennent en compte les interactions entre les constituants (énergie de Gibbs d'excès résiduelle) et les paramètres de tailles (volume r_i et

surface q_i) de chaque constituant énergie de Gibbs d'excès combinatoire). Pour un système multi-constituant, l'expression de l'énergie de Gibbs d'excès est donnée par la relation :

$$G^E = G^{E, \text{combinatoire}} + G^{E, \text{résiduelle}} \quad (\text{II.6})$$

$$g^{E, \text{combinatoire}} = R \cdot T \cdot \left[\sum_{i=1}^p x_i \cdot \ln \left(\frac{\phi_i}{x_i} \right) + \frac{z}{2} \sum_{i=1}^p q_i \cdot x_i \cdot \ln \left(\frac{\theta_i}{\phi_i} \right) \right]$$

$$g^{E, \text{résiduelle}} = -R \cdot T \cdot \left[\sum_{i=1}^p q_i \cdot x_i \ln \left(\sum_{j=1}^p \theta_j \cdot \tau_{ji} \right) \right] \quad (\text{II.7})$$

Les paramètres d'interaction sont calculés selon la relation suivante :

$$\tau_{ij} = \frac{u_{ij} - u_{jj}}{R \cdot T} = \frac{\Delta u_{ij}}{R \cdot T} \quad (\text{II.8})$$

Où Δu_{ij} est un paramètre ajustable représentant l'énergie d'interactions entre les espèces i et j.

II.5.3 Diagramme d'équilibre liquide – liquide de systèmes ternaires

Les diagrammes de phases de systèmes ternaires sont représentés à l'aide d'un diagramme triangulaire équilatéral sur lequel chaque sommet est relatif à l'un des constituants et chaque côté à l'un des binaires. La composition correspondant à un point intérieur du triangle, s'obtient pour chaque constituant, en traçant la parallèle au côté opposé au sommet qui le représente, et se lit à l'intersection de cette parallèle avec l'un ou l'autre des deux côtés. On peut ainsi représenter les équilibres à température et pressions données, et l'allure des diagrammes va dépendre en tout premier lieu des solubilités réciproques des constituants, pris deux à deux.

Treybal propose une classification des diagrammes ternaires [14] :

- ☐ Diagramme de type I : le mélange ternaire présente un système binaire avec une lacune de miscibilité,
- ☐ Diagramme de type II : le mélange ternaire comporte deux systèmes binaires à miscibilité ternaires,
- ☐ Diagramme de type III : les trois systèmes binaires sont partiellement miscibles.

La majorité des systèmes étudiés sont du type I ou II. La figure II.1 présente quelques exemples de diagramme possibles.

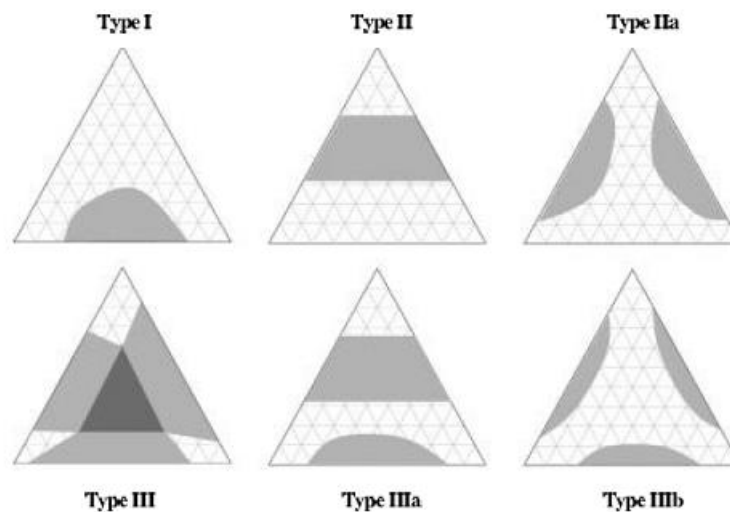


Figure II.1 : Exemples de diagrammes ternaires [14]

II.6. Différentes méthodes d'extraction au solvant : [5]

Il existe trois méthodes d'extraction au solvant :

- Extraction à étage.
- Extraction à un multi-étage.
- Extraction à contre- courant.
- **II.6.1. Extraction à un étage :**

La matière est traitée par toute la quantité nécessaire du solvant à la fois ensuite la solution est bien mélangée a la température du procédé et après la décantation on sépare les deux phase est effectué par distillation.

IL n'est pas possible avec un seul étage d'extraction d'obtenir une séparation complète des éléments de la charge et quelques soit le procédé utilisé, il ne sera pas Possible d'obtenir un composant de la charge à l'état pur . Ainsi, il sera nécessaire d'opérer différemment pour obtenir un raffinat plus riche en produit indésirable Les procédés utilisables à cet effet sont les suivants :

- Extraction simple répétée (Extraction à contacte multiple)
- Extraction à contre -courant

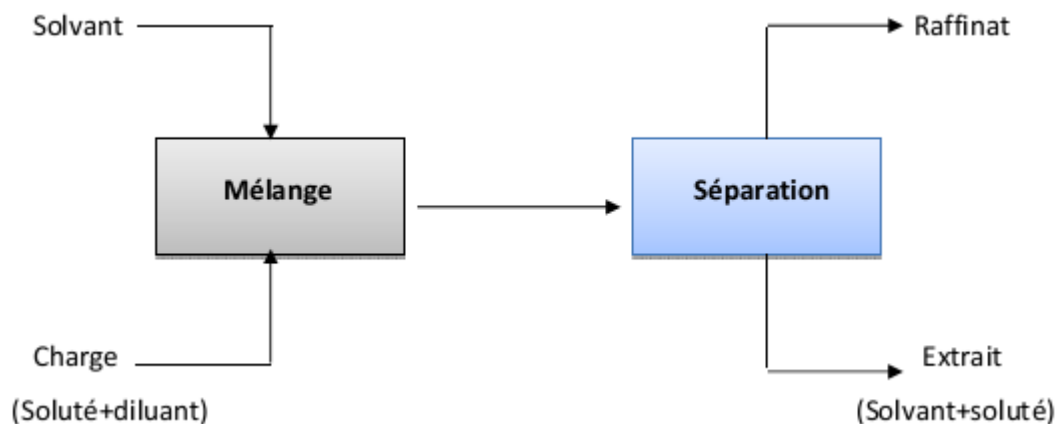


Figure II.2 : Extraction à un seule étage [5]

II.6.2. Extraction à un multi étage :

C'est une série de traitement en un étage : pendant chaque étage on traite le raffinat obtenue dans l'étage précédent par le solvant pur, on obtient quelque fractions d'extrait et un seul raffinat final. [15]

II.6.3. Extraction à contre- courant :

Selon le mode d'écoulement des liquides deux types de contre -courant sont à considérer :

1. Le contre-courant à contacte discontinue : correspondre au fonctionnement d'une suite discontinue d'étage de contacte.
2. Le contre- courant à contacte continue : il est obtenue dans les appareils de remplissage type colonne (ex : RDC). Ces deux phases s'écoule en restant toujours en contacte.

II.7. But des extracteurs liquide-liquide

Les extracteurs liquide-liquide ont pour but de :

- Mélanger les solutions intimement, en effet, le transfert de soluté est d'autant meilleur que la dispersion d'une phase dans l'autre est plus grande. Ce mélange s'effectue soit dans les colonnes elle-même. soit dans les mélanges des groupes mélangeurs, décanteurs.
- Séparer les phases obtenues. La séparation est réalisée soit dans les zones élargies à chaque extrémité des colonnes soit dans les décanteurs.

Il diffère en particulier par la façon dont il réalise le contacte entre les phases. [12]

II.8 Description de procédé d'extraction des aromatiques [16]

II.8.1. 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 purs. La charge est constituée par la coupe de reformât léger provenant de la colonne 100-C-5.

Les hydrocarbures constituant la charge sont essentiellement du type C6 et C7 soit paraffiniques, 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.

II.8.2. Les Méthodes de séparation

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

II.8.2.1. Extraction liquide - liquide

L'extraction liquide-liquide est un procédé important parmi les procédés physicochimiques 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.

II.8.2.2. Fractionnement

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

II.8.2.3. Les sections de l'unité

L'unité est divisée en quatre sections :

a- Section d'extraction [1,11, 16]

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) et 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 90trs/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 (Figure II.3).

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 appelée Extrait riche, tandis que la partie légère se déplace vers le haut de la colonne composée de non aromatiques appelée Raffinat.

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

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

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).

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 surchauffée à moyenne pression.

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.

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.

Du fond du stripper de l'extract, 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.

Les aromatiques ainsi que l'eau provenant du stripper de l'eau sont condensés dans une batterie 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 (Figure II.3).

Du fond de la colonne de récupération des aromatiques, au moyen de la motopompe MP7, le solvant pauvre est de nouveau injecté 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 surchauffée.

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.

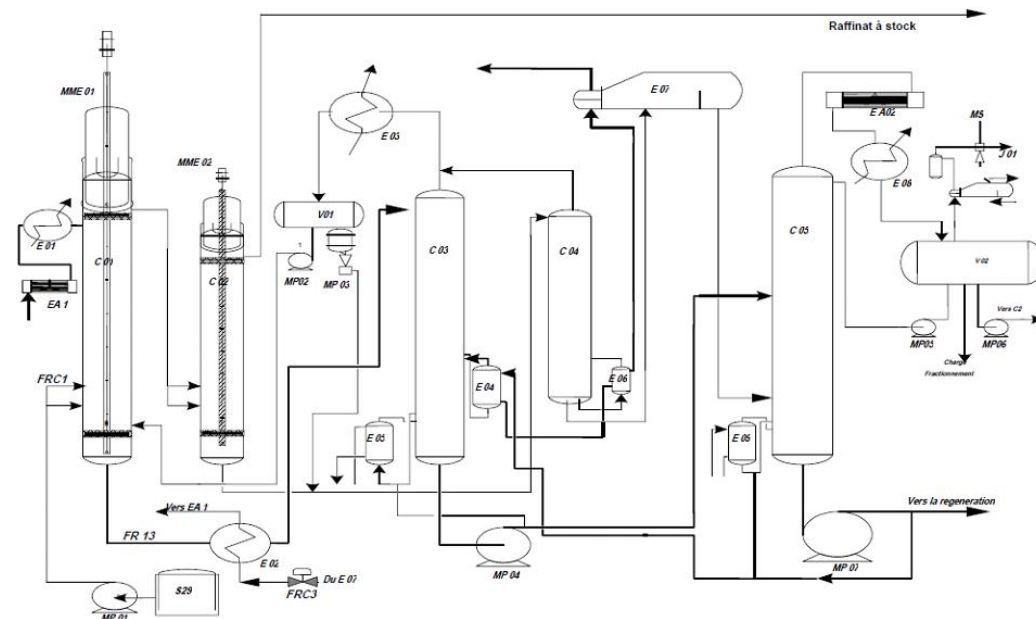


Figure II.3.Schéma simplifié de la section d'extraction [16]

b- Section de régénération [1,11, 16]

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 l'échangeur E10 à l'aide de la vapeur, entre dans la colonne C6 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 recyclé vers le RDC (Figure II.4).

A partir du fond de la colonne, une partie du 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.

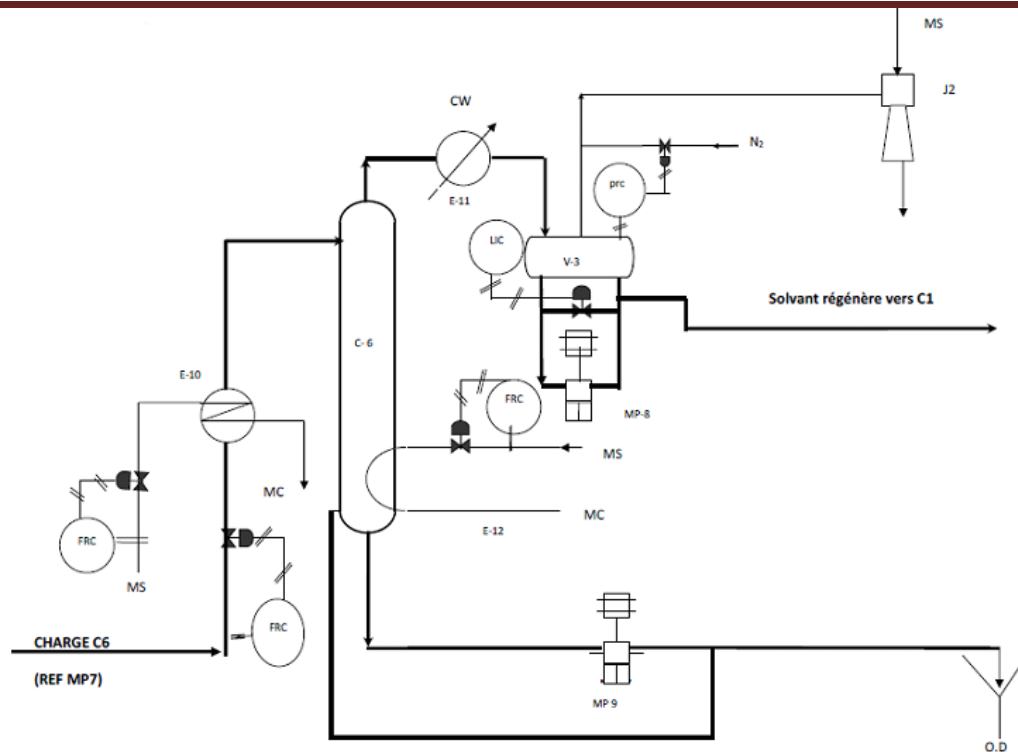


Figure II.4 : Schéma simplifié de la section régénération [16]

c- Section de traitement à la terre [1,11, 16]

Les aromatiques (benzène et toluène) utilisées dans les synthèses pétrochimiques nécessitent des spécifications internationales, dont l'absence totale des oléfines et dioléfines 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 préchauffeur E14 avec les aromatiques traités, puis chauffée dans le E15 à l'aide de la vapeur, et alimentée du haut de la colonne d'adsorption V32/33 contenant de la terre activée (Figure II.5). Le produit traité (débarrassé des impuretés) sort du fond de l'adsorbeur en cédant ces calories dans l'E14 et alimente la section de fractionnement.

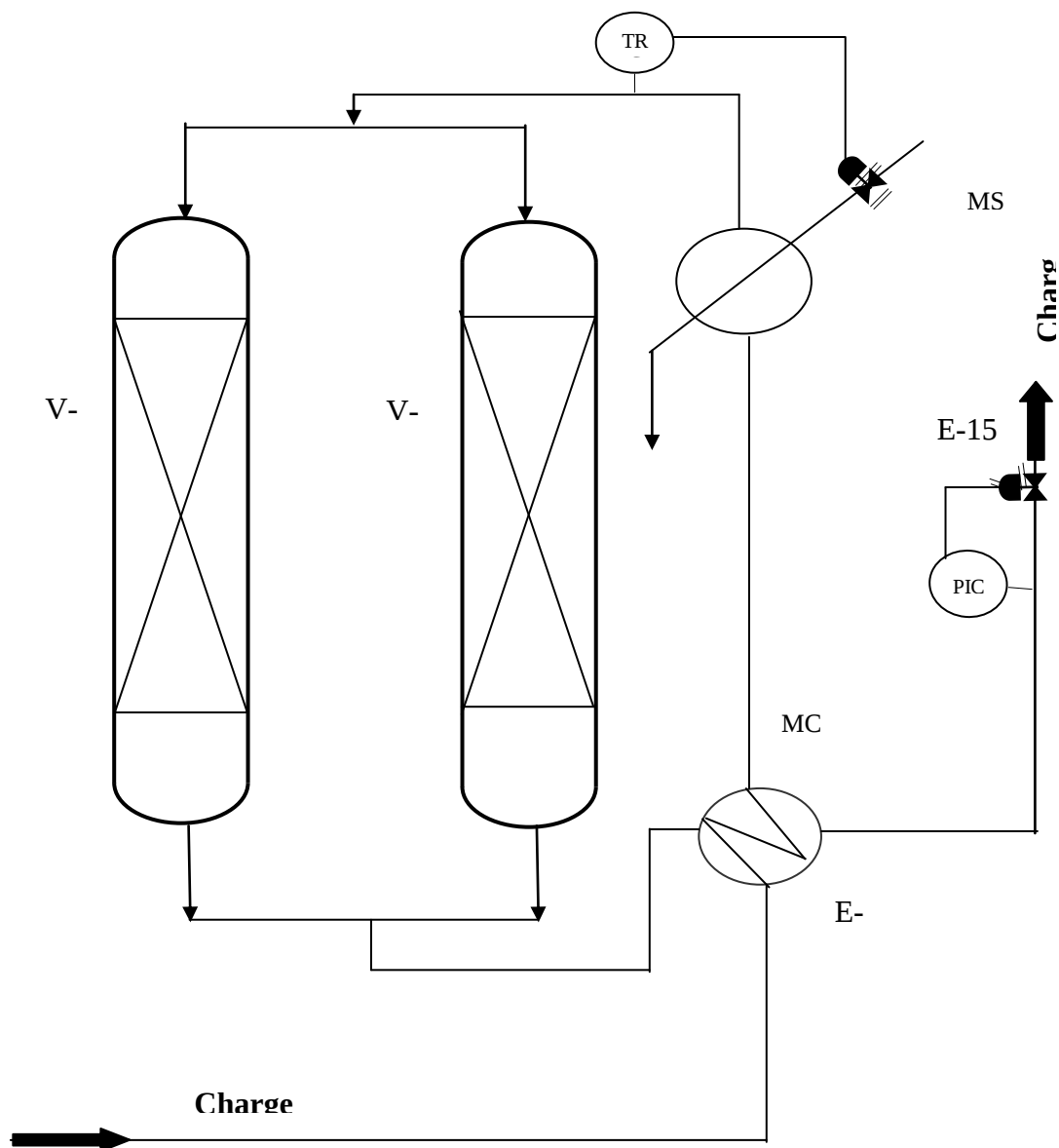


Figure II.5 : Schéma simplifié de la section de traitement à la terre [16]

d- Section fractionnement [1,11, 16]

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 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.

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 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 (Figure II.6).

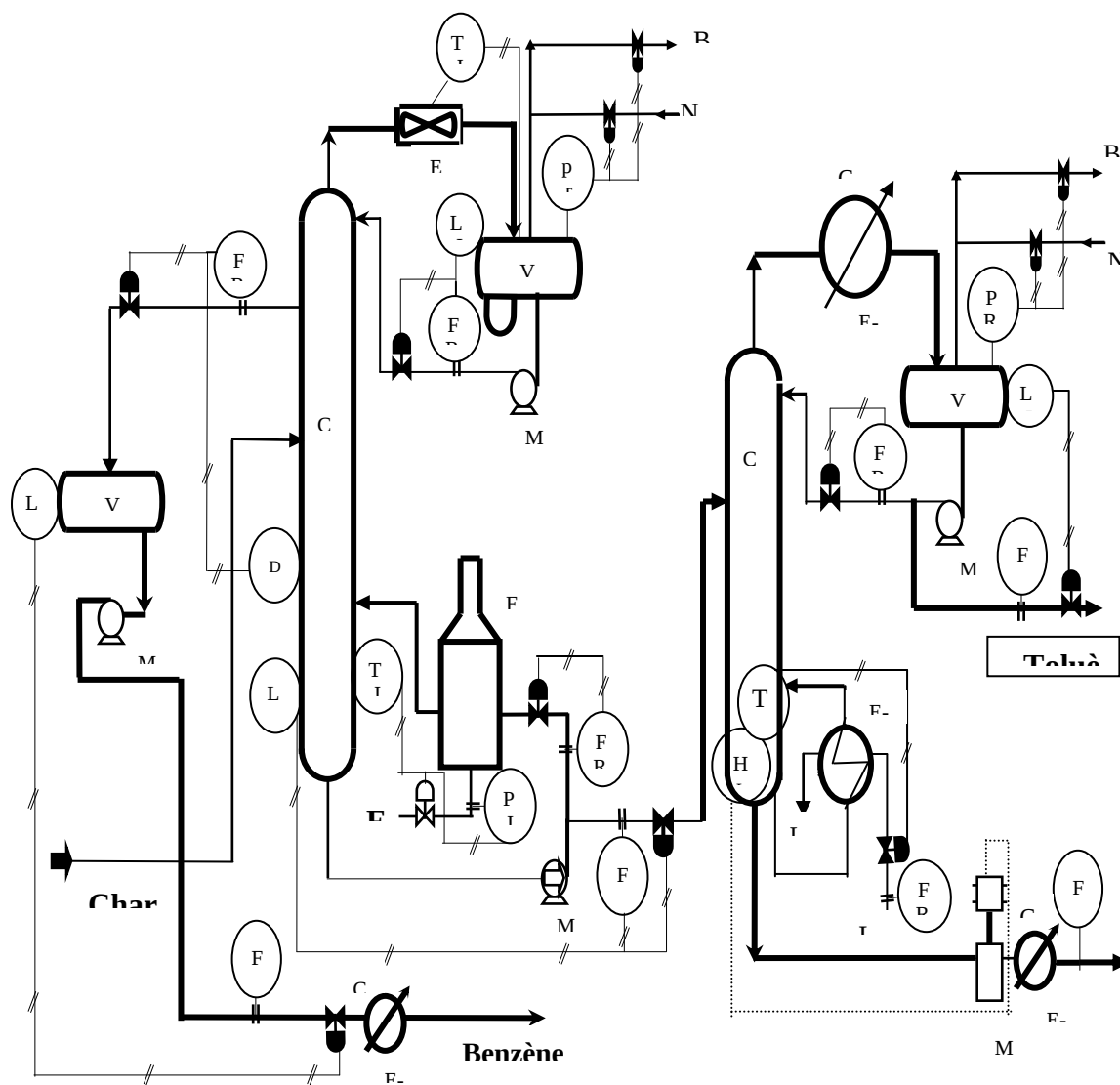


Figure II.6.Schéma simplifié de la section fractionnement [16]

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.

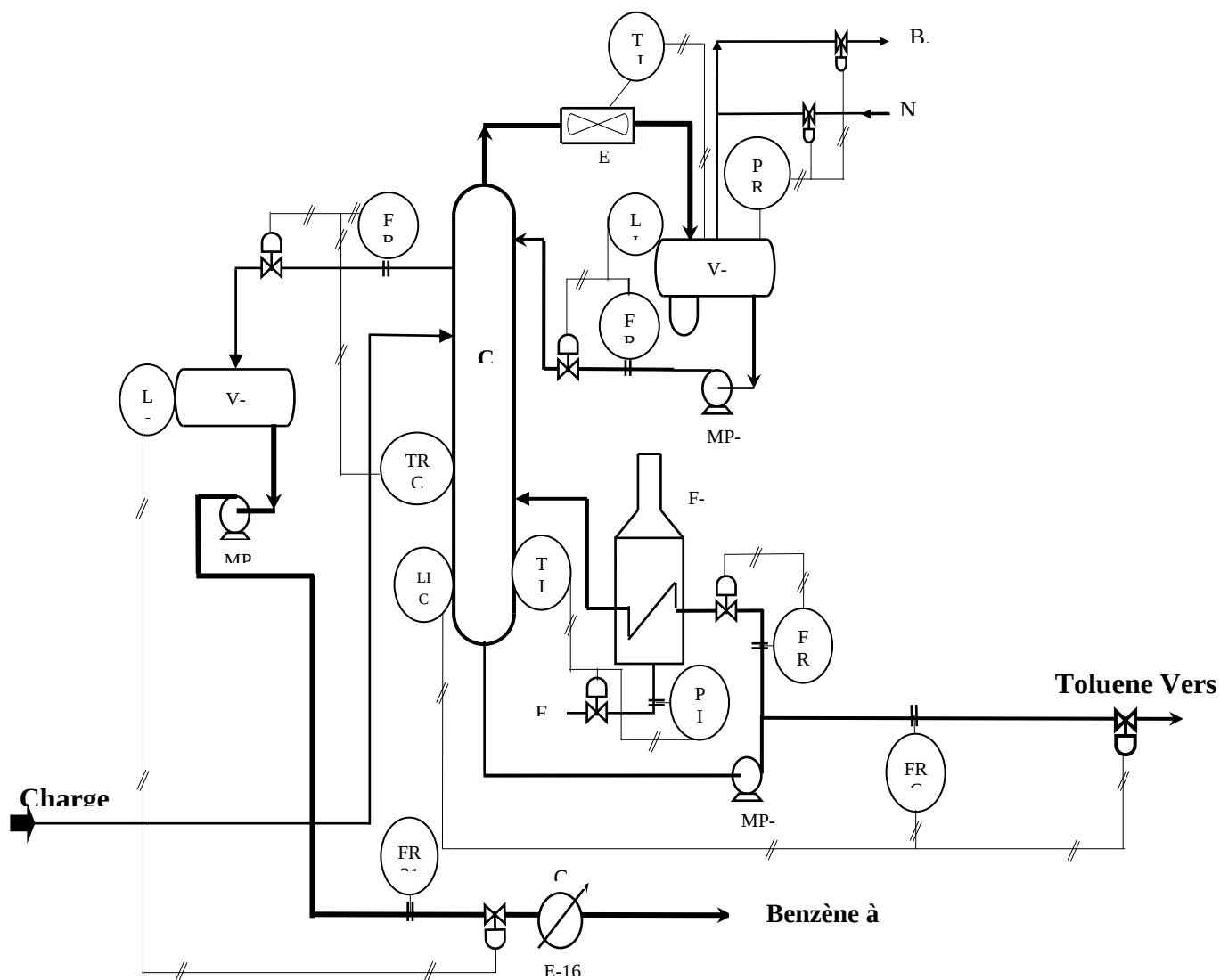


Figure II.7. Schéma simplifié de la colonne de benzène C-7 [16]

Le toluène récupéré du fond de la colonne 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 l'E17 et accumulé 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 l'E19 vers le bac des hydrocarbures lourds de l'unité 400 (S33/34) ou avec le raffinat (S35/36).

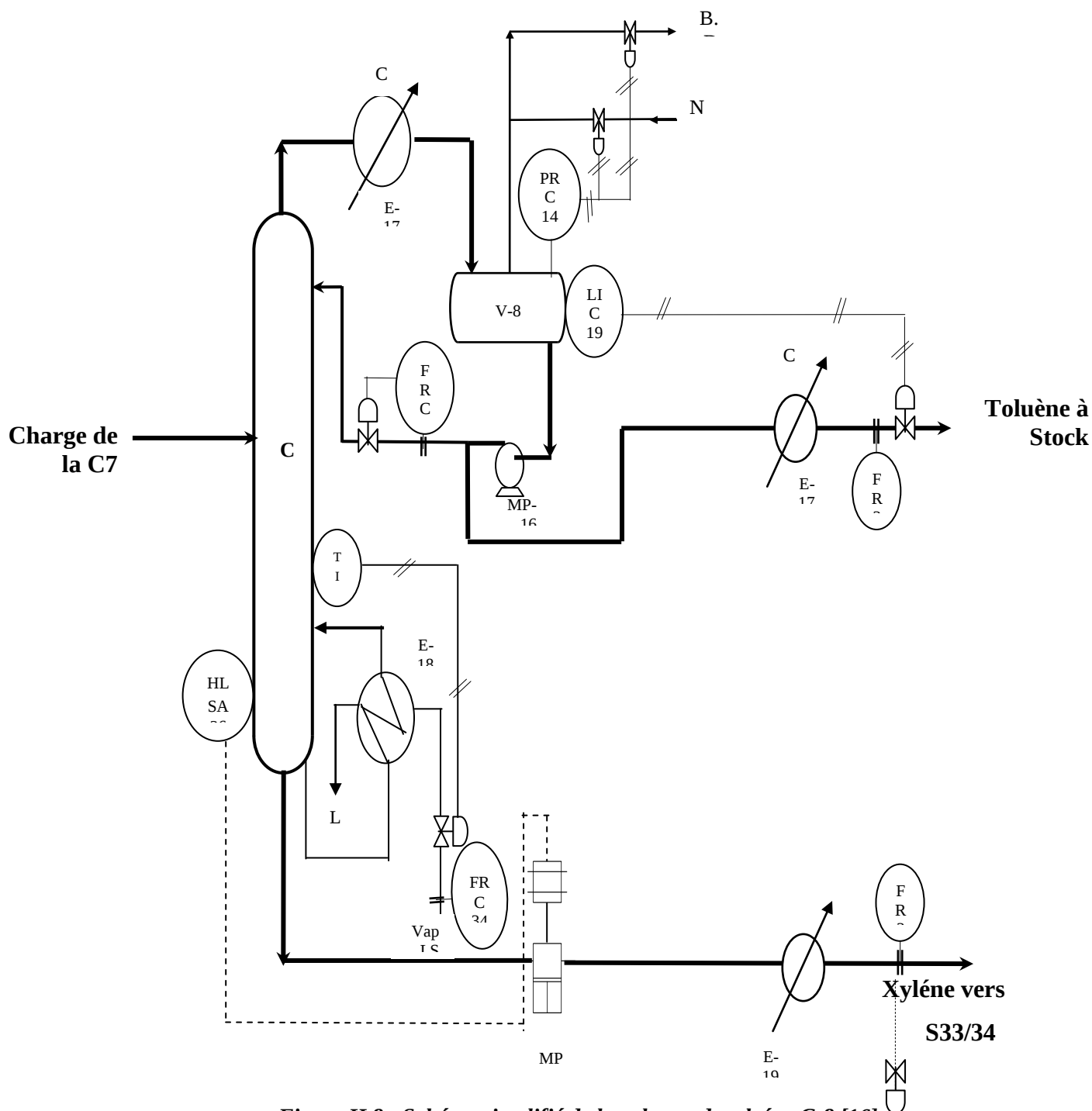


Figure II.8 : Schéma simplifié de la colonne de toluène C-8 [16]

II.8.2.4.Description des différentes colonnes de l'unité : [16]

Les différentes colonnes de l'unité U200 sont les suivantes :

A. Colonne d'extraction(RDC1)

La colonne à plateaux (RDC1) a été réalisée en vue du processus de séparation par solvant .

C'est une colonne verticale formée d'une enveloppe cylindrique divisée en un certain nombre de compartiments par une série d'anneaux fixes. Au centre de chaque compartiment se trouve un disque tournant solidaire d'un arbre rotatif. Le diamètre du plateau tournant est inférieur au diamètre intérieur des anneaux fixes. Afin de pouvoir enlever les plateaux et procéder à leur inspection et à leur nettoyage .

Les orifices d'alimentation se trouvent en haut et en bas et en espace est habituellement prévu entre les deux extrémités pour permettre une stabilisation des flux. Le liquide de densité plus faible est introduit par le bas et se déplace vers le haut, dans le sens contraire à celui du liquide à plus forte densité, lequel est introduit par l'orifice du haut de la colonne. La rotation des plateaux disperse l'une des phases.

Lorsque la colonne entre en action après l'introduction du liquide léger, l'interface entre les deux liquides se trouve dans la cuve inférieure, et le liquide lourd se disperse. Dans le cas inverse, c'est le liquide léger qui est en phase de dispersion et le flux principal est caractérisé par la rotation du liquide auquel se superpose un mouvement dirigé de l'arbre vers la paroi, tandis qu'à la hauteur des anneaux fixes, le mouvement rotatif a lieu en sens contraire de la paroi vers l'arbre, il en résulte un flux toroïdal dans chacune des moitiés de chaque compartiment.

L'aspect de ce flux toroïdal est d'ailleurs légèrement affecté par le mouvement axial en contre courant des deux liquides. Ce type d'extracteur, qui convient bien à l'extraction des produits facilement émulsifiable, a été étudié par Remon et Van et Vasse.

L'action de la colonne RDC est essentielle pour une bonne récupération des aromatiques. La récupération peut être améliorée en augmentant le rapport sulfolane/charge ou en augmentant la vitesse de rotation de RDC, toute fois l'utilisation d'extraction augmente avec le poids moléculaire de HC, la solubilité est plus affectée.

B .Colonne de lavage du raffinat(RDC₂)

Cette colonne RDC₂ a presque la même description que la colonne RDC₁, elle ne se différencie d'elle que par le nombre de plateaux (RDC₂ a 40 plateaux par contre la RDC₁ a 70 plateaux). Dans la colonne RDC₂. On fait lavage du raffinat. Le but de ce lavage est la

récupération du sulfolane, ce dernier se trouve dissout dans le raffinat à la sortie de RDC₁. On peut augmenter la récupération du sulfolane en augmentant la vitesse de la colonne RDC₂, jusqu'à ce qu'il arrive à sa limite, on ajoute de l'eau à un intervalle pour compenser les pertes par évaporation.

C. Colonne de stripping de l'extrait (C₃)

La colonne C₃ est une colonne de distillation. L'opération de distiller l'extrait est essentielle pour obtenir une faible teneur de non aromatique dans les aromatiques qui ne doit pas dépasser 1%. Les impuretés (non aromatiques) sont éliminées dans le stripper des aromatiques (stripper de l'extrait), en présence du sulfolane. Les impuretés bouillent plus facilement que les aromatiques et constituent le produit de tête de la colonne avec la présence d'une petite quantité d'aromatique soit 10 à 50%. Le produit de tête est renvoyé vers le fond de la colonne C₁, alors que le produit de fond de la C₃, constitué essentiellement de solvant, d'aromatiques et de 0.01% de non aromatiques est renvoyé vers la colonne de récupération des aromatiques. La colonne C₃ comporte 25 plateaux à clapets.

D. Colonne de stripping de l'eau(C₄)

L'opération de stripping de l'eau sert à enlever les petites quantités d'hydrocarbures qui se sont dissoutes dans l'eau. Ces hydrocarbures finissent, si on ne les enlève pas, dans le produit de tête de la colonne de récupération en des aromatiques et contaminent le produit BTX. On contrôle la température en réglant le by-pass de l'échangeur E₆. La colonne C₄ comporte 10 plateaux à clapets.

E. Colonne de récupération des aromatiques(C₅)

La fonction principale de la colonne C₅ est la séparation du solvant des aromatiques. Il est prévu un reflux de manière à garder la teneur en sulfolane du produit de tête assez faible. L'extraction a lieu à une température assez basse afin d'éviter la décomposition du solvant. La colonne est contrôlée en réglant le reflux et la chaleur de rebouillage. On injecte de la vapeur d'eau pour aider les aromatiques à monter vers la tête de la colonne.

Il faut ajouter la monoéthanolamine (MEA), base organique, au solvant pauvre de cette colonne quand le pH est inférieur à 6. Sous l'effet de la chaleur, le sulfolane se décompose en plusieurs composés notamment sulfurés qui forment en général des acides. Deux gallons de MEA pur doivent être ajoutés et il faut vérifier le pH après avoir réparti la MEA dans tout le système. La colonne C₅ comporte 30 plateaux à clapets(colonne sous vide).

F. Colonne de régénération du solvant(C₆)

Cette colonne de distillation fonctionne sous vide créé par l'éjecteur J₂. Son but est la régénération du solvant afin d'éliminer en particulier les produits de décomposition. Un faible tirage intermittent du fond de la colonne enlève les produit de décomposition. Le sulfolane régénéré est envoyé à l'extraction. Cette colonne fonctionne à faible (600 l/h); elle contient quatre plateaux.

G. Colonne à la terre (V_{5 A/B})

Avant le fractionnement, le benzène et le toluène sont soumis à un traitement aux terres activées ou les composés non saturés contenus dans la charge initiale et les produits de décomposition du sulfolane sont éliminés par adsorption. Ces colonnes fonctionnent à une température bien déterminée.

Le rôle de la colonne à la terre est de retenir les impuretés et laisser uniquement les aromatiques purs. Le traitement aux terres activées à pour but principal la décoloration par l'élimination des substances en suspension colloïdales des composés est impuretés et la stabilité de la couleur des produits. Les corps qui influent sur la couleur des produits de l'unité sont principalement: les oléfines et les dioléfines présentes dans la charge ,le thiophène présent dans la charge, les polymères dus à la dégradation du sulfolane.

H. Colonne de la section fractionnement

Dans les colonne de benzène et toluène, deux variables sont importantes:

-le taux de reflux : la pureté du produit de tête augmente si on augmente le taux de reflux, mais on diminue ainsi la qualité du produit de fond.

-le température de fond : la pureté du produit de fond augmente si on augmente cette température, mais on diminue ainsi la qualité du produit de tête.

Dans la colonne de benzène, le débit du reflux est contrôlé par la différence de température entre deux plateaux dans la partie supérieure de la colonne. Une augmentation de cet écart indique que des impuretés se sont formées sur le plateau inférieur et par conséquent il faut augmenter le reflux. Le produit de benzène pur, exempt d'eau et d'impuretés, est constitué par un soutirage latéral du sommet. Les impuretés (eau et produits non aromatiques) sont pris en tête de colonne dans le récipient pour éviter la formation de produits non aromatiques qui altéreraient la pureté du benzène. Un jet continu de produits non aromatiques et assuré par une pompe dans la ligne de décharge. La colonne C₇ comporte 67 plateaux à clapets et la colonne C₈ comporte 17 plateaux à clapets.

Chapitre .III

les solvants

III. les solvants

III.1. Les Solvants organiques

III.1.1. Définition des solvants

Les solvants sont des substances organiques liquides et souvent volatiles capables de dissoudre d'autres substances. Le processus de dissolution ne modifie ni le solvant ni les composés dissous. Les différentes propriétés chimiques telles que polarité, tension de vapeur, point d'ébullition et volatilité déterminent leur domaine d'application. Ils sont utilisés comme solvants à proprement parler, mais également en tant que matières de base dans l'industrie chimique et comme réfrigérants, antigels, propulseurs de sprays, insecticides, carburants. Chimiquement, les solvants constituent un groupe très hétérogène. Comme le montre le tableau III.1, ils appartiennent à différentes catégories.

Quantitativement, les hydrocarbures aliphatiques et aromatiques, leurs dérivés halogénés, ester, glycol et les alcools occupent le premier rang. De nombreux produits à usage technique comme les diluants «nitro» sont des mélanges de différents solvants [5].

III.1.2. Propriétés des solvants

Les solvants des procédés industrialisés sont, soit des glycols : les di-, tri-, et tétra-éthylèneglycols (en abrégé DEG, TEG, et TETRA EG respectivement), soit des amides : la N-méthylpyrrolidone (NMP). la N-formylmorpholine (NFM). Soit des dérivés oxygénés de molécules soufrées comme le diméthylsulfoxyde (DMSO) ou la tétraméthylènesulfone (sulfolane). Ils possèdent évidemment les propriétés générales des solvants industriels telles que : stabilité thermique et chimique, faibles toxicité et corrosivité, large disponibilité et coût modéré (entre 5 et 35 F/kg). Ils se sont imposés parmi de nombreux autres solvants proposés parce que l'ensemble de leurs propriétés physiques, dans des conditions de mise en œuvre bien définies et optimisées pour chacun d'eux, offraient les meilleurs compromis pour l'extraction des aromatiques [5].

III.1.2.1. Propriétés physiques

D'après les principales propriétés physiques regroupées dans le tableau III.1, on peut constater en particulier que tous les solvants ont:

- ❖ A) Une température de cristallisation suffisamment basse pour qu'ils puissent être mis en œuvre sans complication d'appareillage. Tout au plus, des solvants tels que le sulfolane, le DMSO et la NFM, qui ont les températures de cristallisation les plus élevées, nécessitent que certaines lignes et bacs de stockage soient tracés à la vapeur.

- ❖ b) Une température d'ébullition nettement supérieure à celle du xylène (140 °C)

qui est généralement le moins volatil des aromatiques à extraire. La régénération du solvant à partir de l'extrait peut donc être réalisée par une distillation aisée et, par conséquent, économique.

❖ c) Une densité proche ou supérieure à 1,1. Ce qui assure un différentiel de densité avec les hydrocarbures de la charge (masse volumique à 20°C de 0,660 à 0,880g/cm³) favorable à une décantation convenable des phases et au bon fonctionnement des extracteurs.

Une viscosité qui peut être élevée à température ordinaire, notamment pour les glycols. Mais qui est toujours inférieure à 2,5 mPa.s à la température d'utilisation dans l'extracteur (Tableau III.1) et qui est par conséquent favorable à une cinétique de transfert de matière rapide [5].

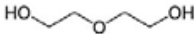
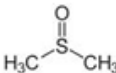
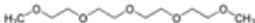
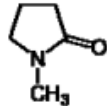
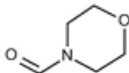
III.1.2.2. Capacité et sélectivité des solvants

Les solvants ont une structure moléculaire constituée d'un radical ou d'un cycle hydrocarboné relativement court, et d'un groupement polaire (Tableau III.1). Cette structure leur confère d'une part, la propriété d'être miscibles entre eux et avec l'eau, et d'autre part, la propriété de sélectivité vis-à-vis des hydrocarbures. Avec un hydrocarbure donné, ils présentent en effet une solubilité qui dépend de la nature chimique de l'hydrocarbure et, à un degré moindre, de la taille moléculaire de ce dernier.

Plus précisément, si l'on considère les différentes familles chimiques d'hydrocarbures, on a toujours, pour des constituants de même nombre d'atomes de carbone, des solubilités décroissantes dans l'ordre :

aromatiques > dioléfines > oléfines > naphtènes > paraffines

Tableau.III.1. Propriétés des principaux solvants d'extraction des aromatiques [5]

Solvant	Formule	M (g/mole)	T _f (°C)	T _b (°C)	ρ (kg/m ³) à 20°C	μ (mPa.s)/ θ (°C)
DEG		106,1	-8	245	1116	35,7/20 0,97/140
Sulfolane		120,2	27,6	287	1266	10,3/30 2,5/100
DMSO		78,13	18,5	190,8 5	1100	1,99/25 1,6/35
TETRA		194,2	-4	291	1125	61,9/20 1,8/150
NMP		99,1	-24,4	202	1027	1,65/25 1,3/30
NFM		115,1	20	244	1150	8,13/20 0,56/150
TEG		150,2	-7	288	1123	49/20 0,70/140

Dans la même famille chimique, la solubilité décroît sensiblement lorsque le poids moléculaire de l'hydrocarbure croît.

Dans un procédé d'extraction, température et teneur en eau du solvant sont deux paramètres déterminants pour l'étape d'extraction proprement dite, mais ont également une incidence sur les unités en aval. Ils sont donc optimisés pour chaque procédé en prenant en compte l'ensemble des unités qui le composent. Les conditions d'utilisation moyennes des principaux solvants dans les extracteurs sont présentées dans le tableau III.2.

Tableau III.2. Conditions d'utilisation des solvants en extraction [5]

Nom du procédé	Licence	Solvant de base	Antisolvant	Température opératoire (°C)
Udex	UOP-	DEG	Eau - 8%	140
Sulfolane	Shell-UOP	Sulfolane	Eau - 1%	100
Arosolvan	Lurgi	NMP	Eau - 12%	30
Arosolvan	Lurgi	NMP	Glycol -	60
Tetra	Union	TETRA	Eau - 4%	150
Morphylex	Krupp-	NPM	Eau - 4%	180
DMSO	IFP	DMSO	Eau - 5%	35

III.2. les liquides ioniques:

III.2.1.Définition les liquides ioniques:

Les liquides ioniques sont des composés totalement ioniques qui possèdent un point de fusion inférieur à 100°C. Dans le cas idéal, les liquides ioniques possèdent une tension de vapeur très faible voire non mesurable, cette nature non volatile offre un avantage certain pour la séparation des produits par distillation et évite l'exposition aux vapeurs non contrôlées. Ils ont une stabilité thermique élevée et sont relativement peu coûteux et faciles à synthétiser. Ils offrent une forte solvation car c'est un milieu non coordinat dans lequel un certain nombre de solutés organiques et inorganiques peuvent être dissous. L'ensemble de ces propriétés en font des milieux de choix pour le développement de la chimie verte [17].

III.2.2.Nomenclature des liquides ioniques :

La nomenclature des liquides ioniques varie énormément en fonction des communautés auxquels les articles s'adressent. Par exemple pour 1- butyl -3méthylimmidazolium thyocinate on trouve l'abréviation : [BMIM] [SCN], d'autres utilisent le nombre de carbones portés par les différentes chaînes alkyles suivant ou précédant l'abréviation du cœur du cation : [C 4Mim] [SCN].donc il est malheureusement fréquent d'observer plusieurs noms pour le même composé . [18]

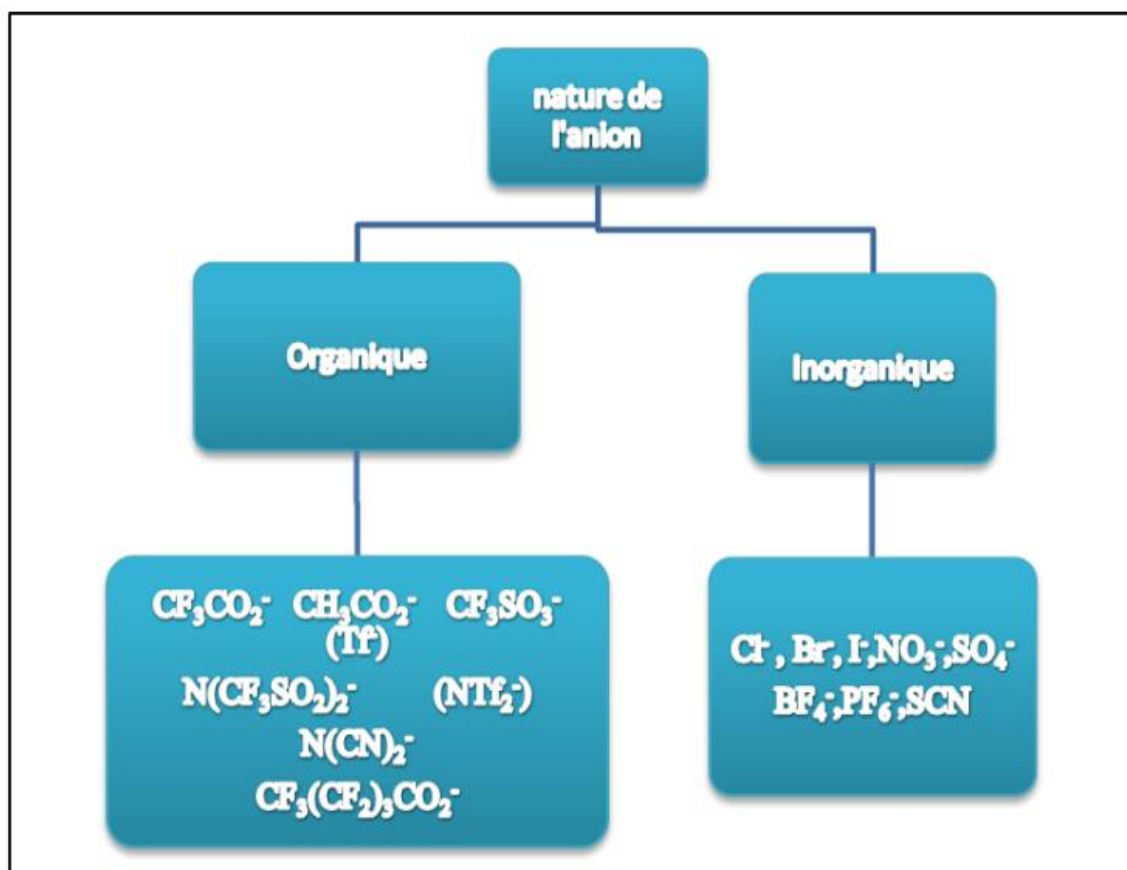


Figure III.1. les anions les plus utilisés [19]

III.2.3. Structure du liquide ionique

Le plus souvent, les liquides ioniques (LIs) sont constitués d'un cation organique et d'un anion organique ou inorganique. Chaque combinaison (> 106 combinaisons binaires différents et > 1018 combinaisons tertiaires) d'un couple [cation-anion], amène à un nouveau produit avec de nouvelles propriétés et applications [18].

Les liquides ioniques sont, uniquement composés d'espèces ioniques. Il existe une multitude de cations et d'anions pouvant composer un liquide ionique ; les combinaisons cation/anion sont donc infinies.

Néanmoins, il est possible de tirer quelques règles générales :

- Les cations sont dans la plupart des cas gros et encombrants, et composés au moins d'un hétéroatome comme l'azote, le phosphore ou encore le soufre.
- Les anions mis en œuvre peuvent être inorganiques ou organiques.

Nous avons essayé de regrouper les cations et les anions les plus employés pour synthétiser des liquides ioniques (Figures III.1 et III.2) [20]:

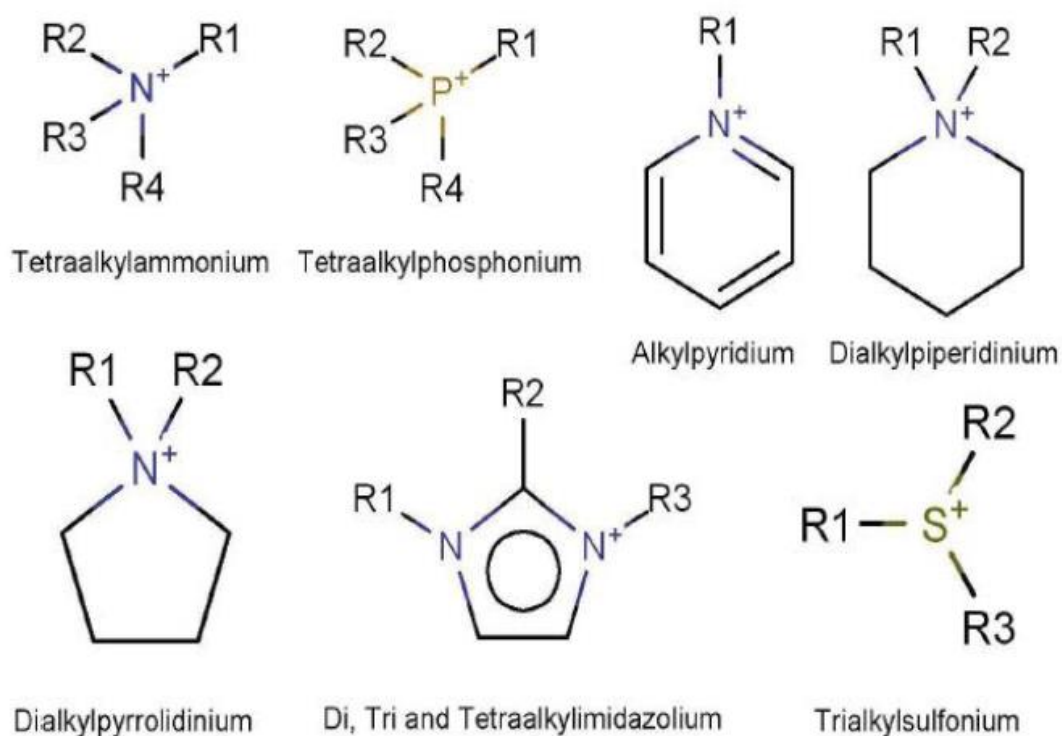


Figure III.2. Les cations les plus utilisés [20]

III.3. Propriétés physico-chimiques des liquides ioniques

Les liquides ioniques (LIs) se sont récemment ajoutés à la gamme des composés potentiellement utilisables en tant que solvants de réaction et présentent un grand intérêt du fait de leurs propriétés physico-chimiques particulières. En effet, les LIs présentent des avantages évidents d'un point de vue d'ingénierie de procédés, en raison d'une grande plage de stabilité thermique et chimique, d'une conductivité élevée de la chaleur et d'une faible tension de vapeur. Certains liquides ioniques sont complètement non-volatils jusqu'à leurs températures de décomposition (typiquement au-dessus de 300°C).

Les liquides ioniques présentent ainsi un risque considérablement réduit de décharge accidentelle de vapeurs dans l'atmosphère. De plus, la possibilité d'ajuster leurs caractéristiques physico-chimiques par variation de la nature de l'anion ou du cation ou en modifiant les substituants portés par le cation du liquide ionique est un atout majeur.

Il faut aussi mentionner que les liquides ioniques sont capables de dissoudre un grand nombre de composés organiques ou inorganiques [21].

III.3.1. Point de fusion

Le critère clé pour l'évaluation d'un liquide ionique est, par définition, son point de fusion. Un sel fondu est défini comme un liquide ionique à point de fusion inférieur à C et température de décomposition élevée [350 - 400°C]. La température de fusion des liquides ioniques dépend de la nature du cation mais surtout de celle de l'anion. Plus l'anion est

volumineux, plus le point de fusion du LI est bas. De même, les cations encombrés et portant des substituant dissymétriques conduisent à des LI à plus bas point de fusion [21].

III.3.2. Domaine liquide et surfusion

Ils sont liquides sur une large gamme de températures ; l'écart entre le point de fusion et le point d'ébullition du liquide ionique est en général très grand ce qui fait d'eux des composés non-volatils ou possédant une pression de vapeur saturante très faible. Ils auront ainsi un impact moindre que les solvants organiques volatils sur l'environnement mais aussi sur la santé des utilisateurs puisque, en théorie, ces derniers ne pourront pas en respirer les vapeurs. De plus puisqu'ils sont stables thermiquement et chimiquement, les risques d'explosion et ou d'incendie sont faibles [21].

III.3.3. Densité et Viscosité

Les liquides ioniques sont en général denses et visqueux. Ils ont une viscosité qui peut atteindre dix fois celle des solvants organiques ordinaires, elle peut varier de 30 jusqu'à 1000 cP. La viscosité des liquides ioniques peut également changer avec la composition moléculaire de l'anion, ainsi qu'elle augmente quasi-linéairement avec la longueur de la chaîne alkyle du cation.

La densité des liquides ioniques est aussi fonction de la nature de l'anion. Elle est aussi une fonction décroissante de la longueur de la chaîne alkyle portée par le cation, comme par exemple pour l'imidazole.

La densité des liquides ioniques est aussi une fonction décroissante de la température [22].

III.3.4. Stabilité thermique

La température maximale d'utilisation des liquides ioniques est fixée par sa température de décomposition. Généralement, les cations imidazolium ont des températures de décomposition supérieures à celles des cations ammonium, permettant leur utilisation à des températures supérieures à 250°C et dans certains cas supérieures à 400°C. Les liquides ioniques sont des solvants dont la pression de vapeur saturante est négligeable à température ambiante. Cela permet de les recycler facilement en distillant les autres produits directement à partir du mélange. Cependant cette pression de vapeur saturante est négligeable, et non nulle. Ainsi, dans certains cas précis, il est possible de séparer des liquides ioniques par distillation fractionnée à très faible pression et très haute température. Ces cas sont extrêmement rares et la majorité des liquides ioniques se dégradent au chauffage avant de pouvoir être distillé [22].

III.4. Les diverses applications des liquides ioniques

Les liquides ioniques sont devenus largement utilisés dans des domaines allant de l'industrie chimique à l'alimentaire. Citons leurs rôles comme solvants dans des catalyses

variées[8], dans le domaine d'électrochimie comme un électrolyte dans les batteries [9],comme solvant dans les procédés de polymérisation, et comme matériaux pour dissoudre les pulpes de banane gelées aussi dans la technologie des bioénergies et les biocatalyses [23], ils sont aussi attractifs pour des processus gazeux (capture de gazCO₂) [24].

La figure III.3 représente les diverses applications des liquides ioniques.

Les liquides ioniques (LIs) jouent un rôle de plus en plus important dans la science de séparation comme des solvants alternatifs. Dans ce compte, l'application de LIs dans tous les domaines de séparation comprenant l'extraction liquide-liquide, la distillation extractive, etc. [25].

III.5. Applications dans le domaine des procédés de séparation :

Les liquides ioniques [Ils] jouent un rôle de plus en plus important dans la science de Séparation comme des alternatifs solvants. Dans ce compte, [application de Ils dans tous les domaines de séparation comprenant l'extraction liquide- liquide, la distillation extractive, etc.] [19]

III.6. Conclusion

Les liquides ioniques sont des liquides formés généralement par un cation organique volumineux et un anion organique ou inorganique et ayant une température de fusion inférieure à 100 °C malgré tout les liquides ioniques présentent des avantages :

- Un point de fusion variable en fonction des ions choisis.
- Une viscosité modulable [similaire à l'huile d'olive].
- Une grande stabilité thermique.
- Une grande stabilité chimique.
- Une faible pression de vapeur saturante.
- Une solubilité adaptable.

Ces Propriétés ont éveillé un grand intérêt du à leurs applications Potentielles dans des nombreux domaines industriels. Parmi ces applications, les procédés des séparations sont au cœur de l'industrie chimique tel que la distillation extractive et l'extraction liquide-liquide.

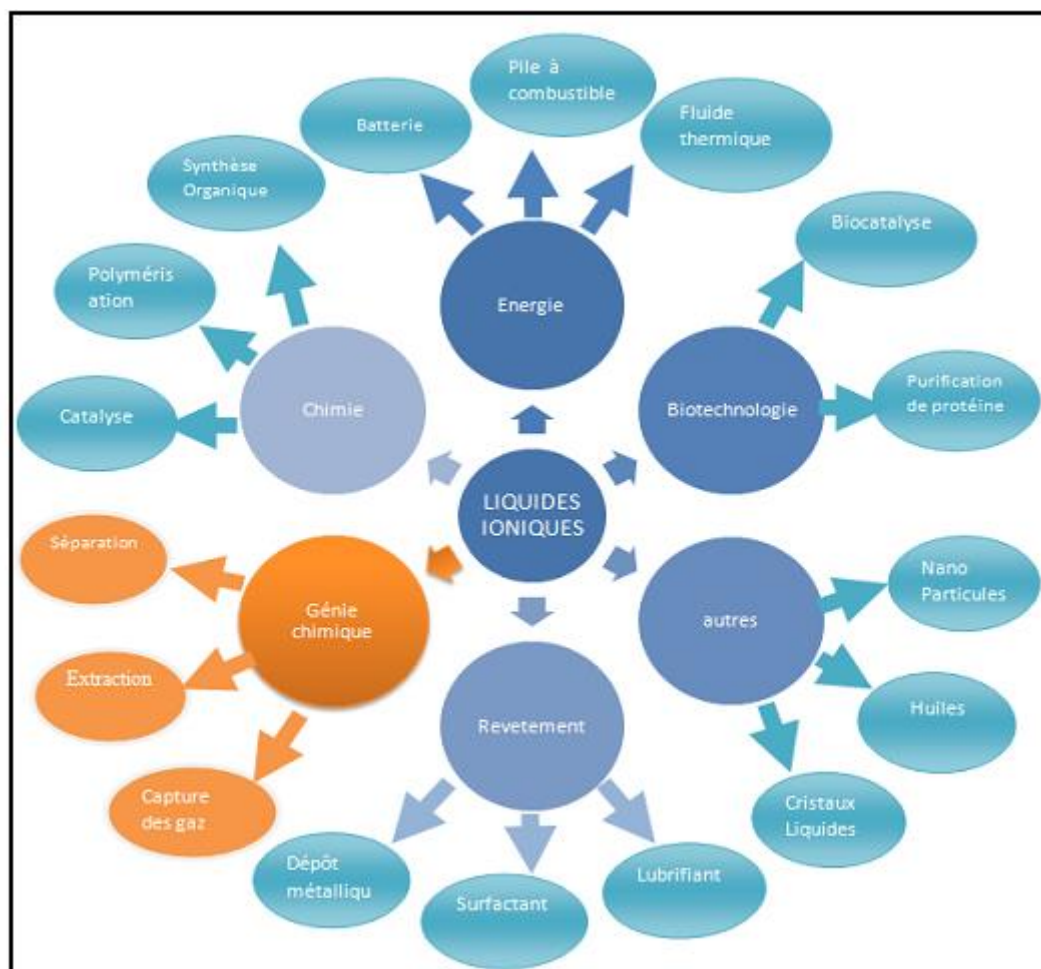


Figure III.3. diverses applications des liquides ioniques [7].

Chapitre .IV

Simulation de l'unité de mélange toluène et n-heptane

IV. Simulation de l'unité de mélange toluène et n-heptane

IV.1 Introduction

La croissance rapide de la production des hydrocarbures aromatiques, benzène, toluène et xylènes BTX, d'origine pétrolière est due au large marché de ces grands intermédiaires et à l'existence des procédés de reforming et de pyrolyse des essences qui rendent disponible des quantités importantes de coupes riches en aromatiques.

Dans ce chapitre on soulève deux grandes parties, la première présente une vision générale sur les hydrocarbures aromatiques. D'autre part on va se focaliser sur l'extraction liquide-liquide par solvant sélectif comme une technique de séparation. Le choix du solvant le mieux adapté est fait à partir de plusieurs critères. La deuxième partie consiste à faire une simulation (conception et exécution) du procédé d'extraction liquide-liquide des aromatique par différents solvants organiques ordinaires,. Pour réaliser cette étude on a exploité l'outil de simulation ASPEN HYSYS version 7.2.

IV.2 Description du procédé d'extraction des hydrocarbures aromatiques par solvant sélectif

IV.2.1 Schéma général du procédé d'extraction des aromatiques par solvant

Un procédé industriel d'extraction des aromatiques BTX est un procédé à fonctionnement continu, il comporte un ensemble d'opérations représentées schématiquement dans la figure IV.1. On peut distinguer trois opérations principales :

- L'extraction proprement dite : a pour fonction d'assurer le rendement du procédé, c'est-à-dire de délivrer un raffinat pratiquement exempt d'aromatique. C'est une extraction à contre-courant simple de la charge et du solvant.
- La purification des aromatiques : a pour fonction d'amener les aromatiques à leurs spécifications finales de pureté en hydrocarbures non-aromatiques.
- La régénération du solvant ou séparation BTX/solvant : est l'opération qui sépare les aromatiques du solvant. Elle est consistée généralement en une distillation simple ou un stripping.

Et trois opérations annexes ;

- Le lavage de raffinat.
- La séparation du solvant de l'eau de lavage.
- La purification du solvant.

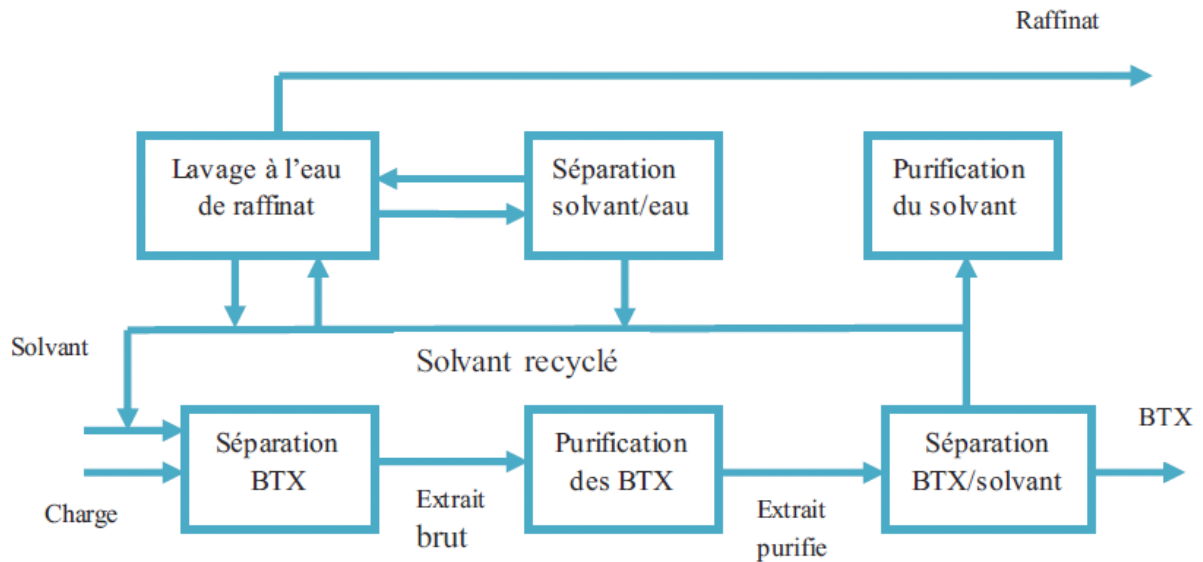


Figure IV.1. Schéma général du procédé d'extraction des aromatiques [2]

IV.2.2 Critères de choix de solvant

Le choix de solvant le mieux adapté pour l'extraction des aromatiques est basé sur plusieurs critères, en se basant sur différents paramètres, tels que l'efficacité de solvant, les propriétés physico-chimiques, les propriétés technico-économiques et les propriétés environnementales.

a- Efficacité de solvant

Il doit avoir un bon coefficient de distribution (D_i) généralement supérieur à 1, qui est défini par la relation suivante [24] :

$$D_i = C_i^E / C_i^R$$

C_i^E : Concentration de l'espèce i dans la phase extrait

C_i^R : Concentration de l'espèce i dans la phase raffinat

Il doit avoir une sélectivité (S_{ij}) élevée pour les composés aromatiques présents dans le mélange ($i + j$), qui est définie par la relation suivante : [24]

$$S_{ij} = D_i / D_j$$

IV.2.3 Différents types des solvants ordinaires

Les solvants des procédés industrialisés sont, soit des glycols : les diéthylènes glycols (DEG), soit des dérivés oxygénés de molécules soufrés comme la tétraméthylènesulfone (sulfolane) ou le diméthylsulfoxyde (DMSO) (Figure IV.2). Ils possèdent les propriétés générales des solvants industriels [5].

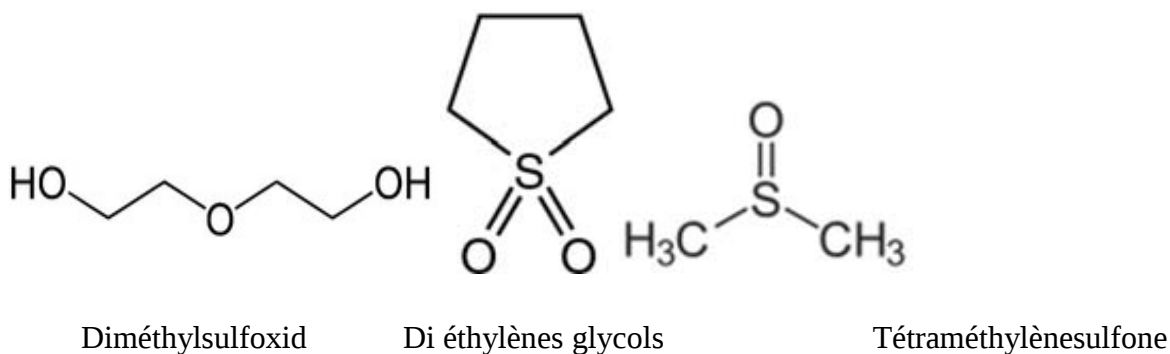


Figure IV.2 : Structures des solvants ordinaires [5].

IV.2.3.1 Propriétés physico-chimiques

Tableau IV.1 : Propriétés physico-chimiques des solvants ordinaires [5]

Solvant	M (g/mole)	Tf (°C)	Tb (°C)	ρ (kg/m ³) à 20°C	μ (mPa.s)/ θ (°C)	Pression de vapeur (kPa)
DEG	106,1	-8	245	1116	35,7/20	0,30 à 65,1°C 1,2 à 90,3°C
Sulfolane	120,2	27,6	287	1266	10,3/30	1,33.10 ⁻³ à 30°C
DMSO	78,13	18,5	190,85	1100	1,99/25	0,084 à 25°C

IV. 2.3.2 Propriétés environnementales

a- Informations toxicologique

Tableau IV.2 : Informations toxicologiques des solvants ordinaires [26]

Solvant	Toxicité aigue LD50 (mg/kg)		Indication des risques	Valeurs limites d'exposition	Cancérogénèse
	(Orale)	(Peau)			
Sulfolane	1941	4009	R22	0.37	Négative résultat
DMSO	28000	50000	R36, 37,38	50	Négative résultat
DEG	19530	Pas irritant pour la	R22, S2, S46	52	Résulta négative

- ☐ R36/37/38 : Irritant pour les yeux, les voies respiratoires et la peau.
- ☐ R22 : Nocif en cas d'ingestion.
- ☐ S46 : En cas d'ingestion, consulter immédiatement un médecin et lui montrer l'emballage ou l'étiquette.

b- Informations écologiques

Les solvants organiques cités sont tous des composés organiques volatils (COV). Leur vaporisation dans l'atmosphère contribue à la production d'ozone dans la troposphère par réaction photochimique, augmentant ainsi les risques, en particulier pour les personnes asthmatiques ou souffrant d'insuffisance respiratoire.

Le rejet de ces solvants directement dans le milieu naturel peut contribuer sensiblement à la détérioration de la faune et la flore peuplant les fleuves et les rivières [26].

IV.3 Simulation du procédé d'extraction des aromatique en utilisant des solvants organiques

IV.3.1 Méthodologie générale

Cette partie consiste à simuler un procédé d'extraction des aromatiques par des solvants ordinaires présentés précédemment à l'échelle industrielle en utilisant un logiciel de simulation le plus connu dans le domaine d'engineering, qui est ASPEN HYSYS version 7.2.

IV.3.1.1 Les étapes de simulation

a- Choix du système de séparation

L'extraction de toluène à partir d'un mélange toluène /heptane par des solvants ordinaires a été choisi comme un système modèle pour la séparation des aromatiques /aliphatiques.

b- Choix du modèle thermodynamique

Les données des paramètres d'interaction binaires pour le système heptane + toluène + solvant ont été estimés en choisissant le modèle thermodynamique NRTL (Non Random Two Liquids) qui est un modèle semi-empirique basé sur le concept de composition locale. Le modèle NRTL peut décrire avec précision le comportement du système, donc c'est le modèle le plus convenable pour la simulation des procédés d'extraction liquide-liquide. Les paramètres d'interactions binaires du modèle NRTL Δu_{ij} , Δu_{ji} sont présentés dans le tableau IV.3.

Tableau IV.3 : Paramètres d'interaction du modèle NRTL pour le système ternaire { toluène + n heptane + solvants classiques }

Système ternaire	ij	Δu_{ij} (J/mole)	Δu_{ji} (J/mole)
toluène (1) - n-heptane (2) - Sulfolane (3)	12	-360,939	762,59
	13	104,723	804,350
	23	2943,92	1714,668
toluène (1) - n-heptane (2) - DMSO (3)	12	-733,046	1089,939
	13	294,854	178,622
	23	1650,650	2023,427

Δu_{ij} est un paramètre ajustable représentant l'énergie d'interaction entre les espèces i et j.

c- Conditions opératoires

Les conditions moyennes d'utilisation des solvants ordinaires étudiés dans l'extracteur sont déterminées selon les procédés industriels existants (Tableaux IV.4 et IV.5).

d- Description du procédé d'extraction d'un mélange toluène /n-heptane

Le mélange d'alimentation est envoyé vers la tour d'extraction liquide- liquide (T-100), où les hydrocarbures aromatiques sont dissous sélectivement dans le solvant. La phase raffinat riche en hydrocarbures non aromatiques sort en haut de la colonne et est envoyée vers la tour de lavage avec l'eau (T-102) pour le but de récupérer la petite quantité de solvant entraînée dans la phase raffinat. Le mélange eau-solvant est envoyé vers le stripper (T-103) pour être séparé. Les aliphatiques sortent en haut de la tour de lavage et sont envoyés vers le stockage. La phase extrait riche en solvant quitte la tour d'extraction avec des traces des aliphatiques et une grande quantité des aromatiques, ces derniers sont envoyés vers le stripper (T-101) pour assurer une bonne séparation solvant/aromatique, le solvant pur quitte le stripper (T-101) en bas et est recyclé vers la tour d'extraction et les aromatiques sortent comme distillat avec une grande pureté. Le procédé d'extraction retenu par le simulateur Aspen Hysys est présenté dans la figure IV.3.

Tableau IV.4 : Conditions opératoires des procédés d'extraction des aromatiques à l'échelle industrielle [5]

Procédé	Solvant utilisé	Conditions opératoires	Rapport solvant/matière	Nombre d'étages
Sulfolane (Shell-Uop)	Sulfolane	100°C 2bar	4/1	12
IFP	DMSO	35°C 1bar	4/1	12

Tableau.IV.5 : Données des procédés d'extraction des aromatiques par les solvants organiques

	Alimentation		Solvant	
	Toluène	n-Heptane	Shell-UOP(Sulfolane)	IFP(DMSO)
Température °C	100	35	100	35
Pression bar	1.013	1.013	1.013	1.013
Débit total t/h	300	300	1600	1600
toluène t/h	120	120	-	-
Heptane t/h	180	180	-	-
Solvant t/h	-	-	1600	1600
Composition en masse %				
Toluène	40	40	-	-
Heptane	60	60	-	-
Solvant	-	-	100	100

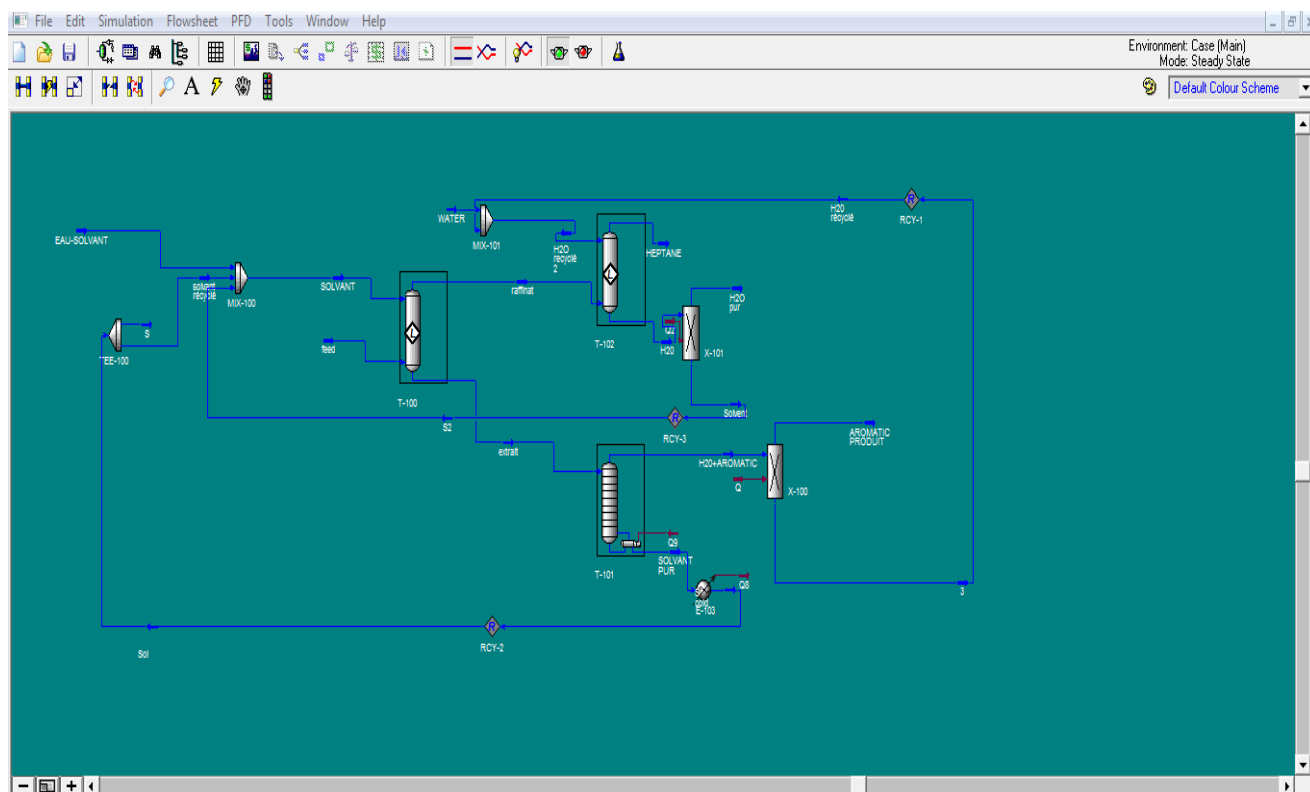


Figure.IV.3.Schéma technologique de procédé d'extraction des aromatiques par les solvants organiques conçue par Aspen Hysys 7.2.

Tableau.IV.6. Résultats de simulation de la colonne d'extraction (T-100) pour les différents solvants organiques étudiés

	Alimentation		Solvant		Extrait		Raffinat	
Procédés extractions	par sulfolane	par DMSO	par sulfolane	par DMSO	par sulfolane	par DMSO	par sulfolane	par DMSO
Température °C	100	35	100	33.36	129	36.16	98	-5.89
Pression bar	1.013	1.103	1.103	1	3	1	3	1
Débit total t/h	300	300	1206	1520	1412	1737	93.45	82.94
toluène t/h	120	120	7.71	-	253.86	162.08	2.93	-
Heptane t/h	180	180	-	-	36.13	26.35	86.23	82.31
Solvant t/h	-	-	1186.22	1289.67	1050.52	1013.86	4.19	0.60
H2O	-	-	12.06	230.32	71.49	234.70	0.08	0.02
Composition en masse %								
Toluène	40	40	0.93	-	17.98	9.33	3.14	1
Heptane	60	60	-	-	2.56	1.52	92.28	99.24
Solvant	-	-	92.77	84.85	74.4	75.64	4.49	0.73
H2O	-	-	6.29	15.15	5.06	13.51	0.09	0.03
Taux de récupération %								
Toluène	-	-	-	-	0.01	-	-	-
Heptane	-	-	-	-	-	-	-	-
Solvant	-	-	-	-	98.96	99.82	100	100
H2O	-	-	-	-	0.04	0.18	-	-

Tableau IV.7. Résultats de calculs de la sélectivité (S_{ij}) et du coefficient de distribution (D) pour les différents solvants organiques étudiés

Composition en fraction massique						D	S _{ij}
Raffinat			Extrait				
Toluène (1)	n- Heptane (2)	Sulfolane (3)	Toluène (1)	n- Heptane (2)	Sulfolane (3)		
0,0314	0.9228	0.0449	0.1798	0.0256	0.744	5.7261	206.71
Toluène (1)	n- Heptane (2)	DMSO (3)	Toluène (1)	n- Heptane (2)	DMSO (3)		
0.01	0.9924	0.0073	0.0933	0.0152	0.7564	9.33	622

Interprétation :

Les résultats de simulation de la colonne d'extraction liquide-liquide montrent que le procédé d'extraction avec le DMSO donne un bon taux de récupération de toluène dans la phase extrait qui est presque égal à celui obtenu avec le sulfolane. Alors que, le taux de récupération de l'heptane dans la phase raffinat est beaucoup plus important en présence de sulfolane qu'en DMSO. Ainsi, on constate que le solvant DMSO présente une meilleure sélectivité et un bon coefficient de distribution par rapport au sulfolane.

Observé que l'extraction en présence du DMSO donne un raffinat contenant une très faible quantité de solvant comparée à celle récupérée dans le cas de sulfolane qui est presque 10 fois supérieure.

IV.4. Les solvants

a- Taux de régénération

Le sulfolane introduit dans la colonne d'extraction est de 1186.22 t/h est solvant récupéré est 1179.84t/h (99.31% de sulfolane était récupéré).

Le DMSO introduit dans la colonne d'extraction est de 1289.67 t/h et le DMSO récupéré est 1185.12 t/h (99.90% de solvant était récupéré).

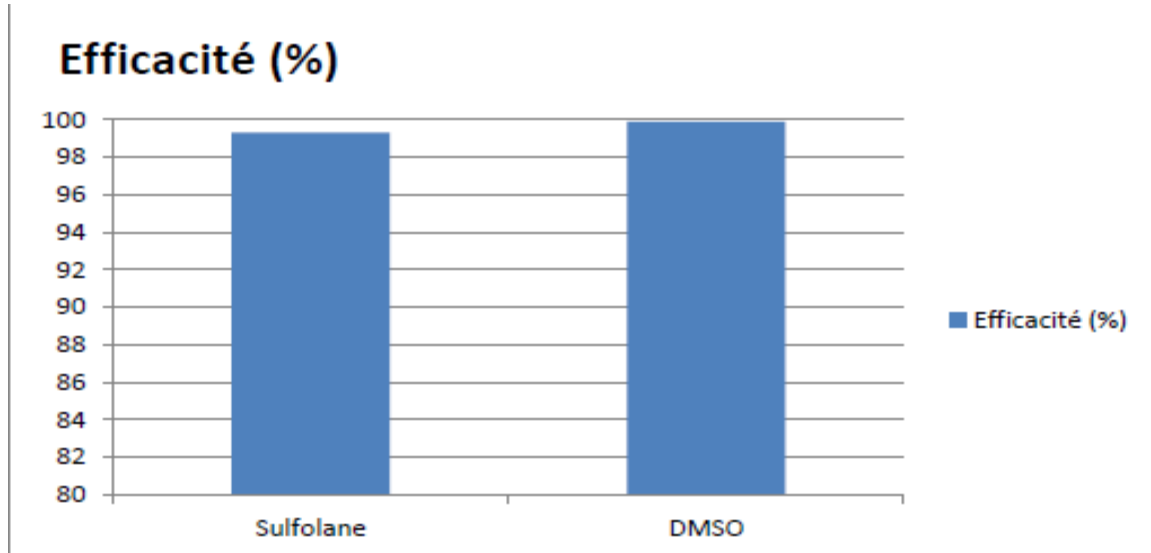


Figure.IV.4.Les teneurs d'efficacité des solvants étudiés

b- Comparaison économique entre sulfolane et DMSO

Le prix proposé par la société A., Ltd pour le sulfolane est dans les normes par apport au prix du marché du produit donc le choix de cette société est de 3700 USD par ton. Dans le procédé de sulfolane on va utiliser en quantité 1206 tons en valeur 4.462.200 USD.

99.31% de sulfolane était récupéré, signifie qu'il y a une perte de valeur de 30.789,18 USD par heure.

Les prix raisonnables de DMSO sont dans la moyenne de 2100 us par ton (2.1 / kg) comme proposer par B, Ltd. On va utiliser 1520 tons de valeur de 3.192.000 USD.

99.90% de DMSO était récupéré donc la perte de valeur est de 3.192 USD par heure.

Alors que le DMSO est moins cher que le sulfolane tel que la différence totale est de 1.270.200 USD et la différence de perte (par heure) est de 27.597,18 USD.

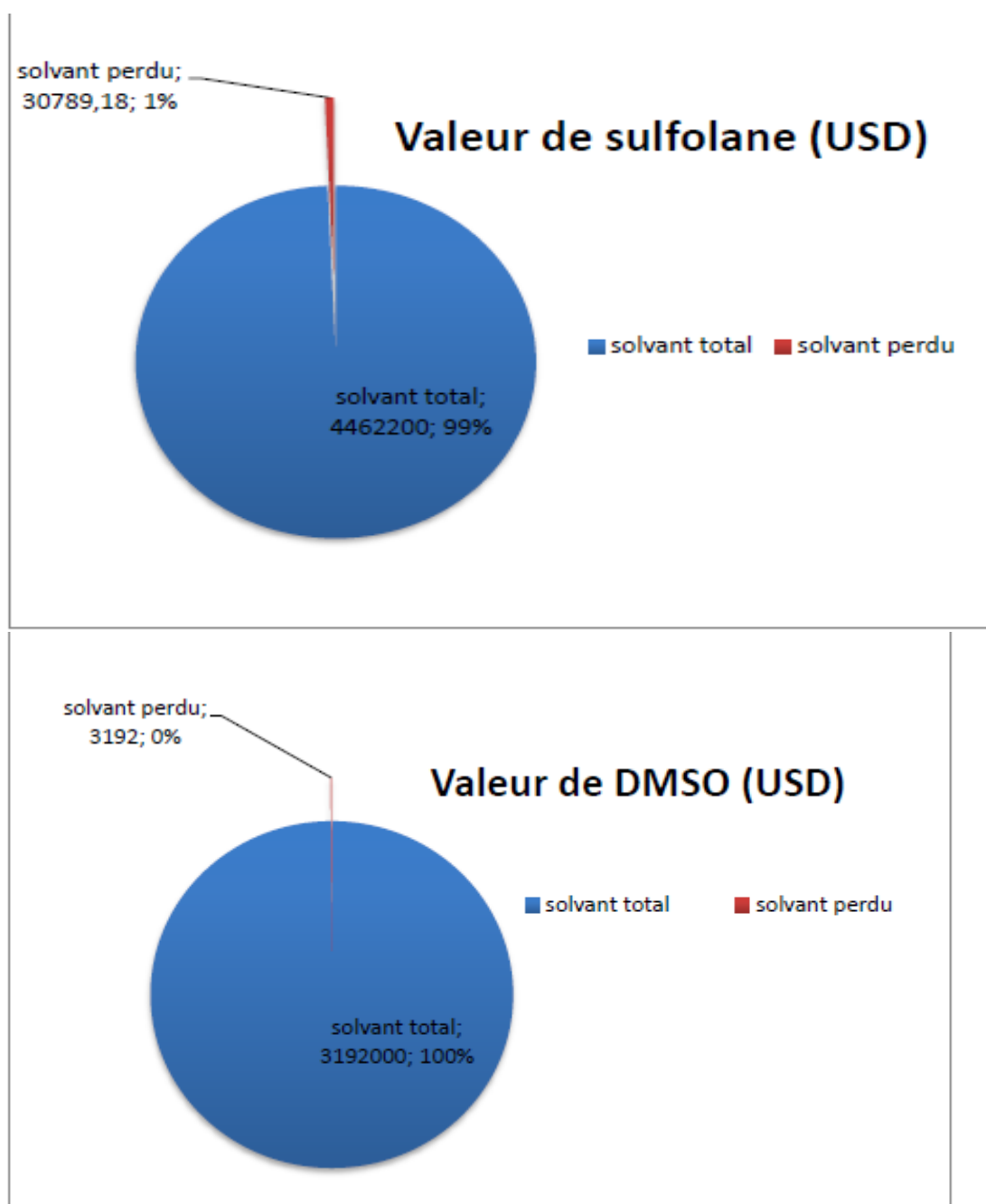


Figure.IV.5.Secteur représentant la somme totale et les pertes économiques de chaque solvant en USD

Conclusion

On a vu dans ce travail l'importance des procédés de séparation et on a pris l'extraction liquide-liquide comme méthode de séparation, dans l'industrie le facteur économique et le but de faire une industrie ou non.

Pour le toluène constitué dans le brut aromatique l'extraction liquide-liquide est sans doute la meilleure méthode de séparation et les solvants utilisés sont généralement organiques.

La préparation et le choix du solvant est sans doute fondamental dans le procédé d'extraction tel que le est choisi de telle façon à former avec la charge un mélange de deux phases non miscibles et il doit non seulement permettre la séparation des produits mais aussi être utilisable aisément dans les extracteurs et être facilement séparable des produits dissous et son emploi doit être aussi économique que possible.

Dans ce travail on a utilisé deux solvant organique qui sont : tétraméthylènesulfone (le sulfolane) et diméthylsulfoxyde (DMSO) dans l'industrie par simulation (avec HYSYS 7,2).

On a utilisé le model thermodynamique NRTL (Non Random Two Liquid), car il est le model le plus convenable pour la simulation des procédés d'extraction liquide-liquide.

Le procédés étaient similaire pour les deux solvants se signifie que les même équipements étaient utilisé pour la séparation et la récupération même les conditions opératoire d'alimentation mais les conditions opératoire des solvants n'était pas la même d'après la nature différent des deux solvants.

D'après les résultats obtenus on a constaté que le DMSO était meilleur que le sulfolane pour différents raisons tel qu'il présente meilleur sélectivité la capacité de miscibilité le taux de régénération et la valeur économique malgré qu'il est plus toxique que le sulfolane.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] Ould Mohamed Lemine Beyrouk. Extraction des aromatiques: Calcul de vérification de la colonne de Benzène de l'unité 200/RA1/K. Mémoire de fin d'études pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état, université M'hamed Bogara de Boumerdes, 2007, p. 3-13..
- [2] S.AMIOUR, étude de l'unité d'extraction des aromatiques et calcul de vérification de section de fractionnement de la raffinerie de Skikda, 1ères JNTSTD, 2007, P.2-3.
- [3] Institut Algérien du Pétrole (SNIKDA) 2014.
- [4] B.Abderrahmane : Calcule vérification de l'échangeur de chaleur 100-E-1 A÷D
Université de boumerdes.
- [5] Jean pierre WAUQUIER. Le raffinage du pétrole : Procédés de séparation, Technip, Paris, 1998, P. 363-431-437.
- [6] ZOUGAB Dahbia, extraction des hydrocarbures aromatiques à partir d'une coupe pétrolière par microémulsion, Mémoire de Magister, université M'hamed Bogara de Boumerdes, 2007, p 4-6-10-11.
- [7] Revelli. Etude thermodynamique des liquides ioniques: application à la protection de l'environnement, Thèse de doctorat, Institut National Polytechnique de Lorraine, 2010.
- [8] Paul J.Dyson and Tilman J.Gelbdach, App of ILs in synthesis and catalysis, the electrochemical society, 2007.
- [9] Tetsuy Tsoda and Charles L.Hussy, electrochemical app ILs, electrochemical society, 2007.
- [10] D. S.Abrams, J. M. Prausnitz. Statistical thermodynamics of liquid mixtures: a new 1975, 21, 1, 116-128.

BIBLIOGRAPHIQUES

[11] P.WUIHIER :Jaun Durandet , extraction par solvant,tome1, 2eme édition 1972-Paris , pages 570,571,572 ,576, 582, 584, 586, 593, 594, 596.

[12] R. Perrin et P. Scharef. Chimie industrielle, Masson, Paris, 1993, p. 100-101.

[13] H. Renon, J. Prausnitz. Local compositions in thermodynamic excess functions for liquid mixtures. AIChE J., 1968,14, 135 – 144.

[14] R. Treybal. Mass transfer operations. MacGraw Hill Book Company, Singapoure, 1981.

[15]EXTRACTION DES AROMATIQUES Etude d'un échangeur E2-200 Mr. R.GHAI 2005.

[16] Manuel opératoire de l'unité 200 NAFTEC.

[17] Y. François. Utilisation d'EC pour la caractérisation des liquides ioniques et intérêt des LIs comme nouveaux milieux de séparation en EC, Thèse doctorat, université Pierre et Marie curie, 2006, p 17-18-29-30.

[18]Pucheault Dunod, LI, 2010, p6-7.

[19] F.J.Hernnandez-Fernandez and A.P.de los Rios, selective extraction of organic compound from transess terification reaction mixtures by using ILs, AICH jornal, vol 56,N°5(2010).].

[20] J.Harman. Utilisation de la fonction (méth) acrylique pour accéder à denouveaux liquides ioniques, Thèse doctorat, Université Paul Verlaine – Metz, 2008, p 14-

[21] T.Gutel. LI leur utilisation et leur rôle comme solvant de réaction catalytique, Thèse doctorat, université Claude Bernard Lyon 1, 2007, p 23-24.

[22] B.Aoun. Liquide ionique : structure et dynamique, Thèse doctorat, université d'Orléans, 2010, p24-25-27-10.

BIBLIOGRAPHIQUES

[23]Guillermo Quijano, Annabel Couvert, Abdelatif Amrane, IIs: application and future trends in bioreactor technologies, Bioresource Technologie, 2010, p. 8923-8930.

[24]Kazi Z. Sumon,Amr Henni,ILs for CO₂ capture, 2011.

[25]Ana B. Pereiro, Ana Rodriguez, An ionique liquide proposed as solvent in aromatique hydrocarbons separation by ionic liquid, Chemical engeneers, AICH J, 2006, 56, p. 381-386.

[26] BENNOUH Oussama UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA , Thème Etude de l'utilisation des liquides ioniques comme éco-solvants pour l'extraction des composés aromatiques à l'échelle industrielle, P17.

RESUME

De nos jours, la forte augmentation de la production d'hydrocarbures aromatiques: benzène, toluène et des xylènes BTX du pétrole en raison de la grande activité de leurs grands marchés en particulier avec la disponibilité de grandes quantités de ces fractions aromatiques dans le pétrole. Cette étude comporte deux grandes parties: la première présente une vision générale des hydrocarbures aromatiques, la seconde va se concentrer sur l'extraction liquide-liquide avec des solvants choisis comme méthode de séparation. La sélection du solvant dépend de nombreuses propriétés. Dans cette seconde partie, il y aura une simulation (conception et exécution) de l'extraction liquide-liquide des composés aromatiques par deux différents solvants organiques Sulfolane et DMSO.

Le simulateur utilisé sera ASPEN HYSYS 7.2. Les résultats de la simulation ont montré que le DMSO d'utilisation est mieux que le Sulfolane en raison de l'efficacité de séparation de la valeur économique et le taux de régénération bien que son utilisation est plus dangereuse (plus toxique) que le Sulfolane.

MOTS-CLE: extraction liquide – liquide, solvant, modèle thermodynamique, séparation, raffinerie.

ABSTRACT

Nowadays, Due to the high increase of the production of aromatic hydrocarbons: benzene, toluene and xylenes BTX from oil because of the large activity of their big markets especially with the availability of great quantities of these aromatic fractions in the oil This study has two main parts the first presents a general vision of the aromatic hydrocarbons, the second is going to focus on the liquid-liquid extraction with the selected solvents as a separation method. The solvent selection depends on many properties. In this second part there will be a simulation (conception and execution) of the liquid-liquid extraction of aromatics by two different organic solvents Sulfolane and DMSO.

The simulator used will be ASPEN HYSYS 7.2. The results of the simulation showed that the use DMSO is better than Sulfolane because of the separation efficiency the economic value and the regeneration rate although its use is more dangerous (more toxic) than the Sulfolane.

KEY-WORDS: liquid-liquid extraction, solvent, thermodynamic model, separation, refinery.