



Remerciement

Nous tenons tout d'abord à remercier Dieu le tout puissant et miséricordieux, qui nous a donné la force et la patience d'accomplir ce Modeste travail.

En second lieu, nous tenons à remercier mon encadreur Pr. TOUIL.Dj, pour avoir bien voulu m'encadrer, pour avoir inspiré et suivi avec beaucoup d'intérêt ce travail, son soutien et sa confiance ont permis l'accomplissement de ce mémoire, son précieux conseil et son aide durant toute la période du travail.

Je présente aussi mon chaleur remerciement à tous les gens qui nous ont aidé durant mon stage à la raffinerie du Skikda.

Je tenais à remercier les membres de jury, chacun de son nom, d'avoir accepté juger notre travail de Master II.

Je remercie, aussi, toute personne qui mon conseille, guider, encourager, tout au long de ces années et qui a contribué de près ou de loin à l'aboutissement de ce travail.

Cette page ne serait pas être complète sans remercier nos collègues de la promotion

2018-2019

Dédicaces

Je dédie ce travail à :

A ma mère, à mon père.

A mes frères Sofiane et Hakim.

A ma sœur Lamia.

A toute ma famille.

À tous mes amis.

À mon encadreur TOUIL.DJ

À mes professeurs de Blida 1 et à ceux de la famille de génie des procédés des matériaux.

À toute l'équipe de RA1K pour leurs aides durant notre stage.

A tous ceux qui me sont chers.

Sami

ملخص: تحليل الاستهلاك المحدد للطاقة من المصفاة سكيكدة

الإصلاح التحفيزي هو عملية التحول الكيميائي الرئيسية التي تعزز قطع الناфта من النفط الخام عن طريق زيادة معدل الأوكتان. كجزء من هذا العمل ، جمعنا بيانات التشغيل لتشغيل هذه العملية في مصفاة سكيكدة ، كدراسة حالة. تحقيقاً لهذه الغاية ، تم تحليل استهلاك الطاقة الحرارية المحدد لهذا النظام وفقاً لمعايير مختلفة. تظهر النتيجة الرئيسية أن زيادة درجة حرارة العلف يؤثر بشكل كبير على نشاط المحفز واستهلاك الطاقة المحدد
كلمات مفتاحية : الإصلاح التحفيزية . استهلاك الطاقة الحرارية المحدد. درجة الأكتان

Résumé : Analyse de la consommation spécifique d'énergie de Magnaforming de la Raffinerie de Skikda

Le reforming catalytique est le procédé majeur de transformation chimique valorisant la coupe naphta du pétrole brut en augmentant son indice d'octane. Dans le cadre de ce travail, nous avons collectés les données opératoires de fonctionnement de ce procédé à la raffinerie de Skikda, comme cas d'étude. A cet effet, la consommation spécifique d'énergie calorifique de ce système a été analysée pour les différents paramètres. Le principal résultat montre que l'augmentation de la température de la charge influe de manière significative sur l'activité du catalyseur et la consommation spécifique d'énergie.

Mots clés : Reforming catalytique, la consommation spécifique d'énergie, indice d'octane.

Abstract: Analysis of the specific magnaorming energy consumption of the Skikda refinery

Catalytic reforming is the major chemical transformation process that enhances the naphtha cut of crude oil by increasing its octane rating. As part of this work, we collected the operating data for the operation of this process at the Skikda refinery, as a case study. To this end, the specific heat energy consumption of this system was analyzed for the different parameters. The main result shows that increasing the temperature of the feed significantly influences the activity of the catalyst and the specific energy consumption.

Keywords: Catalytic reforming, the specific heat energy consumption, octane number.

Introduction générale

Le pétrole brut reste jusqu'à ce jour la principale source d'énergie grâce au raffinage, qui se déroule en plusieurs étapes unitaires.

Tous les pétroles bruts traités dans une raffinerie subissent une première séparation qui permet d'obtenir des coupes pétrolières telles que : coupes gaz, coupes essences, coupes produits intermédiaires, coupes de produits lourds. Cependant, Ces coupes ne répondent pas aux exigences du marché des produits pétroliers, ni en qualité, ni en quantité. Ce qui a ouvert les portes à de nombreux procédés de transformation engendrant des dérivés multiples utilisés aussi bien dans l'industrie qu'à des fins domestiques, parmi les plus importants notamment en termes de volume de la charge traitée et du catalyseur consommé, on trouve le reforming catalytique.

Le reforming catalytique implique des réactions telles que l'isomérisation, la déshydrogénation et la déshydrocyclisation qui convertissent le faible indice d'octane du naphta en nombre très élevé d'octane en augmentant sa teneur en composés aromatiques et en iso paraffines.

L'objectif de notre travail est d'analyser la consommation spécifique d'énergie calorifique du procédé de reformage catalytique à différents paramètres opératoires de fonctionnement. Ce qui nous permet d'identifier les conditions opératoires qui contrôlent cette consommation d'énergie du combustible nécessaire au déroulement des différentes réactions dans le système.

Pour ce faire, la raffinerie de Skikda est prise comme exemple d'étude de cas et les paramètres opératoires enregistrés durant la période juin 2017 jusqu'à janvier 2019 de son unité 100 sont collectés et pris au niveau du service technique du département de production.

Liste des abréviations

Liste des abréviations

| | |
|------------------------------------|--|
| A | Aromatiques (% vol) |
| A ₆ | 6 nombre de carbone aromatique (benzène) |
| A ₇ | 7 nombre de carbone aromatique (toluène) |
| Al ₂ O ₃ (γ) | Alumine |
| ASTM (D86) | American Society for Testing and Materials |
| BHM | Brut de Hassi Messaoud |
| BRI | Brut Réduit Importé |
| BTX | Benzène, Toluène, Xylène |
| C ₁ | 1 nombre de carbone hydrocarbure (méthane) |
| C ₂ | 2 nombre de carbone hydrocarbure (éthane, éthylène) |
| C ₆ | Colonne 6 |
| C ₇ | Colonne 7 |
| d | Densité |
| DCP | Dichloropropane |
| e | Entré de réacteur |
| f | Facteur de correction de densité |
| FG | Fuel Gaz |
| GPL | Gaz de Pétrole Liquéfiés |
| HC | Hydrocarbure |
| HMD | Hassi Messaoud |
| HPLC | Chromatographie phase liquide |
| IFP | Institut Français de Pétrole |
| MELEX | Mélange et Expédition |

Liste des abréviations

| | |
|---|---|
| N | Naphtènes (% vol) |
| NO | Nombre d'Octane |
| O ₂ | Oxygène |
| O | Oléfines (% vol) |
| P.O.N.A | Composition en Paraffines, Oléfines, Naphtènes, Aromatique (% vol) |
| P | Paraffines (% vol) |
| ppm | Particule Par Million |
| R ₂ R ₃ R ₄ R ₅ | Les 4 réacteurs de la section Magnaforming |
| R-86 | Magnaforming catalytique Engelhard (série R-86) de Pt/Re à base d'alumine |
| RON | Indice d'Octane Recherche |
| Sn | Etain |
| SONATRACH | Société Nationale de Transport et de Commercialisation des Hydrocarbures |
| SOR | Start Of Run |
| UOP | Universal Oil Products |
| V5 | Ballon de séparation |
| WAIT | Weighted Average Inlet Temperature |

Liste des abréviations

Liste des tableaux

| | |
|--|----|
| Tableau I-1 : Dates des démarrages progressifs des unités de production à la raffinerie de Skikda..... | 17 |
| Tableau I-2 : Plan de réhabilitation des unités de la RA1K..... | 22 |
| Tableau I-3 : Bilan de production de la RA1Kavantetaprèsla réhabilitation | 23 |
| Tableau III-1 : Débit fuel gaz consommé | 42 |
| Tableau III-2 : Masse du Coke déposé | 42 |
| Tableau III.3. Température de la charge | 43 |
| Tableau III.4. Fuel Gaz V6 | 43 |
| Tableau III.5. GPL | 43 |
| Tableau III.6. Benzène et Toluène et Xylène (BTX) | 44 |
| Tableau.III.7. Indice d’octane NO | 44 |
| Tableau III.8. Surface Spécifique | 44 |
| Tableau III.9. Perte de charge le long du lit catalytique | 45 |
| Tableau III.10. Chute de température le long du lit catalytique | 45 |
| Annexe 1 : Rapports de l’évolution Coke Dépose par rapport Température charge | 57 |
| Annexe 2 : Rapports de l’évolution Surface Spécifique par rapport Coke Dépose | 57 |
| Annexe 3 : Rapports de l’évolution BTX par rapport Surface Spécifique | 57 |
| Annexe 4 : Rapports de l’évolution CSE_NO par rapport Température charge | 58 |
| Annexe 5 : Rapports de l’évolution CSE par rapport ΔP Total | 58 |
| Annexe-6 : Rapports de l’évolution CSE par rapport ΔT Total | 59 |

Table de matières

Introduction

Chapitre I :
Présentation de la raffinerie
de Skikda RA1K

Chapitre II :

La Reformage catalytique de l'unité

Chapitre III :
Les données opératoires de
fonctionnement de l'unité 100

Chapitre IV :

Résultats et Interprétations

Références bibliographiques

Annexe

Conclusion générale

Bibliographie

- [1] : Aval Naftec spa Raffinerie de Skikda « Présentation de la Raffinerie de Skikda »(Février 2008).
- [2]: P.le prince « Le raffinage de pétrole - procédés de transformation- » Tome –III- 3^{ème} édition, édition Technip paris (1998).
- [3]:A.chauvel, G.lefevre, L.castex « Procédés de pétrochimie » Tome -I- 2^{ème} édition, édition Technip paris (1985).
- [4] :Gille FOURNIER et Jean-François JOLY « Reformage catalytique », édition Technique de l'ingénieur, paris (1978).
- [5]:J.F.Le page « Catalyse de contact », édition Technip paris (1978).
- [6]: IFP Training« Traitement des coupes légères et des distillats moyens » Ecole nationale supérieure du pétrole et des moteurs (2015).
- [7]:Professeur B. HAMADA « Cours de Pétrochimie- Reforming Catalytique » Laboratoire de Synthèse Pétrochimique- Université de Boumerdes (2009).
- [8]:P.Withier« Raffinage et génie chimique » Tome -I- 1ere édition, édition Technip paris (1972).
- [9]:«UOP platforming fixed-bed platforming-général operating manuel»Raffinerie de Skikda (RA1K).
- [10]: Documents de fournisseur de catalyseur « UOP ».
- [11]: M. Mahman Laouan GA, Industrie de raffinage de pétrole, rapport d'ingénieur en pétrochimie.
- [12] : Manuel d'opération et de maintenance, Unité de Magnaforming, raffinerie de Skikda, Samsung Engineering, 219P (03/04/2012).
- [13] : Manuel des procédures – document SONATRACH.

Tables des matières

0

| | |
|--|-------------------------------------|
| Introduction générale | Error! Bookmark not defined. |
| Chapitre I : Présentation de la raffinerie de Skikda RA1K..... | Error! Bookmark not defined. |
| I.1. Présentation générale de la raffinerie de Skikda | 3 |
| I.1.1. Situation géographique..... | 3 |
| I.1.2. Historique de construction..... | 3 |
| I.2. Présentation des différentes unités de production | 4 |
| I.2.1. Unités 10-11 (Distillation atmosphérique) | 5 |
| I.2.2. Unités 100 et 103 (Unités Magnaforming, Platforming) | 5 |
| I.2.3. Unités 30-31-104 (Séparation et Traitement des Gaz) | 5 |
| I.2.4. Unité 200 (Extraction des Aromatiques)..... | 5 |
| I.2.5. Unité 400 (Séparation du Paraxylène)..... | 6 |
| I.2.6. Unité 500 (Isomérisation du M-xylène) | 6 |
| I.2.7. Unités 700/701/702/703 (Unité d'isomérisation du naphta léger A)..... | 6 |
| I.2.8. Unité 70 (Production de Bitume)..... | 7 |
| I.2.9. Unité 600 (Unité Melexe)..... | 7 |
| I.2.10. Centrale thermoélectrique | 7 |
| I.2.11. Unité 900 (Unité de purification de l'hydrogène) | 8 |
| I.3. Projets de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda | 8 |
| I.3.1. Plan et programme de réhabilitation | 8 |
| I.3.2. Bilan de production de la raffinerie RA1K..... | 9 |
| Chapitre II : Le Reformage catalytique de l'unité..... | Error! Bookmark not defined. |
| II.1. Introduction | 13 |
| II.2. Aspect chimique du procédé | 13 |
| II.2.1. Réactions mise en jeu dans le reforming catalytique | 13 |
| II.2.1.1. Principales réactions chimiques du prétraitement de naphta..... | 13 |
| II.2.1.2. Principales réactions chimiques de reforming..... | 14 |
| II.2.2. Considérations thermodynamiques et cinétiques des réactions de reforming..... | 15 |
| II.2.2.1. Déshydrogénation des cyclanes en hydrocarbures aromatiques..... | 15 |
| II.2.2.2. Déshydrocyclisation des paraffines | 17 |
| II.2.2.3. Isomérisation des n-paraffines en isoparaffines et des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes | 18 |
| II.2.2.4. Hydrocraquage et hydrogénolyse des paraffines et des naphènes | 20 |
| II.2.2.5. Formation de coke | 21 |
| II.3. Impact des variables opératoires..... | 22 |
| II.3.1. Température | 22 |
| II.3.2. Pression..... | 23 |
| II.3.3. Vitesse spatiale..... | 24 |
| II.3.4. Rapport molaire H ₂ /HC..... | 24 |
| II.4. Différents types de procédés de reformage catalytique..... | 25 |
| II.5. Conclusion | 28 |
| B : présentation de l'unité magnaforming U-100..... | Error! Bookmark not defined. |
| II.1. Introduction..... | 28 |
| II.2. Présentation des différentes sections de l'unité de magnaforming..... | 28 |
| II.2.1. Section d'hydrotraitement du naphta | 28 |
| II.2.2. Section réactionnelle..... | 42 |
| II.2.3. Section de fractionnement..... | 45 |
| II.2.3.1. Système de stabilisateur des magnaformats (colonne 100-C-4)..... | 45 |
| II.2.3.2. Système de splitteur des magnaformats (colonne 100-C-5)..... | 46 |
| II.2.3.3. Système de splitteur du toluène des magnaformats (colonne 100-C-6)..... | 46 |
| II.2.3.4. Système de splitteur de C ₄ /C ₅ des magnaformats (colonne 100-C-7)..... | 47 |
| II.2.4. Section d'absorption du gaz net de magnaforming..... | 52 |
| Chapitre III : Relevé des données opératoires | 41 |
| III.1. Introduction | 42 |
| III.2. Données opératoires de consommation | 42 |
| III.3. Données Caractéristiques du catalyseur | 43 |
| III.4. Données opératoires du réacteur | 44 |
| Chapitre IV. Résultats et Interprétations | 46 |

| | |
|---|-----------|
| IV.1 Introduction | 47 |
| IV.2 : Calcul la consommation spécifique d'énergie (CSE) | 47 |
| IV.2.1 : Evolution de la quantité de Coke Dépose | 47 |
| IV.2.2 : Evolution de la Surface spécifique | 48 |
| IV.2.3 : Evolution de la production des BTX | 49 |
| IV.3 Evolution de la consommation spécifique d'énergie | 49 |
| IV.3.1 : Evolution de CSE par rapport a la température de la charge ... | 49 |
| IV.3.2 : Evolution CSE par rapport à la perte de charge..... | 50 |
| IV.3.3 : Evolution de CSE par rapport à l'écart de température | 51 |
| Conclusion générale | 53 |
| Références bibliographiques | 55 |
| Annexe | 57 |

Liste des tableaux

| | |
|---|----|
| Tableau I-1 : Dates des démarrages progressifs des unités de production à la raffinerie de Skikda | 4 |
| Tableau I-2 : Plan de réhabilitation des unités de la RA1K..... | 9 |
| Tableau I-3 : Bilan de production de la RA1Kavantetaprèsla réhabilitation | 10 |
| Tableau II-2 : RON des naphthènes et des aromatiques C ₇ et C ₈ | 16 |
| Tableau II-3 : Densité des n-paraffines et des aromatiques (C ₇ et C ₈)..... | 17 |
| Tableau II-4 : RON des n-paraffines et des aromatiques C ₇ et C ₈ | 18 |
| Tableau III-1 : Débit fuel gaz consommé | 54 |
| Tableau III-2 : Masse du Coke déposé | 54 |
| Tableau III.3. Température de la charge | 55 |
| Tableau III.4. Fuel Gaz V6 | 55 |
| Tableau III.5. GPL | 55 |
| Tableau III.6. Benzène et Toluène et Xylène (BTX) | 56 |
| Tableau.III.7. Indice d'octane NO | 56 |
| Tableau III.8. Surface Spécifique | 56 |
| Tableau III.9. Perte de charge le long du lit catalytique | 57 |
| Tableau III.10. Chute de température le long du lit catalytique | 57 |
| Annexe 1 : Rapports de l'évolution Coke Dépose par rapport Température charge | 67 |
| Annexe 2 : Rapports de l'évolution Surface Spécifique par rapport Coke Dépose | 67 |
| Annexe 3 : Rapports de l'évolution BTX par rapport Surface Spécifique | 67 |
| Annexe 4 : Rapports de l'évolution CSE_NO par rapport Température charge | 68 |
| Annexe 5 : Rapports de l'évolution CSE par rapport ΔP Total | 68 |
| Annexe-6 : Rapports de l'évolution CSE par rapport ΔT Total | 69 |

Liste des figures

| | |
|--|-------------------------------------|
| Figure I-1 : Situation géographique de la raffinerie de Skikda | 3 |
| Figure I-2 : Schéma des principaux procédés dans la raffinerie de Skikda | 11 |
| Figure II-1 : Réactions chimiques du prétraitement..... | 14 |
| Figure II-2 : Exemple de déshydrogénation des naphènes en aromatiques | 15 |
| Figure II-3 : Exemple de déshydrocyclisation des paraffines en aromatiques | 17 |
| Figure II-4 : Exemple d'isomérisation des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes..... | 18 |
| Figure II-5 : Exemple d'isomérisation des paraffines en iso-paraffines..... | 18 |
| Figure II-6 : Exemple de transformation des alkylcyclopentanes en aromatiques | 19 |
| Figure II-7 : Exemple d'hydrocraquage des paraffines et des naphènes | 20 |
| Figure II-8 : Exemple d'hydrogénolyse des paraffines. | 20 |
| Figure II-9 : Protection hydrogène contre la formation du coke (hydrocraquage)..... | 21 |
| Figure II-10 : Schéma du procédé du reformage catalytique semi-régénératif | 25 |
| Figure II-11 : Schéma du procédé de reforming catalytique cyclique..... | 26 |
| Figure II-12 : Schéma du procédé de reforming catalytique régénératif (UOP) | 27 |
| Figure II-13 : Schéma du procédé de reforming catalytique régénératif (Axens)..... | 27 |
| Figure II-14 : Organigramme du département de sécurité de RA1k | Error! Bookmark not defined. |
| Figure II-15 : Signalisations interdictions | Error! Bookmark not defined. |
| Figure II-16 : Signalisations obligations | Error! Bookmark not defined. |

| | |
|---|-------------------------------------|
| Figure II-17 : Signalisations risques des produits | Error! Bookmark not defined. |
| Figure II-18 : Conditions de naissance d'un incendie | Error! Bookmark not defined. |
| Figure IV-1 : Evolution du Coke Dépose par rapport à la température charge | 57 |
| Figure IV-2 : Evolution de la Surface spécifique par rapport au Coke dépose | 58 |
| Figure IV-3 : Evolution des BTX par rapport à la Surface spécifique | 59 |
| Figure IV-4 : Evolution de CSE | 59 |
| Figure IV-5 : Evolution CSE par rapport ΔP Total | 60 |
| Figure IV-6 : Evolution de CSE par rapport ΔT Total | 61 |

I.1. Présentation générale de la raffinerie de Skikda

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

I.1.1. Situation géographique

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

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

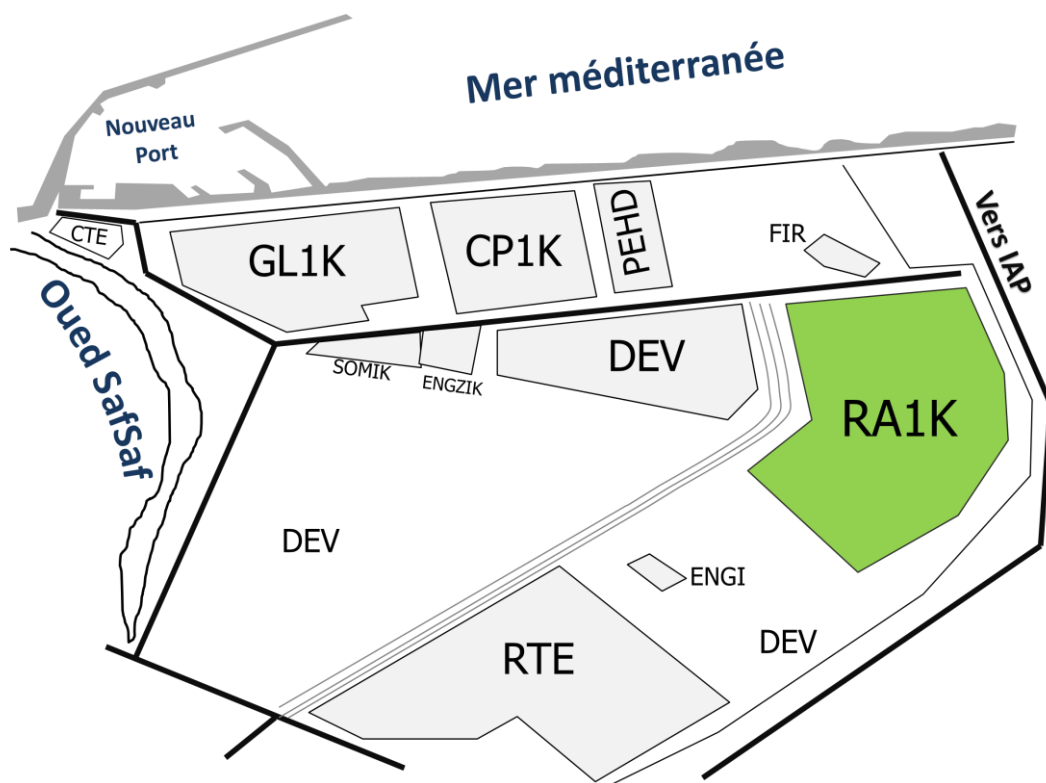


Figure n° I-1 : Situation géographique de la raffinerie de Skikda

I.1.2. Historique de construction

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

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

Tableau n° I-1 : Dates des démarrages progressifs des unités de production à la raffinerie de Skikda

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

I.2. Présentation des différentes unités de production

La raffinerie est équipée des installations suivantes : [1]

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

Les utilités sont :

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

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

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

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

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

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

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

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

I.2.4. Unité 200 (Extraction des Aromatiques)

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

La charge est constituée par la coupe de réformât léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C₅splitteur du réformât de l'unité 100.

I.2.5. Unité 400 (Séparation du Paraxylène)

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

I.2.8. Unité 70 (Production de Bitume)

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

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

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

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

I.2.9. Unité 600 (Unité Melexe)

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

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

I.2.10. Centrale thermoélectrique

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

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

- ◆ La section 1110 : de production de l'azote (N₂).
- ◆ La section de production de l'électricité.

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

Elle a pour but l'augmentation de la pureté de l'hydrogène issu de l'unité 100, afin de l'envoyer vers les autres unités consommatrices de l'hydrogène (unité 500...).

I.3. Projets de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda

I.3.1. Plan et programme de réhabilitation

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

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

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

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

I.3.2. Bilan de production de la raffinerie RA1K

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

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

| 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 |

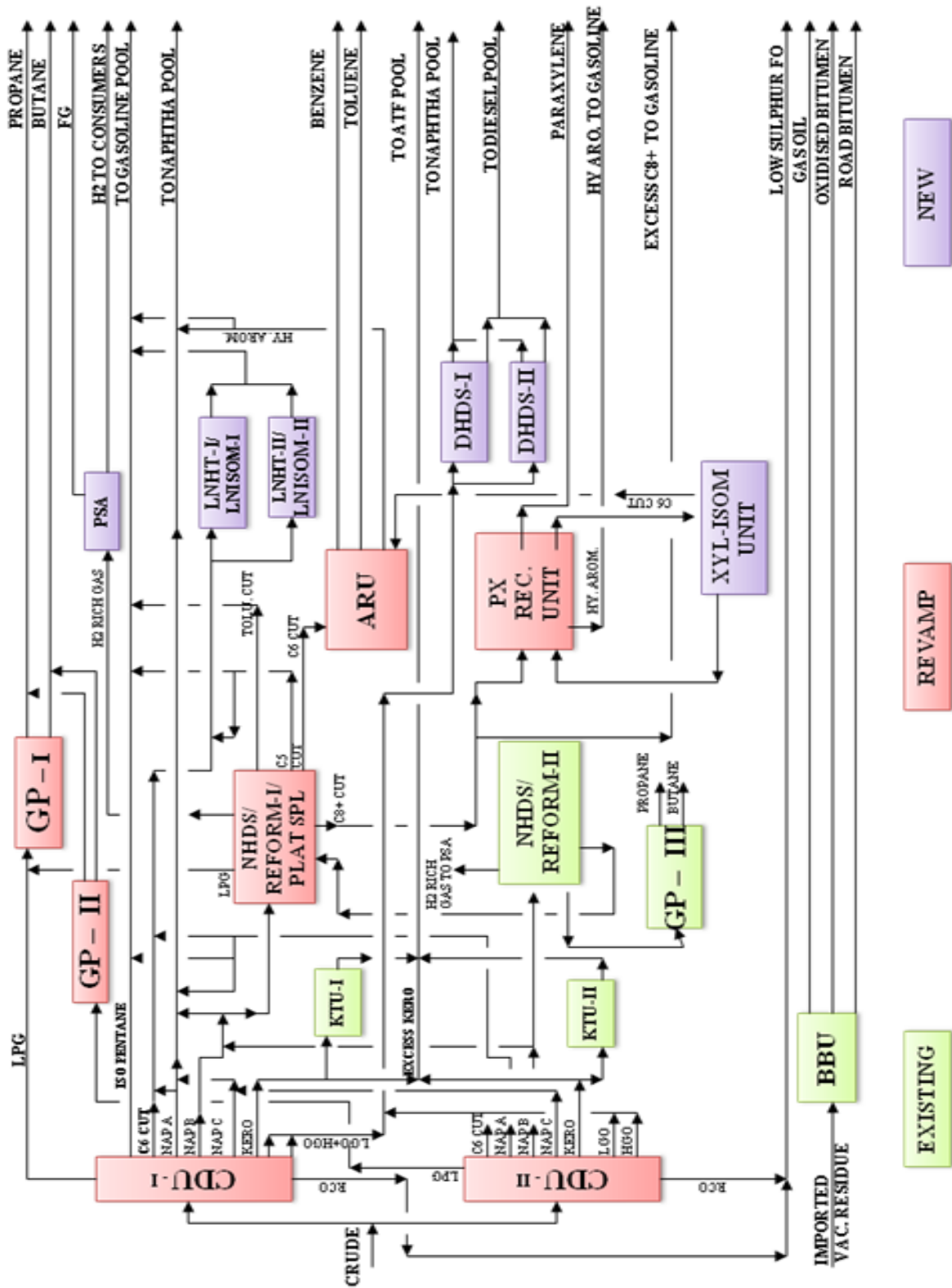


Figure n° I-2 : Schéma des principaux procédés dans la raffinerie de Skikda. [1]

II.1. Introduction

Avec le développement rapide de l'utilisation de l'automobile dans les années 1930, la demande en essence a augmenté, autant en quantité qu'en qualité. Le craquage catalytique se développe et des procédés de reformage thermique des coupes essences furent mis en place. Dès avant la seconde guerre mondiale de nombreux procédés de reformage catalytique étaient opérationnels. [2]

Le reforming catalytique est, depuis son origine aux États-Unis, un procédé de raffinage des essences, mais il assure aussi une partie non négligeable de l'approvisionnement de la pétrochimie en hydrocarbures aromatiques [3]. Le but du reformage catalytique était essentiellement la transformation de coupes pétrolières à faible indice d'octane (40 à 60), couramment appelées naphthas, en bases pour carburant à haut indice d'octane. Cette amélioration de l'indice résultant essentiellement d'une forte augmentation de la teneur en aromatiques [3]. La recherche d'un indice d'octane élevé (90 à 100) liée à la teneur en aromatiques des reformats et à la sévérité du traitement a conduit à des conditions de fonctionnement et à des résultats sensiblement analogues pour les deux types de production. [4]

L'avenir du reformage catalytique est partiellement lié aux contraintes que les lois sur l'environnement vont continuer d'introduire. Avec une évolution certaine vers des unités qui feront moins de benzène, plus de rendement en C_5^+ et en hydrogène. [2]

II.2. Aspect chimique du procédé

II.2.1. Réactions mise en jeu dans le reforming catalytique

II.2.1.1. Principales réactions chimiques du prétraitement de naphta

L'objectif principal de l'unité de prétraitement de naphta consiste à épurer la fraction du naphta pour que celle-ci puisse être utilisée comme charge à la section de reforming.

Les plus importantes réactions chimiques sont : [5]

- Conversion des composés de soufre organiques en sulfures d'hydrogène.
- Conversion des composés d'azote organique en ammoniac.
- Conversion des composés d'oxygène organique en eau.
- Conversion des halogénures organiques en halogénures d'hydrogène.

- Élimination des composés organométalliques.

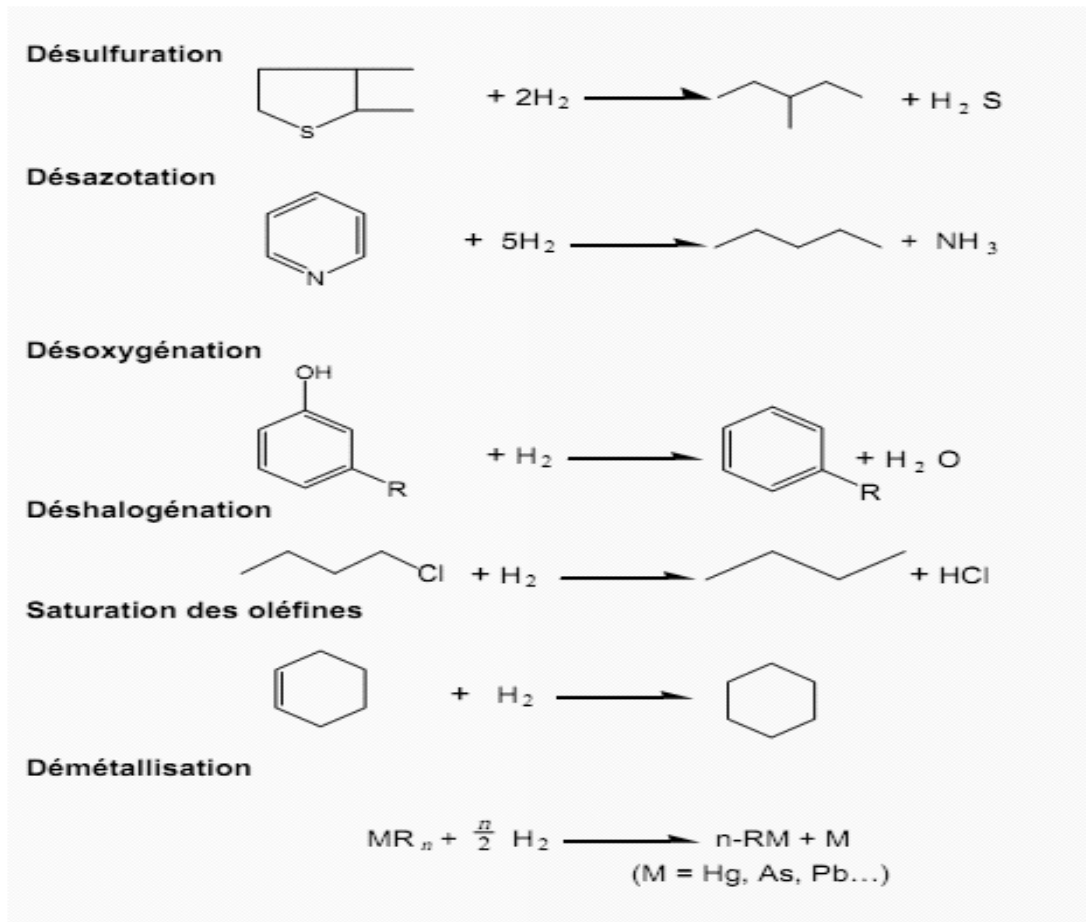


Figure n° II-1 : Réactions chimiques du prétraitement. [5]

II.2.1.2. Principales réactions chimiques de reforming

Les transformations chimiques sont nombreuses et complexes : [6]

- Formation d'aromatiques à partir des naphthènes :
 - Déshydrogénation des naphthènes.
- Formation d'aromatiques à partir des paraffines :
 - Déshydrocyclisation des paraffines.
- Formation d'iso-paraffines et de naphthènes cyclohexaniques :
 - Isomérisation des paraffines et des naphthènes cyclopentaniques.
- Formation de GPL et gaz :

– Hydrocraquage des paraffines et des naphthènes.

• Formation de coke.

II.2.2. Considérations thermodynamiques et cinétiques des réactions de reforming

La stabilité des hydrocarbures aromatiques par rapport aux autres hydrocarbures croît avec la température ; de ce fait, on opère à température élevée, supérieure à 300 °C. [4]

Cependant, la compétition cinétique entre les réactions souhaitées et les réactions parasites conduit à choisir des conditions opératoires spécifiques des transformations visées [4]. Les rapports de vitesses de déshydrogénation, d'isomérisation et de déshydrocyclisation sur un catalyseur faiblement désactivé sont approximativement égaux à 4 : 2 : 1. C'est pourquoi les quantités de catalyseur dans les réacteurs de reforming (en série) sont inversement proportionnelles à ces rapports. [7]

II.2.2.1. Déshydrogénation des cyclanes en hydrocarbures aromatiques

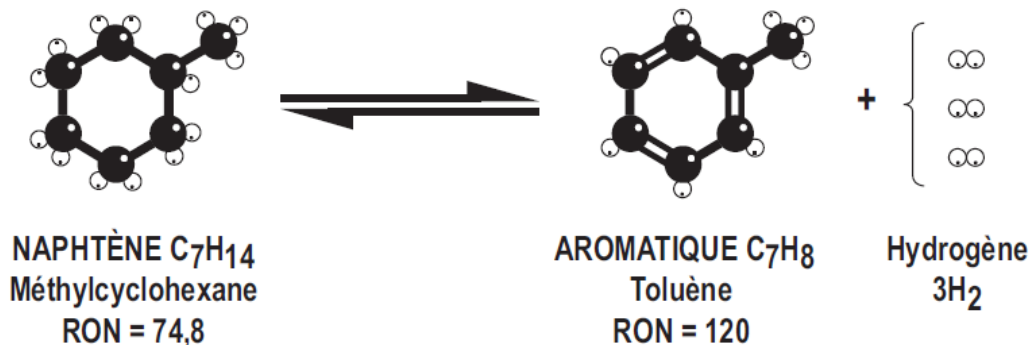


Figure n° II-2 : Exemple de déshydrogénation des naphthènes en aromatiques. [6]

✓ Thermodynamiquement

Cette réaction est très endothermique ($\Delta H = 210$ kJ/mole) et s'accompagne d'une augmentation du nombre de moles ; elle est donc favorisée par un accroissement de la température et un abaissement de la pression. [4]

✓ **Cinétiquement**

La vitesse de la réaction diminue avec l'augmentation du nombre d'atomes de carbone de la charge mais demeure notablement plus élevée que celles des autres réactions [4], c'est la réaction la plus rapide de toutes les réactions de reforming, elle dépasse de 10-100 fois les autres réactions [7]. L'énergie d'activation de la déshydrogénation des naphthènes est ($E = +20$ Kcal/mole). [8]

✓ **Sur le plan du procédé**

La déshydrogénation des naphthènes entraîne :

- Une augmentation de la densité, et par conséquent, une diminution du rendement volume :

Tableau n° II-1 : Densités des naphthènes et des aromatiques (C₇ et C₈)

| Densité | C ₇ | C ₈ |
|--------------------------------|----------------|----------------|
| Naphtènes cycle C ₆ | 0,774 | 0,785 - 0,792 |
| Aromatiques | 0,872 | 0,865 - 0,884 |

- Un fort gain d'octane, de par la formation d'aromatiques à haut indice d'octane :

Tableau n° II-2 : RON des naphthènes et des aromatiques C₇ et C₈

| RON | C ₇ | C ₈ |
|--------------------------------|----------------|----------------|
| Naphtènes cycle C ₆ | 74,8 | 67 - 72 |
| Aromatiques | 120 | 116 - 118 |

- Une production d'hydrogène : 3 moles de H₂ créées / mole de naphthène transformé.

✓ **Conséquences et servitudes de la réaction [6]**

- Température élevée.
- Nécessité de plusieurs fours et réacteurs.
- Gros apport d'énergie est nécessaire.
- 1^{er} réacteur petit, car c'est une réaction très rapide.

II.2.2.2. Déshydrocyclisation des paraffines

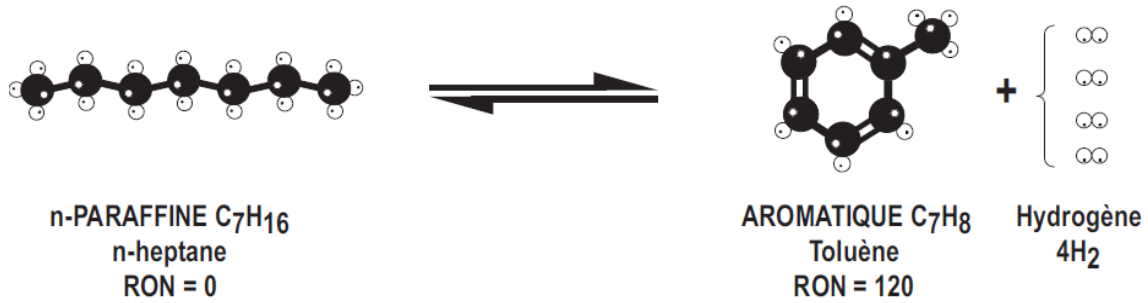


Figure n° II-3 : Exemple de déshydrocyclisation des paraffines en aromatiques. [6]

✓ **Thermodynamiquement**

La déshydrocyclisation des paraffines est encore plus endothermique ($\Delta H=250$ kJ/mol) que la déshydrogénation des naphènes et s'accompagne d'une augmentation du nombre de moles ; elle est donc favorisée par une température plus élevée et une pression plus basse. [4]

✓ **Cinétiquement**

Elle est beaucoup plus lente et, à cause de sa faible vitesse, ne devient importante que si les conditions adoptées sont sévères (température élevée et basse pression). [4]

✓ **Sur le plan du procédé [6]**

La déshydrocyclisation des paraffines entraîne :

- Une augmentation de la densité par formation d'aromatiques, et par conséquent une diminution du rendement volume :

Tableau n° II-3 : Densité des n-paraffines et des aromatiques (C₇ et C₈)

| Densité | C ₇ | C ₈ |
|--------------|----------------|----------------|
| n-paraffines | 0,688 | 0,707 |
| Aromatiques | 0,871 | 0,865 - 0,884 |

- Un très fort gain d'octane de par la formation d'aromatiques à haut indice d'octane :

Tableau n° II-4 : RON des n-paraffines et des aromatiques C₇ et C₈

| RON | C ₇ | C ₈ |
|--------------|----------------|----------------|
| n-paraffines | 0 | <0 |
| Aromatiques | 120 | 116 - 118 |

- Une très forte production d'hydrogène, mais limitée par la vitesse de réaction.

✓ **Conséquences et servitudes de la réaction** [6]

- Température élevée.
- Réaction [P -> A] se déroule dans R2, R3 et R4.
- Importance de fractionner la quantité de catalyseur en X réacteurs.

II.2.2.3. Isomérisation des n-paraffines en isoparaffines et des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes

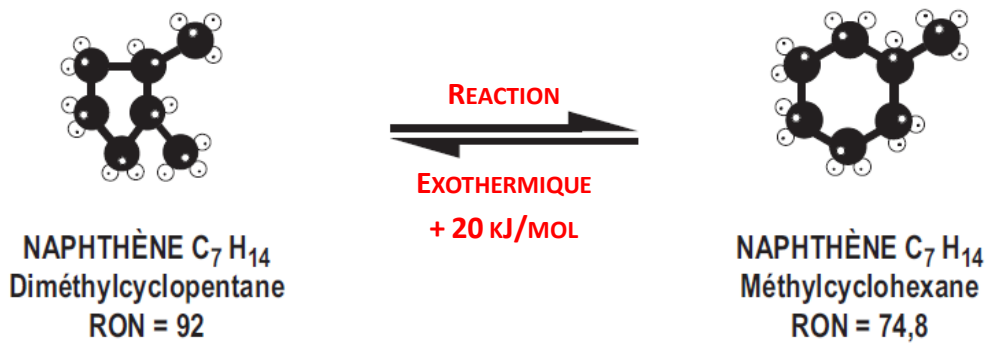


Figure n° II-4 : Exemple d'isomérisation des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes. [6]

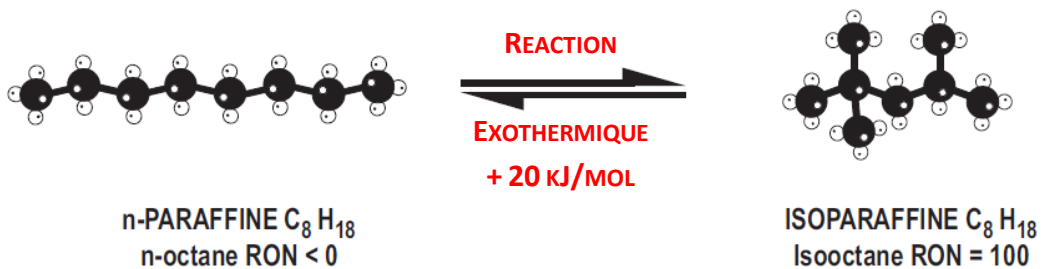


Figure n° II-5 : Exemple d'isomérisation des paraffines en iso-paraffines. [6]

✓ **Thermodynamiquement**

L'isomérisation, est faiblement exothermique. L'équilibre thermodynamique de l'isomérisation est constamment déplacé par les deux réactions précédemment décrites. [4]

✓ **Cinétiquement**

L'isomérisation est très rapide dans les conditions usuelles de fonctionnement. De ce fait, elle est peu sensible à une variation de température et insensible à la pression, mais elle est inhibée par les composés aromatiques formés dans la réaction globale de reformage. [4]

✓ **Sur le plan du procédé [6]**

Pour le rendement en volume du réformât :

- Transformation des naphènes en aromatiques : les naphènes à 5 atomes de carbone offrent un mauvais rendement.
- Transformation des nP en iP : donne un bon rendement donc un gain de volume.

Pour le gain d'octane :

- Il est modeste, car le rendement est limité à 60 % – 70 %.

Pour la production d'hydrogène :

- NpiP : \rightleftharpoons pas de production d'hydrogène.
- N₅ \rightleftharpoons N_{6A} \rightleftharpoons faible production d'hydrogène.

○ **Remarque**

La réaction de transformation des naphènes en aromatiques est rapide, il convient donc de s'intéresser à la suite réactionnelle suivante dans sa globalité plutôt que de s'intéresser uniquement à l'isomérisation des naphènes cyclopentaniques : [6]

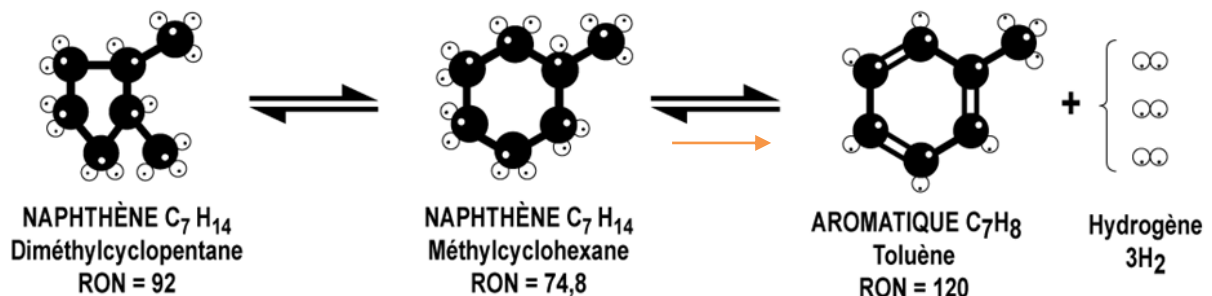


Figure n° II-6 : Exemple de transformation des alkylcyclopentanes en aromatiques. [6]

II.2.2.4. Hydrocraquage et hydrogénolyse des paraffines et des naphènes

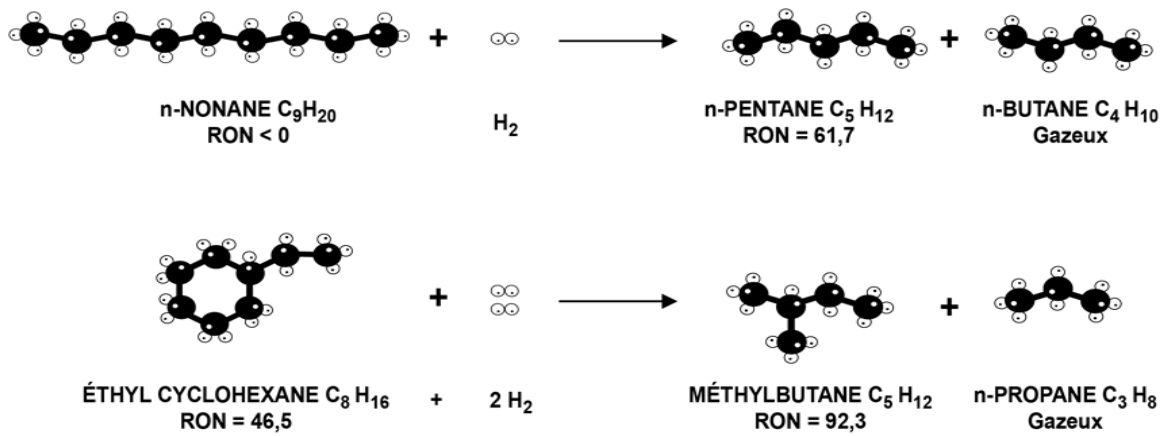


Figure n° II-7 : Exemple d'hydrocraquage des paraffines et des naphènes. [6]

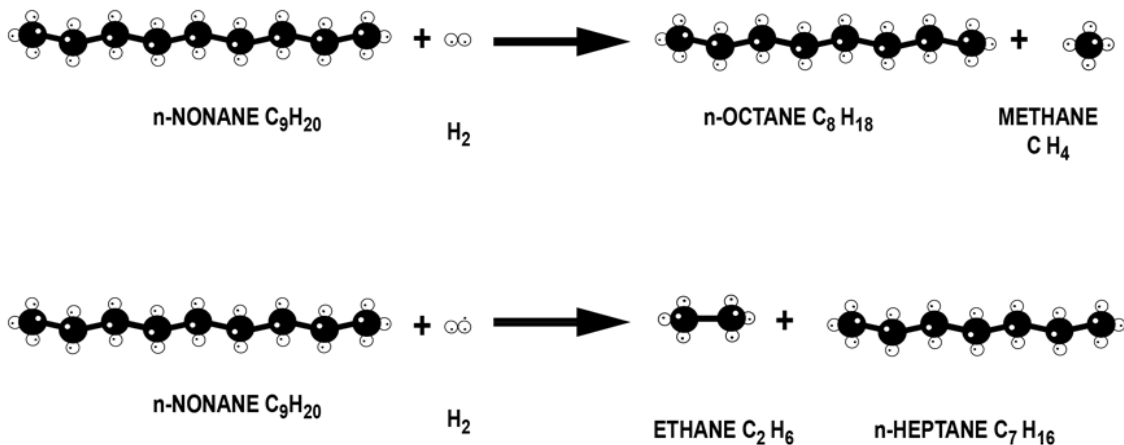


Figure n° II-8 : Exemple d'hydrogénolyse des paraffines. [6]

✓ Thermodynamiquement

Ce sont des réactions exothermiques ($\Delta H = -40$ kJ/mol), thermodynamiquement complètes dans les conditions opératoires usuelles. [4]

✓ Cinétiquement

Ce sont des réactions lentes en compétition avec la réaction de déshydrocyclisation [6], elles sont accélérées lorsque la pression augmente [6], de plus, lorsque la température s'élève ces transformations peuvent devenir plus importantes que l'isomérisation et la déshydrogénation. [4]

✓ **Sur le plan du procédé** [6]

- Le craquage ne produit pas d'octane en soi, cependant la formation de gaz concentre les aromatiques, d'où une augmentation de l'indice d'octane.
- L'hydrocraquage consomme de l'hydrogène en faible quantité.
- Dilution de l'hydrogène par augmentation du pourcentage d'hydrocarbures légers dans le gaz de recycle et le gaz d'export.

✓ **Conséquences et servitudes de la réaction**

- Diminution du rendement en réformât. [6]
- Diminution de la quantité d'hydrogène produite. [6]
- Destruction de paraffines pouvant potentiellement se transformer en aromatiques et ainsi améliorer l'octane. [6]
- Diminution de la pureté en hydrogène dans le gaz de recycle et le gaz d'export. [6]
- Pour réduire de l'hydrocraquage, il faut diminuer les pressions partielles de l'hydrogène. Une diminution de la pression partielle de l'hydrogène permet d'augmenter le cokage du catalyseur. C'est pourquoi il est nécessaire d'effectuer des régénérations périodiques du catalyseur. [7]

II.2.2.5. Formation de coke

C'est une réaction complète, avec un temps de séjour suffisamment long, il est possible de transformer tous les hydrocarbures en coke. [6]

Elle résulte de la condensation des molécules insaturées sur des cycles polyaromatiques lourds [6]. Cette réaction constitue l'une des réactions parasites les plus gênantes puisqu'elle entraîne une diminution de l'activité des catalyseurs. Elle est combattue en maintenant une pression d'hydrogène qui oriente vers l'hydrocraquage mais exerce un effet défavorable sur la thermodynamique de la déshydrogénation. [4]

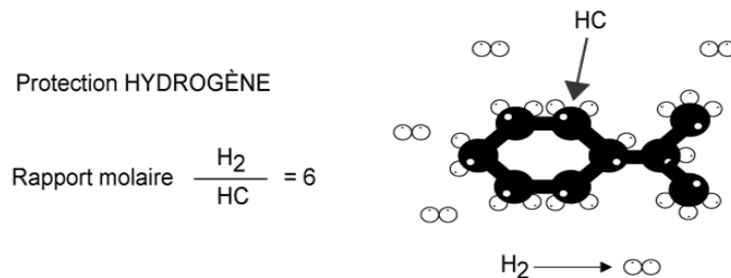


Figure n° II-9 : Protection hydrogène contre la formation du coke. [6]

✓ Conséquences et servitudes de la réaction [6]

- Diminution de l'activité du catalyseur.
- Nécessité d'augmenter la température pour contrer cette baisse d'activité.
- Nécessité de régénérer le catalyseur pour brûler le coke.
- Importance du recyclage du gaz riche en hydrogène pour protéger le catalyseur.
- Dernier réacteur est le plus coké, car il est le plus haut en température.

II.3. Impact des variables opératoires

Les quatre variables opératoires étudiées ici seront : la température, la V.V.H, la pression totale et le rapport molaire H_2 /Hydrocarbures de la charge. Il faut bien comprendre que ces quatre variables ne se présentent pas toutes sur un même pied d'égalité.

La pression est fixée lors de la conception de l'unité et ne constituera plus une variable opératoire en cours de marche. La température sera par excellence le paramètre que l'on peut augmenter en cours de marche, pour maintenir la valeur du NO, malgré la baisse des performances du catalyseur. La V.V.H. et le rapport H_2 /HC sont également susceptibles d'être modifiés en cours de marche. L'étude détaillée de l'influence intrinsèque des quatre paramètres va permettre de préciser ces généralités. [8]

II.3.1. Température

La variable température est un paramètre difficile. En effet, d'une part la température diminue le long des lits catalytiques adiabatiques, par suite de l'endothermicité et son niveau est relevé à la valeur voulue, avant l'entrée dans le réacteur suivant.

D'autre part, la température est régulièrement augmentée au cours du temps, pour maintenir le NO de sortie constant, malgré la baisse d'activité du catalyseur, provoquée par son cokage.

L'augmentation de sévérité due à la température a pour effet : d'augmenter le NO, de diminuer le rendement, d'augmenter la production de légers (C_1 , C_2 , C_3 , C_4), d'où dilution de l' H_2 de recyclage, et d'augmenter le cokage.

De toute façon, la baisse d'activité du catalyseur oblige à augmenter régulièrement la température pour travailler à NO constant. [8]

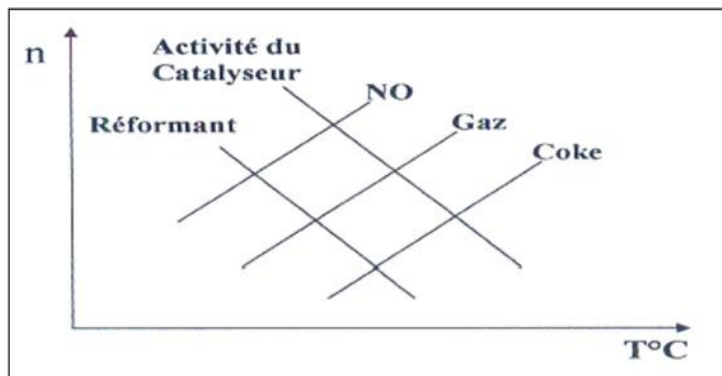


Figure II.2.2 : Influence de la température [8]

II.3.2. Pression

L'augmentation de la sévérité, par diminution de pression, provoque :

- Une augmentation de NO.
- Une légère augmentation de rendement.
- Une diminution des légers, d'où une essence plus lourde et un hydrogène plus pur.
- La production des aromatiques et le cokage.

Les très basses pressions utilisées provoquent néanmoins un cokage important qui nécessite une technologie régénérative, mais qui peut être économiquement accepté en raison de valeurs excellentes du NO et du rendement. [8]

L'utilisation de catalyseurs plus stables et sélectifs a permis de faire fonctionner les unités de reformage à plus basse pression. [6]

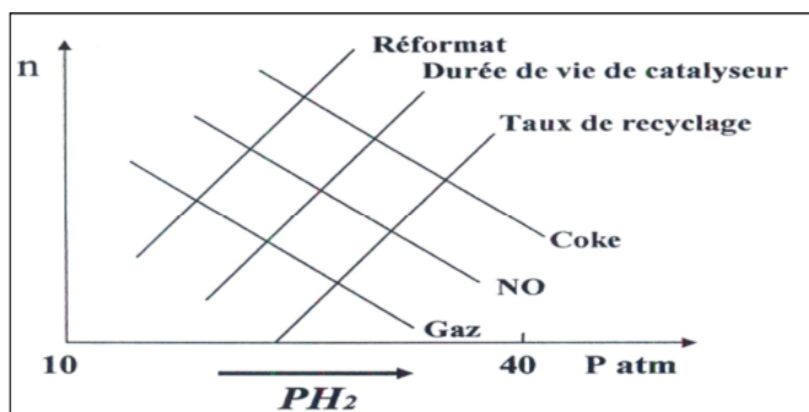


Figure II.2.3 : Influence de la pression [6]

II.3.3. Vitesse spatiale

C'est une caractéristique cinétique qui correspond au taux de séjour de la charge sur le catalyseur :

$$PPH = \frac{\text{Débit massique de la charge (t / h)}}{\text{Poids total du catalyseur (t)}}$$

Où :

$$VVH = \frac{\text{Débit volumique de la charge (m}^3\text{/h)}}{\text{Volume du catalyseur (m}^3\text{)}}$$

Une diminution de la vitesse spatiale implique une augmentation du temps de résidence, causant : [6]

- Un meilleur indice d'octane.
- Un plus faible rendement en reformat.
- Un cokage plus rapide du catalyseur.

La seule manière de modifier la vitesse spatiale est d'agir sur le débit de charge. [6]

II.3.4. Rapport molaire H₂/HC

Nous avons vu qu'une pression d'hydrogène importante est nécessaire et très efficace pour éviter la formation de coke. Ceci est assuré par le recyclage d'une partie de l'hydrogène produit par la formation d'aromatiques. Le taux de recyclage est défini comme le rapport molaire de l'hydrogène pur à la charge d'hydrocarbures. [8]

Le ratio H₂/HC à l'entrée de la section réactionnelle dépend des paramètres suivants :

- Débit du gaz de recycle : plus ce débit est important, plus le ratio H₂/HC est important.
- Concentration d'hydrogène dans le gaz de recycle : plus la concentration est importante, plus le ratio H₂/HC est important.

- Débit de charge.

Une diminution du ratio H₂/HC a les conséquences suivantes :

- Cokage du catalyseur plus rapide.
- Diminution de la durée de cycle.
- Légère baisse de l'indice d'octane du réformât, à cause d'une baisse de la TMP (la température moyenne pondérée 'TMP' est diminuée lorsque le débit d'hydrogène est diminué à cause de l'effet thermique : moins d'énergie est apportée aux réacteurs).
- Légère augmentation de la production d'hydrogène.
- Légère diminution de la consommation d'énergie au compresseur et aux fours.

En effet, on cherche à utiliser le rapport molaire minimal compatible avec la formation de coke que l'on accepte car le recyclage de gaz d'hydrogène (dilué par les gaz en C₁, C₂) exige une dépense de compression très lourde et d'autre part entraîne un surdimensionnement des fours par suite de la grande quantité de matière à réchauffer. [8]

Mais un ratio H₂/HC plus faible signifie des conditions de fonctionnement plus sévères pour le catalyseur. [6]

II.4. Différents types de procédés de reformage catalytique

Jusqu'en 1971, on distinguait deux types d'unités :

✓ Les unes semi-régénératives, avec traitement in situ du catalyseur [4], l'inconvénient majeure de ces unités est la nécessité d'arrêter l'unité pour régénérer le catalyseur (Procédure d'environ 8 à 10 jours). [6]

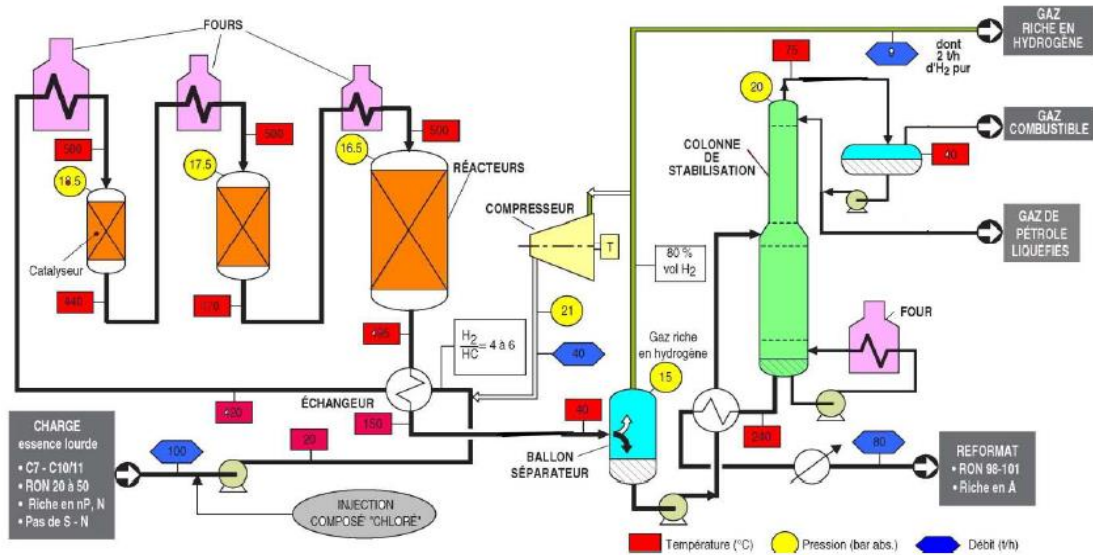


Figure II-10 : Schéma du procédé du reformage catalytique semi-régénératif. [7]

✓ Les autres régénératives cycliques, avec utilisation d'un réacteur supplémentaire dit

« swing » à même, lors des régénérations, de remplacer successivement chacun des autres réacteurs et d'assurer ainsi une production ininterrompue [4]. Les inconvénients majeurs de ces unités sont la difficulté d'optimisation des rendements et équipements très sollicités mécaniquement. [6]

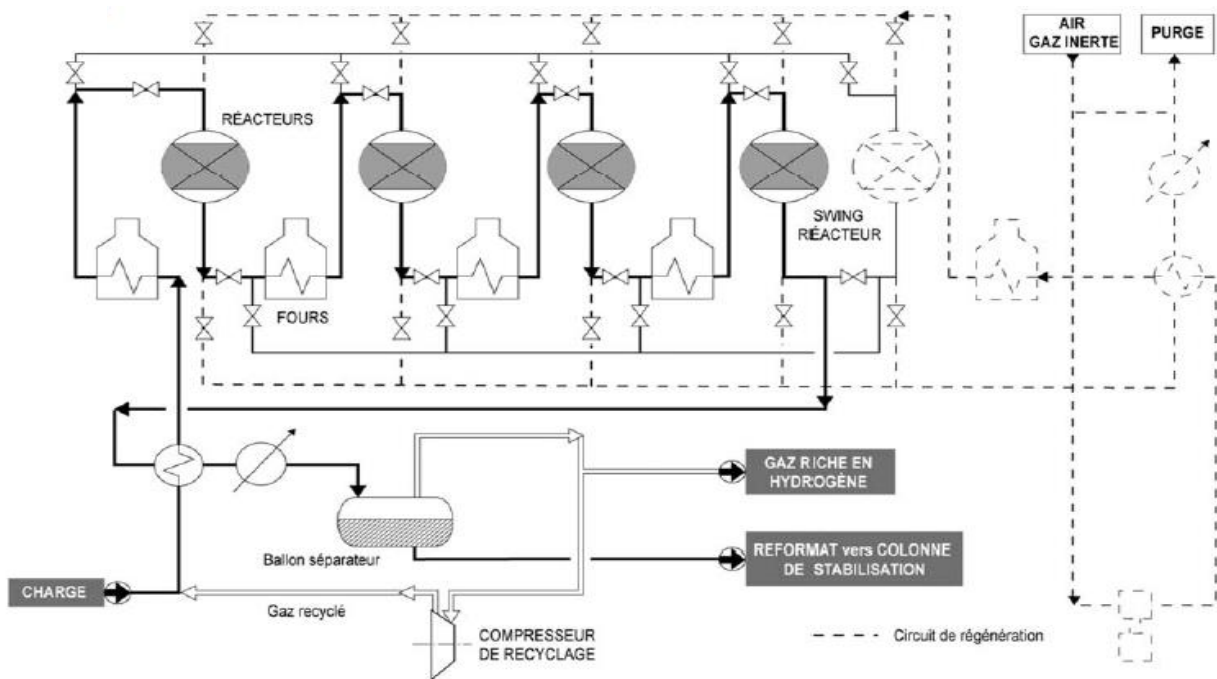


Figure II-11 : Schéma du procédé de reforming catalytique cyclique. [6]

Avec le développement des systèmes catalytiques multimétalliques est apparue une nouvelle génération de procédés, dits régénératifs. Ils opèrent par soutirage et régénération en continu du catalyseur qui est ensuite recyclé aux réacteurs. Cette technologie s'applique à la production d'essences et spécifiquement celle d'aromatiques ; elle supporte en effet des conditions de traitement plus sévères qui permettent une cyclisation poussée des paraffines, l'élimination par hydrocraquage de celles qui subsistent et l'hydrodésalkylation des composés les plus lourds [4]. Les inconvénients majeurs de ces unités sont : la nécessité d'un catalyseur ayant une forte stabilité mécanique (lutte contre l'attrition) et hydrothermale (résistance aux changements fréquents de température). [6]

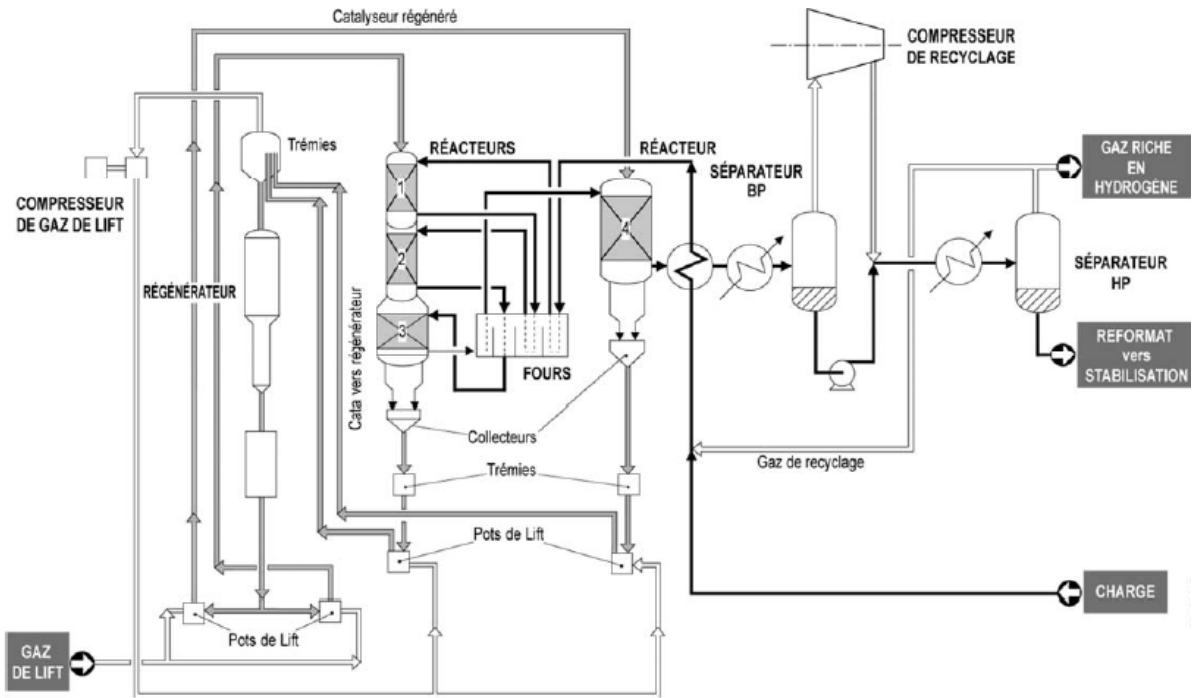


Figure n° II-12 : Schéma du procédé de reforming catalytique régénératif (UOP). [6]

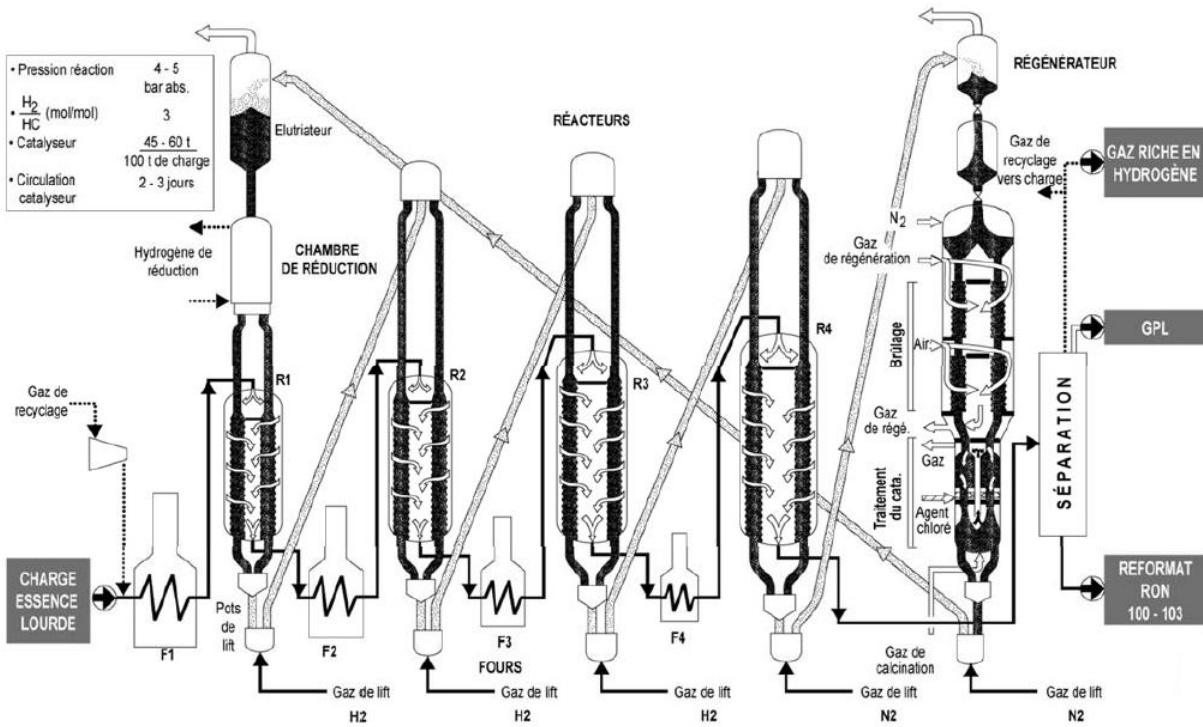


Figure n° II-13 : Schéma du procédé de reforming catalytique régénératif (Axens). [7]

II.5. Conclusion

Il est important de noter que le reformeur peut être utilisé comme fournisseur d'une base essence à fort indice d'octane, mais également comme fournisseur de composés aromatiques pour la pétrochimie, ou encore comme fournisseur d'hydrogène. [6]

Le futur est donc, aux unités régénératives opérant à basse pression sur des charge plus étroites ; point initial plus élevé, point final relativement bas avec des catalyseurs très sélectifs produisant le maximum d'hydrogène. [2]

B. Présentation de l'unité magnaforming U100

II.1. Introduction

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

Durant le revamping, seulement les sections de réaction et fractionnement ont fait l'objet de revamping, cependant, la section d'hydrotraitement du naphta a subi la modernisation des instruments. Toute partie du splitteur des platformats est une nouvelle section pour le splitting des platformats provenant de l'unité 103. [12]

II.2. Présentation des différentes sections de l'unité de magnaforming

II.2.1. Section d'hydrotraitement du naphta

Le but de cette section est d'éliminer les impuretés contenues dans les différentes fractions pétrolières sous forme d'azote, oxygène, soufre en plus des métaux. Les impuretés représentent un poison temporaire ou permanent pour le catalyseur de magnaforming. En plus, elles sont nuisibles à la bonne qualité des produits obtenus pour des raisons de pollution et de corrosion. Le traitement de la charge se fait par absorption des métaux par le catalyseur, par contre l'élimination de l'azote, oxygène et soufre se fait par des réactions chimiques, telles que [12]:

- **Désazotation** $R - NH_2 + H_2 \rightleftharpoons RH + NH_3$ $\Delta Q = + 13 \text{ kcal / mole}$
- **Désulfuration** $R - OH + H_2 \rightleftharpoons RH + H_2O$ $\Delta Q = + 24 \text{ kcal / mole}$
- **Désoxygénation** $R - RH + H_2 \rightleftharpoons RH + H_2S$ $\Delta Q = + 17 \text{ kcal / mole}$

La charge de cette unité le naphta « B » provenant des réservoirs de stockage 600-S-20/21 alimente la section de prétraitement au moyen des pompes 100-P-2 A/B. Le flux de refoulement des pompes 100-P-2 A/B, avec le gaz de recyclage et le gaz d'appoint après le préchauffage dans les trains d'échange 100-E-1 A-D et le réchauffeur à combustion 100 F-1 arrive au réacteur 100-R-1.

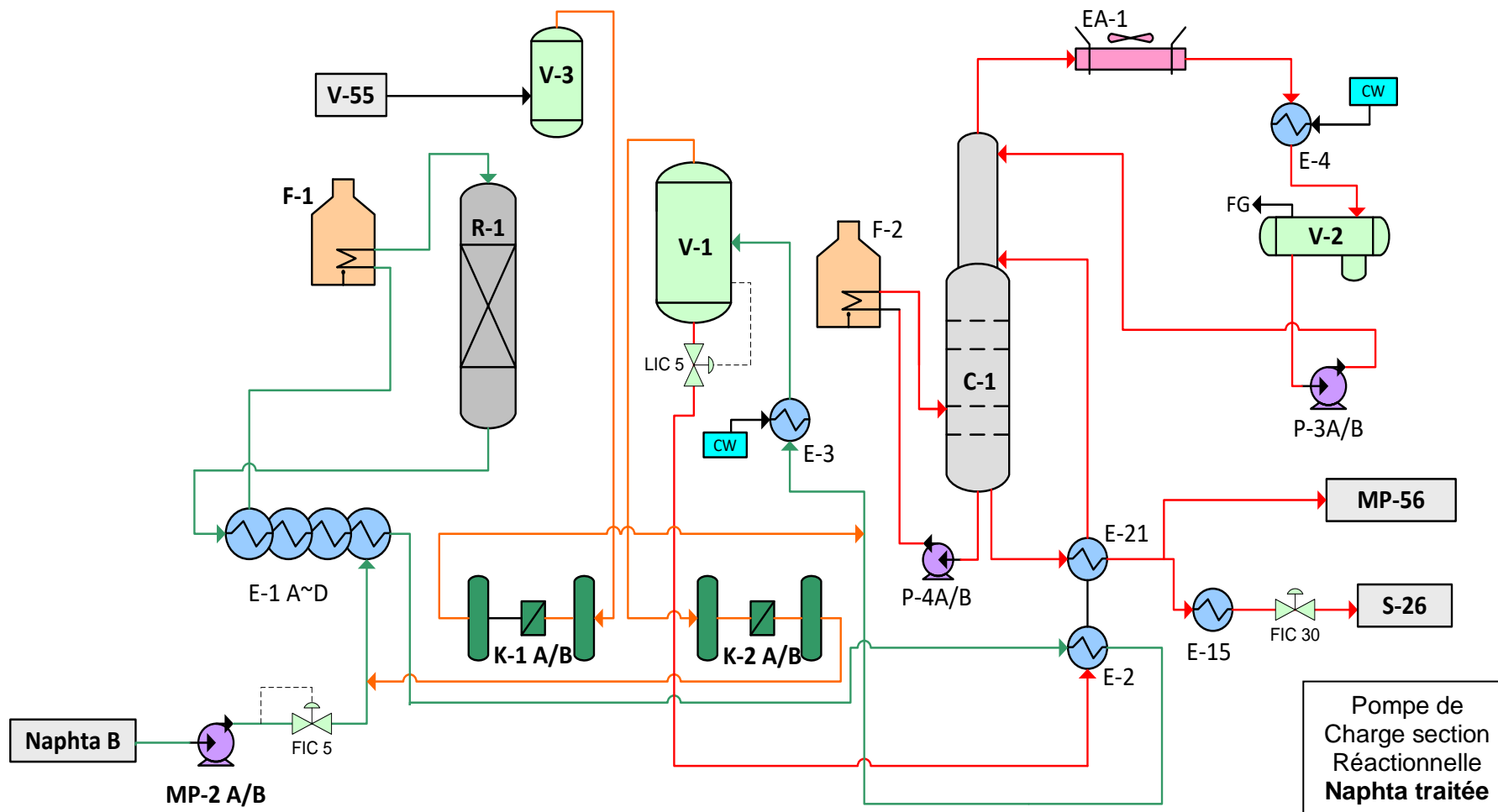
Les effluents de réacteur sont refroidis dans les flux de retour avec la charge dans les trains d'échange 100-E-1 A-D, l'échangeur 100-E-2, les refroidisseur 100-E-3 A/B, et ensuite arrivent au séparateur 100-V-1.

A partir de la tête du séparateur 100-V-1, le gaz est aspiré par les compresseurs de recyclage 100-K-2 A/B, tandis que l'excès de gaz est envoyé au collecteur de gaz combustible. A partir du fond, le produit liquide, après le préchauffage dans 100-E-2 et 100-E-21, va comme charge au strippeur 100-C-1, la chaleur d'appoint de la colonne de strippeur 100-C-1 est fournie par le rebouilleur de réchauffeur à combustion 100-F-2.

Les fractions légères et l' H_2S refroidis dans le refroidisseur à air 100-EA-1 et par la suite dans le refroidisseur à eau 100-E-4 arrivent à l'accumulateur de tête 100-V-2. A partir de la tête de 100-V-2, l' H_2S et les vapeurs sont déchargés au F.G, et le liquide condensé est envoyé par les pompes de reflux 100-P-3 A/B sous le contrôle de niveau à la tête du strippeur 100-C-1.

Les produits de fond du strippeur qui constituent le naphta désulfuré après le transfert de la chaleur à la charge dans les flux de retour au strippeur 100-C-1 sont aspirés par les pompes de charge de magnaforming 100-MP-56 A/B à la section de magnaforming. [12]

Figure II-14 : Section prétraitement



Pompe de Charge section Réactionnelle Naphta traitée

II.2.2. Section réactionnelle

L'unité de magnaforming emploie un procédé semi-régénératif de magnaforming catalytique à lit fixe qui utilise les 4 lits de réacteur fonctionnant avec un profil montant de la température d'entrée de réacteur. Les deux réacteurs d'avance (lead reactors) contiennent moins de catalyseur (hautes vitesses spatiales) que les deux réacteurs de retard (lagreactors) et demandent moins d'hydrogène (ratio H_2/HC plus bas) afin de promouvoir la déshydrogénation du naphta aux aromatiques. Les deux réacteurs de retard contiennent la plupart du catalyseur et demandent la plus haute teneur en hydrogène dans leur alimentation pour limiter les taux de cokéfaction du catalyseur à cause de basses vitesses spatiales. Les températures d'entrée du réacteur de retard sont ajustée pour répondre à une teneur cible en aromatiques ou à l'indice d'octane dans le flux des réformât. [12]

Le naphta est alimenté à l'unité à partir dustrippeurhydrotraiteur du naphta 100-C-1 via les nouvelles pompes de charge 100-MP-56 A/B. L'alimentation des pompes de charge coule à travers les filtres 100-X-51 A/B et est alimentée à l'échangeur d'alimentation combinée 100-E-65. Les filtres enlèvent des particules/débris et évitent le bouchage des barres de pulvérisation de liquide dans le nouvel échangeur de Packinox. Les filtres fonctionnent avec l'un en service et l'autre en attente. [12]

L'alimentation liquide et le gaz de recyclage sont alimentés indépendamment par l'échangeur d'alimentation combinée 100-E-65 (buses séparées). L'alimentation combinée part de l'échangeur, et entre dans le réchauffeur d'alimentation 100-F-4. Le réchauffeur d'alimentation augmente la température de l'alimentation combinée jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 100-R-2, les effluents du réacteur 100-R-2 sont alimentés au 1^{er} réchauffeur 100-F-5, où la température de sortie est augmentée jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 100-R-3, les effluents du réacteur 100-R-3 sont ensuite mélangés avec le gaz de recyclage du refoulement de 1^{er} étage du compresseur de recyclage (100-TK-51) qui était réchauffé par 100-E-10 A/B, échangeur chaud I de gaz de recyclage/effluent de réacteur et 100-E-71 A/B, échangeur chaud II de gaz de recyclage/effluents de réacteur. Ensuite, le gaz mixte est alimenté au 2^{ème} réchauffeur 100-F-6, ce 2^{ème} réchauffeur réchauffe le flux combiné jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 100-R-4. [12]

Les effluent du réacteur 100-R-4 sont alimentés au 3^{ème} réchauffeur ou la température de sortie augmente jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 100-R-5. Les effluents du réacteur 100-R-5 sont utilisés pour réchauffer l'alimentation combinée et le gaz de recyclage qui alimente les réacteurs de retard 100-R-4 et 100-R-5, en deux flux séparés.

Les effluents du 100-R-5, après splitting au gaz de recyclage de la chaleur, sont alimentés à l'échangeur d'alimentation combinée de Packinox 100-E-65. Les effluents de Packinox sont combinés avec les effluents provenant des échangeurs des effluents de réacteur/gaz de recyclage et ils sont alimentés à l'aérocondenseur des effluents 100-EA-3.

Les effluents provenant de 100-EA-3 alimentent les condenseurs de réglage des effluents 100-E-12 A/B/C, en suite ils alimentent le séparateur des produits 100-V-5 où les flux liquides et gazeux sont séparés. Toutes les vapeurs de 100-V-5 sont acheminées au nouveau compresseur à gaz de recyclage 100-TK-51, et le liquide est alimenté au stabilisateur. [12]

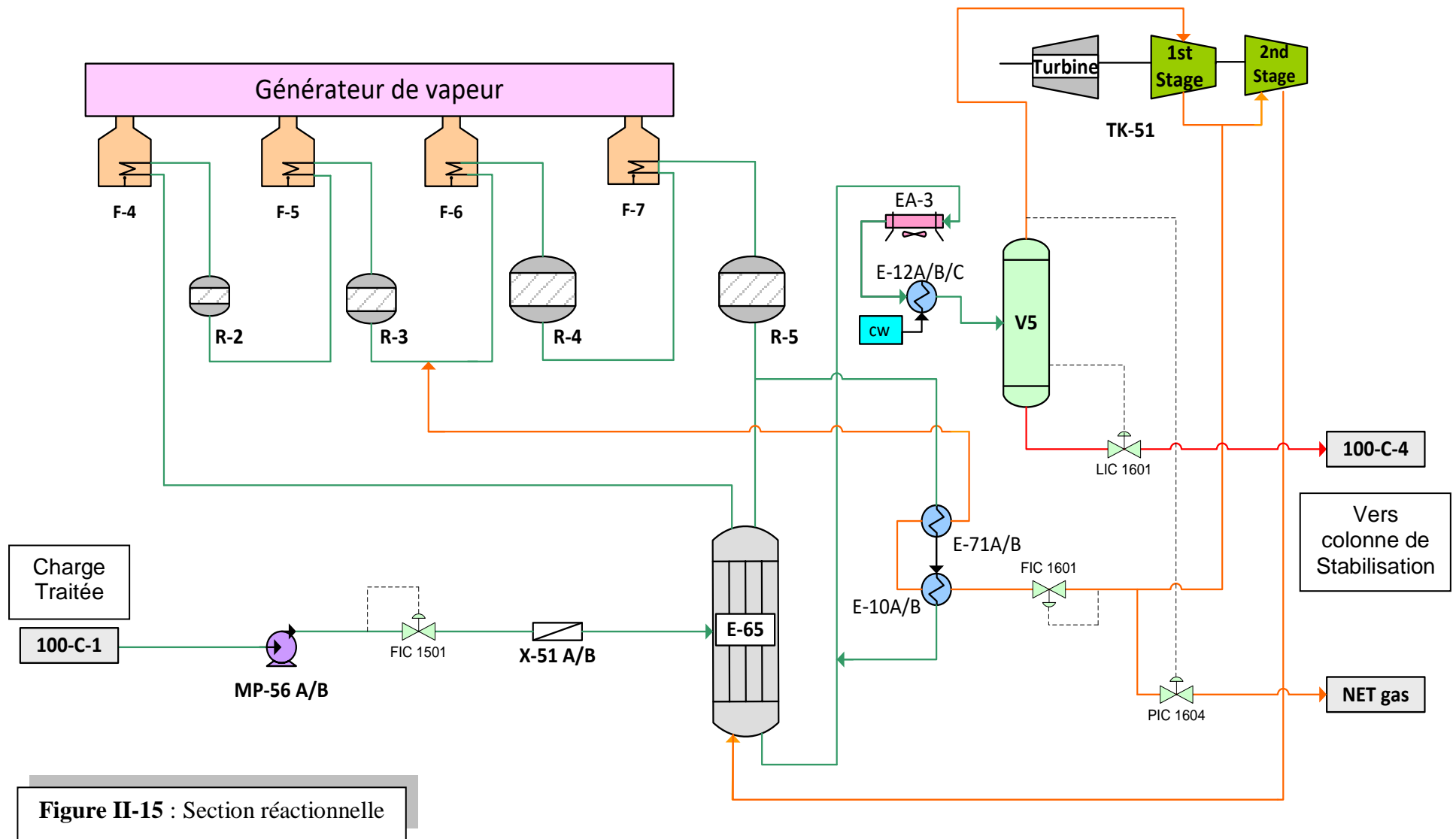


Figure II-15 : Section réactionnelle

II.2.3. Section de fractionnement

La section de post-fractionnement de l'unité de magnaforming (unité 100) reçoit la charge d'alimentation principale du séparateur des produits 100-V-5 de la section de réaction de l'unité de magnaforming, les produits liquides de tête du débutaniseur 500-C-52 de l'unité d'isomérisation (unité 500), et les produits liquides de fond du débutaniseur 103-C-31 de l'unité 103 sont connectés au linge d'entrée de 100-C-4 en cas d'arrêt de la section de splitteur des plateformats. Ces lignes sont normalement hors-service (aucun flux). [12]

L'objectif de la section de post-fractionnement des magnaformats est de diviser les produits liquides de 100-V-5 (magnaformat) en coupe GPL, coupe C₅, coupe C₆, coupe C₇ et coupe C₈⁺, respectivement. La coupe C₆ sera acheminée vers l'unité de récupération des aromatiques (unité 200) comme charge d'alimentation aux fins de récupération des produits du benzène et du toluène à haute pureté. La coupe C₈⁺ sera acheminée vers l'unité de récupération du para-xylène (unité 400) comme charge d'alimentation afin de produire des produits du para-xylène à haute pureté. [12]

La coupe GPL, la coupe C₅ et la coupe C₇ sont acheminées à la limite de batterie comme des produits finaux. Les produits de vapeur de 100-C-53 (gaz net de magnaforming) sont également purifiés dans la section de post-fractionnement. Le gaz net purifié est principalement envoyé à l'unité HPU comme charge d'alimentation pour la génération des produits d'hydrogène à haute pureté. Le gaz net purifié à son tour est acheminé à l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHU) pour l'hydrotraitement du naphta de distillation directe. [12]

II.2.3.1. 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, pour minimiser la coupe C₅⁻ et maximiser la récupération du benzène dans les produits de fond. Le benzène dans le produit de tête net doit être minimisé. [12]

Le stabilisateur des magnaformats 100-C-4 contient les 39 plateaux de type de valve. Il y a trois différents emplacements d'alimentation disponibles pour adapter aux différentes compositions des magnaformats, au plateau #16, au plateau #20 et au plateau #24 respectivement. L'alimentation à 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 le pré-réchauffement dans l'échangeur d'alimentation/fond 100-E-70, l'alimentation combinée entre dans la colonne au plateau #20 sous opération normale. [12]

La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur de stabilisateur des magnaformats 100-E-72. La vapeur à MP est utilisée comme moyen de réchauffage pour donner 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 au moyen d'eau. [12]

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

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 le traitement ultérieur [12].

II.2.3.2. 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, pour maximiser la récupération du benzène dans le produit liquide de tête net. Le benzène dans le produit de fond doit être minimisé.

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

La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur de 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% de moteur des ventilateurs de 100-EA-5. Les condensats entrent dans le récepteur 100-V-11. Le liquide de 100-V-11 est pompé au moyen des pompes de reflux 100-MP-62 A/B en arrière à 100-C-5 comme reflux, et comme produit de tête net au refroidisseur de la coupe C₆ des magnaformats 100-E-73, ou 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 à l'unité de récupération des aromatique (unité 200). Les résidus nets sont envoyés au splitteur du toluène des magnaformats 100-C-6 pour le traitement ultérieur. [12]

II.2.3.3. Système de splitteur du toluène des magnaformats (colonne 100-C-6)

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

Le splitteur du toluène 100-C-6 contient 49 plateaux de type de valve et 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 de splitteur du toluène 100-F-10.

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

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

Le résidu net (coupe de C_8^+ des magnaformat) est envoyé au réservoir d'alimentation 600-S-232 de l'unité de récupération du para-xylène (unité 400), après refroidissement 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 run-down (réseau entre l'unité de fabrication et le réservoir de recette) de la coupe C_8^+ pour surveiller la concentration du toluène. [12]

II.2.3.4. Système de splitteur de C_4/C_5 des magnaformats (colonne 100-C-7)

L'objectif du splitteur de C_4/C_5 des magnaformats 100-C-7 est de séparer la coupe C_4 (GPL) du produit liquide de tête net du stabilisateur des magnaformats 100-C-4, pour minimiser la coupe C_4 (GPL) dans le fond et maximiser la récupération de C_5 dans le produit de fond. La coupe C_5 dans le produit de tête net doit être minimisée.

Le splitteur de C_4/C_5 des magnaformats (100-C-7) contient 34 plateaux de type de valve, il y a deux différents emplacements d'alimentation disponibles pour adapter aux différentes compositions d'alimentation, au plateau #26 et au plateau #28 respectivement.

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 de splitteur de C_4/C_5 des magnaformats. Une chicane à l'intérieur du rebouilleur sépare le liquide de fond du produit de fond net. La vapeur à MP est employée comme moyen de réchauffage pour donner le rendement nécessaire à la colonne.

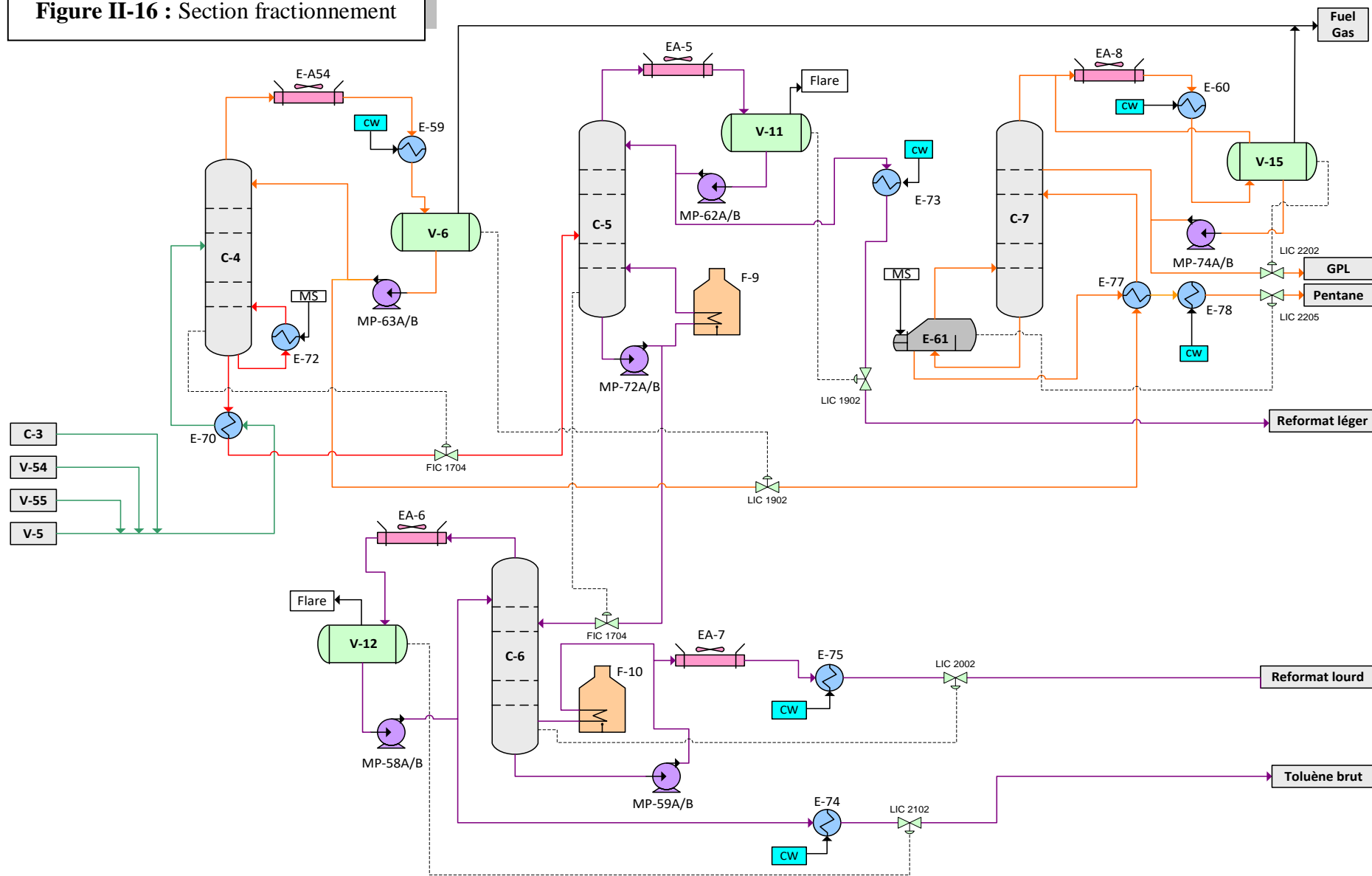
Les vapeurs de tête de la colonne entrent dans le condenseur à air 100-EA-8 et en suite dans le condenseur de réglage 100-E-60. Le condensat est collecté dans le récepteur de tête

100-V-15, ou les non-condensables sont séparés du liquide dans le récepteur, et le liquide est pompé au moyen des pompes de reflux 100-MP-74 A/B en arrière 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 sous contrôle automatique local, et le produit de tête net est contrôlé par la boucle de contrôle de niveau du récepteur 100-V-15.

Le produit de fond net part du rebouilleur 100-E-61 sous le contrôle de niveau du rebouilleur, puis il est refroidi dans l'échangeur d'alimentation/fond 100-E-77 et le refroidisseur à eau de la coupe C₅ 100-E-78 et envoyé aux réservoirs de stockage 600-S-27/28 de la coupe C₅ à l'unité d'isomérisation. [12]

Figure II-16 : Section fractionnement



II.2.4. Section d'absorption du gaz net de magnaforming

Dans la section de réaction de magnaforming, le produit gazeux de 100-V-5 est envoyé au compresseur à gaz de recyclage de magnaforming 100-TK-51. Le gaz net de magnaforming est pris du refoulement du 1^{er} étage de 100-TK-51 sous le contrôle de pression (100-PV-1604) et envoyé au système d'absorption du gaz net dans la section de post-fractionnement pour purification.

L'objectif du système d'absorption du gaz net est de récupérer les hydrocarbures autant que possible du gaz net, ainsi que pour générer une charge d'alimentation plus pure pour l'unité HPU (unité 900) en termes de concentration d'hydrogène. Un flux d'huile pauvre est utilisé comme solvant pour extraire des hydrocarbures plus lourds du gaz net. Le gaz net du refoulement du 1^{er} étage de 100-TK-51 est à température relativement élevée que celle ambiante, c'est pour cela qu'il est refroidi d'abord dans le refroidisseur à eau du gaz net 100-E-63, ensuite envoyé au séparateur du gaz net des magnaformats 100-V-54. Un tamis contre les entraînements est installé au sommet de 100-V-54 pour démonter tout liquide entraîné éventuellement dans le flux de gaz.

Le condensat du 100-V-54 est envoyé à l'entrée de 100-C-4 pour récupération supplémentaire, et le flux de gaz de 100-V-54 est envoyé à la partie de fond de l'absorbeur du gaz net de magnaforming 100-C-53. Il s'agit d'une colonne de 25 plateaux de type de valve. Le solvant pauvre est fourni au sommet de la colonne et le flux de gaz net entre dans la colonne au fond. L'huile pauvre absorbe les hydrocarbures les plus lourds jusqu'à la limite de la solubilité relative sous la pression et la température de traitement.

Le gaz net traité provenant du sommet de 100-C-53 sera probablement réchauffé un peu à cause de l'émission de la chaleur d'absorption. Pour assurer la concentration d'hydrogène dans le gaz net traité, ce dernier est refroidi à nouveau dans le refroidisseur à eau du gaz net traité 100-E-64 puis envoyé au séparateur du gaz net traité 100-V-55. Un tamis contre les entraînements est installé au sommet de 100-V-55 pour démonter tout liquide entraîné éventuellement dans le flux de gaz.

Le condensat du 100-V-55 est envoyé à 100-C-4 pour récupération supplémentaire sous contrôle de niveau de 100-V-55 (100-LV-2304), et le gaz net traité (purifié) est envoyé à OSBL sous le contrôle de contre-pression.

La plupart du gaz net purifié est envoyé à l'unité HPU (unité 900) pour produire des produits d'hydrogène à haute pureté. Une partie de ce gaz est acheminé au collecteur de gaz combustible ou à 100-V-3 dans l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHU) pour l'hydrotraitement du naphta de distillation directe.

L'huile riche (huile pauvre avec l'hydrocarbure absorbé du gaz net) est collectée au fond de 100-C-53, et envoyée au strippeur d'huile riche 100-C-3 sous contrôle de niveau(100-LV-2306). Avant d'arriver à 100-C-3, elle est combinée avec l'huile pauvre d'appoint au refoulement des pompes d'appoint d'huile pauvre 100-MP-69 A/B.

L'huile pauvre d'appoint est un sillage retiré des produits de coupe latérale refroidie des splitteurs du xylène 400-C-51 A/B de l'unité de récupération du paraxylène (unité 400). Elle est pompée au moyen de 100-MP-69 A/B, le taux d'huile pauvre d'appoint est sous contrôle de flux (100-FV-2306) au refoulement de 100-MP-69 A/B.

L'objectif du strippeur d'huile riche 100-C-3 est de séparer les hydrocarbures absorbés de l'huile riche et de générer de l'huile pauvre, qui est recyclé en arrière à la partie supérieure de 100-C-53, et cela pour établir le débit équilibré entre 100-C-53 et 100-C-3 avec ajustement de taux d'appoint d'huile pauvre. Normalement, cela est réalisé à travers la stabilisation du flux de fond net de 100-C-3.

Le strippeur d'huile riche 100-C-3 est une colonne avec 24 plateaux de type de valve, l'alimentation de cette colonne est l'huile riche combinée de l'absorbeur du gaz net 100-C-53. Après le préchauffage dans l'échangeur d'alimentation/fond 100-E-5, l'alimentation entre dans la colonne au plateau #10 sous opération normale.

La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur de strippeur d'huile riche 100-F-3. Les vapeurs de tête de la colonne sont partiellement condensées dans le condenseur à air 100-EA-2 et ensuite dans le condenseur à eau 100-E-62.

Les non-condensables se séparent du liquide dans le récepteur de tête 100-V-4, et le liquide de 100-V-4 est pompé au moyen des pompes de reflux 100-MP-70 A/B en arrière à 100-C-3 comme reflux, et comme produit de tête net à 100-C-4 pour récupération supplémentaire. Le flux de reflux est sous contrôle automatique local, et le produit de tête net est contrôlé par la boucle de contrôle de niveau de 100-V-4. Le produit de fond net est envoyée à 100-C-53 comme huile pauvre, après refroidissement jusqu'à la température ambiante dans l'échangeur d'alimentation/fond 100-E-5 et ensuite dans le refroidisseur à eau 100-E-69 A/B. [12]

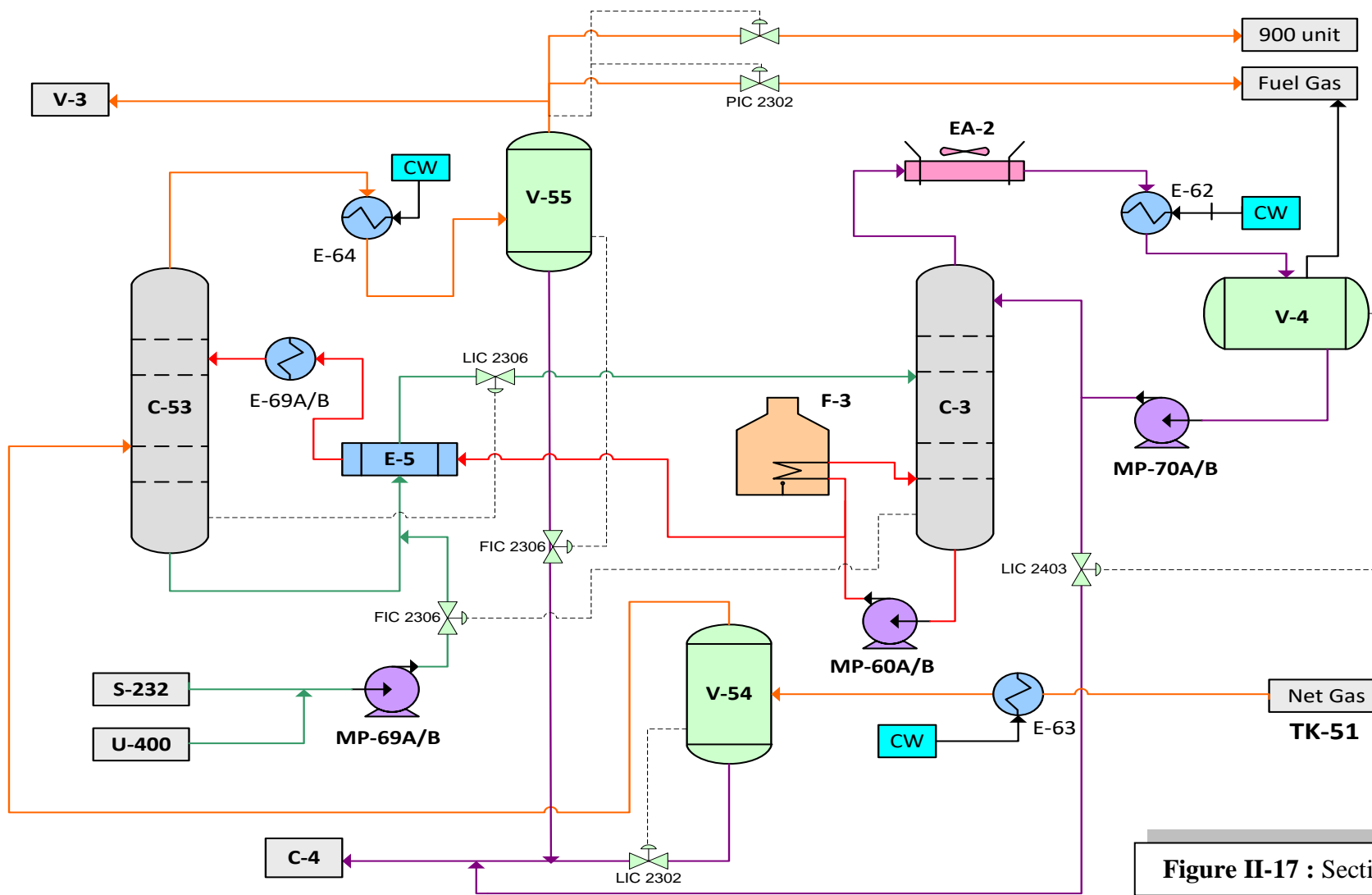


Figure II-17 : Section absorption

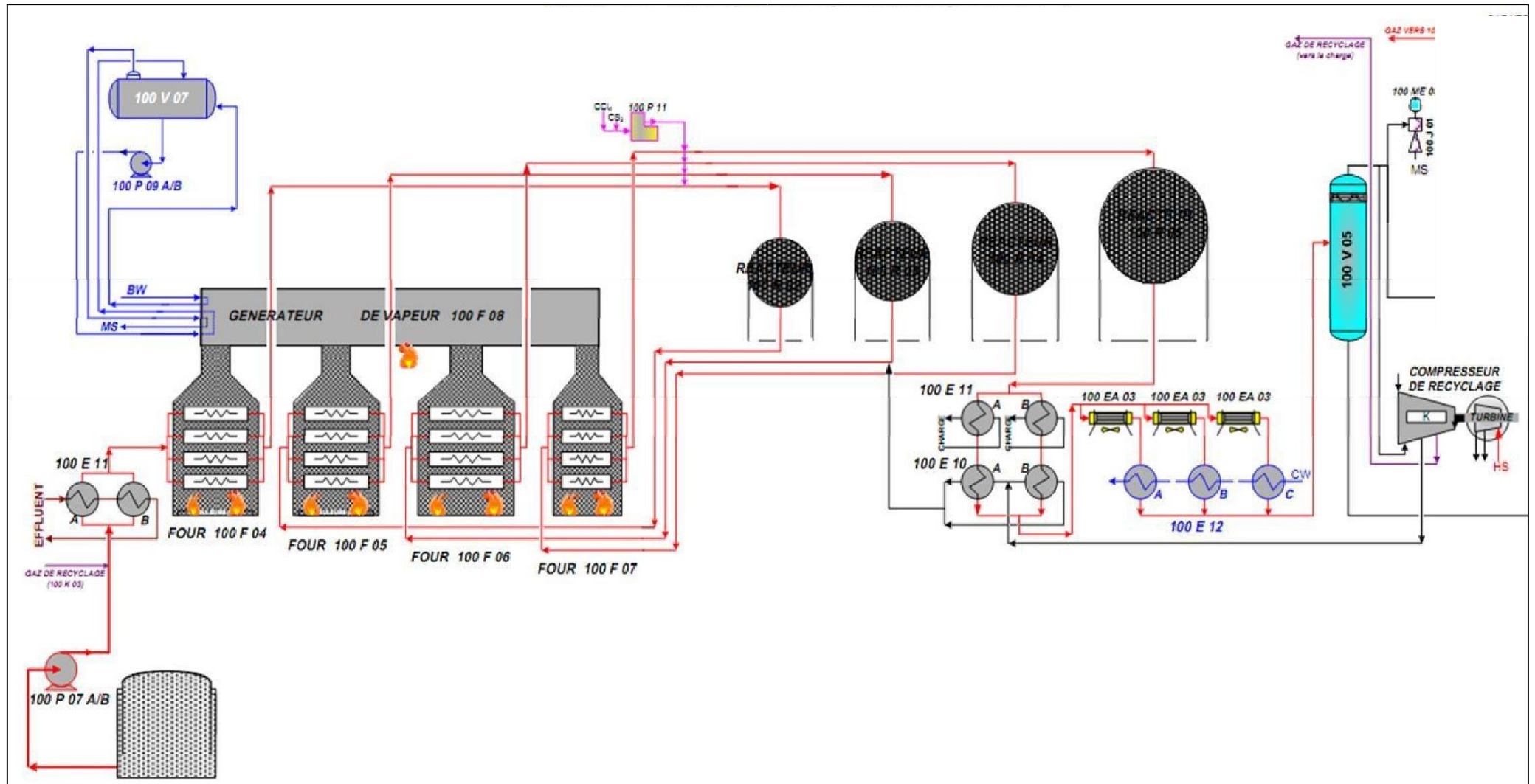


Figure II.18 : Schéma de la section réactionnelle de l'unité magnaforming (U100) [12].

III.1 Introduction

Dans le but d'analyser la consommation spécifique d'énergie calorifique du procédé de l'unité 100 de reformage catalytique (Magnaforming) de la raffinerie de Skikda, les données opératoires de son fonctionnement depuis juin 2017 jusqu'à janvier 2019 ont été collectées et fournis par le service technique du département de production. Ces données, subdivisées en données de consommation, de production et spécifiques au catalyseur et au réacteur correspondants à ceux de consommation, seront présentés dans ce chapitre.

III.2. Données opératoires de consommation

Les paramètres opératoires de consommation tels que le débit du fuel gaz consommé, la masse du coke déposé sur le catalyseur et la température de la charge à l'entrée du système sont donnés par les tableaux III.1-III.3.

Tableau III-1 : Débit fuel gaz consommé

| | Juin-17 | Juillet-17 | Aout-17 | Septembre-17 | Octobre-17 | Novembre-17 | Décembre-17 | Janvier-18 | Février-18 | Mars-18 | Avril-18 | Mai-18 | Juin-18 | Juillet-18 | Aout-18 | Septembre-18 | Octobre-18 | Novembre-18 | Décembre-18 | Janvier-19 |
|--|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|------------|---------|----------|--------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|
| Débit Fuel gaz (Nm³/h) | 9800 | 9898 | 10010 | 10130 | 10200 | 10280 | 10403 | 10500 | 10580 | 10660 | 10740 | 10823 | 10923 | 11026 | 11107 | 11196 | 11290 | 11383 | 11495 | 11580 |

Tableau III-2 : Masse du Coke déposé

| | Juin-17 | Juillet-17 | Aout-17 | Septembre-17 | Octobre-17 | Novembre-17 | Décembre-17 | Janvier-18 | Février-18 | Mars-18 | Avril-18 | Mai-18 | Juin-18 | Juillet-18 | Aout-18 | Septembre-18 | Octobre-18 | Novembre-18 | Décembre-18 | Janvier-19 |
|-------------------------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|------------|---------|----------|--------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|
| Coke Déposé (kg) | 500 | 1658 | 2809 | 3955 | 5101 | 6254 | 7408 | 8553 | 9701 | 10853 | 12007 | 13152 | 14302 | 154579 | 16609 | 17756 | 18904 | 20053 | 21201 | 22359 |

La température d'entrée dans les réacteurs est le principal paramètre opératoire grâce auquel on peut influencer sur la sévérité de l'opération de reformage. En effet, une hausse de la température accroît les vitesses des réactions chimiques qui se déroulent au contact du catalyseur

Tableau III.3. Température de la charge

| | DESIGN | Juin-17 | Juillet-17 | Aout-17 | Septembre-17 | Octobre-17 | Novembre-17 | Décembre-17 | Janvier-18 | Février-18 | Mars-18 | Avril-18 | Mai-18 | Juin-18 | Juillet-18 | Aout-18 | Septembre-18 | Octobre-18 | Novembre-18 | Décembre-18 | Janvier-19 |
|--------|-----------------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|------------|---------|----------|--------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|
| T (°C) | 476 - 530 | 478,6 | 479,9 | 484,5 | 485,9 | 493,9 | 494 | 496 | 497 | 498,8 | 499,7 | 497,9 | 497,9 | 499,5 | 499,9 | 501,1 | 502,7 | 504,3 | 504,3 | 505,9 | 507,5 |

III.2. Données opératoires de production

Les Données opératoires de production telles que la production du Fuel gaz V6, le GPL, les BTX (Benzène, Toluène et Xylène) et l'indice d'Octane (NO) sont présentés aux tableaux III.4-III.5, III.6 et III.7.

Tableau III.4. Fuel Gaz V6

| | Juin-17 | Juillet-17 | Aout-17 | Septembre-17 | Octobre-17 | Novembre-17 | Décembre-17 | Janvier-18 | Février-18 | Mars-18 | Avril-18 | Mai-18 | Juin-18 | Juillet-18 | Aout-18 | Septembre-18 | Octobre-18 | Novembre-18 | Décembre-18 | Janvier-19 |
|----------------------------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|------------|---------|----------|--------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|
| FG V6 (Nm ³ /h) | 300 | 418 | 536 | 645 | 763 | 872 | 997 | 1112 | 1226 | 1337 | 1452 | 1568 | 1687 | 1797 | 1916 | 2028 | 2144 | 2258 | 2377 | 2488 |

Tableau III.5. GPL

| | Juin-17 | Juillet-17 | Aout-17 | Septembre-17 | Octobre-17 | Novembre-17 | Décembre-17 | Janvier-18 | Février-18 | Mars-18 | Avril-18 | Mai-18 | Juin-18 | Juillet-18 | Aout-18 | Septembre-18 | Octobre-18 | Novembre-18 | Décembre-18 | Janvier-19 |
|--------------------------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|------------|---------|----------|--------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|
| GPL (Nm ³ /h) | 1.5 | 1.74 | 1.97 | 2.23 | 2.47 | 2.71 | 2.95 | 3.17 | 3.42 | 3.65 | 3.91 | 4.15 | 4.39 | 4.63 | 4.87 | 5.13 | 5.35 | 5.59 | 5.81 | 6.04 |

Tableau III.6. Benzène et Toluène et Xylène (BTX)

| BTX (kg/h) | Juin-17 | Juillet-17 | Aout-17 | Septembre-17 | Octobre-17 | Novembre-17 | Décembre-17 | Janvier-18 | Février-18 | Mars-18 | Avril-18 | Mai-18 | Juin-18 | Juillet-18 | Aout-18 | Septembre-18 | Octobre-18 | Novembre-18 | Décembre-18 | Janvier-19 | |
|------------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|------------|---------|----------|--------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|--|
| 40000 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 39853 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 39706 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 39552 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 39402 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 39257 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 39103 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 38808 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 03865 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 38506 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 38354 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 383543 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 38203 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 38051 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 37905 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 377564 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 37604 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 37455 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 37309 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 37157 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |

Tableau.III.7. Indice d'octane NO

| NO | DESIGN | Juin-17 | Juillet-17 | Aout-17 | Septembre-17 | Octobre-17 | Novembre-17 | Décembre-17 | Janvier-18 | Février-18 | Mars-18 | Avril-18 | Mai-18 | Juin-18 | Juillet-18 | Aout-18 | Septembre-18 | Octobre-18 | Novembre-18 | Décembre-18 | Janvier-19 | |
|------|--------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|------------|---------|----------|--------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|--|
| 100 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 94,5 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 96,5 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 95 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 95,5 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 95,6 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 96,6 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 95,9 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 95 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 95,6 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 95 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 95 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 96 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 95 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 94 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 94 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 94 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 96 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 93 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 93 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |

III.3. Données Caractéristiques du catalyseur

Dans cette partie nous retenons uniquement la surface spécifique comme donnée caractéristique du catalyseur

Tableau III.8. Surface Spécifique

| Surface (m2/g) | Juin-17 | Juillet-17 | Aout-17 | Septembre-17 | Octobre-17 | Novembre-17 | Décembre-17 | Janvier-18 | Février-18 | Mars-18 | Avril-18 | Mai-18 | Juin-18 | Juillet-18 | Aout-18 | Septembre-18 | Octobre-18 | Novembre-18 | Décembre-18 | Janvier-19 | |
|----------------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|------------|---------|----------|--------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|--|
| 200 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 196 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 192 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 188 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 184 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 180 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 178 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 174 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 170 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 166 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 162 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 158 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 154 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 150 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 146 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 142 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 138 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 134 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 128 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 124 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |

III.4. Données opératoires du réacteur

Les données opératoires du réacteur sélectionnées sont la perte de charge et la différence de température le long du lit catalytique. La pression est un paramètre déterminant dans l'évolution du procédé de reformage catalytique. Théoriquement, une basse pression favorise la formation de coke sur le catalyseur, entraînant une réduction de son activité.

Tableau III.9. Perte de charge le long du lit catalytique

| | DESIGN | Juin-17 | Juillet-17 | Aout-17 | Septembre-17 | Octobre-17 | Novembre-17 | Décembre-17 | Janvier-18 | Février-18 | Mars-18 | Avril-18 | Mai-18 | Juin-18 | Juillet-18 | Aout-18 | Septembr-18 | Octobre-18 | Novembre-18 | Décembre-18 | Janvier-19 |
|---|--------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|------------|---------|----------|--------|---------|------------|---------|-------------|------------|-------------|-------------|------------|
| $\Delta P R2$ (kg/cm ²) | 0,6 | 1,58 | 1,29 | 2,18 | 2,7 | 2,78 | 3 | 2,7 | 2,86 | 2,79 | 2,79 | 2,83 | 3,02 | 3,15 | 2,79 | 3,2 | 3,36 | 2,89 | 3,08 | 1,58 | 1,29 |
| $\Delta P R3$ (kg/cm ²) | 0,7 | 1,19 | 1,23 | 1,16 | 1,1 | 1,81 | 1,84 | 2,16 | 2,11 | 1,84 | 1,85 | 1,3 | 1,67 | 1,49 | 1,36 | 1,87 | 1,54 | 1,78 | 1,65 | 1,6 | 1,53 |
| $\Delta P R4$ (kg/cm ²) | 1 | 1,47 | 1,45 | 1,42 | 1,33 | 1,56 | 1,36 | 1,47 | 1,48 | 1,36 | 1,46 | 1,35 | 1,43 | 1,36 | 1,51 | 1,52 | 1,55 | 1,52 | 1,54 | 1,58 | 1,59 |
| $\Delta P R5$ (kg/cm ²) | 1 | 1,31 | 1,31 | 1,3 | 1,35 | 1,47 | 1,23 | 1,37 | 1,37 | 1,23 | 1,32 | 1,23 | 1,24 | 1,37 | 1,38 | 1,37 | 1,39 | 1,4 | 1,33 | 1,38 | 1,46 |
| $\Delta P Total$ (kg/cm ²) | 3,3 | 5,55 | 5,28 | 6,06 | 6,48 | 7,62 | 7,43 | 7,7 | 7,81 | 7,22 | 7,42 | 6,71 | 7,36 | 7,37 | 7,04 | 7,96 | 7,84 | 7,59 | 7,6 | 6,14 | 5,87 |

La chute de température dans chaque réacteur, due à l'endothermicité des réactions chimiques de reformage, donc les ΔT des réacteurs donne une idée claire sur la contribution de chaque réacteur dans le gain d'octane, et l'importance des réactions dans chaque réacteur.

Tableau III.10. Chute de température le long du lit catalytique

| | DESIGN | Juin-17 | Juillet-17 | Aout-17 | Septembre-17 | Octobre-17 | Novembre-17 | Décembre-17 | Janvier-18 | Février-18 | Mars-18 | Avril-18 | Mai-18 | Juin-18 | Juillet-18 | Aout-18 | Septembre-18 | Octobre-18 | Novembre-18 | Décembre-18 | Janvier-19 |
|---------------------------|--------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|------------|---------|----------|--------|---------|------------|---------|--------------|------------|-------------|-------------|------------|
| $\Delta T R2$ (C°) | -74 | -54 | -69 | -69 | -68 | -67 | -66 | -62 | -63 | -62 | -60 | -60 | -58 | -57 | -56 | -57 | -55 | -55 | -53 | -51 | -50 |
| $\Delta T R3$ (C°) | -45 | -36 | -34 | -33 | -34 | -33 | -31 | -32 | -31 | -32 | -31 | -32 | -32 | -32 | -31 | -31 | -30 | -29 | -28 | -27 | -27 |
| $\Delta T R4$ (C°) | -18 | -13 | -12 | -15 | -17 | -18 | -22 | -26 | -25 | -27 | -25 | -26 | -26 | -25 | -25 | -24 | -24 | -24 | -25 | -23 | -24 |
| $\Delta T R5$ (C°) | -14 | -2 | -1 | -1 | -1 | -1 | -1 | -1 | -1 | -1 | -1 | -1 | -1 | -1 | -1 | -2 | -2 | -1 | -1 | -1 | -2 |
| $\Delta T Totale$ (C°) | -151 | -138 | -116 | -118 | -120 | -119 | -120 | -121 | -120 | -122 | -117 | -117 | -117 | -115 | -114 | -114 | -111 | -109 | -107 | -102 | -103 |

IV.1 Introduction

Dans ce chapitre nous présentons les résultats et leur interprétation. Dans une première partie nous analysons l'évolution des paramètres opératoires. Ensuite, l'effet de ses conditions sur la consommation spécifique d'énergie calorifique du procédé de l'unité 100 de reformage catalytique (Magnaforming) de la raffinerie de Skikda sera mis en évidence.

IV.2 : Calcul la consommation spécifique d'énergie (CSE)

l'équation de calcul de la consommation spécifique d'énergie calorifique est :

$$. CSE (Kcal / Kg) = \frac{Energie\ Fournie\ par\ le\ fuel\ gaz}{débit\ charge} \tag{1}$$

l'énergie fournie par le fuel gaz

$$E = Débit\ FG \left(\frac{Kg}{h} \right) \times PCI \left(\frac{Kcal}{kg} \right) \tag{2}$$

le Débit de fuel gaz se calcule :

$$. Débit\ Fuel\ gaz \left(\frac{Kg}{h} \right) = \frac{debit\ Fuel\ gaz \times M}{22.4} \tag{3}$$

$$. M = 19.2 \left(\frac{Kg}{k\ mol} \right), PCI = 11125\ Kcal/k$$

IV.2.1 : Evolution de la quantité de Coke Déposé

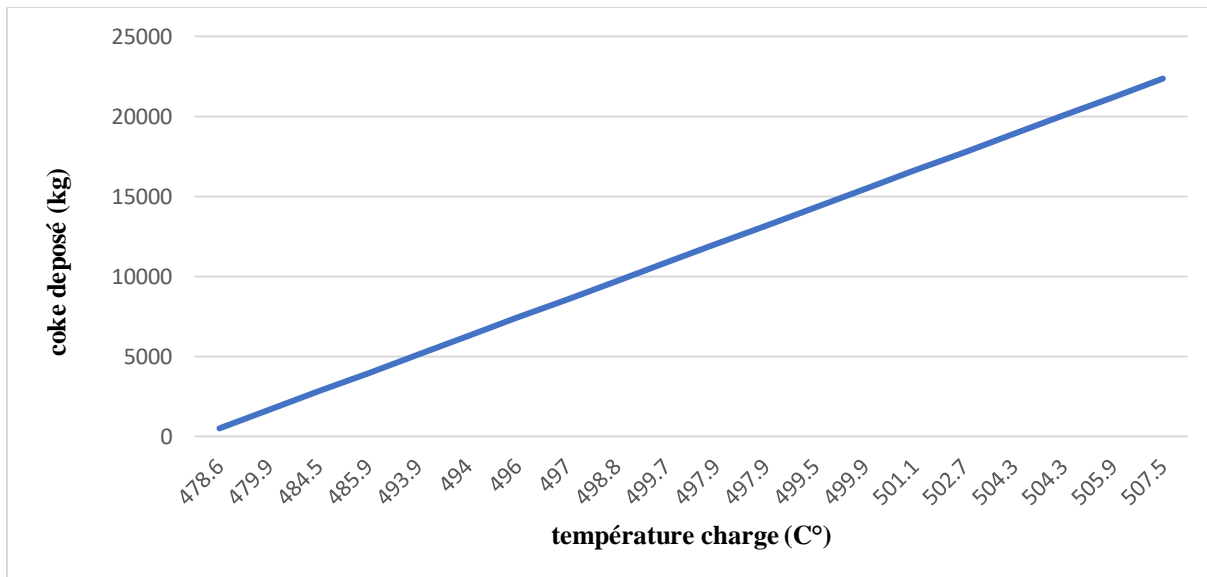


Figure IV-1 : Evolution du Coke Déposé par rapport à la température charge

Interprétation

On constate à travers la figure IV.1 que la masse du coke déposé augmente linéairement en fonction de la température de la charge. En effet, la réaction de cokage étant favorisée à haute température, l'augmentation de ce paramètre opératoire conduit à l'augmentation du coke, conséquence du contact catalyseur - réactifs.

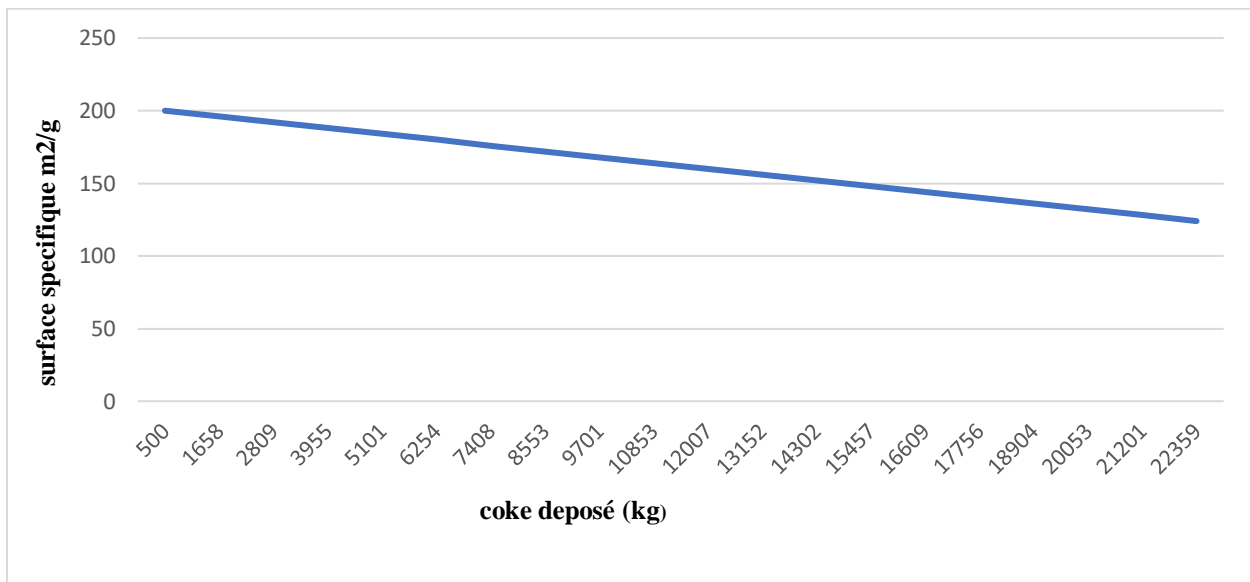
IV.2.2 : Evolution de la Surface spécifique

Figure IV-2 : Evolution de la Surface spécifique par rapport au Coke déposé

Interprétation

La perte d'activité du catalyseur se traduit par la vitesse et la quantité d'accumulation de coke sur le catalyseur, d'où l'augmentation de ce dépôt entraîne la diminution de la surface spécifique du catalyseur.

Le coke sur le catalyseur va diminuer la surface spécifique, cette dégradation conduit à la perte d'acidité de la surface acide et la dégradation de la fonction métallique (agglomération des cristallines de métal).

IV.2.3 : Evolution de la production des BTX

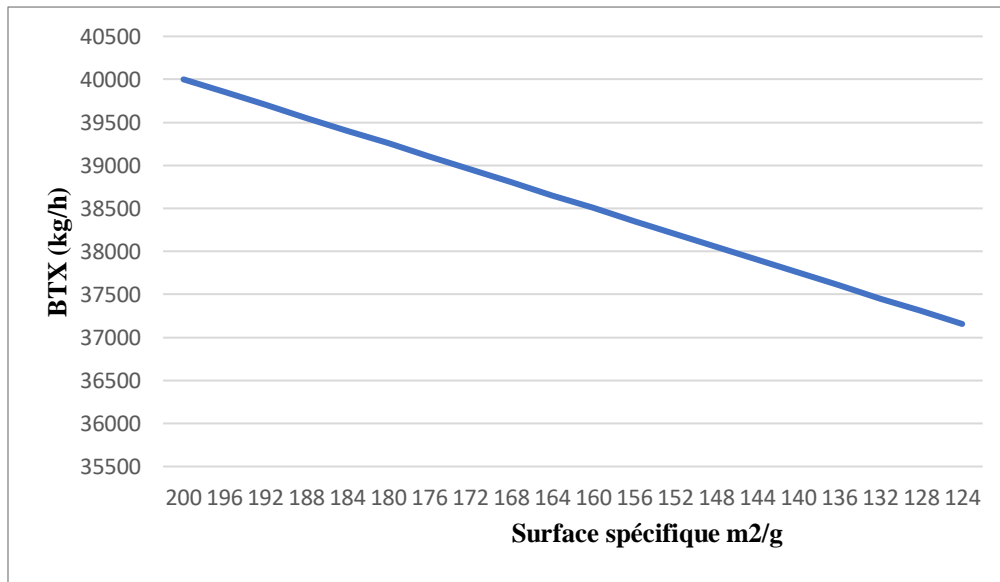


Figure IV-3 : Evolution des BTX par rapport à la Surface spécifique

Interprétation

Comme nous avons souligné ci-dessus, la désactivation du catalyseur est traduite par la diminution de la surface spécifique. De ce fait, on constate la diminution du rendement en BTX.

IV.3 Evolution de la consommation spécifique d'énergie

IV.3.1 : Evolution de CSE par rapport a la température de la charge

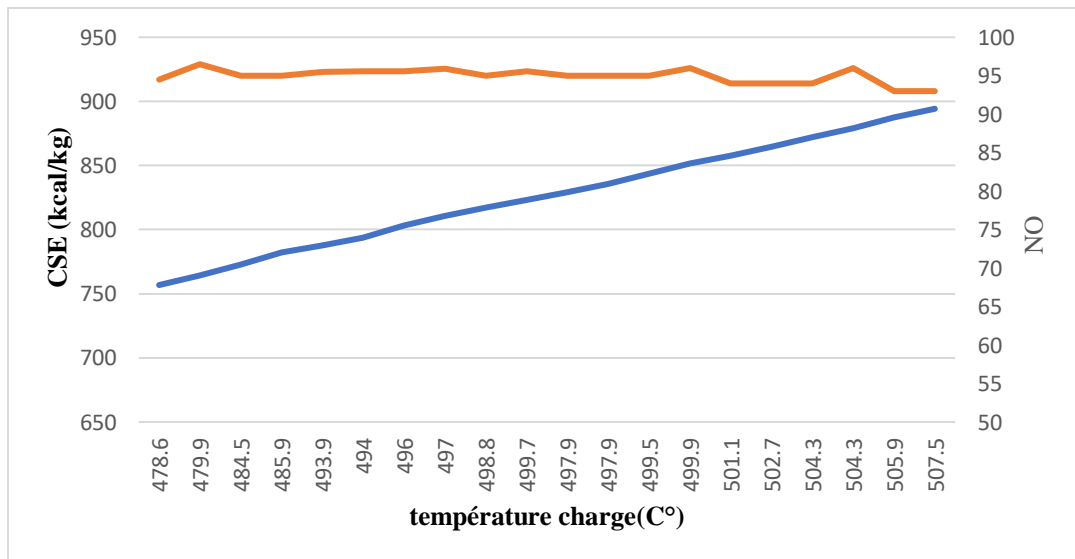


Figure IV-4 : Evolution de CSE

Interprétation

La perte d'activité du catalyseur étant caractérisée par l'élévation de la température des réactions et le dépôt de coke, la production de l'indice d'octane désirée correspond toujours à une surconsommation énergétique du fuel gaz.

IV.3.2 : Evolution CSE par rapport a la perte de charge

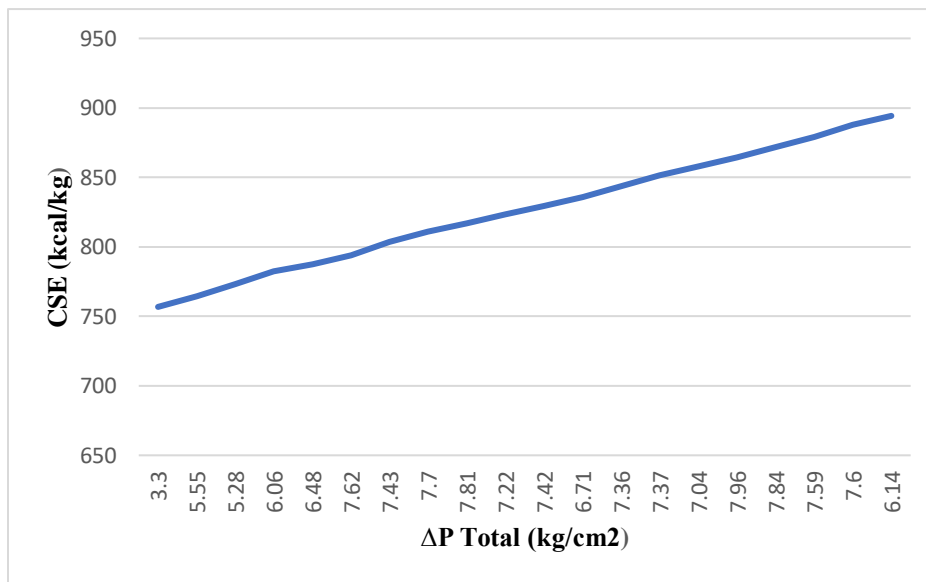
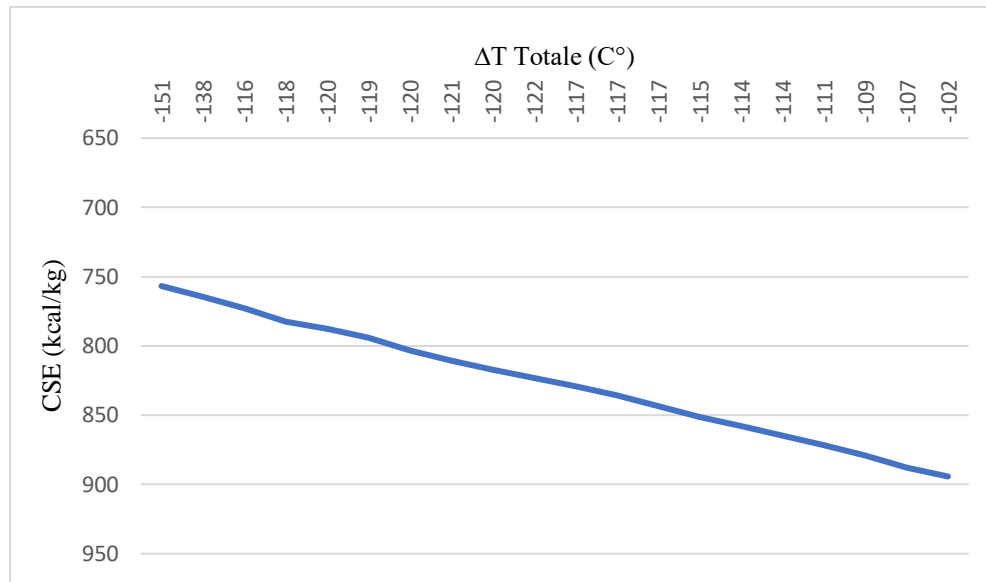


Figure IV-5 : Evolution CSE par rapport ΔP Total

Interprétation

L'augmentation de la perte de charge entraine l'augmentation de la consommation spécifique d'énergie le long du lit catalytique. En effet, le frittage du catalyseur identifié par une augmentation de la perte de charge, influe négativement sur la performance du réacteur, d'où la surconsommation d'énergie pour améliorer le processus réactionnel.

IV.3.3 : Evolution de CSE par rapport à l'écart de température

Figure IV-6 : Evolution de CSE par rapport ΔT Total

Interprétation

Une chute de température élevée au cours du cycle signifie un taux de conversion faible des réactions d'aromatization endothermique, ce qui se traduit par une baisse d'activité qui doit être compensée par une consommation d'énergie supplémentaire fournie aux réacteurs.