



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE



N° d'Ordre :/2024

Université Echahid Hamma Lakhdar-El Oued

Faculté de la Technologie

Département de Génie des Procédés et Pétrochimie

Mémoire De Fin D'Étude

En vue de l'obtention du diplôme de :

MASTER ACADÉMIQUE

Filière : Génie des Procédés

Option : Génie Chimique

Présenté Par

M^{lle} Benzaoui Hanine, et M^{lle} Berretima Chaima

-THEME-

**Simulation et optimisation de la production des aromatiques de la
raffinerie de Skikda (RA1K)**

Soutenue publiquement le : 03/06/2024

Devant le Jury composé de :

Président	Me. LAMI Nassima	MCB	Université d'El Oued
Examineur	Me. AHMOUDA Kaouthar	MCA	Université d'El Oued
Promoteur	Mr. BOUDOUH Issam	MCA	Université d'El Oued

Année Universitaire : 2023/2024

DEDICACES

Avec tout mon amour, je dédie ce travail

à ma chère mère **Fatiha**, la femme forte qui m'a donné la vie et veillé sur moi. Mes mots ne peuvent exprimer pleinement ma gratitude et l'amour que j'ai pour toi.

À mon cher père jovial **Mohamed Zouhir**, dont la présence me donne confiance et sécurité, et me fait sentir capable de réaliser tant de choses.

Mes parents, merci pour votre présence et vos sacrifices qui m'ont permis d'arriver là où je suis aujourd'hui. J'espère vous rendre fiers de moi et je prie Dieu de vous protéger.

À ma chère sœur **Halima**, mon soutien et ma motivation constante pour continuer sur le chemin, et à mon cher frère **Aboobeker Siddik**, toujours tendre et affectueux, ainsi qu'à mes petits sœurs et frères **Fatima Zahra** et **Ibrahim**.

À ma cousine **Fatima Zahra**.

À toute ma famille.

À tous ceux qui m'aiment.

Hanine

DEDICACES

J'ai le grand honneur de dédier ce travail :

À ma chère mère,
À la personne la plus chère dans ma vie, aucun mot ne peut exprimer mon amour éternel pour
tes prières, tes sacrifices, ta patience, tes conseils et l'éducation que tu m'as donnés. Que Dieu
te protège.

À mon cher père, mes chers frères et sœurs

À toute ma famille.

À mon binôme qui m'a aidée dans la réalisation de ce travail et à sa famille pour le soutien et
l'encouragement Sur tout Fatima Zahra Gharbi.

Et enfin à toutes les personnes que j'aime beaucoup

Chaima

Remerciements

Je remercie Allah, qui nous a donné le courage et la volonté d'accomplir ce travail.

Nous tenons à exprimer notre gratitude et notre appréciation à notre superviseur,

Mr. Issam Boudouh.

Nous souhaitons également adresser nos sincères remerciements à **Mme Fatima Zahra Gharbi** pour son aide précieuse, pour nous avoir fourni toutes les informations nécessaires et pour avoir rendu notre expérience de stage à la raffinerie de Skikda RA1K si enrichissante.

Je remercie également **Mr. Khireddine, Mr. Ahmed** et **Mme Safia** de l'unité U100 pour les informations qu'ils nous ont fournies. Ainsi que tous les employés de la raffinerie de Skikda RA1K.

Nous n'oublions pas de remercier tous nos **professeurs universitaires** qui nous ont guidés tout au long de notre parcours universitaire au département de génie des procédés et pétrochimie.

Enfin, à tous ceux qui nous ont aidés, directement ou indirectement, et que nous avons peut-être oubliés par inadvertance, nous adressons nos sincères remerciements et notre profonde gratitude.

TABLE DES MATIERES

DEDICACES

DEDICACES

Remerciements

TABLE DES MATIERES

Liste des tableaux

Liste des figures

Liste des annexes

Liste des abréviations

INTRODUCTION GENERALE	1
Chapitre I: Historique et présentation de la RA1K.....	2
Introduction	3
I.1) Organisation de la société ex-NAFTEC :	3
I.2) Présentation générale de la raffinerie de Skikda :	4
I.2.1) Situation géographique :	4
I.2.2) Historique de construction	5
I.3) Organigramme de la RA1K.....	6
I.4) Présentation des différentes unités de production	7
I.5)présentation de l'unité magnaforming U-100	11
I.5.1) Présentation des différentes sections de l'unité de magnaforming	12
I.5.1.1) Section d'hydrotraitement du Naphta.....	12
I.5.1.2)Section réactionnelle	13
I.5.1.3)Section de fractionnement.....	14
I.5.1.2.1)Système de stabilisateur des magnaformats (colonne 100-C-4)	14
I.5.1.2.2)Système de splitteur des magnaformats (colonne 100-C-5)	15
I.5.1.2.3) Système de splitteur du toluène des magnaformats (colonne 100-C-6)	16
I.5.1.2.4) Système de splitteur de C4/C5 des magnaformats (colonne 100-C-7)	16

I.5.1.4	Section d'absorption du gaz net de magnaforming.....	18
I.6)	Projets de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda	19
	Conclusion	22
	Chapitre II: Généralité sur les aromatiques	23
	Introduction	24
II.1)	Définition.....	25
II.2)	Source des aromatiques	25
II.3)	Propriété physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques.....	26
	Chapitre III: Simulation et optimisation	32
	Introduction	33
III.1	Problématique et méthodologie de résolution	33
III.1.1)	Méthodologie de travail	33
III.1.2)	Méthodologie de résolution.....	34
III.1.3)	Description du logiciel de simulation Aspen Hysys	34
III.1.4)	Choix du modèle thermodynamique	34
III.1.5)	Les données de la simulation	34
III.1.5.1)	Données de départ :	34
III.1.6)	Schéma de l'unité de fractionnement	35
III.1.7)	Simulation du cas design.....	36
III.2)	Etude par simulation.....	40
III.2.1)	Simulation du cas actuel.....	40
III.2.1.1)	Resultats de la simulation.....	40
III.2.1.2)	Résultats en débits massiques (kg/h).....	40
III.2.1.3)	Composition des produits finis.....	41
III.3)	Optimisation des paramètres de marche.....	43
III.3.1)	Etude des paramètres opératoires du splitter C5	44
III.3.2)	Influence de la température du four F9	44

III.3.2.1) Influence sur les produits de tête	44
III.3.2.2) Influence sur les produits de fond de C5	46
III.3.2.3)Influence sur le produit de tête de C6 (toluène vers stockage)	48
III.3.2.4)Energie fournie par le four F9 lors de la variation de sa température	49
III.3.3)Influence de la température de la tête de la colonne C5.....	49
III.3.3.1)Influence sur les produits de la tête	49
III.3.3.2)Influence sur les produits de fond	51
III.3.3.3)Influence sur le produit de tête de C6 (toluène brut).....	53
III.3.4)Etude de l'influence de la variation de la température de la tête et de la température du fond (F9) en parallèle	54
III.4)Optimisation du cas optimisé de la colonne C5	57
III.5)Gain obtenu	58
Conclusion	59
CONCLUSION GENERALE	61
Bibliographie.....	63
Les annexes	64
RESUME	72
ABSTRACT	72

Liste des tableaux

Tableau I.1: Répartition de la capacité totale de transformation de l'entreprise

Tableau I.2 : Les unités des production

Tableau I.3 : Plan de réhabilitation des unités de la RA1K.

Tableau I 4 : Bilan de production de la RA1Kavantetaprèsla réhabilitation

Tableau II.1 : Propriété physico-chimiques des (HAP).

Tableau III.1 : La composition de la charge de la colonne C4.

Tableau III.2 : Comparaison entre les débits du cas design et les résultats du cas simulé.

Tableau III.3 : Comparaison entre la composition des produits design et design simulé

Tableau III.4 : Comparaison entre la composition des produits design et design simulé.

Tableau III.5 : Comparaison de débit des produits design et actuel simulé.

Tableau III.6 : Comparaison entre la composition des produits du design et celle de l'actuel simulé.

Tableau III.7 : Comparaison entre la composition des produits du design et celle de l'actuel simulé.

Tableau III.8 : Paramètres de fonctionnement actuel de la colonne C5.

Tableau III.9 : Variation de la température du four sur les produits de la tête de C5.

Tableau III.10 : Teneur des produits de fond en fonction de la température du four F9.

Tableau III.11 : Influence de T° de tête sur la teneur et le débit des produits de tête de C6

Tableau III.12 : Energie fournie par le four F9.

Tableau III.13 : Influence de T° de tête sur le taux de récupération des produits de tête de C5

Tableau III.14 : La variation de la T° de tête de la colonne C5 sur les produits de fond.

Tableau III.15: Influence de la variation du T°C de la tête sur la pureté du toluène du colonne C6

Tableau III.16: Influence de la température de tête et du F9 de colonne C5 sur Les produits.

Tableau III.17 : Teneurs et le débit des produits après l'optimisation.

Tableau III.18 : Le gain obtenu après l'optimisation des paramètres de la C5

Liste des figures

Figure I.1 : Ex-NAFTEC en Algérie

Figure I.2 : Situation géographique de la raffinerie de Skikda

Figure I.3 : Organigramme de RA1K

Figure I.4 : Situation géographique de la raffinerie de Skikda

Figure I.5 : Section Prétraitement

Figure I.6: Section réactionnelle

Figure I.7 : Section fractionnement

Figure I.8 : Section absorption

Figure I.9 : Schéma des principaux procédés dans la raffinerie de Skikda

Figure II.1: Les propriétés physiques des " BTX " et de l'éthyle-benzène .

Figure II.2: Formule de benzène.

Figure II.3: Formule de toluène.

Figure II.4: Formule de Meta- Xylène.

Figure II.5: Formule d'Ethyle - benzène.

Figure II.6 : Les structures des 16 HAP

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

Figure III.2 : Composition du reformat léger (U200).

Figure III.3 : Composition du toluène brut.

Figure III.4 : Composition du reformat lourd (U400).

Figure III.5: Influence de la variation de la T° du four F9 sur les rendements en produits de tête de C5

Figure III.6: Influence de la T° du four F9 sur la teneur des produits du tête de (C5).

Figure III.7: Influence de la variation de la T° du four F9 sur les rendements en produits de fond de C5.

Figure III.8 : Influence de la T° du four F9 sur la teneur des produits du fond de (C5).

Figure III.9 : Influence de T° de tête sur la teneur du toluène en tête de C6.

Figure III.10: Influence de la T°C de la tête sur le taux de récupération du benzène, toluène en tête de C5.

Figure III.11 : Influence de la variation du T°C de la tête sur la teneur du benzène, toluène à la tête du C5.

Figure III.12: Influence de la variation du T°C de la tête sur les produits de fond.

Figure III.13: Influence de la T°C de la tête sur les produits de tête de C5.

Figure III.14 : Influence de la variation du T°C de la tête sur la pureté du toluène du colonne C6.

Figure III.15 : Influence de la variation des T de la tête et du four F9 de la colonne C5 sur la teneur de benzène en tête de C5.

Figure III.16: Influence de la variation du T°C de la tête de C5 et du four F9 sur la teneur du toluène à la tête de C5.

Figure III.17: Influence de la variation des T° de la tête et du fond sur la teneur du toluène au fond de C5.

Figure III.18: Influence de la variation des T° de la tête et du fond sur la teneur du toluène en tête de C6.

Figure III.19: Influence de la T° du F9 sur la consommation de l'énergie.

Figure III.20 : Comparaison entre le débit de benzène avant et après l'optimisation.

Figure III.21: Comparaison entre le débit du toluène avant et après l'optimisation.

Liste des annexes

Annexe A : Les données du constructeur

Annexe B : PFD de la section fractionnement

Annexe C : Des informations sur la simulation du cas actuel

Annexe D : Résultats de l'optimisation de la colonne C5.

Liste des abréviations

BRI: Brut réduit importe

BTX : Benzène ; Toluène ; Xylène.

C5 : Colonne de fractionnement.

EB : Ethylbenzène.

ERDP: Entreprise nationale de raffinage et de distribution des produits pétroliers

FG : Fuel Gas.

GPL : Gas pétrole liquéfié

HAP : Hydrocarbures aromatiques polycyclique

HC : Hydrocarbure.

HPU: Unité production d'hydrogène

MP: Moyen pression

MX : Méta-xylène.

NHU: Unité d'hydrotraitement du naphta

NO : Indice octane.

OB : Ortho-benzène.

OSBL: A l'extérieur de la limite de batterie

PFD : Process flow Diagram.

PX : Paraxylène.

RA1K : Raffinerie aval 1 SKIKDA.

RA2K : Raffinerie aval 2 SKIKDA

U100 : Unité de Magnaforming.

INTRODUCTION GENERALE

Le raffinage du pétrole est un secteur caractérisé par des investissements en capital élevés, chargés de convertir un mélange d'hydrocarbures, connu sous le nom de pétrole brut, en produits énergétiques tels que divers carburants et en produits non énergétiques tels que des matières premières pétrochimiques, des lubrifiants, des paraffines et des bitumes. Le domaine du raffinage se distingue comme un secteur dynamique et contemporain, dont la structure est en constante évolution pour répondre aux exigences quantitatives d'un marché exigeant. Utilisant diverses méthodes de séparation et de traitement, les raffineries génèrent une vaste gamme de produits commercialisables à partir du pétrole brut. Une unité de reformage catalytique est un élément de base dans la plupart des raffineries, facilitant la production de composants de carburant à indice d'octane élevé dérivés des fractions plus lourdes de l'essence pure, également connue sous le nom de « Naphta ». En outre, grâce à un procédé de fractionnement, les principaux hydrocarbures aromatiques, à savoir le benzène, le toluène et les xylènes, communément appelés BTX, peuvent être fabriqués. Ces produits pétrochimiques sont reconnus comme des produits de raffinerie haut de gamme en raison de leur importante valeur ajoutée et de la forte demande qu'ils suscitent sur le marché mondial.

Dans ce contexte, notre stage pratique est réalisé au niveau de la raffinerie de Skikda (RA1K), dans le but d'améliorer le rendement ou bien les teneurs en aromatiques BTX de la section fractionnement de l'unité Magnaforming (U100) à partir des paramètres de fonctionnement afin de fournir une meilleure charge pour les unités extraction des aromatique et séparation des xylènes par cristallisation.

Notre mémoire de master est organisé autour de trois chapitres :

Dans le premier chapitre ; une présentation générale de la raffinerie de Skikda et ces différentes unités ainsi une description détaillée de l'unité de magnaforming (U100) et ses quatre sections (prétraitement, réactionnelle, fractionnement, absorption), en visant les principaux paramètres influant sur le procède de magnaforming (la température, la pression, la vitesse spéciale, le taux de recyclage.)

Le chapitre deuxième a été consacré à une partie théorique sur les aromatiques BTX, leurs propriétés physiques et chimiques, le rôle très important de ces aromatiques et leurs domaines d'utilisation.

Enfin, le dernier chapitre est réservé aux différents calculs, simulations et interprétation des résultats. Et nous terminons notre travail par une conclusion générale.



Chapitre I: Historique et présentation de la RA1K

Introduction

Au départ, le raffinage faisait partie intégrante de la société SONATRACH. Cependant, en janvier 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers ont été séparés et transformés en une entreprise nationale de raffinage et de distribution des produits pétroliers appelée ERDP

I.1) Organisation de la société ex-NAFTEC :

Elle a été créée par le décret numéro 80-101 du 6 avril 1980 dans le cadre de la restructuration de la SONATRACH, et elle est placée sous la tutelle du ministère de l'énergie et des industries pétrochimiques.

Le 2 février 1985, elle a été transformée en une société commerciale appelée NAFTAL, subdivisée en quatre unités qui sont :

- Unité NAFTAL de raffinage.
- Unité NAFTAL de distribution.
- Unité NAFTAL de maintenance.
- Unité NAFTAL portuaire.

Environ 35 000 employés travaillent chez NAFTAL, et sa présence est répandue dans tout le pays.

À partir du 25 août 1987 et conformément au décret numéro 87, la société nationale NAFTAC a été fondée le 2 janvier 1988. Cette société a pour mission de promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie du raffinage en traitant le pétrole brut, les condensats et les bruts réduits importés pour produire des produits raffinés destinés à la consommation nationale et à l'exportation. Le nombre total d'employés est d'environ 4 500 travailleurs répartis dans les trois raffineries ainsi que dans l'administration générale.[09]

(Voir le tableau ci dessous).

Tableau I.1: Répartition de la capacité totale de transformation de l'entreprise

Raffineries	Nature de la charge	Capacité de traitement (tonnes /an)
RA1 K	- Pétrole brut	- 15 000 000
	- Brut réduit importé	- 271 100
RA2K	- GPL/ condensat	- 1 000 000 / 3 000 000
RA1 G (ALGER)	- Pétrole brut	- 2 700 000
RA1 Z (Arzew)	- Pétrole brut /BRI	- 2 500 000/ 320 000
RA1 HM (Hassi-Messaoud)	- Pétrole brut	- 1400 000

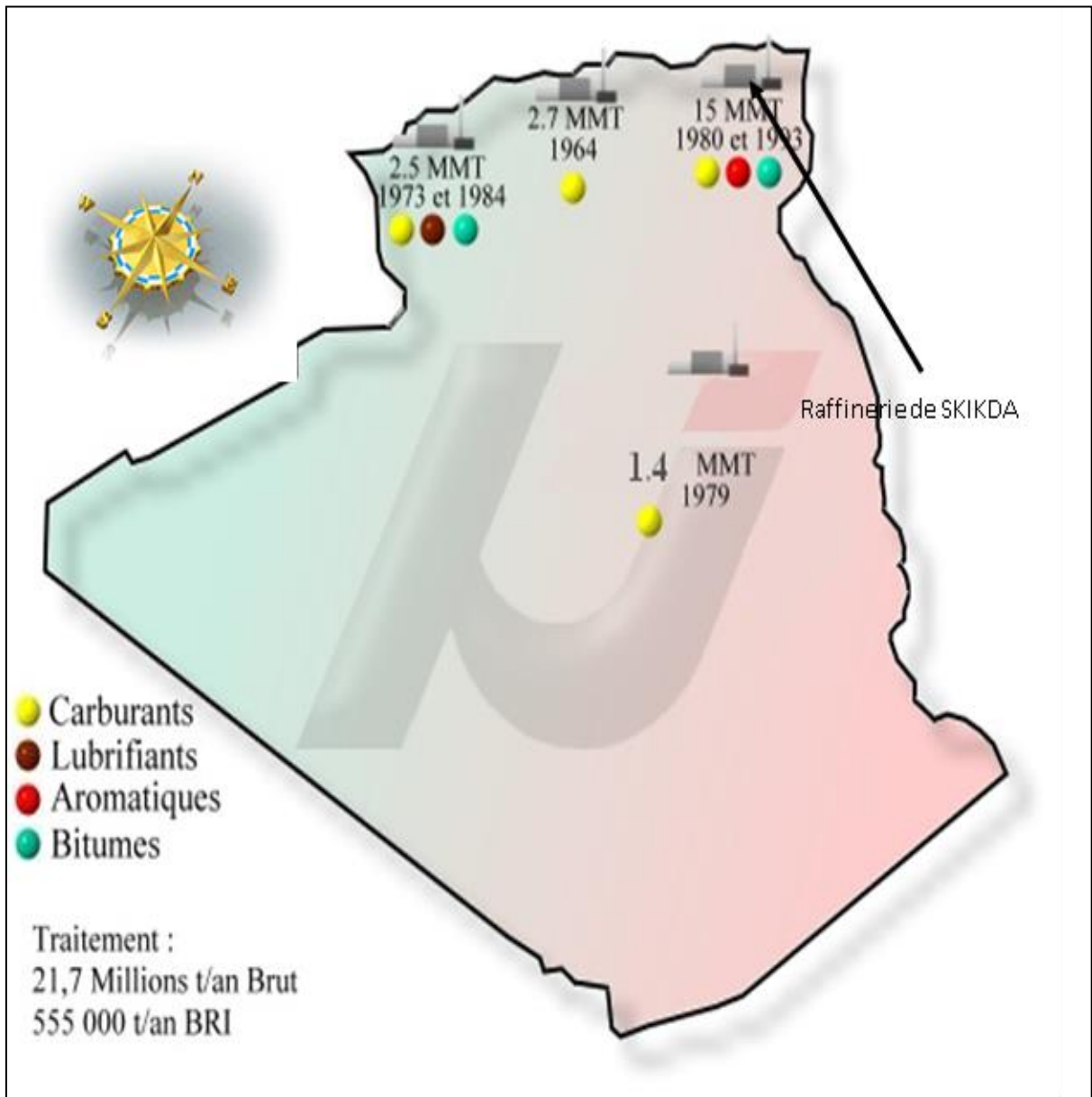


Figure I.1: Ex-NAFTEC en Algérie

I.2) Présentation générale de la raffinerie de Skikda :

La raffinerie de pétrole RA1/K à Skikda transforme le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud, avec une capacité de traitement de 18 millions de tonnes par an, ainsi que du brut réduit importé d'une quantité de 277 000 tonnes par an.

I.2.1) Situation géographique :

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle, à 7 kilomètres à l'est de la ville de Skikda et à 2 kilomètres de la mer. Une superficie de 190 hectares lui a été attribuée pour son fonctionnement, et elle emploie actuellement environ 1280 travailleurs. Elle est approvisionnée en pétrole brut algérien en provenance de Hassi Messaoud, et le transport du pétrole brut vers

la raffinerie s'effectue via un pipeline d'une longueur de 760 kilomètres depuis les champs pétroliers.



Figure I.2: Situation géographique de la raffinerie de Skikda [06]

I.2.2) Historique de construction

La raffinerie a été érigée en janvier 1976 suite à la signature d'un contrat le 30 avril 1974 entre le gouvernement algérien et les entreprises italiennes SNAM PROGETTI et SAIPEM.

Le chantier a débuté le 2 janvier 1976 et s'est poursuivi jusqu'en mars 1980, avec le lancement progressif des unités de production selon le calendrier suivant :

Tableau I.2: Les unités de production [05]

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 (m3)	1980 et 1993
Centrale thermoélectrique	-	1980 et 1993

I.3) Organigramme de la RA1K

L'organigramme de la raffinerie de Skikda est représenté dans la figure suivante :

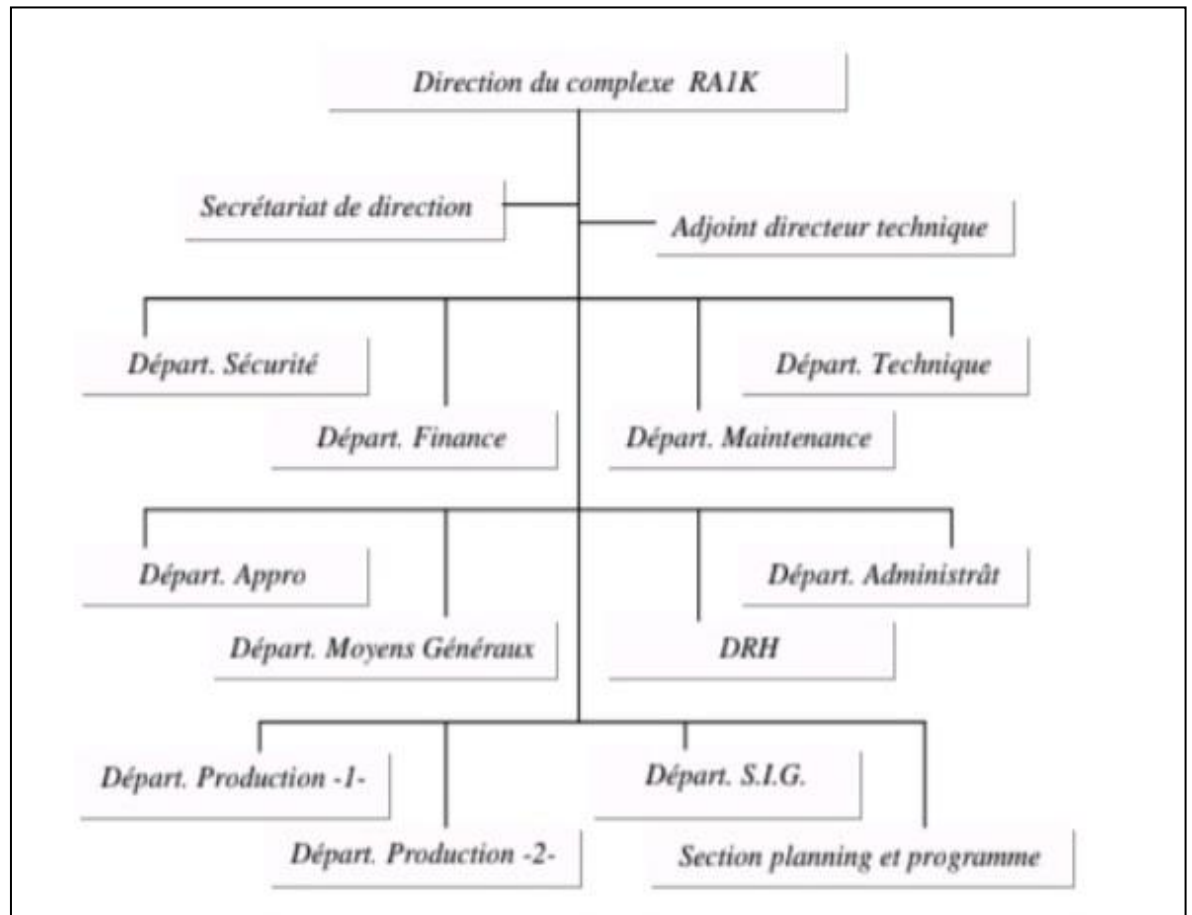


Figure I.3: Organigramme de RA1K [02]

L'objectif de la RA1K

Les deux objectifs principaux de cette raffinerie sont de : - Continuer à assurer la couverture des besoins du marché national en produits raffinés, sur le plan quantitatif et qualitatif. [6] – Continuer à offrir des produits raffinés, destinés à l'exportation répondants aux normes en vigueur sur les marchés internationaux. [02]

I.4) Présentation des différentes unités de production

Unités 10-11 (Distillation atmosphérique)

Le Topping, ou distillation atmosphérique, vise à fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour la production de produits finis tels que le naphta, le gasoil et le kérosène. Les unités U10-11 traitent le brut de Hassi Messaoud pour obtenir 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°).

- Unités 100 et 103 (Unités Magnaforming, Platforming)

L'importance des opérations de Magnaforming et de platforming réside dans la transformation du pétrole brut moyen et lourd obtenu du Topping en reformats, utilisés comme matières premières pour les unités d'aromatisation (unités 200 et 400). Ces transformations entraînent une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99, facilitant ainsi l'utilisation des reformats obtenus dans la fabrication de l'essence.

- **Unités 30-31-104 (Séparation et Traitement des Gaz)**

Ces unités sont conçues pour traiter les gaz liquides provenant des unités 10, 11, 100 et 103 selon le séquençement suivant :

- Unité 30 : Elle traite le gaz liquide provenant de l'unité 100, en particulier celui provenant de la tête de la colonne C7 où le gaz de pétro-méthane est séparé du pentane.
- Unité 31 : Elle reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping.
- Unité 104 : Elle a été récemment conçue en parallèle avec la nouvelle unité de Platforming 103 pour traiter les gaz liquides provenant de cette dernière unité.

- **Unité 200 (Extraction des Aromatiques)**

Le projet de l'installation d'extraction des aromatiques vise à extraire des composés aromatiques de l'essence reformée, qui seront ensuite fractionnés en benzène et toluène de haute pureté.

La charge est composée de la fraction légère du réformât, provenant soit directement soit via un réservoir du séparateur C5 de l'unité 100.

- **Unité 400 (Séparation du Paraxylène)**

Cette unité est conçue pour récupérer le para-xylène, très demandé sur le marché. La charge provenant de l'unité de Magnaforming permet, par cristallisation, de séparer le para-xylène des autres xylènes (ortho et méta) et de l'éthylbenzène. Le para-xylène est vendu tel quel, tandis que le reste peut être utilisé comme matière première pour la production d'essences ou commercialisé sous forme de mélange de xylène pouvant servir de solvant dans la fabrication de peintures, etc.

- **Unité 500 (Isomérisation du M-xylène)**

Le projet de l'installation d'isomérisation des aromatiques vise à récupérer le filtrat des cristallisoirs de l'Unité 400 (unité d'extraction du p-xylène) ainsi que l'isomérisation. Par la suite, l'isomérat obtenu sera séparé en deux fractions principales :

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

L'objectif principal de cette unité est d'augmenter la production de p-xylène.

- **Unités 700/701/702/703 (Unité d'isomérisation du naphtha léger A)**

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

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

Le procédé d'isomérisation est devenu un outil précieux pour les raffineurs, leur permettant d'élargir la gamme de leurs produits et d'améliorer leur qualité, tout en augmentant la flexibilité des opérations et leur rentabilité. De plus, la production de ces composés à haut indice d'octane, mais exempts d'aromatiques, permet de réduire la contribution au pool d'essence du reformât, riche en aromatiques, ce qui améliore la qualité de l'essence en termes de protection de l'environnement, un facteur de plus en plus important de nos jours. À la raffinerie de Skikda, deux trains d'isomérisation ont été installés pour traiter la fraction légère des essences produites par les unités de Topping (U10 et U11), fournissant ainsi un additif sans aromatiques au pool d'essence pour la fabrication de carburants.

- **Unité 70 (Production de Bitume)**

L'unité 70 a été spécialement conçue pour traiter 271 100 tonnes par an de brut réduit importé (BRI), pouvant être de trois types :

- Charge A : résidu TIA Juan de densité moyenne de plus de 372°C.
- Charge B : résidu TIA Juan lourd de plus de 450°C.
- Charge C : résidu brut provenant du Koweït.

Cette unité est principalement constituée d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le produit final de la colonne est du bitume routier ordinaire, une partie étant dirigée vers le stockage, tandis que l'autre partie est utilisée comme charge pour la section d'oxydation, où elle est oxydée à l'air pour produire du bitume oxydé.

- **Unité 600 (Unité Melexe)**

Le département de mélange, chargement et expédition est responsable de plusieurs tâches, notamment :

- La gestion des bacs de stockage pour les différentes charges et produits des unités.
- L'expédition des produits vers divers dépôts de stockage, comme le dépôt d'El-Kheroub.
- Le mélange des gasoils.
- La supervision du chargement des produits au port de Skikda.

- **Centrale thermoélectrique**

La CTE, véritable système nerveux de la raffinerie, est composée de 11 sections essentielles :

- La section 62 : production d'eau déminéralisée.
- La section 1020 : tours de refroidissement de l'eau.
- La section 1030 : stockage et pompage de l'eau du barrage ou de l'eau potable.
- La section 1040 : stockage et pompage de l'eau anti-incendie.
- La section 1050 : génération de la vapeur (chaudières).
- La section 1060 : récupération et traitement du condensât.
- La section 1070 : système Fuel-gas.
- La section 1080 : production d'air instrument et d'air de service.
- La section 1100 : traitement des effluents.
- La section 1110 : production d'azote (N_2).
- La section de production d'électricité.

- **Unité 900 (Unité de purification de l'hydrogène)**

Son objectif est d'améliorer la pureté de l'hydrogène extrait de l'unité 100, afin de l'envoyer vers d'autres unités ayant besoin d'hydrogène (comme l'unité 500...). [02]

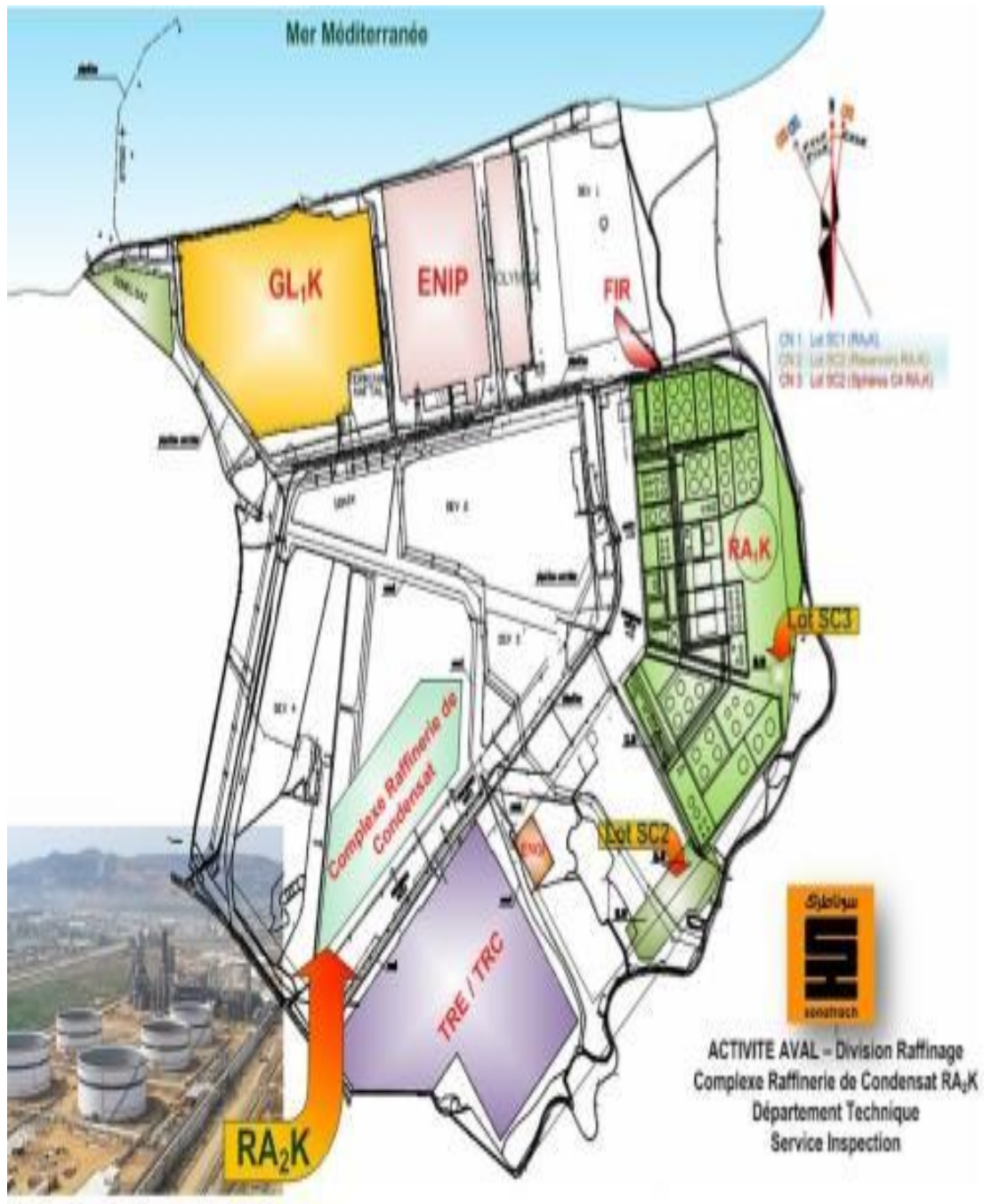


Figure I.4: Situation géographique de la raffinerie de Skikda [11]

I.5) Présentation de l'unité magnaforming U-100

L'unité de magnaforming du projet de réhabilitation et d'adaptation de la raffinerie de SKIKDA (unité 100) peut être divisée en quatre sections comme suit :

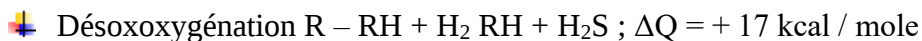
- Section de traitement hydro du naphta.
- Section réactionnelle.
- Section de fractionnement.
- Section d'absorption du gaz net de magnaforming.

Pendant le revamping, seules les sections de réaction et de fractionnement ont été revampées, cependant, la section d'hydrotraitement du naphta a été modernisée au niveau des instruments. De plus, toute partie du splitteur des plateformates constitue une nouvelle section pour le fractionnement des plateformates provenant de l'unité 103. [01]

I.5.1) Présentation des différentes sections de l'unité de magnaforming

I.5.1.1) Section d'hydrotraitement du naphta

Cette section vise à éliminer les impuretés présentes dans les différentes fractions pétrolières, telles que l'azote, l'oxygène, le soufre et les métaux. Ces impuretés peuvent agir comme un poison temporaire ou permanent pour le catalyseur de magnaforming, et elles peuvent également nuire à la qualité des produits finaux en raison de problèmes de pollution et de corrosion. Le traitement de la charge implique l'absorption des métaux par le catalyseur, tandis que l'élimination de l'azote, de l'oxygène et du soufre se fait par des réactions chimiques, notamment :



La charge de naphta "B", provenant des réservoirs de stockage 600-S-20/21, est traitée dans l'unité à travers plusieurs étapes. Tout d'abord, elle est prétraitée par les pompes 100-P-2 A/B et dirigée vers le réacteur 100-R-1 après préchauffage. Les effluents du réacteur sont refroidis puis séparés dans le séparateur 100-V-1. Le gaz est aspiré par les compresseurs de recyclage, tandis que le liquide est envoyé au strippeur 100-C-1. Les fractions légères et l'H₂S sont traités avant d'être envoyés à l'accumulateur de tête 100-V-2. Enfin, le liquide condensé est renvoyé au strippeur. Les produits de fond du strippeur sont pompés vers la section de magnaforming pour la suite du processus.

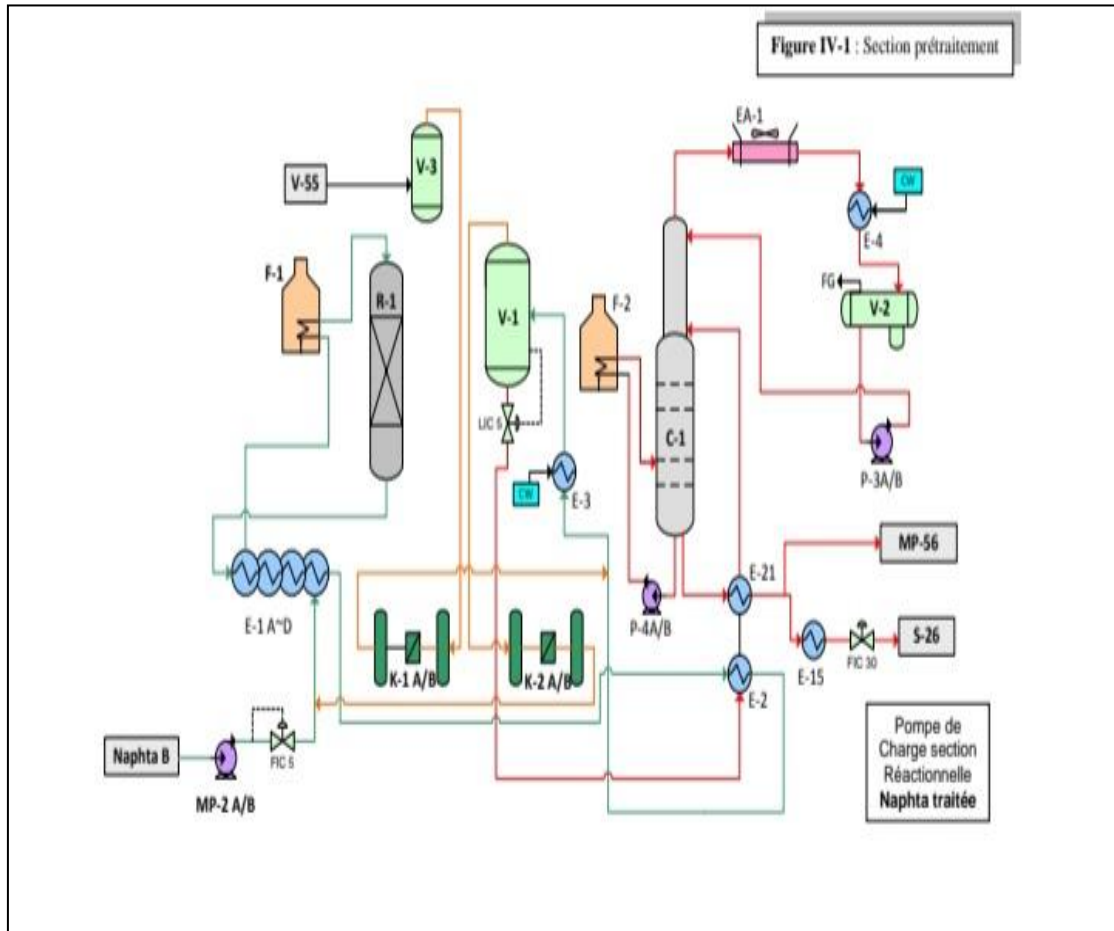


Figure I.5: Section Prétraitement [01]

I.5.1.2) Section réactionnelle

L'unité de magnaforming utilise un procédé semi-régénératif de agnaforming catalytique à lit fixe, avec quatre lits de réacteur fonctionnant selon un profil de température croissant. Les réacteurs d'avance nécessitent moins d'hydrogène pour la déshydrogénation du naphta, tandis que les réacteurs de retard demandent plus d'hydrogène pour limiter la cokéfaction. Le naphta est introduit dans l'unité via des pompes de charge, passant par des filtres pour éliminer les impuretés.

L'alimentation liquide et le gaz de recyclage sont introduits séparément via un échangeur d'alimentation combinée, puis chauffés à travers une série de réchauffeurs pour atteindre les températures nécessaires pour chaque réacteur. Les effluents des réacteurs sont mélangés avec le gaz de recyclage préchauffé, puis dirigés vers les réchauffeurs successifs pour maintenir les températures de réaction requises.

Après le fractionnement du gaz de recyclage pour la chaleur, les effluents sont refroidis dans un échangeur Packinox, mélangés avec d'autres effluents et dirigés vers l'aérocondenseur. Les condensats sont séparés dans des condenseurs et un séparateur de produits. Les vapeurs sont comprimées dans un nouveau compresseur à gaz de recyclage, tandis que les liquides sont envoyés au stabilisateur.

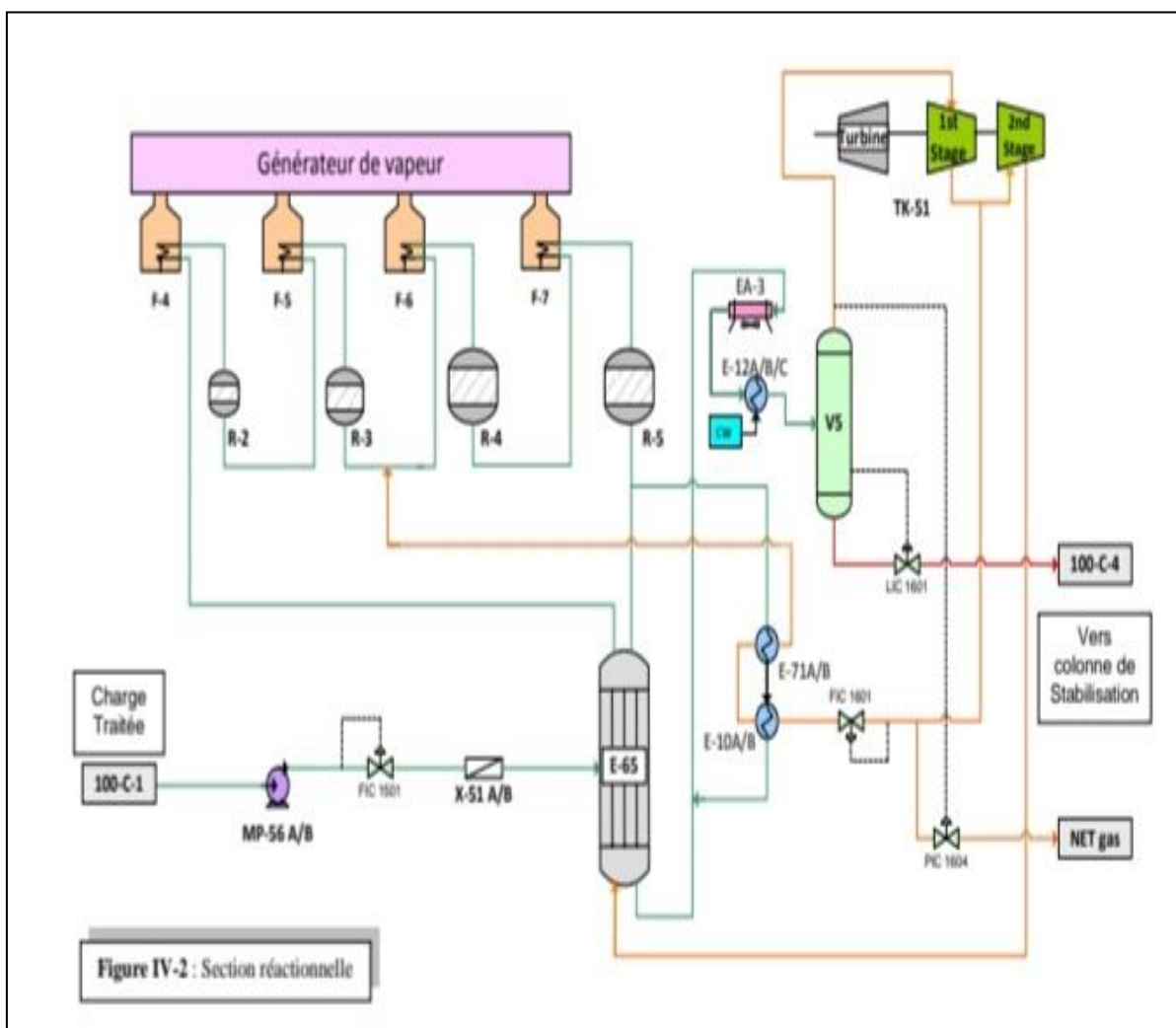


Figure I.6: Section réactionnelle [01]

I.5.1.3) Section de fractionnement

La section de post-fractionnement de l'unité de magnaforming (unité 100) reçoit principalement la charge du séparateur des produits 100-V-5 de la section de réaction. Elle sépare ces produits liquides en différentes coupes, dont la coupe GPL, la coupe C5, la coupe C6, la coupe C7 et la coupe C8+. La coupe C6 est envoyée à l'unité de récupération des aromatiques (unité 200) pour la purification du benzène et du toluène, tandis que la coupe C8+ est dirigée vers l'unité de récupération du para-xylène (unité 400) pour produire du para-xylène de haute pureté. Les coupes GPL, C5 et C7 sont traitées comme produits finaux.

De plus, les produits de vapeur de gaz net de magnaforming sont purifiés dans cette section. Le gaz net purifié est principalement utilisé à l'unité de production d'hydrogène (HPU) pour produire de l'hydrogène de haute pureté, puis dirigé vers l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHU) pour traiter le naphta de distillation directe

I.5.1.2.1) Système de stabilisateur des magnaformats (colonne 100-C-4)

L'objectif du stabilisateur des magnaformats 100-C-4 est de séparer la coupe C5 des magnaformats, afin de minimiser la coupe C5- et de maximiser la récupération du benzène dans les produits de fond. Il est crucial de minimiser la présence de benzène dans le produit de tête net .

Le stabilisateur des magnaformats 100-C-4 contient 39 plateaux de type valve. Il y a trois emplacements d'alimentation différents disponibles pour s'adapter aux différentes compositions des magnaformats, situés aux plateaux n°16, n°20 et n°24 respectivement. L'alimentation de la colonne combine les magnaformats de 100-V-5, le liquide du séparateur du gaz net de magnaforming 100-V-54, le liquide du séparateur du gaz net traité 100-V-55, et les produits liquides de tête du strippeur d'huile riche 100-C-3. Après un pré-réchauffement dans l'échangeur d'alimentation/fond 100-E-70, l'alimentation combinée entre dans la colonne au plateau n°20 sous opération normale.

La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur de stabilisateur des magnaformats 100-E-72. La vapeur à moyenne pression (MP) est utilisée comme moyen de réchauffage pour obtenir le rendement exigé. Les vapeurs de tête de la colonne entrent dans le condenseur à air 100-EA-54, suivi d'un refroidisseur de réglage 100-E-59 utilisant de l'eau.

Les non-condensables sont séparés du liquide dans le récepteur 100-V-6. Le liquide de 100-V-6 est pompé par les pompes de reflux 100-MP-63 A/B, retournant à 100-C-4 comme reflux et envoyant le produit de tête net au splitteur de C4/C5 des magnaformats.

Les résidus nets de 100-C-4 sont refroidis dans l'échangeur d'alimentation/résidu 100-E-70 et envoyés au splitteur des magnaformats 100-C-5 pour un traitement ultérieur. [01]

I.5.1.2.2) . Système de splitteur des magnaformats (colonne 100-C-5)

L'objectif du splitteur des magnaformats 100-C-5 est de séparer la coupe C6 de l'alimentation afin de maximiser la récupération du benzène dans le produit liquide de tête net. Il est crucial de minimiser la présence de benzène dans le produit de fond.

Le splitteur des magnaformats 100-C-5 est équipé de 37 plateaux de type valve et d'un plateau de cheminée de fond. L'alimentation (produit de fond net du 100-C-4) entre dans la colonne au plateau n°15 sous opération normale.

La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur du splitteur des magnaformats 100-F-9. Les vapeurs de tête de la colonne sont complètement condensées dans le condenseur à air 100-EA-5. La température des condensats contrôle la vitesse variable pour 50% du moteur des ventilateurs de 100-EA-5. Les condensats entrent dans le récepteur 100-V-11. Le liquide de 100-V-11 est pompé par les pompes de reflux 100-MP-62 A/B, retournant à 100-C-5 comme reflux et comme produit de tête net au refroidisseur de la coupe C6 des magnaformats 100-E-73, où il est refroidi au moyen d'eau de refroidissement puis déchargé au

réservoir S-32 à OSBL (à l'extérieur de la limite de batterie) comme alimentation pour l'unité de récupération des aromatiques (unité 200). Les résidus nets sont envoyés au splitteur de toluène des magnaformats 100-C-6 pour un traitement ultérieur. [01]

I.5.1.2.3) Système de splitteur du toluène des magnaformats (colonne 100-C-6)

L'objectif du splitteur de toluène 100-C-6 est de séparer la coupe C7 de l'alimentation afin de maximiser la récupération du toluène dans le produit liquide de tête net et de maximiser la récupération du xylène mixte dans le produit de fond.

Le splitteur du toluène 100-C-6 est équipé de 49 plateaux de type valve et d'un plateau de cheminée de fond. L'alimentation (produit net de 100-C-5) entre dans la colonne au plateau #33 sous opération normale. La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur du splitteur du toluène 100-F-10.

Les vapeurs de tête de la colonne sont complètement condensées dans le condenseur à air 100-EA-6, où la température des condensats contrôle la vitesse variable pour 50% des moteurs de ventilateurs de 100-EA-6.

Les condensats entrent dans le récepteur 100-V-12, où le liquide de 100-V-12 est pompé par les pompes de reflux 100-MP-58 A/B, retournant à 100-C-6 comme reflux, et comme produit de tête net au refroidisseur de la coupe du toluène des magnaformats 100-E-74. Là, il est refroidi au moyen d'eau de refroidissement avant d'être déchargé dans les réservoirs de stockage 600-S-30/30 et 600-S-18/19 à OSBL.

Le résidu net (coupe de C8+ des magnaformats) est dirigé vers le réservoir d'alimentation 600-S-232 de l'unité de récupération du para-xylène (unité 400), après avoir été refroidi jusqu'à la température ambiante dans le refroidisseur à air 100-EA-7 et le refroidisseur à eau 100-E-75. Un analyseur en ligne est installé sur la ligne de dérivation (liaison entre l'unité de fabrication et le réservoir de recette) de la coupe C8+ pour surveiller la concentration de toluène. [01]

I.5.1.2.4) Système de splitteur de C4/C5 des magnaformats (colonne 100-C-7)

L'objectif du splitteur de C4/C5 des magnaformats 100-C-7 est de séparer la coupe C4 (GPL) du produit liquide de tête net du stabilisateur des magnaformats 100-C-4, afin de minimiser la coupe C4 (GPL) dans le fond et de maximiser la récupération de C5 dans le produit de fond. Il est crucial de minimiser la présence de coupe C5 dans le produit de tête net.

Le splitteur de C4/C5 des magnaformats (100-C-7) est équipé de 34 plateaux de type valve, avec deux emplacements d'alimentation différents disponibles pour s'adapter aux différentes compositions d'alimentation, situés respectivement aux plateaux n°26 et n°28.

L'alimentation de la colonne est le produit liquide de tête net du stabilisateur des magnaformats 100-C-4. Après le préchauffage dans l'échangeur d'alimentation/fond 100-E-77, l'alimentation entre dans la colonne au plateau #26 sous opération normale. La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur 100-E-61 du splitteur de C4/C5 des magnaformats. À l'intérieur du rebouilleur, une chicane sépare le liquide de fond du produit de fond net. La vapeur à moyenne pression (MP) est employée comme moyen de réchauffage pour assurer le rendement nécessaire à la colonne.

Les vapeurs de tête de la colonne sont dirigées vers le condenseur à air 100-EA-8 puis vers le condenseur de réglage 100-E-60. Le condensat est collecté dans le récepteur de tête 100-V-15, où les non-condensables sont séparés du liquide. Le liquide est ensuite pompé par les pompes de reflux 100-MP-74 A/B, retournant à 100-C-7 comme reflux, et à 30-V-1 et 104-V-3 comme charge d'alimentation de la coupe de GPL.

Le flux de reflux est régulé automatiquement localement, tandis que le produit de tête net est contrôlé par la boucle de contrôle de niveau du récepteur 100-V-15.

Le produit de fond net est extrait du rebouilleur 100-E-61 sous le contrôle de niveau du rebouilleur, puis refroidi dans l'échangeur d'alimentation/fond 100-E-77 et le refroidisseur à eau de la coupe C5 100-E-78 avant d'être envoyé aux réservoirs de stockage 600-S-27/28 de la coupe C5 à l'unité d'isomérisation.[01]

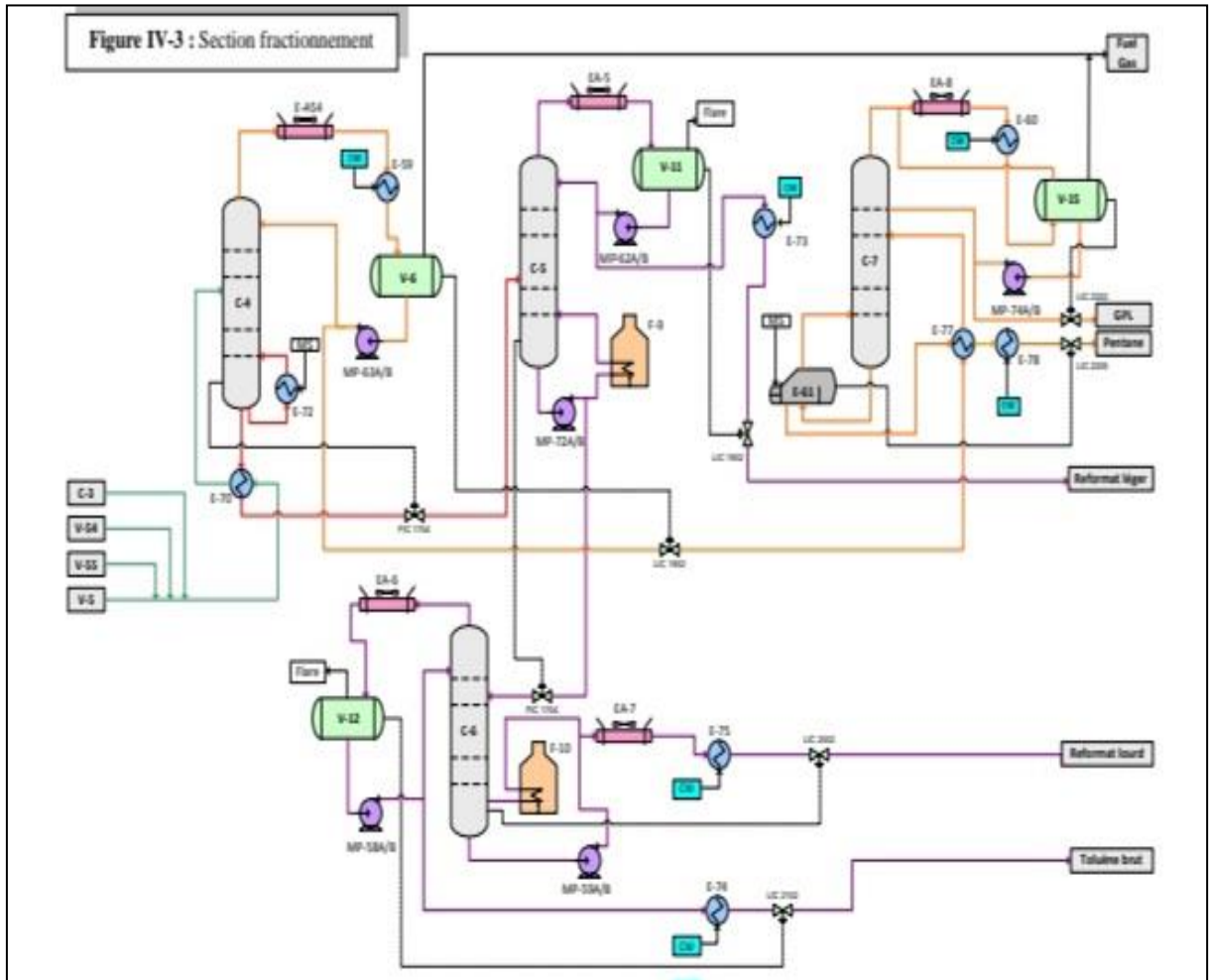


Figure I.7: Section fractionnement [01]

I.5.1.4) Section d'absorption du gaz net de magnaforming

La section d'absorption du gaz net dans le processus de magnaforming revêt une importance capitale. Son objectif est de purifier le gaz net en extrayant les hydrocarbures plus lourds, afin de produire une charge d'alimentation plus pure pour l'unité de production d'hydrogène (HPU). Dans cette section, un flux d'huile pauvre est utilisé comme solvant pour cette extraction.

Le gaz net purifié est d'abord refroidi dans le refroidisseur à eau du gaz net, puis dirigé vers le séparateur du gaz net des magnaformats pour éliminer tout liquide entraîné. Par la suite, il est introduit dans l'absorbeur du gaz net de magnaforming, une colonne équipée de 25 plateaux de type valve. Les hydrocarbures les plus lourds sont absorbés par l'huile pauvre, avant que le gaz net purifié ne soit refroidi à nouveau dans le refroidisseur à eau du gaz net traité et envoyé au séparateur du gaz net traité.

Une fois purifié, la majeure partie du gaz net est acheminée vers l'unité HPU pour la production d'hydrogène haute pureté. Une fraction est également dirigée vers le collecteur de gaz combustible ou vers l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHU).

Quant à l'huile riche collectée au fond de l'absorbeur, elle est envoyée au strippeur d'huile riche pour séparer les hydrocarbures absorbés. Une fois cette séparation effectuée, l'huile pauvre est recyclée en arrière à l'absorbeur, tandis que le produit de tête net est récupéré pour d'autres utilisations. Enfin, le produit de fond net est renvoyé à l'absorbeur comme huile pauvre. [01]

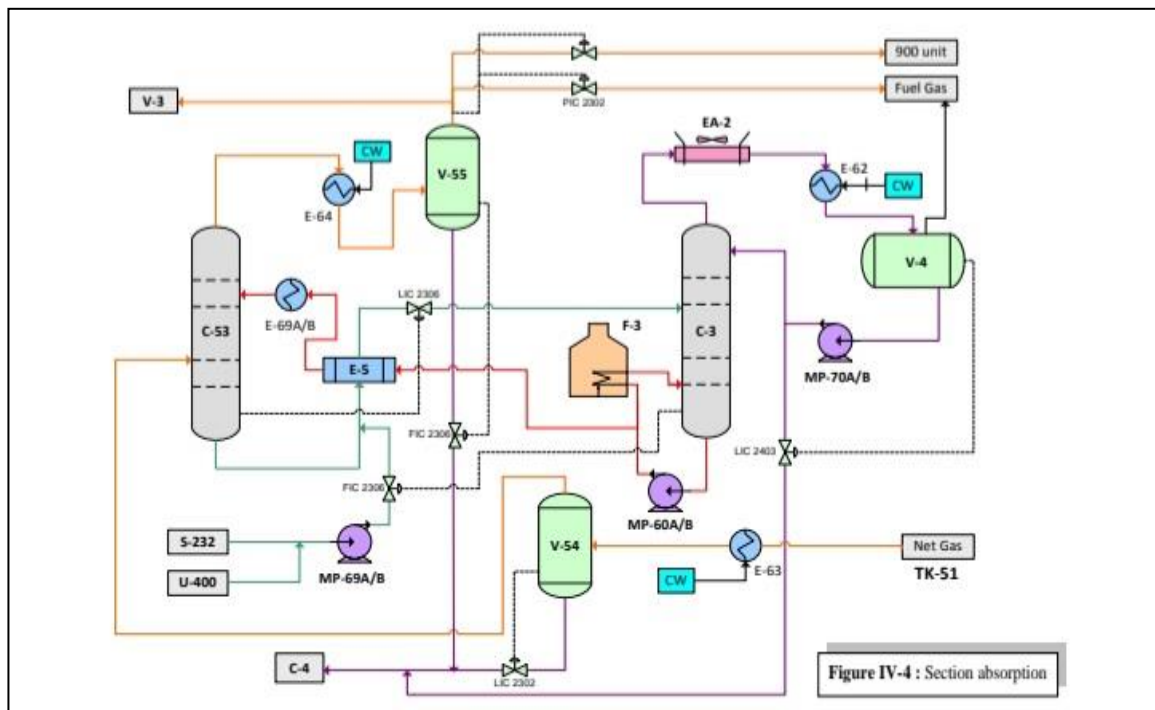


Figure I.8: Section absorption [01]

I.6) Projets de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda

- **Plan et programme de réhabilitation :**

Le tableau numéro I-2 réunit le plan et le programme pour la réhabilitation successive des unités principales et des utilités.

(*) = rénové ; (**) = Nouveau ; (#) =déplacé et rénové ; @=y compris HAZOP

Tableau I.3: Plan de réhabilitation des unités de la RA1K. [1]

N°	Unités	Désignat ion	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	Gas Plant-1 (*)	30	306 500	339 500
4	Gas Plant-2 (*)	13	283 000	339 500
5	Gas Plant-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 Splitteur Platform (**)	100	-	989 950
9	Prétraitement Naphta	101-103	1 165 000	Instrument revamp@
10	Extraction des aromatiques (*)	200	285 000	627 1000%
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 @

- **Bilan de production de la raffinerie RA1K**

Le tableau 1-3 ci-dessous présente le bilan de production de la RA1K avant et après sa réhabilitation.

Tableau I.4 : Bilan de production de la RA1K avant et après la réhabilitation [06]

Charges	Avant Réhabilitation	Après Réhabilitation
Pétrole brut, TPA	15 000 000	18 000 000
Produits		
GPL	365 000	644 200
Naphta	1700 000	3 753 800
Essence	2 180 000	2 135 400
Jet a1	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	22 0100

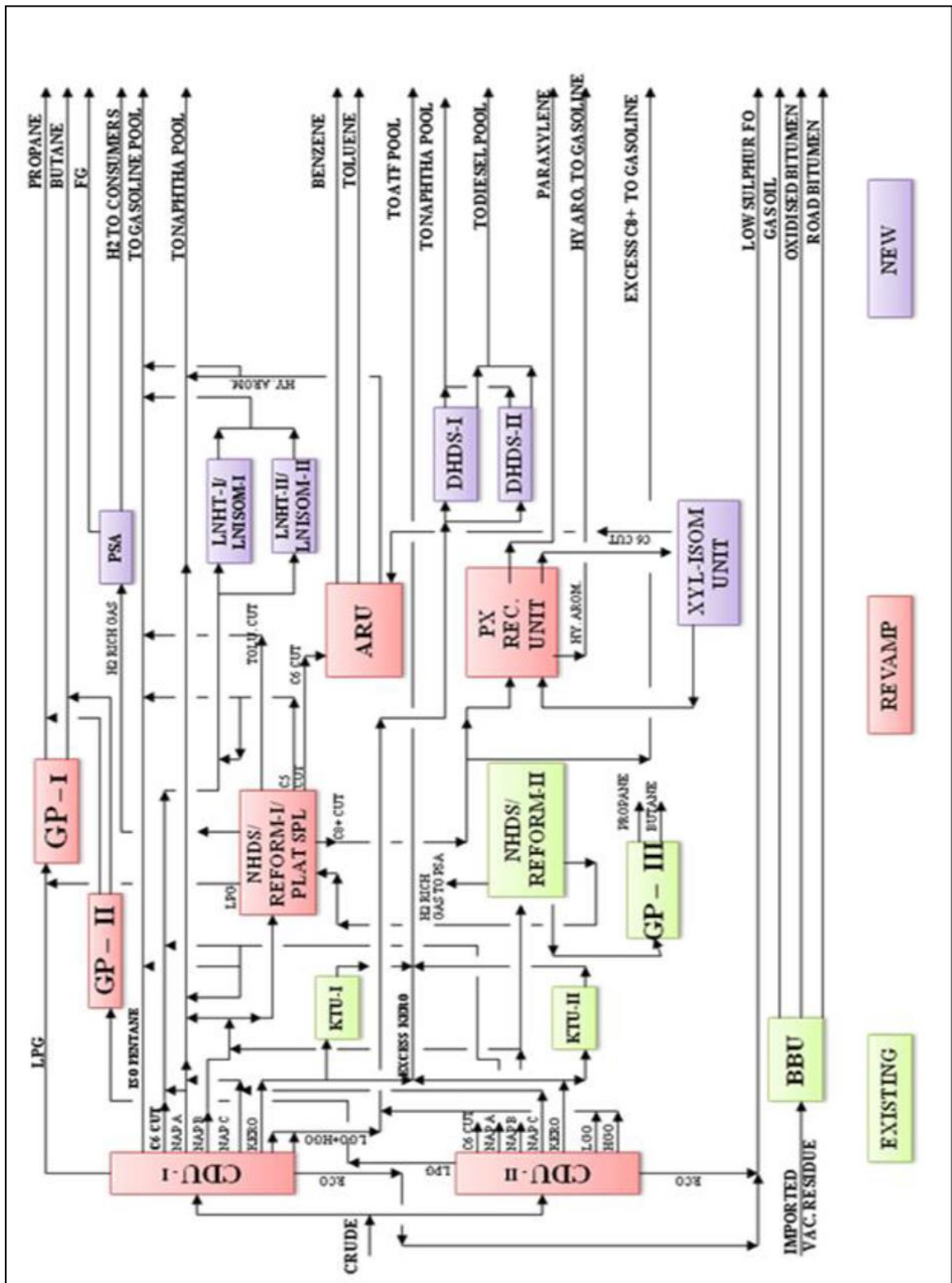
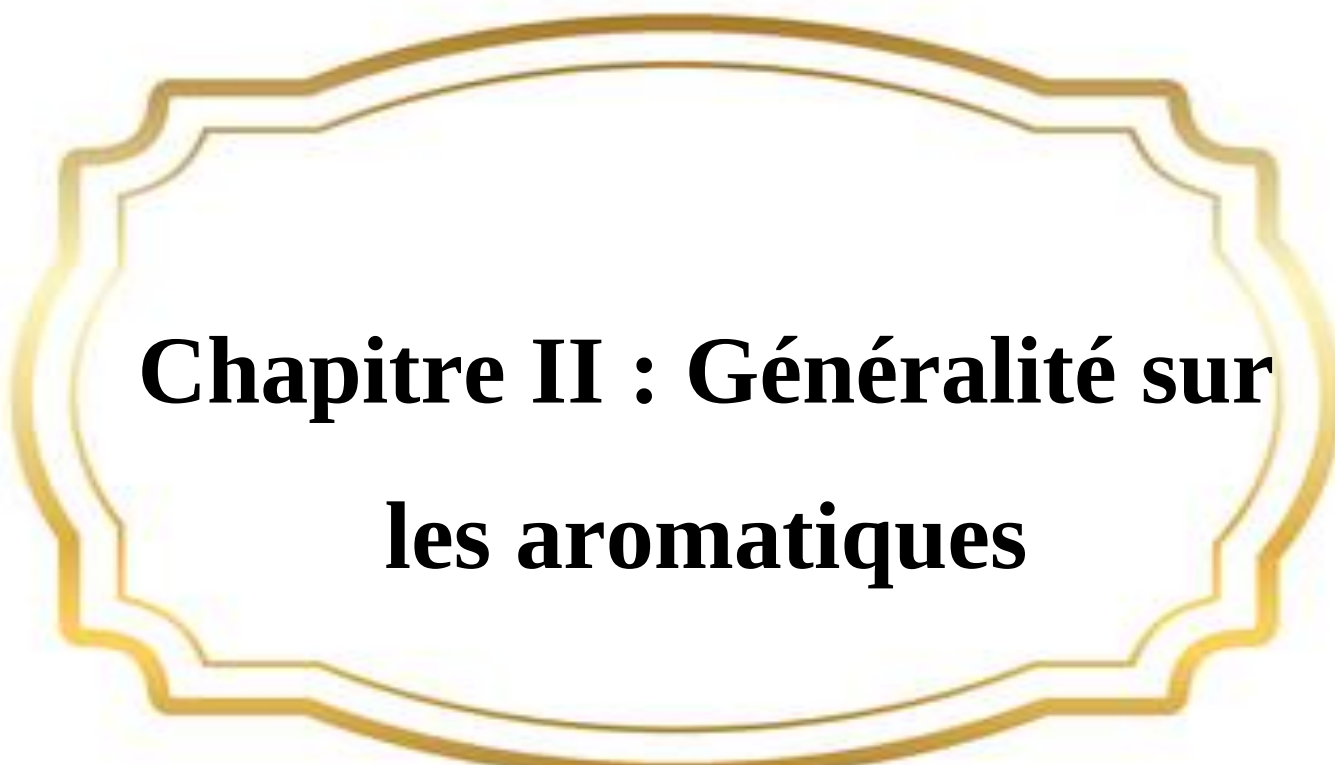


Figure I.9: Schéma des principaux procédés dans la raffinerie de Skikda [02]

Conclusion

La raffinerie de Skikda, suite au projet de réhabilitation, est actuellement dotée d'outils permettant de changer les schémas de formulation des essences.



Chapitre II : Généralité sur les aromatiques

Introduction

Les hydrocarbures aromatiques de première génération les plus couramment utilisés, tels que le benzène, le toluène et les trois isomères de xylènes, occupent une position centrale dans l'industrie. Principalement employés dans la fabrication de carburants, ces produits non séparés sont également des matières premières essentielles pour de nombreuses synthèses pétrochimiques. Plus de 90 % des BTX (benzène, toluène, xylène) mondialement produits proviennent des processus de conversion des fractions pétrolières, notamment du reformage catalytique et du vapocraquage du naphta.

Les essences issues du reformage et du vapocraquage subissent des traitements visant à séparer physiquement le benzène, le toluène et les xylènes, mais dans des proportions non toujours adaptées à la demande. Par conséquent, des transformations complémentaires sont nécessaires, telles que

- L'hydrodésalkylation du toluène en benzène
- L'isomérisation des xylènes et de l'éthylbenzène
- La désalkylation de l'éthylbenzène ;
- La dismutation / transalkylation du toluène, etc.

Pour être commercialisés, les BTX (benzène, toluène, xylène) doivent répondre à des spécifications de pureté extrêmement strictes. Le pétrole est un mélange complexe comprenant divers hydrocarbures et composés non hydrocarbonés. Après distillation, les composés aromatiques se retrouvent principalement dans le naphta, un produit de la distillation fractionnée. Le naphta, se situant entre l'essence et le kérosène, est considéré comme léger en raison de la faible masse moléculaire des hydrocarbures qu'il contient, jusqu'à 20 % de sa masse. Cependant, une simple séparation des aromatiques ne répond pas aux besoins du marché ; leur synthèse à partir d'autres hydrocarbures est nécessaire. Cette synthèse peut être réalisée par reformage catalytique du naphta ou vapocraquage des coupes plus lourdes, telles que les gazoles. Certains aromatiques moins utilisés, tels que le toluène ou le méta-xylène, peuvent être transformés en benzène, paraxylène ou ortho-xylène.

Les hydrocarbures aromatiques jouent un rôle crucial dans divers secteurs industriels, d'où l'importance de les valoriser pour leur utilisation en synthèse pétrochimique. Présents dans les pétroles bruts, ces composés sont essentiels dans l'industrie de la pétrochimie, servant de base à de nombreux matériaux synthétiques contemporains. Les intermédiaires aromatiques les plus recherchés comprennent le benzène, le toluène et le paraxylène (BTX), répondant à la demande croissante en matières premières aromatiques pour l'industrie pétrochimique. Ces

hydrocarbures sont principalement obtenus par des procédés de reformage catalytique ou de vapocraquage. [08]

I.1) 1Définition

Ce sont des hydrocarbures cycliques non saturés de formule générale « C_nH_n ». Présents dans le pétrole sous forme de benzène, toluène, xylène et leurs dérivés, ces composés sont considérés comme aromatiques lorsque leur teneur dans le pétrole atteint environ 35%. Ces composés constituent des matières premières essentielles pour l'industrie pétrochimique.

Les hydrocarbures aromatiques se distinguent par leur stabilité accrue due à la libre circulation des électrons autour de leur cycle. Leur caractéristique principale réside dans la présence d'un noyau aromatique, ce qui se traduit par un rapport élevé entre les atomes de carbone et d'hydrogène. [03]

I.2) Source des aromatiques

Les hydrocarbures aromatiques sont présents dans le pétrole brut, mais en quantités limitées. Leur concentration varie selon les sources, cependant, une fraction de pétrole distillant entre 40°C et 180°C peut contenir de 2 à 10 % d'hydrocarbures aromatiques, tandis qu'une essence issue du craquage peut en renfermer entre 15 et 20 %.

Outre les produits liquides obtenus par distillation de la fraction légère du pétrole, les hydrocarbures aromatiques sont principalement issus du traitement des essences provenant de la pyrolyse du naphta ou du gasoil. La concentration en aromatiques des produits de reformage catalytique varie en fonction de la composition de la charge et de son intervalle de distillation..

En principe, les compositions des essences de pyrolyse ne dépendent pas de la nature de la charge. Ainsi, on observe que les deux sources d'hydrocarbures aromatiques possibles présentent des compositions très différentes, ce qui permet de les utiliser selon les besoins du marché. Cependant, il est à noter que les hydrocarbures aromatiques peuvent également être d'origine non pétrolière.

Environ 10 % des aromatiques utilisés dans le monde proviennent actuellement du charbon. Par ailleurs, les hydrocarbures aromatiques BTX (benzène, toluène et xylène) peuvent également être obtenus à partir du benzol. Lorsque la bouillie est transformée en coke pour la production de fonte brute, elle génère des gaz bruts ou de cokerie, du benzol et du goudron. Les benzols sont purifiés des composés sulfurés (thiophène, mercaptans), des composés oxygénés (phénols) et des composés azotés (pyridine) par traitement à l'acide sulfurique ou par hydrorafinage catalytique. Le produit purifié est ensuite distillé pour obtenir du benzène brut contenant les hydrocarbures suivants en poids. [03]

II.3) Propriété physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques

La séparation et la purification des différents composants du mélange aromatique C8 soulèvent un certain nombre de difficultés, qui apparaissent immédiatement lors de l'examen des propriétés physico-chimiques de ces composés.

Les composés benzéniques ont tous une odeur caractéristique, d'où leur nom d'aromatiques. Ils sont également toxiques. À 20 °C et à pression atmosphérique, les premiers composés benzéniques sont liquides, tandis que le naphthalène est solide. Le benzène, le toluène et le xylène sont d'excellents solvants : ce sont des liquides incolores à l'odeur aromatique, insolubles dans l'eau et ayant une densité inférieure à celle de l'eau. Cependant, en raison de leur toxicité, ils peuvent contaminer l'eau plus facilement que les paraffines.

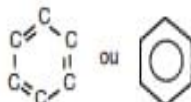
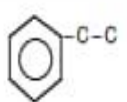
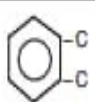
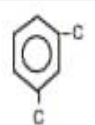
 AROMATIQUES A₁ 11						
Composé	Formule globale	Formule développée	M g/mole	ti (°C)	teb (°C)	pliquide kg/m ³ à (t°°C)
Benzène	C ₆ H ₆		78,1	5,6	80,2	885 (16)
Toluène	C ₇ H ₈		92,1	-95,2	110,7	867 (20)
Ethyl-benzène	C ₈ H ₁₀		106,2	-95	136,2	867 (20)
Ortho-xylène	C ₈ H ₁₀		106,2	-25,2	144,5	880 (20)
méta-xylène	C ₈ H ₁₀		106,2	-47,9	139,2	864 (20)
para-xylène	C ₈ H ₁₀		106,2	13,3	138,4	861 (20)

Figure II.10: Les propriétés physiques des " BTX " et de l'éthyle-benzène.

II. 3.1) Le Benzène : Le benzène a pour formule C₆H₆, tous les hydrogènes 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.

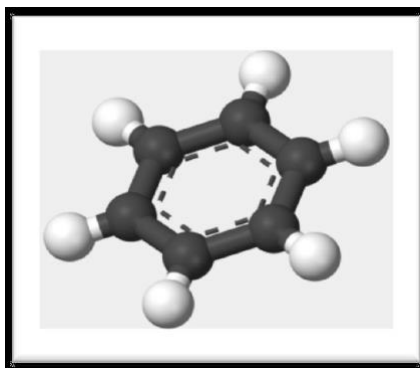


Figure I11: Formule de benzène [03].

II.3.2) Le Toluène : 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 de 0,8869 à 20°C .Le toluène est légèrement soluble dans l'eau douce à 25 °C

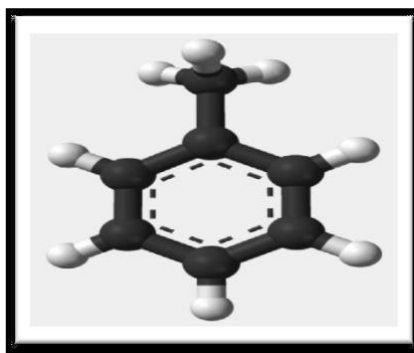


Figure 12: Formule de toluène [03].

II.3.3) Le Xylène :

Elle repend aussi du fait que si de groupe de Xylène

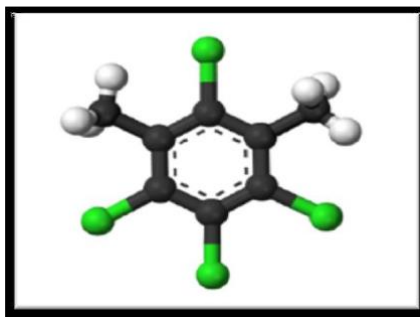


Figure II. 13: Formule de Meta- Xylène [03].

Le Xylène contient trois isomères

- Ortho - Xylène.

- Meta - Xylène.
- Para - Xylène.

L'Ethyle – benzène:

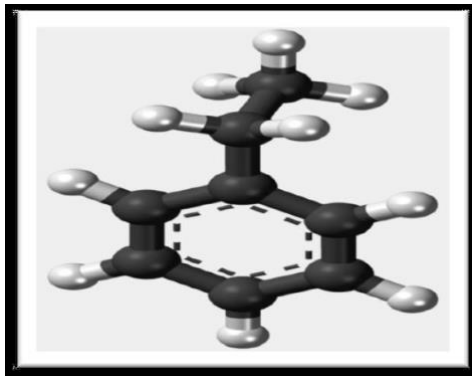


Figure II.5: Formule d'Ethyle – benzène [03].

- **Les hydrocarbures aromatiques polycycliques**

Plusieurs familles d'hydrocarbures aromatiques et polyaromatiques dont le nombre de noyaux varie de 2 à 6 sont présentes dans les pétroles bruts. Ces composés sont dominés par des composés mono-, di- et tri aromatiques. En général, les hydrocarbures aromatiques sont moins abondants que les alcanes, et ne représentent que 10 à 30 % des hydrocarbures totaux d'un brut pétrolier. Bien que les hydrocarbures aromatiques polycycliques (HAP) fassent partie des hydrocarbures aromatique ils constituent de par leur toxicité à très faible dose, un groupe différent des autres hydrocarbures aromatiques. Ces composés sont des substances organiques constituées d'au moins deux anneaux aromatiques condensés. Ils sont divisés en deux catégories : les composés à faible masse moléculaire formée de moins de quatre anneaux et les composés à masse moléculaire élevée, à quatre anneaux ou plus.

Les HAP purs sont des solides habituellement colorés, cristallins à la température ambiante. Les propriétés physiques des HAP varient selon leur masse moléculaire et leur structure.

Tableau II.1 : Propriété physico-chimiques des (HAP) [03].

Nom	Masse moléculaire (g/mol)	Densité d [g/cm ³]	Solubilité dans l'eau S*[mg/l] à 25 °C
Naphtalène	128,2	1,162	32
Acénaphthylène	152,2	1,194	3,93
Acénaphtène	154,2	1,024	3,42
Fluorène	166,2	1,203	1,9

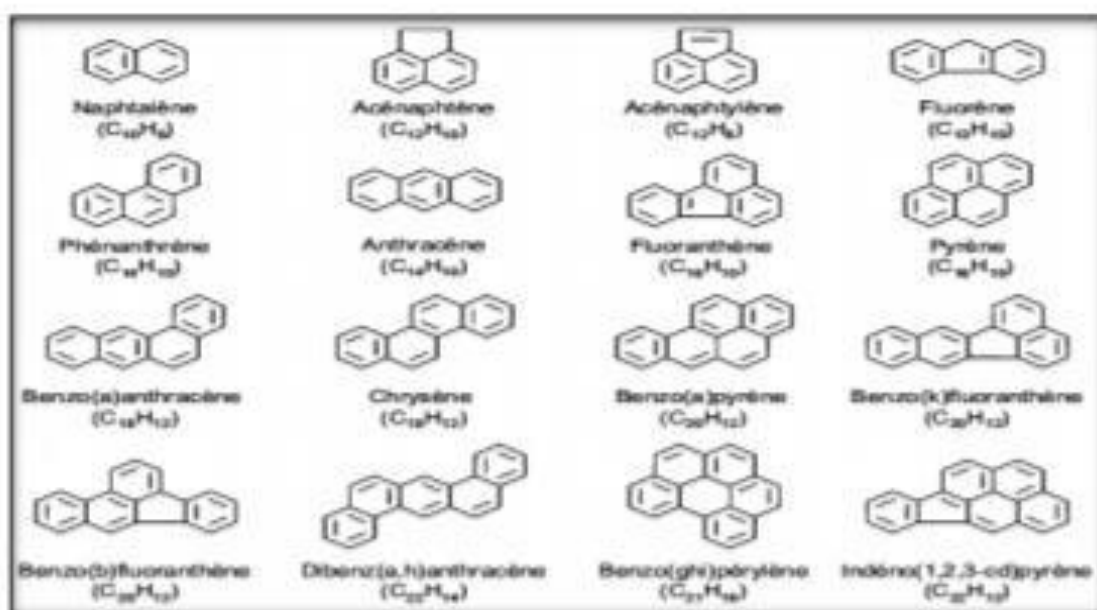


Figure II.6: Les structures des 16 HAP [03].

• Rôle des hydrocarbures aromatiques dans le domaine pétrochimique

Les hydrocarbures aromatiques ont pris une grande importance économique, époque à laquelle on a utilisé l'huile légère de houille comme solvant du caoutchouc. Sous forme de produits purs, les composés aromatiques sont couramment utilisés dans la synthèse chimique des matières plastiques, du caoutchouc, des peintures, des colorants, des explosifs, des pesticides, des détergents, des parfums et des médicaments. Ils sont employés principalement en mélange dans des solvants et constituent une fraction variable de l'essence.

Les produits-clés de la chimie des aromatiques, vaste et diversifiée, sont le benzène, le toluène, l'éthyle benzène et les isomères ortho-, méta- et para- du xylène. Les aromatiques plus lourds tels que le naphthalène et l'anthracène sont d'une importance moindre.

Les aromatiques parmi les produits de base les plus répandus et les plus importants ; ils interviennent pour une grande part dans toutes les fabrications des plastiques, des caoutchoucs synthétiques et des fibres synthétiques.

La pétrochimie en partant de certaines de ces coupes (essence, gasoil) produites par les opérations de vapocraquage et de reformage des oléfines et des aromatiques. C'est à partir de ces "brique" que s'élaborent, par une succession de réactions plus ou moins nombreuses, les produits chimiques mis en œuvre dans les applications modernes de la chimie. Parmi celles-ci, les plus importantes en tonnage sont les matières plastiques, les fibres textiles et les élastomères, mais il faut ajouter les détergents, les pesticides, les solvants, sans compter les innombrables

applications de parachimie qui, bien que traitant des tonnages beaucoup plus faibles, se caractérise par une valeur ajoutée bien plus grande (parfumerie, cosmétiques, médicaments, etc.). [03]

- **L'Importance des aromatiques**

Le développement considérable de la pétrochimie dans le monde entier, lié à la croissance des industries productrices de matières plastiques, de fibres synthétiques, de caoutchouc synthétique, de détergents et de nombreux autres produits de la chimie organique requiert chaque année des quantités plus importantes de matières premières hydrocarbonées.

Etant donné que la charge des complexes pétrochimiques provient majoritairement de pétrole et de gaz naturel, il en résulte l'augmentation de la demande en matières premières grade pétrochimiques ; oléfiniques, aromatiques [10].

- **Les domaines d'utilisation des Aromatiques**

Les aromatiques contiennent un large domaine d'application, pour cela on peut citer certains composants aromatiques avec leurs applications fréquents :

- **Benzène**

C'est un solvant d'extraction dans l'industrie des parfums et les laboratoires des recherches. Il est utilisé pour l'obtention du phénol, chlorobenzène, cyclohexane, l'éthylbenzène, nitrobenzène, iso propylbenzèneetc.

- **Toluène**

C'est un composant utilisé à la fabrication de certaines matières explosives, aussi utilisé comme solvant pour la peinture, le vernis, les colles, l'encre d'imprimerie et l'industrie pharmaceutique. Ainsi le toluène est considéré comme matière première pour la synthèse organique, et aussi est un constituant d'essence.

- **Xylène**

C'est un solvant comme le toluène utilisé pour la peinture, le vernis, les colles, l'encre d'imprimerie. Il est utilisé pour la préparation des insecticides, les matières colorantes. Aussi il a une application à l'industrie de caoutchouc et l'industrie des produits pharmaceutiques. [10]

Conclusion

Les aromatiques sont des composés d'une grande importance, occupant la deuxième place après les oléfines dans la synthèse pétrochimique. À partir des aromatiques, on produit divers matériaux tels que les matières plastiques, les plastifiants, les résines synthétiques, les fibres synthétiques et les tensioactifs. Les hydrocarbures aromatiques les plus utilisés comprennent le benzène, le toluène et les trois isomères de xylènes. [10]



Chapitre III : Simulation et optimisation

Introduction

Ce chapitre se concentre sur l'étude de la simulation de la section de fractionnement U100 et sur l'optimisation des paramètres opérationnels des colonnes C5 et C6 dans le but d'augmenter le rendement en produits aromatiques tels que le benzène et le toluène.

Dans la première partie, nous présenterons le problème et expliquerons la méthodologie de résolution utilisée. La deuxième partie sera consacrée à la simulation et à la validation du cas de conception, tandis que la dernière partie portera sur l'étude par simulation et l'optimisation des performances. [10]

III.1) Problématique et méthodologie de résolution

L'unité Magnaforming est conçue pour produire un Magnaformat à haut indice d'octane, et la section de fractionnement permet de diviser le Magnaformat et de produire des aromatiques BTX (utilisés comme charge pour les unités U200 et U400). La dégradation de la qualité du Magnaformat non stabilisé peut avoir des conséquences graves sur la qualité des produits issus de la section de fractionnement.

La qualité du Magnaformat non stabilisé dépend de plusieurs facteurs :

- La qualité de la charge utilisée dans l'unité Magnaforming, qui est le naphta B prétraité provenant de la section de stabilisation de l'unité Topping. Actuellement, la coupe de naphta B est hors norme, car elle contient un pourcentage élevé de substances non aromatiques, ce qui réduit l'efficacité de la séparation.

- L'activité du catalyseur de la section Magnaforming, qui est un catalyseur bimétallique platine-rhénium sur un support à base d'alumine. Actuellement, ce catalyseur est en fin de cycle.

Depuis sa mise en service, le procédé de Magnaforming fonctionne seulement à 75% de sa capacité, en raison du four de prétraitement qui ne parvient pas à fournir l'énergie nécessaire pour atteindre les températures souhaitées. [10]

L'objectif de notre étude est d'optimiser les paramètres opérationnels de la section de fractionnement afin de maximiser la teneur en aromatiques avec la charge actuelle, tout en respectant les normes exigées et les limitations du procédé. Pour cela, nous effectuons une simulation à l'aide du logiciel Aspen HYSYS 14.

III.1.1) Méthodologie de travail

Dans le cadre de cette étude, nous avons d'abord effectué une simulation à l'aide du logiciel ASPEN HYSYS 14 pour nous assurer que notre modèle correspondait bien au design initial. Une fois cette validation effectuée, nous avons procédé à la simulation de la section de fractionnement en utilisant les données actuelles. Pour mener à bien ce travail, nous avons

ensuite optimisé les paramètres de fonctionnement clés afin de déterminer les conditions idéales pour maximiser le rendement des produits.[10]

III.1.2) Méthodologie de résolution

La simulation de la section de fractionnement comprend deux cas :

 Simulation du cas design, qui est réalisée selon les données fournies par le constructeur

 Simulation du cas réel, effectuée en utilisant les données actuelles. Ensuite, nous procédons à l'optimisation. Dans un premier temps, nous suivons l'effet des paramètres opérationnels sur la qualité et la quantité des produits raffinés en adoptant la stratégie suivante : pour tester n paramètres, nous fixons $n-1$ paramètres et faisons varier le paramètre restant. Nous lui attribuons alors X valeurs dont l'intervalle est défini par les données du procédé, telles que les paramètres de conception des équipements et les conditions de fonctionnement de simulation et validation du cas design [10].

III.1.3) Description du logiciel de simulation Aspen HYSYS

Le logiciel HYSYS offre la possibilité de simuler les procédés industriels dans les domaines du gaz, du raffinage et de la pétrochimie, que ce soit en mode stationnaire ou dynamique.

- L'utilisateur doit définir les composants du gaz, du liquide ou du mélange.
- Il sélectionne un modèle thermodynamique approprié.
- Il est également nécessaire de spécifier les paramètres requis pour le calcul de chaque opération unitaire.
- HYSYS résout le schéma du processus et peut également dimensionner certains équipements. [7]

III.1.4) Choix du modèle thermodynamique

Le modèle thermodynamique employé est l'équation de Peng-Robinson, car elle est la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures. [4]

III.1.5) Les données de la simulation

Les informations sur la simulation de la section de fractionnement de l'unité Magnaforming sont détaillées dans le tableau III.1. Elles comprennent les conditions de service des équipements. Pour plus de détails, vous pouvez vous référer à **Annexe A**.

III.1.5.1) Données de départ :

- Débit de la charge : $L = 114598 \text{ Kg/h}$
- La température d'alimentation : $T_a = 38.1 \text{ °C}$
- La pression d'alimentation : $P_a = 5.9 \text{ Kg/cm}^2.\text{g}$

Tableau III.1 : La composition de la charge de la colonne C4.

Stream phase	Mélange	
Débit massque, kg/h	114598	
Composition	Fraction massique (%)	Débit massique (kg/h)
Hydrogène	0.01	6.4
C4-HC Lights	6.96	7977.7
Paraffins-C5	6.50	7449.1
Naphthenes-C5	0.00	0.0
Paraffins-C6	10.25	11749.9
Naphthenes-C6	0.57	650.8
Paraffins-C7	7.56	8659.7
Naphthenes-C7	0.76	869.5
Paraffins-C8	1.03	117749.9
Naphthenes-C8	0.10	120.2
Paraffins-C9	0.27	311.2
Naphthenes-C9	0.02	24.9
Paraffins-C10	0.03	32.3
Total Oléfines	0.58	665.8
Benzène	9.84	11272.2
Toluène	21.05	24126.4
M. Xylène	9.78	11207.0
O. Xylène	6.05	6937.4
P. Xylène	4.61	5285.6
Ethyl Benzène	4.38	5020.5
Aromatics-C9	0.75	10024.0
Aromatics-C10	0.65	745.4
Indane	0.25	284.2
Total	100	114598

III.1.6) Schéma de l'unité de fractionnement

Le schéma de la section fractionnement est présenté sur la figure suivante :

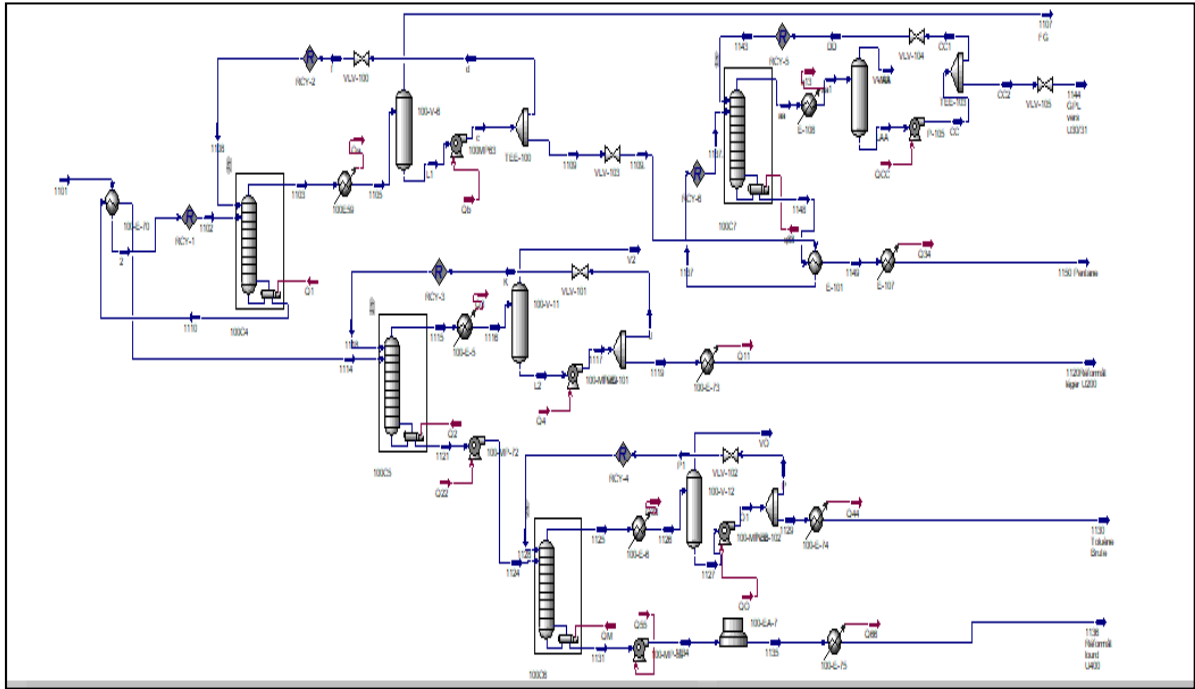


Figure III.1: Schéma de la simulation de la section fractionnement.

III.1.7) Simulation du cas design

Dans cette partie, on va simuler la section fractionnement de l'unité Magnaforming en se basant sur les données du constructeur.

Pour plus de détails, vous pouvez vous référer à **Annexe A**.

III.1.7.1) Comparaison des résultats de la simulation par rapport aux données du cas design

Les résultats de simulation du cas de conception, comparés avec ceux obtenus par Aspen HYSYS pour la section de fractionnement U100, sont récapitulés dans les tableaux ci-dessous. La comparaison des résultats obtenus avec ceux du design doit satisfaire la condition d'incertitude : $E \leq 10\%$. [10]

$$\text{Erreur (E)\%} = \frac{\text{La valeur design}}{\text{La valeur design}} * 100$$

III.1.7.2 Débits massiques (kg/h)

Tableau III.2 : Comparaison entre les débits du cas design et les résultats du cas simulé.

Les produits finis	Design	Design simulé	L'erreur %
La charge vers 100C4	114598	114598	/
Fuel Gas	7871	7014	10.88
GPL	3763	4142	10.07
Pentane	7574	7571	0.039
Réformât léger U200	36935	36940	0.019
Toluène Brute	24343	24340	0.012
Réformât lourd U400	40096	40100	0.009

Dans le tableau III.2 est donné l'erreur (E) entre les débits du cas design et les les débits du cas simulé. Les résultats obtenus sont très satisfaisante car l'erreur moyenne est $\leq 10\%$.

III.1.7.3 Composition des produits

Les résultats de simulation du cas design sont affichés dans le tableau III.3 ci-dessous.

Tableau III.3 : Comparaison entre la composition des produits design et design simulé

	FG %P			GPL %P			Pentane %P		
	(1)	(2)	Err%	(1)	(2)	Err%	(1)	(2)	Err%
H2	0.08	0.075	6.25	-	-	-	-	-	-
C1, C2, C3, C4	69.09	67.10	2.88	99.95	98.75	1.2	0.48	0.42	12
ParaC5	27.94	27.95	0.35	0.04	0.042	5	63.01	62.68	0.53
NaphC5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ParaC6	2.41	2.09	10.56	-	-	-	14.91	14.87	0.27
NaphC6	-	-	-	-	-	-	0.01	0.011	10
ParaC7	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NaphC7	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ParaC8	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NaphC8	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ParaC9	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NaphC9	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Oléfine	-	-	-	-	-	-	1.35	1.32	2.22
ParaC10	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Benzène	-	-	-	-	-	-	0.25	0.28	12
Toluène	-	-	-	-	-	-	-	-	-
MX	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OX	-	-	-	-	-	-	-	-	-
PX	-	-	-	-	-	-	-	-	-
EB	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar C9	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar C10	-	-	-	-	-	-	-	-	-

(1) : cas design.

(2) : design simulé.

Err : erreur relative.

Tableau III.4 : Comparaison entre la composition des produits design et design simulé.

	R. léger % P			Toluène % P			R. lourd % P		
	(1)	(2)	Err %	(1)	(2)	Err %	(1)	(2)	Err %
H2	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C1, C2, C3, C4	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ParaC5	0.07	0.072	2.85	-	-	-	-	-	-
NaphC5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ParaC6	31.99	31.49	1.15	-	-	-	-	-	-
NaphC6	1.91	1.8	5.7	-	-	-	-	-	-
ParaC7	24.05	19.7	10	0.57	0.62	8.77	-	-	-
NaphC7	1.46	1.50	2.7	1.44	2.52	8.75	-	-	-
ParaC8	0.13	2.03	10.38	4.5	0.59	10	0.11	0.03	10
NaphC8	-	-	-	0.39	0.02	5.13	0.06	0.28	10
ParaC9	-	-	-	0.13	0	-	0.7	0.59	6.15
NaphC9	-	-	-	-	-	-	0.06	0.05	1.66
Oléfine	-	-	-	-	-	-	0.02	0.0	7
ParaC10	-	-	-	-	-	-	0.08	0.07	5
Benzène	33.02	33.49	1.4	0.03	0	16.66	-	-	-
Toluène	6.00	3.33	10.44	88.73	94.55	6.56	1.5	1.04	13.33
MX	-	-	-	1.18	0.31	12.55	27.84	28.71	3.12
OX	-	-	-	0.04	0.01	5.00	17.58	17.89	1.76
PX	-	-	-	0.86	0.18	3.45	12.93	13.51	4.48
EB	-	-	-	1.92	1.11	1.56	11.45	12.18	5.03
Ar C9	-	-	-	-	-	-	25.08	22.86	8.85
Ar C10	-	-	-	-	-	-	1.87	1.52	9.71

(1) : cas design.

(2) : design simulé.

Err : erreur relative.

D'après les tableaux III.3 et III.4, les données fournies par le fabricant et les résultats générés par le logiciel de simulation Aspen HYSYS présentent une proximité notable (Erreur moyenne <10 %). Dans ces conditions, il est raisonnable de conclure que le modèle thermodynamique employé ainsi que le schéma PFD (Process Flow Diagram) **Annexe B** élaboré, incluant toutes les spécifications requises, sont valides. Par conséquent, ils peuvent être employés en toute confiance dans les scénarios à venir.

III.2) Etude par simulation

Une fois que la conformité de la simulation du cas design est établie, nous entreprenons la validation de la simulation du cas réel de la section de fractionnement. Ceci est essentiel pour avancer vers l'optimisation des paramètres de fonctionnement en vue de maximiser la production d'aromatiques. [10]

III.2.1) Simulation du cas actuel

Dans cette partie, nous réitérons la simulation de l'unité en prenant en considération la variation de la charge (quantité/qualité) ainsi que les conditions de fonctionnement (température et pression) actuellement en vigueur. [10]

III.2.1.1) Resultats de la simulation

Les données de la simulation du cas réel ont été prises pour un taux de marche de 75%. Les résultats de la simulation sont récapitulés dans les tableaux ci-dessous.

Pour plus de détails sur la simulation du cas réel, vous pouvez vous référer à **Annexe C**

III.2.1.2) Résultats en débits massiques (kg/h)

Le tableau III.15 représente les débits des produits sortant de la section fractionnement.

Tableau III.5 : comparaison de débit des produits design et actuel simulé.

Les produits finis	Les débits en Kg/h	
	Design	Actuel simulé
FG	7885	7543
GPL	3763	3146
Pentane	7574	5763
Reformat léger U200	36935	20450
Toluène Brute	24343	32590
Reformat lourd U400	40096	35740

III.2.1.3) Composition des produits finis

Les résultats de la simulation sont récapitulés dans les tableaux ci-dessous :

Tableau III.6 : Comparaison entre la composition des produits du design et celle de l'actuel simulé.

	FG (%P)		GPL (%P)		Pentane (%P)	
	Design	Réel	Design	Réel	Design	Réel
H2	0.08	-	-	-	-	-
C1	0.6	-	2.10	-	-	-
C2	04.66	-	4.45	-	-	-
C3	15.20	15.78	20.21	25.03	-	-
IC4	11.90	12.29	13.00	40.51	0,45	0.19
NC4	18.97	20.16	58.03	34.46		8.40
IC5 / nC5	7.94	45.04	0.04		63.01	65..54
1-Pantène	-	1.39	-	-	-	-
IC6	00,83	-	-	-	-	-
NC6	2.41	-	-	-	14.91	10.57
PC6	-	-	-	-	-	0.27

Tableau III.7 : comparaison entre la composition des produits du design et celle de l'actuel simulé.

	Reformat léger U200 (Tête C5) %P (3)		Toluène Brute (Tête C6) %P (3)		Reformat lourd U400 (Fond C6) %P (3)	
	Design	Réel simulé	Design	Réel simulé	Design	Réel simulé
Non aromatique	59.04	60.36	7.28	14.93	2.00	9.65
Benzène	33.02	26.24	0.03	0.1	/	/
Toluène	6.00	13.04	88.73	56.4	1.5	0
Éthylbenzène	/	/	1.92	7.34	11.45	3.43
Paraxylène	/	/	1.18	0.534	12.93	5.66
Méta-xylène	/	/	0.86	12.3	27.84	13.71
Ortho-xylène	/	/	0.04	0.035	17.68	14.87
Aromatique C9	/	/	/	/	25.08	45.09
Aromatique C10	/	/	/	/	1.87	11.05
Aromatique C11	/	/	/	/	/	0.14

Les figures suivantes donnent une meilleure comparaison de la qualité des produits finis entre le cas design et le cas actuel simulé.

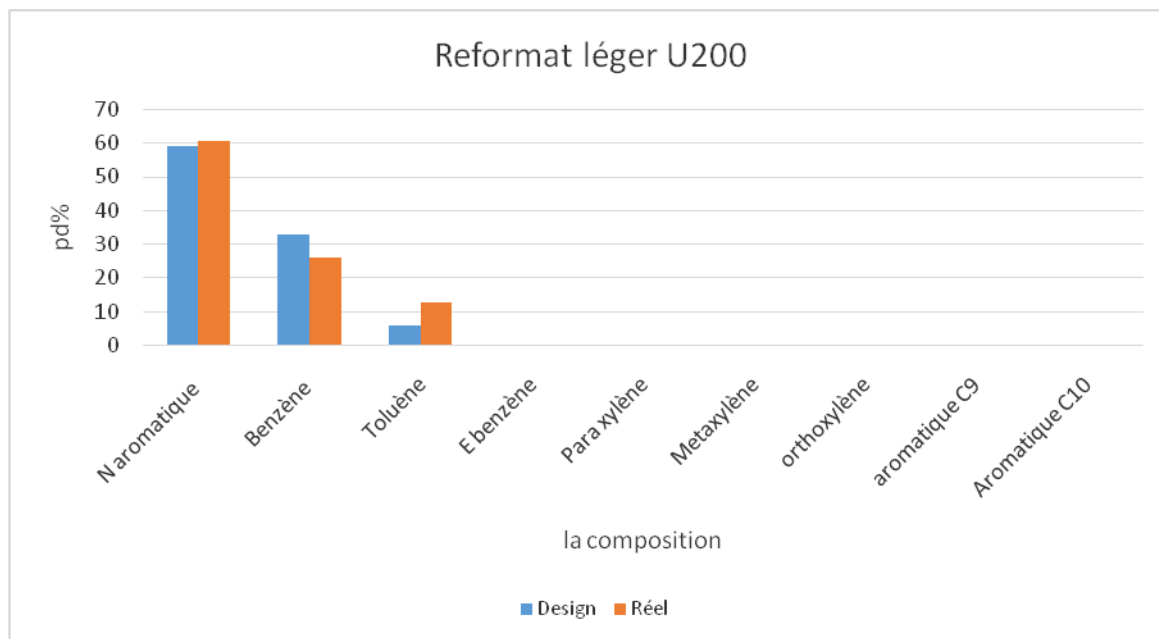


Figure III.2 : Composition du reformat léger (U200).

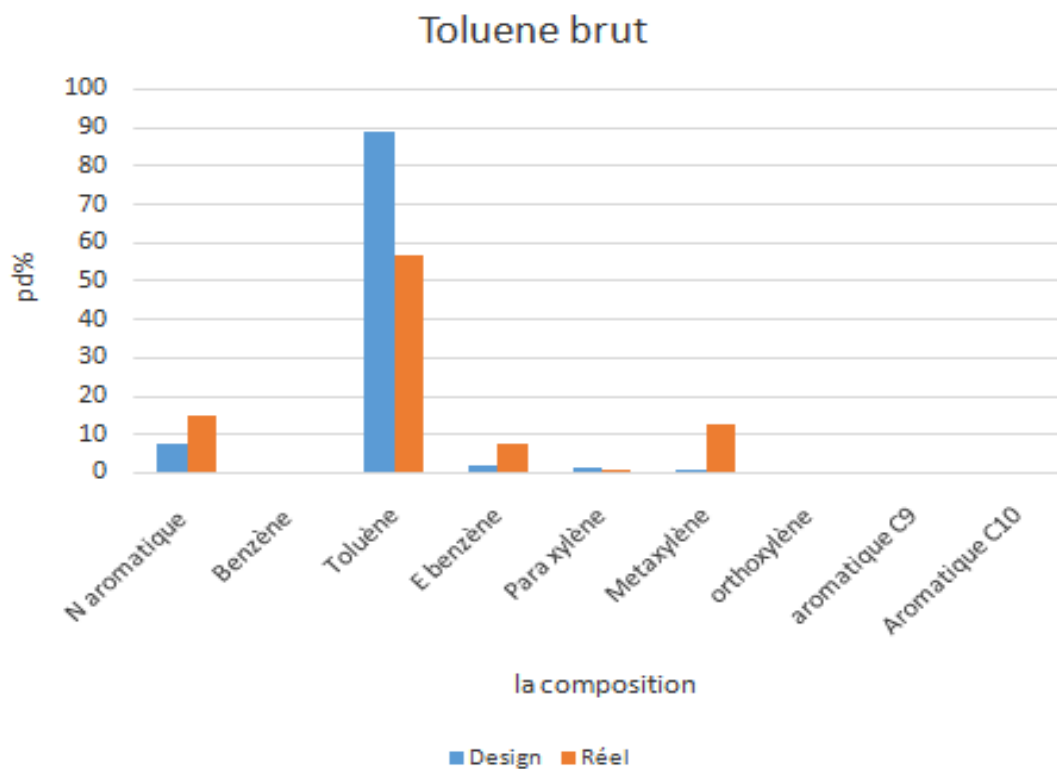


Figure III.3 : Composition du toluène brut.

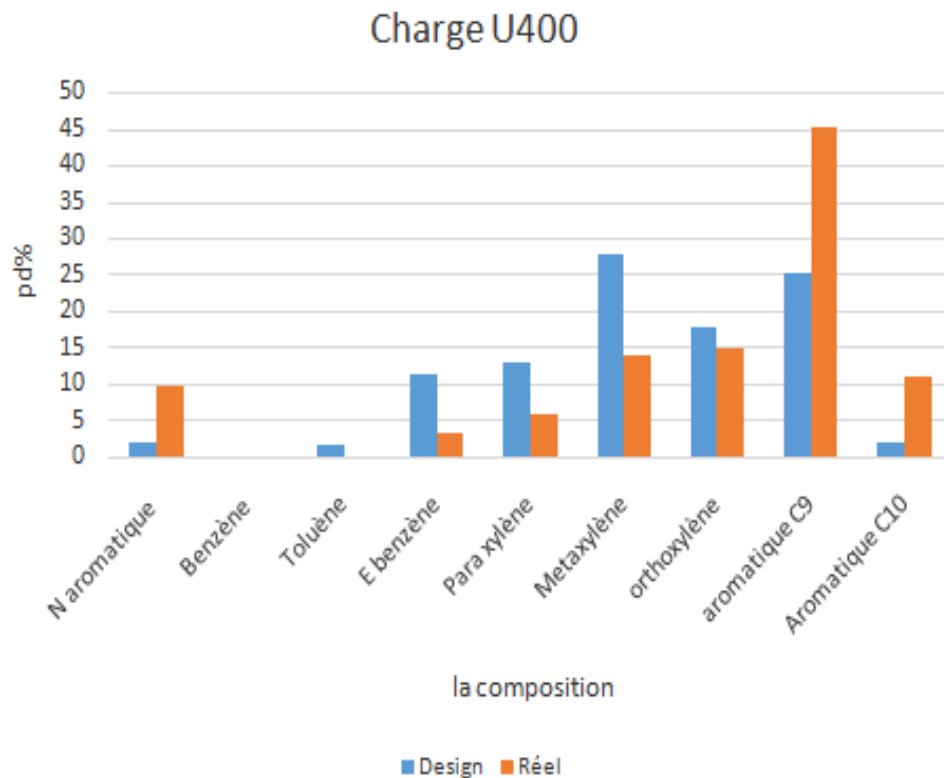


Figure III.4 : Composition du reformat lourd (U400).

D'après les résultats obtenus (Tableau III.6 et Tableau III.7), on constate que :

- La qualité de la charge fournie à l'unité 200 : La teneur actuelle du benzène est de 26.24% au lieu de 33.02 % (design), Celle du toluène est de 13.04% au lieu de 6.0%.
- La qualité de toluène brut : La teneur du toluène brut actuel est 56.4% au lieu de 88% dans le cas design, celle du benzène est de 0.1% au lieu de 0.03%.
- La qualité de la charge fournie à l'unité 400 : La teneur de mélange xylène est de 37.67 % au lieu de 67.65%.

III.3) Optimisation des paramètres de marche

❖ Colonne C5 (splitter benzène)

D'après les résultats de la simulation du cas réel et la comparaison avec les résultats du cas de design :

- La teneur en benzène à la tête de la colonne C5 est de 26,24% (pds) au lieu de 33,02 %(pds).
- La teneur en toluène à la tête de la colonne C5 est de 13,04 %(pds) au lieu de 6,00 %(pds).

Par conséquent, nous allons examiner la possibilité d'optimiser la récupération du benzène dans le produit liquide en tête tout en minimisant sa présence dans le produit de fond. De même, la teneur en toluène doit être réduite dans le produit de tête, tout en assurant le bon fonctionnement de la colonne C5. [10]

Tableau III.8 : Paramètres de fonctionnement actuel de la colonne C5.

Débit des produits (m ³ /h)	Produit de tête U200	32-36
	Reflux	72-76
	Produit de fond (charge C6)	75-76
La température (°C)	La T° de tête (°C)	71-86
	La T° de fond (°C)	137-140
	La T° de four F9 (°C)	144-145

III.3.1) Etude des paramètres opératoires du splitter C5

Dans notre cas, les paramètres suivants sont cruciaux pour garantir le bon fonctionnement de la colonne C5 :

- Le taux de reflux.
- Les températures du sommet et du fond.
- La température du four F9 (Q de four).

Lors de la simulation de cette colonne, nous prenons en compte deux considérations :

- Maximiser la quantité de **benzène** dans le produit de tête tout en la minimisant dans le produit de fond (en poids).
- Minimiser la quantité de **toluène** dans le produit de tête tout en la maximisant dans le produit de fond (en poids).

L'objectif de cette étape est d'explorer la possibilité d'optimiser la production de distillat et de résidu afin de réduire l'écart entre la production actuelle et le design. Pour ce faire, il est nécessaire de calculer la composition et les débits de chaque flux (distillat et résidu).

Le séparateur doit avoir des paramètres opératoires bien définis pour garantir la qualité des produits conforme aux exigences commerciales. À cette fin, nous avons varié séparément la température du sommet et la température du four. Ensuite, nous avons varié les deux en parallèle.

III.3.2) Influence de la température du four F9

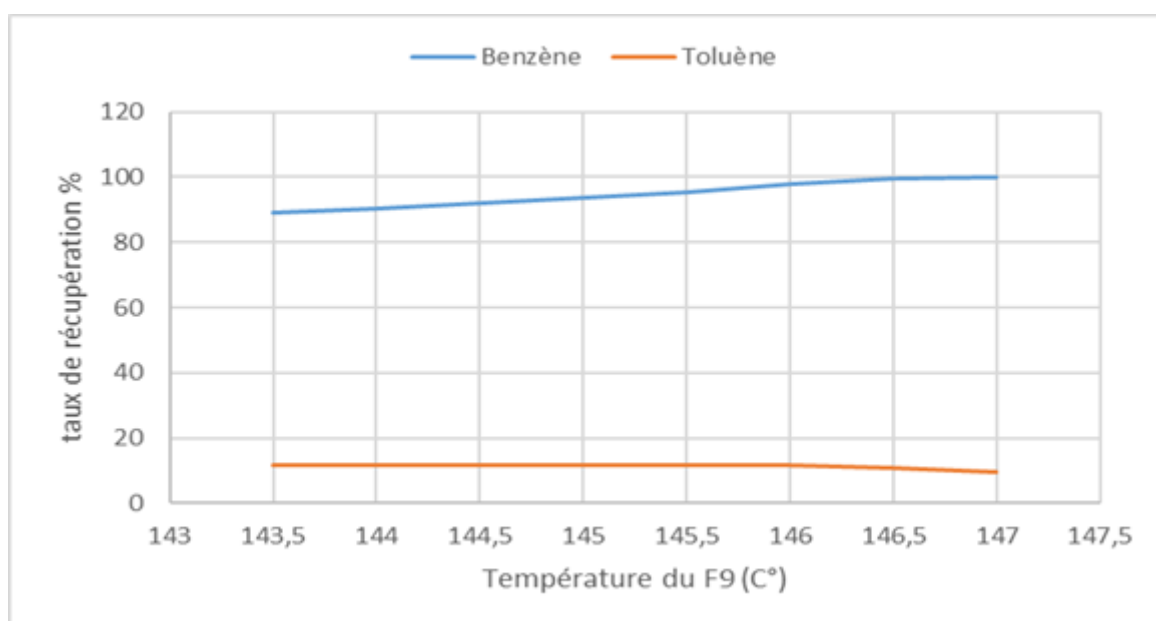
Nous avons varié la température du four entre **143,5 °C** et **147 °C** cette plage étant donnée par le constructeur.

III.3.2.1) Influence sur les produits de tête

Les résultats de la variation de la température du F9 et leur effet sont regroupés dans le tableau suivant (Tableau III.9).

Tableau III.9 : variation de la température du four sur les produits de la tête de C5.

T du F9 (°C)	Débit de tête (Kg/h)		Teneur de tête		Taux de récupération (%)	
	Benzène	Toluène	Benzène	Toluène	Benzène	Toluène
143,5	5784,05	3058,72	0,172	9,10E-02	89,02	11,68
144	5872,98	3080,82	0,173	9,10E-02	90,39	11,77
144,5	5970,21	3081,25	0,174	9,00E-02	91,89	11,77
145	6079,93	3072,07	0,175	8,80E-02	93,57	11,74
145,5	6204,62	3054,96	0,177	8,70E-02	95,49	11,67
146	6352,06	3020,94	0,179	8,50E-02	97,76	11,54
146,5	6473,47	2888,19	0,181	8,10E-02	99,63	11,03
147	6496,78	2539,26	0,18	7,00E-02	99,99	9,7

**Figure III.5:** Influence de la variation de la T° du four F9 sur les rendements en produits de tête de C5

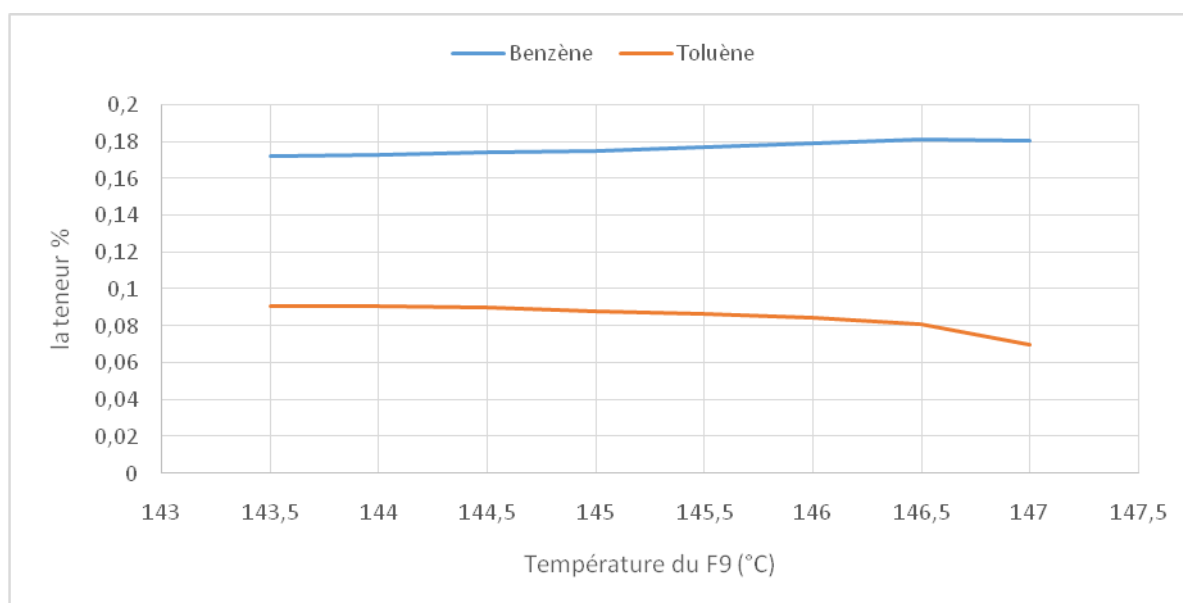


Figure III.6: Influence de la T° du four F9 sur la teneur des produits du tête de (C5).

III.3.2.2) Influence sur les produits de fond de C5

Les résultats de la manipulation de la température du four sont présentés dans le tableau III.10.

Tableau III.10 : Teneur des produits de fond en fonction de la température du four F9.

T° du F9	Débit au fond (Kg/h)		Teneur au fond		Taux de récupération %	
	Benzène	Toluène	Benzène	Toluène	Benzène	Toluène
143,5	713,43	23117,85	1,00E-02	3,24E-01	10,98	88,32
144	624,51	23095,76	9,00E-03	3,26E-01	9,61	88,23
144,5	527,27	23095,32	7,00E-03	3,27E-01	8,11	88,23
145	417,55	23104,51	6,00E-03	3,29E-01	6,43	88,26
145,5	292,86	23121,61	4,00E-03	3,31E-01	4,51	88,33
146	145,42	23155,63	2,00E-03	3,33E-01	2,24	88,46
146,5	24,01	23288,38	0,00E+00	3,37E-01	0,37	88,97
147	0,7	23637,31	0,00E+00	3,44E-01	0,01	90,3

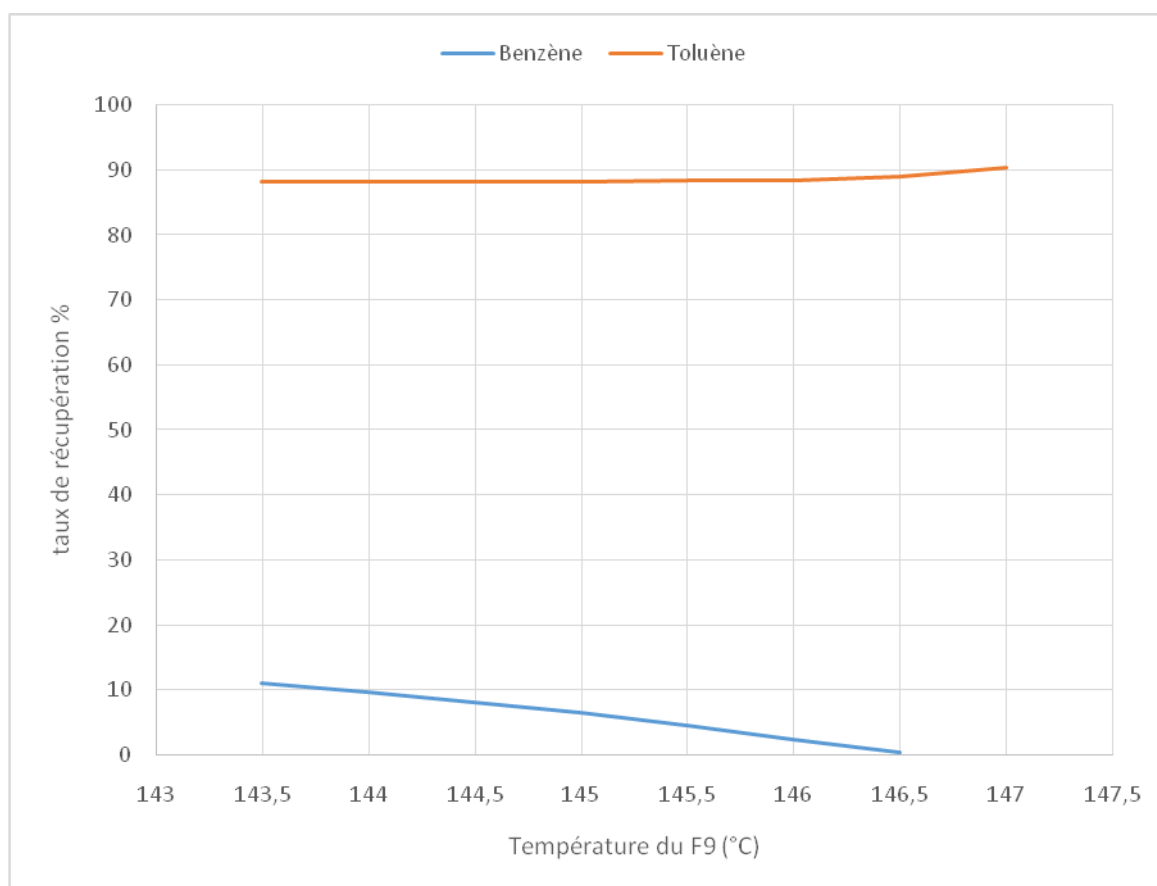


Figure III.7: Influence de la variation de la T° du four F9 sur les rendements en produits de fond de C5.

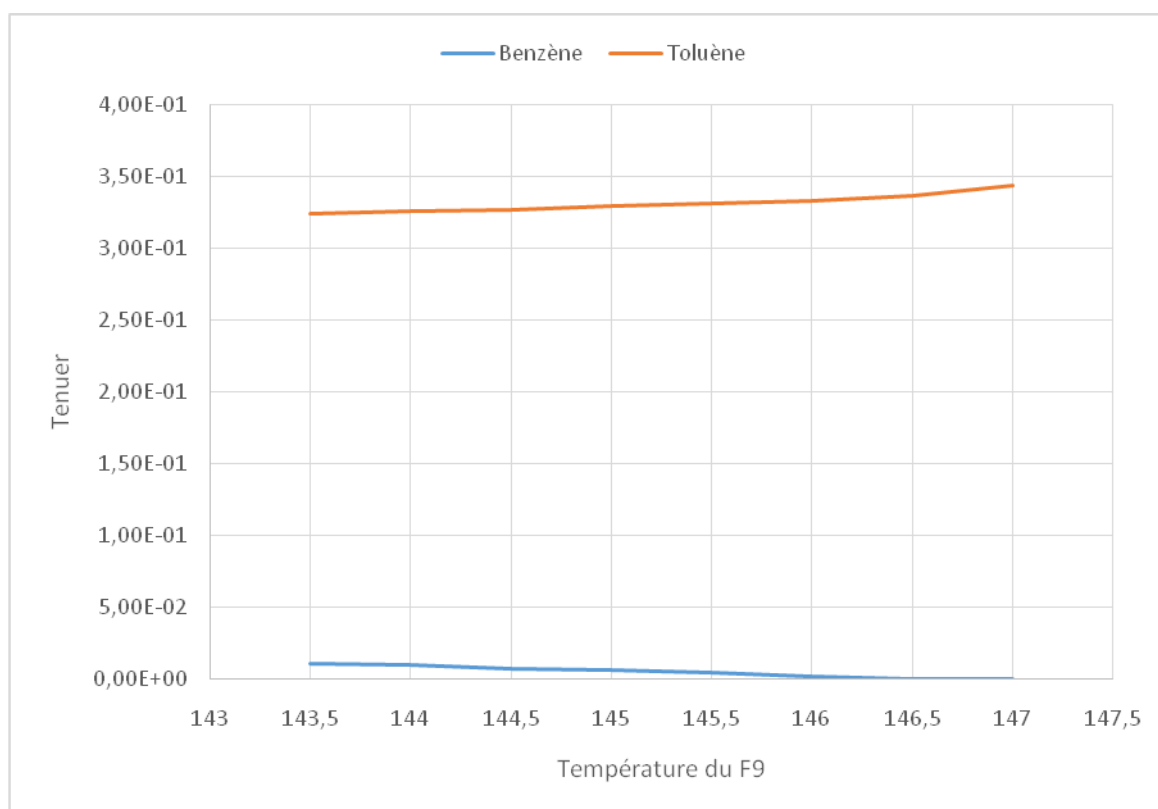


Figure III.8 : Influence de la T° du four F9 sur la teneur des produits du fond de (C5).

III.3.2.3) Influence sur le produit de tête de C6 (toluène vers stockage)

La modification de la température du four F9 affecte la pureté du toluène brut (envoyé vers le stockage). Les résultats sont rassemblés dans le tableau III.11.

Tableau III.11 : influence de T° de tête sur la teneur et le débit des produits de tête de C6

T° du F9 (°C)	Teneur P%		Débit (Kg/h)	
	Toluène	Benzène	Toluène	Benzène
143,5	44,11%	1,36%	23 117,79	713,41
144	44,41%	1,20%	23 095,63	624,51
144,5	44,72%	1,02%	23 095,37	527,27
145	45,06%	0,81%	23 104,42	417,55
145,5	45,41%	0,58%	23 121,41	292,87
146	45,80%	0,29%	23 154,93	145,40
146,5	46,39%	0,05%	23 288,06	24,01
147	47,45%	0,03%	23 633,26	0,70

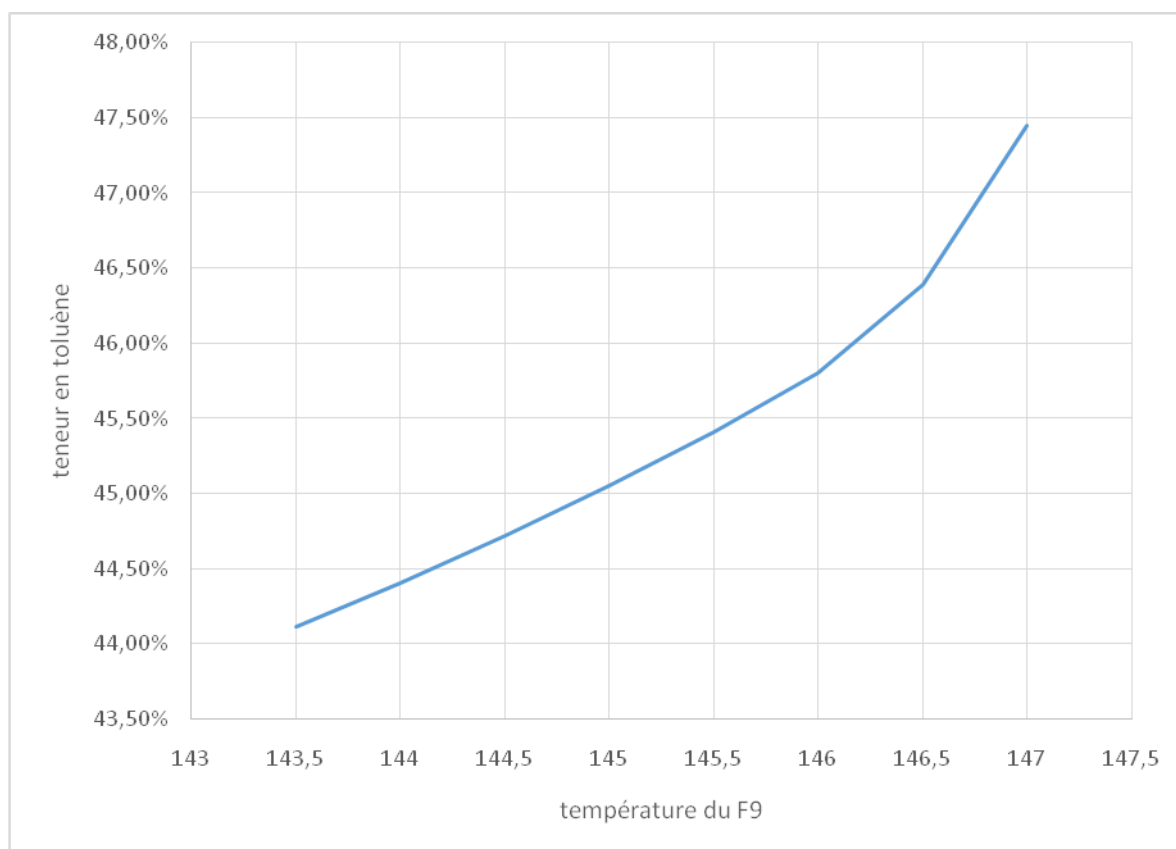


Figure III.9 : influence de T° de tête sur la teneur du toluène en tête de C6.

III.3.2.4) Energie fournie par le four F9 lors de la variation de sa température

Le tableau III. 12 présente les résultats de la variation de la température du four et leur effet sur l'énergie thermique fournie par celui-ci.

Tableau III. 12 : Energie fournie par le four F9.

Température (°C)	Energie (KJ/h)
143,5	9346127,24
144	10248437,46
144,5	11211345,57
145	12258626,18
145,5	13411967,86
146	14889654,49
146,5	17671634,79
147	24431045,32

D'après le tableau III.12; la température du four augmente, cela entraîne une augmentation de la quantité de benzène et une diminution de la quantité de toluène dans la partie supérieure de la colonne. En même temps, la quantité de benzène dans le fond de la colonne diminue.

III.3.3) Influence de la température de la tête de la colonne C5

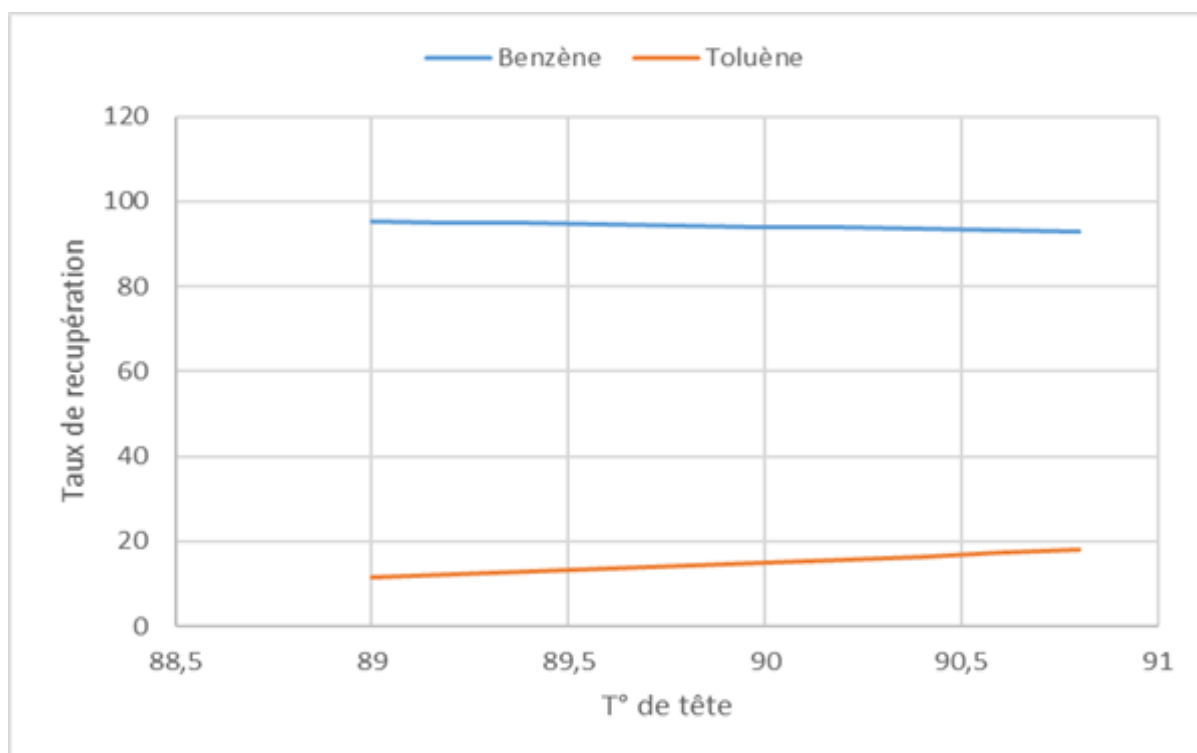
Nous avons ajusté la température de la partie supérieure du séparateur entre **89** et **90.8 °C**, puis analysé comment cette variation affecte la teneur et le rendement en produits de tête et de fond du splitter C5. Nous avons également examiné son impact sur la qualité du produit provenant de la tête de C6.

III.3.3.1) Influence sur les produits de la tête

Les résultats de la manipulation de la température de tête de la colonne C5 et son impact sur le taux de récupération des produits de tête sont présentés dans le tableau III.13.

Tableau III.13 : influence de T° de tête sur le taux de récupération des produits de tête de C5

La T°C de tête	Débit dans la tête (kg/h)		Teneur %P		Taux de récupération De benzène %	
	Benzène	Toluène	Benzène	Toluène	Benzène	Toluène
89	6198.33	3056.10	17.67	8.71	95,4	11,67
89.2	6179.86	3196.42	17.56	9.08	95,11	12,21
89.4	6161.85	3386.79	17.43	9.58	94,83	12,94
89.6	6143.18	3554.94	17.31	10.92	94,55	13,58
89.8	6125.92	3737.98	17.18	10.49	94,28	14,28
90	6109.16	3926.1	17.06	10.96	94,02	15
90.2	6092.91	4117.50	16.94	11.45	93,77	15,73
90.4	6077.09	4311.43	16.82	11.93	93,53	16,47
90.6	6061.65	4507.90	16.70	12.42	93,29	17,22
90.8	6046.56	4706.84	16.58	12.91	93,06	17,98

**Figure III.10**: influence de la T°C de la tête sur le taux de récupération du benzène, toluène en tête de C5.

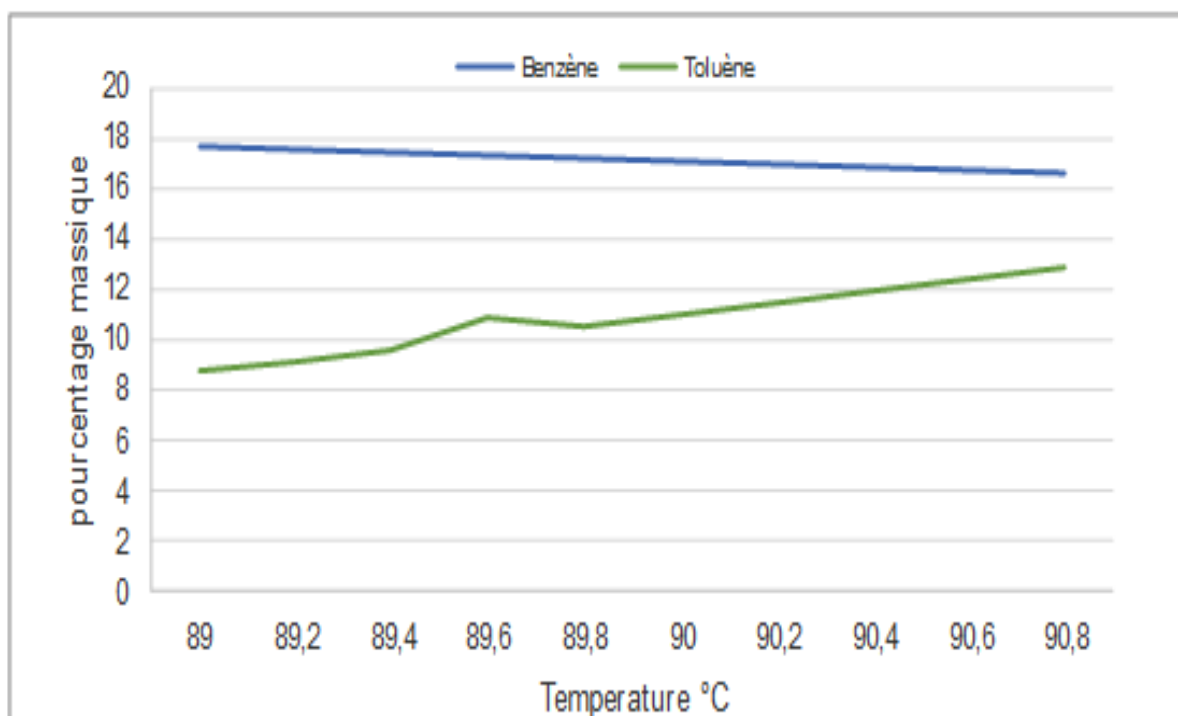


Figure III.11 : Influence de la variation du T°C de la tête sur la teneur du benzène, toluène à la tête du C5.

III.3.3.2) Influence sur les produits de fond

Le tableau III.14 présente les résultats de la variation de la température de la tête de la colonne et son influence sur le produit de fond de C5.

Tableau III.14 : la variation de la T° de tête de la colonne C5 sur les produits de fond.

La T°C de tête	Débit massique Kg/h		Fraction massique (teneur)		Taux de récupération (%)	
	Benzène	Toluène	Benzène	Toluène	Benzène	Toluène
89	299,15	23120,48	4,00E-03	0,331	4,6	11,67
89.2	317,63	22980,14	5,00E-03	0,33	4,89	12,21
89.4	335,64	22789,78	5,00E-03	0,328	5,17	12,94
89.6	354,31	22621,64	5,00E-03	0,326	5,45	13,58
89.8	371,57	22438,58	5,00E-03	0,324	5,72	14,28
90	388,32	22250,36	6,00E-03	0,322	5,98	15
90.2	404,58	22059,08	6,00E-03	0,32	6,23	15,73
90.4	420,4	21865,15	6,00E-03	0,318	6,47	16,47
90.6	435,84	21668,68	6,00E-03	0,316	6,71	17,22
90.8	450,92	21469,72	7,00E-03	0,314	6,94	17,98

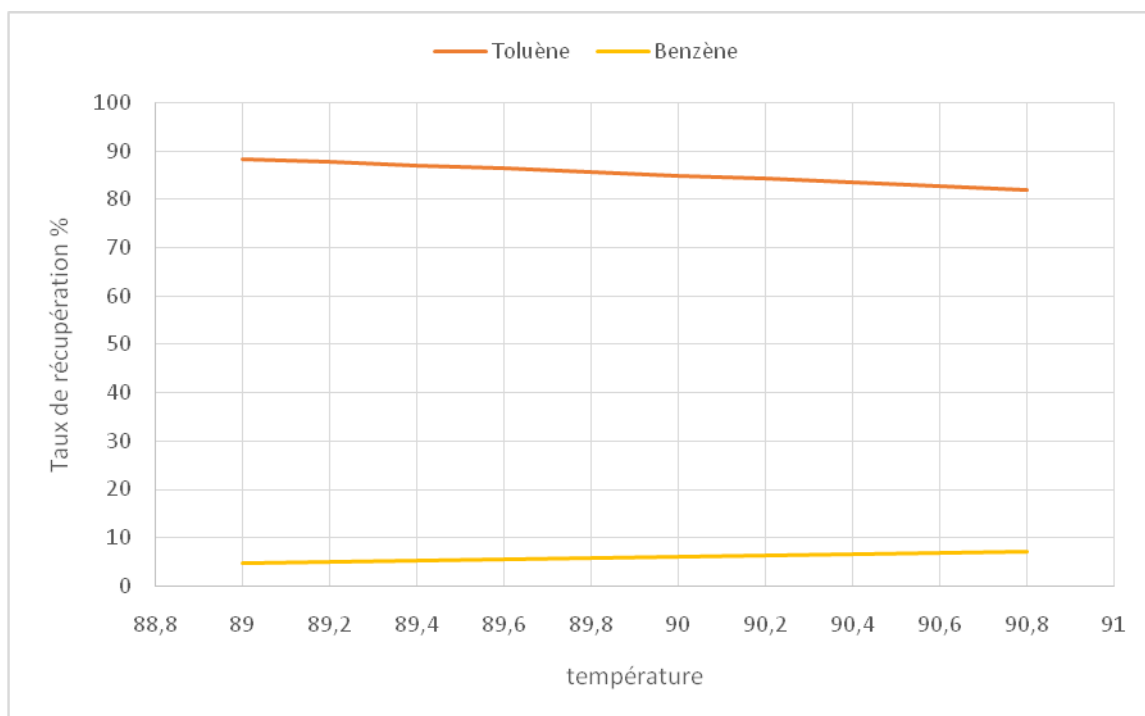


Figure III.12: Influence de la variation du T°C de la tête sur les produits de fond.

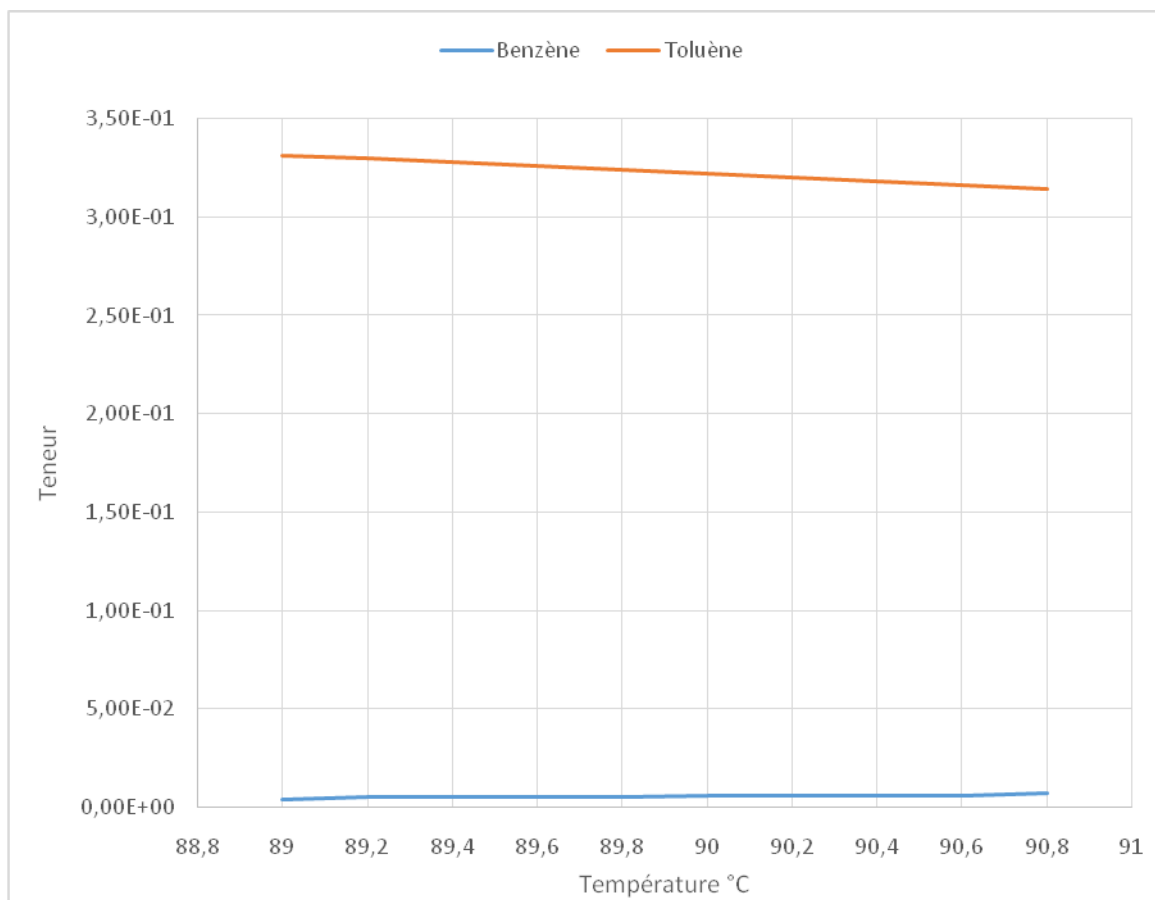


Figure III.13: Influence de la T°C de la tête sur les produits de tête de C5.

III.3.3.3) Influence sur le produit de tête de C6 (toluène brut)

Le tableau III.15 illustre l'impact de la variation de la température de tête de C5 sur la récupération du toluène brut à la tête de la colonne C6.

Tableau III.15: Influence de la variation du T°C de la tête sur la pureté du toluène de la colonne C6.

La T°C de tête de C5	Débit dans la tête C6 (Kg/h)		La Teneur à la tête du C6 (Kg/h)	
	Toluène	Benzène	Toluène	Benzène
89	23120,48	299,16	33.11	0.43
89.2	22980,15	317,63	32.96	0.46
89.4	22789,78	335,64	32.77	0.48
89.6	22621,65	354,32	32.59	0.51
89.8	22438,59	371,57	32.40	0.54
90	22250,37	388,33	32.20	0.56
90.2	22059,09	404,58	32.00	0.59
90.4	21865,15	420,21	31.79	0.61
90.6	21668,68	435,84	31.58	0.64
90.8	21469,72	450,93	31.37	0.66

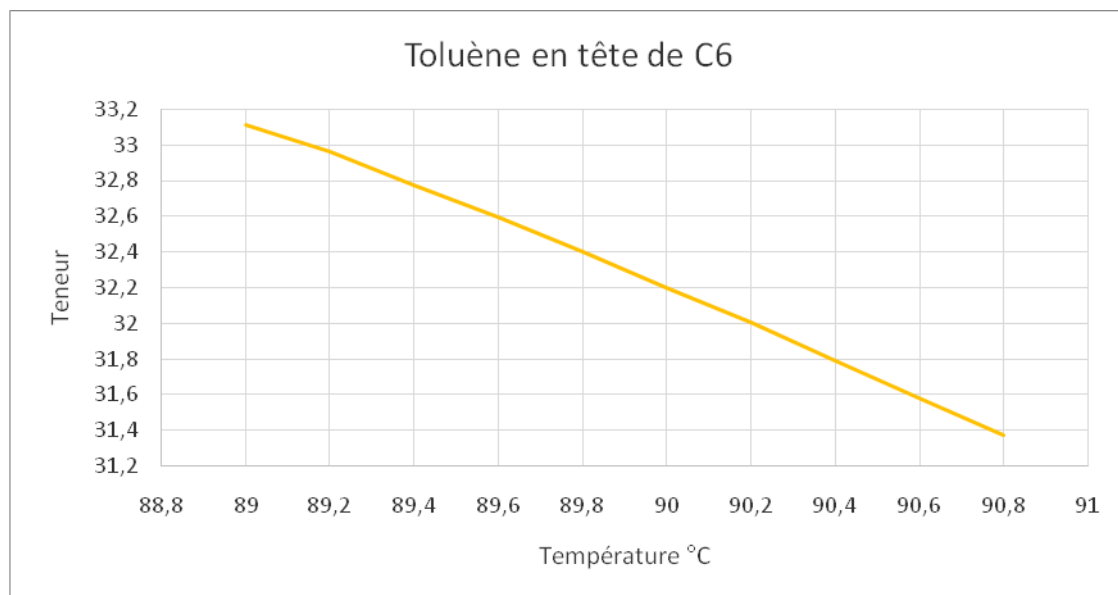


Figure III.14: Influence de la variation du T°C de la tête sur la pureté du toluène du colonne C6.

Nous avons constaté que la fraction de benzène diminue avec l'augmentation de la température de tête de la colonne C5, tandis que la teneur en toluène augmente à la tête de la colonne C6.

III.3.4) Etude de l'influence de la variation de la température de la tête et de la température du fond (F9) en parallèle

Nous avons varié les deux températures en même temps dans les intervalles suivants :

-La température de la tête : 89-90.8 °C

-La température du fond (F9) :143.5-147 °C

Les résultats sont regroupés dans le tableau suivant (voir l'**Annexe D**).

Tableau III.16: influence de la température de tête et du F9 de colonne C5 sur Les produits.

T° de tête	T° du F9	Produit de tête de C5		Produit de fond de C5		Produit de tête de C6	
		Benzène	Toluène	Benzène	Toluène	Benzène	Toluène
89	143,5	17,21	9,11	1	32,42	1,36	44,11
89	143,89	17,26	9,08	0,91	32,53	1,24	44,35
89	144,28	17,32	9,01	0,81	32,66	1,11	44,57
89	144,67	17,41	8,93	0,7	32,8	0,96	44,83
89	145,06	17,52	8,83	0,58	32,94	0,79	45,11
89	145,44	17,66	8,72	0,44	33,1	0,61	45,38
89	145,83	17,83	8,59	0,28	33,26	0,39	45,67
89	146,22	18,01	8,38	0,12	33,47	0,16	46,02
89	146,61	18,06	7,88	0,02	33,83	0,02	46,59
89	147	18,06	7,89	0,02	33,83	0,02	46,59
89,2	143,5	17,12	9,52	1,01	32,27	1,38	43,95
89,2	143,89	17,15	9,52	0,92	32,37	1,26	44,16
89,2	144,28	17,21	9,46	0,83	32,49	1,13	44,39
89,2	144,67	17,3	9,38	0,72	32,63	0,99	44,63
89,2	145,06	17,4	9,28	0,6	32,77	0,83	44,9
89,2	145,44	17,53	9,18	0,47	32,92	0,64	45,16
89,2	145,83	17,69	9,05	0,32	33,08	0,44	45,45
89,2	146,22	17,88	8,87	0,15	33,27	0,2	45,78
89,2	146,61	17,97	8,45	0,03	33,59	0,04	46,29

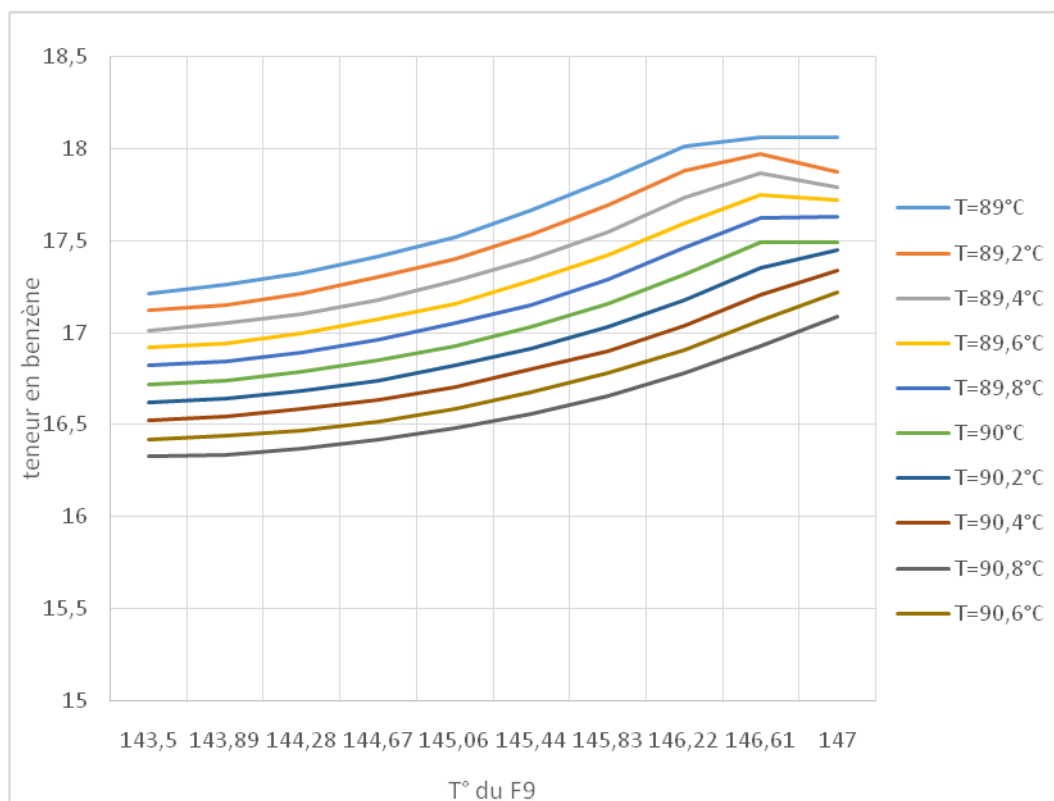


Figure III.15 : Influence de la variation des T de la tête et du four F9 de la colonne C5 sur la teneur de benzène en tête de C5.

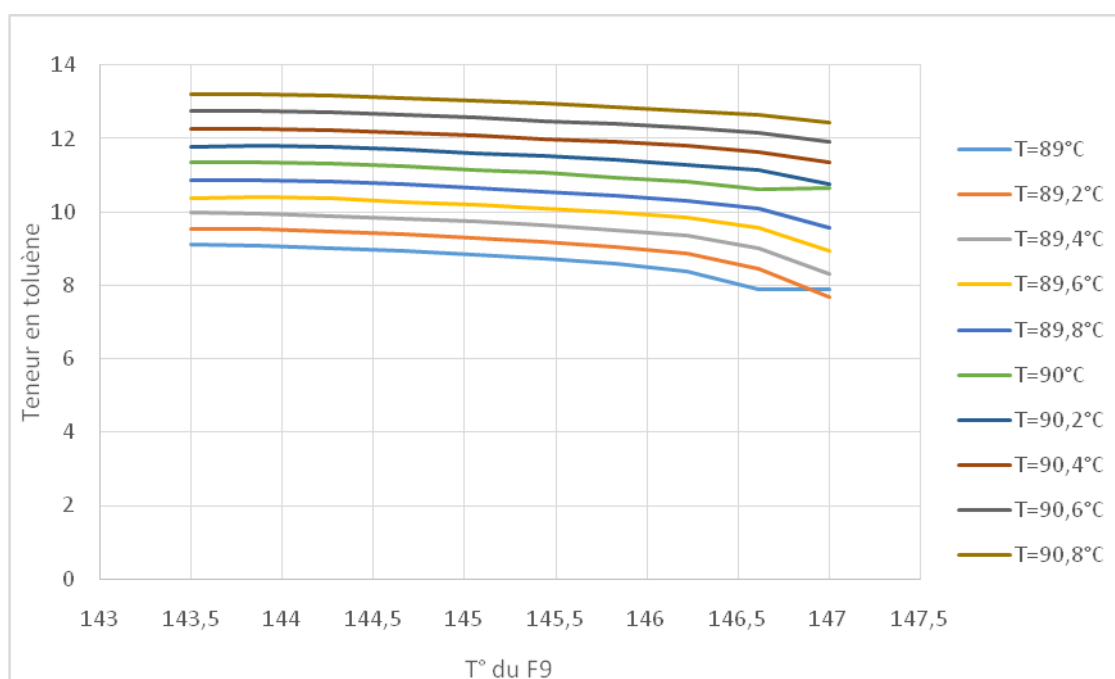


Figure III.16: Influence de la variation du T°C de la tête de C5 et du four F9 sur la teneur du toluène à la tête de C5.

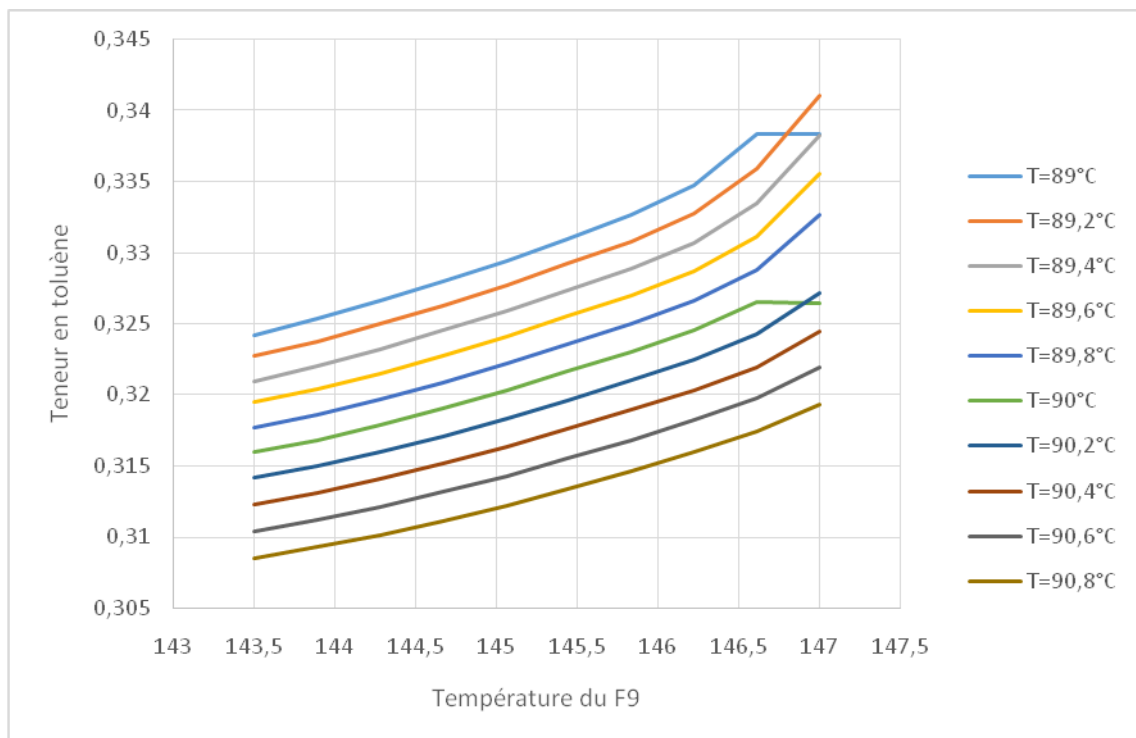


Figure III.17: Influence de la variation des T° de la tête et du fond sur la teneur du toluène au fond de C5.

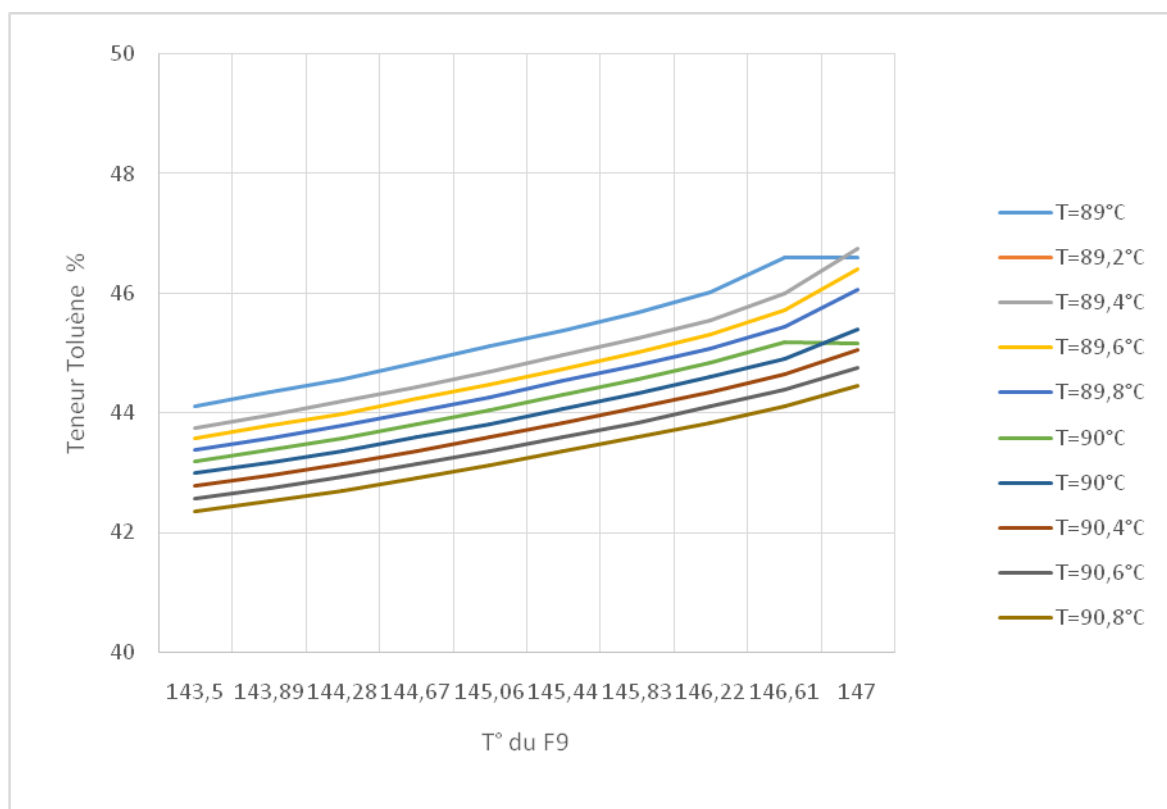


Figure III.18: Influence de la variation des T° de la tête et du fond sur la teneur du toluène en tête de C6.

D'après la Figure III.15, la modification simultanée des deux températures permet de déterminer les conditions optimales pour récupérer la quantité de benzène restant dans le fond de la colonne C5, ce qui augmente ainsi sa concentration en tête de colonne. En revanche, la concentration de toluène diminue en tête de colonne et augmente dans le fond.

Les résultats obtenus indiquent que les paramètres optimaux sont :

- Une température de tête de 89 °C.
- Une température de fond de 147 °C.

Cependant, en examinant le profil de la consommation d'énergie par le four F9 (Figure III.19), on observe que la consommation augmente initialement de manière presque linéaire, puis à partir de 146.5 °C et avec un delta de 0.5 °C, la variation devient exponentielle, comme illustré dans la Figure III.19 ci-dessous.

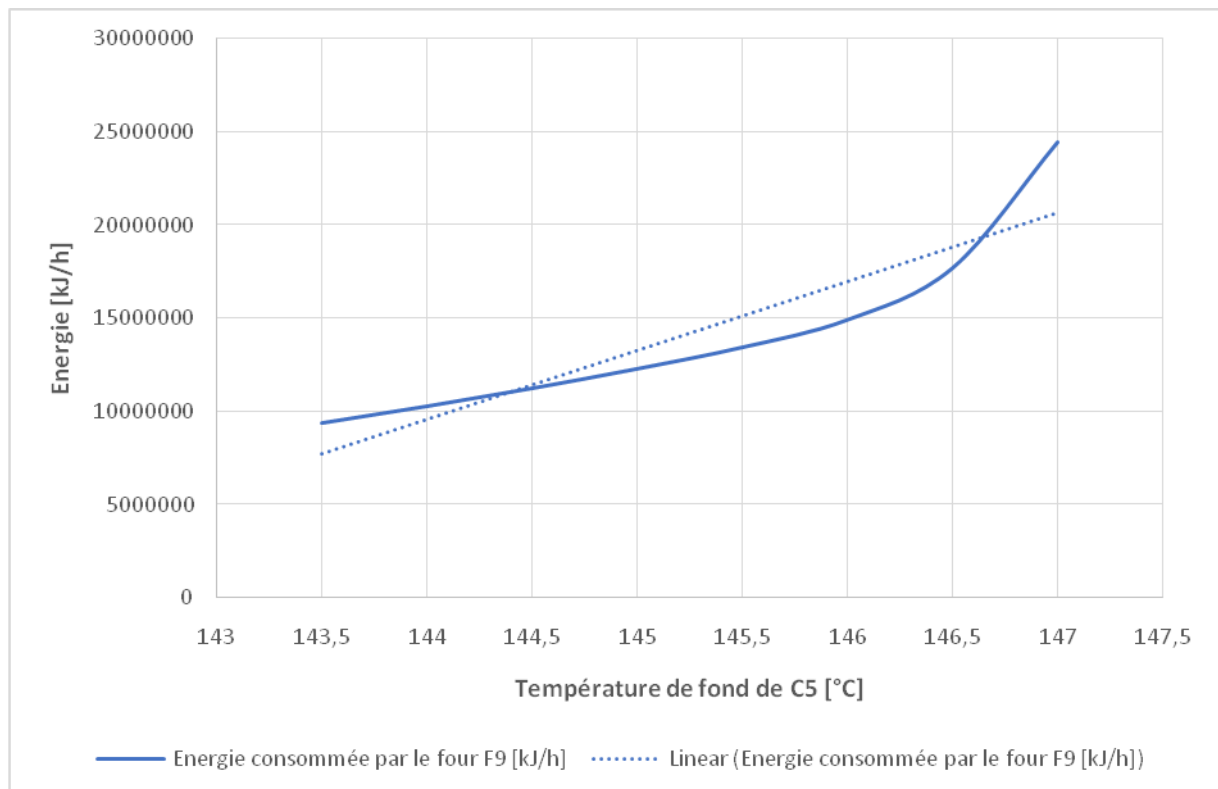


Figure III.19: Influence de la T° du F9 sur la consommation de l'énergie.

Cela nous conduit à sélectionner le point optimal correspondant à une température de 146,5°C pour le four F9.

III.4) Optimisation du cas optimisé de la colonne C5

En tenant compte des résultats obtenus précédemment, nous continuons ce travail en utilisant les nouveaux paramètres optimisés présentés dans le tableau III.17.

Tableau III.17 : Teneurs et le débit des produits après l'optimisation.

	Tête C5		Tête C6		Fond C6	
	Débit Kg/h	Teneur %P	Débit Kg/h	Teneur %P	Débit Kg/h	Teneur %P
Benzène	6496.78	18.01	0.71	0.05	/	/
Toluène	2541.55	7.03	23634.93	47.45	/	/
Non .AR	/	/	/	/	/	/
EB	/	/	3591.17	7.21	336.89	1.78
MX	/	/	11541.23	23.17	2629.82	13.91
OX	/	/	4042.92	8.12	2417.94	12.79
PX	/	/	3544.54	7.12	762.70	4.03

III.5) Gain obtenu

Le tableau III.18 illustre l'augmentation mensuelle par rapport à la situation actuelle, en utilisant les paramètres optimaux :

Tableau III.18 : Le gain obtenu après l'optimisation des paramètres de la C5

	Débit actuel (Kg /h)	Débit optimale (Kg/h)	Gain (Kg/h)	Gain en mois (Kg/mois)
Benzène	20450	36192	1102	33060
Toluène brut	32590	49810	17020	510600

Après l'optimisation; Un gain de 33060 Kg/mois est obtenu pour la production de benzène. Ainsi pour le toluène brut, un gain très important est obtenu de 510600 Kg/mois.

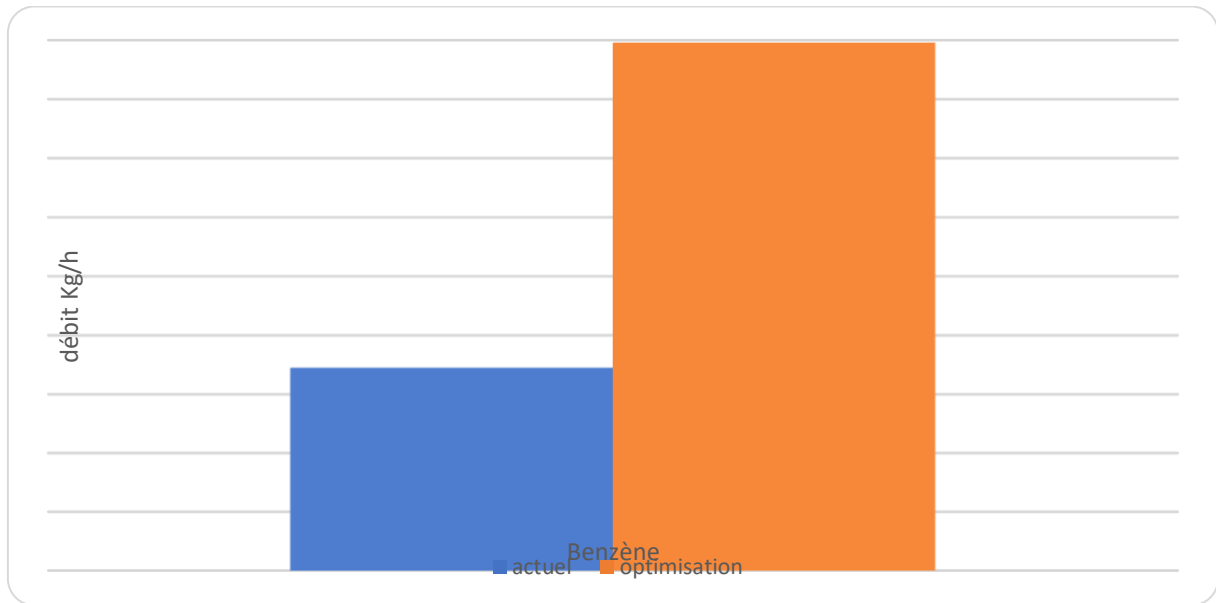


Figure III.20 : Comparaison entre le débit de benzène avant et après l'optimisation.

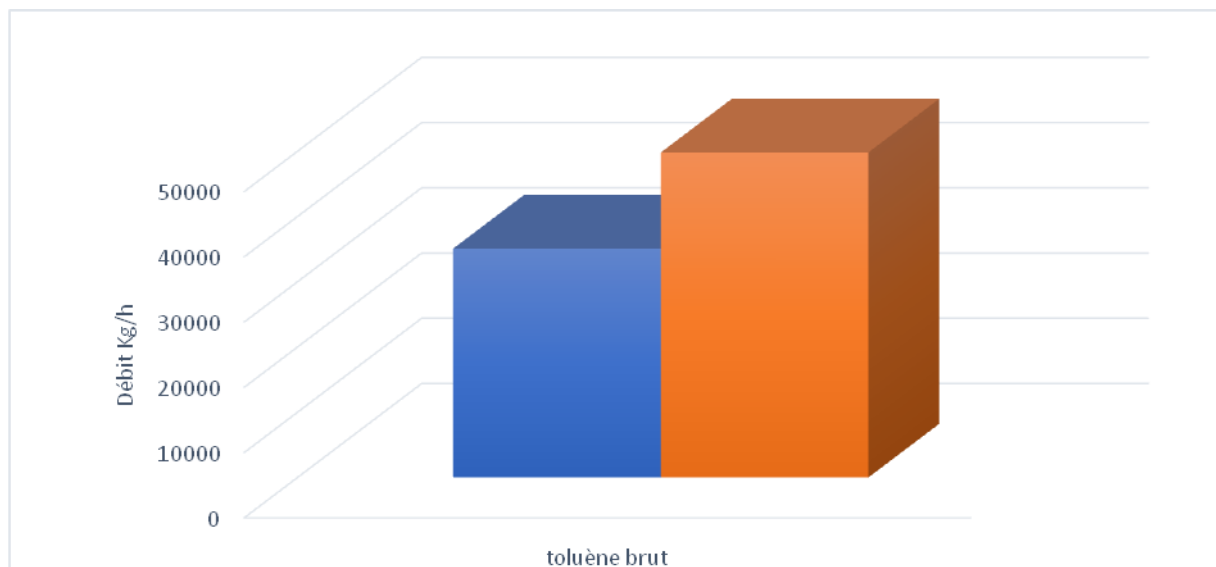


Figure III.21: Comparaison entre le débit du toluène avant et après l'optimisation.

Conclusion

La simulation de l'actuelle configuration opérationnelle avec le modèle établi a permis d'examiner l'impact de la variation des paramètres opérationnels de la colonne C5 et d'identifier les paramètres optimaux de fonctionnement.

L'optimisation des paramètres opérationnels de la colonne a eu pour résultat :

- L'augmentation de la quantité de benzène récupérée dans le distillat et la réduction des pertes dans le fond.

- La diminution des pertes de toluène et des composés lourds C6+ dans le distillat, avec leur récupération dans le résidu.
- L'amélioration de la qualité des produits. De plus, l'optimisation des paramètres de fonctionnement du séparateur C5 a également affecté les produits de la colonne C6, permettant ainsi :
- L'optimisation de la récupération du toluène dans le distillat.
- La réduction des pertes de benzène dans le distillat.

CONCLUSION GENERALE

Dans le cadre du mémoire de master, nous avons étudié la possibilité d'améliorer les paramètres de fonctionnement de la section de fractionnement, en particulier de la colonne C5, afin d'améliorer la qualité et la quantité des composés aromatiques à la raffinerie de Skikda (RA1K) dans l'unité de reformage à la vapeur U100. En utilisant le logiciel Aspen HYSYS, nous avons pu déterminer les meilleurs paramètres de fonctionnement pour la section de fractionnement de la colonne C5.

Les résultats de la simulation ont montré que le processus de séparation dans les colonnes C-5 et C-6 peut être optimisé à des températures spécifiques, avec une température de fond de 147 °C et une température de tête de 89 °C pour la colonne C5.

Ce travail nous a aidés à améliorer la qualité des produits issus des résidus et des distillats, les rendant plus conformes aux spécifications requises.

Comme perspectives, il est suggéré que le processus d'optimisation commence avec l'unité Topping comme source principale de charge, à savoir le « Naphta B ». L'amélioration des paramètres opérationnels de séparation peut permettre de résoudre partiellement le problème. Alternativement, une approche plus globale implique la régénération du catalyseur, qui peut être considérée comme une mesure radicale.

En conclusion, pour une solution durable et potentiellement concluante, il est proposé de procéder à une étude technique détaillée visant à améliorer l'efficacité du four de prétraitement. Cela permettrait d'atteindre la capacité désignée de 200 m³/h à un niveau d'efficacité opérationnelle de 100 %.

Recommandations

En raison de la brièveté de la période de stage, nous n'avons pas pu approfondir notre étude comme nous l'aurions souhaité.

Premièrement, nous recommandons de commencer l'optimisation par l'unité de topping, qui est la source de la charge (naphta B).

De plus, la séparation des composés non aromatiques avant la section de fractionnement pourrait mener à de meilleurs résultats dans la séparation des composés aromatiques, ou améliorer les paramètres opérationnels de cette section comme solution temporaire.

La régénération du catalyseur pourrait être la solution optimale.

Enfin, comme solution difficile à mettre en œuvre, le contrôle et le suivi des réactions dans la section de réaction pour réduire les réactions aléatoires pourrait être envisagé

Bibliographie

- [01]** Amélioration des performances de l'unité Magnaforming U100 de la raffinerie de Skikda 2017
- [02]** Amélioration du fonctionnement de la section de régénération de l'unité d'isomérisation (701/703) de la raffinerie de Skikda par l'installation d'un four à gaz
- [03]** Augmentation du rendement des aromatiques dans la coupe intermédiaire Naphta B au niveau du splitter C6 à la raffinerie de Skikda. Soutenu le 29.05.2017
- [04]** Cours simulation par logiciel Aspen HYSYS IAP Promo Juin 2019.
- [05]** Etude de faisabilité d'installation d'une nouvelle colonne de traitement de toluène au niveau de l'unité 200.2019
- [06]** Etude de substitution de train d'échange E1-A/D de la section prétraitement de l'unité reformage catalytique U-100 du reforming de Skikda RA1K par un échangeur a plaque 2019
- [07]** Etude du processus liquéfaction et séparation des gaz de l'air 2021 -2022
- [08]** Extraction des aromatique et l'obtention du BTX à partir du gaz naturel
- [09]** Financière des projets et son impact sur le choix d'investissement opportun 2016
- [10]** Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de la section fractionnement C-5 de l'unité Magnaforming U100 au niveau de la RA1K. Session Juin 2019
- [11]** Optimization of the aromatic precursor recovery procedure in column C-63 of RA1K-Skikda using aspen HYSYS ,2022.



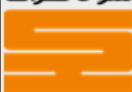
Les annexes

La colonne C6



Les annexes

Les analyses de reformat du cas réel :

سوناتراش  sonatrach Activité RPC Division Raffinage Raffinerie de Skikda (RA1K) Département : Laboratoire		Unité MAGNAFORMING 100 Bulletin d'Analyses												
		Date:		18/01/2023										
		Quart de		06H30			à		18H30					
		Echantillons prélevés à					06H30							
Echantillons		Charge	Fond	Tête	Fonds	Tête	Fonds	Tête	Fonds	Fonds	Huile	Tête	Tête	Fond
		Prêt	C.1	C.1	C.4	C.5	C.5	C.6	C.6	C.7	TK3	C51	C52	FC52
Essais		100M										100P		
Densité à 15°C		0,7337	0,7351	0,6652	0,8042	0,7176	0,8482	0,8193	0,8657	0,6369				
Distillation D 86	Point Initial %Vol		74		78									
	5 %Vol		86		8									
	10 %Vol		91		92									
	20 %Vol		98		99									
	30 %Vol		102		105									
	40 %Vol		108		110									
	50 %Vol		115		116									
	60 %Vol		121		122									
	70 %Vol		127		132									
	80 %Vol		136		141									
	90 %Vol		146		152									
	95 %Vol		152		161									
	Point Final %Vol		165		182									
	Résidu %Vol		0,5		0,5									
	Perte %Vol		0,5		0,5									
Indice d'Octane RON					94,6									
Echantillons		Tête	Tête	Fonds	Tête	Tête	Fond	Tête	Tête	Fonds	Tête	Tête	Fond	
		C.5	C.6	C.6	C51	C52	FC52	C.5	C.6	C.6	C51	C52	FC52	
Quart de		06h30 à 18h30					18h30 à 06h30							
Composition Chromatographique	Non Aromatiques	70,73	34,44	4,18	70,56	15,59	0,98	71,21	38,86	4,12	70,23	14,82	2,41	
	Benzène	28,80	0,29	0,90	17,72			25,56	0,45	0,7	14,93		0,39	
	Toluène	0,47	55,08	0,10	11,72	71,23		3,23	60,58	0,34	14,84	85,13	0,08	
	EBz +PXylène+Mxylène		10,19	30,75		13,18	30,07		0,11	34,16		0,05	35,48	
Composition Chromatographique	Ortho-Xylène			10,5			11,08			10,31			10,38	
	C9 Aromatiques			40,2			41,5			36,79			40,46	
	C10 Aromatiques			13,37			16,37			13,58			10,8	

Annexe D: Résultats de l'optimisation de la colonne C5.

T° de tête	T° du F9	Produit de tête de C5		Produit de fond de C5		Produit de tête de C6	
		Benzène	Toluène	Benzène	Toluène	Benzène	Toluène
89	143,5	17,21	9,11	1	32,42	1,36	44,11
89	143,89	17,26	9,08	0,91	32,53	1,24	44,35
89	144,28	17,32	9,01	0,81	32,66	1,11	44,57
89	144,67	17,41	8,93	0,7	32,8	0,96	44,83
89	145,06	17,52	8,83	0,58	32,94	0,79	45,11
89	145,44	17,66	8,72	0,44	33,1	0,61	45,38
89	145,83	17,83	8,59	0,28	33,26	0,39	45,67
89	146,22	18,01	8,38	0,12	33,47	0,16	46,02
89	146,61	18,06	7,88	0,02	33,83	0,02	46,59
89	147	18,06	7,89	0,02	33,83	0,02	46,59
89,2	143,5	17,12	9,52	1,01	32,27	1,38	43,95
89,2	143,89	17,15	9,52	0,92	32,37	1,26	44,16
89,2	144,28	17,21	9,46	0,83	32,49	1,13	44,39
89,2	144,67	17,3	9,38	0,72	32,63	0,99	44,63
89,2	145,06	17,4	9,28	0,6	32,77	0,83	44,9
89,2	145,44	17,53	9,18	0,47	32,92	0,64	45,16
89,2	145,83	17,69	9,05	0,32	33,08	0,44	45,45
89,2	146,22	17,88	8,87	0,15	33,27	0,2	45,78
89,2	146,61	17,97	8,45	0,03	33,59	0,04	46,29
89,2	147	17,87	7,69	0	34,1	0	47,09
89,4	143,5	17,01	10	1,03	32,1	1,4	43,75
89,4	143,89	17,05	9,98	0,94	32,2	1,28	43,97
89,4	144,28	17,1	9,91	0,85	32,32	1,16	44,19
89,4	144,67	17,18	9,83	0,74	32,45	1,02	44,44
89,4	145,06	17,28	9,74	0,63	32,59	0,86	44,69
89,4	145,44	17,4	9,64	0,5	32,74	0,68	44,96
89,4	145,83	17,55	9,52	0,35	32,89	0,48	45,24
89,4	146,22	17,74	9,36	0,18	33,07	0,25	45,55
89,4	146,61	17,87	9,01	0,05	33,35	0,06	46
89,4	147	17,79	8,32	0	33,83	0,01	46,75
89,6	143,5	16,92	10,4	1,04	31,95	1,42	43,58
89,6	143,89	16,94	10,42	0,95	32,03	1,3	43,78
89,6	144,28	17	10,37	0,86	32,15	1,18	43,99
89,6	144,67	17,07	10,29	0,76	32,27	1,04	44,23
89,6	145,06	17,16	10,2	0,65	32,41	0,89	44,48
89,6	145,44	17,28	10,1	0,52	32,55	0,72	44,74
89,6	145,83	17,42	9,99	0,38	32,7	0,52	45,02
89,6	146,22	17,6	9,84	0,22	32,87	0,3	45,32
89,6	146,61	17,75	9,56	0,07	33,11	0,09	45,72
89,6	147	17,72	8,93	0,01	33,55	0,01	46,41
89,8	143,5	16,82	10,87	1,05	31,77	1,43	43,39
89,8	143,89	16,84	10,88	0,97	31,86	1,32	43,58
89,8	144,28	16,89	10,83	0,88	31,97	1,21	43,79
89,8	144,67	16,96	10,76	0,78	32,09	1,07	44,02
89,8	145,06	17,05	10,67	0,67	32,22	0,92	44,27
89,8	145,44	17,15	10,57	0,55	32,36	0,75	44,53
89,8	145,83	17,29	10,46	0,41	32,5	0,57	44,79
89,8	146,22	17,46	10,33	0,25	32,67	0,35	45,08
89,8	146,61	17,62	10,11	0,09	32,88	0,13	45,45
89,8	147	17,63	9,57	0,01	33,26	0,02	46,06
90	143,5	16,72	11,33	1,06	31,59	1,45	43,19
90	143,89	16,74	11,34	0,98	31,68	1,34	43,38
90	144,28	16,79	11,29	0,9	31,78	1,23	43,58
90	144,67	16,85	11,22	0,8	31,9	1,1	43,81
90	145,06	16,93	11,14	0,69	32,03	0,95	44,05

Les annexes

90	145,44	17,03	11,05	0,57	32,16	0,79	44,3
90	145,83	17,16	10,94	0,44	32,3	0,61	44,56
90	146,22	17,32	10,82	0,29	32,46	0,4	44,84
90	146,61	17,49	10,62	0,12	32,65	0,17	45,18
90	147	17,49	10,64	0,12	32,65	0,17	45,17
90,2	143,5	16,62	11,78	1,07	31,42	1,47	42,99
90,2	143,89	16,64	11,8	1	31,5	1,36	43,17
90,2	144,28	16,68	11,76	0,91	31,6	1,25	43,37
90,2	144,67	16,74	11,69	0,82	31,71	1,12	43,59
90,2	145,06	16,82	11,61	0,71	31,83	0,98	43,82
90,2	145,44	16,91	11,52	0,6	31,96	0,82	44,07
90,2	145,83	17,03	11,42	0,47	32,1	0,65	44,33
90,2	146,22	17,18	11,3	0,32	32,25	0,44	44,6
90,2	146,61	17,35	11,14	0,16	32,43	0,22	44,91
90,2	147	17,45	10,77	0,03	32,71	0,05	45,39
90,4	143,5	16,52	12,27	1,08	31,23	1,48	42,78
90,4	143,89	16,54	12,27	1,01	31,31	1,38	42,96
90,4	144,28	16,58	12,23	0,93	31,41	1,27	43,15
90,4	144,67	16,63	12,17	0,84	31,51	1,15	43,36
90,4	145,06	16,7	12,09	0,73	31,63	1,01	43,59
90,4	145,44	16,8	12	0,62	31,76	0,86	43,83
90,4	145,83	16,9	11,9	0,5	31,89	0,69	44,09
90,4	146,22	17,04	11,79	0,35	32,03	0,49	44,35
90,4	146,61	17,21	11,64	0,19	32,2	0,27	44,65
90,4	147	17,34	11,34	0,05	32,45	0,08	45,06
90,6	143,5	16,42	12,74	1,09	31,04	1,5	42,56
90,6	143,89	16,44	12,73	1,02	31,12	1,4	42,74
90,6	144,28	16,47	12,7	0,94	31,21	1,3	42,93
90,6	144,67	16,52	12,64	0,85	31,32	1,18	43,14
90,6	145,06	16,59	12,57	0,75	31,43	1,04	43,36
90,6	145,44	16,68	12,48	0,64	31,55	0,89	43,59
90,6	145,83	16,78	12,39	0,52	31,68	0,72	43,84
90,6	146,22	16,91	12,28	0,39	31,82	0,54	44,1
90,6	146,61	17,07	12,15	0,23	31,97	0,32	44,38
90,6	147	17,22	11,91	0,08	32,19	0,1	44,76
90,8	143,5	16,33	13,21	1,1	30,85	1,52	42,35
90,8	143,89	16,34	13,2	1,03	30,93	1,42	42,52
90,8	144,28	16,37	13,17	0,96	31,01	1,32	42,7
90,8	144,67	16,42	13,12	0,87	31,11	1,2	42,9
90,8	145,06	16,48	13,05	0,78	31,22	1,07	43,12
90,8	145,44	16,56	12,97	0,67	31,34	0,92	43,35
90,8	145,83	16,66	12,88	0,55	31,46	0,76	43,59
90,8	146,22	16,78	12,77	0,42	31,6	0,58	43,84
90,8	146,61	16,93	12,65	0,27	31,74	0,37	44,11
90,8	147	17,09	12,45	0,11	31,93	0,15	44,45

RESUME:

Cette étude, réalisée à la raffinerie de SKIKDA RA1K dans l'unité Magnaforming (U100), visait à optimiser les paramètres de fonctionnement du splitter C5 pour augmenter le rendement en aromatiques, notamment en benzène et toluène. Les étapes suivies comprenaient la simulation de la section de fractionnement à partir des données du constructeur pour vérifier le modèle thermodynamique et le schéma de flux de procédé (PFD), la simulation des conditions opérationnelles actuelles pour comparer les performances réelles aux simulations, et l'optimisation des paramètres de la colonne C5, incluant des ajustements de température, de pression et de débits de recyclage. L'outil utilisé pour ces simulations et optimisations était ASPEN HYSYS V14, permettant de modéliser précisément, d'analyser les performances sous diverses conditions et d'identifier les réglages optimaux. Cette approche a permis de valider les modèles et de comparer les performances réelles aux prévisions, conduisant à une amélioration significative du rendement en aromatiques dans l'unité Magnaforming.

Mots clés : Unité Magnaforming (U100), Splitter C5, Benzène, Toluène, Simulation.

ABSTRACT:

This study, conducted at the SKIKDA RA1K refinery in the Magnaforming unit (U100), aimed to optimize the operating parameters of the C5 splitter to increase the yield of aromatics, particularly benzene and toluene. The steps involved included simulating the fractionation section using manufacturer data to verify the thermodynamic model and process flow diagram (PFD), simulating current operating conditions to compare actual performance with simulation results, and optimizing the parameters of the C5 column, including adjustments to temperature, pressure, and recycle rates. ASPEN HYSYS V14 was used for these simulations and optimizations, allowing for precise modeling, performance analysis under various conditions, and identification of optimal settings. This approach validated models and compared actual performance to expectations, resulting in a significant improvement in aromatic yield in the Magnaforming unit.

Keyword: Magnaforming Unit (U100), C5 Splitter, Benzene, Toluene, Simulation.

ملخص

تهدف هذه الدراسة، التي أجريت في مصفاة سكيكدة RA1K في وحدة التشكيل (U100) Magnaforming ، إلى تحسين معايير التشغيل لمقسم C5 لزيادة إنتاجية المواد العطرية، ولا سيما البنزين والتولوين. تضمنت الخطوات التالية محاكاة قسم التجزئة من بيانات المنشئ للتحقق من النموذج الديناميكي الحراري ومخطط تدفق العملية (PFD) ، ومحاكاة ظروف التشغيل الحالية لمقارنة الأداء الفعلي بالمحاكاة، وتحسين أداء عمود C5 ، بما في ذلك تعديلات درجة الحرارة والضغط ومعدل تدفق إعادة التدوير. كانت الأداة المستخدمة لهذه المحاكاة والتحسينات هي ASPEN HYSYS V14 ، مما يجعل من الممكن نمذجة الأداء وتحليله بدقة في ظل ظروف مختلفة وتحديد الإعدادات المثلى. أتاح هذا النهج التحقق من صحة النماذج ومقارنة الأداء الفعلي مع التوقعات، مما أدى إلى تحسن كبير في إنتاجية العطريات في وحدة Magnaforming.

الكلمات المفتاحية: وحدة التشكيل (U100)، فاصل C5، البنزين، التولوين، المحاكاة.