



République algérienne démocratique et populaire

Ministère de l'Enseignement Supérieur et la
Recherche Scientifique

Université 20 août 1955 – Skikda

Faculté de technologie

Département de pétrochimie



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industries Pétrochimiques

Spécialité : Génie Pétrochimiques

Etude de faisabilité d'augmenter
la capacité de toluène à traiter
par la colonne 200- C 56

Réalisé par :

- CHABBAT Mohamed Chams Eddine
- GUENFOUD Badr Eddine

Encadrée par :

- Dr. MECHATI Fadia

Année Universitaire : 2022/2023

Résumé :

L'unité 200 de la raffinerie de Skikda est conçue pour récupérer le benzène et le toluène de haute pureté contenus dans le reformat léger des unités de reformage catalytique. Le toluène est toujours obtenu simultanément avec le benzène, le xylène et d'autres aromatiques à 9 carbones. Les composants du mélange obtenu ont été séparés par distillation fractionnée pour obtenir du toluène de haute pureté. Dans ce travail, nous portons notre attention sur l'unité de récupération des aromatiques de la raffinerie de Skikda, en particulier la section de fractionnement, en évaluant la possibilité d'augmenter le débit de toluène traité par le fractionneur de toluène et en étudiant l'effet de ce changement sur l'impact de la production unitaire (produit qualité et rendement).

Ce travail a été effectué par simulation avec le logiciel ASPEN HYSYS V11.

Mots clés : benzène, toluène, aromatiques, pureté, distillation, section de fractionnement, simulation, ASPEN HYSYS V11.

ملخص :

تم تصميم الوحدة 200 في مصفاة سكيكدة لاستعادة البنزين عالي النقاء والتولوين الموجود في إعادة التكوين الخفيف من وحدات التنقية التحفيزية. يتم الحصول على التولوين دائماً في وقت واحد مع البنزين والزيلين والعطريات الأخرى المكونة من 9 كربون. تم فصل مكونات الخليط الناتج عن طريق التقطير الجزئي للحصول على تولوين عالي النقاء. في هذا العمل ، نولي اهتمامنا لوحدة استرجاع المواد العطرية في مصفاة سكيكدة ، ولا سيما قسم التجزئة ، من خلال تقييم إمكانية زيادة معدل تدفق التولوين المعالج بواسطة مجزئ التولوين و دراسة تأثير هذا التغيير على تأثير إنتاج الوحدة .(جودة المنتج والعائد)

تم تنفيذ هذا العمل عن طريق المحاكاة باستخدام برنامج ASPEN HYSYS V11.

Abstract :

Unit 200 at the Skikda refinery is designed to recover high purity benzene and toluene contained in light reformat from catalytic reforming units. Toluene is always obtained simultaneously with benzene, xylene and other 9-carbon aromatics. The components of the resulting mixture were separated by fractional distillation to obtain high purity toluene. In this work, we pay our attention to the aromatics recovery unit of the Skikda refinery, in particular the fractionation section, by evaluating the possibility of increasing the flow rate of toluene treated by the toluene fractionator and by studying the effect of this change on the impact of unit production (product quality and yield). This work was carried out by simulation with the ASPEN HYSYS V11 software.

Remerciements

Nous rendons nos profondes gratitudes à dieu qui nous a aidés à réaliser ce modeste travail.

Tout au long de ce stage, nous avons reçu l'aide et l'attention de beaucoup de monde et nous tenons particulièrement à les remercier.

Merci à tous les employés de l'unité 200 de la raffinerie de Skikda qui nous ont accueillis avec beaucoup de gentillesse et une bonne humeur.

Nous souhaitons encore dire un grand merci à notre encadreur Docteur Madame Mechaty Fadia pour sa participation et ses conseils prodiges à la réalisation de ce travail.

Merci à tous.



Dédicace

Je remercie Allah Le Tout Puissant de m'avoir donné le courage d'accomplir ce travail.

*Je dédie ce travail à tous ceux qui me sont chers, à ceux qui ont passé leur vie rêvent de ce
Jour ci*

Tout d'abord je dédie ce modeste travail à mes très chers parents

Ma chère mère la meilleure mère du monde

Mon cher père qui a tout fait pour me voir réussir

Que dieu le tout puissant les protègent et les gardent

A mes chers frères : yaçine,abd enour,salah et abd elhak

*A mes amis : guenfoud badr eddine, Khaled, youcef, raid, hossem, issam, ebrahim, alla,
fatah, bilele et djihen*

A tous ceux qui m'aiment et que j'aime.

M Chams Eddine

Dédicace

Cette dédicace est une humble reconnaissance de votre soutien inconditionnel tout au long de mon parcours de recherche et de rédaction de ma thèse de master. Vos encouragements, votre amour et votre présence ont été des piliers indispensables qui m'ont permis d'atteindre cet objectif académique.

À mes parents (Abderrahman et abla), merci pour vos sacrifices et votre dévouement. Vous avez toujours cru en moi, même lorsque j'ai douté de mes propres capacités. Votre soutien indéfectible a été ma source d'inspiration et m'a donné la force de persévérer dans les moments les plus difficiles.

À mes sœurs (Massilia et farah), vous êtes mes compagnons de vie et mes meilleurs amis. Votre joie de vivre, vos conseils sincères et vos encouragements m'ont aidé à garder le cap et à rester concentré sur mes objectifs. Votre présence dans ma vie a rendu cette aventure académique plus significative et mémorable.

Et à mes potes (chams eddine raid khaled youcef issam et houssem) merci d'être toujours là pour m'encourager avec vos promesses vides et votre soutien peu fiable. Votre talent pour annuler les plans à la dernière minute m'a enseigné la valeur des attentes basses. Votre aptitude constante à transformer une simple réunion en un chaos complet m'a réellement fait apprécier le calme et la tranquillité de la solitude.

Bader Eddine

Liste des figures

Figure I.1: Formule de benzène.	5
Figure I.2 : La forme de résonance et la forme délocalisée de la molécule du benzène.	6
Figure I.3 : Formule de toluène.	9
Figure I.4 : Formule de ortho-Xylène.	10
Figure I.5 : Formule de méta-Xylène.	10
Figure I.6 : Formule de para-xylène.	10
Figure II.1 : Liber de Arte Distallandi” le premier livre sur la distillation (1512).	14
Figure II.2 : Schéma de la distillation discontinue.	16
Figure II.3 : Unité de distillation [KES07].	18
Figure II.4 : Schéma de principe d’une colonne de distillation.	19
Figure III.1 : Schéma de la section extraction liquide-liquide.	23
Figure III.2 : Schéma de la Section Fractionnement.	25
Figure III.3 : Schéma de l’unité 200 (nouveau procédé).	27
Figure III.4 : Circuit de solvant.	34
Figure III.5 : Circuit d’eau.	36
Figure III.6 : La réduction de nombre de colonne par le nouveau procédé GTC.	43
Figure IV.1 : Schéma de la simulation de la section fractionnement.	46
Figure IV.2 : Les caractéristiques de la colonne EDC.	48
Figure IV.3 : Variation d’énergie du condenseur en fonction du débit de toluène à traiter.	52
Figure IV.4 : Variation d’énergie du rebouilleur en fonction du débit de toluène à traiter.	53

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Propriétés physico-chimiques des produits aromatiques.	4
Tableau I.2 : Les propriétés physico-chimique de benzène.	7
Tableau III.1 : Composition de la charge pour l'unité 200 selon le design.	22
Tableau III.2 : Résumé de comparaison entre les deux procédés.	42
Tableau IV.1 : Les paramètres physiques de la charge.	46
Tableau IV.2 : La composition de la charge.	47
Tableau IV.3 : Comparaison entre les débits massiques et les températures par la simulation et le design de toluène de la colonne C-56 .	49
Tableau IV.4 : Comparaison entre la composition des produits de tête et de fond de la colonne C-56.	49
Tableau IV.5 : Comparaison entre la composition de la charge le 17/03/2021 et la composition de la charge du design.	50
Tableau IV.6 : comparaisons de la pureté du toluène donnée par la simulation et l'analyse chromatographie.	50
Tableau IV.7 : comparaisons les paramètres de fonctionnement donnés par la simulation aux résultats donnés par les data du DCS.	51
Tableau IV.8 : l'effet du débit de traitement sur la consommation d'énergie du condenseur.	52
Tableau IV.9 : l'effet du débit de traitement sur la consommation d'énergie du rebouilleur.	53
Tableau IV.10 : Résultats de la simulation des paramètres de marches.	54
Tableau IV.11 : Caractéristique des produits obtenus.	54

Liste des abréviations

ETU : Unité de transport - EST.

BRI : Brut réduit importé.

BTX : Benzène, toluène et xylène.

Mpa: Mégapascal.

MEA : Monoéthanolamine.

NRTL : Non- Random Two liquids.

Sommaire

Introduction générale	1
CHAPITRE I.....	3
Introduction.....	3
I.1 Source des aromatiques	3
I.2 Propriétés physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques.....	4
I.3 La structure chimique de composition aromatique.....	5
I.3.1 Le Benzène	5
I.3.1.1 Caractérisation et propriétés physico-chimiques du benzène.....	6
I.3.1.2 Production	7
I.3.1.3 Utilisations	8
I.3.2 Le toluène.....	8
I.3.2.1 Caractérisation et propriétés physico-chimiques	9
I.3.2.2 Préparation.....	9
I.3.2.3 Utilisation.....	9
I.3.3 L'xylène :	10
I.3.3.1 Utilisation.....	10
I.4 Toxicité Des Aromatiques.....	11
I.4.1 Toxicité de benzène	11
I.4.2 Toxicité du toluène et des xylènes	11
I.5 Différentes Méthodes de séparation des aromatiques.....	11
I.5.1 L'extraction liquide / liquide.....	12
I.5.2 La distillation azéotropique.....	12
I.5.3 La distillation extractive	12
Conclusion	12
CHAPITRE II	13
Introduction.....	13
II.1 Historique.....	13
II.2 Principe.....	14

II.2.1	Distillation continue	15
II.2.2	Distillation discontinue	15
II.2.3	Distillation sous vide	16
II.3	Equipement	17
II.3.1	Distillation industrielle	17
II.3.1.1	Unité de distillation industrielle.....	18
II.4	Principe de fonctionnement d'une colonne de distillation	19
	Conclusion	20
	CHAPITRE III.....	21
III.1	Généralités sur l'unité.....	21
III.2	But de l'installation	21
III.3	Historique sur l'unité	22
III.3.1	Ancienne unité (extraction liquide /liquide)	22
III.3.1.1	Section extraction.....	22
III.3.1.2	Section de fractionnement	24
III.3.2	Nouveau procédé (Distillation extractive).....	25
III.3.2.1	Description de nouveau procédée	25
III.3.2.2	Sections d'extraction.....	28
A)	Colonne de distillation extractive	28
B)	Récupération du solvant.....	30
C)	Régénération de solvant.....	34
D)	Génération de vapeur et circuit d'eau.....	35
III.3.2.3	Section fractionnement	37
III.4	Comparaison entre les deux procédés	42
III.5	Les avantage de distillation extractive.....	43
	Conclusion	44
	CHAPITRE IV	44
	Introduction.....	44
IV.1	Description du simulateur HYSYS	44
IV.2	Simulation du procédé	45
IV.2.1	Simulation du cas design	45
IV.2.1.1	Le choix du modèle thermodynamique	45
IV.2.1.2	Etapes de Simulation	45
IV.2.1.3	Le schéma de la simulation de la section fractionnement par HYSYS.....	46
IV.2.1.4	Les paramètres physiques et la composition de la charge.....	46

IV.2.1.5	Description de la colonne EDC.....	47
IV.2.1.6	Résultats de la simulation par rapport aux données du constructeur	48
IV.2.2	Simulation du cas réel.....	50
IV.2.2.1	Composition de la charge	50
IV.2.2.2	Résultats de la simulation.....	50
IV.3	Etude de vérification	51
IV.3.1	L'influence de débit de toluène à traiter sur la consommation d'énergie du condenseur	51
➤	Interprétation des résultats :.....	52
IV.3.2	L'influence de débit de toluène à traiter sur la consommation d'énergie du rebouilleur	52
➤	Interprétation des résultats :.....	53
IV.4	Optimisation des paramètres de marche.....	53
	Conclusion	54
	Conclusion générale.....	55

Introduction générale

Le pétrole est un mélange de différents produits d'hydrocarbures. Il contient des composés aromatiques principalement présents dans le naphta. Les composés aromatiques sont utilisés dans différents secteurs industriels et doivent donc être évalués pour leur application en synthèse pétrochimique [1].

Plus évidemment, le benzène et le toluène sont souvent utilisés comme solvants dans les colles, les vernis, les peintures, les encres, et aussi comme additifs d'essence pour augmenter l'octane.

L'industrie pétrolière a mis en œuvre une variété de méthodes pour la séparation des aromatiques des fractions pétrolières légères, y compris l'extraction liquide-liquide et la distillation extractive.

L'unité 200 de la raffinerie de Skikda d'une capacité de production plus de 627.000 T /AN d'aromatique, est conçue pour récupérer du benzène et du toluène à haute pureté contenue dans une charge appelée le reformat léger provenant d'une unité de reforming catalytique [2].

L'unit 200 a été rénové en 2013 dans le cadre du projet de réhabilitation de l'usine d'aromatiques pour augmenter la capacité de l'unité pour la production de benzène et de toluène, en remplacement la section existante d'extraction liquide-liquide par une nouvelle unité de distillation extractive et ajouter une autre colonne de benzène C-54 dans la section de fractionnement où il est séparé le benzène et le toluène [2].

La section de fractionnement comprenant le traitement d'argile, le fractionnement de benzène et le fractionnement de toluène.

Deux colonnes de benzène seront utilisées pour le fractionnement, le benzène de haute pureté étant pris comme effluent liquide de tête liquide et les résidus étant envoyés dans une colonne de toluène pour produire du toluène de haute pureté selon les spécifications commerciales [2].

Le produit de fond de la nouvelle tour de benzène est directement envoyé au stockage sans passer par la tour de fractionnement, ce qui fait que le produit de fond ne respecte pas la norme, il sera donc considéré comme un produit non qualifié et mélangé avec du pétrole brut [2].

L'objectif de ce mémoire est d'étudier et vérifier la capacité maximale de toluène traité par la colonne C-56 au niveau de la section de fractionnement.

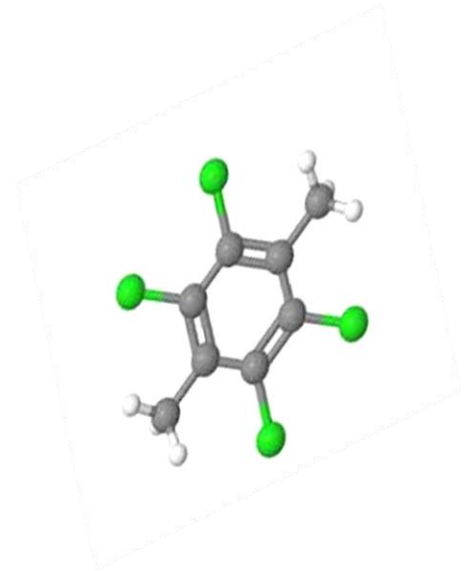
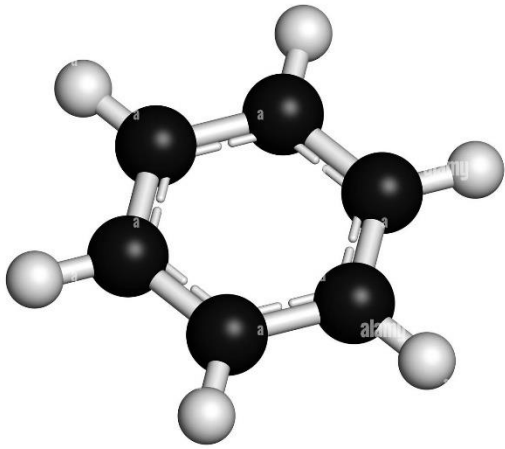
Dans le but d'atteindre les objectifs suscités, le présent mémoire est organisé en quatre chapitres :

Le premier chapitre fera l'objet sur les aromatiques.

Le second chapitre sera réservé à des notions sur la distillation et le fonctionnement d'une colonne de fractionnement et son design dans une raffinerie.

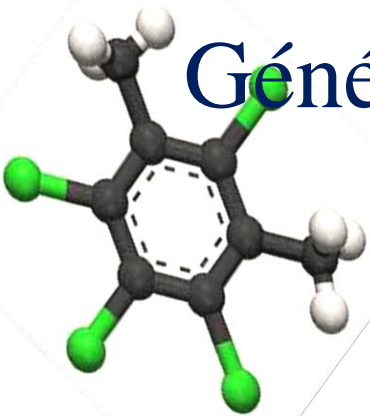
Le troisième chapitre est dédié à la description de l'unité de récupération des aromatiques.

Le quatrième chapitre sera consacré à l'analyse et au traitement du problème en s'appuyant sur la simulation par le logiciel ASPEN HYSYS V 10.



CHAPITRE I

Généralité sur les aromatiques



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 du reforming et de pyrolyse des essences qui rendent disponibles des quantités importantes de coupes riches en aromatiques [3].

Les hydrocarbures aromatiques diffèrent des autres hydrocarbures par le fait qu'ils présentent un noyau aromatique, ils possèdent des doubles liaisons en résonance les rendant très stable, et le rapport CH est très élevé. Ils sont considérés depuis longtemps comme dérivant d'un hydrocarbure de base le benzène [4].

On dit qu'une molécule est aromatique lorsqu'elle est plane, cyclique et possède $4n+2$ électrons délocalisables. On dit que pour une molécule anti-aromatique si elle ne possède que $4n$ électrons délocalisables.

1.1 Source des aromatiques

Le pétrole contient des composés aromatiques, qui se retrouvent essentiellement, après distillation du pétrole, dans le naphta (dont ils représentent jusqu'à 20 % de la masse). Une simple séparation des aromatiques ne suffit pas aux besoins du marché, il faut en synthétiser à partir des autres hydrocarbures. Pour cela on effectue soit un reformage catalytique du naphta, soit un vapocraquage des coupes plus lourdes. On peut aussi extraire les aromatiques de la houille (charbon), mais cette voie tend à disparaître et ne représente aujourd'hui que 5 % des capacités de productions en Europe de l'ouest et 2 % aux États-Unis. Enfin, certains aromatiques moins utilisés (toluène ou méta xylène) peuvent être convertis en benzène, para xylène ou ortho xylène [4].

La teneur en aromatiques des éléments de reforming catalytique varie selon la composition de la charge, et son intervalle de distillation et également suivant le service de l'opération. 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 de sortie que selon les besoins du marché l'une ou l'autre peut être employée. On peut aussi avoir les hydrocarbures aromatiques (B.T.X) à partir des benzols. Les benzols sont traités à l'acide sulfurique ou par hydrosulfuration catalytique pour les débarrasser des composés sulfurés

(thiophène, mercaptans), oxygène (phénols) et azotes (pyridine), le produit raffiné et ensuite distillé pour donner le benzène brut renfermant les hydrocarbures suivant en poids. Dans notre unité d'affectation (U200) nous utilisons le reformat léger provenant de l'unité 100 (magnaforming) qui est obtenu par reformation du naphta 'B' comme source des aromatiques [3].

1.2 Propriétés physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques

Les benzéniques ont tous une odeur, d'où le nom d'aromatiques. A 20 °C et à la pression atmosphérique, les premiers benzéniques sont liquides tandis que le naphthalène est solide. Le benzène, toluène et xylène sont d'excellents solvants, des liquides incolores d'odeur aromatique, mais insolubles dans l'eau et de densité inférieure à celle de l'eau. Cependant, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité [4].

Tableau I.1 : Propriétés physico-chimiques des produits aromatiques[4].

	Benzène	Toluène	Etylbenzène	Paraxylène	Méta-xylène	Ortho-xylène
Mass moléculaire	78,1	92,1	106,2	106,2	106,2	106,2
Densité	0,8787	0,8669	0,8670	0,8661	0,8642	0,8802
Température normale d'ébullition (°C)	80,1	110,6	136,2	138,3	139,1	144,4
Température fusion(°C)	5,5	-59,4	-95,0	13,3	-47,9	-25,2
Température critique(°C)	288,5	320,6	346,0	344,0	346,0	357,0

1.3 La structure chimique de composition aromatique

Les aromatiques sont des HC très stable grâce à la circulation libre des électrons autour du cycle, de formule générale C_nH_{2n-6} . Les aromatiques différentes des autres hydrocarbures par le fait qu'ils présentent un noyau aromatique. Et leur rapport C/H est trais élever. Ils sont considérés pendant longtemps comme dérivants d'un HC de base. Ils sont toxiques et provoquent la destruction des globules rouge, ce sont des produits cancérigènes pendant, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité [5].

1.3.1 Le Benzène

Le benzène est un hydrocarbure aromatique monocyclique a pour formule C_6H_6 . Tous les hydrogènes sont identiques car la substitution d'un seul des six hydrogènes par un radical ne fournit qu'un seul compose. La molécule doit être donc symétrique. La première formule du benzène propose par KEKULE [5].

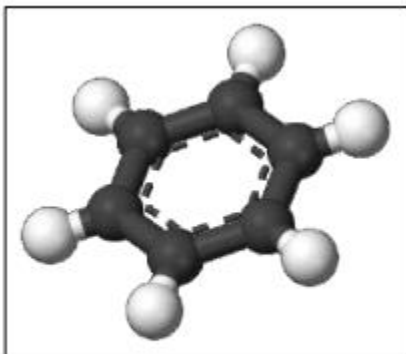


Figure I.1: Formule de benzène[3].

Le benzène est le dérivé aromatique le plus stable. Ses liaisons font toutes la même longueur, intermédiaire entre une liaison double et une liaison simple. On observe une résonance infinie, c'est-à-dire qu'on retombe sur la même forme de résonance. Cette propriété est très stabilisante [5].

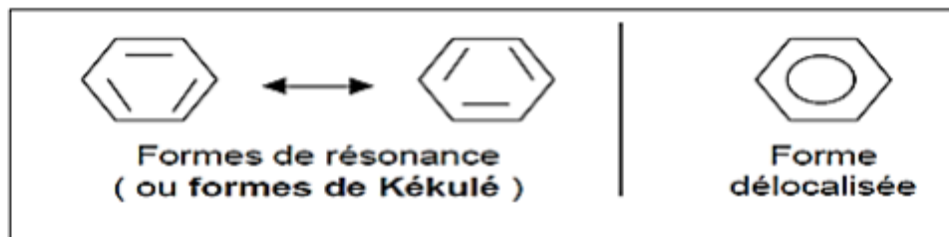


Figure I.2 : La forme de résonance et la forme délocalisée de la molécule du benzène[5].


1.3.1.1 Caractérisation et propriétés physico-chimiques du benzène

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

En spectroscopie d'absorption infrarouge, le benzène présente une bande d'absorption au voisinage de 1500-1600 cm⁻¹ due aux vibrations des liaisons carbone-carbone, et plusieurs pics d'absorption entre 650 et 1000 cm⁻¹ dus aux vibrations des liaisons carbone-hydrogène.

La position et l'amplitude de ces derniers pics donnent des informations sur les substitutions éventuelles d'atomes d'hydrogène [5].

Tableau I.2: Les propriétés physico-chimique de benzène.

Benzène	
 <p>Structure et représentations du benzène</p>	
<u>Formule brute</u>	<u>C₆H₆</u>
<u>Nom IUPAC</u>	Benzène
<u>Apparence</u>	<u>liquide incolore</u>
<u>Température de fusion</u>	278,7 <u>K</u> (5,5 <u>°C</u>)
<u>Température de vaporisation</u>	353,3 <u>K</u> (80,1 <u>°C</u>)
<u>Solubilité</u>	1,770 <u>g/L</u> dans l'eau
<u>Densité</u>	0,88 <u>g/cm³</u> (liquide)
<u>Densité du gaz</u>	2,7 (air=1)
<u>Température d'auto-inflammation</u>	555°C
<u>Point d'éclair</u>	-11°C
<u>Viscosité</u>	0,65 <u>cP</u> à 20°C
<u>Tension superficielle</u>	28,9.10 ⁻³ <u>N/m</u> à 20°C

1.3.1.2 Production

Le benzène est produit lorsque des composés riches en carbone subissent une combustion incomplète. Par exemple, il est produit naturellement dans les volcans ou les incendies de forêts. Il est également présent dans la fumée de cigarette. Jusqu'à la seconde guerre mondiale, le benzène était en majeure partie un produit secondaire de la production de coke dans l'industrie de l'acier. Cependant au cours des années 1950, la demande croissante de benzène, notamment dans l'industrie du plastique, a entraîné la nécessité de produire du benzène à partir de pétrole. À l'heure actuelle, la majeure partie du benzène est produite par l'industrie pétrochimique, avec une part mineure issue du charbon. La production industrielle de benzène est issue de manière à peu près égale de trois procédés chimiques : le reformage catalytique, l'hydrodésalkylation du toluène et le vapocraquage. En 1996, la production mondiale de benzène était de 33 millions de tonnes dont 7

millions aux États-Unis, 6,5 millions dans l'Union Européenne, 4,2 millions au Japon, 1,4 million en Corée du Sud et 1 million en Chine [5].

1.3.1.3 Utilisations

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

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

Des quantités moins importantes de benzène sont utilisées dans la fabrication de pneus, de lubrifiants, de colorants, de détergents, de médicaments, d'explosifs ou de pesticides. Dans les années 1980, les principaux composés produits à partir de benzène étaient l'éthylbenzène (intermédiaire pour la fabrication du styrène) avec 48% de la consommation du benzène utilisé pour la synthèse, le cumène 18%, le cyclohexane 15% et le nitrobenzène 7%.

En tant qu'additif à l'essence, le benzène permet d'augmenter l'indice d'octane, agissant donc comme antidétonant. De ce fait, jusque dans les années 1950 l'essence contenait fréquemment quelques pour cent de benzène, quand il fut remplacé par le tétraéthylplomb dans les additifs antidétonants les plus utilisés. Cependant, le benzène a fait son retour dans de nombreux pays suite aux réglementations concernant la teneur en plomb de l'essence. Aux USA, les préoccupations concernant ses effets nocifs sur la santé et la possibilité de contamination des nappes phréatiques ont conduit à la mise en place d'une réglementation stricte concernant la teneur en benzène des carburants avec une limite voisine de 1%. En Europe, cette même limite de 1% a été fixée [6].

1.3.2 Le toluène

Le toluène, également appelé méthylbenzène ou phénylméthane ou encore méthylbenzol appartient à la série de composés organiques connus sous le nom d'alkyl benzène. C'est une aromatique à noyau monocyclique auquel s'attachent divers groupes d'alkyl. Le toluène de formule brute C_7H_8 .

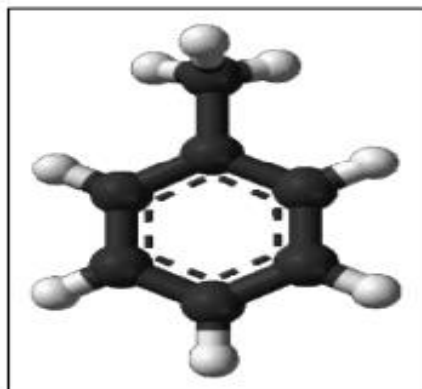


Figure I.3 : Formule de toluène[3].

1.3.2.1 Caractérisation et propriétés physico-chimiques

Le toluène (numéro de registre CAS 108-88-3) est un liquide transparent, incolore et qui dégage une odeur sucrée et piquante. Il s'agit d'un composé aromatique monocyclique dont un hydrogène du cycle benzénique a été remplacé par un groupe méthyle (formule moléculaire $C_6H_5CH_3$). Le toluène est un liquide volatil qui est inflammable, explosif et qui présente une tension de vapeur relativement élevée (3,7 kPa à 25 °C). Le toluène est modérément soluble dans l'eau (535 mg/L à 25 °C) et il est miscible avec la plupart des solvants organiques. Le log du coefficient de partage octanol/eau du toluène est modérément faible (2,69). Le toluène est formé à partir du pétrole par déshydrogénation catalytique de fractions renfermant du méthylcyclohexane. Le toluène de qualité industrielle est pur à 98 % et il peut contenir jusqu'à 2 % de xylènes et de benzène (MDF, 1984) [7].

1.3.2.2 Préparation

Le toluène est présent en faible proportion dans le pétrole brut. Il est habituellement produit par reformage catalytique dans le procédé de fabrication de l'essence. On l'obtient également par craquage dans le procédé de fabrication de l'éthylène ou alors, à partir du charbon. Sa purification finale se fait par distillation ou par extraction [6].

1.3.2.3 Utilisation

Le toluène sert à élever l'indice d'octane dans les carburants, mélanger avec du benzène et des xylènes. Il est donc présent dans divers carburants pétroliers. Il sert également de solvant ou élément de fabrication de peintures, vernis. On s'en sert comme produit de départ pour divers procédés industriels : synthèse du caoutchouc, du phénol, du TNT (trinitrotoluène), du diisocyanate

de toluène (TDI), nécessaire pour obtenir la mousse de polyuréthane. Il est produit par reformage catalytique dans le procédé de fabrication de l'essence. On l'obtient également par craquage catalytique dans le procédé de fabrication de l'éthylène ou alors, à partir du charbon. Sa purification finale se fait par distillation ou par extraction.

1.3.3 L'xylène :

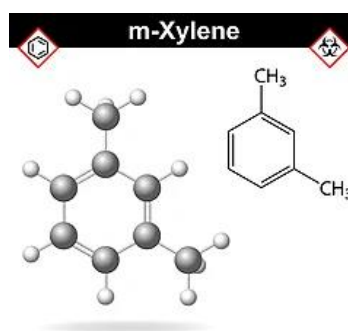
Un hydrocarbure aromatique dérivé du benzène, de formule chimique C_8H_{10} . À température ambiante, il se présente sous la forme d'un liquide incolore. Il émet une odeur désagréable selon les circonstances, elle est perceptible pour des concentrations aussi faibles que 0,08 ppm et il est très inflammable.

L'xylène contient trois isomères :

- Ortho Xylène.



- Meta Xylène.



- Para Xylène [3].

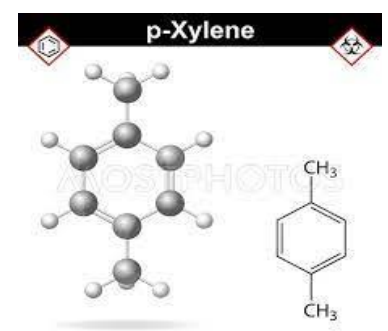


Figure I.4 : Formule de ortho-Xylène[3]. **Figure I.5 :** Formule de méta-Xylène[3]. **Figure I.6 :** Formule de para-xylène[3].

1.3.3.1 Utilisation

- Le paraxylène est le point de départ de la fabrication du textile artificiel bien connu sous le nom de tergal ou térylène.
- L'ortho xylène entre dans la fabrication de plastifiants, de polyesters et des peintures Glycéro – phtaliques.
- Le méta xylène est également une matière première pour la fabrication des polyesters.
- L'éthylbenzène peut donner par déshydrogénation du styrène (vinylbenzène). Le mélange des xylènes plus éthylbenzène, est utilisé comme solvant [8].

1.4 Toxicité Des Aromatiques

Les aromatiques, et en particulier le benzène, peuvent exercer une action toxique sur l'organisme humaine si l'on ne prend pas les précautions convenables pour éviter leur contact avec la peau donc les dangers que l'on rencontre dans l'unité 200 sont :

- L'incendie.
- Risque d'explosion.
- Risque d'intoxication.
- Maladie professionnelle.
- Accident de travail courant.
- Risque chimique [1].

1.4.1 Toxicité de benzène

Les aromatiques en général sont des produits très toxiques, plus particulièrement le benzène provoque une maladie professionnelle appelée : BENZOLISME.

- Le benzène a une action dissolvante sur les lipides du sang.
- L'introduction du benzène dans l'organisme entraîne des troubles nerveux et cérébraux.
- La toxicité est liée parfois à la transformation des substances dans l'organisme [3].

1.4.2 Toxicité du toluène et des xylènes

En matière d'intoxication aiguë, la toxicité du toluène et des xylènes est analogue à celle du benzène. En ce qui concerne l'intoxication chronique, les résultats sont différents, pour la raison que le toluène et surtout les xylènes sont moins volatils que le benzène. Les seuils de toxicité sont les suivants :

- Toluène : 200ppm (soit 750mg/m³ d'air).
- Xylène : 100ppm (soit 435mg/m³ d'air) [3].

1.5 Différentes Méthodes de séparation des aromatiques

Les principales techniques utilisées pour extraire, à un haut degré de pureté les composés aromatiques des essences produits soit par vapocraquage, soit par reformage catalytique, sont la distillation, la cristallisation, l'adsorption, la distillation azéotrope, la distillation extractive et l'extraction par solvant [8].

1.5.1 L'extraction liquide / liquide

Elle utilise un solvant qui forme une phase liquide homogène avec la fraction d'aromatiques. Il est choisi en fonction de sa solubilité. Cette séparation se fait dans des extracteurs (RDC), ou l'on obtient deux phases l'une contenant les produits indésirables, l'autre contenant les aromatiques et le solvant. Une deuxième étape est alors nécessaire pour séparer le solvant des produits désirés. Cette séparation se fait dans une colonne de distillation simple à cause de la différence entre les points d'ébullition du solvant et de nos produits. Il est à noter que la sélectivité du solvant doit être combinée d'une manière optimale avec le rapport solvant/charge [8].

1.5.2 La distillation azéotrope

Cette opération emploie un solvant à bas point d'ébullition qui a une affinité avec les hydrocarbures non aromatiques, dans la seconde étape de traitement on sépare le solvant du raffinat par distillation simple [8].

1.5.3 La distillation extractive

Cette dernière emploie un solvant à haut point d'ébullition ayant une affinité pour les hydrocarbures aromatiques, le solvant emprisonne ces derniers au fond de la colonne de distillation en agissant sur leur volatilité, comme exemple ; la température du benzène augmente de 37.8 °C alors que celle du cyclohexane augmente de 10.55 °C seulement. On récupère alors la fraction des hydrocarbures non aromatiques au sommet de la colonne et la fraction de solvant riche (en aromatiques) au fond, une deuxième séparation par distillation est nécessaire pour récupérer les aromatiques et recycler le solvant [8].

Conclusion

En conclusion, ce chapitre a présenté les généralités sur les aromatiques dans l'industrie, mettant en évidence leur rôle essentiel dans de nombreux secteurs et applications. Nous avons exploré les caractéristiques et les propriétés uniques des composés aromatiques, sa toxicité et les différentes méthodes de séparation.

A photograph of an industrial distillation plant with several tall distillation columns and a complex network of pipes and scaffolding. The scene is set against a clear blue sky with a few wispy clouds. The image is slightly blurred, giving it a sense of depth and scale.

CHAPITRE II

Distillation

Introduction

Dans tous les secteurs d'activité et surtout dans l'industrie chimique la préservation de l'environnement est de plus en plus importante. L'industrie chimique a un impact important et permanent sur l'environnement. Les procédés chimiques sont consommateurs d'énergie et de matière première. Une partie significative de l'impact environnemental vient de ces deux besoins parce qu'il faut produire l'énergie des procédés et régénérer des produits notamment les solvants. Ces besoins peuvent être diminués par l'intensification des procédés existants ou par le développement des nouveaux procédés propres. L'intensification des procédés peut être définie comme une stratégie qui vise à réduire le ratio taille des équipements/capacité de production. Elle a donc comme objectif d'aboutir à de nouvelles technologies et de nouveaux équipements aussi bien que de nouvelles méthodes et procédures de conception de procédé. L'impact attendu d'une telle approche sur les industries de transformation de la matière peut être décliné en cinq points : réduction des coûts, réduction de l'énergie, compacité des équipements, réduction des rejets et augmentation de la sécurité.

La distillation est un des procédés de séparation le plus ancienne et le plus utilisée. La combinaison en un seul appareil des phénomènes de réaction et de séparation, ou distillation réactive, a attiré l'attention de beaucoup de chercheurs et d'industriels de par sa capacité à augmenter la productivité d'un procédé ; les bénéfices qui en découlent s'expriment tout autant en termes d'amélioration de la conversion et de la sélectivité qu'en terme de réduction des coûts énergétiques du procédé ou de recours aux solvants. Ce type de procédé est d'autant plus attractif qu'il répond à l'une des principales tendances industrielles de ces dernières décennies : l'intensification des procédés. Le respect, dès la conception de l'installation, d'un certain nombre de principes conduisant à des gains d'exploitation, de sécurité et de respect environnemental, constitue le cahier des charges de l'intensification des procédés.

1.1 Historique

En effet, la distillation est un ancien procédé qui remonte à l'an 2000 avant J.C et semble-t-il mis en pratique industriellement depuis au moins 500 ans comme en témoigne la figure II.1 présentant un appareil de bouilleur de cru servant à produire liqueurs et autres boissons riches en éthanol.

On considère que les premières distillations se sont réalisées en Chine, en Egypte et dans la Mésopotamie dans le cadre médicinal et également dans le but de créer du baume, des essences et des parfums. Vers 1810 avant J.C, la parfumerie du roi Zimrilim dans la Mésopotamie a employé cette méthode pour faire tous les mois des centaines de litres de baumes, d'essences et de l'encens de cèdre, de cyprès, de gingembre et de myrrhe. Les distillations effectuées ont pour objectif de produire des cosmétiques, des substances médicinales et des substances utilisées dans l'embaumement des morts et dans la réalisation de rituels spirituels. La reine Cléopâtre connaissait l'art de la distillation et on pense qu'elle a fait un rapport sur ce procédé qui a été perdu. Au Ier siècle, le physicien grec Pedanius Dioscurides a cité ce procédé après avoir observé une condensation dans le couvercle d'un récipient où du mercure avait été chauffé.

Les historiens affirment que l'alambic a été très probablement inventé vers 200 ou 300 après J.C par Marie, la juive ou par Zosime de Panoplie, un alchimiste égyptien dont la sœur, Theosebeia, a inventé beaucoup de modèles d'alambics et de condensateurs de reflux [9].

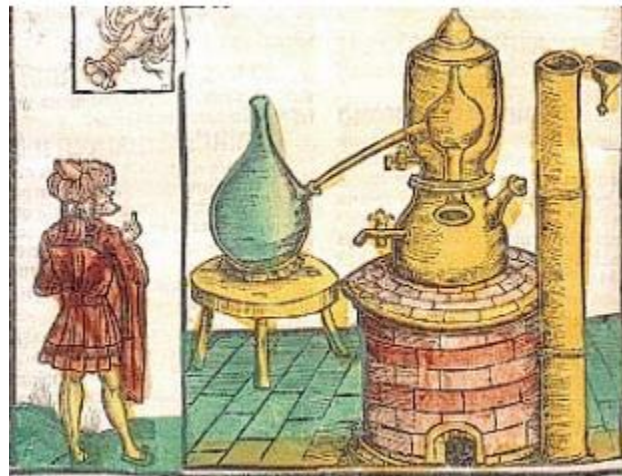


Figure II.1 : Liber de Arte Distillandi” le premier livre sur la distillation (1512)[7].

1.2 Principe

Le procédé utilise la différence de volatilité (capacité à se vaporiser selon la température et la pression) entre les constituants afin de les séparer : le composé le plus volatil se vaporise plus facilement et composera la majeure partie des vapeurs. Il est ainsi possible de créer une phase gazeuse ayant une composition différente du mélange initial. Par condensation de ces vapeurs, un liquide appelé distillat peut être récupéré avec une concentration élevée du composé le plus volatil.

Le distillat n'est pas un produit pur : il contient une certaine proportion des autres composés du mélange initial. Il faut dès lors répéter l'opération d'évaporation-condensation avec le distillat afin de concentrer davantage le composé le plus volatil. Pour ne pas répéter l'opération, et séparer proprement les composants du mélange en une seule passe, on utilise une colonne de distillation à plateaux ou garnissage et ce procédé se nomme distillation fractionnée ou rectification. La distillation peut être effectuée de plusieurs manières : discontinue, continue, sous vide [10].

1.2.1 Distillation continue

En distillation continue, le système est en équilibre massique et thermique permanent. Le mélange à traiter est introduit sur le plateau d'alimentation de la colonne. Les composés les plus volatils se vaporisent à partir du liquide contenu dans la colonne et atteignent le plateau supérieur.

En montant, les vapeurs s'enrichissent en composés volatils. La phase vapeur ainsi enrichie est collectée en haut de la colonne, puis condensée pour fournir un distillat léger.

La phase liquide tombe en cascade vers le bas, s'enrichit en éléments lourds et perd ses éléments légers. Plus le nombre de plateaux ou la hauteur de la colonne est important, meilleure est la séparation. Le but étant de trouver un compromis entre le rendement et le coût de l'opération. Il est très difficile de donner une estimation du coût de ce procédé du fait de la variété des produits traités. Il faut noter qu'avec cette technique il est difficile de séparer des produits dont l'écart de températures d'ébullition est inférieur à 1 degré. En ce qui concerne les rejets générés par ce procédé, la partie non récupérable est généralement incinérée dans un centre de traitement cependant dans le cas où elle est fortement aqueuse, elle est envoyée dans un réseau de traitement biologique.

1.2.2 Distillation discontinue

Quand le mélange à séparer se présente en grande quantité avec une composition quasi constante dans le temps, la distillation continue est un choix raisonnable. Si la composition ou la quantité du mélange à séparer change fréquemment ou si la spécification des produits de la distillation est très sévère, alors la distillation discontinue est un procédé plus adapté. La distillation discontinue est souvent utilisée dans le secteur de la chimie fine.

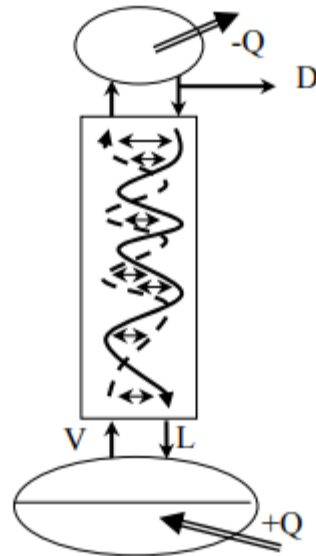


Figure II.2 : Schéma de la distillation discontinue[9].

Dans le cas de la distillation discontinue dans une colonne d'enrichissement, une charge donnée est tout d'abord introduite dans le bouilleur de la colonne. La rectification du mélange est poursuivie jusqu'à l'obtention du ou des produits souhaités. Il n'y a pas de soutirage en bas d'une colonne d'enrichissement discontinue (Figure II.2), donc le ou les produits sont soutirés en tête de la colonne en tant que distillat. Les constituants sont soutirés par ordre de volatilités décroissantes et le constituant le plus lourd reste dans le bouilleur.

1.2.3 Distillation sous vide

La distillation sous vide est un procédé de séparation entre des systèmes homogènes tels que distillation classique avec la particularité qu'elle est réalisée sous vide.

Il est utilisé dans deux cas :

- Lorsque vous avez besoin de séparer des éléments à haute température d'ébullition : dans ce cas, on exploite le fait que le liquide peut bouillir lorsque sa pression est égale à la pression atmosphérique.
- Lorsque vous avez besoin de séparer les éléments thermolabiles, ou qui se dégrade à la chaleur, seulement dans le cas où un autre procédé de séparation est impossible.

1.3 Equipement

Appareil pour la distillation sous vide et analogue à celle de distillation classique (à pression atmosphérique), le seul changement est que l'équipement est scellé ou isolé de l'air et de la pression externe.

Il utilise une distillation sous vide pour traiter des hydrocarbures lourds, dont la température d'ébullition à la pression atmosphérique est si élevée (typiquement supérieure à environ 370-380 ° C) que la charge subirait fissuration avant vaporiser, formant charbon à coke. Pour pallier cet inconvénient, la température est maintenue sous ce toit et maintient la pression à l'intérieur de la colonne sensiblement en dessous de la pression atmosphérique (par exemple 0,1 atm) [11].

1.3.1 Distillation industrielle

La distillation est une opération très courante dans les industries pétrochimiques. Plus de 95% des processus de séparation sont réalisés par distillation. Elle consiste en la séparation des composants d'un mélange en utilisant la différence entre leurs températures d'ébullition. Cette dernière est traduite par la différence de volatilité (capacité à s'évaporer dépendant de la température) entre les constituants [12].

Chaque opération de séparation fait appel à l'exploitation des propriétés des milieux multiphasiques pour lesquelles la température et la pression fixent les concentrations des constituants du mélange qui sont différentes à l'intérieur de chaque phase. Ce qui rend ce processus chimique très difficile à modéliser et à contrôler en raison des grands retards, des non linéarités et des fortes interactions entre les entrées et les sorties [13]. Généralement, dans les industries, les colonnes de distillation sont commandées par des régulateurs PID classiques. Cependant, ces derniers s'avèrent limités lorsque le processus s'éloigne de son point de fonctionnement nominal, lors d'un changement brusque dans l'un des paramètres ou même en la présence de perturbations.

Afin de remédier à ces problèmes, et dans le but d'assurer la stabilité du processus et lui permettre d'atteindre les performances désirées, il serait incontournable de faire appel à des commandes robustes qui accordent au système une résistance aux variations paramétriques et une insensibilité aux dynamiques non modélisées. Ce domaine est traité intensivement dans la littérature pour les systèmes à plusieurs E/S.

1.3.1.1 Unité de distillation industrielle

Elle comprend trois systèmes distincts (FigureII.3) :

- **Bouilleur**

Un système de vaporisation partielle des fonds de colonnes de distillation afin d'engendrer la phase vapeur qui assurera le fractionnement dans la section d'épuisement. La quantité vaporisée s'appelle le taux de rebouillage.

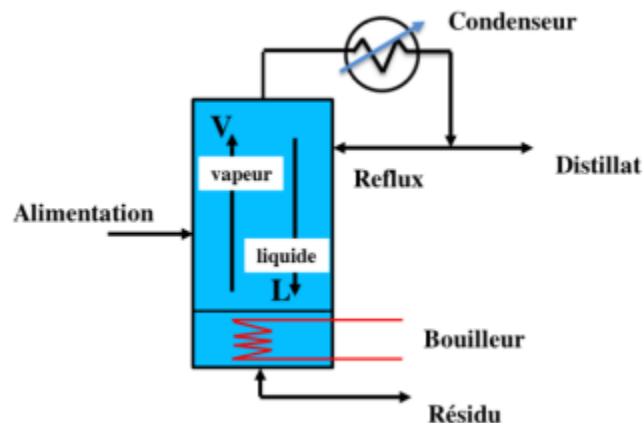


Figure II.3 : Unité de distillation [KES07][13].

- **Condenseur**

Un système de condensation en tête de colonne, on distingue le condenseur total et le condenseur partiel :

- Condenseur total : Toutes les vapeurs sont condensées en un liquide se séparant ensuite entre reflux et distillat (refroidi dans un échangeur avant stockage). Le distillat en liquide est facile à transporter et à stocker. Un condenseur total n'est plus un étage de séparation.
- Condenseur partiel : C'est un étage d'équilibre qui effectue une séparation. Seule une fraction des vapeurs condensées constitue le reflux, l'autre partie passe dans un condenseur réfrigérant est constitué le distillat.

- **Colonne de fractionnement**

La colonne de fractionnement est la partie essentielle d'une unité de rectification. Son rôle est d'assurer le meilleur contact possible entre la vapeur montante et le liquide descendant, sans

toutefois donner lieu à une différence de pression [KES07]. Selon les conditions, la composition du mélange, le volume, la miscibilité du mélange et le nombre de constituants, on choisit un mode opératoire, continu ou discontinu, qui conditionne la technologie et qui doit être retenue [MOR09] [14].

1.4 Principe de fonctionnement d'une colonne de distillation

Pression constante, les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par le principe de fonctionnement d'une colonne de rectification consiste à déplacer à une source froide (le condenseur (Q)) qui génère un flux de liquide froid descendant dans la colonne et une source chaude (bouilleur (QB)), générant un flux montant de vapeur chaude (FigureII.4).

Pour assurer le transfert de chaleur et de matière, des éléments de contact sont placés à l'intérieur d'une virole. Ils sont constitués soit par des plateaux dont le principe de base est de mettre en contact le flux de vapeur montant vers la tête de la colonne et la phase liquide se trouvant à la surface de l'aire active du plateau, soit par des garnissages dispersant les deux phases et assurant une bonne surface d'échange.

A chaque contact la vapeur s'enrichit en constituants légers et le liquide se concentre en produits lourds. Le bouilleur fonctionne à l'aide d'un fluide extérieur (vapeur, huile chaude). Le condenseur travaille dans des conditions différentes, selon que l'on cherche à obtenir une coupe légère, distillat sous forme liquide ou sous forme vapeur.[15].

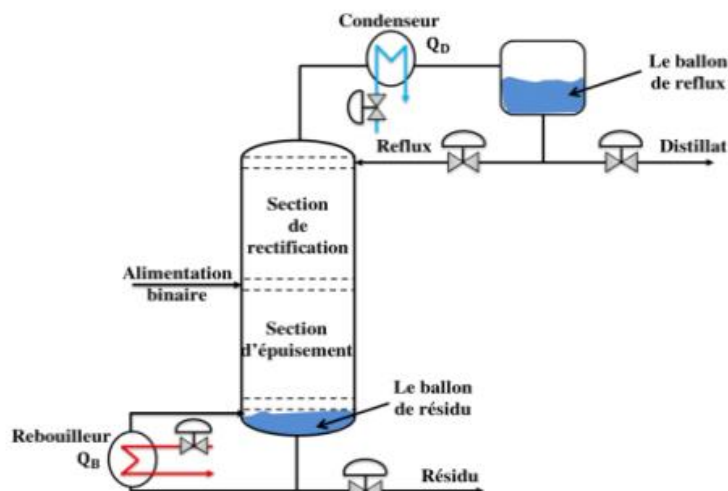


Figure II.4 : Schéma de principe d'une colonne de distillation[15].

Conclusion

En conclusion, ce chapitre a exploré en détail le processus de distillation, une méthode de séparation fondamentale et polyvalente utilisée dans de nombreux domaines industriels. Nous avons examiné les principes fondamentaux de la distillation, mettant en évidence son utilisation pour la purification, la séparation et la récupération de substances à partir de mélanges complexes en plus de ses nombreux types.



CHAPITRE III

Présentation de l'unité de récupération

D'aromatiques U 200

2.1 Généralités sur l'unité

La technologie de distillation extractive GT-BTX pour l'extraction des aromatiques a été commercialisée avec un succès avec plusieurs avantages pour des procédés compétents dans les domaines les plus significatifs de conception et d'opération. La technologie de GTC dispose formulation exclusive de solvant commercialement disponible qui présente la haute sélectivité et la capacité, l'opérabilité beaucoup améliorée, et moins d'équipement de procédé requis. Tous ces avantages résultent des investissements de capitaux moins pesants, la consommation d'énergie et le coût d'exploitation plus faible.

Cette technologie a été choisie par la Société Nationale de Raffinage de Pétrole, Sonatrach pour la rénovation de l'ancienne unité des aromatiques U-200 à la raffinerie de Skikda, en Algérie dans le cadre du projet de réhabilitation de l'usine d'aromatiques, en remplacement de la section existante d'extraction liquide-liquide par une nouvelle unité de distillation extractive en utilisant la technologie GT-BTX. Une application personnalisée de GT-BTXSM, la technologie de distillation extractive a été fourni pour augmenter la capacité de l'unité pour la production de benzène et de toluène.

Le projet de réhabilitation de l'usine d'aromatiques se compose de la rénovation d'une série des unités existantes (unités de Magnaforming, d'extraction d'aromatiques et de paraxylène) avec le but principal de l'augmentation de la production de benzène et de paraxylène et cet objectif a été atteint en rénovant les unités existantes et en incluant une nouvelle unité de procédé (unité d'isomérisation) pour convertir presque tous les xylènes en paraxylènes.

L'unité ancienne U200 a été rénovée, en convertissant le système existant d'extraction liquide-liquide à la technologie de distillation extractive utilisant GTC GT-BTX [16].

2.2 But de l'installation

L'installation d'extraction d'aromatique a été projetée pour extraire de reformat léger des aromatiques qui seront fractionnés par la suite en benzène et toluène avec une pureté requise (99.99%) [16]. La charge est constituée par la coupe de reformat léger provenant du bac de stockage S32 de la colonne 100-C-5 splitter de reformat. La charge est constituée essentiellement de C6 et C7 soit 67% des paraffines (non aromatique), et 33% d'aromatiques ; Leurs points

d'ébullition étant très proches, ce qui rend la séparation pratiquement impossible par distillation ; On procède donc à un type différent de séparation qui est la distillation extractive avec un solvant sélectif pour les aromatiques [16]. Le tableau suivant représente la composition de la charge conçue pour la distillation extractive selon le design :

Tableau III.1 : Composition de la charge pour l'unité 200 selon le design[14].

Composition	wt %	Kg/hr
C4 Paraffines	00.05	41.4
C5Paraffines	01.58	1240.0
C6 Paraffines	32.03	25109. 3
C7 Paraffines	23.70	18576.4
C8 Paraffines	00.12	94.5
C9 Paraffines	00.00	0.0
C5 Oléfines	trace	0.3
C6 Oléfines	00.85	666.0
C7 Oléfines	00.49	384.2
C8 Oléfines	trace	0.4
C5/C6 Naphta.	01.63	1280.4
C6 Naphtènes	00.65	509.2
C7 Naphtènes	01.64	1284.8
C8 Naphtènes	00.05	38.6
Benzène	31.47	24667.9
Toluène	05.72	4486.9
C8 Aromatiques	trace	1.3
TOTAL	100	78382

2.3 Historique sur l'unité

2.3.1 Ancienne unité (extraction liquide /liquide)

L'unité est basée dans ce procédé (ARCO) sur deux méthodes de séparation :

2.3.1.1 Section extraction

La charge qui est du reformat léger provenant du bac S32 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 introduire les deux produits à contre-courant.

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

- ❖ La colonne C1 (RDC1) comporte 70 semi-disques (plateaux).
- ❖ La colonne C2 (RDC2) comporte 40 semi-disques (plateaux).
- ❖ La colonne C3 (stripper de l'extrait).
- ❖ La colonne C4 (stripper de l'eau).
- ❖ La colonne C5 (SRC) colonne de récupération de solvant.

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 (solvant riche) dissous appelé extrait riche, tandis que la partie légère se déplace vers le haut de la colonne composée de non aromatiques c'est un composé pauvre en aromatiques appelé raffinat [16].

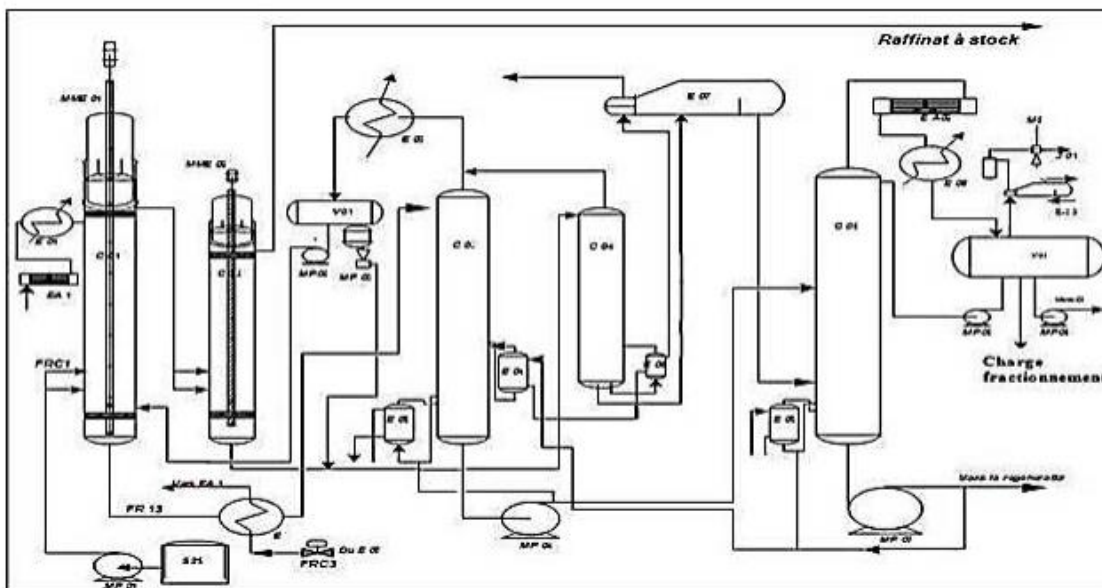


Figure III.1 : Schéma de la section extraction liquide-liquide[16].

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

1. La phase inférieure de solvant riche en aromatiques (extrait).

2. Une phase intermédiaire qui contient l'émulsion des deux phases.
3. Une phase supérieure constituée d'hydrocarbures non aromatiques (raffinat) [16].

2.3.1.2 Section de fractionnement

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

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

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

Latéralement de la zone supérieure, au niveau du 7ème plateau, on extrait le benzène avec haute pureté (99.99%) 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 [16].

Le solvant utilisé est le sulfolane qui est un hydrocarbure avec la formule suivante :



Remarque :

Le sulfolane est solide à la température ambiante et pour le rendre pompable, il est vendu avec 5% d'eau [16].

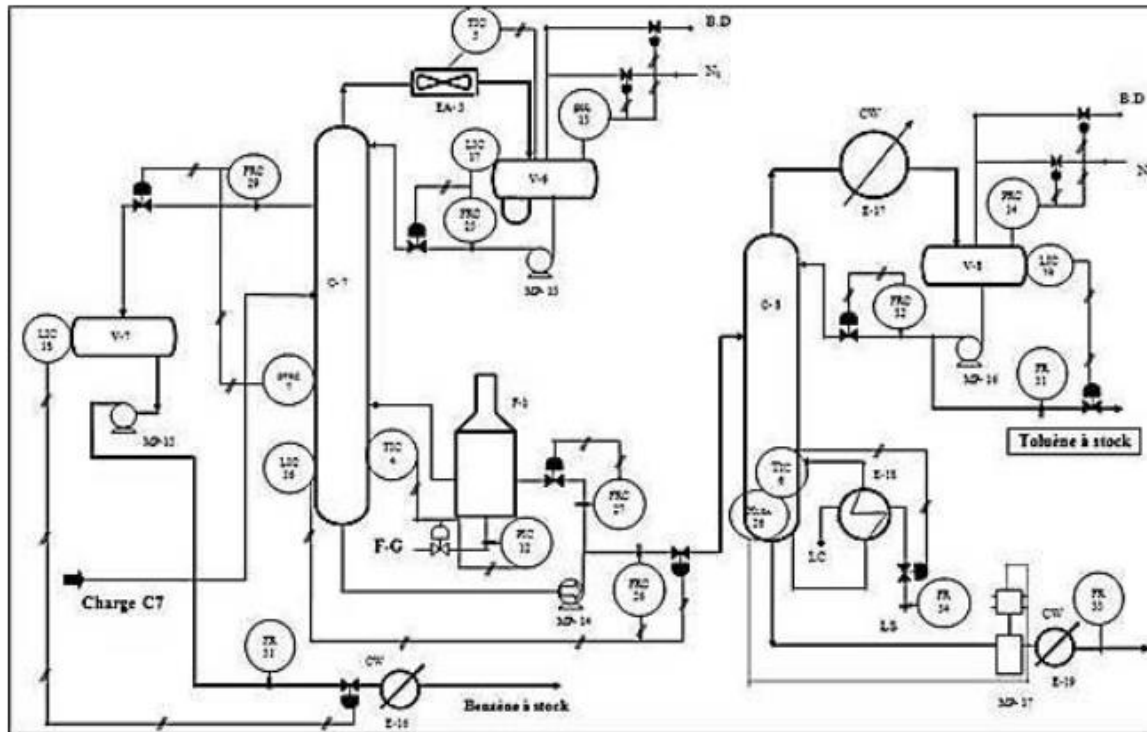


Figure III.2 : Schéma de la Section Fractionnement[16].

2.3.2 Nouveau procédé (Distillation extractive)

2.3.2.1 Description de nouveau procédé

La description du procédé est basée sur le diagramme d'enchaînement des opérations et le diagramme de tuyauterie et d'instrumentation. La configuration de GTC procède global implique les sections suivantes :

La section d'extraction comprend :

- Distillation extractive.
- Récupération de solvant.
- Régénération de solvant.
- Générateur de vapeur et circuit d'eau.

La section fractionnement comprend :

- Traitement d'argile.
- Fractionnement de benzène.
- Fractionnement de toluène.

Système de stockage de solvant :

- Stockage d'extrait.

L'unité est conçue pour traiter une capacité de 62000 t/an [16].

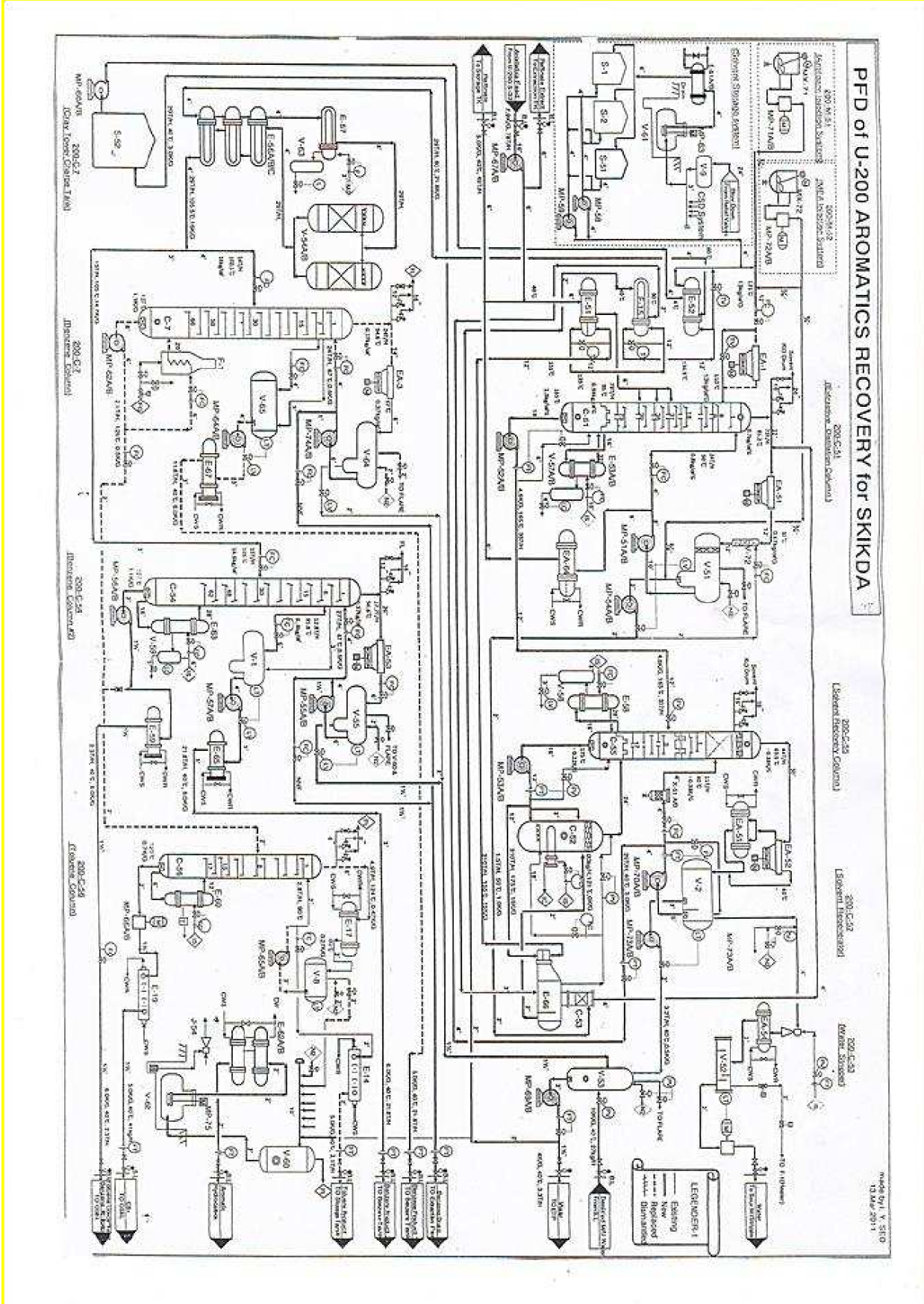


Figure III.3 : Schéma de l'unité 200 (nouveau procédé)[16].

2.3.2.2 Sections d'extraction

A) Colonne de distillation extractive

L'alimentation des aromatiques à partir de la limite de batterie est introduite à l'unité du bac de charge d'extraction (600-S-32), préchauffée par l'échange avec le solvant pauvre dans 200-E-51 et alimentée à un débit contrôlé avec (200-FIC-1201) à la colonne de distillation extractive 200-C-51. La température d'alimentation est contrôlée (200 TIC-1102) en ajustant le débit de solvant chaud envoyé au préchauffeur d'alimentation à travers une ligne de bypass (200 TV-1102).

Après le chauffage jusqu'à l'extraction des aromatiques dans le préchauffeur d'extrait, 200-E-52, le solvant pauvre est enfin refroidi dans le refroidisseur de solvant pauvre, 200-EA-1 et alimenté à un débit contrôlé au sommet de la colonne d'EDC. La température de solvant pauvre est contrôlée (200-TIC-1201) en ajustant le débit de solvant chaud envoyé vers le refroidisseur de solvant 200-EA-1, grâce à une ligne de bypass (200 TV-1201).

Il est essentiel de contrôler la température d'alimentation de solvant pauvre à $\pm 1-2^{\circ}\text{C}$ pour assurer un fonctionnement stable de la colonne EDC, la température de solvant pauvre influence également sur la récupération des aromatiques dans la colonne de distillation extractive.

Le débit de solvant pauvre envoyé à l'EDC est contrôlé par 200 FIC-1101 opérant en cascade avec le niveau de liquide au fond de la SRC (200-LIC-1502). Le débit de solvant pauvre est autocontrôlé aussi longtemps que le niveau de liquide au fond de SRC reste dans une gamme normale (entre 40-60%).

La charge d'extraction aliment la colonne EDC à partir de la pompe 200-MP-67A/B en trois positions (31^{ème} plateau, 35^{ème} plateau, 39^{ème} plateau) mais une seule position en service lorsque l'unité est en marche, ces positions sont en fonction de la composition de la charge.

Les vapeurs de tête de la colonne 200-C51 sont totalement condensées dans le condenseur d'EDC 200-EA-51. La température du liquide de la tête est contrôlée par la boucle de commande 200- TIC-1301, ces produits de tête sont des non-aromatique appelé RAFFINAT [16].

La température doit être suffisamment faible pour assurer la condensation totale des vapeurs de tête. Pendant ce temps-là le liquide ne doit pas être trop sous-refroidi afin de minimiser la capacité de rebouilleur. Ceci est réalisé en contrôlant le nombre des ventilateurs de refroidisseur

d'air en service, qui est requis pour maintenir le point consigne (set up point) du 200 TIC-1301-boucle de commande.

Le raffinat est envoyé à travers un mélangeur statique 200-MX-51 pour faire le lavage du raffinat, après on l'envoie vers le ballon 200-V-51. L'eau décantée dans le mamelon de 200-V 51 est pompée par la pompe 200-MP-54A/B à un débit contrôlé (200-FIC-1302).

L'eau décantée sur le pot de purge d'eau est envoyée sous le contrôle de niveau (200 LIC1402) aux stripeurs l'eau, 200-C-53 par la pompe 200-MP-54 A/B.

Afin de protéger les équipements contre la corrosion, il est nécessaire de neutraliser tout composé acide éventuellement former. La neutralisation de la matière dans la distillation extractive et dans les colonnes de récupération est nécessaire à partir du haut de la tour au bas.

Avec la neutralisation du système de circulation d'eau. Le dosage de MEA est utilisé pour maintenir le pH de solvant dans la gamme de 5,5 à 6,0 (à une dilution 1 :1 avec de l'eau).

Le pH de la boucle de circulation d'eau est également maintenu par l'addition de MEA, en maintenant le pH entre environ 6,5 et 7,5. Le MEA est ajouté, quand il est nécessaire, au fond de la botte de l'eau du récepteur de tête d'EDC en utilisant le système d'injection MEA 200-M-52.

La partie hydrocarbure dans le ballon 200-V-51(raffinat) est pompée par la pompe de reflux d'EDC 200-MP-51 A/B, une partie à débit contrôlé, retourné à la colonne comme reflux, le reste raffinat (non aromatique) est refroidi dans le refroidisseur de raffinat 200-E-64, avant d'être envoyé au stockage (600-S-22, 23, 35,36). Le produit de raffinat est envoyé à la limite de la batterie à débit contrôlé (200 FIC-1301) de fonctionnement en cascade avec le niveau de liquide dans l'EDC, 200 LIC-1401 [14].

La colonne de distillation extractive 200- C-51 est réchauffée avec deux rebouilleurs mono tubulaires thermosiphons à vapeur 200-E-53 A/B, en utilisant la vapeur LS comme milieu de chauffage. L'entrée de chaleur au rebouilleur de vapeur est réglée en contrôlant le débit de vapeur (200-FIC-1203 / 1207) en cascade avec la température du fond d'EDC (200-TIC-1203H).

Ainsi, la température de fond de colonne est contrôlée. Le condensât de vapeur de chaque rebouilleur est envoyé à la limite de la batterie grâce à un pot de condensats (200-V-57 A / B) à

débit contrôlé (200-LV-1202 / 1203) basé sur le contrôle de niveau dans le pot de condensats (200-LIC -1202/1203).

Le niveau de liquide de fond dans la colonne EDC est contrôlé (200-LIC-1201) par le débit de fond (200-FIC-1501) envoyé à la colonne de récupération de solvant (SRC) 200-C-55.

Le liquide de fond d'EDC, le solvant riche, est pompé par 200-MP-52A/B, à la colonne de récupération de solvant 200-C-55.

La colonne de distillation extractive fonctionne sous une pression légèrement positive en tête. La pression d'exploitation d'EDC est contrôlé par l'appoint/relâche de la pression de gamme divisée (200-PV-1201 A/B) sur le récepteur de tête d'EDC.

Une augmentation de la pression de service de la colonne peut être détectée par une alarme sur 200 PIC-1201, qui est fixé aux conditions de fonctionnement maximale de la colonne.

La surpression de colonne est évitée par le verrouillage qui coupe l'alimentation de chaleur aux rebouilleurs.

Les conditions de service d'EDC (la colonne de distillation extractive 200-C-51) sont :

- Température de sommet 86°C – 89°C.
- Température de fond 165°C -166°C.
- Pression de sommet 0.67 Kg/ cm².
- Pression de fond 1.27 Kg/ cm².

Une caractéristique importante de GT-BTX, le système de distillation extractive est le contrôle des performances d'extraction aromatique grâce à la composition du solvant / charge. La conception GTC comprend également la possibilité d'addition d'eau au fond de la colonne de distillation extractive 200-C-51. Ce n'est pas appliqué dans des conditions normales d'exploitation, et quand il est nécessaire, l'eau est introduite à une quantité contrôlée (mesurée par 200FI-1208) [16].

B) Récupération du solvant

La récupération du solvant est effectuée dans la colonne de récupération de solvant 200-C-55. Le solvant riche (solvant plus aromatiques) à partir de la colonne de distillation extractive

(EDC) 200-C-51 alimente la colonne de récupération de solvant (SRC) 200-C-55 sur le 3^{ème} plateau.

La colonne 200-C-55 contient 17 plateaux avec un garnissage au-dessus de l'alimentation. Le garnissage assure que les aromatiques volatiles sont complètement séparées du solvant. Le solvant pauvre est récupéré au fond de la colonne et il est recyclé vers la colonne de distillation extractive, 200-C-51, tandis que les aromatiques sont strippées de tête, le débit d'alimentation de SRC est contrôlé (200-FIC-1501) par le contrôle de niveau (200-LIC-1201) sur le fond d'EDC (200-C-51).

Par ailleurs, la vapeur de stripage provenant du circuit d'eau sera injectée au fond de la colonne afin d'aider le stripage des aromatiques.

Les vapeurs de tête (aromatiques + eau) sont totalement condensées dans le condenseur de SRC 200-EA-52 et elles sont refroidies dans le refroidisseur de tête, 200-E-8. Le liquide de tête est accumulé dans le ballon d'accumulation colonne récupération de solvant (200-V-2).

La température de sortie de 200-EA-52 sera suivie par 200-TI-1602 avec l'alarme à la température haute / basse, ballon d'accumulation colonne récupération 200-V-2 est pompé par la pompe de reflux SRC 200-MP-70A/B, une partie comme retour de reflux pour la colonne SRC, le débit contrôlé par (200-FIC-1505), et le reste extrait des aromatiques envoyé sur le contrôle de niveau (200-LIC-1602 /200-FIC-1601) au bac de charge fractionnement 200-S-52 [16].

L'eau de procède dans le produit de tête de SRC est séparé des aromatiques dans le récepteur de tête de SRC. L'eau décantée est envoyée par MP-200-73A/B sur contrôle du niveau de l'interface (200-LIC-1601), au réservoir tampon de l'eau 200-V-53 pour la circulation supplémentaire dans le procède.

Tous les non-condensables dans le système de passage à travers les condenseurs de SRC (200-EA-52) et le récepteur de tête de SRC (200-V-2, ballon d'accumulation colonne récupération) passeront au système de vide d'éjecteur 200-J-51/52. Le vide dans la colonne est contrôlé par 200-PIC-1502 la boucle de contrôle.

Les éjecteurs à vapeur fonctionnent avec la vapeur LS, alimentée à une pression constante contrôlée par 200-PIC-1701. Le débit de vapeur est mesuré par 200-FI-1701, les éjecteurs sont de deux dimensions différentes selon des exigences de vide et les fuites d'air.

Les vapeurs à la sortie de l'éjecteur contiennent surtout des vapeurs de l'eau avec des traces des aromatiques. Les vapeurs sont condensées dans 200-E-54 (condenseur avec eau) et elles sont recueillies dans 200-V-52, tout reste non condensables des vapeurs dans 200-V-52 sont éliminés en les envoyant à 200-F-1 la chambre de combustion de four. Lorsque le four est en arrêt, le verrouillage détournera le flux de ventilation dans l'atmosphère.

Le ballon du condensat de l'éjecteur fonctionne toujours à une pression suffisante pour que les vapeurs circulent dans la chambre de combustion de four. Les liquides recueillis dans 200-V-52 sont phase-séparés en eau et hydrocarbures. L'eau est prélevée à partir de 200-V-52 par pompe du condensat de l'éjecteur, 200-MP-61 A/B, et elle est envoyée à la limite de batterie au système de traitement de l'eau, les pompes 200-MP-61 A/B fonctionnent avec le niveau du ballon 200-V-52.

Toute aromatiques humides recueillies dans 200-V-52 peut être manuellement drainées dans le système de drainage fermé des hydrocarbures (close drain) [16].

Les conditions de service de la colonne de récupération de solvant 200-C-55, sont les suivants :

- Température de sommet : 63 °C- 64 °C.
- Température de fond : 175 °C.
- Pression de sommet : -0.38 Kg/ cm.
- Pression de fond : -0.21 Kg/ cm.

Dans la colonne de récupération de solvant SRC on fait le chauffage avec rebouilleur 200-E-58 en utilisant la vapeur LS comme source de chauffage.

Le niveau dans les fonds de la colonne de récupération de solvant SRC est contrôlé par l'indication du niveau (200-LIC-1502) en cascade avec un régulateur de débit (200-FIC-1101) sur la ligne de solvant pauvre à 200-AE-1 le refroidisseur de solvant.

Pour les écarts de niveau de fond normal de SRC, Le contrôle de flux du solvant pauvre sera réinitialisé par un sélecteur de signal haut / bas de la commande de niveau pour maintenir le niveau de la SRC entre 40 - 60%. Cela est essentiel pour un service stable de la colonne de distillation extractive. Le flux de solvant peut également être réinitialisé manuellement en fonction de la considération de rapport du solvant /charge, selon la nécessité des variations d'alimentation de procédé qui arrive de temps en temps. La pression de service de la colonne de récupération de solvant est contrôlée par le régulateur de pression (200 PIC-1502), qui règle le flux d'azote vers les éjecteurs 200-J-51 / 52.

Une petite partie du solvant pauvre venant du fond de la colonne de SRC (200-C-55) est acheminée à un débit contrôlé (200-FIC-1804) vers le régénérateur de solvant 200-C-52.

Le solvant pauvre à partir du fond de SRC 200-C-55 est pompé par la pompe de fond de SRC 200-MP-53A /B, à travers une série d'échangeurs de chaleur (200-E-51, 200-E-52, 200-E-15) pour récupérer la chaleur, puis renvoyé vers la colonne de distillation extractive 200-C-51 [16].

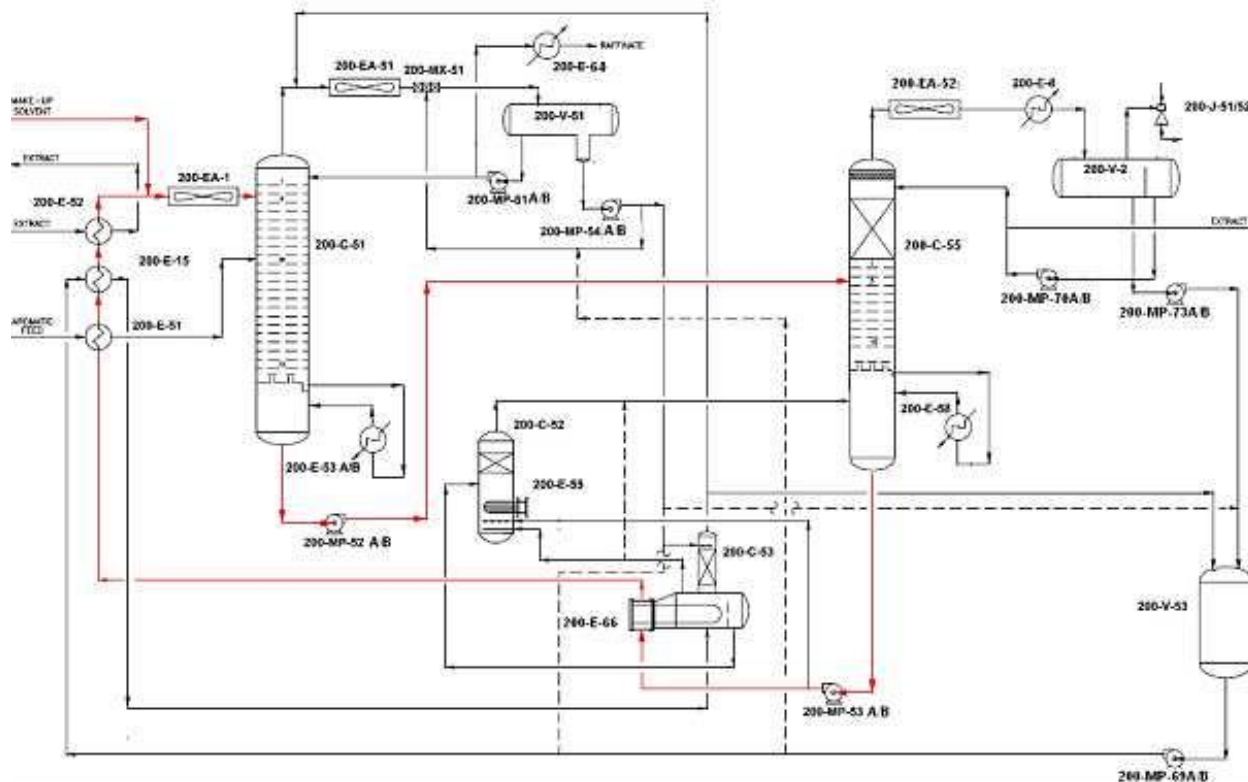


Figure III.4 : Circuit de solvant[16].

C) Régénération de solvant

Le solvant est stable dans des conditions de service normal. Toutefois, après une période de son utilisation, le solvant peut se dégrader lentement à température élevée ou une fuite d'air vers le procédé. Les produits de dégradation sont de nature acide (corrosif).

Pour éviter cette corrosion due à la dégradation de solvant on injecte le Mono-Ethanol Amine (MEA) dans deux points :

- Avant les refroidisseurs de solvant pauvre (200-EA-1).
- Dans le mamelon de ballon du récepteur de tête d'EDC (200-V-51) pour ajuster lePH du solvant et de l'eau entre 6,5 et 7,5 [16].

La vapeur de stripage générée dans le générateur de vapeur 200-E-66 est envoyée au régénérateur de solvant (200-C-52) afin d'aider la vaporisation du solvant. De plus, un rebouilleur interne 200-E-55 qui fonctionne avec la vapeur LS, est prévu dans le ballon pour alimenter la chaleur supplémentaire pour la régénération.

La température de régénérateur de solvant au niveau de 175°C est à maintenir.

Le produit de vapeur de tête de 200-C-52 est composé de vapeur et de tout le solvant vaporisé est envoyé à la colonne de récupération de solvant SRC, comme milieu de stripage. Le régénérateur de solvant est directement relié au fond de SRC et à cause de cela il fonctionne à la même pression de fond de SRC.

Tous les composants lourds de dégradation vont s'accumuler dans le fond de la colonne de régénérateur de solvant et ils sont purgés manuellement à travers un petit tuyau [16].

D) Génération de vapeur et circuit d'eau

La récupération de chaleur à partir du solvant pauvre chaud est exécutée par une série d'échangeurs de chaleur, comme mentionnée ci-dessus. L'un d'entre ces échangeurs est le générateur de vapeur 200-E-66, où la vapeur est produite à partir de l'eau de procédé qui est utilisée comme le milieu de chauffage solvant pauvre.

L'eau de procédé à partir des endroits différents dans l'unité est collectée et elle est récupérée. La boucle de l'eau dans le procédé de distillation extractive est généralement fermée, mais si l'alimentation d'hydrocarbure contient de l'eau appréciable, ou une fuite d'utilité intérieur se développe, le niveau d'eau peut augmenter en dépassant le niveau d'utilisation du procédé, tout excès d'eau peut être purgée d'un ou plusieurs endroits dans l'unité une fois que les impuretés d'hydrocarbures et du solvant sont abordées.

L'eau de procédé à partir du ballon d'accumulation de la colonne de récupération (200-V-2), accumulée dans le réservoir tampon de l'eau 200-V-53 est pompée par 200-MP-69 A/ B.

D'abord, au préchauffeur d'eau 200-E-15 pour préchauffer l'eau de procédé jusqu'à 95°C, l'échange se fait avec le solvant pauvre et puis au générateur de vapeur 200-E-66 [16].

Cet échangeur va vaporiser l'eau de procédé de préchauffage produisant la vapeur de stripage en utilisant le solvant pauvre chaud comme milieu de chauffage.

La vapeur de stripage générée dans 200-E-66 est utilisée pour faciliter le procédé de stripage dans la colonne de la SRC et la vaporisation du solvant dans le régénérateur de solvant.

2.3.2.3 Section fractionnement

A) Traitement d'argile

Les produits extraits aromatiques de la section d'extraction, stockés dans le bac de charge 200-S-52, sont pompés par la pompe de charge 200-MP-60A/B, à la section fractionnement, après avoir été préchauffé dans le préchauffeur d'extraction 200-E-52 avec le solvant pauvre chaud.

L'extrait des aromatiques préchauffé est envoyé aux échangeurs d'alimentation/d'effluent 200-E-56 A/B/C pour le réchauffement supplémentaire. L'étape finale est le réchauffeur 200-E-57, avec la vapeur MS, qui réchauffe l'alimentation jusqu'à la température de service appropriée, entre 175-95°C.

Les tours d'argile 200-V-54 A/B sont chargés avec de l'argile acide activé. L'argile élimine sélectivement les traces de contaminants qui peuvent empêcher de répondre à la spécification finale du benzène en absorbant partiellement les composés oléfiniques / di-oléfiniques et en agissant comme catalyseur acide de les polymériser en matériaux de haute température d'ébullition, qui sont enlevés au produit du fond de la colonne de benzène / toluène.

La pression des sorties des tours d'argile est contrôlée pour être supérieure à 17,5 Kg/ cm² g afin de maintenir les hydrocarbures à la tour d'argile sous la phase liquide ta 195°C de température de service.

Les tours d'argile destinées pour éliminer les traces de l'humidité, les corps qui influent sur la couleur des produits de l'unité sont principalement :

- Les oléfines, dioléfiniques présentes dans la charge.
- Thiophène, présent aussi dans la charge.
- Des polymères, dus à la dégradation du Tectiv-100 [16].

B) Fractionnement de benzène

L'alimentation des aromatiques traités à l'argile est sous le contrôle de débit et de pression et elle est envoyée au système de fractionnement du benzène. Deux colonnes de benzène 200-C-7 et 200-C-54 seront utilisées pour la réalisation de fractionnement.

L'alimentation à la première colonne de benzène d'abord, 200-C-7 sera envoyé à un point milieu. Le produit de haute pureté du benzène est soutiré au côté de liquide près du sommet de la

colonne, recueillies dans le ballon 200-V-65, et pompé par 200-MP-64 A/B, avant d'être refroidi à 40 °C dans le refroidisseur 200-E-67 en utilisant l'eau de refroidissement.

Le débit du produit de benzène est contrôlé en cascade avec un contrôleur de température différentielle de plateau (200-FIC-2202 / 200-DTIC-2102) entre le plateau 5 et 16, afin d'obtenir une pureté requise du produit.

Les vapeurs de tête (benzène drag) sont condensées dans les aérosols 200-EA-3, et sous-refroidis, le liquide de tête sous-refroidi et recueilli dans le ballon 200-V-64 est envoyé par MP-200-74 A /B une partie pour le reflux de la colonne 200-C-7 avec le débit contrôlé en cascade avec le contrôle de niveau du ballon 200-V-64 avec (200-FIC-2101/200-LIC-2202).

L'eau condensée est séparée au pot de purge d'eau et elle est envoyée par gravité vers le ballon 200-V-53.

Les conditions de service de la colonne de benzène, 200 - C-7 sont les suivantes :

- Température de sommet 959 °C.
- Température de fond 137 °C
- Pression de sommet 0.57 Kg/cm²
- Pression de fond 1.06 Kg/cm²

La pression de tête est contrôlée par 200 PIC-2202, un contrôle de la gamme séparée avec l'addition / l'enlèvement d'azote au ballon (200-V-64) [16].

Si la pression augmente dans le ballon jusqu'à ce qu'elle devienne supérieure à la pression de tarage (200-PIC-2202), les vapeurs en excès sont purgées vers système de torche (Blow down) par l'intermédiaire du ballon (200-V-60), en ouvrant la vanne de contrôle 200 -PV-2202B vers la ligne de torche.

Par contre, si la pression dans le ballon (200-V-64) est inférieure à la valeur de tarage, un flux d'azote alimente ce ballon par l'ouverture automatique de la vanne de contrôle secondaire 200-PV-2202A installée sur l'alimentation d'azote.

Le chauffage de la colonne de benzène est effectué par un four à trois brûleurs (200-F-1) mais considérés comme un rebouilleur. L'entrée de chaleur dans le four est réglée en contrôlant le

gaz combustible qui est envoyé au four en cascade avec la température du plateau n° 59 de colonne de benzène, 200-TIC-2101G en cascade avec 200- PIC-2115.

Le produit de fond de la colonne de benzène 200-C-7 est pompé par la pompe 200-MP-62 A/B vers la colonne de toluène, 200-C-56 pour séparer le toluène en tête et les traces de C8 au fond.

L'alimentation de la colonne secondaire de benzène le 200-C-54 sera envoyée à un point intermédiaire avec un débit contrôlé (200-FIC-2301). Le produit de haute pureté du benzène est extrait comme l'extrait latéral liquide près du sommet de la colonne et il est collecté dans 200-V-1 accumulateurs de benzène 2, et il est pompé par 200-MP-57A/B, avant d'être refroidie dans le refroidisseur 200-E-65.

Le débit du produit de benzène est contrôlé en cascade avec un contrôleur de température différentielle de plateau sur les plateaux au-dessus et au-dessous de l'extrait latéral (200-FIC-2401/200-TDIC-2302D) entre le plateau 5 et 19 afin de maintenir la qualité du produit dans la gamme requise.

Les vapeurs de tête (benzène drag 2) sont condensées dans le condenseur 200-EA-53, et sous-refroidi afin de minimiser toute perte d'hydrocarbures. La température de sortie de 200-EA-53 sera contrôlée par 200-TIC-2401, en ajustant le nombre de ventilateurs en service [16].

Le liquide de tête sous-refroidi et recueillis dans le ballon 200-V-55, il est envoyé par 200-MP-55 A/B la pompe de reflux du benzène, avec le débit contrôlé en cascade et avec le contrôle de niveau dans ballon (200-FIC-2402 / 200-LIC-2401).

L'eau condensée est séparée au pot de purge d'eau, et elle est envoyée sur le contrôle de niveau (200-LIC-2402) par la gravité au réservoir tampon de l'eau 200-V-53.

Les conditions de service de la colonne de benzène, 200 - C-54 est comme suit :

- Température de sommet : 95°C.
- Température de fond : 137°C.
- Pression de sommet : 0.57 Kg/ cm².
- Pression de fond : 1.06 Kg/ cm².

.La pression de tête est contrôlée par 200 PIC-2401, un contrôle de la gamme séparée avec l'addition / l'enlèvement d'azote au ballon de benzène 2 (200-V-55).

Si la pression augmente dans le ballon jusqu'à ce que devient supérieure à la pression de tarage (200-PIC-2401), les vapeurs en excès sont purgées vers système de torche (Blow down) par l'intermédiaire du ballon (200-V-60), en ouvrant la vanne de contrôle 200 -PV-2401B vers la ligne de torche.

Par contre, si la pression dans ballon (200-V-55) est inférieure à la valeur de tarage, un flux d'azote alimente ce ballon par l'ouverture automatique de la vanne de contrôle secondaire 200-PV-2401A installée sur l'alimentation d'azote.

Le rebouillage de la colonne de benzène 2, 200-C-54 réalisé par le rebouilleur 200-E-63, qui est un rebouilleur thermosiphon vertical, en utilisant la vapeur LS comme milieu de chauffage. L'entrée de chaleur au rebouilleur de benzène est contrôlée en cascade par le contrôleur de température (200-FIC-2302/200-TIC-2302H) du plateau 57 de la colonne de benzène.

Le condensat de vapeur du rebouilleur est envoyé à la limite de batterie en passant par un pot de condensats, 200-V-59, à débit contrôlé basé sur le contrôle de niveau dans le pot de condensats (200-LIC-2302) [16].

Le produit de fond de colonne de benzène 200-C-54 est envoyé par MP-200-56A/B à la limite de batterie comme produit concentré (toluène brut). Le niveau de liquide dans le fond de 200-C-54 est contrôlé par une boucle de contrôle de niveau en cascade avec le débit du produit de fond (200-LIC-2301 / 200-FIC-2303) qui est envoyé à la limite de batterie (600-S-30, 31, 33,34) [16].

C) Fractionnement de toluène

L'alimentation de la colonne de toluène est sous le contrôle de débit par 200-FIC-2103 en cascade avec 200 - LIC-2101, et elle est envoyée au milieu de la colonne de toluène 200-C-56. Les vapeurs de tête de la colonne de toluène sont totalement condensées dans le condenseur de toluène 200 -E-17, et le liquide condensé est recueilli dans le ballon (200-V-8), et pompé par la pompe de reflux du toluène 200-MP-65 A / B, une partie à débit contrôlé (200- FIC-2501), qui retourne à la colonne comme reflux et le reste envoyer vers 200-E-14 pour se refroidi puis envoyer à la limite

de batterie (600-S-39,40) comme produit de toluène, cette opération se fait sur contrôle de niveau (200 - FIC-2601 en cascade avec (200-LIC-2601).

Les conditions de service de la colonne de toluène, 200 - C-56 sont les suivants :

- Température de sommet 124°C - 124.5°C.
- Température de fond 129°C-130°C.
- Pression de sommet 0.47 Kg/ cm².
- Pression de fond 0.7 Kg/ cm².

La pression de tête est contrôlée par 200 PIC-2602, un contrôle de la gamme séparée avec l'addition / l'enlèvement d'azote au ballon de toluène (200-V-8).

Si la pression augmente dans le ballon jusqu'à ce que devient supérieure à la pression de tarage (200-PIC-2602), les vapeurs en excès sont purgées vers système de torche (Blow down) par l'intermédiaire du ballon (200-V-60), en ouvrant la vanne de contrôle 200 -PV-2602B vers la ligne de torche.

Par contre, si la pression dans ballon (200-V-8) est inférieure à la valeur de tarage, un flux d'azote alimente ce ballon par l'ouverture automatique de la vanne de contrôle secondaire 200- PV-2602A installée sur l'alimentation d'azote [16].

Dans la colonne de toluène 200-C-56 le rebouillage se fait par thermosiphon 200-E-60 utilisant la vapeur à LS. L'entrée de chaleur au rebouilleur de vapeur est contrôlée par le flux de vapeur en cascade avec la température de fond de colonne température (200-TIC-2503 A & 200-FIC-2502). Ainsi, la température de fond de colonne est contrôlée.

Le niveau inférieur de liquide dans la colonne de toluène est contrôlé par 200-LAH-2502/200-LAL-2502 contrôle de niveau avec le signal de démarrage/arrêt à la pompe de moteur au fond de colonne de toluène 200-MP-66 A/B en raison d'un très faible débit de fond du produit. Le produit de fond est refroidi dans 200-E-19 et il est envoyée par 200-MP-66 A/B à la limite de batterie. (600-S-30, 31, 33,34) [16].

2.4 Comparaison entre les deux procédés

Tableau III.2 : Résumé de comparaison entre les deux procédés[16].

Éléments	Distillation extractive	Extraction Liquide-Liquide
Nombre d'équipements nécessaires	2	5
Coût d'investissement	Base	Base +30 à 40%
Taux de récupération des aromatiques (% pds)	99,9	<98
Pureté des aromatiques (% pds)	99,99	<99,9
Consommation en énergie	Base	Base plus 20% à 30%
Flexibilité de la charge	C ₅ - C ₉	C ₆ -C ₇ (8)
Contrôle du procédé	Facile et direct	Recyclages multiples
Consommation du solvant	Base	Base + 60 %
Dimension de l'unité	Base	Base + 50%

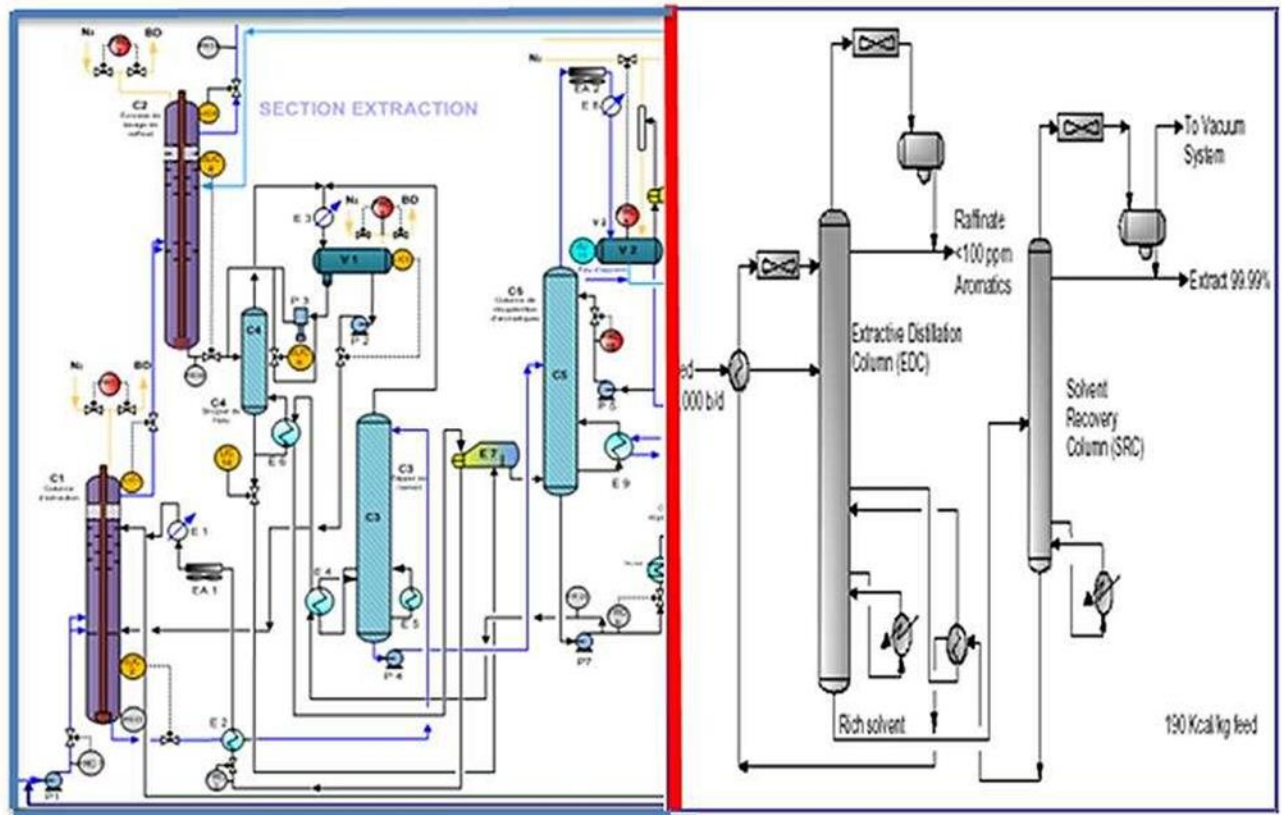


Figure III.6 : La réduction de nombre de colonne par le nouveau procédé GTC[16].

2.5 Les avantages de distillation extractive

L'utilisation de la distillation extractive comme une opération autonome est excellente pour les quatre raisons suivantes :

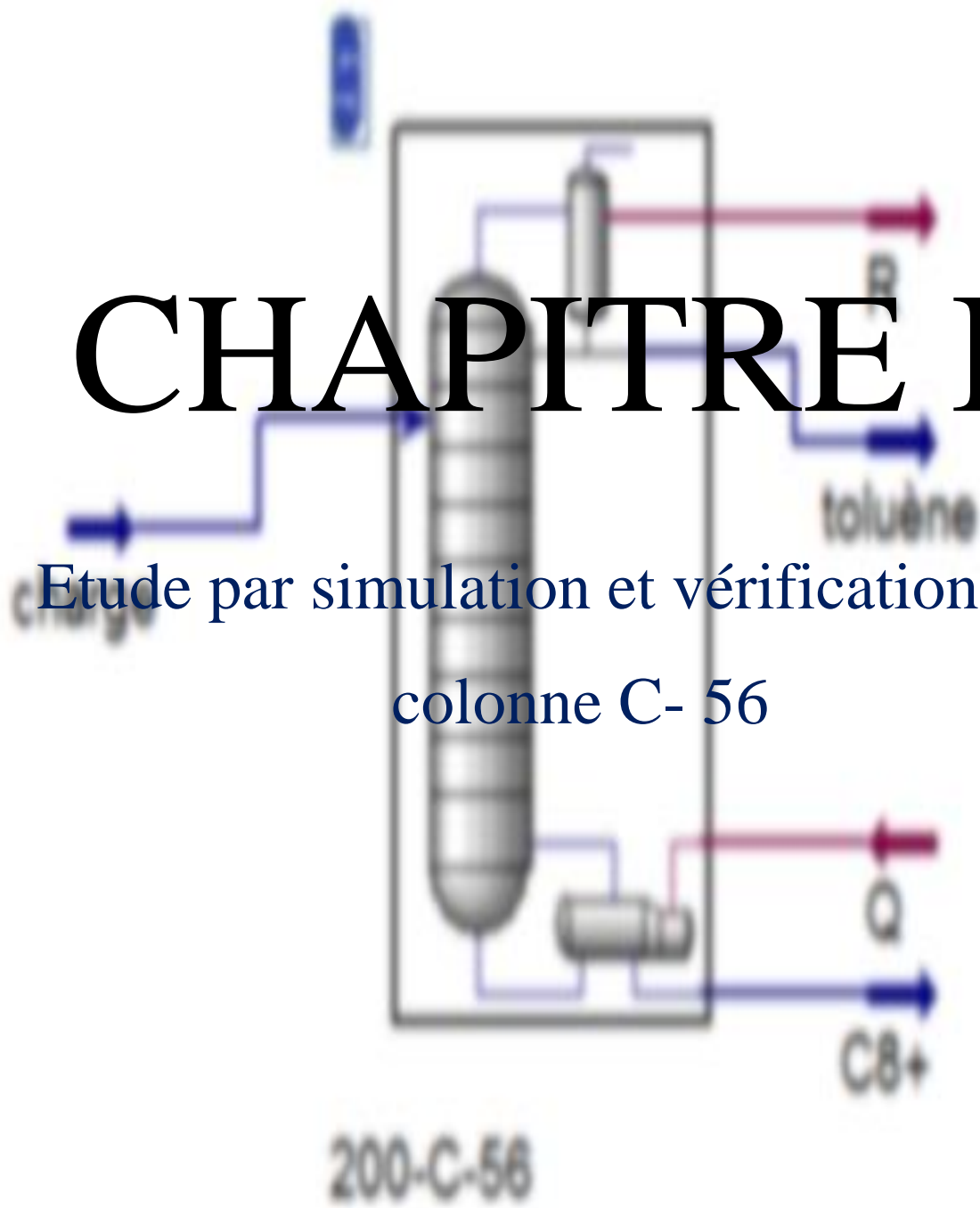
- Séparation facile et claire entre hydrocarbures non-aromatiques et aromatiques.
- Le système de lavage à l'eau de raffinât n'est pas requis.
- Réduction de coût d'investissement.
- Contrôle plus simple du procédé [16].

Conclusion

En conclusion, ce chapitre a offert une présentation détaillée de l'unité d'extraction des aromatiques, Nous avons exploré les principes fondamentaux de l'extraction, en mettant en évidence les processus clés et les équipements utilisés dans cette unité spécifique et en comparant entre les procédés l'ancien et le nouveau.

CHAPITRE IV

Etude par simulation et vérification de la
colonne C- 56



Introduction

Ce chapitre consiste à simuler par le logiciel HYSYS. La section fractionnement plus exactement la colonne de toluène, dans le but de trouver la capacité maximale de toluène à traiter par la colonne C-56.

Ainsi la simulation suit trois étapes distinctes :

- La simulation du cas design afin de confirmer le choix du modèle thermodynamique choisit et de vérifier l'exactitude de la simulation.
- La simulation du cas réel et ceci dans le but de l'utiliser par la suite pour vérifier la faisabilité d'augmenter la capacité de toluène à traiter par la colonne C-56.
- Vérifier la faisabilité d'augmenter la capacité de toluène à traiter par la colonne C-56.

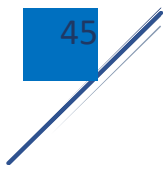
3.1 Description du simulateur HYSYS

Le HYSYS est un logiciel de simulation des procédés de génie chimique, développé par la société canadienne HYPROTECH. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant de la séparation bi et triphasique simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique.

Ce logiciel est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales qui sont identifiées. Il est aussi utilisé pour modéliser les unités existantes et assurer que les équipements sont par spécification performants, ainsi évaluer et améliorer les procédés existants.

Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent ce logiciel pour faire des calculs rapides en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.

Dans ce chapitre on va simuler la section de fractionnement de l'unité 200 en pratique dont l'objectif est de trouver le débit maximal pour traiter le toluène par la colonne C-56.



3.2 Simulation du procédé

3.2.1 Simulation du cas design

Dans cette partie, on va simuler la section de distillation extractive en utilisant les données du constructeur (design), la simulation du cas design va nous permettre non seulement de confirmer le choix du modèle thermodynamique mais aussi de vérifier l'exactitude de la simulation.

Les données du cas design sont mentionnées dans l'annexe B.

3.2.1.1 Le choix du modèle thermodynamique

Le modèle thermodynamique choisit est : l'équation de NRTL, pour Non- Random Two Liquids, est un modèle thermodynamique qui repose sur deux concepts importants : les concepts de composition locale et de dispersion non aléatoire. Ce dernier concept traduit l'aspect non aléatoire de la répartition des molécules dans la solution, causé par les différences d'énergies d'interaction entre les molécules.

3.2.1.2 Etapes de Simulation

Pour réaliser une simulation en HYSYS, ces étapes sont :

- Choix des composés.
- Sélection d'un modèle thermodynamique.
- Construction du PFD.
- Spécification des courants et des unités.
- Exécution du programme de simulation.
- Interprétation des résultats.

3.2.1.3 Le schéma de la simulation de la section fractionnement par HYSYS

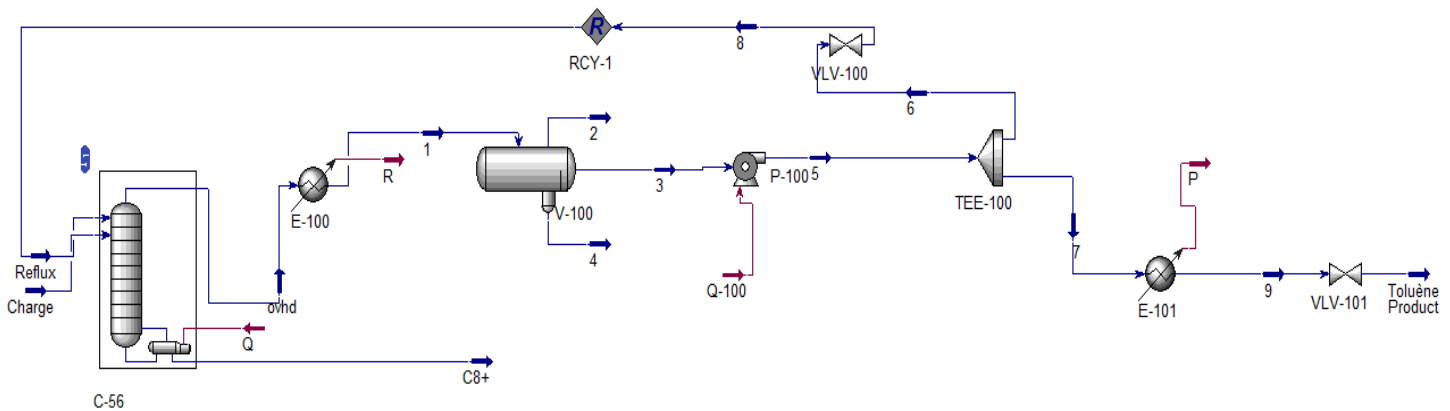


Figure IV.1 : Schéma de la simulation de la section fractionnement.

3.2.1.4 Les paramètres physiques et la composition de la charge

Les paramètres et la composition se sont illustrés dans les tableaux IV.1 et IV.2, les paramètres opératoires tels que : la température, la pression, le débit molaire et le débit massique. Sont obtenus du manuel opératoire de l'unité (U-200), les autres paramètres sont obtenus par la simulation.

Tableau IV.1 : Les paramètres physiques de la charge.

Les paramètres physiques	Charge
Température (C°)	126.1
Pression (kg/cm ² -g)	0.53
Débit molaire (Kmol/h)	23.4
Débit massique (kg/h)	2.081 x10 ³
Débit vol-liq conditions standard (m ³ / h)	2.383
Enthalpie molaire (KJ/kgmol)	6.233 x10 ⁴
Entropie molaire (kJ/kgmol-C)	60.40
Débit de chaleur (kcal/h)	1.408 x10 ⁶

La simulation du procédé nous à permet de calculer les paramètres physiques tels que : le débit volumique, l'enthalpie molaire, l'entropie molaire, débit de chaleur. Les fractions massiques

montrées dans le tableau 2 sont donne par le manuel opératoire de l'unité.

Tableau IV.2 : La composition de la charge.

Composition	Charge Fraction massique (%)
Cyclooctane	0.01
Cis2-Octene	0.005
Cis4-Octene	0.005
Benzène	0.01
Toluène	0.9994
P-Xylène	0.01
O-Xylène	0.01
M-Xylène	0.01
H2O	0

3.2.1.5 Description de la colonne EDC

La colonne contient 17 plateaux, l'entrée de la charge est dans le plateau n°8.

Le Toluène est obtenu en sortie de la tête de la colonne, et au fond on obtient les fractions C8+.

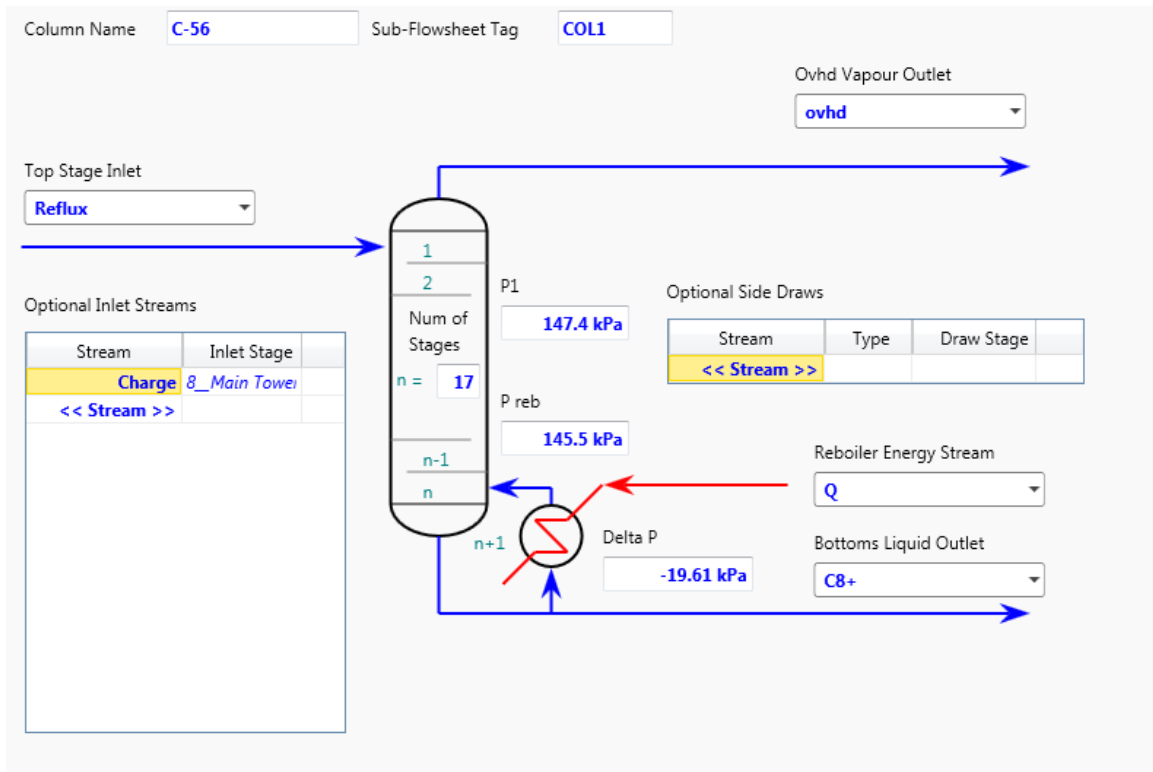


Figure IV.2 : Les caractéristiques de la colonne EDC.

3.2.1.6 Résultats de la simulation par rapport aux données du constructeur

Le choix du modèle thermodynamique est un facteur indispensable pour la réussite de la simulation.

Pour confirmer le choix du modèle thermodynamique on compare les résultats donnés par le logiciel HYSYS aux résultats design en termes de débit, température et la pureté de toluène.

Les résultats obtenus sont illustrés dans les tableaux ci-après :

Tableau IV.3 : Comparaison entre les débits massiques et les températures par la simulation et le design de toluène de la colonne C-56.

Paramètre	Simulation	Design	Ecart %
Débit massique de tête (kg/h)	4804.04	4805	0.0199
Débit massique de fond (kg/h)	40.984	41	0.039
T ° tête °C	124.4	124.4	0
T° fond °C	129	129.1	0.077

Tableau IV.4 : Comparaison entre la composition des produits de tête et de fond de la colonne C-56.

Composition	De tête			De fond		
	Simulation	Design	Ecart%	Simulation	Design	Ecart%
C8 Naphtène	0	0.0001	0.01	0.0066	0.0064	3.125
Benzène	0.0001	0.0001	0	0	0	0
Toluène	0.9999	0.9998	0.01	0.9809	0.9807	0.02
C8 Aromatique	0	0	0	0.124	0.129	3.876
Water	0	0	0	0	0	0

$$\text{Ecart} = \frac{V_{\text{design}} - V_{\text{réel}}}{V_{\text{design}}} * 100$$

Les résultats obtenus, après une convergence possèdent un écart faible qui est inférieur à 10 % et les débits obtenus de la simulation est proches à ce donné par le design, ce qui confirme le choix du modèle thermodynamique et la simulation.

3.2.2 Simulation du cas réel

Après la confirmation du choix du modèle thermodynamique de la section de fractionnement, nous allons reproduire la simulation de l'unité en tenant en compte du changement de la charge.

Ainsi que les conditions de service appliquées, dans l'optique de vérifier la possibilité d'augmenter le débit de toluène à traiter par la colonne **C-56**.

3.2.2.1 Composition de la charge

Tableau IV.5 : Comparaison entre la composition de la charge le 17/03/2021 et la composition de la charge du design.

Compositions	Cas design en	Cas actuel (17/03/2021)
Toluène	0.9994	0.9997
C8 Naphtène	0.0003	0.0002
C8 Aromatique	0.0003	0.0001
Water	0	0

On remarque que la composition de la charge est différente de celle du design.

3.2.2.2 Résultats de la simulation

On compare les résultats donnés par l'analyse au laboratoire avec un GC aux résultats donnés par la simulation et les paramètres de fonctionnement obtenus par la simulation aux résultats donnés par les data du DCS.

Tableau IV.6 : comparaisons de la pureté du toluène donnée par la simulation et l'analyse chromatographie.

Produit	Toluène		
	Simulation	Résultat d'analyse par GC	Ecart %
La pureté	0.9994	0.9991	0.03

Tableau IV.7 : comparaisons les paramètres de fonctionnement donnés par la simulation aux résultats donnés par les data du DCS.

	Produit		Toluène	
	Simulation	%	Data du DCS	Ecart
Débit volumique (m³/h)	1		1	0
T ° tête °C	124		123	0.81
T° fond °C	124.1		125	0.72

Dans le cas réel, la comparaison entre les résultats donnés par la simulation "HYSYS" et par l'analyse chromatographique sont proches et les paramètres du courants sortants de la colonne C-56 avec les data du DCS montre que les résultats sont proches avec un écart qui est inférieur à 10 % ce qui confirme le choix du modèle thermodynamique.

3.3 Etude de vérification

L'objectif de cette partie est d'étudier la possibilité d'augmenter le débit du toluène traité par la colonne C-56 pour savoir la capacité maximale de la colonne tout en respectant les normes de leur qualité et le bon fonctionnement du procédé.

Afin de récupérer une meilleure qualité et un bon rendement du toluène, il nécessaire de vérifier le fonctionnement et l'hydrodynamique de la colonne.

Pour ce faire, on a choisi la journée 17/03/2021 déjà étudié et modifier dans la simulation HYSYS quelques paramètres de fonctionnement de la colonne C-56.

3.3.1 L'influence de débit de toluène à traiter sur la consommation d'énergie du condenseur

Afin de connaitre l'influence de la quantité de toluène à traiter au niveau de la colonne C-56 nous varions cette dernière dans un intervalle bien définis, puis nous examinons l'énergie consommé par le condenseur.

Les résultats sont représentés dans le tableau IV.8 et la figure IV.3.

Tableau IV.8 : l'effet du débit de traitement sur la consommation d'énergie du condenseur.

Débit de toluène à traiter (m3/h)	Energie de condenseur (KJ/h)
3000	2408977
3200	2493161
3400	2577344
3600	2661527
3800	2745711

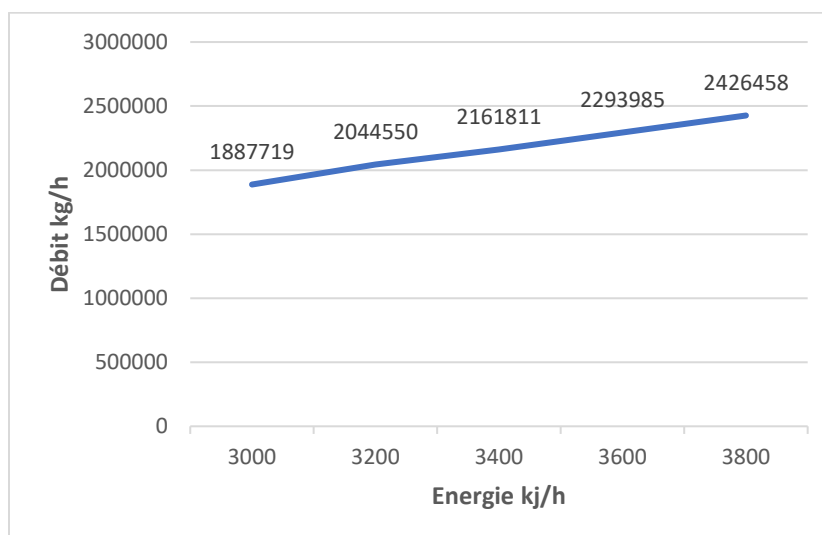


Figure IV.3 : Variation d'énergie du condenseur en fonction du débit de toluène à traiter.

➤ **Interprétation des résultats :**

L'augmentation de débit de traitement de la colonne C- 56 a un effet significatif sur la consommation d'énergie dans le condenseur E-100.

En effet, plus cette quantité est importante, plus la quantité de vapeur au niveau de la tête est grande. Ce qui engendre un risque d'engorgement.

3.3.2 L'influence de débit de toluène à traiter sur la consommation d'énergie du rebouilleur

On a suivi la même procédure pour la consommation d'énergie du rebouilleur.

Les résultats obtenus sont mentionnés dans le tableau IV.9 et les figures IV.4 ci- dessous :

Tableau IV.9 : l’effet du débit de traitement sur la consommation d’énergie du rebouilleur.

Débit de toluène à traiter (m3/h)	Energie de rebouilleur (KJ/h)
3000	1887719
3200	2044550
3400	2161811
3600	2293985
3800	2426458

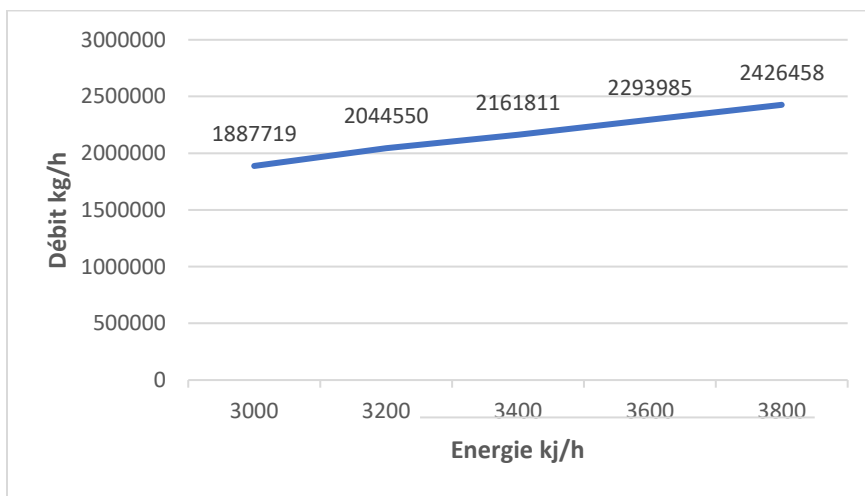


Figure IV.4 : Variation d’énergie du rebouilleur en fonction du débit de toluène à traiter.

➤ **Interprétation des résultats :**

D’après les résultats obtenus avec la variation de débit de toluène à traiter, on a observé une augmentation importante de l’énergie de rebouilleur pour assurer un bon fonctionnement de lacolonne C-56.

3.4 Optimisation des paramètres de marche

D’après les résultats déduis auparavant nous reprenons le présent travail avec les nouveaux paramètres optimisés représentés dans le tableau suivant :

Tableau IV.10 : Résultats de la simulation des paramètres de marches.

Paramètre	
La température de tête (C°)	124
La température de fond (C°)	125
Reflux (m³/h)	2.857
Débit maximal de toluène traité (m³/h)	5.477

Tableau IV.11 : Caractéristique des produits obtenus.

Composition	de tête	de fond
C8 Naphtène	0.0004	0.0420
Benzène	0	0
Toluène	0.9994	0.6450
C8 Aromatique	0.0002	0.0130

D'après les résultats obtenus et la vérification de l'hydrodynamique de la colonne on peut conclure que 5.477 m³/h (4116 kg/h) est le débit maximal pour traiter le toluène par la colonne C-56 sans risque d'engorgement [Annexe C].

Conclusion

En conclusion, l'étude par simulation et vérification d'une colonne de distillation offre une approche complète et rigoureuse pour comprendre et optimiser les performances de ce procédé essentiel. En combinant les aspects théoriques, les modèles de simulation et les données expérimentales, nous sommes en mesure de mieux appréhender les phénomènes de séparation, d'améliorer l'efficacité de la colonne et de garantir la qualité des produits obtenus.

Conclusion générale

Nos travaux à la raffinerie de Skikda RA1K s'inscrivent dans le cadre d'un projet de scénario spécialisé, incluant une étude de faisabilité d'augmentation du débit de toluène traité par le fractionneur C56. Améliorer la qualité et la quantité de toluène produit par l'unité de récupération des aromatiques.

Dans ce cas, notre étude est basée sur une augmentation progressive du débit de toluène traité par le fractionneur de toluène C-56.

Celui-ci est déterminé en étudiant le débit d'entrée de la colonne de fractionnement du toluène jusqu'à ce que l'on atteigne le débit maximal que la colonne peut supporter cette dernière, et en vérifiant l'hydraulique de la colonne sur le logiciel d'aide Aspen.

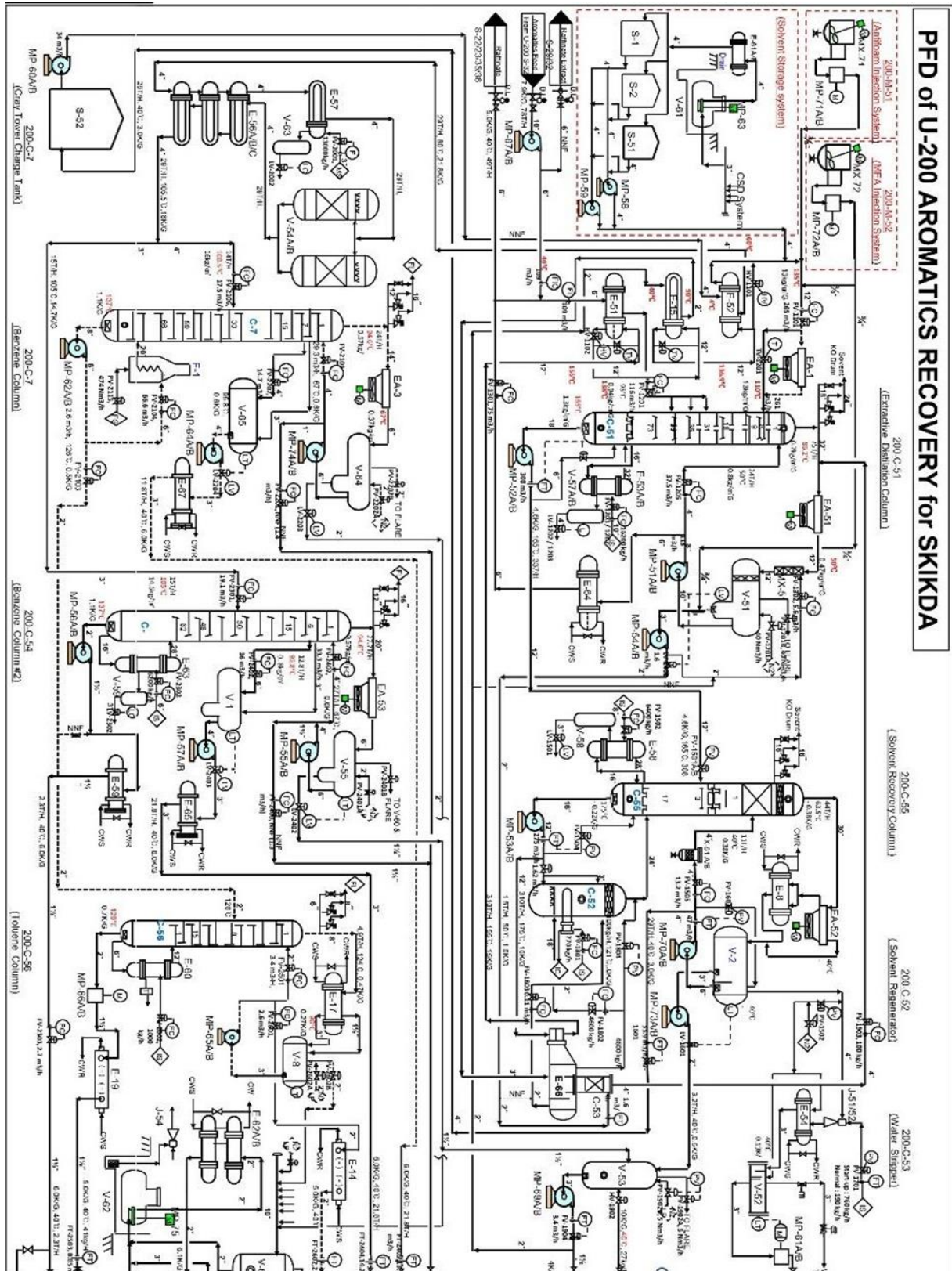
Par conséquent, ce travail nous permet de conclure que la capacité de traitement du toluène de la colonne de fractionnement du toluène est supérieure au débit vers la colonne C-54, donc le rendement de toluène a été élevé.

Bibliographie

- [1] Espace internet.
- [2] D. ZOUGAB, Extraction des hydrocarbures aromatiques à partir d'une coupe pétrolière par Microémulsion, Mémoire de Magister, université M'Hamed Bogara de Boumerdes, 2007,
- [3] 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.
- [4] R. Perrin & J.P SHARFF : « Chimie industrielle » ; Paris1993.
- [5] <https://fr.wikipedia.org/wiki/Tolu%C3%A8ne>
- [6] R. GHAI, Extraction des aromatiques Etude d'un échangeur E2-200, Mémoire de licence, Université de Skikda, 2005.
- [7] [https://www.copper-alembic.com/fr/page/histoire-de-la-distillation-des-boissons alcoolisées](https://www.copper-alembic.com/fr/page/histoire-de-la-distillation-des-boissons-alcoolisées)
- [8] Distillation-Wikipédia, fr.wikipédia.org, (14/11/2020).
- [9] <https://boowiki.info/art/distillation/distillation-sous-vide.html>
- [10] El Hendouzi, A.H., Modélisation et commande avancée d'une unité de distillation, Thèse, National School of Applied Sciences Kénitra, Sur internet : juin 2013.
- [11] MEKKI, I.K., Modélisation et commande robuste d'une colonne de distillation, Thèse de Doctorat LMD en Automatique, USTO_MB, 2014.
- [12] R. Kessas, "Cours : Operations unitaires du génie chimique : Rectification continue", Faculté des sciences, Dépt. Chimie, Option : Génie chimie. USTO-MB, 20 Oct. 2007.
- [13] https://dspace.univ-guelma.dz/jspui/bitstream/123456789/10200/1/SLATNIA_DHIYA-%20EDDINE_Automatique._Automatique%20et%20informatique%20industrielle.pdf
- [14] Manuel opératoire unité 200.
- [15] <https://fr.wikipedia.org/wiki/P%C3%A9trole>.
- [16] mémoire fin d'étude préparer par Kemche Chaïma, Louahem Abir, thème : Etude de vérification de la colonne distillation extractive (C-51) de l'unité 200 (récupération des aromatiques -RA1K-) par Aspen HYSYS) , juin 2020

Annexes

Annexe A : schéma opérationnel simplifié d'unité de Récupération des aromatiques



Annexe C : L'hydrodynamique de la colonne C-56

