

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE 20 AOÛT 1955 SKIKDA
FACULTE DE TECHNOLOGIE
DÉPARTEMENT DE GÉNIE DES PROCÉDÉS



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Génie des procédés

Spécialité : Génie des Polymères

*ÉTUDE DE FAISABILITÉ D'INSTALLATION D'UNE NOUVELLE
COLONNE DE TRAITEMENT DE TOLUÈNE AU NIVEAU DE L'UNITÉ 200*

Soutenu le 25/06/2023

Réalisé par :

- NETTOUR Yahya
- AMEUR ZAIMECHE Belkacem

Encadré par :

- Dr. AMIRAT Samia

Année Universitaire 2022 - 2023

Dédicace

Je dédie ce mémoire

À ma mère qui m'a soutenu et encouragé pendant ces années d'étude. Qu'elle trouve ici le témoignage de ma profonde gratitude.

À mon très cher père

Vous avez toujours été à mes côtés pour me soutenir et m'encourager. Que ce travail reflète ma gratitude et mon affection.

À mon superviseur, Dr : (AMIRAT Samia) pour tous ses précieux conseils, pour son écoute active, sa disponibilité Indeed.

À mes frères, et à ceux qui ont partagé avec moi tous les moments émotifs de la réalisation de cette œuvre.

À ma famille, à mes proches et à ceux qui me donnent amour et vivacité.

A tous mes amis qui m'ont toujours encouragé, et à qui je souhaite plus de succès à tous ceux que j'aime .

Yahya Nettour

Dédicace

Je voudrais dédier mon mémoire

À ma famille en particulier nos parents dont l'incroyable endurance, l'amour inconditionnel et la dévotion intouchable ont été monumentales

À tous mes frères et sœurs

À ceux qui seront heureux de ce nouvel objectif dans ma carrière d'étudiant

À tous mes meilleurs amis

Il y a beaucoup d'amis et d'autres membres de la famille qui doivent être répertoriés pour leur part dans ce mémoire de master.

Enfin, cette mémoire de master est dédiée à tous ceux qui croient en la richesse de l'apprentissage, et, nous voudrions aussi dédier cette revue modeste à tous ceux qui ont consacré leur vie à apporter l'ambiguïté estompée à la clarté complète.

Belkacem Ameer Zaimeche

Remerciement

Au nom d'Allah, le Très Miséricordieux et Bienveillant.

Merci, Allah, le Tout-Puissant, de nous avoir donné la force, la direction et la patience de terminer cette thèse de Master.

D'abord et avant tout, il y a beaucoup de personnes qui ont contribué de façon significative à l'achèvement de ce beau voyage au fil des ans. Nous tenons à exprimer notre gratitude à toutes ces personnes pour leur influence et leur aide importantes, et nous tenons à les en remercier.

De plus, nous aimerions profiter de l'occasion pour remercier notre superviseur, le Dr AMIRAT Samia, de son orientation utile, de ses discussions éclairantes et de son soutien tout au long de cette recherche bibliographique.

Nos sincères remerciements aux membres du jury pour l'intérêt qu'ils portent à nos travaux.

Je tiens à remercier sincèrement mes mentors de stage, les ingénieurs Faris Omar Zaimish et Abdelkader Belili pour leurs conseils et leur aide pendant notre période de stage.

Nous tenons à remercier le Dr Krid Ferial, chef du département du Génie des procédés à la faculté de technologie de l'Université Skikda.

Nous aimerions également exprimer notre reconnaissance à chacun de nos instructeurs au Skikda-College, où nous nous sommes concentrés sur une spécialité en génie des polymères.

Ces remerciements ne seraient complets que si nous prenions en considération notre famille. Nous devons particulièrement remercier nos plus chers gardiens pour leur aide sans fin. Ils nous ont soutenus tout au long de nos études de Master et ont toujours été là pour nous.

Enfin, nous tenons à exprimer notre gratitude à tous les membres de notre famille pour avoir soutenu, inspiré et encouragé nos efforts.

À cette fin, nous assumons un sentiment de propriété avec tous les faux pas qui auraient pu se produire dans ce travail.

Sommaire

Dédicace	
Remerciement	
Sommaire	
Liste des figures	
Liste des tableaux	
Liste de abréviations	
Introduction générale	1

Chapitre I Présentation de la raffinerie de Skikda RA1K

I.1. Présentation générale de la raffinerie de Skikda	3
I.1.1. Situation géographique.....	3
I.1.2. Historique de construction.....	4
I.2. Présentation des différentes unités de production [1].....	5
I.2.1. Unités 10-11 (Distillation atmosphérique)	5
I.2.2. Unités 100 et 103 (Unités Magnaforming, Platforming)	5
I.2.3. Unités 30-31-104 (Séparation et Traitement des Gaz).....	6
I.2.4. Unité 200 (Extraction des Aromatiques).....	6
I.2.5. Unité 400 (Séparation du Paraxylène)	6
I.2.6. Unité 500 (Isomérisation du M-xylène)	6
I.2.7. Unités 700/701/702/703 (Unité d'isomérisation du naphta léger A)	7
I.2.8. Unité 70 (Production de Bitume).....	7
I.2.9. Unité 600 (Unité Melexe).....	8
I.2.10. Centrale thermoélectrique	8
I.2.11. Unité 900 (Unité de purification de l'hydrogène).....	8
I.3.1. Plan et programme de réhabilitation	8
I.3.2. Bilan de production de la raffinerie RA1K	10

Chapitre II Description de l'unité d'extractions des aromatiques (Unité 200)

II.1 Généralités.....	12
II.1.1 Source des aromatiques.....	12
II.1.2 Propriétés physiques	12
II.1.2.1 Structures chimiques.....	12
II.1.3 Utilisation d'Hydrocarbures aromatiques	14
II.1.4 Différentes Méthodes de séparation des aromatiques.....	15
II.1.4.1 L'extraction liquide / liquide.....	15
II.1.4.2 La distillation azéotropique.....	15
II.1.4.3 La distillation extractive	15

Sommaire

II.2 DESCRIPTION DE L'UNITE	16
II.2.1 But de l'installation.....	16
II.2.2 Qu'est-ce qu'une Distillation extractive (ED) ?	17
II.3 Historique sur l'unité.....	19
II.3.1 Procédé d'extraction et fractionnement des aromatiques.....	19
II.3.1.1 Description de l'unité.....	19
II.3.1.2. à Propriétés de solvant (Tectiv100).....	21
II.3.2 Sections d'extraction.....	21
II.3.2.1 Colonne de distillation extractive	21
II.3.2.2 Récupération du solvant.....	24
II.3.2.3 Régénération de solvant	27
II.3.2.4 Génération de vapeur et circuit d'eau.....	27
II.3.2 Section fractionnement.....	29
II.3.2.1 Fractionnement de benzène.....	29
II.3.2.2 Fractionnement de toluène	31
II.3.2.3 Traitement d'argile	33
II.4 Facteurs influant sur perte et qualité des solvants.....	33
II.5 Facteurs influant sur récupération des aromatiques	34
II.6 Facteurs influant sur pureté aromatique	34
II.7 Liaison avec le laboratoire	34
II.7.1 Les méthodes d'analyse dans le laboratoire pour l'unité 200.....	35
II.7.1.1 L'analyse de la couleur par la méthode de couleur d'acide de lavage (norme ASTM D 848).....	35
II.7.1.2 L'analyse de la composition par la chromatographie en phase gazeuse	35
II.7.1.3 Détermination de la densité à 15°C par la norme (ASTM 4052-96)	35
II.7.2 Les analyse de routine.....	36

Chapitre III Généralités sur la rectification

III.1 Introduction	38
III.2 Définition de la rectification.....	38
III.3 Description de la colonne de rectification	38
III.4 Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification	39
III.4.1 Caractéristiques générales d'une colonne de rectification	40
III.4.1.1 Débit	40
III.4.1.2 Rétention.....	40

Sommaire

III.4.1.3 Efficacité.....	40
III.4.1.4 pertes de charge.....	40
III.5. Colonnes à plateaux	41
III.5.1 Types de plateaux.....	42
III.5.1.1 Plateau à calottes	42
III.5.1.2 Plateau perforé à déversoir.....	42
III.5.1.3 Plateau à clapets (valve trays)	43
III.5.1.4 Plateau sans déversoirs	44
III.5.1.5 Plateau à jet directionnel.....	44
III.5.2 Comparaison des technologies de plateau	44
III.6. Lois fondamentales de transfert de matière	45
III.6.1 Lois de DALTON.....	45
III.6.2 Lois de RAOULT et d'HENRY	45
III.7. Bilan matière de la colonne et de ses zones.....	46
III.7.1 Bilan matière de la zone de rectification.....	47
III.7.2 Bilan matière de la zone d'épuisement	49
III.7.3 Bilan matière de la zone d'alimentation	50
III.8. Utilisation de la volatilité relative	50
III.9. Choix de la pression dans la colonne	51
III.10. Régime de la température dans la colonne [4].....	52
III.11 Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge	53
III.11.1 Le taux de vaporisation de la charge (e'_{o}) [3].....	53
III.11.2 Le taux de condensation de la charge (e'_{o})	53
III.12. Choix du taux de reflux	54
III.12.1 Fonctionnement à reflux minimal	54
III.12.2 Taux de reflux optimal.....	55
III.13 Bilan thermique de la colonne	55
Chapitre IV Partie pratique	
IV.1 Problématique	57
IV.2 Calcul de la colonne C-57	58
IV.2.1 Méthode de calcul	58
IV.2.2 Données de départ	58
IV.2.3 Calcul de la composition massique et molaire de chaque constituant de la charge d'alimentation.....	59
IV.2.4 Calculs de la composition du distillat et du résidu	60

Sommaire

IV.2.5 Bilan matière	60
IV.2.6 Calcul de la pression et la température dans la colonne	61
IV.2.6.1 Pression et température dans le ballon de reflux	61
IV.2.6.2 Pression et température au sommet de la colonne.....	62
IV.2.6.3 Pression et température au fond de la colonne	62
IV.2.7 Calcul des volatilités relatives aux différentes zones de la colonne	63
IV.2.8 Calcul du taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation.....	64
IV.2.9 Calcul du taux de reflux.....	65
IV.2.9.1 Calcul du taux de reflux minimal : par la formule "UNDERWOOD"	65
IV.2.9.2 Calcul du taux de reflux optimal	66
IV.2.10 Calcul du taux de rebouillage.....	67
IV.2.10.1 Calcul du taux de rebouillage minimal	67
IV.2.10.2 Calcul du taux de rebouillage optimal	67
IV.2.11 Calcul du nombre de plateaux théoriques	67
IV.2.11.1 Dans la zone de rectification (N_r).....	67
IV.2.11.2 Dans la zone d'épuisement (N_e).....	68
IV.2.11.3 Nombre total des plateaux (N_t)	69
IV.2.12 Dimensionnement de la Colonne	69
IV.2.12.1 Calcul du diamètre de la colonne	69
IV.2.12.2 Calcul de la hauteur de la colonne.....	73
Conclusion générale.....	75
Références	
Résumé	

Liste des Figures

Figure I.1 : Situation géographique de la raffinerie de Skikda	3
Figure I.2 : Schéma des principaux procédés dans la raffinerie de Skikda.....	11
Figure II.1: schéma simplifié de la distillation extractive.....	18
Figure II.2: Schéma de l'unité 200 (nouveau procédé)	20
Figure II.3: circuit de solvant.....	26
Figure II.4: circuit d'eau	28
Figure III.1 : Colonne de rectification.....	39
Figure III.2: Colonne à plateaux	41
Figure III.3 : plateau à calottes	42
Figure III.4: plateau perforé.....	42
Figure III.6: clapet	43
Figure III.5: plateau à clapet.....	43
Figure III.7: Colonne de rectification avec découpage en zones et notations.....	47
Figure III.8: Schéma descriptif de la zone de rectification.....	48
Figure III.9: Schéma descriptif de la zone d'épuisement	49
Figure III.10: Schéma descriptif de la zone d'alimentation.....	50
Figure III.11: schéma descriptif des enthalpies dans une colonne de rectification	56

Liste des tableaux

Chapitre I Présentation de la raffinerie de Skikda RA1K

Tableau I.1 : Dates des démarrages progressifs des unités de production à la raffinerie de Skikda	4
Tableau I.2: Plan de réhabilitation des unités de la RA1K.....	9
Tableau I.3: Bilan de production de la RA1K avant et après la réhabilitation.....	10

Chapitre II Description de l'unité d'extractions des aromatiques (Unité 200)

Tableau II.1 : Les propriétés physiques du Benzène, Toluène et Xylène	14
Tableau II.2 : composition de la charge pour l'unité 200 selon le design	17
Tableau II.4 : Caractéristiques commerciales du benzène	36
Tableau II.5: Caractéristiques commerciales du Toluène	36
Tableau II.6: les analyses de 28/02/2023	36
Tableau II.7: les analyses de 28/02/2023	37

Chapitre III Généralités sur la rectification

Tableau III.1: Caractéristiques des plateaux perforés.....	43
Tableau III.2: Comparaison de divers types de plateaux.....	44

Chapitre IV Partie pratique

Tableau IV.1 : Les compositions de la charge, distillat et résidu du cas design.....	58
Tableau IV.2: Composition molaire de la charge	59
Tableau IV.3 : les compositions et les débits molaires et massiques de la charge.	59
Tableau IV.4 : Compositions et débits molaires de la charge, du distillat et du résidu	61
Tableau IV.5: Représentant les valeurs de la constante d'équilibre dans le ballon de reflux	61
Tableau IV.6 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre du Distillat	62
Tableau IV.7 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre du Résidu	63
Tableau IV.8 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre de l'alimentation	63
Tableau IV.9 : Les valeurs de la constante d'équilibre de l'élément de référence pour chaque zone de la colonne	64
Tableau IV.10 : Les valeurs de la constante d'équilibre et le coefficient de volatilité relative moyen pour chaque zone de la colonne	64
Tableau IV.11: Calcul des valeurs de X^*_{0i} et Y^*_{0i} de chaque constituant.....	65
Tableau IV.12 : Valeur du taux de vaporisation de la charge calculée en fonction du facteur d'équilibre des phases.....	66
Tableau IV.13 : l'application de la formule qui calcul le taux de reflux minimal.....	66
Tableau IV.14 : l'application numérique de la formule qui calcul le taux de rebouillage minimal	67
Tableau IV.15 : la température et la pression critiques moyennes du Distillat	71
Tableau IV.16 : Représentant les concentrations massiques du Distillat.....	72
Tableau IV.17: Représentant le calcul de la masse volumique du liquide dans le ballon de reflux.....	72
Tableau IV.18 : valeurs du coefficient C en fonction de la distance entre les plateaux	73
Tableau IV.19 : les caractéristiques de la colonne C 56 et C57	74

Liste des abréviations

RA1K : Raffinerie aval 1 SKIKDA

HC : Hydrocarbure

L : débit massique de la charge [kg/h].

L' : débit molaire de la charge [kmole/h].

D' : débit molaire de distillat [kmole/h].

R' : débit molaire du résidu [kmole/h].

Ps : la pression au sommet de la colonne [kg/cm²].

Pf : la pression au fond de la colonne [kg/cm²].

Pb : la pression dans le ballon de reflux [kg/cm²].

PL : la pression de la zone d'alimentation [kg/cm²].

ΔP1 : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur [kg/cm²].

ΔP2 : Pertes de charge dues aux résistances des plateaux [kg/cm²].

ts : la température au sommet de la colonne (°C).

tf : la température au fond de la colonne (°C).

tb : la température dans le ballon de reflux (°C).

tL : la température d'alimentation (°C).

X_i : concentration massique du constituant «i» en phase liquide.

X'_i : concentration molaire du constituants «i» phase liquide.

X'_{Li} : concentration molaire du constituants «i» dans la charge.

X'_{Ri} : concentration molaire du constituants «i» dans le résidu.

Y'_i : concentration molaire du constituants «i» en phase vapeur.

Y'_{Di} : concentration molaire du constituants «i» dans le distillat.

X'_{0i} : concentration de l'élément «i» dans la zone d'alimentation phase liquide.

Y'_{0i} : concentration de l'élément «i» dans la zone d'alimentation phase vapeur.

M_i : masse moléculaire du constituant «i» [kg/Kmoles].

M_{moy} : masse moléculaire du mélange [kg/Kmoles].

M_{mR} : Masse moléculaire moyenne du Résidu [kg/Kmoles].

M_{mD} : Masse moléculaire moyenne du Distillat [kg/Kmoles].

M_{ml} : Masse moléculaire moyenne de la charge [kg/Kmoles].

K_i : coefficient d'équilibre des phases de l'élément « i ».

K_r : coefficient d'équilibre des phases de l'élément de référence choisi généralement pour

l'élément le plus lourd.

rfmin : taux de reflux minimal.

rfopt : taux de reflux optimal.

rb min : taux de rebouillage minimale.

rbopt : taux de rebouillage opératoire ou optimal.

TC i : température critique de l'élément «i» [K].

PC i : pression critique de l'élément «i» [bar].

Tr : température réduite de la phase vapeur [K].

Pr : pression réduite de la phase vapeur [bar]

Introduction Générale

Introduction générale

La chimie a pris un développement considérable dans le domaine de l'exploitation des hydrocarbures et du raffinage ; et leurs dérivés issus de traitement du pétrole.

Ainsi la demande en hydrocarbures aromatiques issus de la distillation du naphta n'a cessé de croître. Ils sont utilisés dans différents branches de l'industrie, d'où la nécessité de valoriser pour leur utilisation en synthèse pétrochimique.

De façon bien plus marquée, le benzène et le toluène qui sont fréquemment utilisés comme solvants, dans les colles, vernis, peintures, encres, et aussi tant qu'additifs pour les essences pour augmenter l'indice d'octane.

Ainsi l'industrie du pétrole a mis en œuvre plusieurs méthodes de séparation des aromatiques des coupes pétrolières légères, parmi ces méthodes l'extraction liquide-liquide et la distillation extractive.

L'unité 200 de la raffinerie de Skikda est conçue pour récupérer le benzène et le toluène à haute pureté contenue dans une charge appelée reformat léger provenant d'une unité de reforming catalytique.

L'unité adopta depuis le démarrage l'extraction liquide-liquide comme procédé de séparation des aromatiques, mais pour la raison de sa faible efficacité et les nombreux problèmes rencontrés, l'unité 200 a été rénovée en 2013 dans le cadre de la réhabilitation de la RA1K par l'achat d'une licence d'un nouveau procédé GT-BTX (distillation extractive) et modernisation de l'instrumentation, ce dernier a permis d'augmenter le rendement en aromatiques.

La section de fractionnement de l'unité 200 comprenant le traitement d'argile, le fractionnement de benzène et le fractionnement de toluène. Deux colonnes de benzène (C7, C54) seront utilisées pour la réalisation de fractionnement, Le benzène de haute pureté est soutiré en tant que soutirage liquide de tête de colonne et le produit de fond de la colonne est envoyé vers la colonne de toluène(C56) pour produire un toluène à haute pureté répond aux caractéristiques commerciales.

Le produit de fond de la nouvelle colonne de benzène est envoyé directement vers le stockage sans avoir passé par la colonne de fractionnement, ceci engendre que ce produit de fond ne répond pas aux normes donc il va être considéré comme un produit hors spécifications.

Introduction générale

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

Chapitre I
Présentation de la
raffinerie
de Skikda RA1K

I.1. Présentation générale de la raffinerie de Skikda

Le complexe de raffinerie de pétrole de Skikda baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud avec une capacité de traitement (18 millions t/an), ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an).

I.1.1. Situation géographique

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1280 travailleurs environ. Elle est alimentée en brut algérien par le brut venant de Hassi Messaoud.

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

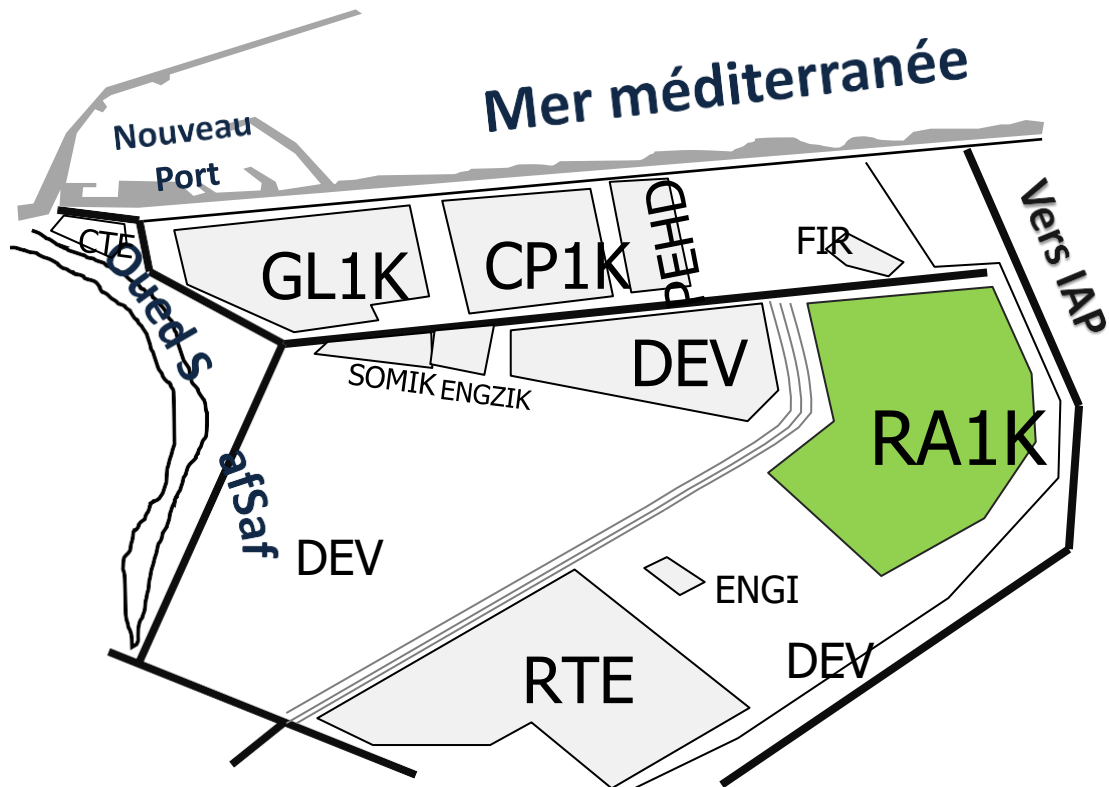


Figure I.1 : Situation géographique de la raffinerie de Skikda [1].

I.1.2. Historique de construction

La raffinerie a été construite en janvier 1976 à la suite d'un contrat signé le 30 avril 1974 entre le gouvernement algérien et le constructeur italien SNAM PROGETTI et SAIPEM.

Le démarrage du chantier a commencé le 02 janvier 1976, jusqu'au mars 1980, le démarrage progressif des unités de production se sont succédés comme suit :

Tableau I.1 : Dates des démarrages progressifs des unités de production à la raffinerie de Skikda

Unité	Capacité (t/an)	Date
Topping (U10)	7 500 000	1980
Topping (U11)	7 500 000	1980
Séparation GPL (U30)	306 500	1980
Séparation GPL (U31)	283 000	1980
Reforming catalytique (U-100)	1 165 000	1980
Extraction et fractionnement des aromatiques (U200)	285 000	1980
Cristallisation du para xylène(U400)	430 000	1980
Distillation sous vide et oxydation de bitume(U70)	277 000	1980
Reforming Catalytique (U103)	1 165 000	1993
Séparation GPL (U104)	96 000	1993
Parc de stockage(U600)	2 700 000 (m ³)	1980 et 1993
Centrale thermoélectrique	-	1980 et 1993

I.2. Présentation des différentes unités de production [1]

La raffinerie est équipée des installations suivantes :

- ✓ Unité 10/11 : distillation atmosphérique (TOPPING).
- ✓ Unité 100 : prétraitement et reforming catalytique (MAGNAFORMING).
- ✓ Unité 101/103 : prétraitement et reforming catalytique (PLATFORMING).
- ✓ Unité 30/31 et 104 : traitement et séparation des gaz (GPL).
- ✓ Unité 200 : extraction des aromatiques.
- ✓ Unité 400 : cristallisation et séparation du paraxylène.
- ✓ Unité 500 : isomérisation de m, ortho xylène en paraxylène.
- ✓ Unité 700/701/702/703 : isomérisation du naphta léger A.
- ✓ Unité 70 : distillation sous vide (Production des bitumes).

Les utilités sont :

- ✓ Unité 600 : stockage, mélange et expédition (MELEX).
- ✓ Unité 62 : déminéralisation des eaux.
- ✓ Unité 1050 : centrale thermique électrique (C. T. E).
- ✓ Unité 900 : purification de l'hydrogène.

I.2.1. Unités 10-11 (Distillation atmosphérique)

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (naphta, gas-oil, jet). Les unités U10-11 traitent le brut de Hassi Messaoud pour avoir les produits suivants : G.P.L, Iso-pentane, Naphta A, Naphta B (89.5°-155°), Naphta C (155°-180°), Kérosène (180°-225°), Gasoil léger (225°-320°), Gasoil lourd (320°-360°), et Résidu (>360°).

I.2.2. Unités 100 et 103 (Unités Magnaforming, Platforming)

La Magnaforming et le Platforming ont pour but de transformer la naphta moyenne et lourde obtenues du Topping en réformât utiliser comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences.

I.2.3. Unités 30-31-104 (Séparation et Traitement des Gaz)

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

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

I.2.4. Unité 200 (Extraction des Aromatiques)

L'installation d'extraction des aromatiques a été projetée pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures.

La charge est constituée par la coupe de réformât léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C₅ splitter du réformât de l'unité 100.

I.2.5. Unité 400 (Séparation du Paraxylène)

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

I.2.6. Unité 500 (Isomérisation du M-xylène)

L'installation d'isomérisation des aromatiques a été projetée pour récupérer le filtrat des cristalliseurs de l'Unité 400 (unité de l'extraction du p-xylène) et l'isomérisation, après l'isomérisat obtenu sera séparé en deux fractions essentielles :

- Une fraction riche en benzène envoyée vers l'Unité 200.
- L'autre riche en p-xylène envoyée vers l'Unité 400.

Le but principal de cette unité est d'augmenter la production en p-xylène.

I.2.7. Unités 700/701/702/703 (Unité d'isomérisation du naphta léger A)

Leur but est la conversion des paraffines normales en iso paraffines est une réaction de plus en plus recherchée par le raffineur pour obtenir un indice d'octane élevé sans ajout des additifs. Les paraffines allant du butane à l'hexane peuvent être isomérisées en utilisant des catalyseurs modernes, très actifs à base de platine. L'isomérisation peut être poussée à l'extrême par l'utilisation de séparation par distillation et/ou par tamis moléculaire des paraffines normales non converties.

Les coupes C₅-C₆, peuvent également être totalement isomérisées en composants à haut indice d'octane très recherchés pour le pool essence.

Le procédé d'isomérisation est devenu pour le raffineur un outil précieux pour élargir la gamme de ses produits et améliorer leurs qualités, tout en augmentant la flexibilité d'opérations et leur rentabilité. De plus, la production de ces constituants à haute indice d'octane, mais exempts d'aromatiques, permet de réduire la contribution au pool essence du reformât, riche en aromatiques, améliorant ainsi la qualité de l'essence en termes de protection de l'environnement, ce qui est aujourd'hui un facteur très important.

Dans la raffinerie de Skikda on a installé deux trains pour l'isomérisation de la fraction légère des essences produites aux topping (U10&U11) afin de fournir un additif sans aromatiques au pool des essences pour la fabrication des carburants.

I.2.8. Unité 70 (Production de Bitume)

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

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

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

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

I.2.9. Unité 600 (Unité Melexe)

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

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

I.2.10. Centrale thermoélectrique

C'est le système nerveux de la raffinerie, La CTE se compose de 11 sections à savoir :

- ◆ La section 62 : pour la production d'eau déminéralisée.
- ◆ La section 1020 : pour tours de refroidissement de l'eau.
- ◆ La section 1030 : pour le stockage et le pompage de l'eau de barrage ou de l'eau potable.
- ◆ La section 1040 : pour le stockage et le pompage de l'eau anti-incendie.
- ◆ La section 1050 : pour la génération de la vapeur « chaudières ».
- ◆ La section 1060 : pour la récupération et le traitement du condensât.
- ◆ La section 1070 : ou système Fuel-Gas.
- ◆ La section 1080 : pour la production de l'air instrument et l'air service.
- ◆ La section 1100 pour le traitement des effluents.
- ◆ La section 1110 : de production de l'azote (N₂).
- ◆ La section de production de l'électricité.

I.2.11. Unité 900 (Unité de purification de l'hydrogène)

Elle a pour but l'augmentation de la pureté de l'hydrogène issu de l'unité 100, afin de l'envoyer vers les autres unités consommatrices de l'hydrogène (unité 500...).I.3. Projets de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda

I.3.1. Plan et programme de réhabilitation

Le tableau I.2 regroupe le plan et le programme de réhabilitation successive des unités principales et des utilités.

Tableau I.2: Plan de réhabilitation des unités de la RA1K [1].

N °	Unités	Désignation	Capacité avant Réhabilitation (kg/h)	Capacité après Réhabilitation (kg/h)
1	Topping-1 (*)	10	7 500 000	9 375 000
2	Topping-2 (*)	11	7 500 000	9 375 000
3	GasPlant-1 (*)	30	306 500	339 500
4	GasPlant-2 (*)	31	283 000	339 500
5	GasPlant-3	104	96 000	Instrument revamp @
6	Prétraitement Naphta	100	1 165 000	Instrument revamp @
7	Reforming I (*)	100	1 165 000	1 174 600
8	Section Splitter Platformat (**)	100	-	989 950
9	Prétraitement Naphta	101-103	1 165 000	Instrument revamp @
10	Extraction des aromatiques (*)	200	285 000	627 100
11	Extraction du Paraxylène (#)	400	430 000	1 782 800
12	Isomérisation du Xylène (**)	500	-	1 380 400
13	Purification d'Hydrogène (**)	900	-	27 200
14	Strippeur des eaux acides II (*)	10	33 530	28 000
15	Stripper des eaux acides I (**)	12	-	17 070
16	Unité soufflage du Bitume	70	277 000	Instrument revamp @
17	Unité traitement du Kérosène N° 1	20	750 000	Instrument revamp @
18	Unité traitement du Kérosène N° 2	21	750 000	Instrument revamp @
(*) = rénové ; (**) = Nouveau ; (#) =déplacé et rénové ; @=y compris HAZOP				

I.3.2. Bilan de production de la raffinerie RA1K :

Le tableau I.3. Ci-dessous illustre le bilan de production de la RA1K avant et après sa réhabilitation.

Tableau I.3: Bilan de production de la RA1K avant et après la réhabilitation [1].

Charge	Avant Réhabilitation	Après Réhabilitation
Pétrole brut, TPA	15 000 000	18 000 000
Produits		
GPL	365 000	644 200
Naphta	1 700 000	3 753 800
Essence	2 180 000	2 135 400
Jet al	1 500 000	1 500 000
Diesel	4 250 000	5 913 800
Fuel oil	4 300 000	4 270 800
Benzène	90 000	197 300
Toluène	11 000	16 900
Paraxylène	38 000	220 100

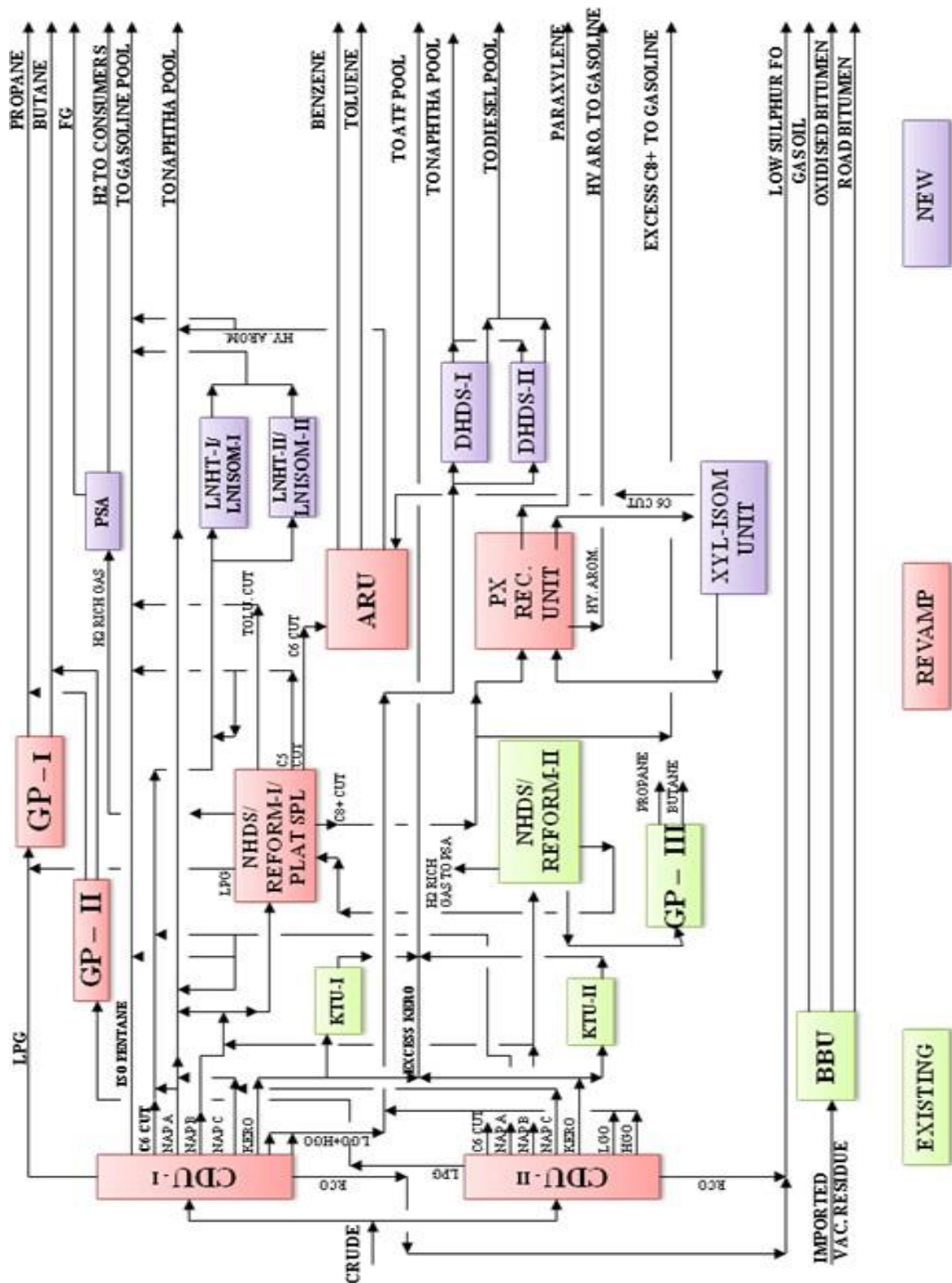


Figure I.2 : Schéma des principaux procédés dans la raffinerie de Skikda [1].

Chapitre II
Description de
l'unité d'extractions
des aromatiques
(Unité 200)

II.1 Généralités

II.1.1 Source des aromatiques

Le pétrole contient des composés aromatiques, qui se retrouvent essentiellement, après distillation du pétrole, dans le naphtha (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 reformatage catalytique du naphtha, soit un vapocraquage des coupes plus lourdes (gazoles). 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 Etats-Unis.

Enfin, certains aromatiques moins utilisés (toluène ou méta xylène) peuvent être convertis en benzène, para xylène ou ortho xylène. 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.

Dans notre unité d'affectation (U200) nous utilisons le reformat léger provenant de l'unité 100 (magnaforming) qui est obtenu par reformation du naphtha 'B' comme source des aromatiques.

II.1.2 Propriétés physiques

II.1.2.1 Structures chimiques

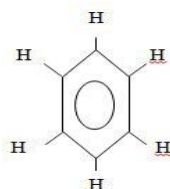
Les aromatiques sont des hydrocarbures très stable grâce à la circulation libre des électrons autour du cycle, de formule générale $C_n H_{2n-6}$. Les aromatiques diffèrent des autres hydrocarbures par le fait qu'ils présentent un noyau aromatique. Et leur rapport C/H est trop élevé. Ils sont considérés pendant longtemps comme dérivants d'un hydrocarbure de base C_6H_6 . Ils sont toxiques et provoquent la destruction des globules rouges, ce sont des produits cancérogènes, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité.

II.1.2.1. a : Le benzène et ses homologues

Le benzène, le composé homologue le plus simple de la série des hydrocarbures aromatiques, est une molécule cyclique plane, comprenant six atomes de carbone disposés selon un hexagone régulier. Il s'agit d'un produit volatil, incolore et dégageant une odeur caractéristique. Il est soluble dans l'eau à raison 1000 mg/L et miscible dans de nombreux solvants organiques.

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

La première formule du benzène proposé par KEKULE était :

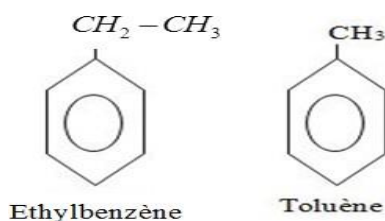


Benzène

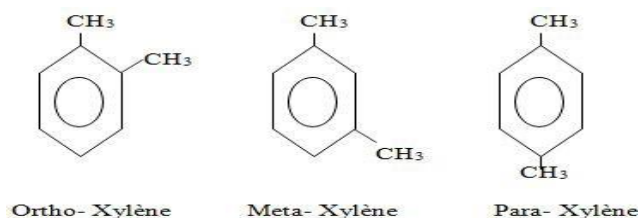
II.1.2.1. b : Le Toluène et les xylènes

Le toluène, l'éthylbenzène et les xylènes appartiennent à la série de composés organiques connus sous le nom d'alkyl benzène. Ce sont des aromatiques à noyau monocyclique auquel s'attachent divers groupes d'alkyles. Le toluène et l'éthylbenzène contiennent respectivement un groupe alkyle, tandis que les xylènes contiennent deux groupes méthyle.

Le toluène de formule brute C_7H_8 est un liquide clair et incolore à la température ambiante émettant une odeur forte et sucrée semblable à celle du benzène, sa densité est de 0.8869 à $20^\circ C$, le toluène est légèrement soluble dans l'eau douce à $25^\circ C$ (535mg/l).



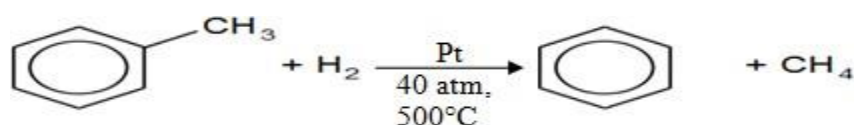
Elle repende aussi du fait que si des groupes (Y) trois isomères pouvaient exister :



II.1.3 Utilisation d'Hydrocarbures aromatiques

II.1.3. a : Benzène : En Algérie la totalité du Benzène produit est destiné pour le marché extérieur.

II.1.3. b : Toluène : Le toluène ne sert pas uniquement à la fabrication d'explosifs, mais est également utilisé comme matière première de synthèse (polyuréthane) et comme solvant de peinture. Le manque de Benzène des années 1959 et 1960 a conduit certains fabricants à construire des unités de hydrodésalkylation pour transformer le Toluène en Benzène selon la réaction :



Et comme des additifs pour la fabrication des essences.

Tableau II.1 : Les propriétés physiques du Benzène, Toluène et Xylène.

Produit	D_4^{20}	T ° C D'ébullition à 0.1 MPa	Point de fusion	Point d'éclair	N_D^{20}
Benzène	879,0	80,1	5,4	11	1,5011
Toluène	866,9	110,6	-95,70	04	1,4969
O-xylène	880,2	144,4	-28	17	1,5054
M-xylène	864,2	139,1	-54	27	1,4972
P-xylène	861,0	138,4	-13.14	25	1,4958
Ethyle benzène	867,0	134,2	-92,8	27	1,4959

II.1.3.c : Xylènes et éthylbenzène

Le paraxylène est le point de départ de la fabrication du textile artificiel bien connu sous le nom de tergal ou térylène. L'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.

II.1.3. d Aromatiques en C_9 et plus lourds

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

II.1.4 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.

II.1.4.1 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**), où 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.

II.1.4.2 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.

II.1.4.3 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.

II.2 DESCRIPTION DE L'UNITE

La technologie de distillation extractive GT-BTX pour l'extraction des aromatiques a été commercialisée avec succès avec ses 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 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.

II.2.1 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%). 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. Le tableau suivant représente la composition de la charge conçue pour la distillation extractive selon le design :

Tableau II.2 : composition de la charge pour l'unité 200 selon le design [2].

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

II.2.2 Qu'est-ce qu'une Distillation extractive (ED) ?

La définition la plus générale de la distillation extractive est la séparation de n'importe quel mélange liquide – phase simple contenant un ou plusieurs éléments désirés formants des azéotropes ou dont les températures d'ébullitions respectives sont trop proches pour permettre une séparation par une distillation simple et continue.

Ainsi en plus des mélanges azéotropiques qui exigent l'addition d'un agent de séparation miscible afin d'être séparés, la distillation extractive inclut également les mélanges entraînés qui peuvent être séparés sans l'addition d'un agent de séparation.

La distillation extractive est une combinaison entre deux méthodes de séparation, l'un est la séparation physique par distillation basé sur les points d'ébullition des constituants de la charge l'autre est la séparation chimique par solvant sélectif.

Dans un mélange contenant des aromatiques et non aromatiques, la volatilité relative des composants non-aromatiques est améliorée par rapport celle des composants aromatiques dans la présence du solvant. Cette amélioration permet des non aromatiques d'être distillé à la tête (partie supérieure) dans une colonne conventionnelle de distillation, tandis que les aromatiques sont récupérées au fond de la colonne. Le solvant utilisé dans le procédé de GT-BTX est le mélange exclusif, Tectiv-100SM, ce qui rend possible d'avoir la performance excellente de procédé.

Le schéma d'enchaînement des opérations pour le procédé de GT-BTX est présenté ci-dessous et il se compose de deux tours principales : une colonne de distillation extractive (EDC) et une autre colonne de récupération de solvant (SRC).

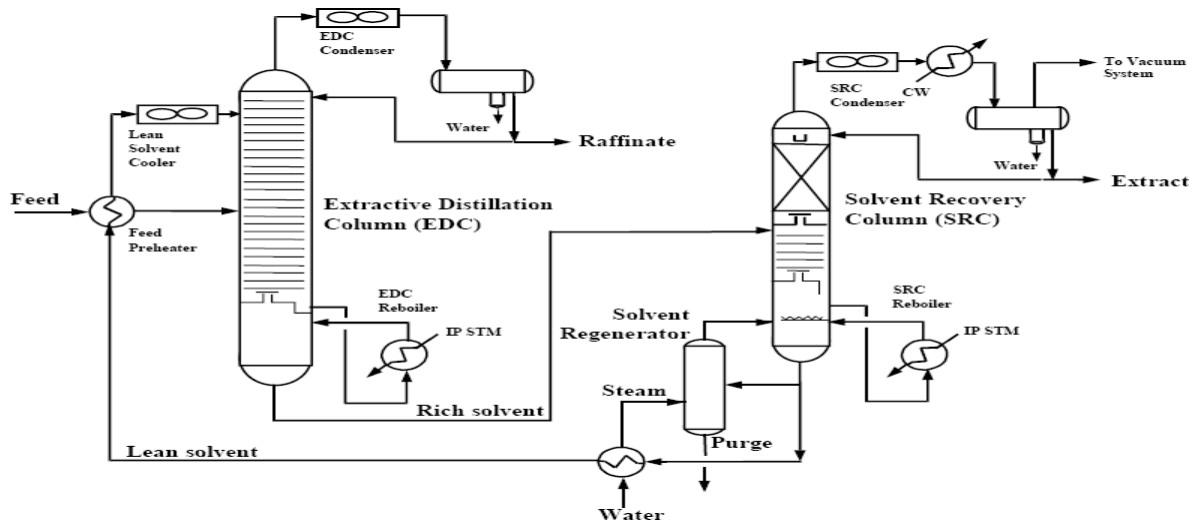


Figure II.1: schéma simplifié de la distillation extractive [2].

La charge est préchauffée avec le solvant pauvre chaud circulant et elle est alimentée au mi- point dans l'EDC. Le solvant pauvre est alimenté au point supérieur et il extrait sélectivement les aromatiques dans le fond de la tour dans l'opération de distillation vapeur / liquide. L'hydrocarbure non-aromatique sort par haut de la colonne et il passe à travers un

condenseur. Une partie des flux de tête (partie supérieure) retourne au sommet de la colonne comme reflux. Il lave à contre-courant tout solvant entraîné.

Le solvant riche venant du fond de l'EDC est acheminé à la SRC, où les aromatiques sont stripés de tête (partie supérieure). La vapeur de stripage est utilisée pour faciliter le stripping des hydrocarbures. La SRC est exploitée sous vide pour réduire le point d'ébullition à la base de la colonne. Le solvant pauvre venant du fond de la SRC passe à travers l'ensemble des échangeurs de chaleur, pour la récupération de chaleur, avant de retourner à l'EDC.

Les produits aromatiques de tête venant de la SRC sont condensés et retirés comme extrait et envoyés à la section de B/T d'après-fractionnement pour la suite de procédé par distillation, afin de produire des produits finaux, le benzène et le toluène de haute pureté.

L'eau provenant de la tête (partie supérieure) de la SRC est collectée et vaporisée avec du solvant chaud, et elle est utilisée comme moyen de stripage. Un régénérateur de solvant est utilisé pour traiter en permanence une petite partie de la circulation du solvant pauvre. Le régénérateur distille le solvant loin des produits de décomposition lourdes, qui sont purgés périodiquement à partir du fond de régénérateur. Comme la séparation de base dans le procédé de GT-BTX est obtenue par distillation, le fonctionnement de l'unité est très simple et intuitif. Le contrôle des paramètres du procédé principal peut être réalisé de manière très similaire à celle d'une colonne de distillation régulière.

II.3 Historique sur l'unité

II.3.1 Procédé d'extraction et fractionnement des aromatiques

II.3.1.1 Description de l'unité

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 procédé 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.

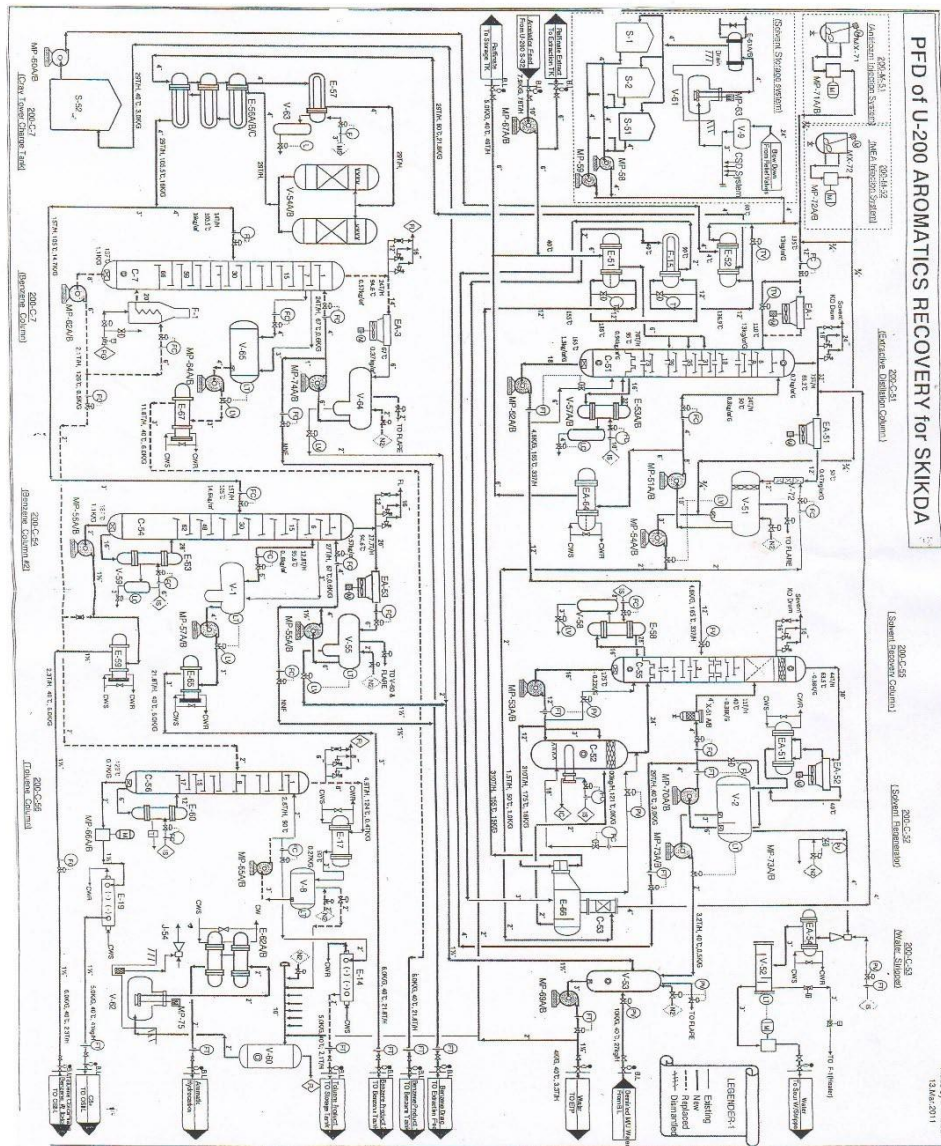


Figure II.2: Schéma de l'unité 200 (nouveau procédé) [2].

II.3.1.2. à Propriétés de solvant (Tectiv100)

Les propriétés physiques de Tectiv -100 Solvant d'extraction sont :

Point d'ébullition : 282 - 288°C ;

Pression de vapeur à 150°C : 19.4 hPa ;

Point de congélation : 9°C ;

Poids spécifique à 20°C : 1.26 g/ cm³ ;

Viscosité Dynamique à 30°C : 10 mPa.s ;

Solubilité : Miscible dans H₂O , alcools, acides, composants plus organiques ;

Stabilité : Thermiquement stable aux conditions de calcul / service ;

Réactivité : Non-réactif à composants d'alimentation ;

II.3.2 Sections d'extraction

II.3.2.1 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 +/-1-2°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**. 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-LIC-1402) 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 composer 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.

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 $86^{\circ}\text{C} - 89^{\circ}\text{C}$;
- Température de fond $165^{\circ}\text{C} - 166^{\circ}\text{C}$;
- Pression de sommet $0.67 \text{ Kg}/\text{cm}^2$;
- Pression de fond $1.27 \text{ Kg}/\text{cm}^2$;

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).

II.3.2.2 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 3ème 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 séparés 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 sous-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.

L'eau de procédé 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 procédé.

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).

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/cm² ;
- Pression de fond : -0.21 Kg/cm² ;

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

L'indication Le niveau dans les fonds de la colonne de récupération de solvant SRC est contrôlé par 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.

Tout d'abord, le solvant pauvre est utilisé comme source de réchauffage pour vaporiser l'eau de procédé dans le générateur de vapeur 200-E-66

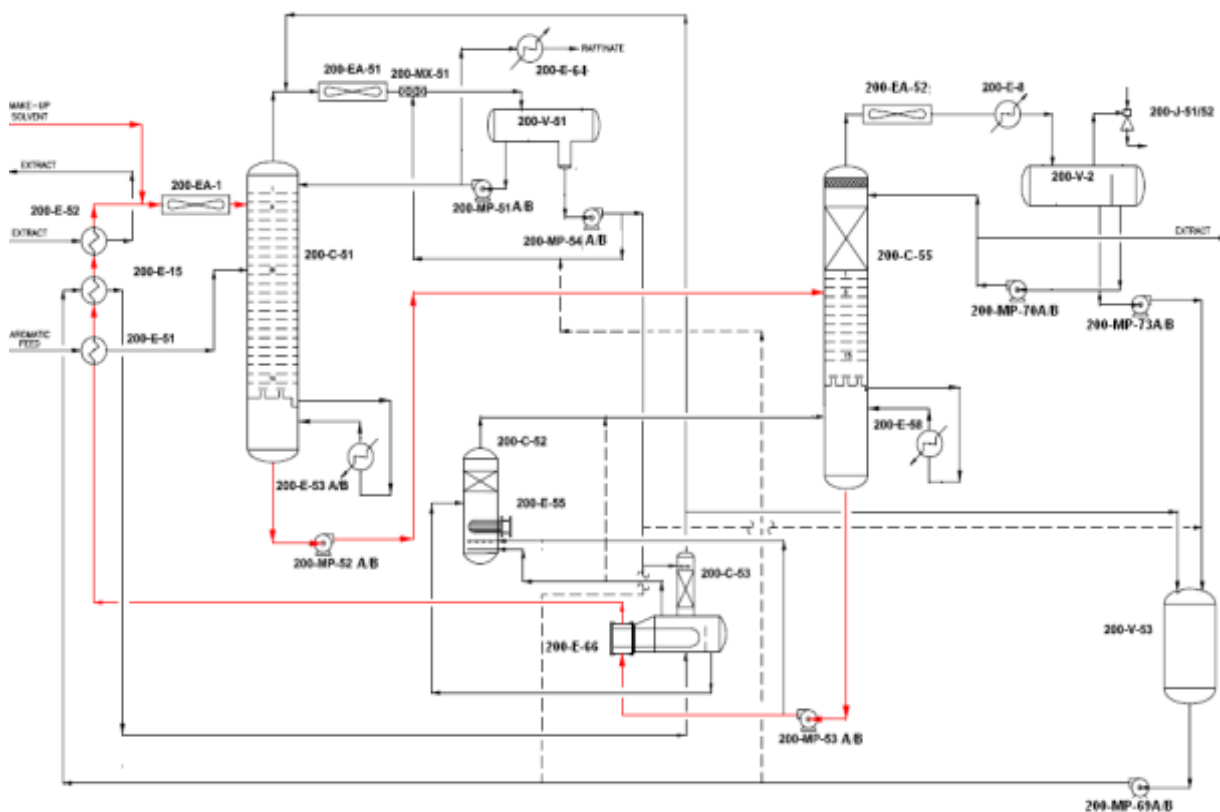


Figure II.3: circuit de solvant [2].

II.3.2.3 Régénération de solvant

Le solvant est stable dans des conditions de service normal. Toutefois, après une période de temps, 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 le PH du solvant et de l'eau entre 6,5 et 7,5.

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.

II.3.2.4 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-69A/ 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. 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.

L'eau provenant du mamelon du ballon (200-V-51) est pompée par la pompe 200-MP-54A/B vers le stripeur d'eau 200-C-53, où toute trace d'hydrocarbures contenus dans la phase aqueuse est strippée. Une petite portion de la vapeur produite dans le générateur de vapeur 200-E-66 fournit la chaleur qui est nécessaire pour l'évacuation des non-aromatiques dans les 200-C-53, stripeur d'eau. La vapeur de tête de stripeur y compris des hydrocarbures non-aromatiques est acheminée vers le condenseur d'EDC 200-EA-51 et les hydrocarbures provenant du stripeur d'eau est déplacée vers le produit de raffinat. Le niveau d'eau dans le générateur de vapeur 200-E-66 est contrôlé par un sélecteur de signal (200-FY-1901), soit par la purge de l'eau plus ou moins à 200-C-52 régénérateur de solvants, ou soit par le contrôle de l'eau envoyée par 200-MP-69A/B vers le générateur de vapeur 200-E-66 (via réchauffeur d'eau).

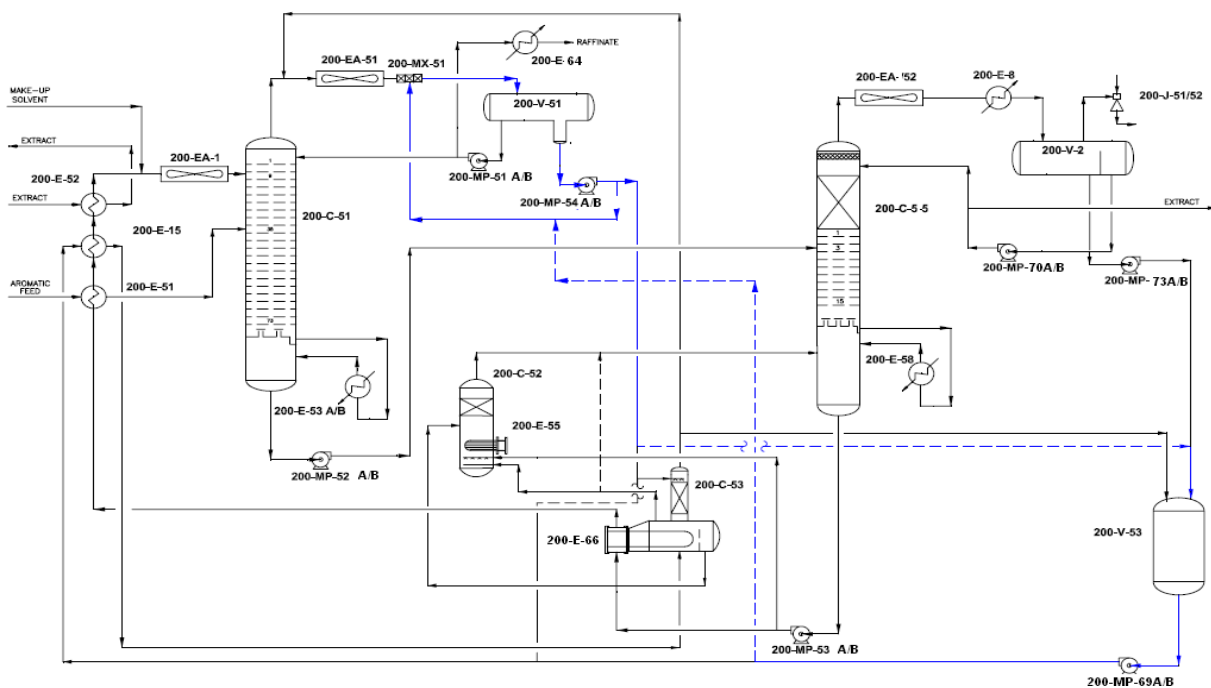


Figure II.4: circuit d'eau [2].

II.3.2 Section fractionnement

II.3.2.1 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 aéros 200-EA-3, et sous-refroidis, le liquide de tête sous-refroidi et recueillis 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 suivants :

- Température de sommet 95^oC ;
- Température de fond 137^BC ;
- 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).

Si la pression augmente dans le ballon jusqu'à ce que devient 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 les condenseurs 200-EA-53, et sous-refroidis 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.

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/cm^2 ;

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).

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).

II.3.2.2 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.

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).

II.3.2.3 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, 5Kg/ cm^2 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, Dioléfines présents dans la charge.
- Thiophène, présent aussi dans la charge.
- Des polymères, dus à la dégradation du Tectiv-100.

II.4 Facteurs influant sur perte et qualité des solvants

Les facteurs influant sur les pertes et la qualité des solvants sont comme suit :

- Dégradation
- Neutralisation
- Perte de solvant dans raffinât
- Perte de solvant dans extrait.

II.5 Facteurs influant sur récupération des aromatiques

Les facteurs influant sur la récupération des aromatiques à un débit donné sont :

Taux de solvant et composition des alimentations Colonne d'ED

- Localisation d'alimentation
- Température au fond d'EDC
- Teneur en eau dans solvant
- Teneur en aromatiques dans solvant
- Température d'alimentation Ratio de reflux
- Teneur en hydrocarbure dans solvant pauvre.

II.6 Facteurs influant sur pureté aromatique

Les facteurs influant à la pureté aromatique à un débit donné sont :

- Débit de solvant
- Pression d'EDC / de SRC
- Teneur en eau dans solvant
- Température d'alimentation de la colonne ED
- Température de fond de la colonne ED
- Température du solvant pauvre
- Ratio de reflux

II.7 Liaison avec le laboratoire

L'unité de production et le laboratoire sont tout le temps en communication pour garantir la production de produit tel qu'ils sont demandés au marché, et minimiser les pertes surtout du solvant. Chaque jour il y a des prises d'échantillon sur les différentes parties de l'unité (V51 ,V2, fond C51, benzene#1, benzene#2, toluene#1, toluene#2, ainsi que les bac de charge extraction et fractionnement respectivement S32,S52) pour effectuer les bilans de matières, et le contrôle du composition et la densité de la charge et les produits finies (benzène, toluène) ainsi que la couleur de l'acide de lavage (AWC) pour le benzène et le toluène (trois fois par jour) , ce type d'analyse s'appelle les analyses de routine.

II.7.1 Les méthodes d'analyse dans le laboratoire pour l'unité 200

II.7.1.1 L'analyse de la couleur par la méthode de couleur d'acide de lavage (norme ASTM D 848)

Cette méthode est visuel basé sur la comparaison de la couleur de la couche acide avec celle des solutions de références déjà préparés et numérotés de 0 à 14 chaque numéros correspondant à une couleur.

Le but de cette analyse c'est que le marché exige une certaine couleur des aromatiques qui est inférieure ou égale à 1. Dans le laboratoire en prend une quantité de l'acide sulfurique H_2SO_4 égal à 7ml, en lui rajoute une quantité suffisante d'échantillon d'aromatique jusqu'à atteindre 28ml, on mélange bien pendant 45 second, et s'il y a présence d'impureté ils vont réagir avec l'acide et vont donner une couleur, on laisse reposer le tube d'essai pendant 5 min, cette dernière est comparée aux autres couleurs des produits de référence qui sont début de 0 jusqu'à +14.

II.7.1.2 L'analyse de la composition par la chromatographie en phase gazeuse

Est une méthode d'analyse qualitative et quantitative permettant de séparer les différents constituants d'un mélange liquide ou gazeux.

- Qualitativement, cela permet d'identifier les constituants d'un mélange.
- Quantitativement, cela permet de donner la composition d'un mélange.

Il permettre de déterminé la composition du composé aromatique ainsi que la charge (reformat léger) par l'injection d'un microlitre dans un chromatographe, et la composition est donné par des surfaces de pique et le temps d'apparaître de chaque constituant qui est étalonné dans l'appareil précédemment.

II.7.1.3 Détermination de la densité à 15°C par la norme (ASTM 4052-96)

Seringue de 2ml, on injecte l'eau distillé et dégazé pour calibrer à 15°C, on injecte en continue le produit par l'intermédiaire de la seringue jusqu'à on élimine les billes d'air dans le capillaire de l'appareil.

A la fin on lit le résultat de densité directement sur l'écran.

➤ **Caractéristiques commerciales du benzène**

Tableau II.3 : Caractéristiques commerciales du benzène [2].

Densité relative à 15 °C	0.883 – 0.886
Non aromatique (% V)	0.13
Benzène (% V)	99.83
Toluène (% V)	0.04
Couleur	< 1

➤ **Caractéristiques commerciales du Toluène**

Tableau II.4: Caractéristiques commerciales du Toluène [2].

Densité relative à 15 °C	0.87 – 0.872
Non aromatique (% V)	0.01
Benzène (% V)	0.1
Toluène (% V)	99.89
Couleur	+1

II.7.2 Les analyse de routine

Tableau II.5: les analyses de 28/02/2023.

	Charge extraction	v2	v51	benz#1	tol#1	benz#2	tol#2
Non- aromatique	64.49	0.05	88.51	00.01	00.21	00.01	00.31
Benzène	25.27	67.38	11.47	99.99	abs	99.99	/
Toluène	10.24	32.57	00.02	Abs	99.99	abs	99.68
Aromatique C ₈	/	/	/	/	/	/	00.01
Solvant	/	Abs	abs	/	/	/	/
AWC	/	/	/	+1	+1	+1	+8

Tableau II.6: les analyses de 28/02/2023

	Charge extraction	V2	V51	Benz#1	Tol#1	Benz#2	Tol#2
Non-aromatique	67.99	0.27	90.85	00.01	00.60	00.01	00.56
Benzène	22.08	64.56	09.14	99.99	/	99.99	/
Toluène	08.93	35.17	0.01	/	99.40	abs	99.26
Aromatique C ₈	/	/	/	/	/	/	0.15
Solvant	/	Abs	abs	/	/	/	/
AWC		/	/	+1	+1	+1	+8

Chapitre III

Généralités sur la rectification

III.1 Introduction

La distillation est certainement l'opération unitaire la plus utilisée dans l'industrie pétrolière, son principe de fonctionnement consiste à mettre en contact une vapeur et un liquide circulant à contre-courant de manière à effectuer une séparation entre les constituants présents dans la charge grâce à un transfert de matière.

Cette méthode unitaire (rectification) se présente de manière idéale par une cascade d'étages théorique, c'est à dire d'éléments dans lesquels le contact entre les deux phases est suffisamment long pour que le flux vapeur sortant soit en équilibre avec le liquide sortant [3].

III.2 Définition de la rectification

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituants pratiquement purs de compositions dérivées, et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé colonne de rectification.

La rectification est une distillation fractionnée, autrement dit qualitative, et cette augmentation de qualité par rapport à la distillation est due au placement soit des plateaux, soit des garnissages à l'intérieur de la colonne, par conséquent il y'a augmentation de la surface de contact, et donc l'augmentation du degré de pureté [4].

III.3 Description de la colonne de rectification

La rectification s'effectue toujours dans une colonne munie d'un condenseur partiel ou total et un rebouilleur.

La partie de la colonne où s'effectue l'alimentation s'appelle zone de flash, à l'entrée de cette zone on installe un réchauffeur (échangeur de chaleur) car en fonction de la température la charge peut être admise soit à l'état liquide ou vapeur ou biphasée (liquide-vapeur).

La partie de la colonne située au-dessus de la zone de flash s'appelle zone de rectification ou de condensation. Son rôle est d'augmenter la concentration du constituant le plus volatil jusqu'à obtenir un distillat avec une concentration ou une pureté désirée (YD).

La partie de la colonne se trouvant au-dessous de la zone de flash s'appelle zone d'épuisement. Son rôle est d'augmenter la concentration du constituant le moins volatil jusqu'à obtenir un résidu avec une concentration ou une pureté désirée [3].

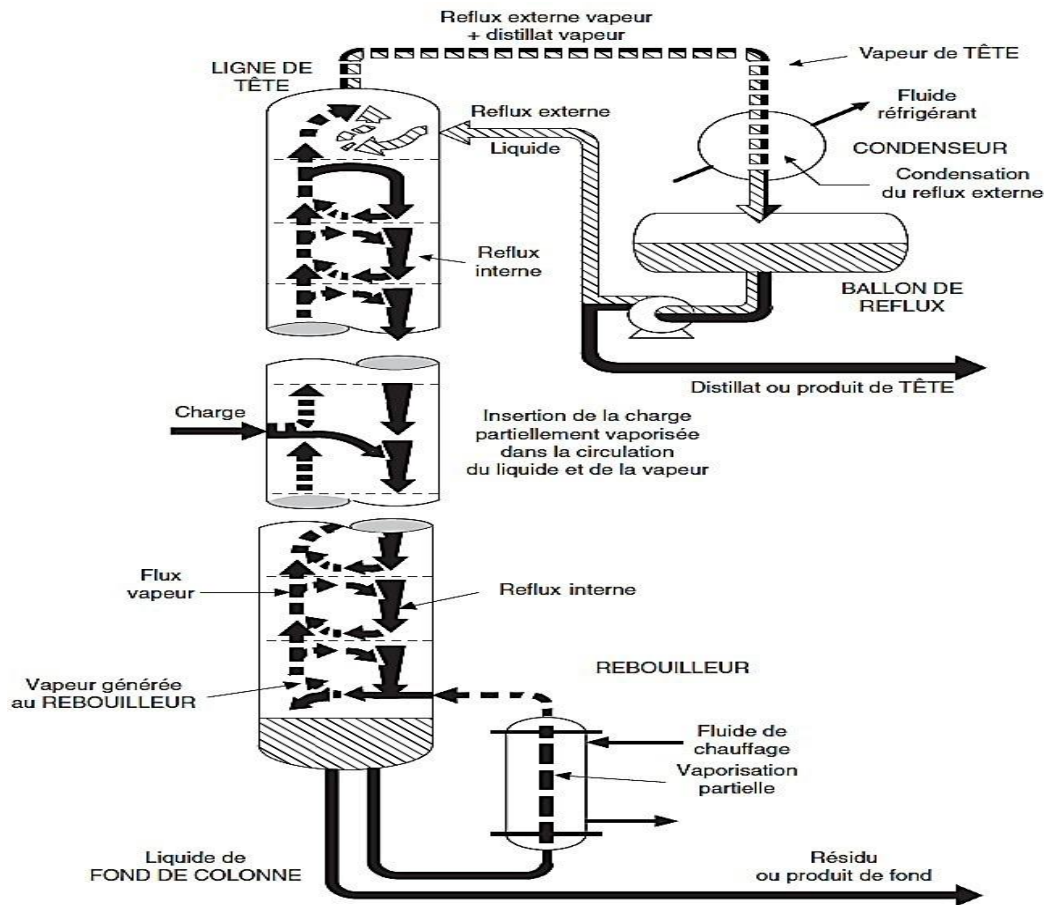


Figure III.1 : Colonne de rectification [5].

III.4 Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple. Tout en travaillant à pression constante, il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par une source froide (le condenseur) qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, et une source chaude (le rebouilleur), générant un flux de vapeur chaude montant. Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ces deux flux, 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 faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide, soit par des garnissages, constitués le plus souvent par un treillis métallique dispersant les phases et assurant une bonne surface d'échange entre les fluides circulants à contre-courant.

Le rebouilleur fonctionne à l'aide d'un fluide extérieur (vapeur, huile chaude, fluide procédé), le plus souvent refroidi par de l'air ou de l'eau, parfois par un fluide procédé.

Le condenseur travaille dans des conditions différentes selon que l'on cherche à obtenir une coupe légère, ou distillat sous forme liquide ou sous forme vapeur.

III.4.1 Caractéristiques générales d'une colonne de rectification

III.4.1.1 Débit

C'est le volume de vapeur passant dans la colonne pendant l'unité de temps, le débit sera en fonction du diamètre de la colonne (design). On ne peut pas augmenter le débit au-delà d'une certaine valeur sous peine de provoquer l'engorgement de la colonne il se forme 'un bouchon de liquide' lorsque les vapeurs empêchent le liquide de refluer vers le rebouilleur.

III.4.1.2 Rétention

C'est le volume de liquide par unité de volume de la colonne, elle constitue un facteur important de la précision avec laquelle sont successivement séparés les constituants du mélange, et elle est statique et dynamique

- a) **Rétention dynamique** : c'est le volume de rétention en fonctionnement, c'est-à-dire le volume minimum retenu dans la colonne et ses parties annexes au cours de la distillation. Il est égal au liquide de reflux dans la colonne plus le liquide dans le condenseur et le liquide correspondant à la vapeur dans la colonne.
- b) **Rétention statique** : c'est le volume de liquide retenu dans la colonne quand la séparation est terminée et le volume de rétention dépend de la finesse du fractionnement.

III.4.1.3 Efficacité

C'est le rapport de plateaux théorique au nombre de plateaux réels, pour une colonne donnée elle dépend du taux de reflux et de la pureté du produit.

III.4.1.4 pertes de charge

C'est la force que doit vaincre la vapeur dans la colonne, elle a pour origine les obstacles rencontrés par la vapeur dans son mouvement ascendant ; principalement le liquide de reflux et le changement de direction liés à la conception de la colonne.

$$\Delta P = P \text{ fond de colonne} - P \text{ tête de colonne}$$

Si cette chute de pression est importante elle amènera à une variation de température d'ébullition dans la colonne.

III.5. Colonnes à plateaux

Les plateaux, éléments actifs d'une colonne, sont en fait conçus pour assurer la dispersion de la phase gazeuse au sein du liquide en utilisant directement l'énergie de pression de cette phase gazeuse. Les dispositifs de dispersion divisent la vapeur en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide. Au sein des colonnes à plateaux, le mouvement de la phase liquide a toujours lieu du haut vers le bas [6].

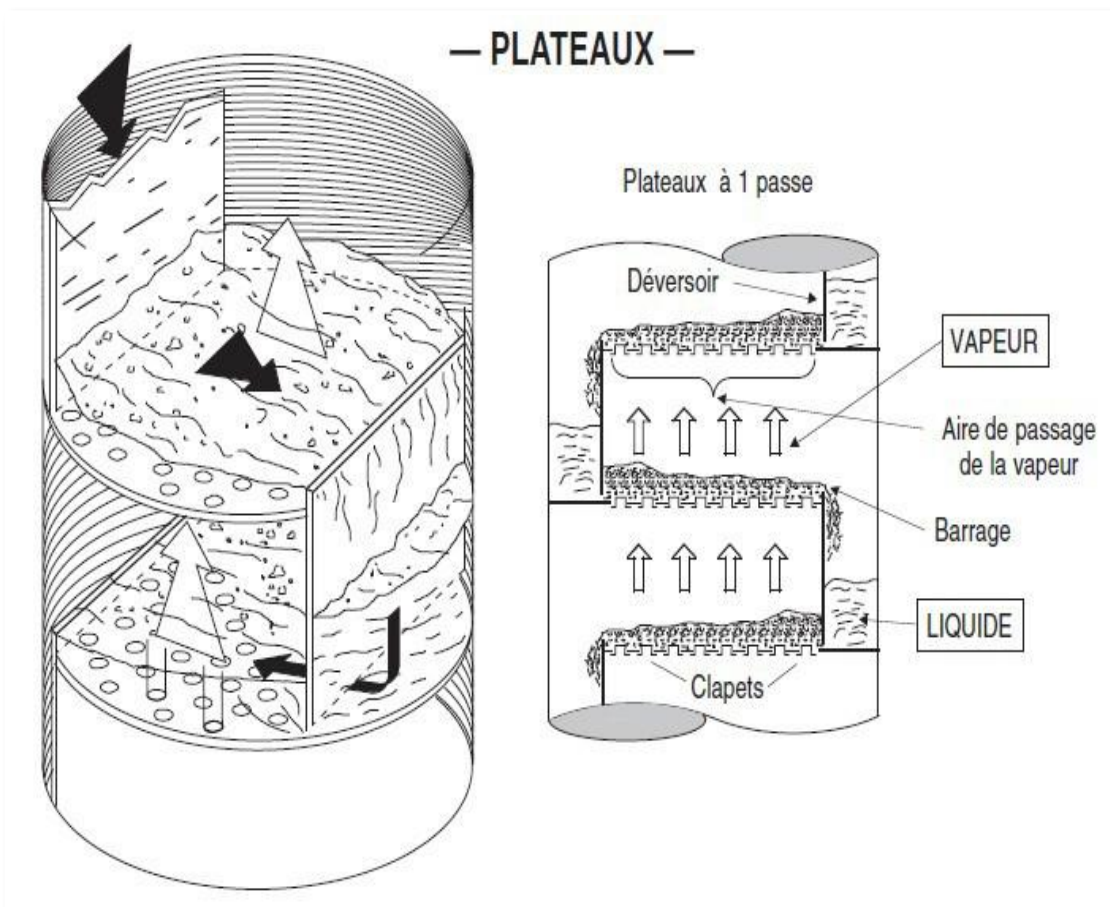


Figure III.2: Colonne à plateaux [5].

III.5.1 Types de plateaux

III.5.1.1 Plateau à calottes

C'est le modèle le plus répandu encore dans l'industrie pétrolière ou chimique. Il est constitué d'une plaque perforée, chaque trou étant muni d'une cheminée ; celle-ci sert à guider une calotte dont la fixation est assurée par une tige et un contre écrou. Une centaine de formes différentes de calottes ont été imaginées et conduisent à des efficacités de contact plus ou moins bonnes. Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur.

La qualité prédominante d'un plateau à calottes est sa faculté d'adaptation à une large gamme de débits liquide et vapeur, son utilisation est toutefois restreinte en raison de son coût élevé et des fortes pertes de charge qu'il crée dans la colonne.

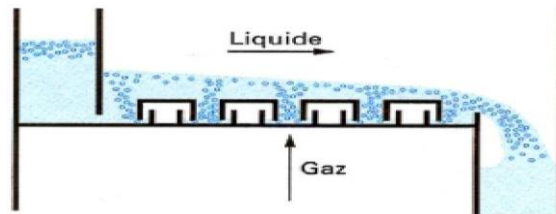


Figure III.3 : plateau à calottes [5].

III.5.1.2 Plateau perforé à déversoir

Ces plateaux gèrent le flux liquide de manière tout à fait classique à l'aide de déversoirs par contre, le passage de la vapeur est assuré par de simples perforations dans les plaques formant les aires actives.

Les plateaux perforés sont peu utilisés dans l'industrie pétrolière. S'ils ont l'avantage d'être moins chers que les autres technologies, leur défaut majeur est leur manque de flexibilité. En effet, l'absence de clapets, qui permettent de réguler la section de passage pour la phase vapeur, restreint

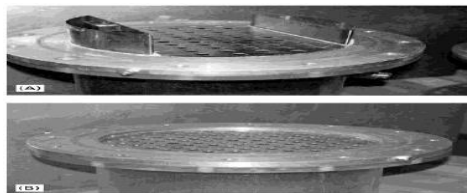


Figure III.4: plateau perforé [5].

leur domaine de fonctionnement : un débit de vapeur trop faible laisse se développer un phénomène de pleurage important, alors qu'une élévation de débits provoque rapidement des phénomènes d'entraînement favorisés par le fait que les jets de vapeur ne sont pas brisés comme dans les autres technologies.

Tableau III.1: Caractéristiques des plateaux perforés [5].

Paramètres	Plages
Diamètre des trous, cm	0,5-2,5
Rapport de section libre, cm	0,06-0,16
Rapport de section trop plein, cm	0,05-0,3
Rapport espacement/diamètre du trou	2,5-4,0
Espacement inter plateaux, cm	30-90
Hauteur du déversoir, cm	2,0-8,0

III.5.1.3 Plateau à clapets (valve trays)

Il constitue un compromis entre les deux types précédents. C'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés de clapets. La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur, qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes des calottes. Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes, car leurs performances sont largement supérieures, pour un prix de revient plus faible.

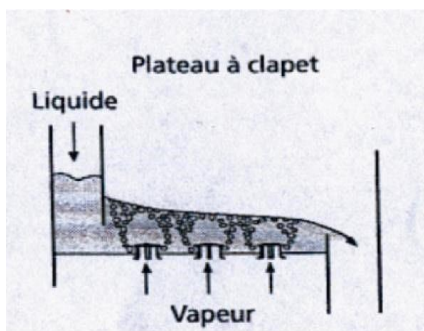


Figure III.6: plateau à clapet [5].



Figure III.5: clapet [5].

III.5.1.4 Plateau sans déversoirs

Ces plateaux ne sont constitués que de simples plaques perforées et donc de construction peu onéreuse. Les deux phases liquide et vapeur s'écoule à contre-courant par les mêmes orifices, qui peuvent être de simples trous ou des clapets fixes.

Parmi ces modèles de plateau, on trouve les marques : Sievetray, Turbo gridet Ripple tray, tous ces plateaux, qui sont construits soit en acier, en carbone, soit en acier allié selon l'agressivité des produits, ils doivent être démontables. Pour ce faire, les plaques sont décomposées en éléments, peuvent être introduites par un trou d'homme, c'est-à-dire d'une largeur de 40 à 45 cm.

III.5.1.5 Plateau à jet directionnel

La construction de ce plateau est inspirée du souci de simplicité, efficacité, et surtout faible coût de revient par rapport aux autres technologies.

III.5.2 Comparaison des technologies de plateau

En pratique actuellement la part du marché occupée par les plateaux à clapets est de 70%, alors que celle des plateaux perforés avec déversoir représente 25%, laissant environ 5% seulement aux calottes.

Le tableau suivant adapté de Kister (1992), résume les caractéristiques comparées des divers types de plateaux et peut servir de guide dans le choix du type de plateau le mieux adapté à un service.

Tableau III.2: Comparaison de divers types de plateaux [5].

Type	Calottes	Clapets	Perforés avec barrage	Perforés sans barrage
Capacité	Moyenne	Forte	Forte	Très forte
Souplesse	Excellent	Bonne	Moyenne	Faible
Entraînement	Elevé	Modéré	Modérer	Modérer
Perte de charge	Elevé	Moyenne	Moyenne	Moyenne

Coût	Elevé =2 à 3	Modéré =1 à 2	Faible = 1	Faible
Entretien	Assez élevé	Modéré	Faible	Faible
Tendance au colmatage	Elevé	Modéré	Faible	Très faible
Conception	Bien connue	Bien connue des fournisseurs	Bien connue	Moins bien connue
Application recommandé	Faible débit liquide	Très large domaine	Si souplesse non nécessaire	Si colmatage est à craindre
Part du Marché	5%	70%	25%	Application spécifique

III.6. Lois fondamentales de transfert de matière

III.6.1 Lois de DALTON

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant (p^v_i) est proportionnelle à la pression du système (P_T) et à sa concentration molaire (Y^v_i) :

$$p^v_i = P_T Y^v_i \dots \dots \dots (III.1)$$

Avec :

p^v_i : Pression partielle d'un constituant « i » P_T : Pression du système.

Y^v_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur.

III.6.2 Lois de RAOULT et d'HENRY

Les lois de Raoult et Henry ne sont applicables que pour les liquides.

Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles, On conçoit aisément que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide soit proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant à cette phase.

D'après la loi de RAOULT, la pression partielle (P^L_i) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur (P_i) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide :

$$p_i^L = P_i \cdot X'_i \dots \dots \dots (III.2)$$

Avec :

p_i^L : Pression partielle d'un constituant « i ». P_i : Tension de vapeur du constituant « i ».

X'_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase liquide.

Dans le cas des mélanges réels les constituants obéissent à la **loi d'HENRY**. D'après cette loi, la pression partielle d'un constituant, la température étant fixe, est proportionnelle à la concentration molaire du constituant dissout dans la phase liquide :

$$p_i^L = E_i \cdot X'_i \dots \dots \dots (III.3)$$

Avec :

E_i : constante d'Henry ; dépend de la nature du constituant et de la température.

Il y'a équilibre liquide-vapeur lorsque les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquide et vapeur sont égales :

$$p_i^L = p_i^V \dots \dots \dots (III.4)$$

Donc :

$$P_i \cdot X'_i = P_T \cdot Y'_i$$

$$Y'_i = (P_i / P_T) \cdot X'_i \dots \dots \dots (III.5)$$

C'est l'équation d'équilibre.

Avec :

$$K_i = (P_i / P_T) \dots \dots \dots (III.6)$$

K_i : Coefficient d'équilibre du constituant « i » pour un mélange de deux constituants A et B. Il est en fonction de la température et la pression, il caractérise la distribution du constituant « i » dans les deux phases en équilibre.

III.7. Bilan matière de la colonne et de ses zones

Les bilans matière pour la colonne entière et pour le constituant « i » Quelconque s'écrivent

$$L = D + R \dots \dots \dots (III.7)$$

Avec :

L : Débit molaire de la charge

D : Débit molaire du Distillat.

R : Débit molaire du Résidu.

Donc, le bilan matière partiel d'un constituant « i » peut s'écrire en composition massique ou molaire comme suit :

$$L.X'Li = D.Y'Di + R.X'Ri \dots \dots \dots (III.8)$$

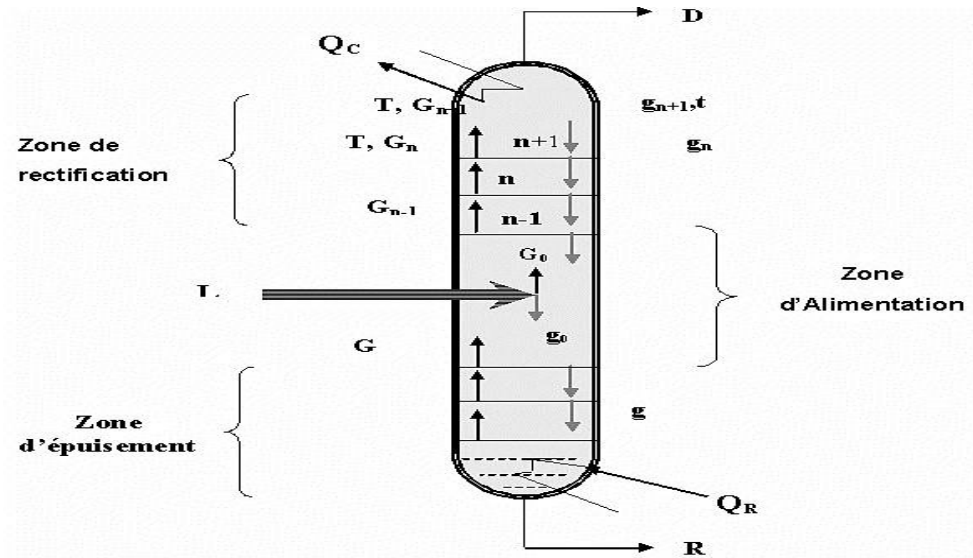


Figure III.7: Colonne de rectification avec découpage en zones et notations[7].

III.7.1 Bilan matière de la zone de rectification

Bilan matière global :

$$G_i = g_{i-1} + D \dots \dots \dots (III.9)$$

Bilan matière partiel :

$$G_i . Y'_i = g_{i-1} . Y'_{i-1} + D . Y'_D \dots \dots \dots (III.10)$$

$$Y'_i = g_{i-1} \cdot X'_{i-1} / G_i + D \cdot Y'_D / G_i \dots\dots\dots (III.11)$$

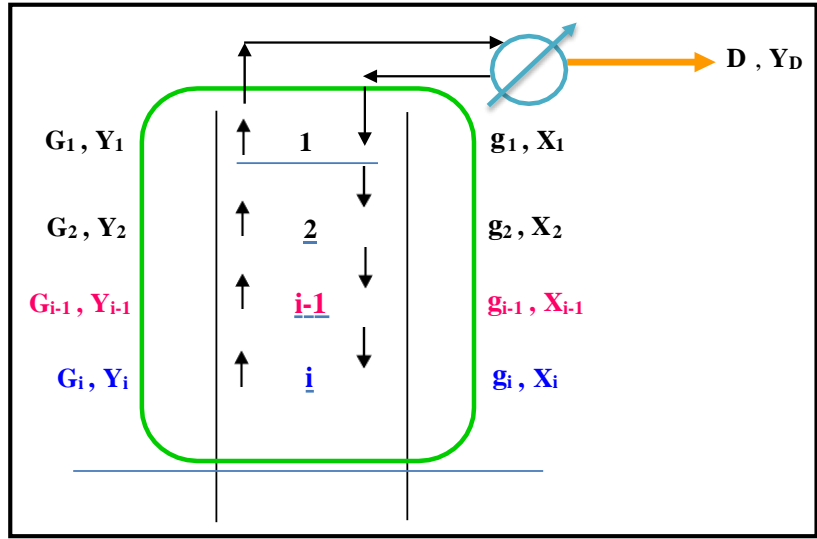


Figure III.8: Schéma descriptif de la zone de rectification [3].

On admet que tous les débits liquides et vapeurs le long de la colonne sont constants, on peut écrire : $g_{i-1} = g_i$ et $G_i = G$

D'où la valeur : $G = g + D$

En se basant sur ses hypothèses, on peut écrire :

$$Y'_i = (g_{i-1} \cdot X'_{i-1} / G) + (D \cdot Y'_D / G) \dots\dots\dots (III.12)$$

On remplace G par (g+ D) dans la relation, on trouve :

$$Y'_i = (g_{i-1} \cdot X'_{i-1} / g + D) + (D \cdot Y'_D / g + D) \dots\dots\dots (III.13)$$

On divise le numérateur et le dénominateur par D, on a :

On pose : $g / D = r_f \dots\dots\dots (III.14)$

C'est le taux de reflux Donc :

$$Y'_i = (r_f \cdot X'_{i-1} + Y'_D) / (r_f + 1) \dots\dots\dots (III.15)$$

Cette relation est une équation qui s'appelle : la droite opératoire de la zone de rectification.

III.7.2 Bilan matière de la zone d'épuisement

Bilan matière global :

$$g_{i+1} = G_i + R \dots \dots \dots (III.16)$$

Bilan matière partiel :

$$g_{i+1} \cdot X'_{i+1} = G_i \cdot Y'_i + R \cdot X'_R \dots \dots \dots (III.17)$$

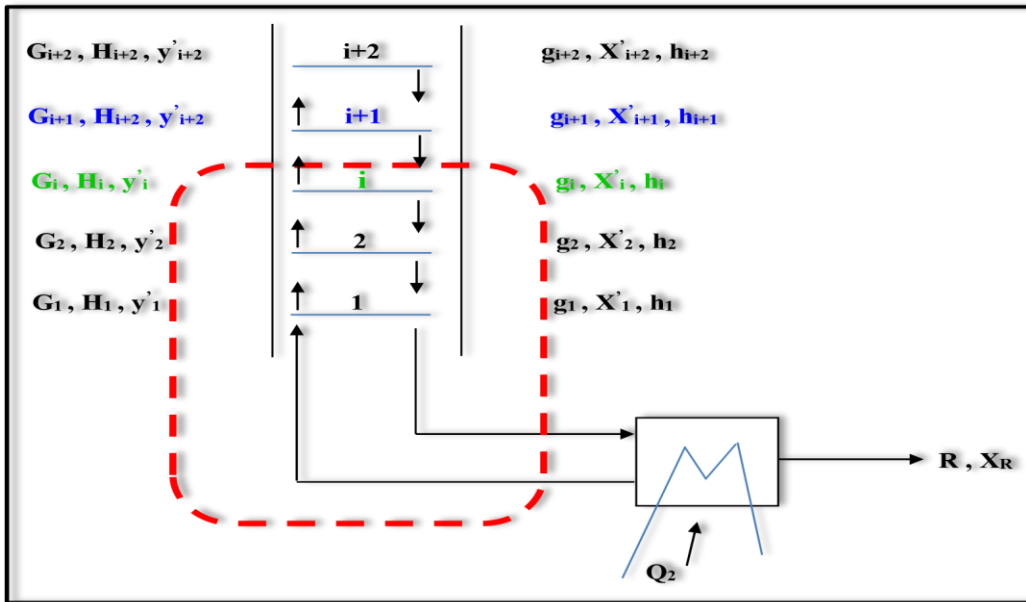


Figure III.9: Schéma descriptif de la zone d'épuisement [3].

On trouve : $X'_{i+1} = (G_i \cdot Y'_i + R \cdot X'_R) / g_{i+1} \dots \dots \dots (III.18)$

On considère comme hypothèse que les débits liquides et vapeurs le long de la zone d'épuisement sont constants.

Donc :

$$G_{i+1} = G = G_i$$

$$D'où : g = G + R$$

On peut écrire : $X'_{i+1} = (G_i \cdot Y'_i + R \cdot X'_R) / (G + R) \dots \dots \dots (III.19)$

On divise le numérateur et le dénominateur par R :

On pose : c'est le taux de rebouillage $G/R = r_b \dots \dots \dots (III.20)$

III.7.3 Bilan matière de la zone d'alimentation

Bilan matière global : $L = G_0 + g_0$ (III.21)

Bilan matière partiel : $L \cdot X'_L = G_0 \cdot Y'_0 + g_0 \cdot X'_0$ (III.22)

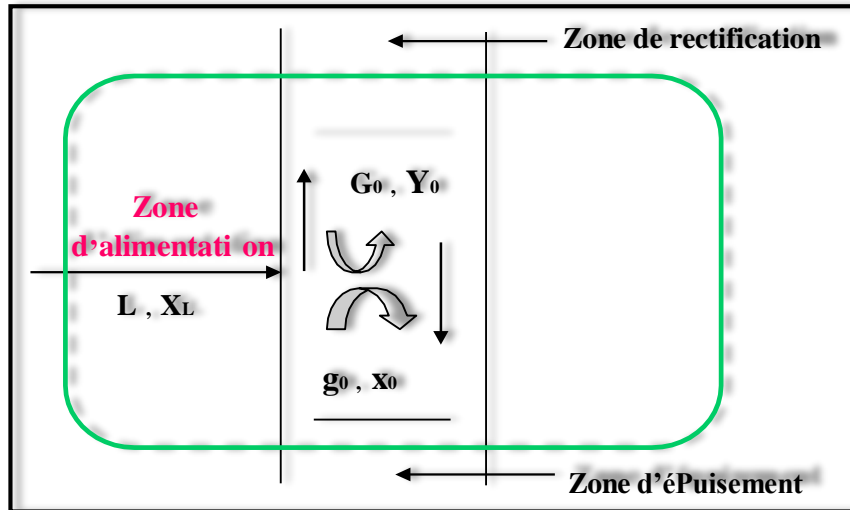


Figure III.10: Schéma descriptif de la zone d'alimentation [3].

III.8. Utilisation de la volatilité relative

Dans les calculs de la rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calcul d'équilibre pour chaque zone.

Pour éviter le travail lent et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée et rapide donnant une précision assez suffisante.

Cette méthode fait intervenir la notion de la volatilité relative α_i étant le rapport des coefficients d'équilibre du constituant « i » à celui d'un constituant de référence choisit généralement comme étant l'élément le plus lourd (le moins volatile du mélange).

Sachant que : $K_i = (P_i / P_T)$ (III.23)

K_i : Coefficient d'équilibre du constituant « i » Pour un mélange de deux constituants A et B.

$Y'_A / Y'_B = (K_A / K_B) \cdot (X'_A / X'_B)$ (III.24)

$\alpha = (K_A / K_B)$ (III.25)

Avec :

α_i : Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité du constituant A (plus volatil) de passer en phase vapeur par rapport au constituant B (moins volatils) [8].

III.9. Choix de la pression dans la colonne

Quel que soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression de la colonne est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleur et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais en contrepartie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle, donc c'est le choix du fluide frigorigène qui va imposer la pression dans la colonne.

En générale, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau douce, eau de mer ou l'air) qui permet d'obtenir un condensât à 30 °C.

La pression dans la colonne sera alors au moins égale à la pression de bulle à ces températures. Lorsque le distillat est constitué de constituants très légers, il est nécessaire (car à la température ordinaire on se trouve au-dessus de la température critique du distillat) de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à basse température quel que soit la pression de service.

La température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise moins 15 à 20°C plus grande que celle du fluide réfrigérant, ainsi la pression dans le ballon de reflux P_b est déterminée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide, par approximation successive [9].

$$\sum K_i \cdot X'_i = 1 \dots \dots \dots (III.26)$$

La pression au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation de la colonne sera respectivement

$$P_s = P_L - \Delta P_1 \dots \dots \dots (III.27)$$

Or : $\Delta P_1 : (0,1 - 10,4)$

ΔP_1 : perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

P_L : la pression dans la zone d'alimentation.

$$P_f = P_L + \Delta P_2 \dots \dots \dots (III.28)$$

Or : $\Delta P_2 : (0,3 - 0,5)$

ΔP_2 : perte de charge due aux résistances des plateaux.

Par conséquent, la pression dans la zone d'alimentation sera :

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \dots\dots\dots (III.29)$$

III.10. Régime de la température dans la colonne [4]

A la pression de service P_s (pression du sommet de la colonne), la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum(Y'_{Di} / K_i) = 1 \dots\dots\dots (III.30)$$

La température au fond de la colonne à la pression P_f est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide.

$$\sum(K_i \cdot X'_{Ri}) = 1 \dots\dots\dots (III.31)$$

Et pour la température de la charge, elle peut être déterminée en trois cas :

1) Si elle est à l'état liquide, on utilise l'équation suivante :

$$\sum(K_i \cdot X'_{Li}) = 1 \dots\dots\dots (III.32)$$

2) Si elle est à l'état vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum(Y'_{Li} / K_i) = 1 \dots\dots\dots (III.33)$$

3) Si elle est à l'état liquide-vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum X'_{0i} = \sum [X'_{Li} / 1 + e'_{0i} \cdot (K_i - 1)] = 1 \dots\dots\dots (III.34)$$

Sachant que : $(Y'_{0i} / X'_{0i}) = K_i \dots\dots\dots (III.35)$

Où: e'_{0i} : Taux de vaporisation.

X'_{Li} : Concentration molaire de constituant « i » dans la charge.

Y'_{0i} : Concentration molaire de constituant « i » dans la phase liquide.

X'_{0i} : Concentration molaire de constituant « i » dans la phase vapeur.

III.11 Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge

Lors du calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquides et vapeurs de la charge.

Pour cette raison, on doit connaître les notions du taux de vaporisation (e'_o) et du taux de condensation de la charge (τ'_o).

III.11.1 Le taux de vaporisation de la charge (e'_o) [3]

C'est le rapport de la quantité de vapeur obtenue G_o (distillat) par rapport à la quantité de la charge d'alimentation L .

$$e'_o = G'_o / L' \dots\dots\dots(III.36)$$

Où :

- e'_o : Taux de vaporisation molaire de la charge.
- G'_o : Débits molaires de la phase vapeur de la charge.
- L' : Débit de la charge d'alimentation.
- g'_o : Débits molaires de la phase liquide de la charge.

III.11.2 Le taux de condensation de la charge (e'_o)

C'est le rapport de la quantité de liquide obtenue g_o (résidu) par rapport à la quantité de la charge d'alimentation L .

$$\tau'_o = g'_o / L' \dots\dots\dots(III.37)$$

Où :

- τ'_o : Taux de condensation molaire de la charge.
- g'_o : Débits molaires de la phase liquide de la charge.
- L' : Débit de la charge d'alimentation.

Remarque : ces quantités peuvent être molaires ou massiques.

A la pression et à la température donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminés par approximation successive d'après l'équation connue de TREGOUBOV.

$$\sum X'_{oi} = \sum [X'_{Li} / 1 + e'_o \cdot (K_i - 1)] = 1 \dots\dots\dots(III.38)$$

Où :

$$e'_o + \tau'_o = 1 \dots\dots\dots (III.39)$$

Cette dernière équation peut être utilisée également pour déterminer la température de la charge si la pression et (e_o') sont connus.

Remarque :

- 1) Si $e'_o = 0$ c-à-d que : $\tau'_o = 1$ (condensation totale), donc la charge se trouve à sa température de bulle et ($g_o = L$), on utilise l'équation d'isotherme de la phase liquide pour déterminer cette température.
- 2) Si $e'_o = 1$ c-à-d que : $\tau'_o = 0$ (vaporisation totale), donc la charge se trouve à sa température de rosée et ($G_o = L$), on utilise l'équation d'isotherme de la phase vapeur pour déterminer cette température.

Pour calculer le taux de vaporisation en fonction de la température, on peut utiliser la relation approximative suivante :

$$e'_o = \ln(T/T_b) / \ln(T_r/T_b) \dots\dots\dots (III.40)$$

Où :

- T** : température considérée (K).
- T_b** : température de bulle (K).
- T_r** : température de rosée (K).

III.12. Choix du taux de reflux

Le taux de reflux détermine les dimensions de l'équipement et les dépenses énergétiques au sommet et au fond de la colonne.

III.12.1 Fonctionnement à reflux minimal

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée. Généralement on détermine le taux de reflux minimal suivant l'équation de FENSKE-UNDERWOOD :

$$r_{fmin} = \varphi \sum(Y^i_{Di} / \alpha_{Li} - \varphi) \dots\dots\dots (III.41)$$

$$r_{bmin} = - \sum(\alpha_{Li} \cdot X^i_{Ri} / \alpha_{Li} - \varphi) \dots\dots\dots (III.42)$$

Où :

α_{Li} : Coefficient de volatilité d'un constituant « i » quelconque par rapport à l'élément clés lourd, déterminé à la température d'entrée de la charge.

Φ : paramètre conventionnel déterminé par approximations successives .

La relation entre r_{fmin} et r_{bmin} est donnée par la formule suivante [3] :

$$r_{bmin} = [(D' \cdot r_{fmin} / L') + (1 - e'_{o}) - (R'/L')] / (R'/L') \dots \dots \dots (III.43)$$

III.12.2 Taux de reflux optimal

Il est pratiquement impossible de construire une colonne avec un nombre infini de plateau. Pour les calculs techniques, la valeur du taux de reflux et du taux de rebouillage est obtenue grâce au bon pratique pendant l'observation des fonctionnements des colonnes industrielles d'où la notion du taux de reflux optimal.

Il peut être calculé d'après la formule de GILLILAND :

$$[r_{fopt} - r_{fmin}] / [r_{fopt} + 1] = 0,1 \div 0,33 \dots \dots \dots (III.44)$$

Donc on aura :

Pour un rapport de 0,33 le taux de reflux optimal (r_{fopt}) est égal à :

$$r_{fopt} = 1,3 \cdot r_{fmin} + 0,33 [3] \dots \dots \dots (III.45)$$

III.13 Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne peut être nécessaire pour déterminer :

- La quantité de chaleur à apporter au rebouilleur.
- La quantité de chaleur à retirer au condenseur.

Ainsi que pour vérifier :

- Le débit de fluide chauffant et le débit de fluide refroidissant.
- Le débit de reflux.

La somme des flux enthalpiques entrants doit être égale à la somme des flux enthalpiques sortants.

Les flux enthalpiques entrant sont généralement :

- La chaleur apportée au rebouilleur.
- Le flux enthalpique des produits alimentant la distillation.

Les flux enthalpiques sortant sont généralement :

- La chaleur retirée au condenseur.
- Les flux enthalpiques des produits extraits de la distillation.

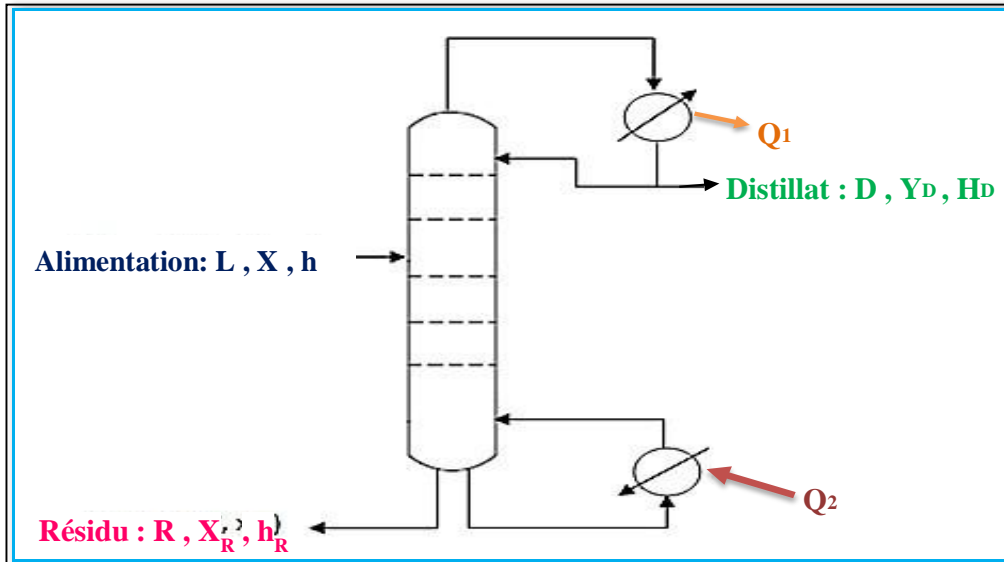


Figure III.11: schéma descriptif des enthalpies dans une colonne de rectification [3].

L'équation de bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$\text{entrée} = \text{sortie}$$

Donc : $L \cdot h_L + Q_2 = D \cdot H_D + R \cdot h_R + Q_1$

On pose : $H^*D = H_D + Q_1/D$

Et : $h^*R = h_R - Q_1/R$

On peut écrire : $L \cdot h_L = D \cdot H^*D + R \cdot h^*R$

Chapitre IV

Partie pratique

IV.1 Problématique :

D'après le PFD DE L'unité 200 a taux de marche 100%

	Colonne du benzène C7	Colonne du benzène C54	Colonne du toluène C56
Débit de Charge T /H	14	15	2.1






La somme de toluène brut (fond des colonnes C7 et C54) est 4.4 T/H

La section fractionnement comprend deux trains :

Train 1 : le produit de fond de la colonne de benzène C7 alimente la colonne C56 de toluène, ce train fait partie de l'ancienne configuration avant de réhabilitation.

Train 2 : le produit de fond de la colonne de benzène C54 envoyer vers sloop, car leur couleur (AWC) non spécifié, cette colonne est ajoutée dans le projet de réhabilitation de l'unité 200 avec changement de procédé de l'extraction liquide- liquide par la distillation extractive.

La composition de la charge réelle (25/02/2023)

 C8 Naphtènes	0.0013
 Benzène	0.6696
 Toluène	0.3291
 C8 Aromatique	0.0000
 Water	-

	Colonne C7	Colonne C54
Débit de Charge T /H	14	15
Quantité de toluène brut dans la charge T/H	4.6074	4.9365

La somme de toluène brut dans l'alimentation des colonnes C7 et C54 est 9.5439T/H

On remarque que la composition de la charge est différente de celle du design ce qui conduit à la l'augmentation de débit de toluène à traité.

Comparaison et interprétation :

D'après ces données on trouve que la colonne C56 ne support pas la somme de toluène brut produit par les deux colonnes dans les deux cas design et réal pour cela nous recommandons d'insttaler une deuxième colonne de toluène.

Tableau IV.1 : Les compositions de la charge, distillat et résidu du cas design

Constituants	Cas design		
	Charge%	Distillat	Résidu
Toluène	99,94	99,98	0,0001
C8 NAPHTENE	0,03	0,02	0,2999
C8 Aromatique	0,03	0	0,700
Total	100	100	100

Démarche suivie :

Calcul de dimensionnement d'une nouvelle colonne de toluène qu'on appellera 200-C-57.

IV.2 Calcul de la colonne C-57**IV.2.1 Méthode de calcul**

1. A partir de la composition massique de la charge on détermine les compositions et les débits molaires et massiques de chaque constituant.
2. Calcul de la composition du distillat et résidu.
3. Calcul des pressions et des températures dans la colonne.
4. Calcul du taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation.
5. Calcul du taux de reflux minimal et optimal.
6. Calcul du taux de rebouillage minimal et optimal.
7. Calcul du nombre de plateaux théoriques.
8. Calcul de dimensionnement de la colonne.

IV.2.2 Données de départ

- Débit d'alimentation de la colonne égal à : $L = 2300 \text{ Kg/h}$
- Composition de la charge :

Tableau IV.2: Composition molaire de la charge.

N	Constituant	Composition massique X_{Li}
1	Toluène	0,9994
2	C8 NAPHTENE	0,0003
3	C8 Aromatique	0,0003
Total		1

IV.2.3 Calcul de la composition massique et molaire de chaque constituant de la charge d'alimentation

$$X_{Li} = X'_{Li} \cdot M_i / \sum (X'_{Li} \cdot M_i)$$

$$M_L = M_m = \sum (X'_{Li} \cdot M_i)$$

Tableau IV.3 : les compositions et les débits molaires et massiques de la charge.

Constituant	M_i	X_{Li}	X'_{Li}	Quantité	
				L Kg/h	L' K mole / h
Toluène	92,14	0,9994	0,9995	2298,6379	24,95
C8N	112	0,0003	0,00025	0,6989	0,006
C8 Arom	106	0,0003	0,00025	0,6614	0,006
Total	/	1	1	2300	24,96

A partir du tableau ci-dessus, on trouve $M_m = 92,15 \text{ Kg/Kmol}$.

Sachant que :

$$L' = L/M_m$$

Donc : $L' = 24,96 \text{ kg mol/h}$

IV.2.4 Calculs de la composition du distillat et du résidu

- Clé légère : **toluène**
- Clé lourde : **C8 NAPHTENE**.
- % molaire du toluène dans le résidu : **0,01 %**
- % molaire du C8 N dans le distillat : **0,01%**

IV.2.5 Bilan matière

- Bilan matière globale : $L' = D' + R'$
- Bilan matière partielle : $L' \cdot X'_{Li} = D' \cdot Y'_{Di} + R' \cdot X'_{Ri}$

(Bilan molaire)

Donc :

$$L' \cdot X'_{LT} = D' \cdot Y'_{DT} + R' \cdot X'_{RT}$$

$$L' \cdot X'_{LC8N} = D' \cdot Y'_{C8N} + R' \cdot X'_{C8N}$$

$$L' \cdot X'_{LC8A} = D' \cdot Y'_{DC8A} + R' \cdot X'_{RC8A}$$

Application numérique :

$$24,96 \cdot 0,9995 = D' \cdot 0,9998 + R' \cdot 0,0001$$

$$24,96 \cdot 0,00025 = D' \cdot 0,0002 + R' \cdot 0,2999$$

$$24,96 \cdot 0,00025 = R' \cdot 0,70$$

$$\mathbf{R' = 0,0089 \text{ kgmol/h}}$$

$$D' = L' - R' \quad D' = 24,96 - 0,0089$$

D'où :

$$\mathbf{D' = 24,951 \text{ kgmol/h}}$$

Remarque :

-Masse moléculaire moyenne du Résidu : $M_{mR} = \sum (M_i \cdot X'_{Ri})$

-La fraction massique du Résidu est donnée par la relation : $X_{Ri} = M_i \cdot X'_{Ri} / \sum (M_i \cdot X'_{Ri})$

-Masse moléculaire moyenne du Distillat : $M_{mD} = \sum (M_i \cdot Y'_{Di})$

-La fraction massique du Distillat est donnée par la relation : $Y_{Di} = M_i \cdot Y'_{Di} / \sum (M_i \cdot Y'_{Di})$

-Les débits d'alimentation, distillats et résidus sont présentés dans le tableau ci-dessous.

Tableau IV.4 : Compositions et débits molaires de la charge, du distillat et du résidu.

Constituant	Charge (Kmole/h)		Distillat (Kmole/h)		Résidu (Kmole/h)	
	X'_{Li}	$L' \cdot X'_{Li}$	Y'_{Di}	$D' \cdot Y'_{Di}$	X'_{Ri}	$R' \cdot X'_{Ri}$
Toluène	0,9995	24,9475	0,9998	24,9460	0,0001	8,9. E-7
C8 NÉPHTENE	0,00025	0,0062	0,0002	0,0050	0,2999	0,0027
C8 Arom	0,00025	0,0062	0,00	0,00	0,70	0,0062
Total	1,0000	24,96	1,0000	24,951	1,0000	0,0089

IV.2.6 Calcul de la pression et la température dans la colonne

IV.2.6.1 Pression et température dans le ballon de reflux

A la pression $P_b = 0,27 \text{ Kg/cm}^2. g$ (design) on a une condensation totale ($Y'_{Di} = X'_{Di}$).

La température dans le ballon de reflux est déterminée par approximations successives selon l'équation de l'isotherme de la phase liquide.

$$\sum(K_i \cdot X'_i) = 1$$

Les résultats obtenus sont portés sur le tableau suivant :

Tableau IV.5: Représentant les valeurs de la constante d'équilibre dans le ballon de reflux.

Constituants	Y'_{Di}	K_i à $0,27 \text{ Kg/cm}^2. G$	$K_i \cdot X'_{Di}$
Toluène	0,9998	1	0,9998
C8 NÉPHTENE	0,0002	0,5946	0,0001
C8 Arom	0,00	-	0,000
Total	1,0000	---	0,9999

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une température :

$$t_b = 90^\circ C$$

IV.2.6.2 Pression et température au sommet de la colonne

La pression en tête de la colonne est calculée d'après l'équation qui tient compte des pertes de charge dues aux résistances des conduites et du condenseur : $P_s = P_b + \Delta P_1$

Or : $\Delta P_1 = [0.1 : 0.4]$

- ΔP_1 que nous avons choisi est : $0,2 \text{ Kg/cm}^2$.

Donc :

$$P_s = 0,27 + 0,2 = 0,47 \text{ Kg/cm}^2. \text{ G}$$

En appliquant le théorème de l'isotherme de la phase vapeur : $\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 1$

On obtient les résultats mentionnés sur le tableau ci-dessous.

Tableau IV.6 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre du Distillat.

Constituants	Y'_{Di}	K_i à $0,47 \text{ Kg/cm}^2. \text{ G}$	K_i / X'_{Di}
Toluène	0,9998	1	0,9998
C8 NEPHTENE	0,0002	0,6222	0,0003
C8 Arom	0,00	-	0,000
Total	1,0000	---	1,0001

Donc l'isotherme de la phase vapeur est vérifiée pour une température de sommet de la colonne :

$$t_s = 124^\circ \text{C}$$

IV.2.6.3 Pression et température au fond de la colonne

La pression en tête de la colonne est calculée d'après l'équation qui tient compte des pertes de charge dues aux résistances des plateaux : $P_f = P_s + \Delta P_2$

Or: $\Delta P_2 = 0,2 \text{ Kg/cm}^2$.

- $P_s = 0,45 \text{ Kg/cm}^2. \text{ G}$.

Donc :

$$P_f = 0,45 + 0,2 = 0,65 \text{ Kg/cm}^2.$$

G ; c'est la pression au fond de la colonne.

Suivant le théorème de l'isotherme de la phase liquide : $\sum (K_i \cdot X'_{Ri}) = 1$

D'où on peut calculer la température de fond t_f .

Tableau IV.7 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre du Résidu.

Constituants	X'_{Ri}	$K_i = 0,65$	$K_i \cdot X'_{Ri}$
Toluène	0,0001	1	0,9810
C8 N	0,2999	1,201	0,0072
C8 A	0,7	0,9138	0,0119
Total	1,0000	---	1,0001

Donc l'isotherme est vérifiée pour une température de fond de colonne :

$$t_f = 154 \text{ } ^\circ\text{C}$$

IV.2.7 Calcul des volatilités relatives aux différentes zones de la colonne

Le calcul des volatilités relatives peut être calculé à l'aide de l'équation : $\alpha_i = K_i/K_r$

Avec ; r : élément de référence choisi généralement pour l'élément le plus lourd.

Il faut d'abord calculer les K_i de la zone de l'alimentation.

$P_L = 0,53 \text{ Kg/cm}^2. G$

Pour déterminer la température dans la zone d'alimentation en utilisant l'isotherme de la phase liquide :

$$\sum(K_i \cdot X'_{Li}) = 1$$

Tableau IV.8 : Représentant les valeurs de la constante d'équilibre de l'alimentation.

Constituants	X'_{Li}	K_i à $0,53 \text{ Kg/cm}^2. G$	$K_i \cdot X'_{Li}$
Toluène	0,9995	1	0,9995
C8 N	0,00025	0,6244	0,0002
C8 A	0,00025	0,4739	0,0001
Total	1,0000	-	0,9998

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une température d'alimentation de la colonne :

$$t = 126 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Considérons le **C8 N** comme l'élément de référence clé-lourd, donc les valeurs de **K_r** pour chaque zone seront les valeurs mentionnées dans le tableau ci-dessous.

Tableau IV.9 : Les valeurs de la constante d'équilibre de l'élément de référence pour chaque zone de la colonne

Zones	K _r
Alimentation	0,6244
Rectification	0,6222
Epuisement	1,201

Tableau IV.10 : Les valeurs de la constante d'équilibre et le coefficient de volatilité relative moyen pour chaque zone de la colonne.

Constituants	Zone d'alimentation		Zone de rectification			Zone d'épuisement		
	K _i	α _{Li}	K _i	α _{Di}	α _{im}	K _i	α _{Ri}	α _{im}
Toluene	1	1,6015	1	1,6072	1,6044	1	0,8326	1,2171
C8 N	0,6244	1	0,6222	1	1	1,201	1	1
C8 A	0,4739	0,7590	-	0	0,3795	0,9133	0,7604	0,7597

- La volatilité moyenne de la zone de rectification : $\alpha_{im} = (\alpha_{Li} + \alpha_{Di}) / 2$
- La volatilité moyenne de la zone d'épuisement : $\alpha_{im} = (\alpha_{Li} + \alpha_{Ri}) / 2$

IV.2.8 Calcul du taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation

Le taux de vaporisation de la charge de l'alimentation et les compositions des phases liquides et vapeurs à l'entrée sont calculées à l'aide des équations suivantes :

$$X'_{0i} = X'_{Li} / [1 + e'_0 (K_i - 1)]$$

$$Y'_{0i} = K_i \cdot X'_{0i}$$

X'_{0i} : concentration de l'élément « i » dans la zone d'alimentation phase liquide.

Y'_{0i} : concentration de l'élément « i » dans la zone d'alimentation phase vapeur.

Le taux de vaporisation de la charge est calculé par approximation successive :

$$e'_0 = 0,16$$

Tableau IV.11: Calcul des valeurs de X'_{oi} et Y'_{oi} de chaque constituant

Constituants	X'_{Li}	K_i à 0,53 Kg/cm ² . G	$1+ e'_0(K_i-1)$	X'_{oi}	Y'_{oi}
Toluene	0,9995	1	1	0,9995	0,9995
C8 N	0,00025	0,6244	0,9399	0,0003	0,0002
C8 A	0,00025	0,4739	0,9158	0,0003	0,0001
Total	1	-	-	1,00000	1,0000

IV.2.9 Calcul du taux de reflux

IV.2.9.1 Calcul du taux de reflux minimal : par la formule "UNDERWOOD"

$$r_{f\text{ minimal}} = \varphi \sum \frac{Y'_{Di-1}}{\alpha_{Li} - \varphi}$$

Avec : φ c'est une constante qui varie entre les volatilités des constituants clés lourds et légers, tel que :

$$\alpha_{C8N} < \varphi < \alpha_T$$

Sachant que : $\alpha_{LC8N} = 1$ et $\alpha_{LT} = 1,6015$ C'est-

à-dire : $1 < \varphi < 1,6015$

Le calcul de φ se fait par approximation successive selon l'équation suivante :

$$e'_{00} = \sum \frac{\alpha_{Li} X_i^F}{\alpha_{Li} - \varphi}$$

On a trouvé que : $\varphi = 1,0001$

Tableau IV.12 : Valeur du taux de vaporisation de la charge calculée en fonction du facteur d'équilibre des phases.

Constituant	X'_{Li}	α_{Li}	$X'_{Li} \cdot \alpha_{Li}$	$\varphi = 1,0001$	
				$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{X'_{Li} \alpha_{Li}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
toluene	0,9995	1,6015	1,6007	0,6014	2,6616
C8 N	0,00025	1	0,0003	-0,0001	-2,5
C8 A	0,00025	0,7590	0,0002	-0,0002	-0,0008
Total	1,0000	---	---	---	0,16

Les résultats des calculs montrent que : $\varphi = 1,0001$ pour $e'_0 = 0,16$

Tableau IV.13 : l'application de la formule qui calcul le taux de reflux minimal

Constituant	α_{Li}	Y'_{Di}	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
Toluene	1,6015	0,9999	0,6014	1,6626
C8 N	1	0,0001	-0,0001	-1
C8 A	0,7590	0	-0,2411	0
Total		1,0000	-	0,6626

$r_{fmin} = 1,1915$

$r_{fmin} = 0,6627 \cdot 1,87609$ d'où :

IV.2.9.2 Calcul du taux de reflux optimal

Il est calculé par l'équation de GILLILAND :

$r_{fopt} = 1.3 r_{fmin} + 0,33$

$r_{fopt} = 1,8789$

IV.2.10 Calcul du taux de rebouillage

IV.2.10.1 Calcul du taux de rebouillage minimal

Le taux de rebouillage minimal est calculé par la formule suivante :

$$-r_{b \text{ minimal}} = \sum \frac{a_{L_{ii}} \cdot X_{R_{ii}}^F}{a_{L_{ii}} - \phi}$$

Tableau IV.14 : l'application numérique de la formule qui calcul le taux de rebouillage minimal.

Constituant	$y'_{R_{ii}}$	$a_{L_{ii}}$	$a_{L_{ii}} \cdot X'_{R_{ii}}$	$a_{L_{ii}} - \phi$	$\frac{a_{L_{ii}} \cdot X'_{R_{ii}}}{a_{L_{ii}} - \phi}$
Toluène	0,0001	1,6007	0,0002	0,6006	0,0003
C8 N	0,2999	0,0003	0,0001	-0,99998	-0,0001
C8 A	0,7	0,0002	0,0001	-0,9999	-0,0001
Total					0

D'où :

$$r_{b \text{ min}} = 0$$

IV.2.10.2 Calcul du taux de rebouillage optimal

Par contre le taux de rebouillage opératoire est obtenu par la formule suivante :

$$r_{b \text{ opt}} = \frac{D'}{R'} \cdot r_{f \text{ opt}} + (1 - e'_0) \cdot \frac{L'}{R'} - 1$$

$$r_{b \text{ opt}} = [(24,951 / 0,0089) \cdot 1,8789] + [(1 - 0,16) \cdot (24,96 / 0,0089)] - 1$$

Donc :

$$r_{b \text{ opt}} = 7622,22$$

IV.2.11 Calcul du nombre de plateaux théoriques

(Par la méthode approximative de GILLILAND) ;

IV.2.11.1 Dans la zone de rectification (N_R)

Le nombre minimal de plateaux théorique dans cette zone est donné par l'équation suivante :

$$N_{R \text{ min}} = \text{Ln} [(0,9999 \cdot 0,00025) / (0,0001 \cdot 0,9995)] / \text{Ln} (1,6044 / 1)$$

On trouve : $N_{R \text{ min}} = 1,93$

On admet la valeur de : $N_{R \text{ min}} = 2$

En utilisant le diagramme de GILLILAND (Annexe C) qui donne le nombre de plateau théorique et le taux de reflux :

$$(N_R/N_{R \min}) / (N_R+1) = f [(r_f - r_{f \min}) / (r_f + 1)]$$

Donc à partir de ce diagramme on va tirer la valeur de $(N_R/N_{R \min}) / (N_R+1)$ qui correspond à $[r_{f \text{opt}} - r_{f \min} / (r_{f \text{opt}} + 1)] = 0,2387$

On trouve : $(N_R - N_{R \min}) / (N_R+1) = 0,42$

→ $N_R(1-0,42) = 2+0,42$

On trouve : $N_R = 4,17$

On admet la valeur de : $N_R = 5$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets ($\varepsilon = 0,8$), le nombre réel de plateaux dans cette zone est de :

$$N_r = N_R/\varepsilon$$

On trouve : $N_r = 6,25$

On admet la valeur de

$N_r = 7$

IV.2.11.2 Dans la zone d'épuisement (N_e)

Le nombre de plateaux théorique dans cette zone est donné par l'équation :

$$N_{E \min} = \text{Ln} [(X'_{LT} \cdot X_{R \text{C8N}}) / (X'_{LC8N} \cdot X_{RT})] / \text{Ln} (\alpha_T / \alpha_{C8N})$$

$$N_{E \min} = \text{Ln} [(0,9995 \cdot 0,2999) / (0,00025 \cdot 0,0001)] / \text{Ln} (2,3042 / 1)$$

On trouve : $N_{E \min} = 19,52$

On admet la valeur de : $N_{E \min} = 20$

On a trouvé : $(N_E - N_{E \min}) / (N_E + 1) = 0,42$ → $N_E(1-0,42) = 20 + 0,42$

Donc, on trouve : $N_E = 35,2$

On admet la valeur de : $N_E = 35$

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapets ($\varepsilon = 0,8$), le nombre réel de plateaux dans cette zone est de :

$$N_e = N_E / \varepsilon$$

$$N_e = 44$$

On admet la valeur de :

$$N_e = 44$$

IV.2.11.3 Nombre total des plateaux (N_t)

Le nombre total des plateaux existant réellement au niveau de la colonne est :

$$N_t = N_r + N_e$$

$$N_t = 7 + 44 = 51 \text{ plateaux}$$

Interprétation des résultats : on a trouvé que le nombre de plateaux dans la zone d'épuisement supérieure à celui de la zone de rectification car la charge contient majoritairement le toluène,

IV.2.12 Dimensionnement de la Colonne

IV.2.12.1 Calcul du diamètre de la colonne

$$d = 2(S/\pi)^{1/2} = 2(V/W \cdot \pi)^{1/2}$$

Où :

d : diamètre de la colonne (m)

S : section de la colonne (m²)

V : débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne (m³/h).

W : vitesse admissible des vapeurs (m/s)

1) Calcul du débit volumique des vapeurs (V) :

Il est calculé d'après la formule suivante :

$$V = [22,4 \cdot Z \cdot V_m \cdot (T_s + 273)] / (273 \cdot P_s)$$

Où :

V : débit volumique des vapeurs (m³/h).

V_m : débit molaire des vapeurs (kmole/h).

Z : facteur de compressibilité.

P_s : pression au sommet de la colonne.

T_s : température au sommet de la colonne.

Avec : **P_s = 0,53 Kg/cm². G** et **T_s = 124°c**

※ **Calcul de V_m** :

$$V_m = (g_x + D') = D' \cdot (r_f + 1)$$

$$V_m = 24,951 \cdot (1,8789 + 1)$$

$$V_m = 71,831 \text{ kmol/h}$$

※ **Calcul du facteur de compressibilité (Z) :**

Ces facteurs sont déterminés d'après les paramètres de pression et de température critiques.

Connaissant ces derniers, on calcul les paramètres réduits d'après les formules :

$$T_{rm} = \frac{T_{gav}}{T_{cm}}$$

$$P_{rm} = \frac{P_{gav}}{P_{cm}}$$

Où :

T_{rm}: Température réduite moyenne

T_{gaz} : Température du gaz

T_{ci} : Température critique « i » (**Annexe A**)

P_{rm}: Pression réduite moyenne

P_{gaz} : Pression du gaz

P_{ci} : Pression critique de l'élément « i » (**Annexe A**)

Sachant que :

$$T_{cm} = \sum Y'_i \cdot T_{ci}$$

$$P_{cm} = \sum Y'_i \cdot P_{ci}$$

Le calcul détaillé est présenté dans le tableau ci-dessous.

Tableau IV.15 : la température et la pression critiques moyennes du Distillat.

Constituant	Y'_{Di}	$T_{Ci}(K)$	$P_{Ci}(atm)$	$T_{Cm}(K)$	$P_{Cm}(atm)$
Toluène	0,9999	594	41,6	593,9406	41,5958
C8 N	0,0001	569	24 ,6	0,0569	0,0025
C8 A	0,000	619	36	0	0
Total	1,0000	-	-	593,9975	41,5983

On trouve :

$$T_{Cm} = 593,9975^\circ K$$

$$P_{Cm} = 41,5983 \text{ atm}$$

Les paramètres réduits sont :

$$T_{r,m} = (124+273) / 593,9975 = 0,668 K$$

$$P_{r,m} = (1,474/41,5983) = 0,035 \text{ atm}$$

On calcule les pressions et les températures réduites afin de déterminer le facteur de compressibilité **Z** d'après le diagramme (**annexe B**) « KATZ et KAY'S Compressibility factor chart »

On trouve :

$Z = 0,9$

Donc le débit volumique des vapeurs peut être calculé par la formule suivante :

$$V = [22,4 \cdot Z \cdot V_m \cdot (T_s + 273)] / (273 \cdot P_s)$$

$$V = 1428,67 \text{ m}^3/\text{h} = 0,3968 \text{ m}^3/\text{s}$$

La masse volumique des vapeurs sera :

$$\rho = V_m \cdot M_{mD} / V$$

$$\rho = 71,831 \cdot 92,1420 / 1428,67$$

$\rho = 4,6327 \text{ Kg/m}^3$

*** Calcul de la masse volumique du liquide (reflux) :**

On calcule tout d'abord la masse volumique moyenne donnée par la formule :

$$\frac{d d^{2200}}{d d^{2200}} = 1 / \sum (X'_{Di} / \frac{d d^{2200}}{d d^{2200}})$$

Avec : X'_{Di} : concentration massique de l'élément « i ».

Calculons d'abord les concentrations massiques de chaque élément du distillat X'_{Di} .

Tableau IV.16 : Représentant les concentrations massiques du Distillat.

Constituant	M_i	Composition molaire X'_{Di}	$M_i \cdot X'_{Di}$	Composition massique X_{Di}
Toluène	92,14	0,9999	92,1307	0,9998
C8N	112	0,0001	0,0112	0,0002
C8A	106	0	0	0
Total	-	1,0000	92,1419	1,0000

Le calcul de la densité $d_{44 moy}^{20}$ est présenté dans le tableau ci-dessous :

Tableau IV.17: Représentant le calcul de la masse volumique du liquide dans le ballon de reflux.

Constituant	X_{Di}	d_{4ii}^{20}	$\frac{X_{Di}}{d_{4ii}^{20}}$
Toluène	0,9998	867	0,0011
C8N	0,0002	834	$2,39^E-7$
C8A	0,00	870	0
Total	1,0000	-	0,0011

Donc :

$$d_{4 moy}^{20} = 1/0,0011 = 867 \text{ Kg/m}^3$$

Sachant que :

$$d_{4 moy}^t = d_{4 moy}^{20} - \alpha(t - 20)$$

$$\text{Alors : } d_{4 moy}^{36,5} = d_{4 moy}^{20} - \alpha(36,5 - 20)$$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132. d_{4 moy}^{20} = -1,1426$$

$d_{44 moy}^{333,55} = 946,98 \text{ Kg/m}^3$

2) Calcul de la vitesse des vapeurs (W) :

La vitesse des vapeurs est donnée par la formule suivante :

$$W = 8.47 \cdot 10^{-5} \cdot C [(d^L - d^V) / d^V]^{1/2}$$

C : coefficient qui dépend de la distance entre les plateaux.

$$d^L = d_{44 \text{ moy}}^{3333,55} = 946,98 \text{ Kg/m}^3$$

$$d^V = \rho = 4,6327 \text{ Kg/m}^3$$

Tableau IV.18 : valeurs du coefficient C en fonction de la distance entre les plateaux.

Distance entre deux plateaux (mm)	400	600	800
C	400	580	680

La distance entre deux plateaux dans notre colonne égale **450mm**.

Donc le coefficient C qui dépend de la distance entre les plateaux correspondant à notre colonne c'est : **C=400**

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 400 \cdot 14,2622$$

D'où : **W = 0,4832 m/s**

Donc, on remplace les résultats trouvés dans la formule du diamètre :

$$d = 2(V/W \cdot \pi)^{1/2}$$

$$d = 2 \cdot (0,3968 / \pi \cdot 0,4832)^{1/2}$$

D'où : le diamètre normalisé est : **d = 1,022 m**

IV.2.12.2 Calcul de la hauteur de la colonne

La hauteur totale de la colonne est donnée par :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

Où :

h₁ : Hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur.

h₂ : hauteur de la zone de rectification.

h₃ : hauteur de la zone d'alimentation.

h₄ : hauteur de la zone d'épuisement.

h₅ : Hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur.

h_p : distance entre deux plateau.

a) La hauteur de la zone de rectification est calculée comme suit :

$$h_2 = (N_r - 1).h_p$$

Sachant que la distance entre deux plateau $h_p = 0,45$ m

Donc : $h_2 = (7 - 1) \cdot 0,45$ D'où : $h_2 = 2,7$ m

b) La hauteur de la zone d'alimentation :

$$h_3 = 3.h_p$$

$h_3 = 3 \cdot 0,45$ D'où : $h_3 = 1,35$ m

c) La hauteur de la zone d'épuisement :

$$h_4 = (N_e - 1).h_p$$

$h_4 = (44 - 1) \cdot 0,45$ D'où : $h_4 = 19,35$ m

d) La hauteur des espaces libres :

On admet $h_1 = d/2 = 0,5111$ m et $h_5 = 2,1$ m (donnée réel)

Donc :

la hauteur totale de la colonne est :

$$H_T = 0,93 + 2,7 + 1,35 + 19,35 + 2, \quad \longrightarrow \quad H_T = 26,43 \text{ m}$$

Le tableau suivant représentant les caractéristiques de la colonne C 56 et C 57 :

Tableau IV.19 : les caractéristiques de la colonne C 56 et C57.

	C56	Colonne dimensionne(C57)
Diamètre (m)	1	1,022
Hauteur (m)	11,05	26,43
Volume (m3)	8,94	18,81
Température tête °C Max	125	124,4
Température fond °C Max	130	154
Pression tête Kg/m2.g	0,5	0,47
Pression fond Kg/m2.g	0,7	0,65
Type de plateau	Float valves	Float valves
Nombre de plateau	17plateaux	51plateaux
Spacing (mm)	450	450
Passes par tray	1	1
Plateau d'alimentation	8	25
Valves	410 SS	410 SS
Valve type	GT-EXT	-

Conclusion Générale

Conclusion générale

D'abord, il est utile de préciser que le stage que nous avons effectué à la raffinerie de Skikda qui rentre dans le cadre du projet de mise en situation professionnelle nous a été très bénéfique surtout sur le plan pratique. Nous avons pu nous rendre compte sur le terrain de ce qu'est le quotidien d'un ingénieur de procédé dans une unité industrielle.

Nous sommes intéressés durant notre stage à la section de fractionnement de l'unité 200. La colonne C56 dont le rôle est d'éliminer les C8N et C8A présente le problème de non support des deux fonds du C7 et C54.

Le dimensionnement d'une nouvelle colonne, que nous sommes fixés comme objectif, nous a servi, dans notre travail, de support pour traiter un problème de correction de couleur de toluène II. A cet effet, nous avons été amenés à étudier et appliquer la méthode dite de Fenske-Underwood-Gilliland (F.U.G).

References

- [1] : Aval Naftec spa Raffinerie de Skikda « Présentation de la Raffinerie de Skikda » (Février 2008).
- [2] -Manuel opératoire unité 200 GTC
- [3]. Cours du module “opération unitaire 1”, enseignant : Mr. L. BELAMRI, Dr en raffinage, Faculté des hydrocarbures et de la chimie (FHC), UMBB
- [4]. La distillation, IFP enspm formation.
- [5]. A. SKOBLO, I. TREGOUBOVE, N. EGOROV, “Méthodes et appareils de l’industrie du pétrole”, édition étude supérieur, Moscou
- [6]. La rectification des produits pétroliers, site web : educasol.education.fr.
- [7]. J. CRABOL, transfert de matière et transfert de chaleur “les équipements des unités pétrolières”.
- [8]. J.P. WAUQUIER, procède de séparation (tome 2). Edition Technip, Paris 1992.

Résumé

L'unité 200 de la raffinerie de Skikda d'une capacité de production plus de 267.000 T/AN d'aromatiques est conçu pour récupérer du benzène et du toluène a hautes puretés contenues dans une charge appeler reformat léger provenant des unités de reforming catalytique.

En raison de ses nombreux utilisations le toluène est un des produits très demandés dans le marché ; d'où l'intérêt d'augmenter sa production.

Dans ce travail nous avons concentré notre attention sur l'unité de récupération des aromatiques de la raffinerie de Skikda en particulier la section fractionnement en évaluant la possibilité d'ajouté une nouvelle colonne de traitement de toluène II et augmenter le débit de toluène traité par les deux colonnes de fractionnement de toluène et étudier l'effet de ce changement sur la production de l'unité (qualité et rendement de toluène).

Summary

Unit 200 of the Skikda refinery with a production capacity of more than 267,000 T/Y of aromatics is designed to recover high-purity benzene and toluene contained in a charge called light reformat from catalytic reforming units.

Due to its many uses toluene is one of the highly demanded products in the market; hence the interest in increasing its production.

In this work we focused our attention on the aromatic's recovery unit of the Skikda refinery in particular the fractionation section by evaluating the possibility of adding a new toluene II treatment column and increasing the flow of toluene treated by the two toluene fractionation columns and study the effect of this change on the production of the unit (quality and yield of toluene).

ملخص

تم تصميم الوحدة 200 في مصفاة سكيكدة بطاقة إنتاجية تزيد عن 267000 طن في السنة من المواد العطرية لاستعادة البنزين عالي النقاء والتولوين الموجود في شحنة تسمى إعادة التكوين الخفيف من وحدات الإصلاح الحفزي. نظرا لاستخدامات التولوين العديدة ، يعد التولوين أحد المنتجات المطلوبة بشدة في السوق ؛ ومن هنا الرغبة في زيادة إنتاجه.

في هذا العمل ، ركزنا اهتمامنا على وحدة استرجاع المواد العطرية في مصفاة سكيكدة على وجه الخصوص قسم التجزئة من خلال تقييم إمكانية إضافة عمود معالجة التولوين 2 جديد وزيادة تدفق التولوين المعالج بعمودي تجزئة التولوين ودراسة التأثير. من هذا التغيير على إنتاج الوحدة (جودة وإنتاج التولوين).