

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES



Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par

BERBER RAOUANE CHAHINEZ

&

BENCHAIB IBTISSAM

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés-Raffinage

Etude de faisabilité de la régénération du catalyseur UOP (R86) dans l'unité de reformage catalytique (RA1/Z)

Devant le jury :

Mr. BOUDJEMAA	HAMADA	Prof	UMBB	Encadrant
Mme. AIDENE	SORAYA	Dr	UMBB	Co-encadrant
Mr. SAOUD	ABDESLAM	MCA	UMBB	Examineur
Mme. BEDDA	KAHINA	MCA	UMBB	Président

Année Universitaire : 2023/2024

Table des matières

REMERCIEMENTS	I
Dédicaces	II
Liste des abréviations	III
Liste des tableaux	IV
Liste des figures	V
Introduction générale	1
Résumé	2
Chapitre I: Description de RA1/Z et Généralités sur la zone du carburant	3
I-1 Historique et situation géographique :	4
I-2 Le rôle de la raffinerie d'Arzew :	4
I-3 Capacité de traitement :	4
I-4 Le raffinage du pétrole	5
I-5 Composition des pétroles bruts :	5
I-6 Présentation des installations de production	6
I-6.1 Département Production P1	6
I-6.2 Département Production P2	7
I-6.3 Département Production P3	7
I-6.4 Département de production P4	7
I-7 Aperçu sur la zone des carburants (Z4) [2]	9
I-7.1 Introduction :	9
I-7.2 Description du process	9
Conclusion :	12
ChapitreII: Reformage catalytique	12
II-1-Introduction :	13
II-2-Principe du procédé :	13
II-3- Description du procédé :	14
II-3.2 Section reforming :	16
II-4- Caractéristiques physico-chimiques du reformage :	17
II-4 -1 La charge :	17
II-4-2 Nature des réactions mises en jeu :	17
II-4-3 Considérations thermodynamiques et cinétiques des réactions	18
II-4-4- Considérations thermodynamiques et cinétiques des réactions secondaires	20
II-4-5- Localisation des réactions	22
II-5- Choix des réacteurs :	23
II-6-Mise en œuvre industrielle du reformage catalytique :	23

II-6-1- Principaux types d'installations :	23
II-7- Influence des paramètres sur le procédé de reformage catalytique :	25
II-7-1 - Variables opératoires :	25
Conclusion :	28
Chapitre III: Régénération de catalyseur de plateforming	28
III-1 Introduction	29
III-2 Définition du Catalyseur :	29
III-3 Catalyse hétérogène dans l'industrie :	30
III-4 Le phénomène catalytique	30
III-5 Catalyseur de reforming catalytique	30
III-5-1 Nature	30
III-5-2 Compositions du catalyseur de platforming R86	31
III-5-3 Types de réaction	32
III-6 Caractéristiques catalytiques fondamentales	32
III-8 Les poisons et désactivation de catalyseurs de reformage :	35
III-8-1 Les poisons de catalyseurs de reformage :	35
III-8-2 Désactivation du catalyseur :	36
III-9 Vieillessement et régénération du catalyseur :	37
III-9-1 Vieillessement du catalyseur :	37
III-9-2 Causes de la régénération du catalyseur :	37
III-10 L'objectif de la régénération du catalyseur	37
III-10-1 Introduction	37
III-10-2 La régénération	37
III-10-3 Détérioration du catalyseur du fait d'un dépôt de coke causé par la charge de départ	38
Conclusion :	42
Chapitre IV: Calcul de performance du catalyseur d'UOP R86 avant regnération	42
Introduction	43
IV-1 Calcul du bilan matière et rendements des produits :	43
IV-1.1 Débits massiques des constituants liquides :	43
IV-1.2 Débits massiques des constituants gazeux :	44
IV-1.3 Rendements des produits :	44
IV-1.4 Résultats des calculs :	45
IV-2 Calcul des taux de conversion et des rendements des familles d'hydrocarbures	47
IV-2.1 Taux de conversion des familles d'hydrocarbures dans les trois réacteurs de la section de reforming	47
IV-2.2 Rendements des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur	51

IV-3 Calcul des paramètres de fonctionnement de la section de reforming	54
IV-3.1 Le rapport hydrogène/hydrocarbure (H_2/HC)	54
IV-3.2 La vitesse spatiale VVH	55
IV-3.3 Le rapport Eau/Chlore	56
IV-3.4 Teneur en chlore sur le catalyseur R86	57
IV-4 Calcul de la désactivation du catalyseur R86	58
IV-4.1 La température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT)	58
IV-4.2 Calcul de Δ (WAIT)	59
IV-5 Chute de température le long du lit catalytique :	60
IV-6 Perte de charge le long du lit catalytique:	60
IV-7 Calcul de la sélectivité du catalyseur R86	61
IV-7.1 Effet des variables	62
IV-7.2 Effet total des variables sur le rendement du reformat :	65
IV-8 Calcul de la stabilité du catalyseur R86	66
IV-8.1 Calcul des vitesses de désactivations relatives du catalyseur	66
IV-8.2 Calcul des rapports de désactivations relatives propres du catalyseur	67
Conclusion :	68
Chapitre V: Calcul des performances du catalyseur R86 après régénération	68
Introduction	69
V-1 Résultats des calculs :	69
V-2 Calcul des taux de conversion et des rendements des familles d'hydrocarbures : 71	
V-2.1 Taux de conversion des familles d'hydrocarbures dans les trois réacteurs de la section de reforming :	72
V-2.2 Rendements des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur	75
V-3 Calcul des paramètres de fonctionnement de la section de reforming	78
V-3.1 Le rapport hydrogène/hydrocarbure (H_2/HC)	78
V-3.2 La vitesse spatiale VVH	79
V-3.3 Le rapport Eau/Chlore	80
V-3.4 Teneur en chlore sur le catalyseur R86	81
V-4 Calcul de la désactivation du catalyseur R86	82
4.1 La température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT)	82
V-4.2 Calcul de Δ(WAIT)	83
V-5 Chute de température le long du lit catalytique :	83
V-6 Perte de charge le long du lit catalytique:	84
V-7-Calcul de la sélectivité du catalyseur R86	84
V-7.1 Effets des variables sur le rendement du reformat :	84
V-7.2 Effet total des variables sur le rendement du reformat :	88

V- 8 Calcul de la stabilité du catalyseur R86	88
V-8.1 Calcul des vitesses de désactivations relatives du catalyseur	89
V-8.2 Calcul des rapports de désactivations relatives propres du catalyseur	90
Conclusion :	91
<i>Chapitre VI : Etude spécifique de la régénération catalytique</i>	<i>91</i>
Introduction	92
VI-1 Calcul de la quantité du Chlore à injecter pendant la régénération du Catalyseur R86 :	92
VI-1-1 Injection TCE PHASE COMBUSTION	92
VI-1-2 Injection TCE PHASE OXYDATION selon FIG XIII-16	95
VI-2 Calcul carbone brulé dans la phase de combustion	96
Conclusion :	98

REMERCIEMENTS

Nous souhaitons exprimer notre profonde gratitude envers Allah, Le Tout-Puissant, pour nous nous avoir accordé la force, la persévérance et la sagesse nécessaires pour mener à bien ce projet.

*Nous remercions également notre encadrant **Mr. BOUDJEMAA HAMADA**, ainsi que **M^{me}. BEDDA KAHINA**, et **M^{me}. SORAYA AIDENE** pour leurs directions éclairées, leurs dévouements et leurs conseils précieux qui ont grandement contribué à l'achèvement de ce mémoire.*

*Nos remerciements s'étendent également à toute l'équipe du complexe **RA1/Z** en particulier **M^r. ELARBI EDDANI YUCEF** et **M^r. MAHDI** pour leur hospitalité, leur expertise et leur disponibilité tout au long de notre stage*

*Enfin, nous tenons à reconnaître le travail acharné et la collaboration fructueuse entre nous-mêmes, **RAWAN** et **IBTISSAM**, qui ont rendu cette expérience enrichissante et mémorable.*

Dédicaces

C'est avec gratitude que je dédie ce travail

À mes chers parents,

Pour votre amour inconditionnel et votre soutien indéfectible. Ce travail est le reflet de la gratitude que je ressens envers vous, pour tout ce que vous avez sacrifié pour moi, pour vos encouragements incessants et votre confiance en mes capacités.

À mon mari,

Merci pour ton amour, ta patience et ton soutien constant. Tu as été mon pilier, mon confident et mon plus grand soutien. Ton encouragement et ta compréhension m'ont permis de surmonter les moments difficiles et de croire en moi-même. Je suis tellement reconnaissante de t'avoir à mes côtés.

À mon fœtus,

Tu es déjà une source d'inspiration et de motivation. Je dédie ce travail à toi, en espérant qu'il puisse un jour te rendre fier. Ta présence en moi m'a donné une nouvelle perspective et une raison de me surpasser.

À ma sœur et mes frères,

Votre présence dans ma vie est une véritable bénédiction, vous avez été mes compagnons de route, partageant mes joies et mes peines à chaque étape de ma vie.

À mes chers beaux-parents,

Merci pour votre amour et votre soutien, votre présence dans ma vie est un cadeau précieux que je chérirai toujours.

À mon binôme,

Merci pour ta compréhension, ta patience et ton soutien tout au long de ce travail. Ta collaboration a été précieuse et ton amitié, inestimable. Nous avons partagé de nombreux défis et réussi ensemble.

À chacun d'entre vous, je dédie ce mémoire avec toute ma gratitude et mon amour. Votre présence dans ma vie a été une bénédiction, et cette réalisation est autant la vôtre que la mienne. Merci d'avoir été là pour moi, à chaque étape de ce voyage.

BERBER RAOUANE CHAHINEZ

Dédicaces

C'est avec une profonde gratitude que je dédie ce travail

À mes chers parents,

Quoi que je fasse ou que je dise, je ne saurai point vous remercier comme il se doit. Votre soutien indéfectible et votre amour sans bornes ont été les fondements sur lesquels j'ai bâti ma vie. À chaque tournant, vous avez été là pour me guider, m'encourager et m'inspirer: ce Projet de Fin d'Études est le résultat de vos sacrifices et de votre engagement inébranlable. C'est avec une profonde gratitude et un amour infini que je vous dédie ces mots.

À mon frère et mes petites- sœurs,

Nos liens familiaux sont indestructibles, et chaque moment partagé avec vous est un trésor précieux. Ce mémoire est dédié à notre lien fraternel, symbole de notre amour et de notre soutien mutuel.

À toute ma famille,

Ce travail est une expression de ma gratitude envers vous tous, pour votre amour, votre encouragement et votre présence réconfortante.

À mon binôme,

Ta collaboration, ton soutien et ta camaraderie ont été essentiels à la réalisation de ce projet. Ensemble, nous avons surmonté les défis et atteint de nouveaux sommets. Ce mémoire est dédié à notre partenariat, reflet de notre travail d'équipe et de notre amitié sincère.

Aux personnes que j'aime et à mes amis et collègues,

Votre amitié et votre soutien ont illuminé ma vie de joie et de bonheur. Ce mémoire est dédié à vous tous, pour votre amitié précieuse et vos sourires qui ont égayé mes journées.

À chacun de vous, je dédie ce mémoire avec tout mon cœur et ma reconnaissance infinie. Merci d'avoir enrichi ma vie de votre amour et de votre soutien et vraiment ont été des éléments essentiels qui me poussent à donner le meilleur de moi-même. Je tiens à vous promettre que ce n'est que le début, et que je continuerai à travailler dur pour vous rendre toujours fiers de moi

BENCHAIB IBTISSAM

Liste des abréviations

SONATRACH: Société Nationale de Transport et de Commercialisation des Hydrocarbures.

RA1Z: Raffinerie d'Arzew.

UOP: Universal Oil Products.

ISO: L'organisation internationale de normalisation.

HC: Hydrocarbure.

PONA: Paraffine, Oléfine, Naphtène, Aromatique.

Téb: Température d'ébullition.

T°C: Température (°C).

T.P: Conditions (température & pression) du Procédé.

GPL: Gaz de Pétrole Liquéfiés.

LSRN: Light straight run naphta.

HSRN: Height straight run naphta.

BRA: Brut réduit atmosphérique.

BRI: Brut Réduit Importé.

Fuel BTS: Fuel à basse teneur en soufre.

Fuel HTS: Fuel à haute teneur en soufre.

MEK: Methyl ethyl ketone.

ASTM: American society testing and materials.

HGO: Heavy Gas Oils.

LGO: Light Gas Oils.

R86: Catalyseur de Reformage série- 86.

Pt: Platine.

Al₂O₃: Alumine.

F: Four.

E: Echangeurs.

C: Colonne.

D: Ballon.

RON: Nombre d'octane recherché

BTX: Benzène, toluène et xylène.

CO-MO: Catalyseur au cobalt-molybdène.

TCE: Tétra chlorure éthylène.

MTBE: Methyltertiobutylether.

CFR: Cooperative Fuel Research.

DCS: Distributed Control System.

NO: L'indice d'octane.

VVH: Vitesse spécial volumique.

HCL: Acide chlorhydrique.

H₂S: sulfure d'hydrogène.

NH₃: Ammoniac.

H₂O/CL: Rapport eau acide.

H₂/HC: Rapport hydrogène charge.

%CL/CAT: Teneur de chlore sur la surface de catalyseur.

WAIT: Weighted Average Inlet Temperature.

WABT: Weighted Average Bed temperature.

Pds%: Percentage by mass.

PI: Point Initial.

PF: Point Final.

P: Perte.

TVR: La Tension de Vapeur Reid.

PRC: Régulateurs de pression.

LIC: Régulateur de niveau.

TRC: Régulateur de température.

FRC: Régulateur de débit de vapeur.

HP: Vapeur haute pression.

MP: Vapeur moyenne pression.

BP: Vapeur basse pression.

CCR: Continuous Catalyst Regeneration.

DMDS: Diméthyle disulfure.

Liste des tableaux

Tableau-I-1- Les capacités annuelles de production des différentes unités.....	5
Tableau III.1 : Propriétés du catalyseur.	31
Tableau III.2 : Fiche technique de catalyseur UOP R86.	33
Tableau III.3 : Performances de l'unité platforming.	33
Tableau III.4 : Caractéristiques du catalyseur dans chaque réacteur.	34
Tableau III.5 : Changement de différents paramètres dans les Réacteurs.	34
Tableau III.6 : Condition opératoire convenable pour différentes réactions.....	35
Tableau III.7 : Teneurs maximales en impuretés de la charge de reforming.	36
Tableau III.8 : Différentes phases de réactions.	40
Tableau IV-1 : Données de base pour les constituants liquides.	44
Tableau IV -2 : Données de base pour les constituants gazeux.....	44
Tableau IV-3 : Bilan matière de la section hydrobon	45
Tableau IV-4 : Bilan matière de la section reforming	46
Tableau IV-5 : Composition en paraffines, oléfines, naphènes et aromatiques (PONA) dans la charge et dans le reformat.	47
Tableau IV-6 : Taux de conversion total des familles d'hydrocarbures.....	48
Tableau IV-7 : Taux de conversion en aromatiques dans chaque réacteur.	49
Tableau IV-8 : Taux de conversion des naphènes dans chaque réacteur.	50
Tableau IV-9 : Taux de conversion des paraffines dans chaque réacteur.	51
Tableau IV-10 : Rendements des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur.	52
Tableau IV-11 : Evolution du rapport hydrogène sur hydrocarbures en fonction du temps.	54
Tableau IV-12 : Evolution de La vitesse spatiale en fonction du temps.	55
Tableau IV-13 : Evolution du rapport Eau/Chlore en fonction du temps.....	56
Tableau IV-14 : Evolution du teneur en chlore sur le catalyseur R86 en fonction du temps.	57
Tableau N° V-15 : Température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) calculée.	58
Tableau IV-16 : Température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) actuelle.....	59
Tableau IV-17 : Différence entre le WAIT calculée et actuelle.....	59
Tableau IV-18 : Chute de température le long du lit catalytique.....	60
Tableau IV-19 : Perte de charge le long du lit catalytique.	61
Tableau IV-20 : Données des variables influant sur le rendement.	61
Tableau IV-21 : Effet de l'indice d'octane.	62
Tableau IV-22 : Effet de la réformabilité.	63
Tableau IV-23 : Effet de la pression.	64

Tableau IV-24 : Effet du point d'ébullition à 50%.....	64
Tableau I V-25 : Effet total des variables sur le rendement du reformat.....	65
Tableau IV-26 A : Données des variables influent sur la stabilité du catalyseur pour le cas de base.	66
Tableau IV-26 B : Données des variables influent sur la stabilité du catalyseur pour le cas actuel	66
Tableau IV-27 A : Vitesses de désactivation relatives pour le cas de base.....	67
Tableau IV-27 B : Vitesses de désactivation relatives pour le cas actuel.....	67
Tableau IV-28 : Rapports de désactivations relatives propres du catalyseur.	67
Tableau V-1 : Données de base pour les constituants liquides.	69
Tableau V-2 : Données de base pour les constituants gazeux	69
Tableau V-3 : Bilan matière de la section hydrobon	70
Tableau V-4 : Bilan matière de la section reforming	70
Tableau V-5 : Composition en paraffines, oléfines, naphtènes et aromatiques (PONA) dans la charge et dans le reformat.	71
Tableau V- 6 : Taux de conversion total des familles d'hydrocarbures.	72
Tableau V-7 : Taux de conversion en aromatiques dans chaque réacteur	73
Tableau V-8 : Taux de conversion des naphtènes dans chaque réacteur.....	74
Tableau V-9 : Taux de conversion des paraffines dans chaque réacteur.	75
Tableau V-10 : Rendements des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur.....	76
Tableau V-11 : Evolution du rapport hydrogène sur hydrocarbures en fonction du temps.....	78
Tableau V-12 : Evolution de La vitesse spatiale en fonction du temps.....	79
Tableau V-13 : Evolution du rapport Eau/Chlore en fonction du temps.	80
Tableau V-14 : Evolution du teneur en chlore sur le catalyseur R86 en fonction du temps.....	81
Tableau V-15 : Température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) calculée.....	82
Tableau V-16 : Température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) actuelle.	82
Tableau V-17 : Différence entre le WAIT calculée et actuelle.....	83
Tableau V-18 : Chute de température le long du lit catalytique.	83
Tableau V-19 : Perte de charge le long du lit catalytique.....	84
Tableau V-20 : Données des variables influant sur le rendement.....	84
Tableau V-21 : Effet de l'indice d'octane.....	85
Tableau V-22 : Effet de la réformabilité.....	86
Tableau V-23 : Effet de la pression.	87
Tableau V- 24 : Effet du point d'ébullition à 50%.	87
Tableau V-25 : Effet total des variables sur le rendement du reformat	88

Tableau V-26. A : Données des variables influent sur la stabilité du catalyseur pour le cas de base	89
Tableau V-26 V.B : Données des variables influent sur la stabilité du catalyseur pour le cas actuel.	89
Tableau V-27. A : Vitesses de désactivation relatives pour le cas de base.....	90
Tableau V-27. B : Vitesses de désactivation relatives pour le cas actuel.	90
Tableau V-28 : Rapports de désactivations relatives propres du catalyseur.....	90

Liste des figures

Figure I.1 : Situation géographique de la raffinerie d'Arzew.....	4
Figure I-2 : Schéma synoptique des installations de la Raffinerie d'Arzew.....	8
Figure -II-1- : Types des réacteurs.....	23
Figure -II-2- : Conception de réacteur à flux radial.....	23
Figure-II-3- : Reformage catalytique semi-régénératif.....	24
Figure-II-4- : Reformage régénératif : procédé UOP (Platforming continu).....	24
Figure-II-5- : Reformage régénératif : procédé IFP.....	25
Figure III.1 : Schéma simplifié sur le rôle d'un catalyseur.....	29
Figure III.2 : Diffusion des ractif sur le catalyseur.....	29
Figure III.3 : Phénomène catalytique du catalyseur.....	30
Figure III.4 : Schéma de l'ensemble des transformations de la reformation à partir des paraffines.....	36
Figure III.5 : Schéma de circuit de régénération section catalytique de l'unité 12.....	38
Figure III.6 : Vagues brûlantes de régénération.....	40
Figure III.7 : Cycle activation – régénération.....	42
Figure IV-1: représente l'évolution du rendement de reformat en fonction du temps.....	46
Figure IV-2: représente le taux de conversion total des familles d'hydrocarbures.....	48
Figure IV-3 : Taux de conversion en aromatiques dans chaque réacteur.....	49
Figure IV-4 : représente le taux de conversion des naphènes dans chaque réacteur.....	50
Figure IV-5 : représente le taux de conversion des paraffines dans chaque réacteur.....	51
Figure IV-6 : représente l'évolution du rendement des familles d'hydrocarbures dans le premier réacteur.....	52
Figure IV-7 : représente l'évolution du rendement des familles d'hydrocarbures dans le deuxième réacteur.....	53
Figure IV-8 : représente l'évolution du rendement des familles d'hydrocarbures dans le troisième réacteur.....	53
Figure IV-9 : représente l'évolution du rapport hydrogène sur hydrocarbures en fonction du temps.....	54
Figure IV-10 : représente l'évolution de la vitesse spatiale en fonction du temps.....	55
Figure IV-11 : représente l'évolution du rapport Eau/Chlore en fonction du temps.....	56
Figure IV-12 : représente l'évolution du teneur en chlore sur le catalyseur R86 en fonction du temps.....	58
Figure IV-13 : représente Effet de l'indice d'octane.....	62
Figure IV-14 : représente l'effet de la réformabilité du en fonction du temps.....	63
Figure IV-15 : représente Effet de la pression.....	64

Figure IV-16 : représente Effet du point d'ébullition à 50%.	65
Figure V-1 : représente l'évolution du rendement de reformat en fonction du temps.	71
Figure V- 2: représente le taux de conversion total des familles d'hydrocarbures.	72
Figure V- 3 : représente le taux de conversion en aromatiques dans chaque réacteur.....	73
Figure V- 4: représente le taux de conversion des naphènes dans chaque réacteur.	74
Figure V-5: représente le taux de conversion des paraffines dans chaque réacteur.....	75
Figure V-6 : représente l'évolution du rendement des familles d'hydrocarbures dans le premier réacteur.....	76
Figure V-7: représente l'évolution du rendement des familles d'hydrocarbures dans le deuxième réacteur.	77
Figure V-8 : représente l'évolution du rendement des familles d'hydrocarbures dans le troisième réacteur.	77
Figure V- 9 : représente l'évolution du rapport hydrogène sur hydrocarbures en fonction du temps.	78
Figure V-10: représente l'évolution de la vitesse spatiale en fonction du temps.....	79
Figure V- 11: représente l'évolution du rapport Eau/Chlore en fonction.	80
Figure V-12: représente l'évolution du teneur en chlore sur le catalyseur R86 en fonction du temps.	81
FigureV-13: représente Effet de l'indice d'octane.....	85
FigureV-14: représente Effet de la réformabilité.	86
FigureV-15: représente Effet de la pression.....	87
Figure V-16: représente Effet du point d'ébullition à 50%.	88
Figure VI-1 : Injection de chlorure graphe A	92
Figure VI-2 : Injection de chlorure graphe B.....	93
Figure VI-3 : Injection de chlorure graphe C.....	93
Figure VI-4 : Injection de chlorure graphe D	94
Figure VI-5 : Injection de chlorure graphe E.....	94

Introduction générale

Introduction générale

Au cœur du développement économique du 19^{ème} siècle, le charbon a été la pierre angulaire fournissant l'énergie nécessaire à l'essor de l'industrie. Cependant, le début du 20^{ème} siècle a vu l'émergence d'une nouvelle ère énergétique avec l'avènement du pétrole. Cette ressource, plus concentrée, versatile et maniable que le charbon, a rapidement remodelé le paysage industriel mondial, marquant ainsi un tournant dans l'histoire de l'humanité.

Le potentiel énergétique du pétrole a été reconnu et exploité à des fins industrielles. Au début du siècle, le processus de raffinage du pétrole brut se limitait principalement à une première distillation. Cependant, avec la découverte du craquage thermique, ce processus a été amélioré, permettant ainsi d'augmenter le rendement en essence, un produit très recherché à cette époque.

Dans les raffineries modernes, le processus de raffinage commence par une première séparation du pétrole brut, produisant ainsi une gamme de coupes pétrolières allant des gaz légers aux produits lourds. Cependant, ces coupes initiales ne répondent souvent pas aux normes de qualité et de quantité requises par le marché. Ainsi, les raffineries sont confrontées à un double défi :

1. L'amélioration de la qualité de certaines coupes, telles que l'augmentation de l'indice d'octane des essences ou la réduction de la teneur en soufre des produits intermédiaires.
2. L'optimisation des rendements des différentes coupes pour répondre à la demande fluctuante du marché en termes de quantité de produits commerciaux.

Pour atteindre ces objectifs, les raffineries déploient diverses technologies et unités de traitement. Par exemple, l'amélioration de l'indice d'octane des essences est souvent réalisée à travers l'utilisation d'unités de reformage catalytique, qui convertissent les fractions lourdes en produits à haute valeur ajoutée. De plus, le reformage catalytique peut également être une source importante d'hydrocarbures aromatiques pour l'industrie pétrochimique.

Cette étude se penche sur l'impact de la régénération sur la performance de catalyseur UOP R86, utilisé en reformage catalytique, et se concentre sur le calcul comparatif avant et après la régénération, ainsi que sur le calcul du nombre de coke brûlé pendant le processus de restauration. En mettant en évidence les changements survenus lors de la régénération, ainsi qu'en quantifiant la quantité de coke éliminé. Cette étude offre un aperçu précieux des mécanismes de restauration des matériaux et des stratégies pour améliorer leur durabilité et leur performance.

Résumé

Les nouvelles normes antipollution imposent une reformulation de l'essence. Le problème actuel des raffineurs est de produire une essence ayant un indice d'octane élevé. Une solution possible consiste de convertir le naphta lourd en reformat liquide qui est un composant, mélangé à l'essence à haut indice d'octane (surtout C7, C8).

Le reformage catalytique est une opération chimique servant à valoriser une fraction du pétrole (le naphta lourd) en essence. Dans ce procédé, un catalyseur permet de déclencher les réactions chimiques. À partir d'un naphta lourd débarrassé de soufre, le produit passe à travers une série de trois réacteurs qui transforment les alcanes saturés en alcanes insaturés en les débarrassant partiellement de leurs atomes d'hydrogène. À la sortie des réacteurs, après passage dans une unité de séparation.

Dans le présent travail, notre étude portera sur l'évaluation des performances de l'unité reformage catalytique de la raffinerie d'Arzew, plus précisément la section reforming avant et après la régénération, ainsi que sur la faisabilité de la régénération catalytique du catalyseur d'UOP (R86) en mois Janvier 2024, afin d'améliorer la qualité de reformat à indice d'octane élevé.

Ce travail comporte quatre étapes :

- **1^{ère} étape** comporte l'étude bibliographique du procédé de reformage catalytique notamment section platforming.
- **2^{ème} étape** consistant en étude de la performance du catalyseur avant la régénération catalytique.
- **3^{ème} étape** consistant d'étudier la faisabilité de la régénération catalytique.
- **4^{ème} étape** consiste à étudier la performance du catalyseur après la régénération catalytique.

Abstract

New anti-pollution standards require a reformulation of gasoline. The current problem for refiners is to produce gasoline with a high-octane number. A possible solution is to convert heavy naphtha into liquid reformat, which is a component, mixed with high octane gasoline (especially C7, C8).

Catalytic reforming is a chemical operation used to upgrade a fraction of petroleum (heavy naphtha) into gasoline. In this process, a catalyst is used to trigger chemical reactions. From heavy naphtha stripped of sulfur, the product passes through a series of three reactors which transform the saturated alkanes into unsaturated alkanes by partially ridding them of their hydrogen atoms. At the exit from the reactors, after passing through a separation unit.

In the present work, our study will focus on the evaluation of the performances of the catalytic reforming unit of the Arzew refinery, more precisely the reforming section before and after regeneration, as well as on the feasibility of the catalytic regeneration of the UOP's catalyst (R86) in January 2024, in order to improve the quality of high-octane number of reformat.

This work consists of four steps:

- **1st step** includes the bibliographic study of the catalytic reforming process, particularly the platforming section.
- **2nd step** consisting of studying the performance of the catalyst before catalytic regeneration.

- **3rd step** consisting of studying the feasibility of catalytic regeneration.
- **4th step** consists of studying the performance of the catalyst after catalytic regeneration.

تلخيص

المعايير الجديدة لمكافحة التلوث تفرض إعادة صياغة البنزين. المشكلة الحالية لدى مصافي التكرير هي إنتاج بنزين ذو مؤشر أوكتان عالي. الحل الممكن يتمثل في تحويل النافثا الثقيلة إلى ريفورمات سائلة تُضاف إلى البنزين ذي مؤشر أوكتان عالي) بشكل رئيسي (C8،C7).

عملية الرفع الحفازي هي عملية كيميائية تُستخدم لتحسين جزء من النفط (النافثا الثقيلة) إلى بنزين. في هذه العملية، يُسمح بإجراء التفاعلات الكيميائية باستخدام حفاز. يمر المنتج من النافثا الثقيلة بعد تحريره من الكبريت عبر سلسلة من ثلاث مفاعلات تحول الألكانات المشبعة إلى ألكانات غير مشبعة عن طريق التخلص الجزئي من ذرات الهيدروجين الخاصة بها. عند خروجه من المفاعلات، بعد المرور عبر وحدة الفصل.

في هذا العمل، ستركز دراستنا على تقييم أداء وحدة الرفع الحفازي في مصفاة أرزو ، بالتحديد قسم الرفع قبل وبعد التجديد ، بالإضافة إلى دراسة إمكانية تجديد الحفاز الحفازي لشركة UOP (R86) في يناير 2024 ، لتحسين جودة الريفورمات ذات مؤشر أوكتان عالي.

يتضمن هذا العمل أربع خطوات:

- الخطوة الأولى تتضمن دراسة مراجع العملية الكيميائية لعملية الرفع الحفازي بشكل خاص.
- الخطوة الثانية تتكون من دراسة أداء الحفاز قبل التجديد الحفازي.
- الخطوة الثالثة تتمثل في دراسة إمكانية التجديد الحفازي.
- الخطوة الرابعة تتضمن دراسة أداء الحفاز بعد التجديد الحفازي.

Partie I : Partie théorique

Chapitre I :
Description de RA1/Z
et Généralités sur la
zone du carburant

I-1 Historique et situation géographique :

Comme notre pays possède d'importance réserve en pétrole, elle est dans l'obligation de bâtir des complexes afin de permettre le traitement de cette richesse pour obtenir des produits de consommation et aussi ceux qui seront utilisé comme matière première dans l'autre secteur.

La raffinerie d'Arzew s'est dénommée (**RA1Z**), a été construite dans le cadre du premier plan quadriennal en 1970-1975, sa construction a été confiée à la société japonaise (JAPON GAZOLINE CORPORATION) le 30 juillet 1969. Les travaux de construction furent lancés le 19 juin 1970, le démarrage des unités débuta en juillet 1972, et l'ensemble des unités était en service dès mars 1973. En 1984 d'autres unités ont été rajoutées.

La raffinerie d'Arzew baptisée RA1Z, occupe une superficie de 170Hectars gagnée sur le vignoble du plateau d'EL MOHGOUN, à 2Km de la ville d'Arzew, et environ de 40Km de la ville D'ORAN.



Figure I.1 : Situation géographique de la raffinerie d'Arzew.

I-2 Le rôle de la raffinerie d'Arzew :

La raffinerie d'Arzew répond aux impératifs suivants :

- a. **traiter** le pétrole brut de Hassi Messaoud.
- b. **satisfaire** les consommations croissantes en carburants du marché national.
- c. **fabriquer** les produits stratégiques tels que les lubrifiants et les bitumes.

I-3 Capacité de traitement :

La raffinerie d'Arzew traite **90.000 bar/j** de pétrole brut de Hassi-Messaoud et de **280.000 tonnes/an** de brut réduit importé pour la fabrication des bitumes.

Produits	Tonne/an
Propane	27747
Butane	86 163
Essence normale	229 289
Essence super	213 540
Naphta	351 391
Fuel BTS	711 120
Fuel HTS	59 205
Kérosène	83 589
Gazole	115 1171
Huile finis	140 431
Huile de base	143 460
Graisse	2413
Paraffine	246
Bitume routier	184 144
Bitume oxydé	21153

Tableau-I-1- Les capacités annuelles de production des différentes unités. [1]

I-4 Le raffinage du pétrole : [2]

Le raffinage du pétrole est un processus industriel qui transforme le pétrole brut en divers produits finis tels que l'essence, le fioul lourd et le naphta. Composé d'un mélange hétérogène d'hydrocarbures (molécules constituées d'atomes de carbone et d'hydrogène), le pétrole brut est inutilisable tel quel (plusieurs types de pétrole brut existent, différenciés par leur viscosité et leur teneur en soufre). Il est nécessaire de séparer ses composants pour obtenir des produits finaux exploitables.

On distingue généralement deux grands types de produits :

- Les produits énergétiques, tels que l'essence, le diesel (gazole) et le fioul.
- Les produits non énergétiques, comme les lubrifiants, le bitume et les naphtas utilisés en pétrochimie.

Aujourd'hui, le raffinage ne se limite plus à la simple séparation des hydrocarbures. Des procédés chimiques complexes sont également mis en œuvre pour optimiser les produits finaux. Les différentes fractions pétrolières peuvent ainsi subir des transformations, des améliorations et des mélanges afin de produire des articles commercialisables et conformes aux nouvelles normes environnementales.

I-5 Composition des pétroles bruts :

Le pétrole brut, également appelé hydrocarbure, est essentiellement composé de deux éléments principaux : l'hydrogène et le carbone. Ces éléments constituent la majeure partie du pétrole brut avec des teneurs en carbone variant de 83% à 87% et en hydrogène de 11% à 14%. Ces deux éléments forment trois grandes familles d'hydrocarbures :

- Aliphatiques**
- Cycliques**
- Les hydrocarbures mixtes.**

Mais, on trouve aussi d'autres éléments qui le compose, qui sont plus au moins nocifs dans le traitement de brut ou lors de l'utilisation des fractions pétrolières finies. Ces éléments sont : l'oxygène, le soufre, et l'azote (au total jusqu'à 6% ÷ 7%) sous forme de composés.

Aussi, on a pu détecter par l'analyse des cendres du pétrole la présence d'autres composés tels Cl, I, Si, Na, Fer...

I-6 Présentation des installations de production : [3]

La raffinerie d'Arzew (**RA1Z**) comprend quatre départements de production :

I-6.1 Département Production P1

Les installations sont constituées de :

➤ Zone 3 : Utilités

Elle comprend les unités suivantes :

- Unité 31 : Production de vapeur et d'électricité.
- Unité 32 : Production de l'eau distillée.
- Unité 33 : Circuit d'eau de refroidissement.
- Unité 34 : Station de pompage eau.
- Unité 35 : Réception et distribution du gaz combustible.
- Unité 36 : Unité d'air comprimé.
- Unité 67 : Pompes du Réseau d'eau anti-incendie.
- Unité 37 : Production du gaz inerte.

➤ Zone 4 : Carburants

Elle comprend les unités suivantes :

- Unité 11 : Unité de distillation atmosphérique « Topping ».
- Unité 12 : Unité de reforming.
- Unité 13 : Séparation des gaz « Gas Plant ».
- Unité 17 : Unité d'isomérisation.
- Unité 18 : Huile chaude « hot oil ».
- Unité 65 : Torche des gaz.

➤ Zone 7 : Lubrifiants

Elle comprend les unités suivantes :

- Unité 21 : Distillation sous vide.
- Unité 22 : Désasphaltage au propane.
- Unité 23 : Extraction au furfural des aromatiques.
- Unité 24 : Déparaffinage au MEK-Toluène.
- Unité 25 : Hydrofinishing.

➤ Zone 10 : Bitumes

Cette zone est composée de trois unités :

- Unité 14 : Bitumes routiers.
- Unité 15 : Bitumes Oxydés.
- Unité 45 : Conditionnement et de stockage des bitumes.

I-6.2 Département Production P2**➤ Zone 19 : Utilités**

Elle comprend les unités suivantes :

- Unité 1100 : Production de la vapeur.
- Unité 1200 : Production de l'électricité.
- Unité 1300 : Distribution l'eau de refroidissement.
- Unité 1400 : Distribution de fuel gaz.
- Unité 1500 : Unité d'air comprimé.
- Unité 1600 : Production de l'eau distillée.
- Unité 1700 : La torche.
- Unité 1800 : Traitement des eaux usées.
- Unité 280 : Production de gaz inerte (azote).

➤ Zone 5 : Lubrifiants

Elle comprend les unités suivantes :

- Unité 100 : Distillation sous vide.
- Unité 200 : Désasphaltage au propane.
- Unité 300 : Extraction des Aromatiques.
- Unité 150 : HOT OIL.
- Unité 160 : Traitement des eaux acides.
- Unité 400 : Déparaffinage au MEK-Toluène.
- Unité 500 : Hydrofinishing.
- Unité 600 : Hydrotraitement de la paraffine.

I-6.3 Département Production P3**➤ Zone 6 : Fabrication des huiles finies et graisses**

Elle comprend les unités suivantes :

- Unité 3000 : Huiles finies.
- Unité 3100 : Blending des huiles.
- Unité 3200 : Graisses.
- Unité 3300 : Conditionnement de la paraffine.
- Unité 3300 : Remplissage des huiles en vrac.
- Unité 3900 : Conditionnement et emballage des huiles finies.

I-6.4 Département Production P4**➤ Zones 28 : Stockage et expédition.**

Il s'agit du stockage des produits finies comme les carburants, les GPL ; ainsi que les additifs chimiques, le brut mélange algérien ; puis le mélange du reformat, LSRN, butane pour l'obtention des essences. La dernière tâche, est l'expédition qui se fait par les camions (propane, butane, essence, gasoil), les trains, canalisation ou par navires au niveau de l'ISP.

➤ Zones 27 et Unité 1800 : Traitement des effluents.

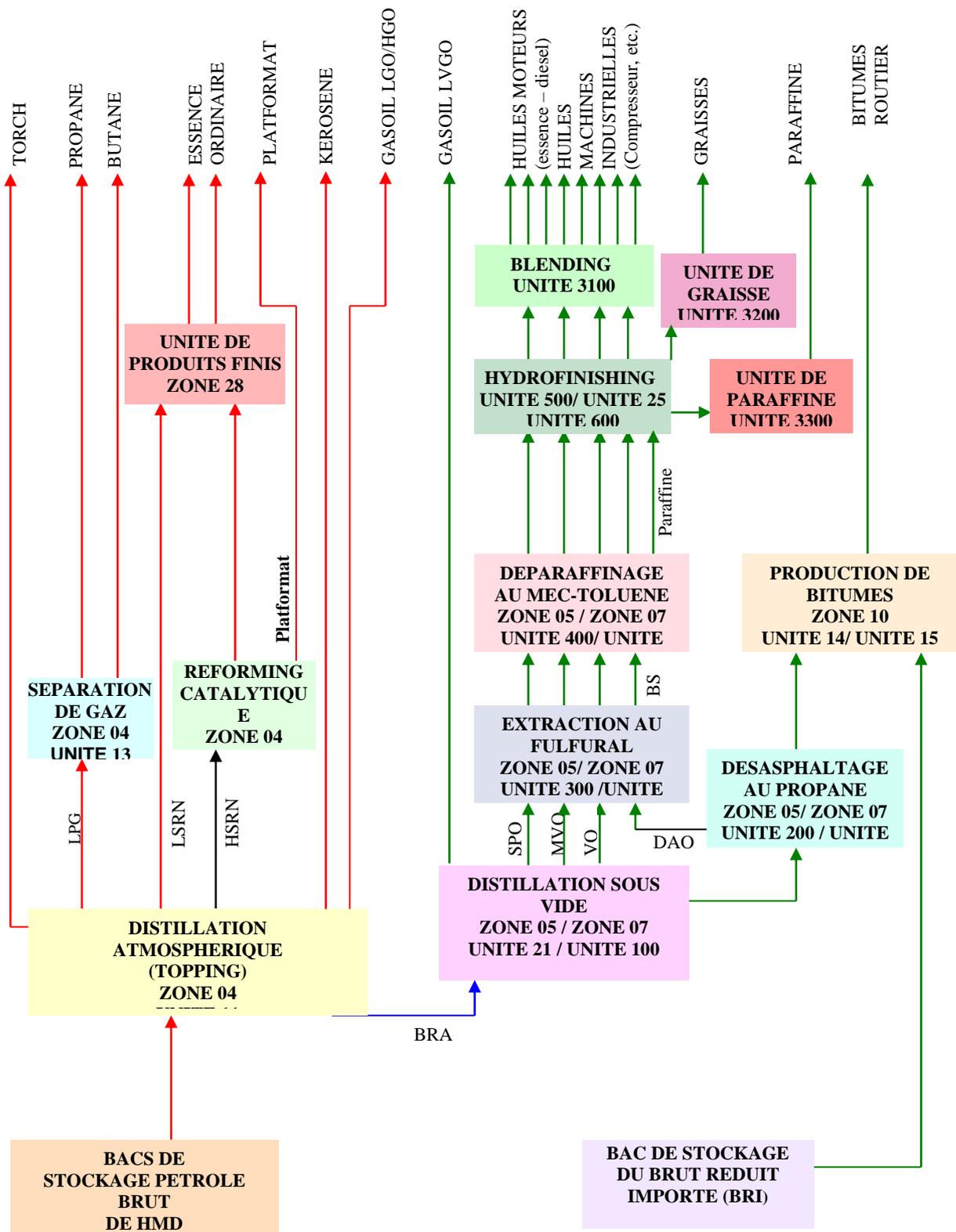


Figure I-2 : Schéma synoptique des installations de la Raffinerie d'Arzew. [3]

I-7 Aperçu sur la zone des carburants (Z4) : [4]

I-7.1 Introduction :

En générale les carburants sont des composés chimiques, le plus souvent liquides ou gazeux permettant de donner une énergie mécanique lors d'une combustion dans des moteurs thermiques.

A l'origine, la dénomination « carburant » était réservée aux produits utilisés dans les moteurs classiques, à allumage commandé munis d'un carburateur et d'un système d'allumage par étincelle.

De nos jours le terme carburant s'applique à l'ensemble des produits alimentant divers moteurs, classique à essence et diesel jusqu'au réacteur d'avion.

L'utilisation des carburants a pris une grande importance dans le monde, c'est pour cette raison que les unités de production des carburants constituant le trait dominant du développement de l'industrie du raffinage et figurent parmi le premier procédé utilisé à grande échelle dans cette industrie.

Pour les carburants automobiles historiquement les essences ont été clarifiées en deux grades sur la base de leur indice d'octane essence normal (NO 92) et essence super (NO 98) il arrive parfois que certains pays européens, telle que la grande Bretagne, commercialise en plus un grade intermédiaire ainsi, il existe un deux étoiles, un trois étoiles et enfin quatre étoiles.

Durant les années 80, devant la poussée des écologistes et les restrictions en matière de réglementation liée à la qualité des essences, un autre grade d'essences est venu s'ajouter sur le marché dénommé essence verte, cette essence bien que d'indice d'octane 95minimum, ne contient pas d'alkyl de plomb sa part de marché ne cesse de croître dans tous les pays.

I-7.2 Description du process :

La zone **04** existe depuis la construction de la raffinerie d'Arzew. Cette unité a été conçue pour répondre à la progression importante et sans cesse croissante de la consommation en carburant du marché national.

Les unités de fabrication que l'on rencontre dans cette zone comportent : (**voir annexe III**)

- Unité de distillation fractionnée atmosphérique (topping : unité **11**) ;
- Unité de reformage catalytique (platforming : unité **12**) ;
- Unité de récupération des GPL (gas-plant : unité **13**) ;
- Unité d'isomérisation (unité **17**).

I-7.2.1 Unité 11 (Distillation atmosphérique, topping)

Elle est conçue pour produire :

- LPG (le propane et le butane).
- LSRN (essence légère).
- HSRN (essence lourde).
- Kérosène.
- LGO (gas-oil léger).
- HGO (gas-oil lourd).
- BRA (le brut réduit atmosphérique).

Cette unité comprend deux sections citées ci-après : (voir Annexe III)

- ✓ Section de fractionnement principal.
- ✓ Section stabilisation des gaz de tête.

I-7.2.1. a Section de fractionnement principal :

Dans cette section le brut est aspiré par la pompe de charge **11G1A/B** à travers la vanne automatique de charge **11FIC17** à partir du réservoir de stockage. Il est chauffé à **148°C** par échange de chaleur à travers une batterie de préchauffage, (voir annexe III)

- a) Par échange de chaleur dans l'échangeur brut / Naphta **11E1 A.B.C.D.**
- b) Dans l'échangeur brut / Kérosène **11E2.**
- c) Dans l'échangeur brut / Brut réduit **11 E3 A/B**
- d) Dans l'échangeur brut / Gasoils (LGO-HGO) **11 E4 A/B.**

Puis entre dans le ballon de flash **11D1** dont la pression de service est de **3,1kg /cm²** là il y a séparation par détente.

Le liquide pompé par la pompe de fond du ballon de flash **11G2 A/B** passe à travers l'échangeur brut / reflux de gasoil léger **11E5** et de l'échangeur brut / brut réduit **11E6 A/B** puis est renvoyé au four **11F1**. Le serpentín de four est de 4 passes, et le débit est contrôlé sur chaque passe par **11 FIC 2, 3, 4,5** de façon à régulariser les débits sur les 4 passes.

Le brut entre dans le four **11F1** à une température de **216°** pour être chauffé à **332°C**. La température est contrôlée par **TIC1** et **TIC 2**. Les brûleurs sont du type combiné (fuel Gas / fuel oil). La charge mélangée à la phase vapeur provenant du ballon de flash **11D1** est chargée dans la zone de flash du fractionnaire principal **11C1** entre les plateaux **n°44 et 45**.

Le frictionneur principal **11C1** est équipé de **48** plateaux à clapets. Une injection de vapeur de stripping surchauffée à **316°C** au niveau de la zone de convection du **11F1** est prévue au fond de la colonne. Le brut réduit (BRA) après être recueilli à la sortie des échangeurs **11 E6A/B** et **11 E3 A/B** est refroidi à **75°C** dans le condenseur **11E15** puis est renvoyé au stockage.

Le brut réduit est utilisé comme charge dans les unités des lubrifiants et comme composant dans le mélange des fiouls.

Les coupes latérales sont soutirées des plateaux suivants :

- **Kérosène** : plateau n°14 ;
- **Gasoil léger** : plateau accumulateur n°2 entre les plateaux n°30 et 31 ;
- **Gasoil lourd** : plateau n°37.

La coupe latérale soutirée du plateau accumulateur n°1 situé entre les plateaux **n°3 et n°4** est renvoyée comme reflux de tête (**11FR16**) avec le liquide du receveur de tête **11D2 (11FIC18)**.

Les autres coupes latérales passent dans les strippers **11C3** et **11C4**. Gasoil léger et gasoil lourd sont séparés de leurs composants légers par la vapeur de stripping. Le kérosène par la chaleur de rebouilleur à l'aide du reflux de gasoil. La partie légère est renvoyée au frictionneur. Chaque niveau au fond du stripper est contrôlé par **LIC**. Chaque fond de stripper pompé est refroidi dans les échangeurs de chaleur, des aéroréfrigérants et condenseurs puis envoyé au stockage. Les quantités soutirées du Kérosène, du gasoil léger, Gasoil lourd sont contrôlées respectivement par **FIC 15, 14, 9,8**.

I-7.2.1. b Section de stabilisation des gaz de tête :

Le gaz passant au travers de la ligne de tête est condensé et refroidi dans les aéroréfrigérants **11E16 A à H** et les condenseurs **11 E17 A B C D** puis entre dans le receveur

de tête **11 D2**. Les gaz incondensables dans le receveur de tête sont récupérés par le compresseur **11 G12**. (Voir annexe III).

La partie liquide provenant du receveur de tête est utilisée comme charge du splitter avec le liquide provenant du compresseur, le liquide provenant du receveur de tête du strippeur **12C2** (12FR4) et le liquide provenant du fond de l'absorbeur **11C7**. Cette charge est chauffée jusqu'à 127°C par l'intermédiaire de l'échangeur charge / fond du splitter **11E19 A/B**.

La colonne de splitter **11C5** à **27** plateaux. La pression de service est de **8,1 kg/cm²**. L'essence de fond du splitter est rebouillie à **226°C** dans le réchauffeur du fond **11 F2**. Le fond passe au travers de l'échangeur charge / résidu du splitter **11 E19 A/ B** l'aéroréfrigérant **11 E20** et le condenseur **11 E21**. Une partie est utilisée dans l'absorbeur, comme huile d'absorption et le reste est envoyé au réservoir de stockage de Naphta lourd (HSRN) comme charge de l'unité reforming catalytique.

Les vapeurs de tête du splitter sont refroidies dans le réfrigérant à ailettes **11 E22 A/B** ensuite dans le condenseur **11 E23**, puis sont envoyées au receveur de tête du splitter **11 D5**.

Une partie est renvoyée comme reflux et le reste est réchauffé à **82°C** dans les échangeurs charge / résidu du stabilisateur **11 E24 A / B** puis envoyé au stabilisateur où il est séparé en GPL et C₅⁺. Le stabilisateur **11 C6** est équipé de **40** plateaux et fonctionne sous une pression de **10,6 Kg/cm²**. Une partie du résidu du stabilisateur est chauffé à **153°C** par échange de chaleur avec le reflux de gasoil dans le rebouilleur du stabilisateur **11E27** et le reste est envoyé au réservoir de stockage de Naphta léger (LSRN) à travers le condenseur **11E25** pour être utilisé comme composant pour le mélange des essences.

Les gaz de tête du stabilisateur sont refroidis dans le condenseur de tête du stabilisateur **11 E26 A / B** puis passent dans le receveur de tête **11 D6**. Une partie est utilisée comme reflux de la **11C6**, le reste passe à l'unité de récupération de gaz (unité 13) à travers **11FR31**.

Les gaz provenant des receveurs de têtes du stabilisateur **12C6** et strippeur **12C2** (**12FR12** ; **12FR3**) de l'unité de reforming catalytique et de l'unité de récupération de gaz (**13FR3**) sont envoyés à l'absorbeur (**11 C7**) alimentant **35D1** en gaz raffinerie.

L'absorbeur est équipé de **29** plateaux et fonctionne sous une pression de **7,1 Kg/cm²**. Un soutirage est effectué au niveau du plateau n°14 et après refroidissement et renvoyé au plateau n°15.

I-7.2.2- Unité 12 (reformage catalytique) [5]

Cette unité sert à produire, à partir des coupes (**Naphta lourd**) constituées principalement par les essences de distillation direct, des bases de carburant à haut indice d'octane. Par ailleurs, elle fournit l'hydrogène nécessaire pour les hydrotraitements effectués.

Le premier grand tournant de la technologie du procédé de reforming catalytique fut pris par la grande compagnie américaine **UOP**, qui avait développé le procédé de platforming basé sur un catalyseur de platine sur alumine chlorée.

I-7.2.3- Unité 13 (fractionnement récupération et traitement des LPG)

Cette unité a pour but de récupérer le propane et le butane à partir des produits de tête du stabilisateur de l'unité de Topping et de tête de débutaniseur de l'unité de reforming catalytique. Elle est constituée de deux colonnes (le dépropaniseur et le dééthaniseur).

La charge passe dans un ballon tampon de **GPL 13D1** pour éliminer les incondensable, la partie liquide après réchauffage jusqu'à **75°C** alimente le dééthaniseur **13C2** dans le **12^{ème}** plateau où s'effectue la séparation de la charge en propane, butane et les composants légers.

Le dééthaniseur est équipé de **30** plateaux et fonctionne sous une pression de **34.8 Kg/cm²**. Les vapeurs de tête sortantes du dééthaniseur sont refroidies dans le condenseur de

tête **13E2** puis passent dans le receveur de tête **13D2** d'où le liquide est envoyé comme reflux et le reste est envoyé à l'absorbeur de l'unité **11C7**. Le fond est rebouilli puis envoyé au dépropaniseur, la source de chaleur du rebouilleur du dééthaniseur est de la vapeur **3 Kg/cm²** dont la température est contrôlée par la **TRC2**.

Le dépropaniseur fonctionne à **17 Kg/cm²** est équipé de **40** plateaux séparant la charge en propane et butane. La charge chauffée jusqu'à **121°C** entre au niveau du plateau n°**22**. La vapeur sortant du sommet du dépropaniseur est refroidie dans les condenseurs de tête **13 E5-A/B** puis passe dans le ballon **13D3** d'où une partie envoyée comme reflux tête et le reste est dirigé vers les sphères de stockage du propane (**T406, T407**).

Le Butane recueilli au fond à **108°C** est refroidi en passant par l'échangeur de chaleur de charge du dééthaniseur **11E1**, puis dans le réfrigérant à eau **13E4**, en fin il est vers les sphères de stockage du butane (**T409, T410, T411**). (Voir Annexe III)

I-7.2.4- Unité d'isomérisation :

➤ Description du procédé PENEX (UOP) : [6]

La fonction originale du procédé d'Isomérisation est de valoriser le naphta léger (LSRN), provenant de la distillation atmosphérique avec un faible indice d'octane.

Pour obtenir un mélange de carburant à indice d'octane élevé en favorisant catalytiquement des groupes spécifiques de réactions chimiques.

L'installation se divise en deux sections :

- Section LNHT (hydrotraitement) ;
- Section PENEX (Isomérisation).

Conclusion :

Ce premier chapitre nous a retracé l'historique et la situation géographique de la raffinerie d'Arzew (RA1Z), soulignant son rôle crucial dans le traitement du pétrole brut pour produire divers carburants et produits pétroliers. Depuis sa construction dans les années 1970, la raffinerie s'est développée pour répondre aux besoins énergétiques croissants du pays, avec des installations sophistiquées permettant la transformation complexe du pétrole brut en produits finis. La description détaillée des processus de raffinage et des différentes unités de production a mis en lumière l'importance stratégique et technique de RA1Z dans l'industrie pétrolière algérienne.

Chapitre II:
Reformage catalytique

II-1-Introduction :

La combustion des combustibles fossiles reste la principale source d'énergie mondiale, mais elle engendre des problèmes environnementaux majeurs, comme les émissions de dioxyde de carbone et d'autres gaz polluants. Pour répondre à ces défis, les réglementations environnementales renforcent les normes d'indice d'octane pour les carburants.

Dans le contexte de l'industrie pétrolière et pétrochimique, le reformage catalytique du naphta joue un rôle essentiel. Ce processus vise à transformer le naphta en produisant des molécules à haut indice d'octane, comme les aromatiques et les isoparaffines très ramifiées. Ces composés sont essentiels pour maintenir des performances élevées des carburants tout en respectant les nouvelles réglementations environnementales.

Pour répondre à la demande croissante en énergie tout en réduisant l'impact environnemental, les entreprises s'orientent vers des procédés plus efficaces. Les reformeurs à haute sévérité offrent une meilleure stabilité opérationnelle et des rendements améliorés en essence. Dans le domaine de la pétrochimie, l'accent est mis sur l'optimisation de la production d'aromatiques BTX en utilisant des réacteurs haute température.

Cette évolution repose sur deux axes principaux : l'amélioration des catalyseurs, passant des mono- aux bi et trimétalliques pour une meilleure performance, et le développement de techniques opérationnelles avancées comme les procédés à lits fixes et à lit fluidisé. Ces avancées visent à répondre aux exigences environnementales tout en assurant une production efficace et durable de carburants et de produits pétrochimiques de haute qualité.

- **Historique : [7]**

Cette installation comprend deux sections: l'hydrotraitement (Hydrobon) et le reformage. Elle a été mise en service pour la première fois en **1972**. Jusqu'en octobre **1987**, elle utilisait le catalyseur UOP bimétallique de type **R16 F**. Ensuite, le catalyseur a été remplacé par le **R62** en octobre **1987**, et la charge a été modifiée en septembre **1997**. En novembre **2012**, une nouvelle transition vers le catalyseur **R86** a été effectuée.

- **Capacité de l'unité : 8360 BPSD (barils/jour).**

- **Conditions opératoires :**

* Température de service : **471 à 543°C**

* Pression de service : **20 Kg/cm²**

* Rapport molaire H₂/HC : **3,5 à 6,0**

* Vitesse spatiale : **1,6 h⁻¹**

II-2-Principe du procédé : [7]

Le processus de reformage catalytique valorise le naphta lourd de l'unité de distillation atmosphérique « HSRN », riche en n-paraffines et naphènes, mais à faible indice d'octane (environ 44). L'objectif est de transformer ces composants en réformât à haute teneur en aromatiques, grâce à un catalyseur. Ce réformât, ayant un indice d'octane élevé, est crucial pour la production de carburants commerciaux.

Le reformage catalytique améliore la qualité des carburants en augmentant leur indice d'octane, essentiel pour la performance des moteurs et la réduction des émissions polluantes.

Le réformât est aussi une source d'intermédiaires chimiques comme le benzène, le toluène et le xylène, utilisés dans l'industrie pétrochimique. En plus, ce processus favorise la combustion plus propre des aromatiques, aidant à respecter les normes environnementales strictes.

Il permet également d'optimiser l'utilisation des ressources pétrolières en transformant les fractions légères en produits de haute qualité. Les charges traitées, composées de paraffines, naphènes et aromatiques (avec 5 à 11 atomes de carbone, principalement 7, 8 et 9), sont caractérisées par leur intervalle de distillation, densité, poids moléculaire moyen, teneur en impuretés et indice d'octane. Le processus produit des hydrocarbures aromatiques avec 6 à 10 atomes de carbone à partir de charges contenant des paraffines ou naphènes. physico-chimique. Ce réformât à haut indice d'octane constitue une matière première essentielle pour la fabrication des carburants commerciaux.

II-3- Description du procédé : [5]

Pour obtenir un mélange de carburant à indice d'octane élevé en favorisant catalytiquement des groupes spécifiques de réactions chimiques.

L'installation se divise en deux sections :

- Section hydrobon.
- Section platforming.

II-3.1 Section de prétraitement de naphta (Hydrobon) : (voir annexe III)

- **Utilité de l'hydrotraitement dans le reforming :**

L'hydrotraitement joue un rôle crucial dans le processus de reformage catalytique en raison des exigences du catalyseur. La charge de reformage doit subir un traitement à l'hydrogène pour éliminer les impuretés telles que le soufre, l'azote et les métaux (**arsenic, plomb, cuivre, fer, nickel**). Ce traitement permet de convertir le soufre et l'azote en composés volatils tels que l'hydrogène sulfuré (H_2S) et l'ammoniac (NH_3), tout en protégeant les oléfines et en piégeant les métaux. Cette étape est essentielle pour garantir la qualité des produits finaux. Le traitement à l'hydrogène peut être appliqué à toute la coupe de gaz provenant de la distillation atmosphérique, ce qui permet d'éliminer le soufre des coupes légères ou lourdes utilisées pour l'essence juste avant le processus de reformage.

- **Description du process :**

Le Naphta lourd est mélangé à un gaz riche en hydrogène qui s'écoule de l'unité de platforming passe à travers les échangeurs de chaleur de la charge combinée **12E1A/B/C** et entre dans le four **12F1**. La charge d'alimentation chauffée dans le four jusqu'à la température requise est envoyée vers le réacteur d'hydrobon **12C1** où se produisent la désulfuration, la dénitrification ainsi que l'élimination des métaux. [5]

Le réacteur d'Hydrobon **12C1** est chargé avec le catalyseur **S9** de type **CO-MO** sur le support d'alumine.

Le four est divisé par une paroi centrale en deux sections :

Un est équipée des serpentins de charge et l'autre équipée des serpentins de rebouillage de stripper **12C2**.

L'effluent du réacteur est envoyé à travers **12E1 A/B/C** et aéroréfrigérants **12E2 A/B** vers le séparateur d'hydrobon **12D1**. La pression de service du séparateur est réglée à **17,6 kg/cm²** sous contrôle de la **PRCV 4A**. La quantité de gaz riche en hydrogène sortant de l'unité d'hydrobon est envoyée vers les unités d'hydrofinishing **U.25** et **U.500** et le reste est envoyé vers le ballon tampon du fuel gaz **12D8** duquel il est fourni aux fours d'hydrobon et de platforming **12F1**, **12F2** et **12 F3**. Une partie de fuel gaz est envoyée vers le ballon d'équilibre du fuel gaz **35D1**, se trouvant dans les installations d'utilités.

Une injection d'eau distillée est prévue périodiquement de la sortie du **12E1C** vers **12D1**, afin de dissoudre les chlorures d'ammonium formés au niveau du **12C1**.

Le philon plus **5k7** est injecté dans la conduite de tête du stripper **12C2** comme inhibiteur de corrosion.

Tout le liquide sortant de la tête du stripper **12C2** excepté celui du reflux est envoyé vers la **11C5** de l'unité de topping pour être retraité. Après être chauffé dans le four **12F1 (12TRC2)**, le fond du stripper **12C2** est envoyé vers la section platforming. Le réservoir **T203** est prévu pour stocker la charge hydrotraitée (**unifinat**) utilisée lors du démarrage de l'unité d'Hydrobon platforming. Les gaz de tête (**12FR3**) sont envoyés vers **11C7**.

La capacité de l'unité d'Hydrobon est de **56 m³/h**.

• Principales réactions d'hydrotraitement : [8]

Les plus importantes réactions chimiques sont:

- 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.
- Saturation des oléfines.
- Conversion des halogénures organiques en halogénures d'hydrogène.
- Élimination des composés organométalliques.

Au niveau du réacteur **12C1**, des réactions d'hydrogénation ont lieu sur le site catalytique, ces principales réactions [1] :

❖ Désulfuration :

- Mercaptans « RSH » : $\text{RSH} + \text{H}_2 \longrightarrow \text{H}_2\text{S} + \text{RH}$
- Sulfures « RSR' » : $\text{RSR}' + 2\text{H}_2 \longrightarrow \text{RH} + \text{R}'\text{H} + \text{H}_2\text{S}$
- Désulfures « RSSR' » : $\text{RSSR}' + 3\text{H}_2 \longrightarrow \text{RH} + \text{R}'\text{H} + 2\text{H}_2\text{S}$

❖ Dénitrification :

- $\text{RNH}_2 + \text{H}_2 \longrightarrow \text{RH} + \text{NH}_3$
- $\text{NH}_3 + \text{HCl} \longrightarrow \text{NH}_4\text{Cl}$

❖ Hydrogénation des hydrocarbures oxygénés :

- $\text{ROH} + \text{H}_2 \longrightarrow \text{RH} + \text{H}_2\text{O}$
- $\text{RCO}_2\text{H} + 3\text{H}_2 \longrightarrow \text{RCH}_3 + 2\text{H}_2\text{O}$

❖ Hydrogénation des oléfines :

Sous les conditions de température (**T**) et de pression (**P**) dans le réacteur, la pression partielle d'hydrogène est ajustée pour saturer les oléfines et les dioléfines sans affecter les composés aromatiques.

❖ Elimination des métaux :

Les métaux sont éliminés sous forme de dépôts sur le catalyseur, sans pour autant influencer son activité ; car il a été conçu pour supporter ces dépôts.

II-3.2 Section reforming : (voir annexe III)

Le reformage est un processus catalytique utilisant un catalyseur sélectif en présence d'hydrogène pour convertir l'unifinat en un produit de base de meilleure qualité pour la production d'essences. L'unité de platforming a une capacité de **56 m³/h**. Les réacteurs de reformage **12C3**, **12C4** et **12C5** sont chargés avec le catalyseur **R86** bimétallique contenant du platine et du rhénium sur un support d'alumine **Al₂O₃**.

• Caractéristiques du process :

Le procédé du catalytique de reformage de l'unité est défini par :

- Une dilution de la charge avec un gaz riche en hydrogène provenant de la section de séparation pour limiter la formation de coke sur le catalyseur.
- Plusieurs étages (fours réacteurs) pour chauffer le mélange de charge à la température requise pour les réactions et compenser la chaleur consommée par ces réactions.
- Une section de séparation comprenant : Un ballon séparateur pour produire du gaz riche en hydrogène, une partie recyclée, l'autre partie étant le produit final de l'unité.
- Une colonne de stabilisation pour séparer les hydrocarbures en gaz combustible, GPL et reformat stabilisé.
- Un turbocompresseur pour augmenter la pression du gaz recyclé et permettre son introduction à l'entrée de l'unité.

• Description du process :

La charge pompée du fond **12C2** par **12G8** venant de l'unité d'hydrobon est mélangée au gaz riche en hydrogène comprimé par le compresseur du gaz de recyclage **12G7** puis passe à travers les échangeurs de chaleur de la charge combinée **12E8A/H** et est envoyée vers le four **12F2**. La pompe **12G8** d'alimentation s'arrêtera d'elle même dans le cas où les débits de la charge et du gaz de recyclage sont très faibles. Le four de platforming **12F2** comprend trois chambres de combustions.

La zone de convection est utilisée comme source de chaleur pour le rebouillage du débutaniseur **12C6**. La charge d'alimentation chauffée jusqu'à la température désirée est envoyée dans les trois réacteurs de platforming. Comme les réactions sont endothermiques, il est nécessaire de réchauffer la charge.

La réaction qui se réalise dans le réacteur n°1 **12C3** est principalement la déshydrogénation des Naphtènes, tandis que celles du réacteur n°2 **12C4** sont l'isomérisation et la cyclisation des paraffines, ces derniers suivent la déshydrogénation des naphtènes. Dans le réacteur n°3 **12C5** se produisent les mêmes réactions que celles qui se produisent dans le réacteur n°2 (**12C4**) ainsi que l'hydrocraquage des paraffines. L'effluent du réacteur **12C5** est séparé en liquide et en gaz dans le séparateur du platforming **12D5** dont la pression est réglée à **17,5 kg/cm²**. Le gaz d'hydrogène ainsi séparé est comprimé par le compresseur **12G7** et est

utilisé comme gaz de recyclage. Tous les gaz en excès sont envoyés vers l'hydrobon. Le liquide est envoyé vers le débutaniseur **12C6** et les gaz sortant de la tête de la colonne sont refroidis au niveau de l'aéroréfrigérant **12E14** et le condenseur **12E15** et sont récupérés dans le receveur **12D6**.

Une partie de ces gaz condensée est envoyée comme reflux et le reste est récupéré dans l'unité **13**. Du fond de la colonne est soutiré le réformat vers stockage après être refroidi au niveau de l'aéroréfrigérant **12E12** et le condenseur **12E13**.

Afin de maintenir la teneur en chlorure requise du catalyseur il faut injecter du trichloréthylène (TCE) dans la charge d'alimentation du platforming pour assurer la fonction acide, de même que l'injection d'eau pour le maintien de la balance eau /chlore du catalyseur.

Le réservoir de stockage d'hydrogène **12D9** est prévu pour le démarrage de l'unité. La quantité totale du catalyseur chargée dans les trois réacteurs est de l'ordre de **24 tonnes** répartie comme suit :

- **12C3 : 20%**

- **12C4 : 30%**

- **12C5 : 50%**

II-4- Caractéristiques physico-chimiques du reformage : [7]

II-4 -1 La charge :

Les charges typiquement manipulées par le Reformage catalytique sont les essences obtenues par la distillation du pétrole brut. Leurs compositions chimiques varient en fonction de la source du brut, mais elles consistent généralement en un mélange d'hydrocarbures contenant de 7 à 9 atomes de carbone. D'autres fractions pouvant être traitées incluent :

- Fraction d'essence de cokéfaction (après hydrogénation).
- Essence de craquage thermique (après hydrogénation).
- Essence de l'hydrocraquage.

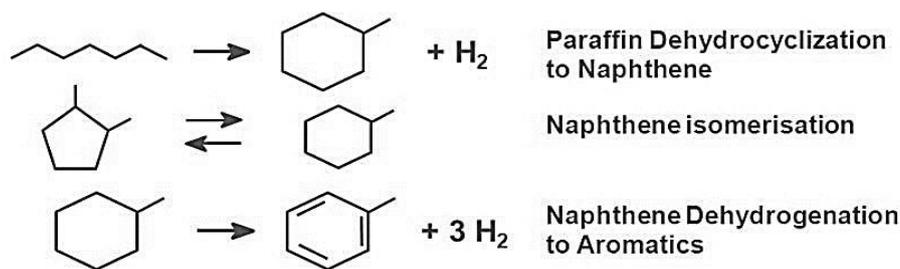
Il est courant de limiter le Point d'Éclair (PF) de la charge de **150 à 180°C**, car le reformage catalytique produit une essence ayant un PF supérieur de **10 à 30°C** par rapport à celui de la charge, afin de maintenir le PF du reformat à **205°C**. Plus la charge est légère, plus les conditions de fonctionnement du procédé doivent être rigoureuses en raison de la forte proportion de paraffines difficiles à convertir. En conséquence :

- Une température élevée à basse pression avec un taux de circulation bas est nécessaire pour obtenir un reformat avec un indice d'octane élevé et un rendement élevé.
- Une charge riche en naphènes est une excellente matière première pour le reforming catalytique.

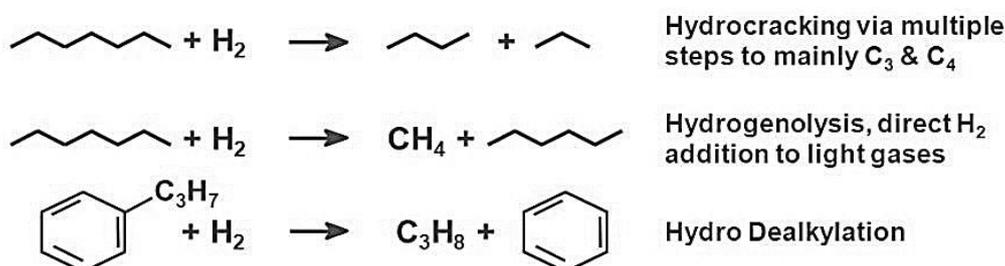
II-4-2 Nature des réactions mises en jeu : [5]

Les réactions chimiques du reformage sont de deux types:

- **Les réactions désirables**, c'est-à-dire celles qui conduisent à une augmentation de la production d'aromatiques et de l'indice d'octane ainsi qu'à une production d'hydrogène de haute pureté. Ce sont les réactions à favoriser.



➤ **Les réactions indésirables**, c'est-à-dire les réactions qui conduisent à une diminution de l'indice d'octane, une diminution de la pureté de l'hydrogène, ou une perte de rendement des produits souhaités. Ce sont les réactions à minimiser.



Par ailleurs, ces réactions chimiques peuvent également être classées en deux autres familles:

- **Les réactions endothermiques**, ces réactions nécessitent de l'énergie thermique pour se dérouler et selon le principe de Le Chatelier, elles sont favorisées à haute température.
- **Les réactions exothermiques**, ces réactions dégagent de la chaleur et selon le principe de Le Chatelier, elles sont thermodynamiquement freinées à haute température.

Dans le cas du reformage catalytique, la plupart des réactions souhaitables sont endothermiques tandis que la plupart des réactions indésirables sont exothermiques. [9]

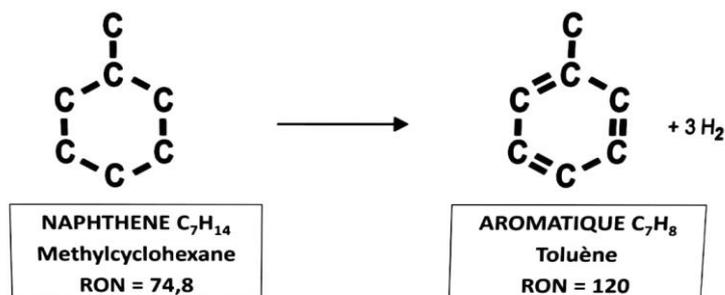
II-4-3 Considérations thermodynamiques et cinétiques des réactions :

La stabilité des aromatiques par rapport aux autres hydrocarbures croît avec la température ; et de ce fait, on opère à plus de 300°C. Cependant, la compétition cinétique entre les réactions souhaitées et parasites conduits à choisir des conditions opératoires spécifiques des transformations visées :

II-4-3-1 Déshydrogénation des naphthènes en aromatiques :

Les aromatiques sont formées à partir des naphthènes par déshydrogénation. Cette réaction est très importante pour atteindre un nombre d'octane élevé, elle est la plus rapide de toutes les réactions.

Les naphthènes les plus courants sont le cyclohexane et le méthylcyclopentane. Cette réaction augmente la production en hydrogène.

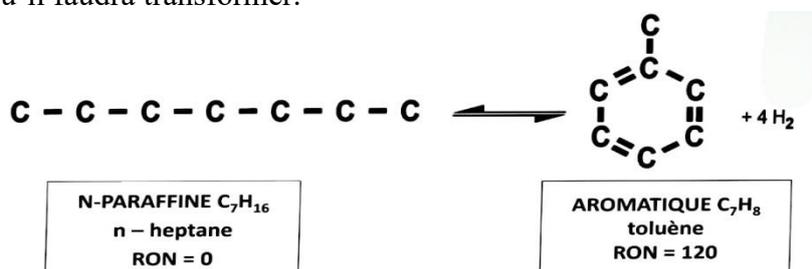


Thermodynamiquement, la réaction est possible pour les températures supérieures à 328°C . Elle est très endothermique ($\Delta\text{H} : 210 \text{ KJ/mol}$), favorisée par les hautes températures et les basses pressions.

Cinétiquement, c'est une réaction extrêmement rapide sur le platine. D'autre part, la vitesse de la réaction diminue avec l'augmentation de nombre d'atomes de carbone de la charge, mais elle reste toujours très grande devant les autres vitesses. L'endothermicité de la réaction provoque des chutes importantes de la température, ce qui amène à opérer avec plusieurs réactions.

II-4-3-2- Déshydrocyclisation des paraffines :

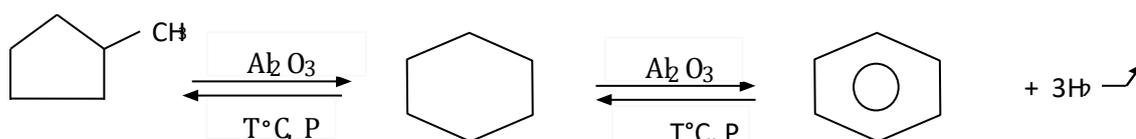
La réaction de transformation des paraffines en aromatiques est souvent aussi essentielle que la déshydrogénation des naphthènes. En effet, une bonne partie de gain de **NO** du reforming catalytique par rapport à la charge provient de la cyclisation des hydrocarbures paraffiniques. Elle est très importante pour ce procédé car la charge contient plus de **60%** d'hydrocarbures paraffiniques qu'il faudra transformer.



Thermodynamiquement, c'est une réaction plus endothermique ($\Delta\text{H} : 250 \text{ KJ/mol}$) que la déshydrogénation. Elle est favorisée par les hautes températures et les basses pressions. Elle représente les mêmes caractéristiques qualitatives que la déshydrogénation.

Cinétiquement, la vitesse de la réaction est beaucoup plus faible que celle de la déshydrogénation, elle est inhibée par les aromatiques formées. A cause de cette faible vitesse, elle ne deviendra importante que si on adopte des conditions opératoires sévères (température élevée et pression faible).

II-4-3-3- Déshydroisomérisation des alkylcyclopentanes :



Les alkylcyclopentanes se transforment en alkylcyclohexanes en présence d'un catalyseur (fonction acide) et dans les conditions de température et la pression du procédé.

La réaction d'isomérisation des naphènes (alkylcyclopentanes) est un réarrangement de l'anneau. Donc cette réaction est très intéressante pour l'augmentation du **NO** puisqu'on accède aux aromatiques et par sa vitesse assez grande (isomérisation facile).

NB : le réarrangement de l'anneau naphénique augmente la probabilité de transformations des alkylcyclopentanes en paraffines.

Thermodynamiquement, Cette réaction est faiblement exothermique (ΔH : -10 à -20 **KJ/mol**). La déshydrogénation déplace constamment le système vers les aromatiques, bien que l'équilibre vers les cyclohexanes sont peu favorables à **500°C**.

Cinétiquement, les alkylcyclohexanes se transforment à leurs tours rapidement en alkylaromatiques en subissant une déshydrogénation. L'étape limitative est l'isomérisation qui présente les mêmes caractéristiques que pour les paraffines.

II-4-3-4- Isomérisation des paraffines :

Cette réaction est provoquée par la fonction acide du catalyseur et se déroule rapidement dans les conditions du procédé, elle est peu sensible à la température et insensible à la pression.

Pour les paraffines légères, l'isomérisation constitue la seule amélioration possible du **NO**. Pour les paraffines supérieures à **C5**, l'isomérisation est une réaction facile mais qui n'augmente que médiocrement le **NO**.



II-4-4- Considérations thermodynamiques et cinétiques des réactions secondaires :

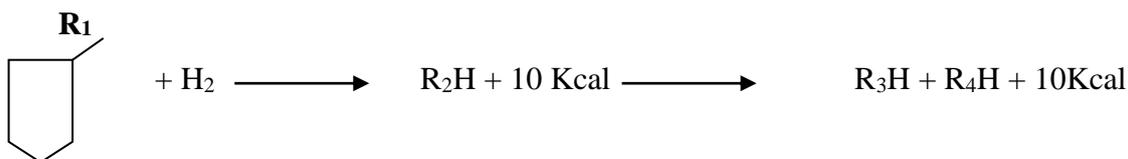
Divers réaction parasites ont lieu. Les plus importantes :

- L'hydrocraquage des paraffines et des naphènes.
- La formation du coke.
- La déméthylation.

II-4-4-1- L'hydrocraquage des paraffines et des naphènes :

Le craquage est la coupure des hydrocarbures paraffiniques et l'hydrogène immédiate des oléfines résultantes de ce craquage. Elle est provoquée par la fonction acide du catalyseur et est favorisée par une pression et une température élevée.

Exemple : pour les naphthènes



Ces réactions sont intéressantes car elles améliorent le NO et la volatilité du reformat, mais elles ont quelque fois l'inconvénient de production du coke ce qui fait rapidement diminuer l'activité du catalyseur.

Il semble d'après les essais faits jusqu'à présent que :

- La coupure se fait d'autant plus au centre de la molécule que la pression est plus élevée. Plus on diminue la pression, plus on risque de faire du méthane et du coke.
- L'hydrocraquage est d'autant plus facile à réaliser que la molécule est plus lourde.

L'élévation de la température de contact avec le catalyseur favorise l'hydrocraquage. En général, les réactions d'hydrocraquage sont caractérisées par :

- Une faible vitesse.
- Une haute température.
- Une haute pression.
- Une forte consommation en hydrogène.

Thermodynamiquement, c'est une réaction complète dans les conditions opératoires usuelles. C'est une réaction exothermique (ΔH : -40 KJ/mol) ; mais limitée par une vitesse de réaction lente.

Cinétiquement, cette transformation peut devenir très importante que l'isomérisation et la déshydrogénation lorsque la température augmente. Elle est relativement lente. On observe un ordre positif par rapport à la pression totale et une très forte énergie d'activation ($E=30\text{Kcal}$).

Une augmentation de la vitesse avec le nombre de carbone et la structure iso est une inhibition par les aromatiques. Elle devient rapide dès 480°C .

A une température élevée, le craquage va l'emporter sur l'isomérisation.

II-4-4-2- La formation du coke :

C'est l'une des réactions parasites les plus gênantes car elle entraîne une diminution de l'activité du catalyseur. Le coke se forme par une suite de déshydrocyclisation donnant des polyaromatiques condensée très lourds de structure graphitique, les polycyclisants peuvent se produire à partir d'alkyloaromatiques ou de molécules très insaturées telles que les dioléfines. Elle est favorisée par une haute température et une faible pression.

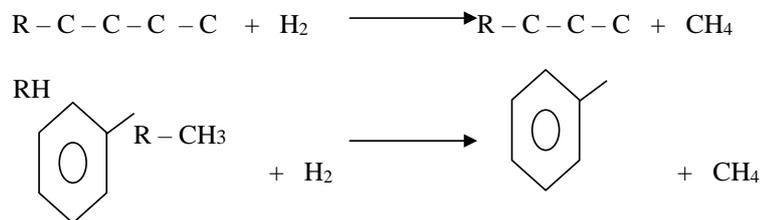
Elle combattue en maintenant une pression d'hydrogène qui oriente vers l'hydrocraquage, mais exerce un effet défavorable sur la thermodynamique de la déshydrogénation.

Thermodynamiquement, la formation du coke est très favorisée, mais les intermédiaires dioléfiniques et polyaromatiques sont défavorisés par une basse température, une haute pression et un rapport H_2/HC très élevé.

Cinétiquement, la réaction est très complexe. On peut dire cependant qu'elle a un ordre apparent négatif par rapport à la pression d'hydrogène, une énergie d'activation généralement élevée. Par ailleurs, le cokage s'accroît considérablement avec l'augmentation du point final d'ébullition de la charge, qui apporte ; d'une part des polycyclisations promoteurs directs de cokage et d'autre part des molécules longues, promotrices essentielles de cokage par les oléfines et dioléfines susceptibles de se former. Ceci fixe les conditions pour éviter le cokage. Pour rendre le cokage pratiquement négligeable, on utilise une pression d'hydrogène suffisante.

II-4-4-3-La déméthylation

Dans cette réaction secondaire, la molécule d'hydrocarbure craque en libérant un méthyle sous l'action de l'hydrogène.



Les réactions de déméthylation peuvent avoir lieu surtout au cours du démarrage de l'unité après la régénération du catalyseur car, à ce moment-là, la fonction métal du catalyseur est très active ; cette réaction peut être évitée par l'addition de soufre pendant la régénération. Elle est favorisée par une température et une pression élevée.

II-4-5- Localisation des réactions

La grande endothermicité de la réaction la plus rapide. (Déshydrogénation) et la grande différence de vitesse entre les différentes réactions obligent à opérer dans plusieurs réacteurs afin d'optimiser chacune d'entre elles.

On peut localiser les réactions dans les trois réacteurs comme suit :

Réacteur -1- : -Déshydrogénation.

-Isomérisation.

Réacteur-2- : -Déshydrogénation (fin).

-Isomérisation.

-Hydrocraquage.

-Déshydrocyclisation.

Réacteur -3- : - Hydrocraquage.

-Déshydrocyclisation.

II-5- Choix des réacteurs : [10]

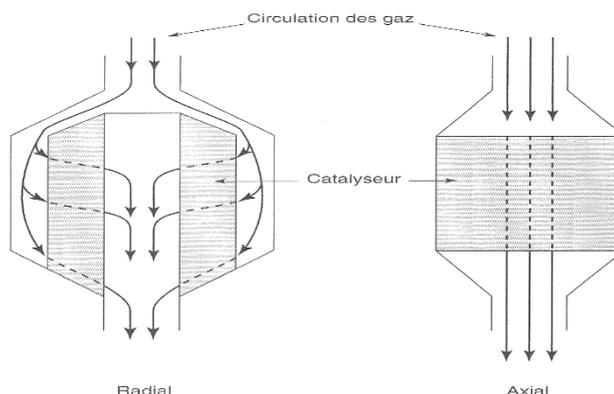


Figure -II-1- : Types des réacteurs.

Initialement, les pressions dépassaient **50 bars** et les pertes de charge à travers les réacteurs avaient peu d'influence comparées à la perte de charge totale. C'est pourquoi, à cette période, les réacteurs axiaux (**Figure-II-1-**) ont été privilégiés pour mettre en œuvre le procédé en raison de leur simplicité interne et de leur coût moindre.

Le réacteur radial est apparu dans les années **1970** en même temps que l'introduction des catalyseurs bimétalliques permettant de fonctionner à des pressions inférieures à **25 bars**. Dans ce contexte, les pertes de charge à travers les réacteurs deviennent plus significatives par rapport aux pertes de charge totales. De plus, le coût de la compression de l'hydrogène recyclé devient non négligeable.

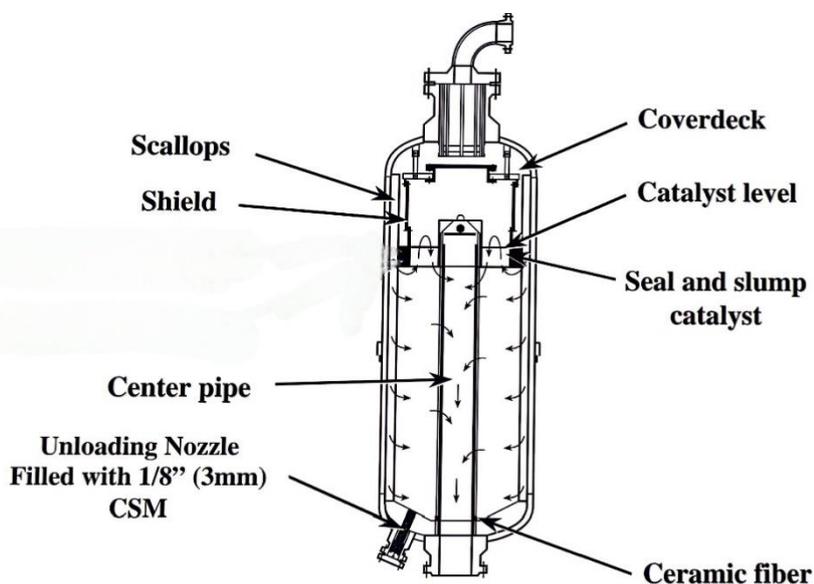


Figure -II-2- : Conception de réacteur à flux radial.

II-6-Mise en œuvre industrielle du reformage catalytique :[10]

II-6-1- Principaux types d'installations :

- Cas du lit fixe semi régénératif

Le terme « semi-régénératif » est utilisé pour décrire un lit fixe qui nécessite d'être arrêté pour régénérer le catalyseur à la fin de son cycle. La (Figure-II-3-) illustre le schéma général d'une installation semi-régénérative comprenant trois réacteurs.

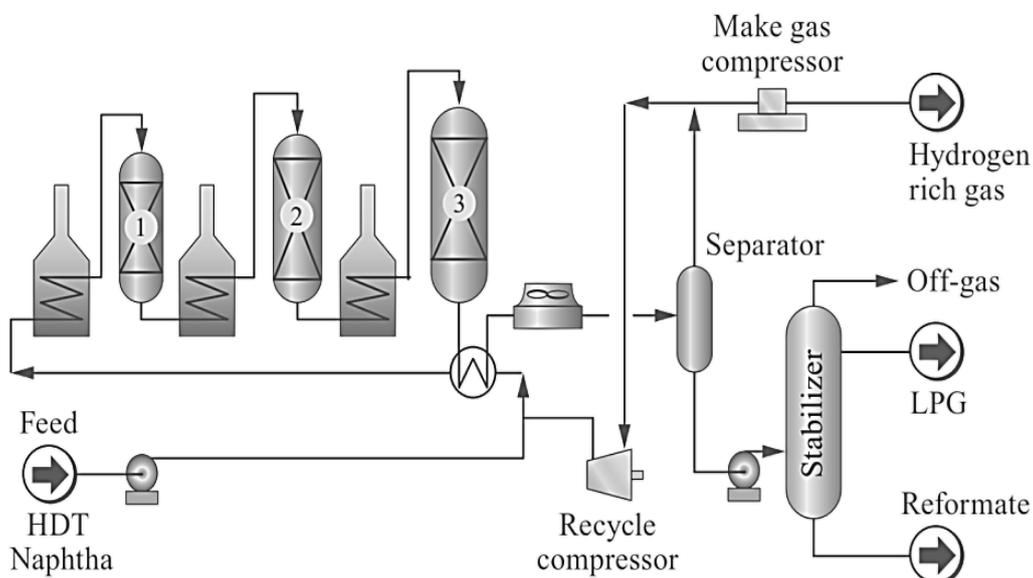


Figure-II-3- : Reformage catalytique semi-régénératif.

• Cas du lit mobile à régénération continu

Ce procédé, également connu sous le nom de **CCR** (Continuous Catalyst Regeneration), a été initialement introduit par **UOP** avec un catalyseur à base de **Pt/Al₂O₃ chloré**. Son concept implique la circulation progressive du catalyseur (à lit mobile) dans le même sens que la charge hydrocarbonée à travers quatre réacteurs empilés verticalement (stacked reactors). (Figure-II-4-)

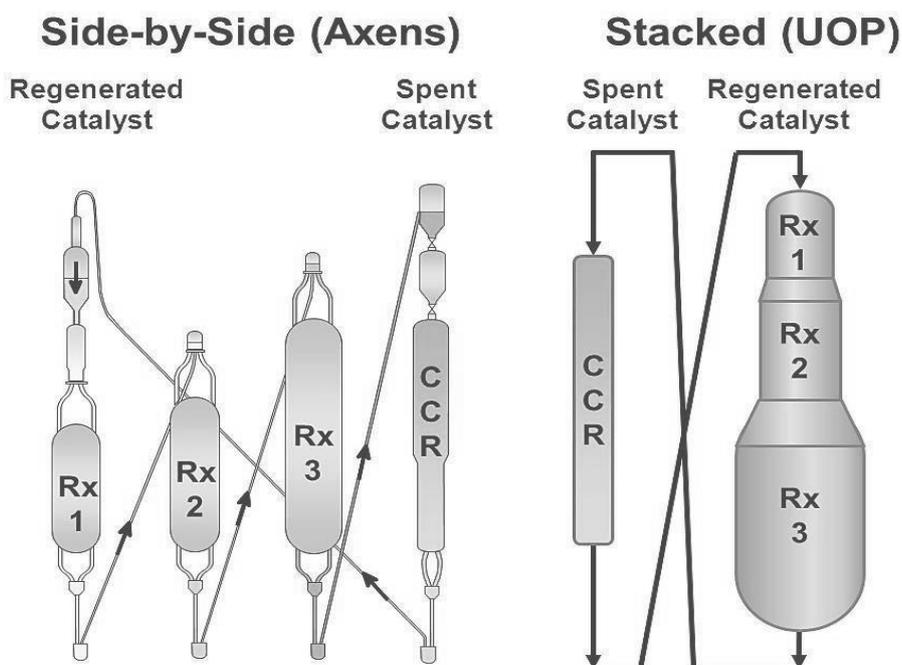


Figure-II-4- : Reformage régénératif : procédé UOP (Platforming continu).

- Cas du lit fixe cyclique

Le procédé à lit fixe cyclique représente la première approche pour éviter les arrêts d'unité à chaque régénération. L'ajout d'un réacteur supplémentaire aux trois réacteurs existants permet de maintenir une opération continue avec trois réacteurs en service tandis que le quatrième est en cours de régénération. (Figure-II-5-)

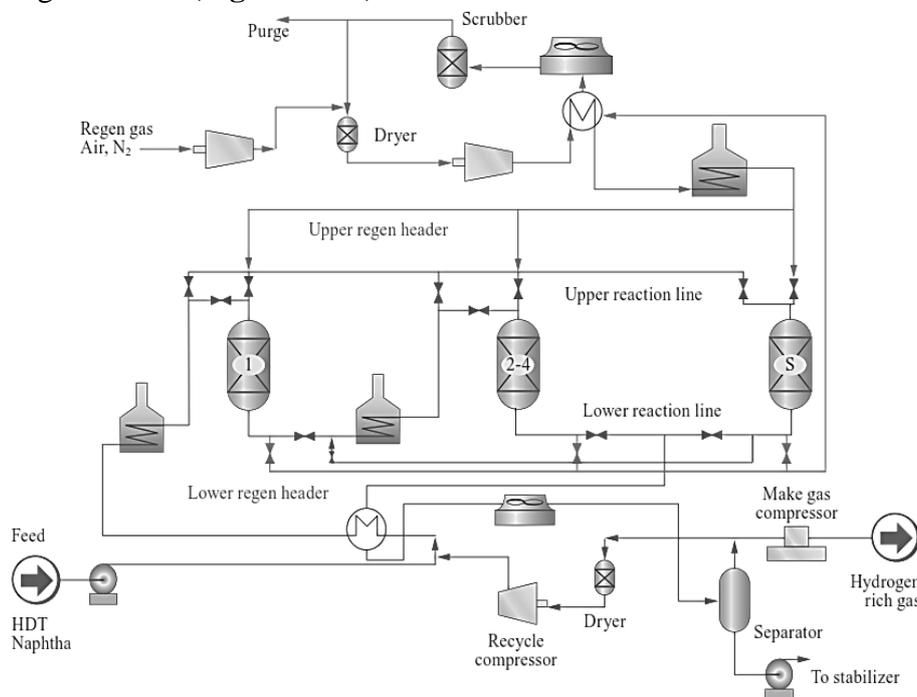


Figure-II-5- : Reformage régénératif : procédé IFP.

II-7- Influence des paramètres sur le procédé de reformage catalytique :[8]

II-7-1 - Variables opératoires :

II-7-1-1 -Variables indépendantes :

- * Type de catalyseur .
- * Température du réacteur .
- * Pression du réacteur .
- * Rapport molaire H_2 / HC .
- * Propriétés de la charge .
- * Vitesse spatiale .
- * Rapport H_2O/CL .

Il faut comprendre que 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, pour maintenir la valeur du NO , malgré la baisse de performances du catalyseur. [11]

La vitesse spatiale et le rapport H_2/HC sont également susceptibles d'être modifiés en cours de marche. L'étude de l'influence intrinsèque de ces paramètres va permettre de préciser ces généralités.

- **Type de catalyseur :**

Le choix du catalyseur est important pour optimiser les rendements en réformât et pour avoir la meilleure activité et stabilité du catalyseur. Le choix est possible puisqu'il existe sur le marché international des catalyseurs de différentes formules de base à savoir le niveau de platine/rhénium, le niveau de chlorures et les différents agents d'activation.

- **Température du réacteur :**

La température est la variable principale pour contrôler la qualité du produit. Les catalyseurs du platforming fonctionnent dans une large gamme de température (471 à 543°C). Au-dessus de 543°C, les réactions thermiques (cracking) se produisent qui font baisser le rendement en platformat et augmenter la Désactivation du catalyseur. La température du réacteur est définie comme la Température d'admission moyenne pondérée (**WAIT**).

WAIT : la fraction du catalyseur dans chaque lit du réacteur multipliée sa température d'admission.

WABT : la fraction du catalyseur dans chaque lit du réacteur multipliée par la moyenne de température d'admission et d'échappement.

- **Pression du réacteur :**

La pression moyenne du réacteur est proche de celle du dernier réacteur puisqu'il contient 50% du catalyseur. La diminution de la pression du réacteur fait augmenter le rendement en reformât et hydrogène, diminue l'exigence en température pour maintenir la qualité du produit mais réduit le cycle du catalyseur.

- **Rapport molaire H₂ / HC :**

Le rapport molaire **H₂ / HC** est le nombre de mûles d'hydrogène recyclé par le nombre de mûles de charge. L'hydrogène recyclé a pour but de nettoyer le catalyseur des produits de réaction et de fournir l'énergie nécessaire pour les réactions endothermiques.

L'augmentation du rapport molaire **H₂ / HC** améliore la stabilité du catalyseur et l'écoulement du naphta à travers le lit catalytique.

- **Propriétés de la charge :**

Les propriétés de la charge sont déterminées par la distillation **ASTM** et l'analyse **PONA**. La connaissance du **PONA** de la charge est importante pour prédire l'exigence **WAIT** pour une qualité de produit fixée (**NO**) en utilisant les graphes. Le point final de la charge influe beaucoup sur la stabilité du catalyseur.

- **Vitesse spatiale :**

La vitesse spatiale est la quantité de naphta traitée avec une certaine quantité de catalyseur aux cours d'un laps de temps et elle s'exprime donc en volume par volume par heure (**L.H.S.V**) ou en poids par poids par heure (**W.H.S.V**).

$$V.V.H = \frac{\text{débit horaire de charge } m^3/h}{\text{Volume de catalyseur } m^3} \quad (h-1) \quad \text{Formule II-1}$$

La qualité du produit (**N.O**) diminue avec l'augmentation de la vitesse spatiale pour maintenir la qualité du produit et dans ce cas il faut augmenter la température des réactions.

Une vitesse spatiale très faible provoque des réactions thermiques ce qui diminue le rendement en platformat.

- **Le rapport eau/chlore**

Les catalyseurs bimétalliques fonctionnent avec des teneurs faibles en eau dans le gaz de recyclage pour optimiser le rendement et la stabilité du catalyseur.

Le rapport eau/chlore doit être équilibré de façon à maintenir une bonne acidité du catalyseur.

Si le rapport eau/chlore diminue, les réactions d'hydrocraquages et d'isomérisations sont favorisées. Si le rapport eau/chlore augmente, l'eau lave le chlore du catalyseur, les réactions d'hydrocraquages et d'isomérisations sont ralenties.

La balance eau/chlore dans le système des réacteurs est un facteur déterminant pour l'activité et sélectivité du catalyseur, c'est-à-dire le rendement en produit désirés (aromatiques).

II-7-1-2 - Variables dépendantes :

- * Activité du catalyseur .
- * Stabilité du catalyseur .
- * Sélectivité du catalyseur .
- * Rendements des effluents .
- * Qualité des produits .

- **Activité du catalyseur :**

L'activité du catalyseur est définie dans ce cas comme étant la température moyenne pondérée (WAIT) nécessaire pour avoir un indice d'octane du platformat dans les normes pour chaque type de catalyseur. Il existe des graphes donnant l'exigence WAIT en fonction des propriétés de la charge.

- **Sélectivité du catalyseur :**

Le type de catalyseur, les contaminants de la charge, la balance eau / chlore influent sur la sélectivité du catalyseur. L'influence de la pression, de l'indice d'octane, de la proportion de composés cycliques sur la sélectivité du catalyseur est illustrée respectivement sur les (**figures 1 ,2, 3. ANNEXE I**). Dans ce cas le produit souhaité est le Platformat et la qualité essentielle est l'indice d'octane.

- **Stabilité du catalyseur :**

La vitesse à laquelle un catalyseur perd sa capacité de maintenir constant un rendement ou une température est déterminée par les variables suivantes :

1. Pression du réacteur.
2. Rapport H₂ / HC.
3. Indice d'octane du reformat.
4. Point final de la charge.
5. Contenu en naphènes et en aromatiques de la charge.

Les figures de (**4 à 8 ANNEXE I**) montrent l'influence de ces variables sur la vitesse de désactivation du catalyseur.

Conclusion :

Ce chapitre a fourni une vue d'ensemble succincte du reformage catalytique, un processus central dans la production de carburants de haute qualité. Nous avons couvert les principes fondamentaux et le fonctionnement du procédé, y compris le prétraitement du naphta et les étapes de reformage. Les caractéristiques physico-chimiques, ainsi que les réactions chimiques et les considérations thermodynamiques, ont été décrites pour souligner l'efficacité et la complexité du processus. Nous avons également discuté du choix des réacteurs, de la mise en œuvre industrielle et de l'influence des paramètres opératoires, illustrant l'importance de chaque aspect dans l'optimisation du reformage catalytique. Ce chapitre établit ainsi une base solide pour comprendre le rôle et l'impact du reformage catalytique dans l'industrie pétrolière.

Chapitre III :
Régénération du
catalyseur de
plateforming

III-1 Introduction : [1]

Les procédés catalytiques se développent de plus en plus au détriment des procédés thermiques. La découverte de nouveaux catalyseurs est déterminante pour le développement de nouveaux procédés.

Les pétroles bruts, riches en carbone et en hydrogène, contiennent de nombreuses impuretés : hétéroatomes, soufre, azote, oxygène, et des traces de métaux tels que le vanadium, le nickel et parfois l'arsenic. Ces pétroles bruts sont constitués d'innombrables composés : paraffines, aromatiques, cyclo paraffines, hétérocycles. Ainsi l'extrême diversité des pétroles bruts et de leurs constituants, doivent être opposée à la fois les spécifications de plus en plus sévères des produits du raffinage, l'évolution constante de la demande mondiale et les contraintes en termes de rejets liées à l'environnement.

III-2 Définition du Catalyseur :

Un catalyseur est une substance susceptible d'accélérer, par sa présence, la transformation chimique d'une masse importante de manière sans être lui-même consommé aux cours de la réaction, et ne modifie pas en aucune possibilité de favoriser la production des produits désirés au détriment des sous- produits.

En présence d'un catalyseur, la réaction est caractérisée par une augmentation de la vitesse de la transformation des réactifs et la diminution de l'énergie d'activation de sorte qu'une plus grande proportion de molécules satisfait aux exigences énergétiques de la réaction.

Il existe une très grande variété de catalyseurs, chacun est adapté aux réactions souhaitées. Selon qu'ils sont solubles ou non dans le milieu réactionnel, on parle de catalyse homogène ou de catalyse hétérogène. [8]

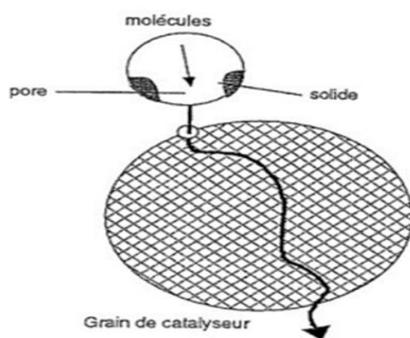


Figure III.1 : Schéma simplifié sur le rôle d'un catalyseur. [12]

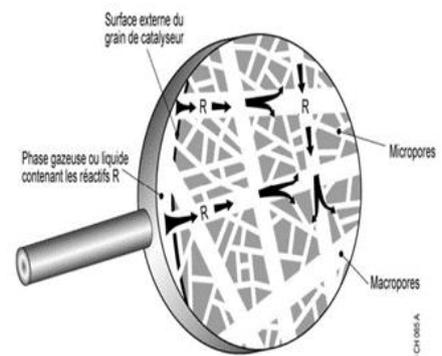


Figure III.2 : Diffusion des réactifs sur le catalyseur. [12]

III-3 Catalyse hétérogène dans l'industrie : [9]

Les procédés industriels font largement appel à la catalyse afin d'accélérer les vitesses des réactions au déterminent de la température. Elle permet d'augmenter la rentabilité des procédés grâce à des économies de temps et d'énergie.

Dans cette catalyse les réactifs réagissant à la surface du catalyseur solide (grain fins ou solide poreux) en s'absorbant à la paroi catalytique. Les produits de la réaction ainsi formés, se désorbent dans la phase fluide qui set de réservoir pour les réactifs et les produits.

III-4 Le phénomène catalytique : [7]

Le phénomène catalytique peut être en lui-même décomposé en trois étapes :

- Adsorption des réactifs sur certains sites de la surface du catalyseur
- Transformation chimique sur la surface du catalyseur (en phase adsorbée)
- Désorption des produits de la surface 'activité'

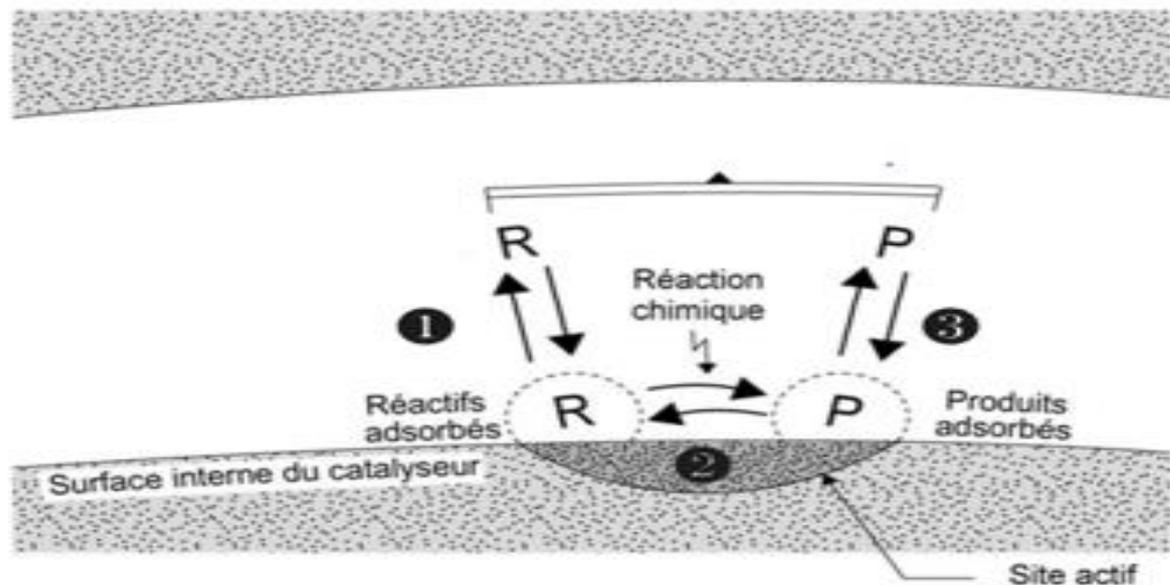


Figure III.3 : Phénomène catalytique du catalyseur.

III-5 Catalyseur de reforming catalytique :

III-5-1 Nature :

Le catalyseur de reforming catalytique est un catalyseur bifonctionnel très élaboré. Les premiers catalyseurs utilisés sont à base d'oxyde de chrome Cr_2O_3 et du molybdène MoO_3 déposé sur un support silice alumine, mais ils ont été abandonnés à cause de leurs faibles sélectivités et très basse activité.

Actuellement se sont les catalyseurs à base de platine qui sont les plus rependus où le platine est déposé sur un support acide. Les raffineries modernes utilisent des catalyseurs bimétallique ou polymétalliques ($\text{Pt} + \text{Re} / \text{Al}_2\text{O}_3$, $\text{Pt} + \text{Re} + \text{Pd} / \text{Al}_2\text{O}_3$).

Ces catalyseurs ont les propriétés suivantes :

Caractéristiques	Valeurs moyennes
Support	Alumine γ cubique
Impuretés :	
Alcalins alcalino-terreux fer (ppm)	< 500
Surface spécifique (m^2/g)	150 \div 250
Volume poreux total (cm^3/g)	0.5 \div 0.8
Diamètre des pores (nm)	8 \div 10
Teneur en chrome (% massique)	1
Teneur en platine (% massique)	0.2 \div 0.6
Diamètre des extrudés en billes (mm)	1.2 \div 2.2

Tableau III.1 : Propriétés du catalyseur. [1]

III-5-2 Compositions du catalyseur de platforming R86 :

Le catalyseur R86 de l'unité de platforming est un catalyseur bimétallique (Pt + Ru) sur un support d'alumine possédant deux fonctions :

- Une fonction métal dû au platine responsable des réactions de déshydrogénation-hydrogénation.
- Une fonction acide due au support (Al_2O_3) assurant les réactions d'isomérisation, cyclisation, polymérisation, craquage.

Platine 0,25 %

C'est l'élément qui assure la fonction hydrogénante-déshydrogénante c'est-à-dire la déshydrogénation des naphènes et l'hydrogénation des oléfines issues de craquage.

La proportion du platine est établie de tel sort à avoir une valeur optimale de cette fonction et à minimiser la réaction parasite de déméthanisation.

Rhénium 0,40%

Le rhénium assure la même fonction que le platine mais avec une forte tendance vers l'hydrogénation, ce qui augmente la stabilité et la durée de vie du catalyseur on lui conférant une plus grande résistance aux dépôts progressifs du coke.

Le support acide (Al_2O_3)

C'est une alumine du type gamma avec une surface spécifique de $200 m^2/g$ et une teneur de 1,13% (poids) en chlore.

Afin de maintenir cette acidité optimale de catalyseur, une injection d'un composé chloré (tétrachlorure d'éthylène, TCE) est prévue en amont des réacteurs pour compenser les pertes en chlore au cours de fonctionnement de l'unité, l'excès de chlore est corrigé par l'injection d'eau.

III-5-3 Types de réaction :

L'activité des réactions est réalisée par des catalyseurs susceptibles de favoriser aussi bien l'isomérisation et la cyclisation que la déshydrogénation.

De ce fait, les systèmes catalytiques mis en œuvre sont multifonctionnels.

Une fonction hydrogénante- déshydrogénante

Apporté par la présence d'un métal (platine) actif et stable aux températures de réactions ($\approx 500^\circ\text{C}$) et sa teneur doit être contrôlée pour éviter autant que possible la réaction de déméthanisation. La teneur en métal noble est de $0.2 \div 0.6$ % massique.

Une fonction acide

Formée par le support avec ou sans l'addition d'un composé halogéné qui favorise les d'isomérisation et de cyclisation. L'acidité doit être contrôlée pour modérer l'hydrocraquage.

Le support est constitué par l'alumine γ , additionnée d'un composé halogéné, chlorure fluorure seul ou en mélange.

Balance entre les deux fonctions

La mise en œuvre optimale du catalyseur nécessite une balance entre les deux fonctions métal et acide ; car le déséquilibre de la balance entraîne des réactions prépondérantes de la fonction dominantes.

L'acidité doit être contrôlée pour modérer l'hydrocraquage tandis que la fonction métal doit être contrôlée pour éviter les réactions de déméthanisation.

La perte de balance fait diminuer le rendement en essence par la formation des produits légers.

III-6 Caractéristiques catalytiques fondamentales :

Les caractéristiques des procédés catalytiques de raffinage dépendent étroitement des propriétés des catalyseurs, dont trois sont fondamentales :

- **Activité**

L'activité d'un catalyseur désigne sa capacité à activer la transformation des réactifs en produits, exprimée par la vitesse de réaction dans des conditions opératoires données. Une bonne activité permet soit d'utiliser moins de catalyseur, soit d'opérer dans des conditions moins sévères, notamment à une température relativement basse. L'activité peut être réduite par le dépôt de coke ou de poison, ce qui diminue la surface active du catalyseur et entraîne une baisse progressive de la conversion.

- **Sélectivité**

La sélectivité d'un catalyseur est sa capacité à augmenter la vitesse des réactions désirables tout en limitant les réactions indésirables. Une sélectivité élevée permet d'obtenir un rendement élevé en produit désiré et un rendement minimal en produits parasites. Elle est exprimée en pourcentage par rapport à la fraction de réactif transformé ou aux produits formés.

- **Stabilité**

La stabilité d'un catalyseur dépend de l'état de ses fonctions acide et métallique, qui doit être maintenu le plus longtemps possible. La fonction acide peut être modulée par l'ajout d'oxydes métalliques qui peuvent la neutraliser partiellement, ou par l'injection de chlore pour l'augmenter. La stabilité est définie par la durée pendant laquelle l'activité et la sélectivité du catalyseur restent inchangées, indiquant que le catalyseur évolue lentement avec le temps.

III-7 Spécifications techniques de catalyseur R 86 : [1]

Campanie	UOP
Catalyseurs	R-86
Platine	0.25
Rhénium	0.40
Cl ⁻ (% pds)	1 à 1.2
Diamètre (inch)	1/16
Densité (kg/m ³)	657
Soufre (ppm)	0.5
H ₂ O ppm pds	1
Vie totale garantie (ans)	10

Tableau III.2 : Fiche technique de catalyseur UOP R86. [1]

Catalyseur	R-86
Rapport H ₂ /HC (mol/mol)	3.5 à 6.0
RON de produit	98.0
MON de produit	88.6
Température WAIT (°C) début de cycle	480
Température WAIT (°C) fin de cycle	543
Durée de cycle (mois)	19
Rendement % mass. En C ₅₊	86.7 à 87.1
Pression de séparateur (Kg/cm ²)	17.6
Pression de dernier réacteur (Kg/cm ²)	21.60
Charge traitée max (m ³ /h)	56.00

Tableau III.3 : Performances de l'unité platforming. [1]

Type de catalyseur	Réacteur	Poids de catalyseur (T)	Volume de lit catalytique (m ³)	Densité de lit catalytique (kg/m ³)
UOP R-86	12C3	4.8	11.4	421.05
UOP R-86	12C4	7.2	16.04	448.87
UOP R-86	12C5	12.0	25.64	468.01

Tableau III.4 : Caractéristiques du catalyseur dans chaque réacteur. [1]

Réacteur	Réactions Principales	Changement de Composition	Changement de Température
12C3	Déshydrogénation de L'Alkyl-cyclohexane	Forte chute sur les Naphtènes	Forte chute
	Isomérisation des Paraffines	Augmentation sur les Aromatiques	
12C4	Déshydrogénation de L'Alkyl-cyclohexane	Chute continue des Naphtènes	Moins de chute que Le Réacteur 12C3
	Déshydrogénation et Isomérisation de L'Alkyl-cyclopentane	Augmentation continue Des Aromatiques	
	Faible conversion des Paraffines de C7+	Diminution des Paraffines de C7+	
	Déshydro-cyclisation Des paraffines	Augmentation des Paraffines de C5 et de C6	
12C5	Déshydro-cyclisation Des paraffines	Augmentation continue Des aromatiques.	Moins de chute
	Hydrocraquage		

Tableau III.5 : Changement de différents paramètres dans les Réacteurs. [13]

Types de réaction	Catalyseur	Température	Pression
Déshydrogénation des naphthènes	Métallique	Haute	Basse
Isomérisation des naphthènes	Acide	Basse	-
Isomérisation des paraffines	Acide	Basse	-
Déshydrocyclisation des paraffines	Métallique/Acide	Haute	Basse
Hydrocraquage	Acide	Haute	Haute
Déméthylation	Métallique	Haute	Haute
Dés alkylation aromatique	Métallique/Acide	Haute	Haute

Tableau III.6 : Condition opératoire convenable pour différentes réactions.[14]

III-8 Les poisons et désactivation de catalyseurs de reformage :

III-8-1 Les poisons de catalyseurs de reformage :

Les principaux poisons du catalyseur sont :

Les métaux :

Telles : le Fe, le Cu, le Ni, le As..., qui endommagent de façon permanent le catalyseur.

Le soufre, l'azote, l'eau et les halogènes :

Ces désactivant modifient de façon réversible la balance des fonctions du catalyseur :

- Le soufre :
Provoque une inhibition cinétique des fonctions hydrogénant par adsorption de << SH₂ >> sur le <<Pt >> et réduisant les réactions de déshydrogénation et déshydrocyclisation.
- L'azote :
Les composés azotés produisent le NH₃ provoque une inhibition cinétique des fonctions acides, réduisant ainsi l'isomérisation, l'hydrocraquage et la déshydrogénation.
- L'eau et les halogènes :
Provoque un entrainement des halogènes et une diminution de l'activité ésothérante craquante du catalyseur.

Oléfine et coke :

La formation de coke, due aux composés oléfiniques et dioléfiniques, peut être limitée en abaissant la température, augmentant la pression et le rapport hydrogène/hydrocarbures dans le réacteur. La nature de la charge, sa teneur en hydrocarbures polycycliques et en molécules longues influencent aussi cette formation. Le coke réduit la surface active du catalyseur, diminuant progressivement la conversion. Pour contrer cela, la température est lentement augmentée jusqu'à la limite supportable, après quoi une régénération est nécessaire.

Le coke peut être considéré comme un poison permanent en absence de régénération. [1]

Impuretés	Teneurs (ppm)	
	Avant prétraitement	Après prétraitement
Arsenic	0,050	As +Pb +Cu 0,02
Plomb	0,050	
Cuivre	0,050	
Azote	2	1
Chlore organique	2	0,1
Eau	30	4
Soufre	200 à 1000	10 ou 5

Tableau III.7 : Teneurs maximales en impuretés de la charge de reforming. [1]

III-8-2 Désactivation du catalyseur :

L'activation des catalyseurs est réduite par deux phénomènes :

- La formation de dépôts de coke au cours du traitement ; ce dépôt est éliminé lors de la régénération.
- La présence dans la charge des poisons qui sont éliminés par un prétraitement.

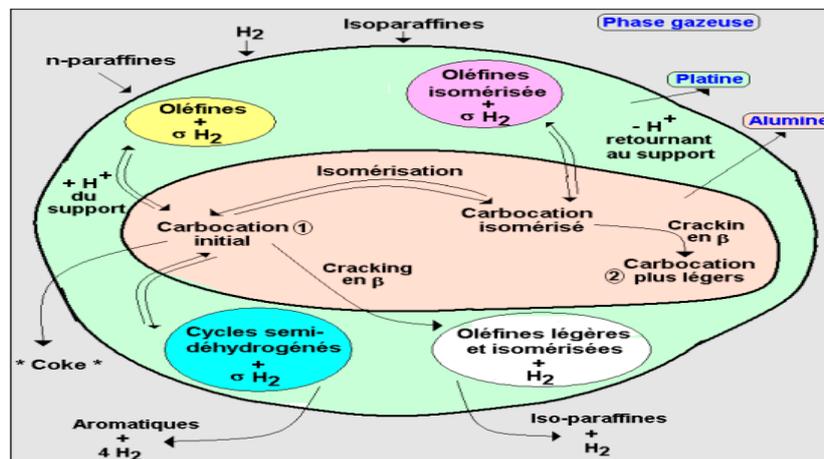


Figure III.4 : Schéma de l'ensemble des transformations de la reformation à partir des paraffines.

III-9 Vieillessement et régénération du catalyseur :

III-9-1 Vieillessement du catalyseur :

Le comportement du catalyseur dans l'unité de reformage catalytique se caractérise par une diminution progressive de ses performances au fil du temps, principalement due au dépôt de coke sur sa surface. Cette diminution de l'activité du catalyseur se manifeste par :

- Des températures plus élevées pour un même indice d'octane (RON).
- Une réduction du rendement en reformât.
- Une augmentation du rendement en gaz.

La mise en œuvre du procédé de reforming, fait appel à un model technologique en lit fixe dans un procédé régénératif (régénération à une fréquence de l'année plus élevée). Peu régénérer le catalyseur, l'opération consiste à brûler lentement le coke en introduisant de faibles quantités d'oxygène dans un courant d'azote que l'on fait circuler au travers des fours et des réacteurs, le catalyseur retrouve ainsi sa surface et après quelques traitements complémentaires, l'essentiel de ses propriétés. La régénération se fait approximativement après une période de (16 à 20 mois) et dure au maximum (21 jours).

III-9-2 Causes de la régénération du catalyseur :

En règle générale, la nécessité de régénérer le catalyseur survient lorsque l'un des paramètres suivants atteint sa limite :

La température des réacteurs atteint le seuil de 530°C.

L'indice d'octane diminue.

La limite de chauffage est atteinte.

Le rendement chute jusqu'à atteindre la limite de 65% du volume.

La principale cause de perturbation de ces paramètres est le dépôt de coke sur le catalyseur, ce qui réduit sa surface active.

III-10 L'objectif de la régénération du catalyseur :

III-10-1 Introduction :

L'objet de régénération est de rendre le plus possible au catalyseur sa fraîcheur originale.

Autrement dit la protection du catalyseur est l'une des préoccupations importantes sur l'unité de Reformage catalytique du fait du prix élevé du catalyseur et de sa susceptibilité à une détérioration irréparable en cas d'erreur de fonctionnement

III-10-2 La régénération : [15]

L'opération de la régénération du catalyseur est nécessaire lorsque le catalyseur présente une dégradation de ces performances dû à un dépôt de coke (perte d'activité). Quand les performances atteignent un niveau inacceptable (température maximal), le produit conforme aux spécifications n'est plus possible, par exemple, la production d'hydrogène, le rendement en aromatiques et le rendement en reformat liquide. La perte de charge à travers le lit catalytique devient trop élevée durant le fonctionnement normal à cause de dépôts sur le système des pores du catalyseur. Il est nécessaire de procéder à la régénération du catalyseur pour lui restituer, au

moins partiellement, ses performances initiales. La régénération demandera toujours une quantité substantielle d'oxygène, même après de courtes périodes sur le flux de catalyseur. Les dépôts de carbone sur le catalyseur varient entre 5 et 25 % pds. Pendant la régénération du catalyseur de Reforming, il y a quatre paramètres majeurs du process qui affecteront le résultat de la régénération :

- La pression.
- Température.
- La vitesse spatiale.
- La teneur en oxygène.

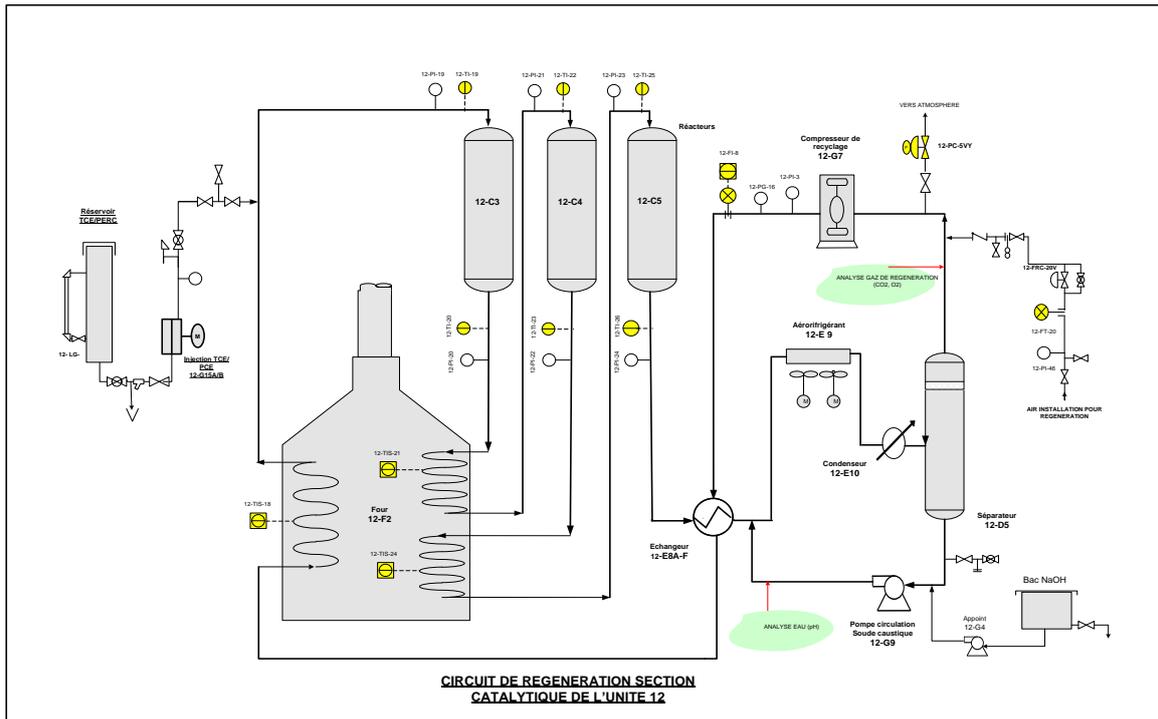


Figure III.5 : Schéma de circuit de régénération section catalytique de l'unité 12.

III-10-3 Détérioration du catalyseur du fait d'un dépôt de coke causé par la charge de départ :

L'accumulation du coke sur le catalyseur de Reforming est contrôlée par le débit de gaz de recyclage sous des conditions opératoires données. Le carbone s'accumule sur le catalyseur pour former un dépôt égal à la quantité enlevée de la tour de régénération. La quantité de dépôt de carbone est augmenté par :

- L'élévation de la température du catalyseur
- La réduction de la pression du réacteur
- La réduction du recyclage d'hydrogène
- La distillation d'une charge dont le point final est élevé résultant l'un des effets ci-dessus aura tendance à réduire la durée de vie du catalyseur.
- Lorsque le coke ou le carbone s'accumule sur le catalyseur, les symptômes suivants sont constatés, au fur et à mesure que l'accumulation de carbone devient importante :

- Baisse continue de température de tous les réacteurs (généralement plus prononcée dans le premier réacteur).
- Réduction du volume de gaz d'appoint dans le séparateur.
- Réduction de la pureté de l'hydrogène dans le gaz de recyclage.

Les causes et mesures préventives du dépôt de carbone provenant de la charge de départ peuvent être généralisées comme suit:

- Distillation sous des conditions opératoires trop sévères.
- S'assurer que la température du réacteur et toutes les mesures de débit sont correctes, en permanence.
- Pour une distillation sous des conditions opératoires très sévères, ne pas trop abaisser le débit de charge du réacteur sans avoir au préalable réduit la température, afin de compenser l'effet de sévérité résultant de la réduction du débit de charge.
- Charge de départ de distillation contenant un matériau à haute ébullition.
- Ne pas distiller une charge ayant un point d'ébullition final plus élevé que le point spécifié pour l'unité.
- Distillation avec recyclage d'hydrogène insuffisant.
- Vérifier fréquemment le taux de recyclage pour s'assurer que le taux minimum déterminé pour l'exploitation est maintenu.

Procédé de régénération du catalyseur R-86 de l'unité de Reformage catalytique d'Arzew :

- ❖ Arrêt de l'unité.
- ❖ Combustion.
- ❖ Oxydation.
- ❖ Réduction
- ❖ Refroidissement
- ❖ Purge à l'azote
- ❖ Sulfuration.

a- Arrêt de l'unité :

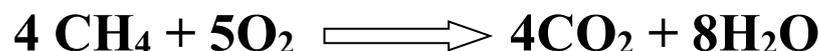
Cette période peut être mise à profit avantageusement non seulement pour libérer l'unité des hydrocarbures liquides mais également pour préparer correctement l'unité et les équipements supplémentaires à la régénération.

Toutes les fournitures et utilités nécessaires (telles que l'azote, l'air, l'hydrogène de réduction, les analyseurs, etc.) doivent être disponibles. Tous les compteurs, manomètres et thermocouples doivent être vérifiés, calibrés et mis en bon état de fonctionnement.

Afin de réduire au maximum la durée de combustion du carbone, il est important de décaper et de vidanger le maximum d'hydrocarbures liquides de tous les points bas du circuit de gaz de régénération. Un lavage à l'eau des condenseurs et du séparateur de produit est recommandé.

b- Combustion du coke :

C'est l'élimination par combustion du coke déposé sur la surface du catalyseur caractérisée par la réaction suivante :



Il y a deux phases de combustion :

1 ère phase de la combustion :	2ème phase de la combustion
T°C entrées réacteurs 385°C	T°C entrées réacteurs = 510°C
[O ₂] dans GRM entre 0,6 et 0,8% molaire	[O ₂] dans GRM entre 5 et 8% molaire
Neutralisation le gaz acide de circulation en contrôlant le PH au niveau du ballon séparateur PH entre 7.5 et 8.0 (Min 7.5).	Neutralisation le gaz acide de circulation en contrôlant le PH au niveau du ballon séparateur PH entre 7.5 et 8.0 (Min 7.5).

Tableau III.8 : Différentes phases de réactions.

Une fois l'O₂ atteint la limite de 5,0% molaire, augmenter progressivement les T°C à l'entrée des réacteurs à 510°C à raison de 30°C/h et stabiliser pendant 4 heures dans ce palier.

Une fois que tout le carbone est brûlé, ceci est vérifié par la différence de température (entrée-sortie) de chaque réacteur (DT RX) doit tendre vers zéro, ainsi que la concentration en oxygène entrée et sortie de chaque réacteur devra rester constante. Une fois que la combustion est terminée.

Plateforming Regeneration Burning Wave 'Good Burn'

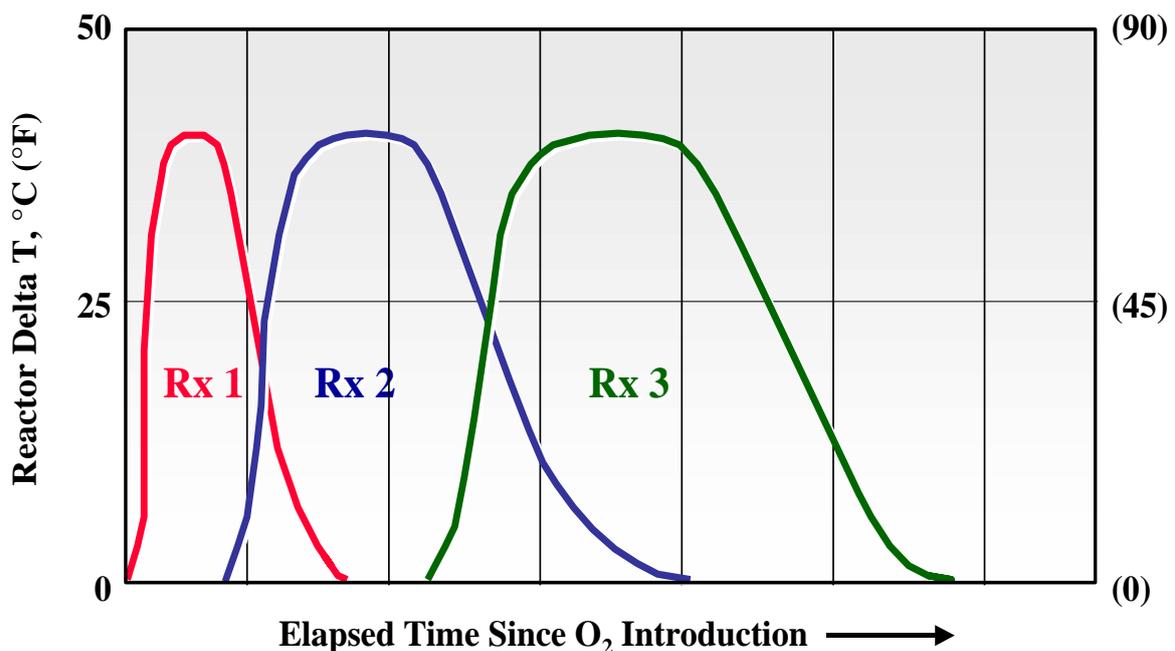


Figure III.6 : Vagues brûlantes de régénération.

c- Oxydation :

Le but de cette phase de l'oxydation, est de redisperser les métaux précieux (Pt, Rh) sur la surface de l'alumine AL₂O₃ afin de restaurer l'activité initiale de la fonction Hydrogénant - déshydrogénant du catalyseur.

L'oxydation est une attaque chimique à haute température des cristallites du platine par l'oxygène et du chlore injecté avec la formation d'espaces métalliques ou oxychlorures qui migrent sur la surface de l'alumine et se fixent sur les sites libres de l'alumine en assurant la dispersion des métaux (cette opération est réalisée lorsque tout le coke déposé a été parfaitement éliminé pendant la combustion).

La régénération, ou l'entretien de l'unité le système doit se trouver dans les conditions suivantes :

- T°C entrées réacteurs = **510°C**
- Teneur en [O₂] du gaz de recyclage = **5,0% à 8% molaire**
- Débit de gaz dans le système = **59000 Nm³/h**
- Circulation maximum de la solution neutralisante **PH = 7.5 à 8.0**

L'oxydation du catalyseur est exigée afin de réaliser l'état d'oxydation désiré des métaux actifs et disperser entièrement le platine.

Ces résultats peuvent seulement être réalisés par l'équilibre approprié du temps, de la température, de la teneur en oxygène, du niveau de chlorure, de l'humidité, et de l'absence de la contamination par le soufre.

Pendant l'oxydation, on doit mesurer les teneurs en HCl à la sortie de chaque réacteur. Il devrait y avoir une forte détection de HCl à chaque sortie de réacteur (supérieure à 50 ppm, détectée par les tubes Dräger) et moins de 5 à 10 ppm de SO₂.

L'achèvement de l'oxydation n'est pas immédiatement évident. Les indications sont:

- (1) Le contenu de HCl est égal à chaque entrée et sortie de réacteur.
- (2) Les échantillons de catalyseur provenant du dernier réacteur sont crème en couleurs.
- (3) Il n'y a aucun problème suspecté de dispersion de platine.

Les métaux et le carbone résiduel sur les sites réactionnels sont brûlés durant cette phase. En plus, elle consiste à disperser le platine sur toute sa surface active. Le schéma de cette opération est donné sur la figure.

d-Réduction :

L'étape de réduction a pour but la transformation des oxychlorures de platine redispersés à la surface de l'alumine pendant l'oxydation en platine métallique (redispersion initiale du métal). Cette transformation est réalisée par la réaction chimique suivante qui consomme de l'hydrogène (pur) comme réactif et produit aussi de l'eau.



La réduction du catalyseur est réalisée en établissant une atmosphère d'hydrogène dans l'unité et puis en soulevant les températures de sortie des réacteurs à un minimum de 482°C. Cette température doit être maintenue pour une heure, ou plus, pour assurer la réduction complète en métal.

Le maintien des températures de sorties des réacteurs à 482°C jusqu'à ce qu'il n'y ait aucune accumulation significative de l'eau dans le séparateur ou les points bas de drain. Puisque l'eau est un produit de réduction, ceci indique que la réduction est complète. Ceci devrait prendre deux à trois heures.

La présence de l'eau lors de la réduction favorise l'agglomération du platine (mauvaise redispersion) dans ces cas drainé l'eau en continu dans les points bas du circuit.

e-Refroidissement :

Les fours sont éteints et la circulation maximale du gaz de recyclage est maintenue jusqu'à ce que la température de sortie de tous les réacteurs soit inférieure à 204°C.

f-Purge à l'azote :

Une fois la phase de refroidissement achevée, un soufflage d'azote est effectué pour évacuer pratiquement tout l'hydrogène restant. Cette étape implique le remplacement de l'oxygène par de l'azote, avec une teneur inférieure à 0,3 % en volume, et de 0,1 % en volume de CO₂, afin de prévenir la formation d'un mélange explosif avec l'hydrogène (réduction), tout en réduisant progressivement l'humidité du catalyseur.

g- sulfuration :

Presulfiding du catalyseur c'est l'étape de l'injection du DMDS (Disulfure de diméthyle) qui vient juste après l'étape de réduction qui se traduit par les réactions chimiques suivantes :



Cette étape est nécessaire pour diminuer temporairement la trop forte activité des métaux (Pt, Rh) qui ont été formés durant la phase de réduction.

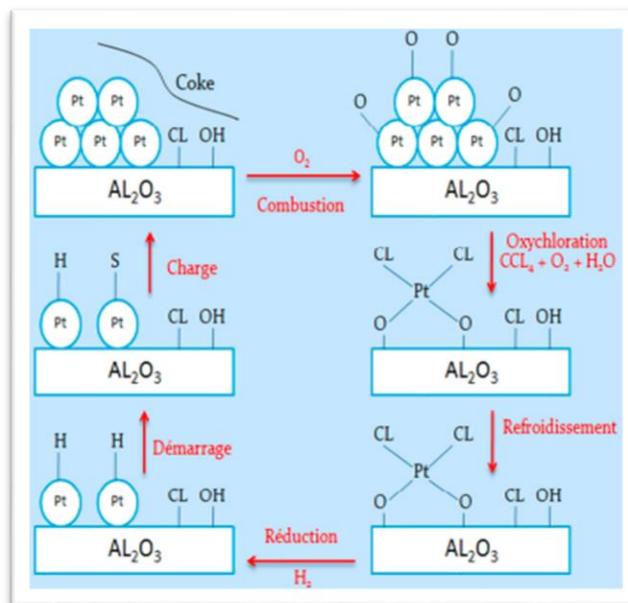


Figure III.7 : Cycle activation – régénération

Conclusion :

Ce chapitre a traité de la régénération des catalyseurs utilisés dans le plateforming. Nous avons abordé la nature et la composition des catalyseurs, leurs spécifications techniques et les types de réactions qu'ils catalysent. Les défis liés aux poisons et à la désactivation, ainsi que les processus de vieillissement et de régénération des catalyseurs, ont été discutés. En conclusion, la régénération est essentielle pour restaurer l'efficacité des catalyseurs, souvent compromise par des dépôts de coke.

Partie II : Partie pratique

**Chapitre IV : Calcul
de performance du
catalyseur d'UOP
R86 avant
regénération**

Introduction :

Notre analyse se concentrera sur l'évaluation des performances de l'unité de reformage catalytique de la raffinerie d'Arzew, en mettant particulièrement l'accent sur la section de reformage, en suivant la méthodologie ci-dessous :

- L'examen du bilan matière ainsi que des rendements des produits (incluant les débits massiques des gaz et des liquides, et le calcul de leurs rendements).
- La détermination des taux de conversion des différentes familles d'hydrocarbures dans les trois réacteurs de la section de reformage.
- L'analyse des rendements des différentes familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur.
- L'évaluation des paramètres opérationnels de l'unité (tels que le rapport H₂/HC, le rapport H₂O/Cl₂, et le VVH).
- L'évaluation de la sélectivité et de la stabilité du catalyseur R86. Le calcul de ces différents paramètres opérationnels a été réalisé en utilisant les données de fonctionnement actuelles collectées sur une période de suivi allant du 01/11/2023 au 31/12/2023.

IV-1 Calcul du bilan matière et rendements des produits :

IV-1.1 Débits massiques des constituants liquides :

A partir des débits volumiques relevés sur FR, les débits massiques sont calculés en prenant les densités de produits corrigés aux températures réelles : [1]

$$Q_m \text{ (t/h)} = \text{Débit volumique} \times d^{15}_{\text{réelle}} \times \text{facteur de correction (k)} \dots\dots\dots \text{(IV-1)}$$

Avec : $k = (d^{t_{d, \text{Corrigée}}} / d^{t_{r, \text{Corrigée}}})^{1/2}$

$$d^{t_{d, \text{Corrigée}}} = d^{15}_{\text{design}} - a_1 (t_{\text{design}} - 15)$$

$$a_1 = 0,001828 - (0,00132/1,0066) \cdot d^{15}_{\text{design}}$$

$$d^{t_{r, \text{Corrigée}}} = d^{15}_{\text{réelle}} - a_2 (t_{\text{réelle}} - 15)$$

$$a_2 = 0,001828 - (0,00132/1,0066) \cdot d^{15}_{\text{réelle}}$$

Q_m : Débit massique du liquide en t/h.

d^{t_{r, Corrigée}} : densité réelle du liquide à la température du service.

d^{t_{d, Corrigée}} : densité design du liquide à la température du service.

d^{15_{design}} : densité design du liquide à 15 °C.

d^{15_{réelle}} : densité réelle du liquide à 15°C.

t_{design} : Température design du liquide en °C.

t_{réelle} : Température réelle du liquide en °C.

	Charge HSRN	Unifinat	Reformat	12D6 Liq G.P.L Vers U13
Instrument	12FRC1	12FRC9	12FR15	12FR13
d¹⁵_{design}	0.722	0.738	0.782	0.50
T_{des} (°C)	38	94	38	38

Tableau IV-1 : Données de base pour les constituants liquides. [4]

IV-1.2 Débits massiques des constituants gazeux :

$$Q_m(t/h) = \text{Débit volumique} \times d^{15}_{Sch,r} \times \text{fact de correction}(k') \times 10^{-3} \dots\dots\dots (IV-2)$$

Avec :

$$k' = (d^{15}_{design}/d^{15}_{Sch,r})^{1/2} \times [(P_r+1,03) / (P_{design}+1,03)]^{1/2} \times [(T_{design}+273) / (T_r+273)]^{1/2}$$

Q_m : Débit massique du gaz en t/h.

d¹⁵_{Sch,Pro} : densité réelle du gaz (densité schilling).

d¹⁵_{design} : densité design du gaz.

P_r : Pression réelle du gaz en Kg/cm².

P_{design} : Pression design du gaz en Kg/cm².

T_{design} : Température design du gaz en °C.

T_r : Température réelle du gaz en °C.

	12D1 Gaz	12D2 Gaz Vers 11C7	12D6 Gaz	Gaz Vers Hydrobon	Gaz de recyclage
Instrument	12FR2	12FR3	12FR12	12FR36	12FRAL8
T_{des} (°C)	38	38	38	68	68
d¹⁵_{Sh,des}	0.231	1.24	1.09	0.345	0.345
P_{des} (Kg/cm²)	17.8	10.5	34.5	24.5	24.5

Tableau IV -2 : Données de base pour les constituants gazeux.[4]

IV-1.3 Rendements des produits :

A la suite de calcul des débits massiques charge et soutirage, le rendement est déterminé comme suit :

$$\eta = (Q_{produit} / Q_{charge}) \times 100 \dots\dots\dots (IV-3)$$

IV-1.4 Résultats des calculs :

Les tableaux suivants représentent des débits massiques des gaz et des liquides.
Les tableaux suivants représentent le calcul de bilan matière de l'unité de reformage catalytique ainsi que les rendements des produits pendant une période allant de 01/11/2023 au 31/12/2023.

		Flux entrant		Flux sortant			
		Charge HSRN 12FRC 1	Gaz Vers Hydrobon 12FR36	12D2 Liq Vers 11C5 12FR4	12D2 Gaz Vers 11C7 12FR 3	12D1 Gaz 12FR 2	Unifinat 12FRC9
01-15/11/2023	Débit massique (t/hr)	41.67	0.40	0	0.25	0.44	41.28
	Rendement (% pds)					1.04	98.12
15-31/11/2023	Débit massique (t/hr)	41.37	0.45	0	0.21	0.29	41.32
	Rendement (% pds)					0.69	98.80
01-15/12/2023	Débit massique (t/hr)	41.85	0.47	0	0.24	0.82	41.26
	Rendement (% pds)					1.93	97.49
15-31/12/023	Débit massique (t/hr)	41.31	0.15	0	0.16	0.023	41.28
	Rendement (% pds)					0.05	99.56

Tableau IV-3 : Bilan matière de la section hydrobon (voir l'annexe II).

		Flux entrant	Flux intermédiaire	Flux sortant			
		Unifinat 12FRC9	Gaz de recyclage 12FRAL8	12D6 Gaz 12FR12	Gaz Vers Hydrobon 12FR36	12D6 Liq G.P.L Vers U13 12FR13	Reformat 12FR15
01-15/11/2023	Débit massique (t/hr)	41.28	19.46	0.23	0.70	2.78	30,51
	Rendement (% pds)					6.73	73.90
15-31/11/2023	Débit massique (t/hr)	41.32	18.42	0.29	0.48	3.14	30,18
	Rendement (% pds)					7.59	73.03
01-15/12/2023	Débit massique (t/hr)	41.26	16.67	0.13	0.47	3.12	29,95
	Rendement (% pds)					7.55	72.53
15-31/12/2023	Débit massique (t/hr)	41.28	16.31	0.15	0.31	3.08	29,86
	Rendement (% pds)					7.46	72.33
Design	Rendement (%pds)						84

Tableau IV-4 : Bilan matière de la section reforming (voir l'annexe II).

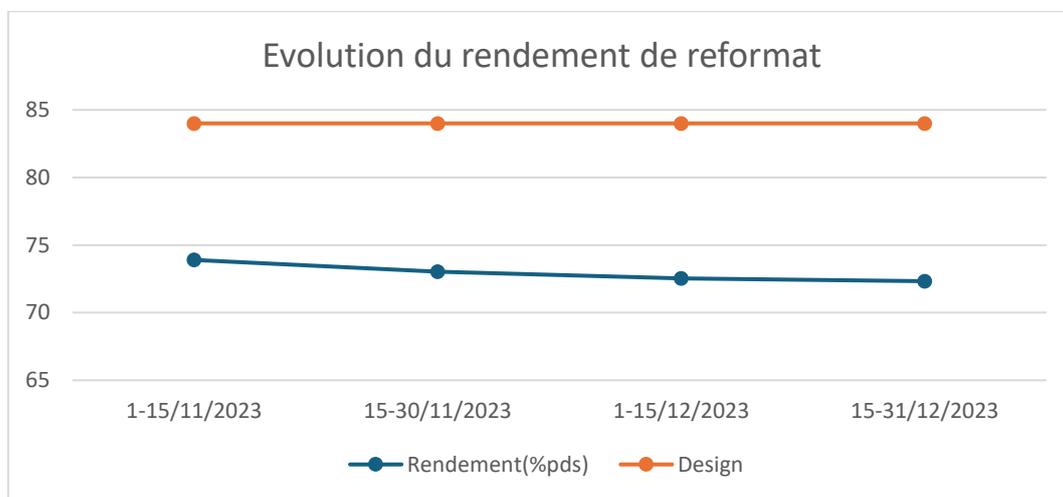


Figure IV-1: représente l'évolution du rendement de reformat en fonction du temps.

- Interprétation des résultats :

Le rendement en reformat d'après l'UOP pour un indice d'octane NO=98 est de 84%, pour notre cas le rendement pour un indice d'octane NO=93 est de 72%, ceci montre que les sites actifs du catalyseur R86 sont saturés et nécessite une régénération pour améliorer sa performance.

IV-2 Calcul des taux de conversion et des rendements des familles d'hydrocarbures :

Pour effectuer le calcul, nous avons besoin de la charge en paraffines, oléfines, naphènes et aromatiques dans l'unifinat et dans le reformat ; cette composition est donnée dans le tableau IV-5.

Ce calcul permet de voir l'évolution des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur pendant la période allant de 01/11/2023 au 31/12/2023 (voir **Annexe II**).

Le tableau IV-5 représente la composition en paraffines, oléfines, naphènes et aromatiques (PONA) dans la charge et dans le reformat.

		P	O	N	A	Débit volumique
		% Vol				m ³ /h
01-15/11/2023	Unifinat	59.19	0	30.81	10.00	55,60
	Reformat	30.10	0.1	11.30	58,8	44
15-31/11/2023	Unifinat	59.26	0	30.54	10,00	55,60
	Reformat	31.73	0.1	11.47	56.70	39.12
01-15/12/2023	Unifinat	59.54	0	30.06	10,4	55,6
	Reformat	36.08	0.1	11.82	52,00	38,82
15-31/12/2023	Unifinat	58.81	0	30.99	10.20	55,6
	Reformat	38.5	0.1	09.80	51.60	38.7

Tableau IV-5 : Composition en paraffines, oléfines, naphènes et aromatiques (PONA) dans la charge et dans le reformat.

IV-2.1 Taux de conversion des familles d'hydrocarbures dans les trois réacteurs de la section de reforming :

IV-2.1. a Taux de conversion total des familles hydrocarbures lors du reformage de l'unifinat en reformat (T_{total}) : [1]

Donnée par les formules suivantes :

$$T_{totalP} = (\Delta P / P_{unifinat}) * 100 \dots\dots\dots \text{(IV-4)}$$

$$T_{totalN} = (\Delta N / N_{unifinat}) * 100 \dots\dots\dots \text{(IV-5)}$$

$$T_{totalA} = (\Delta A / A_{reformat}) * 100 \dots\dots\dots \text{(IV-6)}$$

ΔP : Le débit volumique des paraffines transformées.

ΔN : Le débit volumique des naphènes transformées.

ΔA : Le débit volumique en aromatiques transformées.

$P_{unifinat}$, $N_{unifinat}$, $A_{unifinat}$: Les débits volumiques des familles hydrocarbures dans la charge.

$P_{reformat}$, $N_{reformat}$, $A_{reformat}$: Les débits volumiques des familles hydrocarbures dans reformat.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-6.

	Débit volumique (m ³ /h)			Taux de conversion total (% Vol)		
	Δ P	Δ N	Δ A	T _{total P}	T _{total N}	T _{total A}
01-15/11/2023	-19.7	-16,6	20.31	-59.87	-76.95	78.5
15-31/11/2023	-20.55	-12,5	16.62	-62.34	73.61	74.93
01-15/12/2023	-19.1	-12.13	14.4	-57.7	-72.59	71.35
15-31/12/2023	-17.8	-13,44	14.29	-54.45	-78	71.59

Tableau IV-6 : Taux de conversion total des familles d'hydrocarbures.

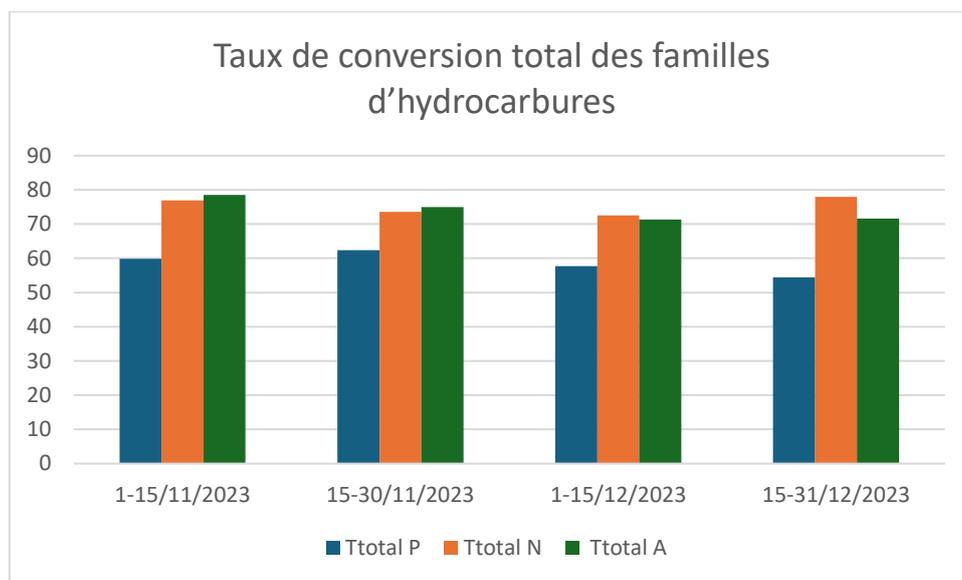


Figure IV-2: représente le taux de conversion total des familles d'hydrocarbures.

IV-2.1. b Taux de conversion des familles hydrocarbures dans chaque réacteur : [7]

❖ **En aromatiques :** donnée par la formule suivante :

$$T_{A1} = (\Delta T 1 / \Delta T \text{ total}) * T_{\text{total A}} \dots\dots\dots \text{(IV-7)}$$

$$T_{A2} = (\Delta T 2 / \Delta T \text{ total}) * T_{\text{total A}} \dots\dots\dots \text{(IV-8)}$$

$$T_{A3} = (\Delta T 3 / \Delta T \text{ total}) * T_{\text{total A}} \dots\dots\dots \text{(IV-9)}$$

T_{A1}, T_{A2}, T_{A3}: Taux de conversion en aromatiques dans chaque réacteur.

ΔT 1, ΔT 2, ΔT 3 : La différence de température dans chaque réacteur.

ΔT total : La somme des différences de température dans chaque réacteur.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-7.

	ΔT total	ΔT 1	ΔT 2	ΔT 3	T _{A1}	T _{A2}	T _{A3}
	°C				% Vol		
01-15/11/2023	101	69	24	8	53.62	18.65	6.21
15-31/11/2023	103	68	24	11	49.46	17.45	8
01-15/12/2023	97	67	22	8	49.28	16.18	5.88
15-31/12/2023	96	67	22	7	49.96	16.40	5.22
Design					65-70	20-30	5-10

Tableau IV-7 : Taux de conversion en aromatiques dans chaque réacteur.

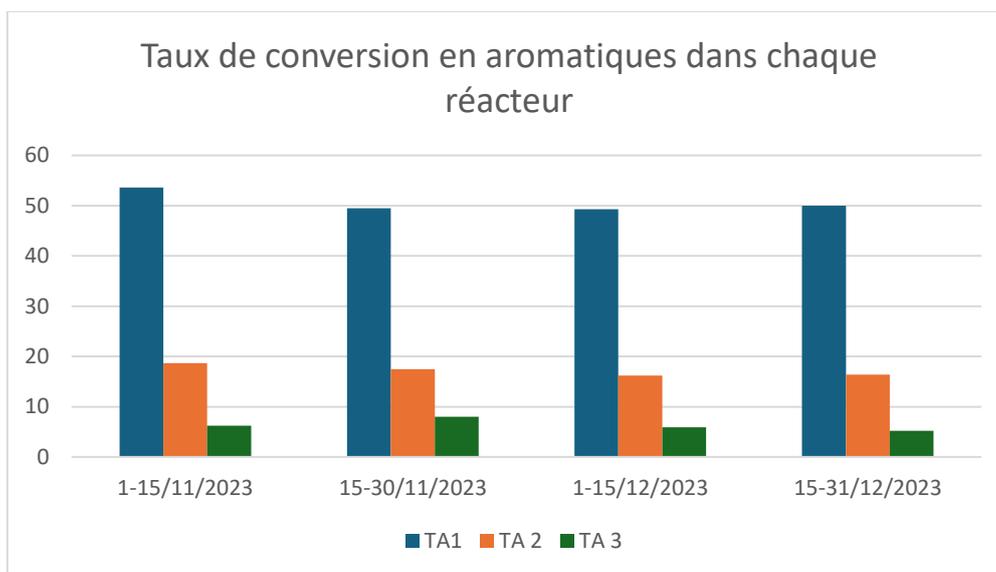


Figure IV-3 : Taux de conversion en aromatiques dans chaque réacteur.

- Interprétation des résultats :

Cet histogramme représente le taux de conversion des aromatiques dans chaque réacteur, on remarque qu'une grande conversion en aromatique dans le premier réacteur est inférieure au design car la différence de température dans le premier réacteur est inférieure au 70°C sachant que la réaction principale du reformage catalytique qui a une forte endo-thermicité se déroulera dans le premier réacteur, nous résumons que le premier réacteur est saturé.

❖ **Des naphènes :** donnée par la formule suivante :

$$T_{N1} = (\Delta T 1 / \Delta T \text{ total}) * T_{\text{total N}} \dots \dots \dots \text{(IV-10)}$$

$$T_{N2} = (\Delta T 2 / \Delta T \text{ total}) * T_{\text{total N}} \dots \dots \dots \text{(IV-11)}$$

$$T_{N3} = (\Delta T 3 / \Delta T \text{ total}) * T_{\text{total N}} \dots \dots \dots \text{(IV-12)}$$

T_{N1}, T_{N2}, T_{N3} : Taux de conversion des naphènes dans chaque réacteur.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-8.

	ΔT total	ΔT 1	ΔT 2	ΔT 3	T_{N1}	T_{N2}	T_{N3}
	°C				% Vol		
01-15/11/2023	101	69	24	8	52.56	18.28	6.09
15-31/11/2023	103	68	24	11	48.59	17.15	7.86
01-15/12/2023	97	67	22	8	50.13	16.46	5.98
15-31/12/2023	96	67	22	7	54.43	17.87	5.68
Design					70 – 80	15 - 20	5 – 10

Tableau IV-8 : Taux de conversion des naphthènes dans chaque réacteur.

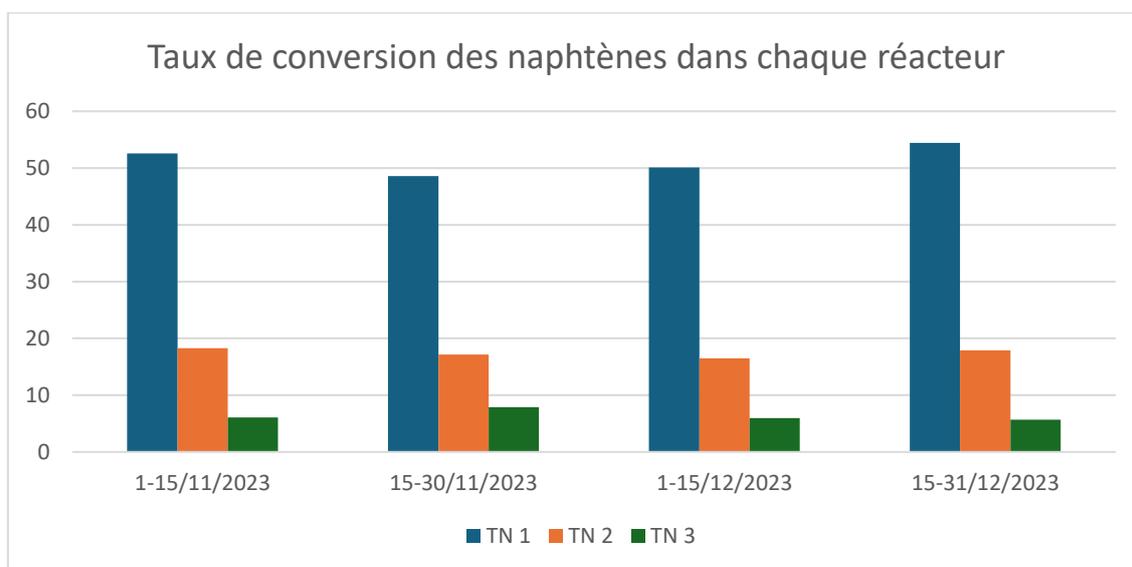


Figure IV-4 : représente le taux de conversion des naphthènes dans chaque réacteur.

- Interprétation des résultats :

Cet histogramme représente le taux de conversion des Naphthènes dans chaque réacteur, la valeur du premier réacteur est inférieure au désign implique que le catalyseur a perdu une certaine activité, nous résumons que la réaction désirée n'est pas totalement appliquée.

Des paraffines : donnée par la formule suivante :

$$T_{P1} = (\Delta T 1 / \Delta T \text{ total}) * T_{\text{total P}} \dots \dots \dots \text{(IV-13)}$$

$$T_{P2} = (\Delta T 2 / \Delta T \text{ total}) * T_{\text{total P}} \dots \dots \dots \text{(IV-14)}$$

$$T_{P3} = (\Delta T 3 / \Delta T \text{ total}) * T_{\text{total P}} \dots \dots \dots \text{(IV-15)}$$

T_{P1} , T_{P2} , T_{P3} : Taux de conversion des paraffines dans chaque réacteur.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-9.

	ΔT total	ΔT 1	ΔT 2	ΔT 3	T _{P1}	T _{P2}	T _{P3}
	°C				% Vol		
01-15/11/2023	103	68	24	11	40.90	14.22	4.74
15-31/11/2023	101	69	24	8	41.156	14.52	6.65
01-15/12/2023	97	67	22	8	39.85	13.08	4.75
15-31/12/2023	96	67	22	7	38.00	12.47	3.97
Design					30-40	10-20	0-5

Tableau IV-9 : Taux de conversion des paraffines dans chaque réacteur.

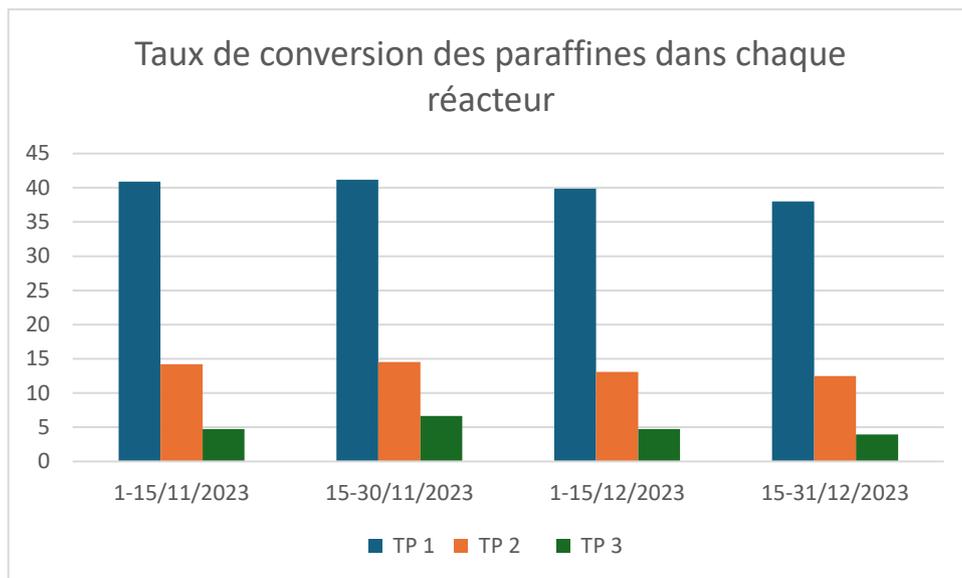


Figure IV-5 : représente le taux de conversion des paraffines dans chaque réacteur.

IV-2.2 Rendements des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur :

Les rendements des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur sont donnés par les formules suivantes :

➤ Pour le premier réacteur

$$\eta_{A1} = ((A_{unifinat} + (T_{A1}/T_{totalA}) * \Delta A) / Q_{unifinat}) * 100 \dots\dots\dots(IV-16)$$

$$\eta_{N1} = ((N_{unifinat} - (T_{N1}/T_{totalN}) * \Delta N) / Q_{unifinat}) * 100 \dots\dots\dots(IV-17)$$

$$\eta_{P1} = ((P_{unifinat} - (T_{P1}/T_{totalP}) * \Delta P) / Q_{unifinat}) * 100 \dots\dots\dots(IV-18)$$

➤ Pour le deuxième réacteur

$$\eta_{A2} = \eta_{A1} + ((T_{A2}/T_{totalA}) * \Delta A / Q_{unifinat}) * 100\dots\dots\dots(IV-19)$$

$$\eta_{N2} = \eta_{N1} - ((T_{N2}/T_{totalN}) * \Delta N / Q_{unifinat}) * 100\dots\dots\dots(IV-20)$$

$$\eta_{P2} = \eta_{P1} - ((T_{P2}/T_{totalP}) * \Delta P / Q_{unifinat}) * 100\dots\dots\dots(IV-21)$$

➤ Pour le dernier réacteur

$$\eta_{A3} = \eta_{A2} + ((T_{A3}/T_{total A}) * \Delta A / Q_{unifinat}) * 100 \dots \dots \dots (IV-23)$$

$$\eta_{N3} = \eta_{N2} - ((T_{N3}/T_{total N}) * \Delta N / Q_{unifinat}) * 100 \dots \dots \dots (IV-24)$$

$$\eta_{P3} = \eta_{P2} - ((T_{P3}/T_{total P}) * \Delta P / Q_{unifinat}) * 100 \dots \dots \dots (IV-25)$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-10

	1 ^{ier} Réacteur			2 ^{ème} Réacteur			3 ^{ème} Réacteur		
	η_{A1}	η_{N1}	η_{P1}	η_{A2}	η_{N2}	η_{P2}	η_{A3}	η_{N3}	η_{P3}
	% Vol								
01-15/11/2023	34.95	15.30	33.42	43.63	9.92	24.47	46.52	7.79	20.94
15-31/11/2023	29.73	15.19	33.97	36.69	9.83	25.13	39.89	7.75	21.71
01-15/12/2023	28.28	15.02	35.79	34.16	9.89	27.68	36.29	8.08	24.83
15-31/12/2023	28.13	14.19	36.50	34.02	8.78	29.31	35.90	6.65	26.49

Tableau IV-10 : Rendements des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur.

Les graphes suivants représentent l'écart des rendements des familles d'hydrocarbures dans les trois réacteurs :

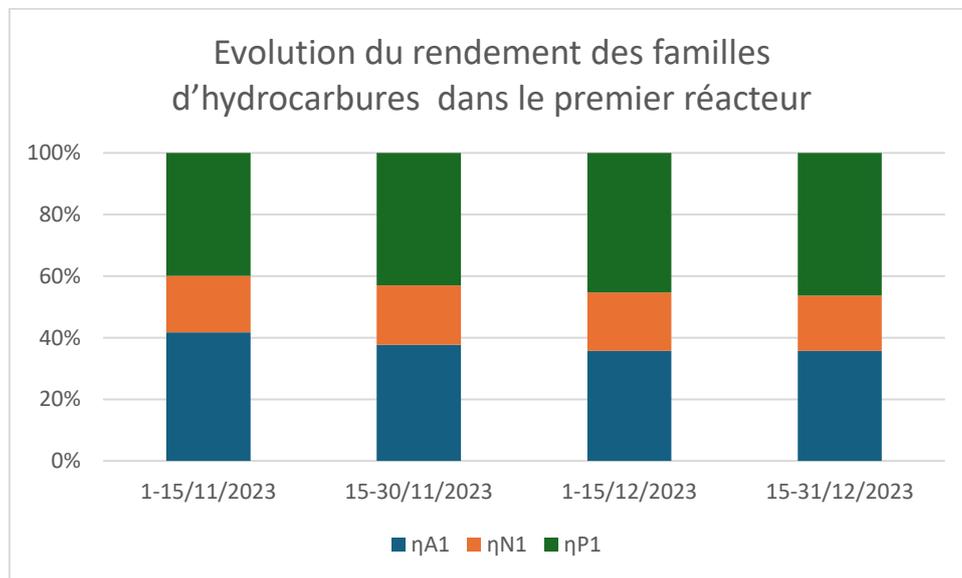


Figure IV-6 : représente l'évolution du rendement des familles d'hydrocarbures dans le premier réacteur.

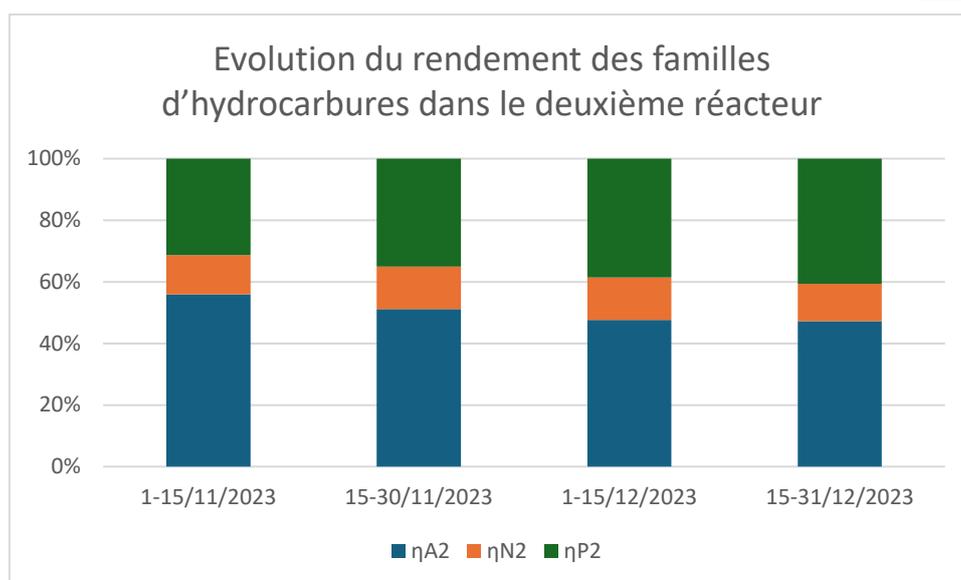


Figure IV-7 : représente l'évolution du rendement des familles d'hydrocarbures dans le deuxième réacteur.

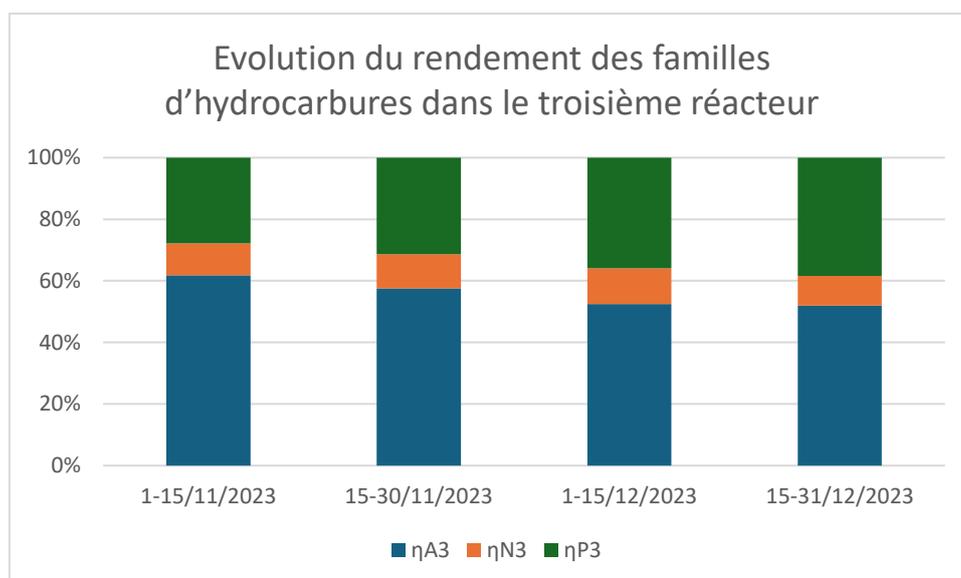


Figure IV-8 : représente l'évolution du rendement des familles d'hydrocarbures dans le troisième réacteur.

- Interprétation des résultats :

Ces histogrammes représentent les rendements des familles d'hydrocarbures dans les trois réacteurs, est due aux :

- Rendements élevés des aromatiques par rapport des autres familles indique que la conversion rapide des naphènes dans le premier réacteur, et l'accroissement en parallèle des aromatiques celui-ci montre que la réaction principale dans ce réacteur est la déshydrogénation des naphènes en aromatiques qui est favorisée.
- Un rendement élevé des paraffines implique une faible sélectivité du catalyseur ce qui favorise des réactions parasites comme le craquage catalytique, alors nous résumons une faible conversion des paraffines dans les trois réacteurs, ceci s'explique par la faible vitesse de la réaction de dés-hydrocyclisation des paraffines.

IV-3 Calcul des paramètres de fonctionnement de la section de reforming :

Les caractéristiques des charges et produits aux designs sont regroupés dans l'annexe III.

IV-3.1 Le rapport hydrogène/hydrocarbure (H₂/HC) :

C'est le rapport entre le nombre de moles d'hydrogène recyclé et le nombre de moles d'hydrocarbures de la charge, et donnée par la formule suivante [1] :

$$H_2/HC = (V_{gr} * \%H_2 * M_{CH}) / (22.4 * P_{CH} * V_{CH}) * 100 \dots \dots \dots (IV-26)$$

V_{gr} : Débit volumique de gaz de recyclage (m³/h).

V_{CH} : Débit volumique de la charge (m³/h).

M_{CH} : Masse moléculaire de la charge (g/mole).

P_{CH} : Masse volumique de la charge (Kg/m³).

%H₂ : Pourcentage volumique d'H₂ dans le gaz de recyclage.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-11.

	V _{gr} (m ³ /h)	V _{CH} (m ³ /h)	M _{CH} (g/mole)	P _{CH} (Kg/m ³)	%H ₂	H ₂ /HC	Design 3,5 à 6
01-15/11/2023	58105	56,05	110	744,2	80,70	5.52	
15-31/11/2023	55000,07	56,19	110	744,2	80,97	5.51	
01-15/12/2023	54261,25	55,94	110	744,2	82,63	5.28	
15-31/12/2023	53074	55,9	110	744,2	84,21	5.27	

Tableau IV-11 : Evolution du rapport hydrogène sur hydrocarbures en fonction du temps.

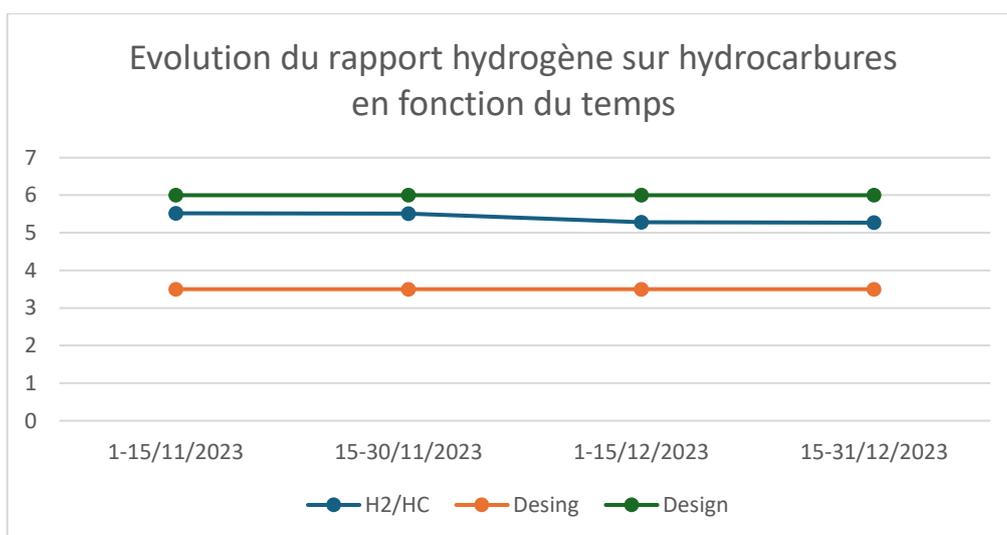


Figure IV-9 : représente l'évolution du rapport hydrogène sur hydrocarbures en fonction du temps.

- Interprétation des résultats :

La courbe montre que le rapport hydrogène/hydrocarbure (H₂/HC) est du même ordre que le design.

IV-3.2 La vitesse spatiale VVH:

C'est le rapport entre le débit volumique de la charge et le volume du catalyseur, et donnée par la formule suivante [1] :

$$VVH = G_{Ch} / V_{Cat} \dots\dots\dots (IV-27)$$

G_{Ch} : Le débit volumique de la charge en m³/hr.

V_{Cat} : Le volume de catalyseur en m³.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-12.

	G _{Ch} (m ³ /h)	V _{CH} (m ³)	VVH (1/h)	Design 1.6 h ⁻¹
01-15/11/2023	56,05	35.98	1.55	
15-31/11/2023	56,19	35.98	1.56	
01-15/12/2023	55,94	35.98	1.56	
15-31/12/2023	55,9	35.98	1.56	

Tableau IV-12 : Evolution de La vitesse spatiale en fonction du temps.

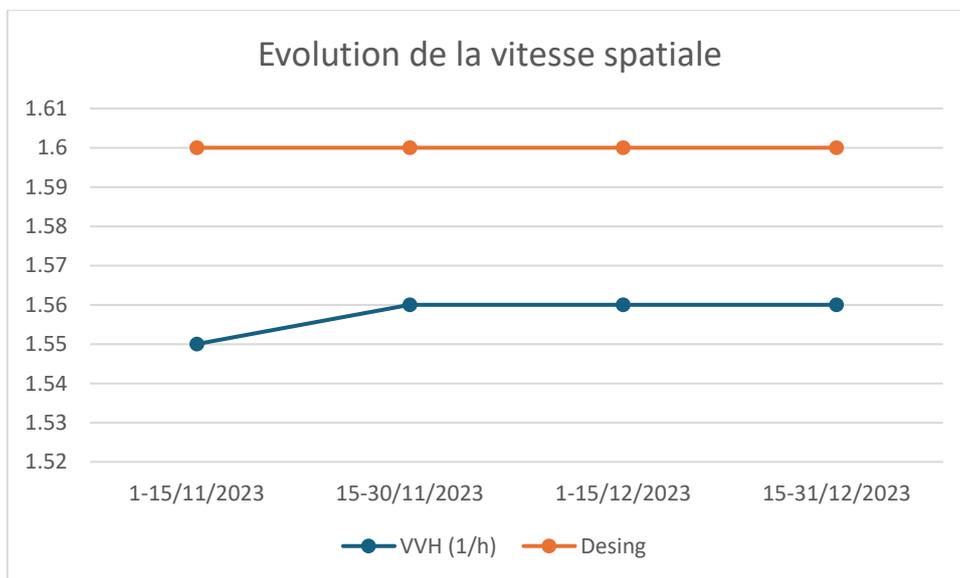


Figure IV-10 : représente l'évolution de la vitesse spatiale en fonction du temps.

- Interprétation des résultats :

La courbe montre que la vitesse spatiale est du même ordre que le design.

IV-3.3 Le rapport Eau/Chlore :

L'injection d'eau est pour maintenir de la balance eau /chlore dans le catalyseur (inhibiteur du catalyseur en particulier de la fonction acide), et donnée par la formule suivante [1] :

$$Eau/Chlore = \frac{[(H2/HC)X X_{H2O} + Inj H2O X (MMCharge/MM H2O)]}{[(H2/HC)X X_{HCl} + Inj TCE X (MM Charge/MM Chlore)]} \dots \dots \dots (IV-28)$$

H₂O : Quantité de l'eau dans le gaz de recyclage.

X_{HCl}: Quantité de HCl dans le gaz de recyclage.

Inj TCE : Quantité de TCE (tétrachlorothyle) injectée dans la charge.

Inj H₂O : Quantité d'eau injectée dans la charge.

MM Charge, MM Chlore et MMH₂O : masses moléculaires.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-13.

	% Vol		Ppm		G/mole			H ₂ /HC	H ₂ O/CL
	X _{HCl}	X _{H₂O}	Inj TCE	Inj H ₂ O	MM Charge	MM Chlore	MM H ₂ O		
01-15/11/2023	0,5	15	1,2	4	110	35,5	18	5,52	16.55
15-31/11/2023	0,5	3	0,6	4	110	35,5	18	5,51	8.88
01-15/12/2023	0,6	2	0,6	4	110	35,5	18	5,28	6.96
15-31/12/2023	1	8	0,6	4	110	35,5	18	5,27	9.34
Design									10 à 20

Tableau IV-13 : Evolution du rapport Eau/Chlore en fonction du temps.

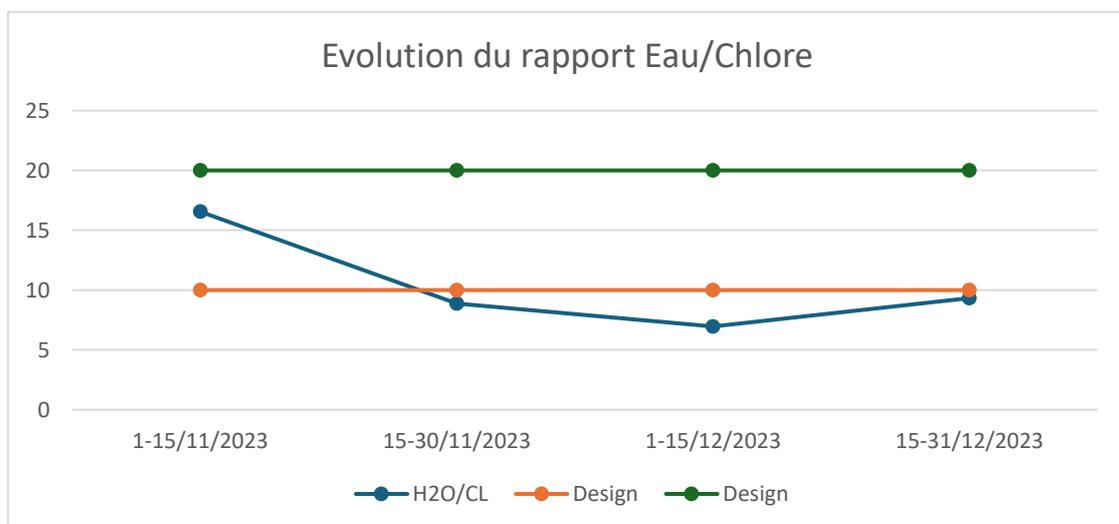


Figure IV-11 : représente l'évolution du rapport Eau/Chlore en fonction du temps.

IV-3.4 Teneur en chlore sur le catalyseur R86 :

Le chlore exalte la fonction acide du catalyseur, son teneur est donnée par la formule suivante [1] :

$$\% \text{ Cl/Cat} = 1,7 - 0,504 \text{Log} (\text{H}_2\text{O/Chlore}) + 0,0032 * (508 - \text{WABT}) \dots\dots\dots (\text{IV-29})$$

WABT : Température moyenne pondérée du lit catalytique (Weighted Average Bed temperature)

Avec :

$$\text{WABT} = \sum F_i (T_i^e + T_i^s) / 2 \dots\dots\dots (\text{IV-30})$$

F_i : La distribution en % massique du catalyseur dans les trois réacteurs. (20% R1, 30% R2, 50% R3)

T_i^e : Température d'entrée dans chaque réacteur.

T_i^s : Température de sortie dans chaque réacteur.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-14.

	1 ^{ère} Réacteur			2 ^{ème} Réacteur			3 ^{ème} Réacteur			WABT	H ₂ O/Cl	Cl/Cat (% pds)
	T ₁ ^e	T ₁ ^s	F1	T ₂ ^e	T ₂ ^s	F2	T ₃ ^e	T ₃ ^s	F3			
	°C											
01-15/11/2023	522.45	453.45	0,2	522.45	498.45	0,3	522.45	514.45	0,5	509.95	16,55	1.07
15-31/11/2023	522.45	454.45	0,2	522.45	498.45	0,3	522.45	511.45	0,5	510.05	8,88	1.21
01-15/12/2023	524.36	457.36	0,2	524.36	502.36	0,3	524.36	516.36	0,5	512.36	6,96	1.26
15-31/12/2023	524.11	457.11	0,2	524.11	502.11	0,3	524.11	517.11	0,5	512.36	9,34	1.19
Design										530 max	10 à 20	0.9 à 1.2

Tableau IV-14 : Evolution du teneur en chlore sur le catalyseur R86 en fonction du temps.

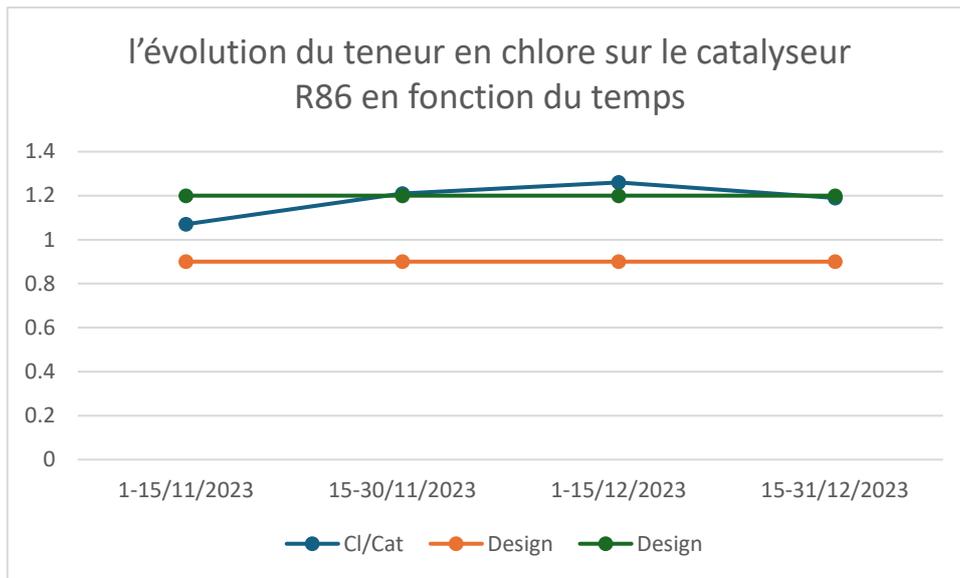


Figure IV-12 : représente l'évolution du teneur en chlore sur le catalyseur R86 en fonction du temps.

IV-4 Calcul de la désactivation du catalyseur R86 :

L'activité est un terme utilisé pour définir la température WAIT à laquelle un catalyseur doit opérer pour donner l'indice d'octane désiré.

IV-4.1 La température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) :

- **WAIT_{calculée}** (Weighted Average Inlet Temperature): La température WAIT est déterminée par les variables suivantes [1] :

- NO (indice d'octane).
- N+3.5A (reformabilité de la charge).
- V.V.H (vitesse spatiale).
- Type de catalyseur.

Alors WAIT_{calculée} est déterminée par la formule suivante :

$$WAIT_{calculée} = WAIT_{(V.V.H=1)} + C_{CAT} + C_{V.V.H} \dots \dots \dots \text{(IV-31)}$$

C_{CAT} : Correction selon type de catalyseur.

C_{V.V.H} : Correction selon la vitesse spatiale actuelle.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-15.

	Paramètres			WAIT (V.V.H=1) (°C)	C _{CAT} (°C)	C _{V.V.H} (°C)	WAIT _{calculée} (°C)
	NO	N+3.5 A (% Vol)	V.V.H (1/h)				
01-15/11/2023	96	65.81	1,44	504	-14	9,5	499,5
15-31/11/2023	95	65.54	1,45	504.5	-14	9,5	500
01-15/12/2023	93.8	66.46	1,50	503.5	-14	10	499.5
15-31/12/2023	93.5	66.69	1,44	503	-14	10	499

Tableau N° V-15 : Température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) calculée.

WAIT_(v.v. H=1) —> Figure IV-1 (voir l'annexe I)

C_{CAT} —> Tableau IV-16 (voir l'annexe I)

C_{v.v.H} —> Figure IV-2 (voir l'annexe I)

- WAIT_{actuelle} : est déterminée par la formule suivante

$$WAIT_{actuelle} = \sum F_i T_i^e \dots\dots\dots (IV-32)$$

T_i^e : température d'entrée dans chaque réacteur en (°C)

F_i : la distribution en % massique du catalyseur dans les trois réacteurs (20% R1, 30% R2, 50% R3)

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-16.

	1 ^{ère} Réacteur		2 ^{ème} Réacteur		3 ^{ème} Réacteur		WAIT _{actuelle}	Design 543 °C max
	T ₁ ^e	F ₁	T ₂ ^e	F ₂	T ₃ ^e	F ₃		
	°C							
01-15/11/2023	522.45	0,2	522.45	0,3	522.45	0,5	522.45	
15-31/11/2023	522.45	0,2	522.45	0,3	522.45	0,5	522.45	
01-15/12/2023	524.36	0,2	524.36	0,3	524.36	0,5	524.36	
15-31/12/2023	524.11	0,2	524.11	0,3	524.11	0,5	524.11	

Tableau IV-16 : Température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) actuelle.

Le tableau ci-dessus montre que la température moyenne pondérée des réacteurs est du même ordre que le design.

IV-4.2 Calcul de Δ (WAIT)

C'est la différence entre le WAIT calculée et actuelle.

$$\Delta WAIT = WAIT_{calculée} - WAIT_{actuelle} \dots\dots\dots (IV-34)$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-17.

	WAIT _{calculée} (°C)	WAIT _{actuelle} (°C)	ΔWAIT (°C)
01-15/11/2023	499,5	522.45	-22.95
15-31/11/2023	500	522.45	-22.45
01-15/12/2023	499.5	524.36	-24.86
15-31/12/2023	499	524.11	-25.11

Tableau IV-17 : Différence entre le WAIT calculée et actuelle.

- Interprétation des résultats :

- La perte en activité augmente en fonction du temps, le catalyseur a perdu presque (25°C) de son activité par rapport au catalyseur neuf ce qui implique que le catalyseur est en fin cycle.

IV-5 Chute de température le long du lit catalytique :

Elle est déterminée par la formule suivante [1] :

$$\Delta T \text{ totale} = \Delta T_1 \text{ (premier réacteur)} + \Delta T_2 \text{ (deuxième réacteur)} + \Delta T_3 \text{ (troisième réacteur)}$$

Avec :

$$\Delta T_1 = T_1^s - T_1^e \dots \dots \dots \text{(IV-35)}$$

$$\Delta T_2 = T_2^s - T_2^e \dots \dots \dots \text{(IV-36)}$$

$$\Delta T_3 = T_3^s - T_3^e \dots \dots \dots \text{(IV-37)}$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-18.

	1 ^{ier} Réacteur			2 ^{ème} Réacteur			3 ^{ème} Réacteur			ΔT total
	T_1^e	T_1^s	ΔT_1	T_2^e	T_2^s	ΔT_2	T_3^e	T_3^s	ΔT_3	
	°C									
01-15/11/2023	522.45	454.45	-68	522.45	498.45	-24	522.45	511.45	-11	-103
15-31/11/2023	522.45	453.45	-69	522.45	498.45	-24	522.45	514.45	-8	-101
01-15/12/2023	524.36	457.36	-67	524.36	502.36	-22	524.36	516.36	-8	-97
15-31/12/2023	524.11	457.11	-67	524.11	502.11	-22	524.11	517.11	-7	-96
Design										-130 max

Tableau IV-18 : Chute de température le long du lit catalytique.

- Interprétation des résultats :

Le tableau ci-dessus montre que la différence de température diminue en fonction du temps ce qui implique que l'endo-thermicité diminue le long du lit catalytique et les valeurs s'éloignent de celles du design.

IV-6 Perte de charge le long du lit catalytique :

Est déterminée par la formule suivante [1] :

$$\Delta P \text{ totale} = \Delta P_1 \text{ (premier réacteur)} + \Delta P_2 \text{ (deuxième réacteur)} + \Delta P_3 \text{ (troisième réacteur)}$$

Avec :

$$\Delta P_1 = P_1^e - P_1^s \dots \dots \dots \text{(IV-38)}$$

$$\Delta P_2 = P_2^e - P_2^s \dots \dots \dots \text{(IV-39)}$$

$$\Delta P_3 = P_3^e - P_3^s \dots \dots \dots \text{(IV-40)}$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-19.

	1 ^{ère} Réacteur			2 ^{ème} Réacteur			3 ^{ème} Réacteur			ΔP total
	P ₁ ^e	P ₁ ^s	ΔP 1	P ₂ ^e	P ₂ ^s	ΔP 2	P ₃ ^e	P ₃ ^s	ΔP 3	
	Kg/cm ²									
01-15/11/2023	23.2	23	0.2	22.2	22	0,2	21.0	20.8	0.2	0.6
15-31/11/2023	23.5	23.3	0.2	22.5	22.3	0,2	21.5	21.2	0.3	0.7
01-15/12/2023	23.3	23.1	0.2	22.3	22	0,2	21.5	21.3	0.2	0.6
15-31/12/2023	23.5	23.2	0.3	22.5	22.3	0,2	21,6	21.4	0.2	0.7
Design										1.2 max

Tableau IV-19 : Perte de charge le long du lit catalytique.

- Interprétation des résultats :

Le tableau montre que la perte de charge le long du lit catalytique est du même ordre que le design ce qui résume que l'alimentation des trois réacteurs ne subit aucun obstacle.

IV-7 Calcul de la sélectivité du catalyseur R86 :

Un catalyseur doit être sélectif c'est-à-dire qu'il doit augmenter les vitesses des réactions désirées tout en diminuant les vitesses des réactions parasites.

D'après l'UOP, Cette sélectivité est exprimée en perte ou gain en rendement du reformat, et ceux en fonction des différentes variables (l'indice d'octane, la réformabilité, la pression du réacteur, point d'ébullition à 50% de volume distillé de la charge (Unifinat).

Les données des variables pour le cas de base proposé par l'UOP et le cas actuel sont regroupés dans le tableau IV-20.

	Cas de base				Cas actuel			
	NO (1)	N+2 A (% Vol) (2)	P (Kg/cm ²) (3)	Point à 50% °C (4)	NO (1)	N+2 A (% Vol) (2)	P (Kg/cm ²) (3)	Point à 50% °C (4)
01-15/11/2023	93	60	31.5	127	96	50.81	22.03	120
15-31/11/2023	93	60	31.5	127	95	50.54	22.38	122
01-15/12/2023	93	60	31.5	127	93.8	50,86	22.25	122
15-31/12/2023	93	60	31.5	127	93.5	51.39	22.41	121

Tableau IV-20 : Données des variables influant sur le rendement. [9]

(1) : Indice d'octane.

(2) : La reformabilité des naphènes plus 2 fois des aromatiques.

(3) : Pression moyenne de réacteur (Kg/cm²).

(4) : Le point d'ébullition lorsque 50% du volume de la charge est distillé

IV-7.1 Effet des variables :

IV-7.1-a Effet de l'indice d'octane :

D'après la figure IV-3 (voir l'annexe 1), la perte en rendement pour une augmentation de l'indice d'octane NO d'un point est de (0.75%), on a une différence de 4 points entre le cas de base et le cas actuel, donc l'effet de l'indice d'octane sur le rendement pour notre cas est comme suite :

$$E_{NO} = - 0.75 * \text{Diff.NO} \dots \dots \dots \text{(IV-41)}$$

(Différence des points (NO) entre le cas de base et le cas actuel)

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-21.

	Diff.NO	E _{NO} %
01-15/11/2023	3	-2.25
15-31/11/2023	2	-1.5
01-15/12/2023	0.8	-0.6
15-31/12/2023	0.5	-0.37

Tableau IV-21 : Effet de l'indice d'octane.

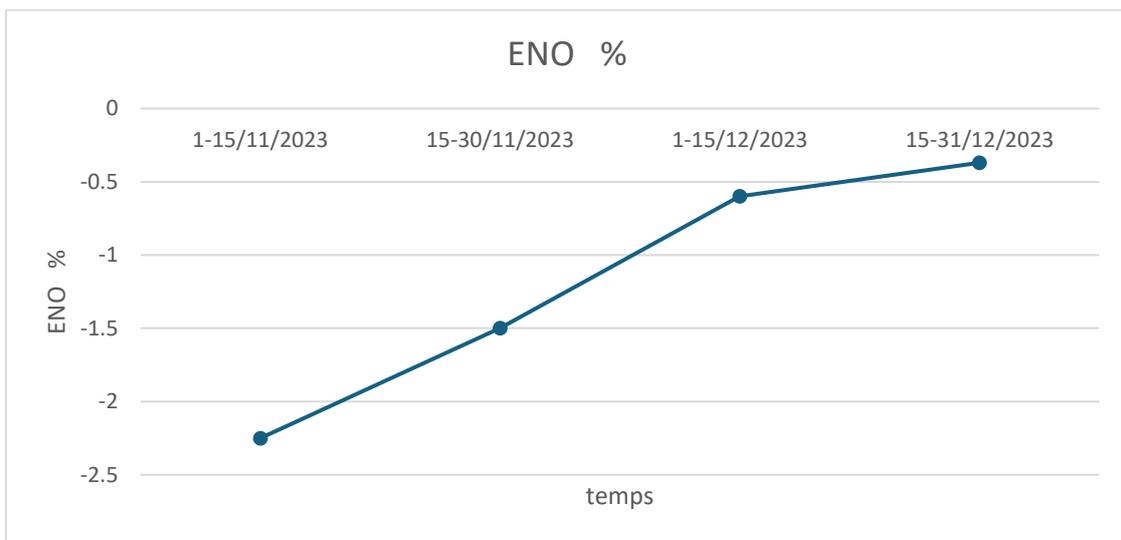


Figure IV-13 : représente Effet de l'indice d'octane.

IV-7.1-b Effet de la réformabilité :

D'après la figure IV-4 (voir l'annexe 1), une augmentation de N+2A de 1% permet un rendement du reformat de 0.23%.

La chute de la réformabilité de la charge est comme suite :

$$\Delta (N+2A) = (N+2A)_{\text{base}} - (N+2A)_{\text{actuel}} \dots \dots \dots \text{(IV-42)}$$

Donc l'effet de la réformabilité sur le rendement est égale à la variation de la réformabilité multiplié par le gain de 1% de réformabilité du cas de base.

$$E_{N+2A} = - 0.25 * \Delta (N+2A) \dots \dots \dots \text{(IV-43)}$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-22.

	$\Delta (N+2A)$	$E_{N+2A} \%$
01-15/11/2023	9.19	-2.29
15-31/11/2023	9.46	-2.36
01-15/12/2023	9.14	-2.28
15-31/12/2023	8.61	-2.15

Tableau IV-22 : Effet de la réformabilité.

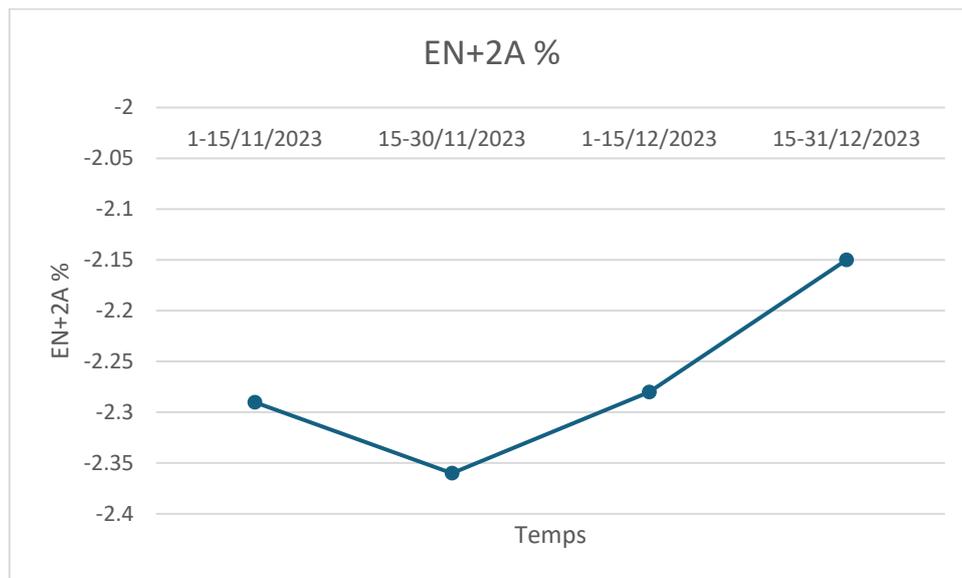


Figure IV-14 : représente l'effet de la réformabilité du en fonction du temps.

IV-7.1-c Effet de la pression :

D'après la figure IV-5 (voir l'annexe 1), le gain en rendement pour une diminution de la pression de 07 Kg/cm² est 1.24%.

La variation de pression entre le cas de base et le cas actuelle est de :

$$\Delta P_{moy} = P_{moy \text{ base}} - P_{moy \text{ actuelle}} \dots \dots \dots \text{(IV-44)}$$

Alors l'effet de la baisse de pression est la variation de pression multiplié par l'effet de la pression pour le cas de base.

$$E_{P_{moy}} = (1.24 * \Delta P_{moy}) / 7 \dots \dots \dots \text{(IV-45)}$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-23.

	ΔP_{moy} (Kg/cm ²)	$E_{P_{moy}}$ %
01-15/11/2023	9.47	1.67
15-31/11/2023	9.12	1.61
01-15/12/2023	9.25	1.63
15-31/12/2023	9.09	1.61

Tableau IV-23 : Effet de la pression.

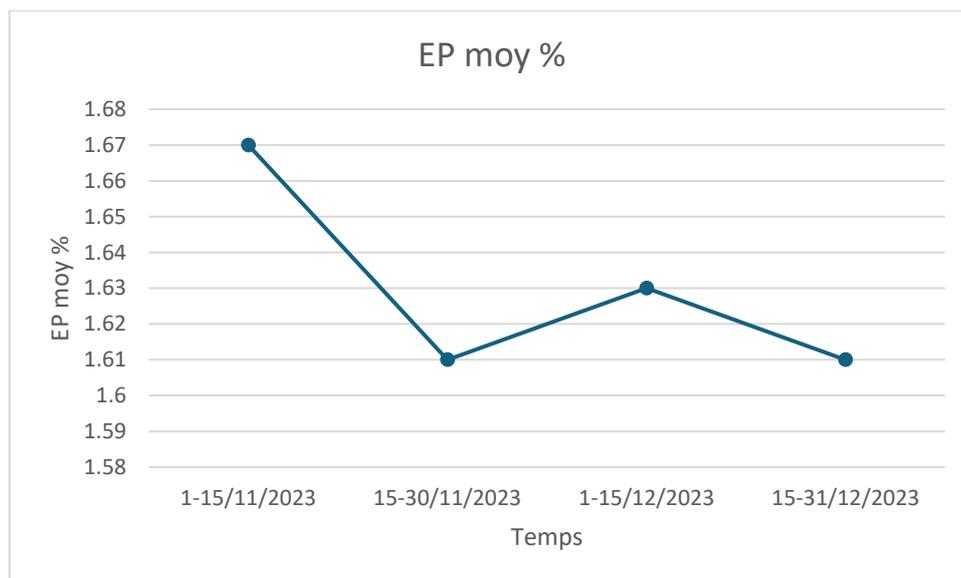


Figure IV-15 : représente Effet de la pression.

IV-7.1-d Effet du point d'ébullition à 50% :

Le point d'ébullition à 50% est la température à laquelle 50% du volume de la charge est distillé.

L'effet du point d'ébullition 50% ($E_{Point\ 50\%}$) sur le rendement est tiré directement à partir de la figure I V-6 (voir l'annexe II)

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-24.

	Point à 50% (°C)	$E_{Point\ 50\%}$ %
01-15/11/2023	120	-0.4
15-31/11/2023	122	-0.5
01-15/12/2023	122	-0.5
15-31/12/2023	121	-0.45

Tableau IV-24 : Effet du point d'ébullition à 50%.

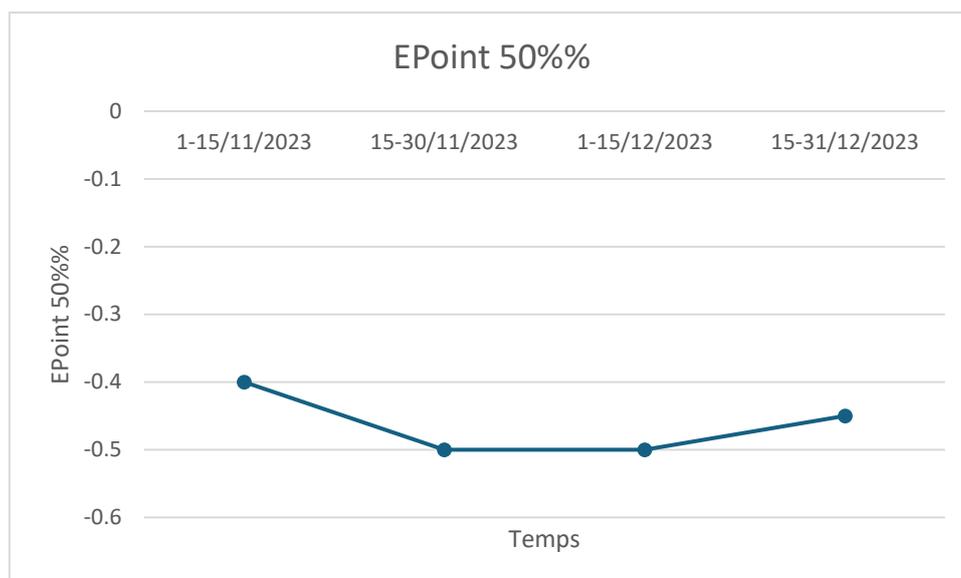


Figure IV-16 : représente Effet du point d'ébullition à 50%.

IV-7.2 Effet total des variables sur le rendement du reformat :

L'effet total des variables sur le rendement du reformat est donné par la formule suivante :

$$E_{\text{Total}} = E_{\text{NO}} + E_{\text{N+2A}} + E_{\text{P moy}} + E_{\text{Point 50\%}} \dots \dots \dots \text{(IV-46)}$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-25.

	E_{NO} %	$E_{\text{N+2A}}$ %	$E_{\text{P moy}}$ %	$E_{\text{Point 50\%}}$ %	E_{Total} %
01-15/11/2023	-2.25	-2.29	1,67	-0.4	-3.27
15-31/11/2023	-1.5	-2.36	1,61	-0.5	-2.75
01-15/12/2023	-0.6	-2.28	1,63	-0.5	-1.75
15-31/12/2023	-0.37	-2.15	1,61	-0.45	-1.36

Tableau I V-25 : Effet total des variables sur le rendement du reformat.

- Interprétation des résultats :

- Une baisse de pression qui apporte un gain en rendement qui favorisant les réactions de déshydrogénation et de déshydrocyclisation.
- Une diminution de la réformabilité (N+2A) impliquant une diminution des composés aromatiques obtenus par la déshydrogénation des naphènes.
- Une diminution de l'indice d'octane correspondant à une température WAIT élevée (Fin de cycle) qui favorise les réactions thermiques parasites.

IV-8 Calcul de la stabilité du catalyseur R86 :

Un catalyseur doit être stable pour maintenir pendant un temps suffisamment long le niveau d'activité et de sélectivité de l'état initial.

Le calcul de la stabilité du catalyseur d'après l'UOP est en fonction des variables (l'indice d'octane, la réformabilité, le point final de la charge, la pression moyenne de réacteur et le rapport H₂/HC).

IV-8.1 Calcul des vitesses de désactivations relatives du catalyseur

Les données des variables pour le cas actuel et le cas de base proposés par l'UOP sont rapportés dans les tableaux IV-26 A/B

	NO	N+A (% Vol)	Point final °C (1)	P (Kg/cm ²)	H ₂ /HC
01-15/11/2023	93	50	182	31.5	7
15-31/11/2023	93	50	182	31.5	7
01-15/12/2023	93	50	182	31.5	7
15-31/12/2023	93	50	182	31.5	7

Tableau IV-26 A : Données des variables influent sur la stabilité du catalyseur pour le cas de base.

(1) : Point final de la charge (unifinat). (Voir Annexe II)

	NO	N+A (% Vol)	Point final °C	P (Kg/cm ²)	H ₂ /HC
01-15/11/2023	96	40.81	163	22.03	5,52
15-31/11/2023	95	40.54	164	22.38	5,51
01-15/12/2023	93.8	40.46	165	22.25	5,28
15-31/12/2023	93.5	41.19	165	22.41	5,27

Tableau IV-26 B : Données des variables influent sur la stabilité du catalyseur pour le cas actuel [6].

Les vitesses relatives de désactivation en fonction des différentes variables sont données dans les figures suivantes :

- V_{désact NO} → Figure IV-7 (voir l'annexe I).
- V_{désact N+A} → Figure IV-8 (voir l'annexe I).
- V_{désact PF} → Figure IV-9 (voir l'annexe I).
- V_{désact P} → Figure IV-10 (voir l'annexe I).
- V_{désact H₂/HC} → Figure IV-11 (voir l'annexe I).

Les vitesses de désactivation relatives à chaque variable ainsi que les rapports de désactivation sont regroupées dans les tableaux IV-27 A/B.

	V _{désact NO}	V _{désact N+A}	V _{désact PF}	V _{désact P}	V _{désact H2/HC}
01-15/11/2023	1.5	0.83	0.82	0.89	1
15-31/11/2023	1.5	0.83	0.82	0.89	1
01-15/12/2023	1.5	0.83	0.82	0.89	1
15-31/12/2023	1.5	0.83	0.82	0.89	1

Tableau IV-27 A : Vitesses de désactivation relatives pour le cas de base.

	V _{désact NO}	V _{désact N+A}	V _{désact PF}	V _{désact P}	V _{désact H2/HC}
01-15/11/2023	2.4	0,98	0,588	1,38	1.45
15-31/11/2023	1,9	0,99	0,592	1,36	1.45
01-15/12/2023	1.7	1.2	0,594	1,37	1.5
15-31/12/2023	1,5	0.97	0,595	1,36	1.5

Tableau IV-27 B : Vitesses de désactivation relatives pour le cas actuel.

IV-8.2 Calcul des rapports de désactivations relatives propres du catalyseur

La stabilité du catalyseur est exprimée par la formule suivante :

$$RD = V_{\text{désact cas actuel}} / V_{\text{désact cas base}} \dots \dots \dots \text{(IV-47)}$$

Avec :

RDI : Le rapport de la vitesse de désactivation relative.

V_{désact cas actuel} : La vitesse de désactivation relative au cas actuel.

V_{désact cas base} : La vitesse de désactivation relative au cas de base.

Le rapport total de la vitesse de désactivation relative propre RDT est comme suit :

$$RDT = RD_{NO} * RD_{N+A} * RD_{Pt F} * RD_P * RD_{H2/HC} \dots \dots \dots \text{(IV-48)}$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV-28.

	Rapports de désactivations relatives du catalyseur					Rapport total
	RD _{NO}	RD _{N+A}	RD _{Pt F}	RD _P	RD _{H2/HC}	RDT
01-15/11/2023	1.6	1.18	0.71	1.55	1.45	3.01
15-31/11/2023	1.26	1.19	0.72	1.52	1.45	2.37
01-15/12/2023	1.13	1.44	0.72	1.53	1.5	2.68
15-31/12/2023	1	1.16	0.72	1.52	1.5	1.9

Tableau IV-28 : Rapports de désactivations relatives propres du catalyseur.

- Interprétation des résultats :

- Le catalyseur dans les conditions de marche actuels se désactive 3 fois plus vite que dans le cas de base, cette désactivation est expliquée par :
- Une augmentation de température pour maintenir l'indice d'octane fixe qui entraîne le dépôt de coke et le frittage des particules de platine.
- Une baisse de pression qui facilite le dépôt de coke.

Conclusion :

Les résultats obtenus révèlent plusieurs défis dans le processus de reformage catalytique utilisant le catalyseur R86. Un rendement en reformat de 73% pour un indice d'octane de 93, inférieur aux 84% pour un indice de 98 selon l'UOP, indique que les sites actifs du catalyseur sont saturés et nécessitent une régénération.

L'analyse des histogrammes montre une conversion insuffisante des aromatiques et des naphènes dans le premier réacteur, impliquant une saturation et une perte d'activité du catalyseur. Les rendements élevés des aromatiques suggèrent une conversion rapide des naphènes en aromatiques, mais la faible conversion des paraffines indique une sélectivité réduite du catalyseur, favorisant des réactions parasites comme le craquage catalytique.

Une baisse de pression améliore le rendement en favorisant les réactions de déshydrogénation et de déshydrocyclisation, mais elle entraîne également une diminution de la reformabilité et de l'indice d'octane, accentuant les réactions thermiques parasites. La désactivation rapide du catalyseur, trois fois plus rapide que dans des conditions optimales, est due à une augmentation de la température pour maintenir l'indice d'octane, entraînant le dépôt de coke et le frittage des particules de platine, ainsi qu'à une baisse de pression facilitant ces dépôts.

En conclusion, pour améliorer la performance du catalyseur R86, il est crucial de procéder à une régénération pour restaurer les sites actifs et de réévaluer les conditions de fonctionnement pour minimiser la désactivation due aux dépôts de coke et aux réactions parasites.

*Chapitre V : Calcul
des performances du
catalyseur R86 après
régénération*

Introduction :

La performance d'un catalyseur de reformage catalytique de la raffinerie d'Arzew est basée sur une étude bien définie.

Notre étude est consacrée sur le calcul de la performance du catalyseur après la régénération catalytique pour évaluer la faisabilité de cette opération importante selon la méthodologie suivante :

- Le bilan matière ainsi que les rendements des produits (les débits massiques des gaz et des liquides et calcul leurs rendements).
- Les taux de conversion des familles hydrocarbures dans les trois réacteurs de la section de reforming.
- Les rendements des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur.
- Les paramètres de fonctionnement de l'unité (rapport H₂/HC, rapport H₂O/Cl₂, VVH).
- La sélectivité et la stabilité du catalyseur R86.

Le calcul des différents paramètres de fonctionnement a été effectué à l'aide des paramètres de marche actuelle relevés sur une période de suivi allant du **01/02/2024 au 25/03/2024**.

V-1 Résultats des calculs :

Les tableaux suivants représentent le calcul des débits massiques des gaz et des liquides ainsi que les rendements des produits pendant une période allant de 01/02/2024 au 25/03/2024.

	Charge HSRN	Unifinat	Reformat	12D6 Liq G.P.L Vers U13
Instrument	12FRC1	12FRC9	12FR15	12FR13
d¹⁵ désign	0.722	0.738	0.782	0.50
T_{des} (°C)	38	94	38	38

Tableau V-1 : Données de base pour les constituants liquides.

	12D1 Gaz	12D2 Gaz Vers 11C7	12D6 Gaz	Gaz Vers Hydrobon	Gaz de recyclage
Instrument	12FR2	12FR3	12FR12	12FR36	12FRAL8
T_{des} (°C)	38	38	38	68	68
d¹⁵_{Sh,des}	0.231	1.24	1.09	0.345	0.345
P_{des} (Kg/cm²)	17.8	10.5	34.5	24.5	24.5

Tableau V-2 : Données de base pour les constituants gazeux

Les tableaux suivants représentent le bilan matière de l'unité de reformage catalytique.

		Flux entrant		Flux sortant		
		Charge HSRN 12FRC1	Gaz Vers Hydrobon 12FR36	12D2 Gaz Vers 11C7 12FR3	12D1 Gaz 12FR2	Unifinat 12FRC9
01-15/02/2024	Débit massique (t/hr)	41	1,3	0,39	1,05	40,86
	Rendement (% pds)				2,48	96,59
15-25/02/2024	Débit massique (t/hr)	40,99	1,7	0,4	1,29	40,99
	Rendement (% pds)				3,02	96,04
25-10/03/2024	Débit massique (t/hr)	40,92	1,6	0,38	1,23	40,91
	Rendement (% pds)				2,89	96,21
10-25/03/2024	Débit massique (t/hr)	40,82	1,72	0,41	1,3	40,82
	Rendement (% pds)				3,05	95,98

Tableau V-3 : Bilan matière de la section hydrobon (voir l'annexe II)

		Flux entrant	Flux intermédiaire	Flux sortant			
		Unifinat 12FRC9	Gaz de recyclage 12FRAL8	12D6 Gaz 12FR1 2	Gaz Vers Hydrobon 12FR36	12D6 Liq G.P.L Vers U13 12FR13	Reformat 12FR15
01-15/02/024	Débit massique (t/hr)	40,86	14,82	0,23	1,3	2,32	33,048
	Rendement (% pds)					5,67	80,88
15-25/02/2024	Débit massique (t/hr)	40,99	17,61	0,21	1,7	1,91	33,507
	Rendement (% pds)					4,66	81,74
25-10/03/2024	Débit massique (t/hr)	40,91	16,58	0,19	1,6	2,02	34,04
	Rendement (% pds)					4,93	83,2
10-25/03/2024	Débit massique (t/hr)	40,86	16,25	0,21	1,72	1,89	34,119
	Rendement (% pds)					4,62	83,5
Design	Rendement (%pds)						84

Tableau V-4 : Bilan matière de la section reforming (voir l'annexe II)

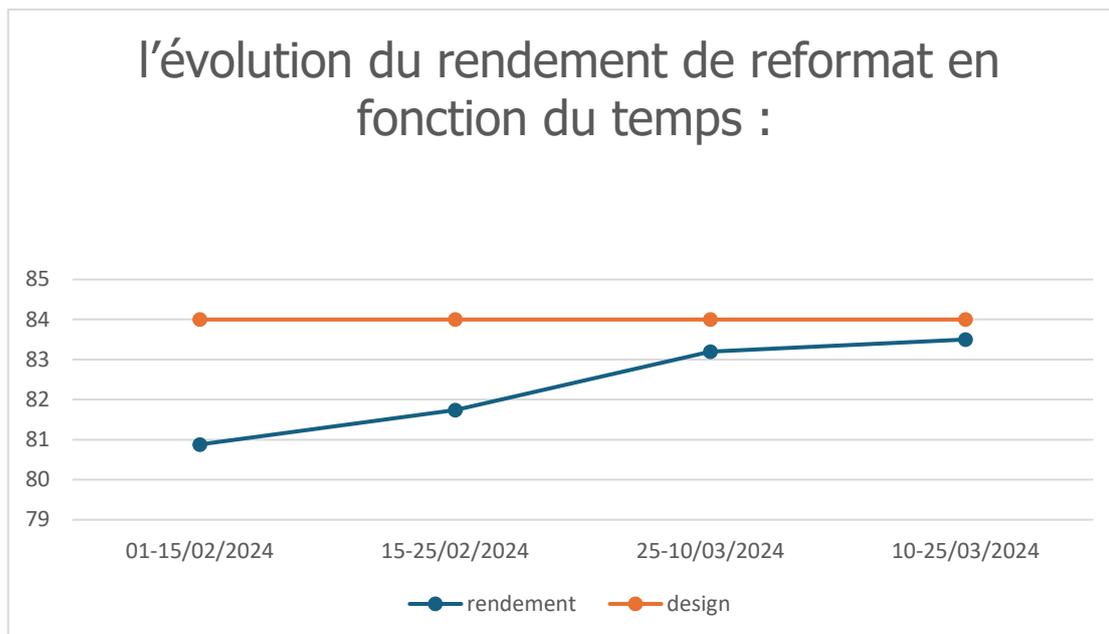


Figure V-1 : représente l'évolution du rendement de reformat en fonction du temps.

-Interprétation des résultats :

Ce graphique représente l'évolution du rendement de reformat en fonction du temps, ce rendement d'après l'UOP pour un indice d'octane NO=98 est de 84%, pour notre cas le rendement pour un indice d'octane NO=96 est de 83,5% après une régénération catalytique, ceci montre que le catalyseur R86 est **neuf et active**.

V-2 Calcul des taux de conversion et des rendements des familles d'hydrocarbures :

Ce calcul permet de voir l'évolution des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur pendant la période allant de 01/02/2024 au 25/03/2024. (Voir Annexe II)

Le tableau 5 représente la composition en paraffines, oléfines, naphtènes et aromatiques (PONA) dans la charge et dans le reformat.

		P	O	N	A	Débit volumique
		% Vol				m ³ /h
01-15/02/2024	Unifinat	59,19	0	30,21	10,6	55,59
	Reformat	34,80	0,1	10,2	54,9	43,2
15-25/02/2024	Unifinat	58,75	0	30,95	10,3	55,77
	Reformat	30,28	0,1	11,82	57,9	43,8
25-10/03/2024	Unifinat	60,15	0	29,65	10,20	55,66
	Reformat	32,48	0,1	9,42	58	44,5
10-25/03/2024	Unifinat	59,60	0	30,1	10,30	55,54
	Reformat	32,01	0,1	8,09	59,80	44,6

Tableau V-5 : Composition en paraffines, oléfines, naphtènes et aromatiques (PONA) dans la charge et dans le reformat.

V-2.1 Taux de conversion des familles d'hydrocarbures dans les trois réacteurs de la section de reforming :

V-2.1. a Taux de conversion total des familles hydrocarbures lors du reformage de l'unifinât en reformat (T_{total}) :

Les résultats sont regroupés dans le tableau V-6.

	Débit volumique (m ³ /h)			Taux de conversion total (% Vol)		
	ΔP	ΔN	ΔA	$T_{total P}$	$T_{total N}$	$T_{total A}$
01-15/02/2024	-17,87	-12,38	17,82	-54,3	-73,75	75,13
15-25/02/2024	-19,5	-12,083	19,61	-59,51	-70	77,32
25-10/03/2024	-19,02	-12,31	20,13	-56,81	-74,59	78
10-25/03/2024	-18,82	-13,10	20,95	-56,85	-78,36	78,55

Tableau V- 6 : Taux de conversion total des familles d'hydrocarbures.

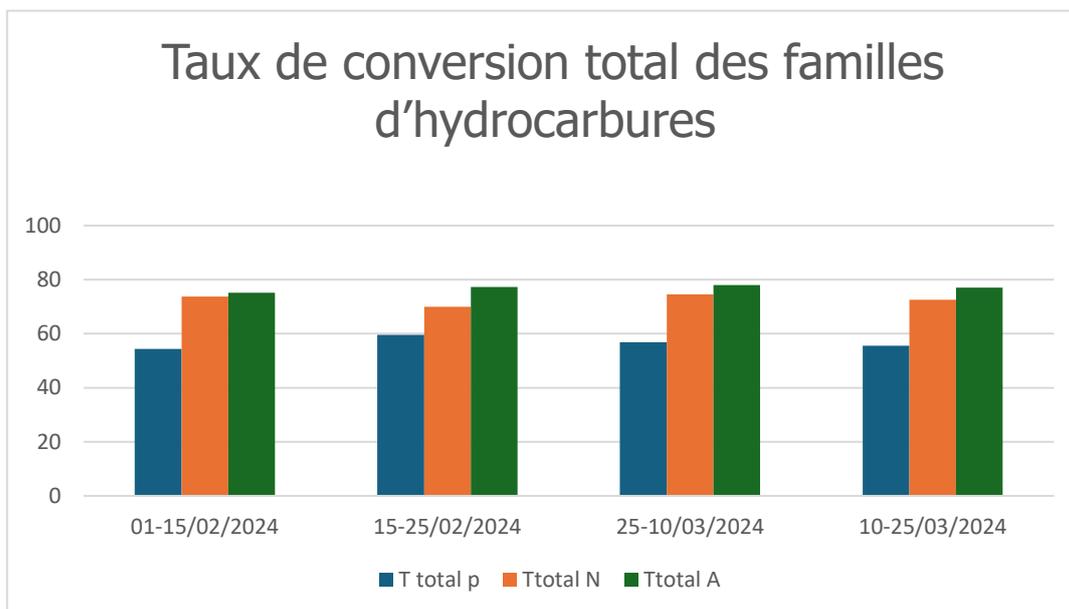


Figure V- 2: représente le taux de conversion total des familles d'hydrocarbures.

-Interprétation des résultats:

Ce graphe représente le taux de conversion total des familles d'hydrocarbures, une conversion moyenne des naphtés, et l'accroissement en parallèle des aromatiques et une conversion moyenne des paraffines dues au premier démarrage de l'unité après régénération.

V-2.1. b Taux de conversion des familles hydrocarbures dans chaque réacteur :

Les résultats sont regroupés dans le tableau 7.

❖ En aromatiques :

	ΔT total	ΔT 1	ΔT 2	ΔT 3	T_{A1}	T_{A2}	T_{A3}
	°C				%Vol		
01-15/02/2024	-126,7	-75,03	-33,03	-18,64	44,49	19,58	11,053
15-25/02/2024	-119,05	-71,25	-31,67	-16,13	46,27	20,57	10,47
25-10/03/2024	-123,16	-73,62	-32,18	-17,36	46,62	20,38	11
10-25/03/2024	-117,61	-71,04	-31,4	-15,17	47,44	20,97	10,13

Tableau V-7 : Taux de conversion en aromatiques dans chaque réacteur

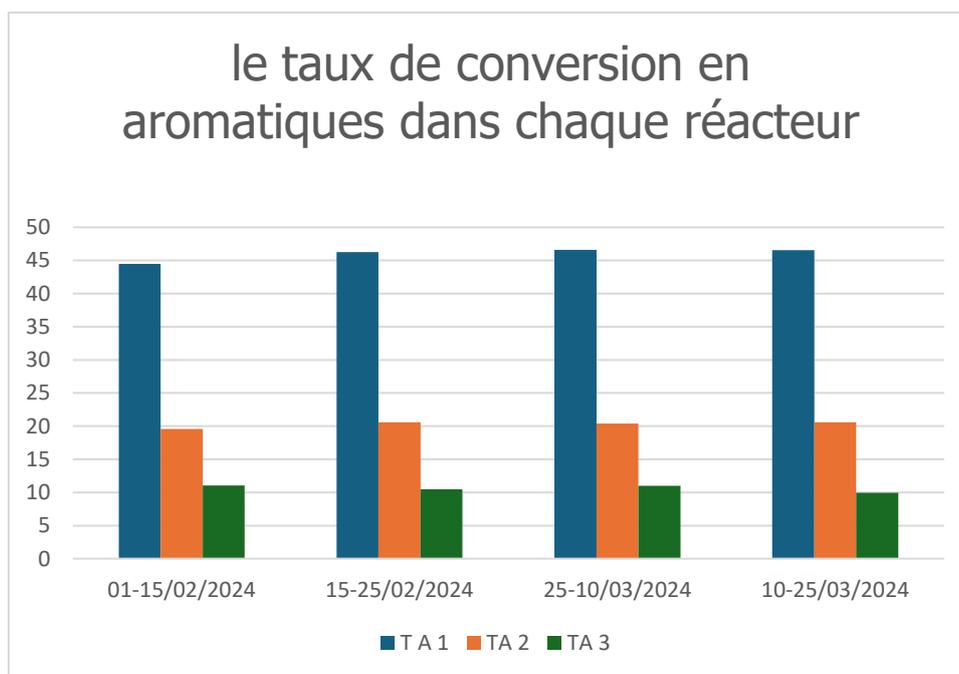


Figure V- 3 : représente le taux de conversion en aromatiques dans chaque réacteur.

-Interprétation des résultats:

Cet histogramme représente le taux de conversion des aromatiques dans chaque réacteur, 46 % de la répartition de la conversion en aromatique a été effectué dans le premier réacteur alors nous remarquons que la différence de température est supérieure au 70°C ce qui résulte le bon déroulement de la réaction principale de déshydrogénation des naphènes en aromatique qui a une forte endo-thermicité.

❖ Des naphènes :

Les résultats sont regroupés dans le tableau 8.

	ΔT total	ΔT 1	ΔT 2	ΔT 3	T_{N1}	T_{N2}	T_{N3}
	°C				%Vol		
01-15/02/2024	-126,7	-75,03	-33,03	-18,64	-43,68	-19,22	-10,85
15-25/02/2024	-119,05	-71,25	-31,67	-16,13	-41,89	-18,62	-9,48
25-10/03/2024	-123,16	-73,62	-32,18	-17,36	-44,58	-19,48	-10,51
10-25/03/2024	-117,61	-71,04	-31,4	-15,17	-43,33	-20,92	-10,10

Tableau V-8 : Taux de conversion des naphènes dans chaque réacteur.

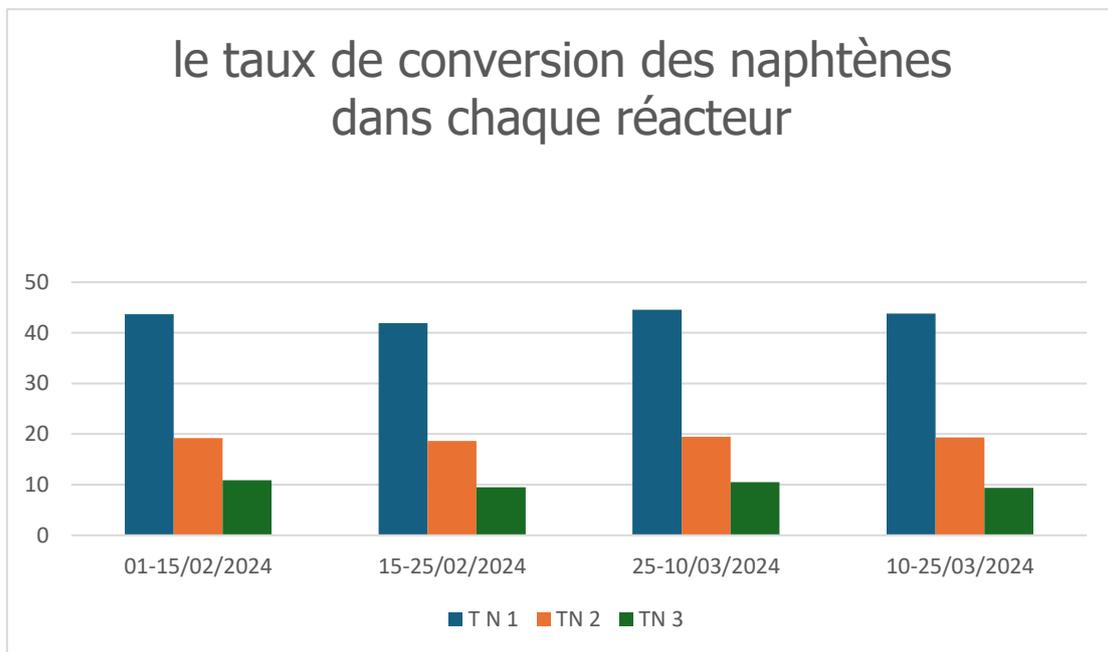


Figure V- 4: représente le taux de conversion des naphènes dans chaque réacteur.

-Interprétation des résultats :

Cet histogramme représente le taux de conversion des Naphènes dans chaque réacteur, nous remarquons que l'évolution de la conversion des naphènes avec le temps est remarquable ce qui signifie que le catalyseur est sélectif et actif.

❖ Des paraffines :

Les résultats sont regroupés dans le tableau 9.

	ΔT total	ΔT 1	ΔT 2	ΔT 3	T_{P1}	T_{P2}	T_{P3}
	°C				% Vol		
01-15/02/2024	-126,7	-75,05	-33,03	-18,64	-32,15	-14,15	-7,98
15-25/02/2024	-119,05	-71,25	-31,67	-16,13	-35,61	-15,83	-8,06
25-10/03/2024	-123,16	-73,62	-32,18	-17,36	-35,57	-15,54	-8,38
10-25/03/2024	-117,61	-71,04	-31,4	-15,17	-34,34	-15,17	-7,33

Tableau V-9 : Taux de conversion des paraffines dans chaque réacteur.

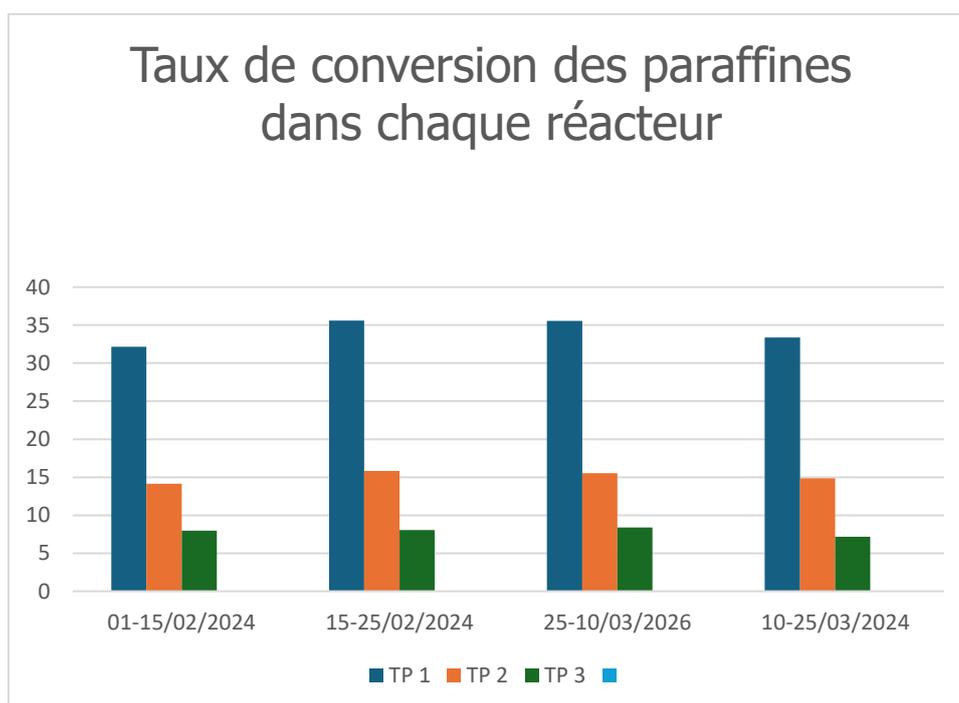


Figure V-5: représente le taux de conversion des paraffines dans chaque réacteur.

-Interprétation des résultats :

Cet histogramme représente le taux de conversion des paraffines dans chaque réacteur, nous résumons que la conversion s'évolue avec le temps après la régénération, 35% de la conversion aura lieu du premier réacteur.

V-2.2 Rendements des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur :

Les résultats sont regroupés dans le tableau 10

	1 ^{ier} Réacteur			2 ^{ème} Réacteur			3 ^{ème} Réacteur		
	η_{A1}	η_{N1}	η_{P1}	η_{A2}	η_{N2}	η_{P2}	η_{A3}	η_{N3}	η_{P3}
	% Vol								
01-15/02/2024	29,58	17,012	40,15	37,93	11,2	31,77	42,64	7,92	27,04
15-25/02/2024	31,34	17,98	37,82	40,69	12,21	28,51	45,45	9,27	19,18
25-10/03/2024	31,81	16,83	38,75	41,26	10,65	29,40	46,36	7,53	24,35
10-25/03/2024	33,08	17,05	39,13	43,15	10,75	30,08	48,01	7,7	25,71

Tableau V-10 : Rendements des familles d’hydrocarbures dans chaque réacteur.

Les graphes suivants représentent l’écart des rendements des familles d’hydrocarbures dans les trois réacteurs.

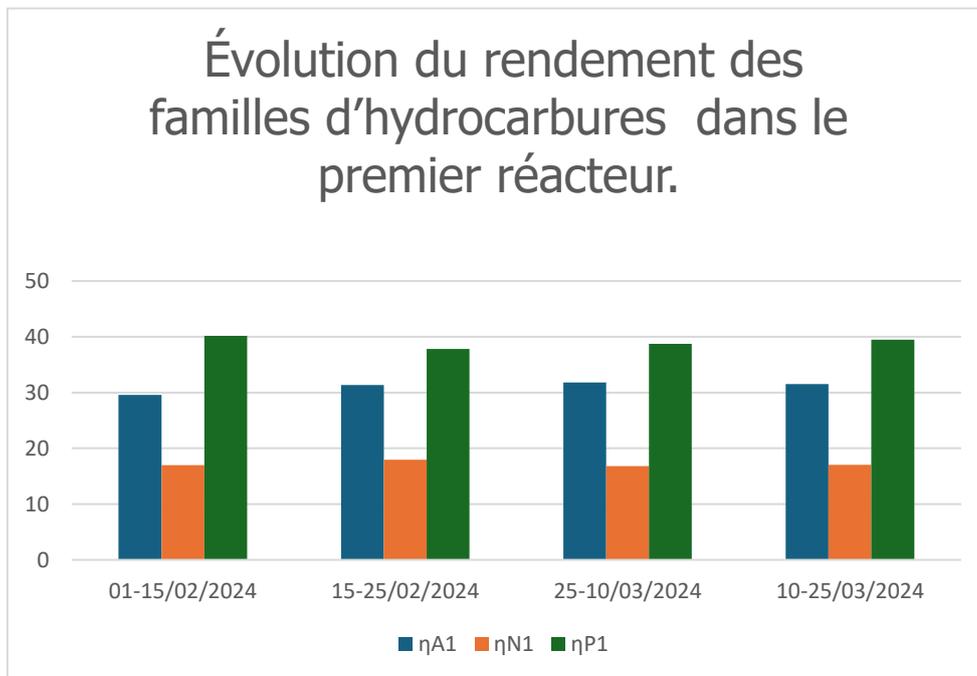


Figure V-6 : représente l’évolution du rendement des familles d’hydrocarbures dans le premier réacteur.

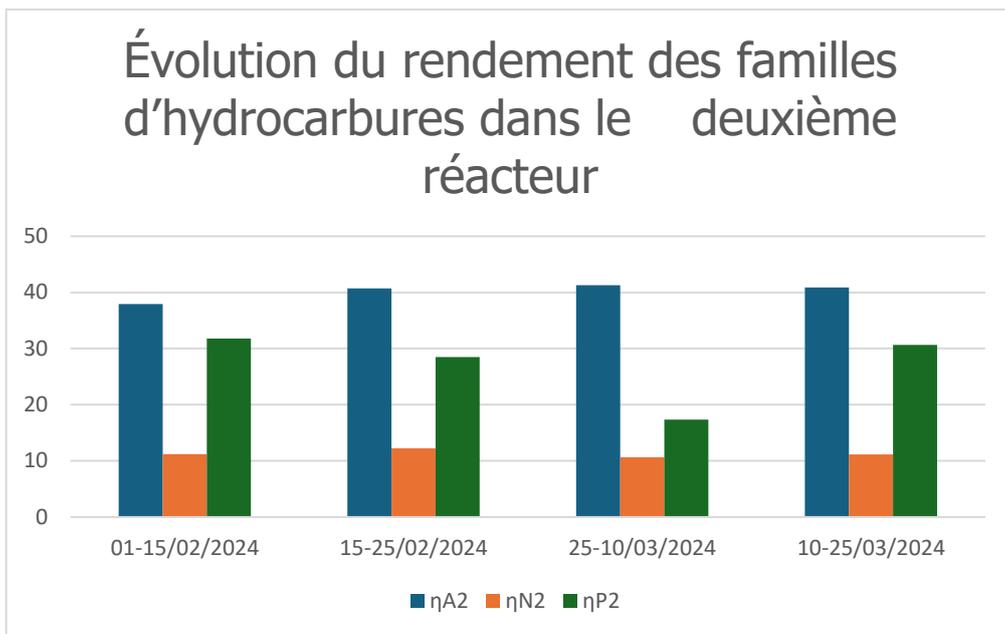


Figure V-7: représente l'évolution du rendement des familles d'hydrocarbures dans le deuxième réacteur.

Figure V-7: représente l'évolution du rendement des familles d'hydrocarbures dans le deuxième réacteur.

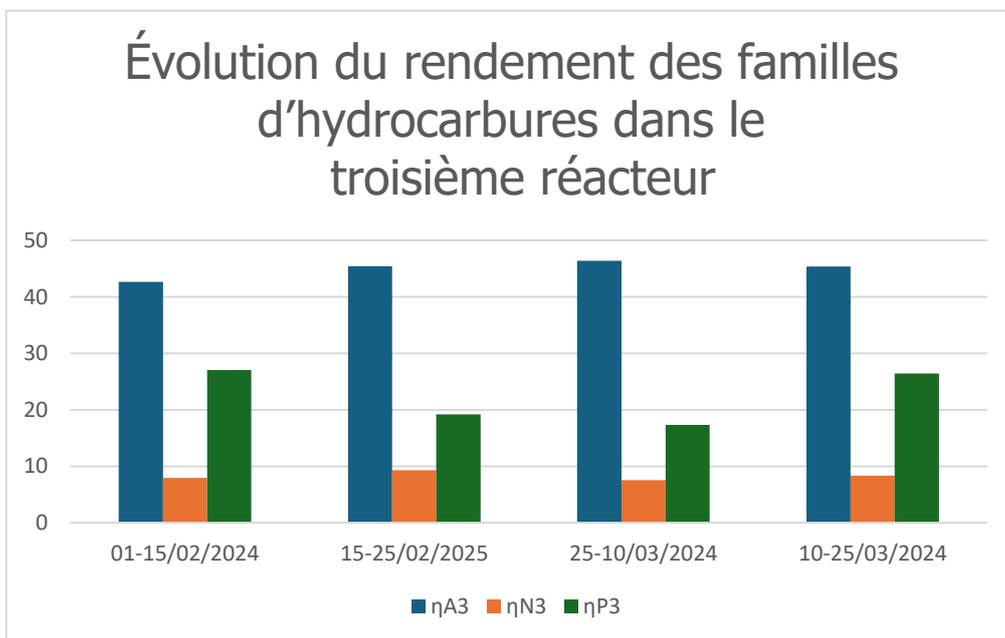


Figure V-8 : représente l'évolution du rendement des familles d'hydrocarbures dans le troisième réacteur.

-Interprétation des résultats :

Ces histogrammes représentent les rendements des familles d'hydrocarbures dans les trois réacteurs, est due aux :

- Evolution remarquable des rendements en naphènes en fonction du temps dans chaque réacteur et l'accroissement en parallèle des aromatiques celui-ci montre que la réaction principale dans ce réacteur est la déshydrogénation des naphènes en aromatiques qui est favorisée après régénération du catalyseur ce que signifie qui est actif et sélectif.
- Un rendement presque stable des paraffines signifie une absence totale des réactions parasites comme le craquage catalytique, alors nous résumons que la conversion des paraffines dans les trois réacteurs s'effectue en bon déroulement.

V-3 Calcul des paramètres de fonctionnement de la section de reforming :

V-3.1 Le rapport hydrogène/hydrocarbure (H₂/HC) :

Les résultats sont regroupés dans le tableau 11.

	V _{gr} (m ³ /h)	V _{CH} (m ³ /h)	M _{CH} (g/mole)	P _{CH} (Kg/m ³)	%H ₂	H ₂ /HC	Design 3,5 à 6
01-15/02/2024	47599,03	55,59	110	734,95	82,3	4,7	
15-25/02/2024	56536,43	55,77	110	734,95	80,17	5,44	
25-10/03/2024	53231,15	55,66	110	734,95	81,79	5,23	
10-25 /03/2024	56662,83	55,54	110	734,95	79,94	5,45	

Tableau V-11 : Evolution du rapport hydrogène sur hydrocarbures en fonction du temps.

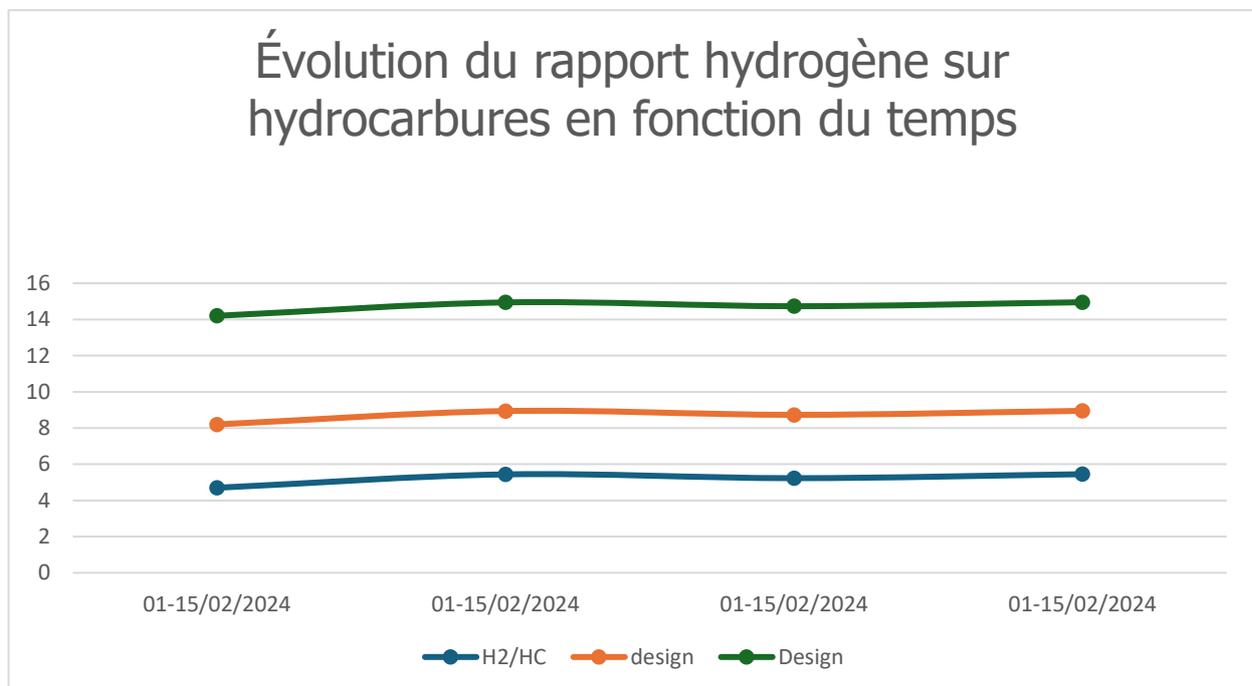


Figure V- 9 : représente l'évolution du rapport hydrogène sur hydrocarbures en fonction du temps.

-Interprétation des résultats :

La courbe montre que le rapport hydrogène/hydrocarbure (H_2/HC) est du même ordre que le design.

V-3.2 La vitesse spatiale VVH :

Les résultats sont regroupés dans le tableau 12.

	$G_{CH}(m^3/h)$	$V_{CH}(m^3)$	VVH (1/h)	Design $1.6 h^{-1}$
01-15/02/2024	55,59	35,98	1,545	
15-25/02/2024	55,77	35,98	1,55	
25-10/03/2024	55,66	35,98	1,547	
10-25/03/2024	55,54	35,98	1,543	

Tableau V-12 : Evolution de La vitesse spatiale en fonction du temps.

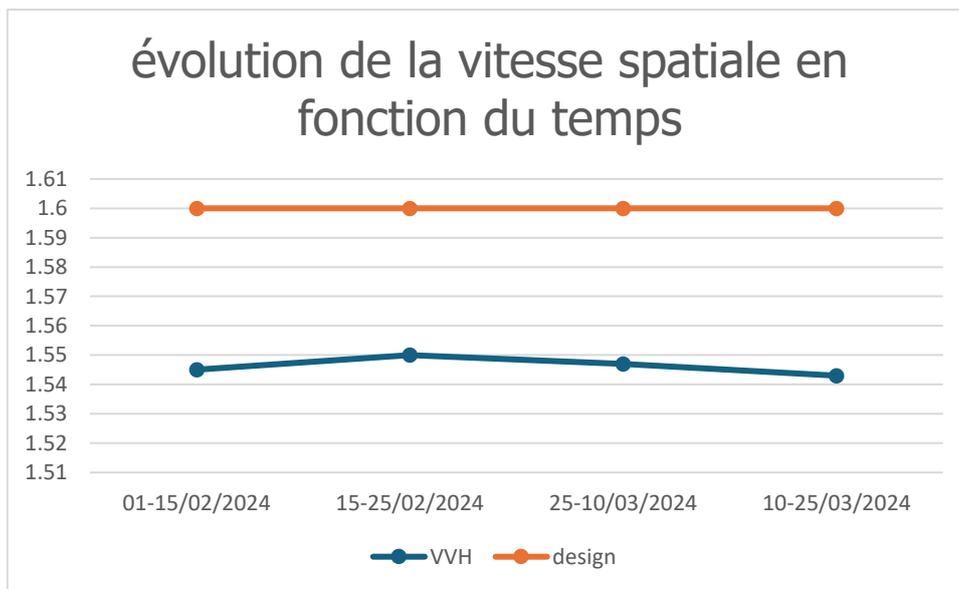


Figure V-10: représente l'évolution de la vitesse spatiale en fonction du temps.

-Interprétation des résultats:

La courbe montre que la vitesse spatiale est du même ordre que le design.

V-3.3 Le rapport Eau/Chlore :

Les résultats sont regroupés dans le tableau V-13.

	% Vol		Ppm		g/mole			H ₂ /HC	H ₂ O/CL
	X _{HCl}	X _{H₂O}	Inj TCE	Inj H ₂ O	MM Charge	MM Chlore	MM H ₂ O		
01-15/02/2024	0,3	15	1	4	110	35,5	18	4,7	21,05
15-25/02/2024	0,3	10	1	4	110	35,5	18	5,44	16,66
25-10/03/2024	0,2	8	1,4	4	110	35,5	18	5,23	12,31
10-25 /03/2024	0,4	10	1,4	4	110	35,5	18	5,45	12,11
Design									10-20

Tableau V-13 : Evolution du rapport Eau/Chlore en fonction du temps.

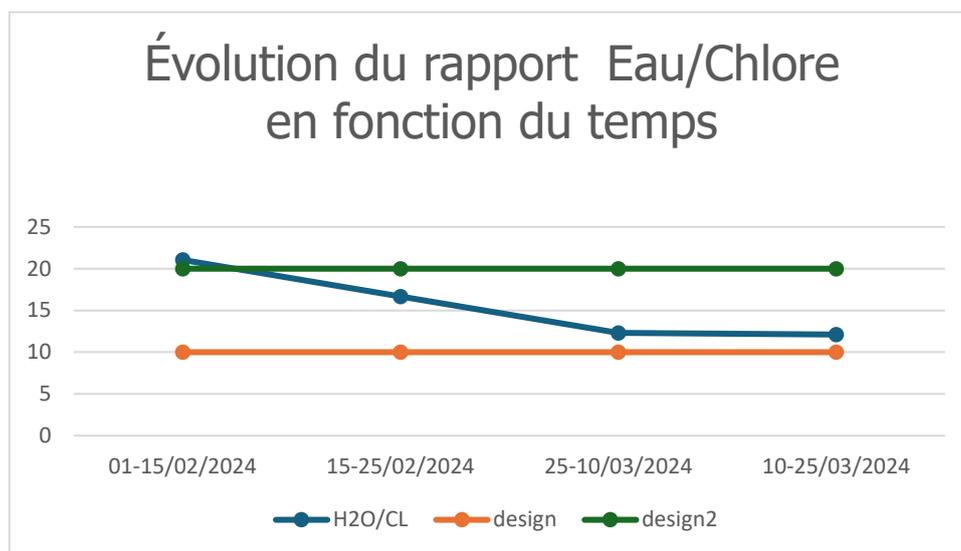


Figure V- 11: représente l'évolution du rapport Eau/Chlore en fonction.

-Interprétation des résultats:

Cette courbe représente l'évolution du rapport eau/chlore en fonction de temps, nous remarquons que ces résultats des deux mois sont du même ordre que le design, sauf le premier point, la balance a dépassé le design à cause des conséquences du démarrage de l'unité de reformage catalytique et la répartition totale du TCE le long des lits catalytiques.

V-3.4 Teneur en chlore sur le catalyseur R86

Les résultats sont regroupés dans le tableau V-14.

	1 ^{ère} Réacteur			2 ^{ème} Réacteur			3 ^{ème} Réacteur			WABT	H ₂ O/Cl	Cl/Cat (% pds)
	T ₁ ^e	T ₁ ^s	F1	T ₂ ^e	T ₂ ^s	F2	T ₃ ^e	T ₃ ^s	F3			
	°C											
01-15/02/2024	508,04	433,01	0,2	508,03	475	0,3	507,69	498,05	0,5	493	21,05	1,08
15-25/02/2024	508,25	437	0,2	508,67	477	0,3	508,13	492	0,5	496,208	16,66	1,12
25-10/03/2024	508,62	435	0,2	508,18	476	0,3	508,36	491	0,5	491,83	12,31	1,2
10-25/03/2024	508,75	437,71	0,2	508,55	477,15	0,3	509,17	494	0,5	493,29	12,11	1,2
Design										530 max		0.9 à 1.2

Tableau V-14 : Evolution du teneur en chlore sur le catalyseur R86 en fonction du temps

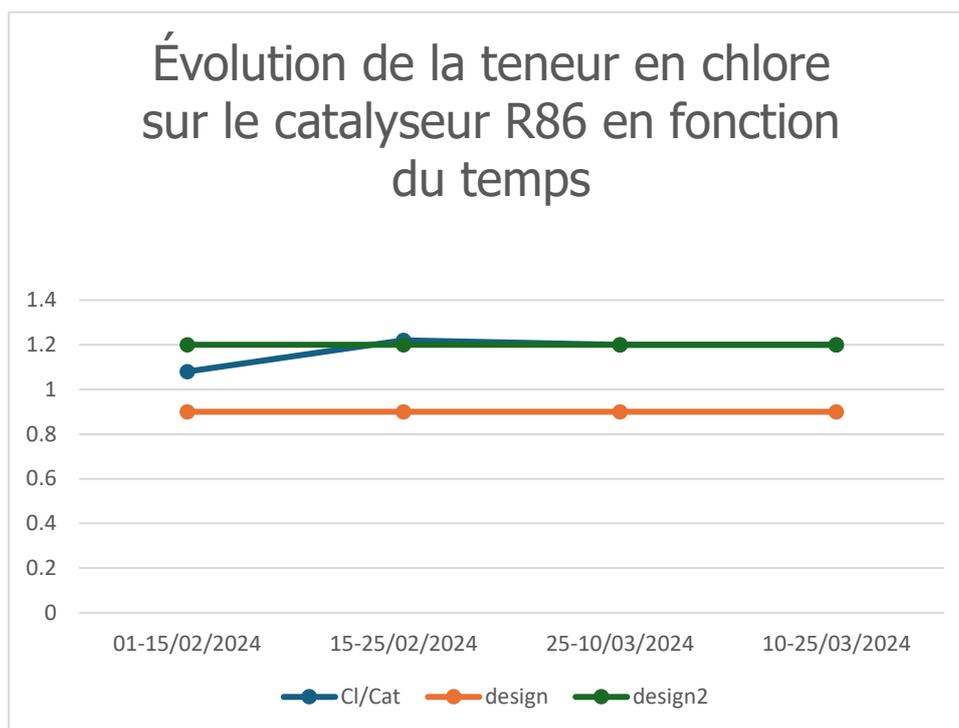


Figure V-12 : représente l'évolution du teneur en chlore sur le catalyseur R86 en fonction du temps.

-Interprétation des résultats :

Cette courbe représente l'évolution du rapport chlore sur le catalyseur R86 en fonction de temps, nous remarquons que ces résultats sont acceptables par rapport au design. L'évolution de ces résultats en fonction du temps signifie une bonne répartition du chlore le long des lits catalytique.

V-4 Calcul de la désactivation du catalyseur R86 :

L'activité est un terme utilisé pour définir la température WAIT à laquelle un catalyseur doit opérer pour donner l'indice d'octane désiré.

4.1 La température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) :

(WeightedAverageInletTemperature)

Les résultats sont regroupés dans le tableau 15 :

	Paramètres			WAIT (V.V.H=1) (°C)	C _{CAT} (°C)	C _{V.V.H} (°C)	WAIT _{calculée} (°C)
	NO	N+3.5 A (%Vol)	V.V.H (1/h)				
01-15/02/2024	94,6	67,31	1,545	498	-16	9,8	491,8
15-25/02/2024	95,7	67	1,55	503	-16	10	497
25-10/03/2024	95,7	65,35	1,547	505	-16	9,9	498,9
10-25 /03/2024	96,2	66,15	1,543	506	-16	9,7	499,7

Tableau V-15 : Température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) calculée.

WAIT_(V.V.H=1) —→ Figure N° (voir l'annexe I)

C_{CAT} —→ Tableau N° (voir l'annexe I)

C_{V.V.H} —→ Figure N° (voir l'annexe I)

Les résultats sont regroupés dans le tableau V-16.

	1 ^{ère} Réacteur		2 ^{ème} Réacteur		3 ^{ème} Réacteur		WAIT _{actuelle}	Design °C max
	T ₁ ^e	F ₁	T ₂ ^e	F ₂	T ₃ ^e	F ₃		
	°C							
01-15/02/2024	508,04	0,2	508,03	0,3	507,69	0,5	507,862	
15-25/02/2024	508,25	0,2	508,67	0,3	508,13	0,5	508,316	
25-10/03/2024	508,62	0,2	508,18	0,3	508,13	0,5	508,243	
10-25/03/2024	508,74	0,2	508,55	0,3	509,17	0,5	508,898	

Tableau V-16 : Température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) actuelle.

Le tableau ci-dessus montre que la température moyenne pondérée des réacteurs est du même ordre que le design.

V-4.2 Calcul de $\Delta(WAIT)$

Les résultats sont regroupés dans le tableau 17.

	WAIT _{calculée} (°C)	WAIT _{actuelle} (°C)	Δ WAIT (°C)
01-15/02/2024	491,8	507,862	-16,062
15-25/02/2024	497	508,316	-11,316
25-10/03/2024	498,9	508,243	-9,343
10-25 /03/2024	499,7	508,898	-9,198

Tableau V-17 : Différence entre le WAIT calculée et actuelle.

-Interprétation des résultats:

La perte en activé diminue en fonction du temps, le catalyseur a perdu presque (9°C) d'activité par rapport au catalyseur neuf ce qui implique que le catalyseur est actif.

V-5 Chute de température le long du lit catalytique :

Les résultats sont regroupés dans le tableau 18 :

	1 ^{er} Réacteur			2 ^{ème} Réacteur			3 ^{ème} Réacteur			Δ T total
	T ₁ ^e	T ₁ ^s	Δ T 1	T ₂ ^e	T ₂ ^s	Δ T 2	T ₃ ^e	T ₃ ^s	Δ T 3	
	°C									
01-15/02/2024	508,04	433,01	-75,03	508,03	475	-33,03	507,69	489,05	-18,64	-126,7
15-25/02/2024	508,25	437	-71,25	508,67	477	-31,67	508,13	492	-16,13	-119,05
25-10/03/2024	508,62	435	-73,62	508,18	476	-32,18	508,36	491	-17,36	-123,16
10-25/03/2024	508,75	437,71	-71,04	508,55	477,15	-31,4	509,17	494	-15,17	-117,61
Design										-130 max

Tableau V-18 : Chute de température le long du lit catalytique.

-Interprétation des résultats:

Le tableau ci-dessus montre que la différence de température en fonction du temps n'est pas loin de celle du désign ce qui implique que la régénération a eu un effet sur l'endo-thermicité des réacteurs.

V-6 Perte de charge le long du lit catalytique :

Les résultats sont regroupés dans le tableau 19 :

	1 ^{ier} Réacteur			2 ^{ème} Réacteur			3 ^{ème} Réacteur			ΔP total
	P ₁ ^e	P ₁ ^s	ΔP 1	P ₂ ^e	P ₂ ^s	ΔP 2	P ₃ ^e	P ₃ ^s	ΔP 3	
	Kg/cm ²									
01-15/02/2024	22	21,9	0,1	21	20,9	0,1	20,4	20,3	0,1	0,3
15-25/02/2024	22,3	22,2	0,1	21,1	20,9	0,2	20,4	20,2	0,2	0,5
25-10/03/2024	22	21,8	0,2	21	20,9	0,1	20,3	20	0,3	0,6
10-25/03/2024	22,4	22,2	0,2	21,3	21,1	0,2	20,5	20,2	0,3	0,7

Tableau V-19 : Perte de charge le long du lit catalytique

-Interprétation des résultats:

Le tableau montre que la perte de charge le long du lit catalytique est du même ordre que le design.

V-7-Calcul de la sélectivité du catalyseur R86

V-7.1 Effets des variables sur le rendement du reformat :

En prenant le cas de base de ce même type de catalyseur comme référence.

Les données des variables pour le cas de base proposé par l'UOP et le cas actuel sont regroupés dans le tableau N°20.

	Cas de base				Cas actuel			
	NO (1)	N+2 A (% Vol) (2)	P (Kg/cm ²) (3)	Point à 50% °C (4)	NO (1)	N+2 A (% Vol) (2)	P (Kg/cm ²) (3)	Point à 50% °C (4)
01-15/02/2024	93	60	31,5	127	94,6	51,41	21,13	118
15-25/02/2024	93	60	31,5	127	95,7	51,55	21,36	123
25-10/03/2024	93	60	31,5	127	95,7	50,05	21,1	123
10-25/03/2024	93	60	31,5	127	96,2	50,7	21,4	126

Tableau V-20 : Données des variables influant sur le rendement

(1) : Indice d'octane.

(2) : Le réformabilité des naphthènes plus 2 fois des aromatiques.

(3) : Pression moyenne de réacteur (Kg/cm²).

(4) : Le point d'ébullition lorsque 50% du volume de la charge est distillé.

V-7.1-a Effet de l'indice d'octane

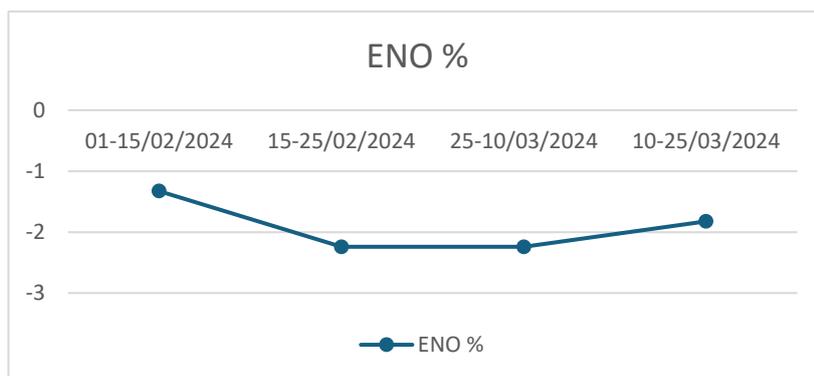
D'après la figure N°13 (voir l'annexe), la perte en rendement pour une augmentation de l'indice d'octane NO de un point est de 0.83%, on a une différence de 4 points entre le cas de base et le cas actuel, donc l'effet de l'indice d'octane sur le rendement pour notre cas est comme suite :

$$E_{NO} = - 0.83 * \text{Diff.NO (différence des points (NO) entre le cas de base et le cas actuel)}$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau21.

	Diff.NO	E _{NO} %
01-15/02/2024	-1,6	1,328
15-25/02/2024	-2,7	2,241
25-10/03/2024	-2,7	2,241
10-25/03/2024	-3,2	2,656

Tableau V-21 : Effet de l'indice d'octane.



FigureV-13: représente Effet de l'indice d'octane.

-Interprétation des résultats:

Cette courbe représente l'effet de l'indice d'octane en fonction du temps, nous remarquons que ces résultats sont presque stables ce qui implique la stabilité de l'indice d'octane.

V-7.1-b Effet de la réformabilité :

D'après la figure N° 14 (voir l'annexe I), une augmentation de N+2A de 1% permet un rendement du reformat de 0.25%.

La chute de la réformabilité de la charge est comme suite :

$$\Delta (N+2A) = (N+2A)_{\text{base}} - (N+2A)_{\text{actuel}} \dots \dots \dots \text{(V-1)}$$

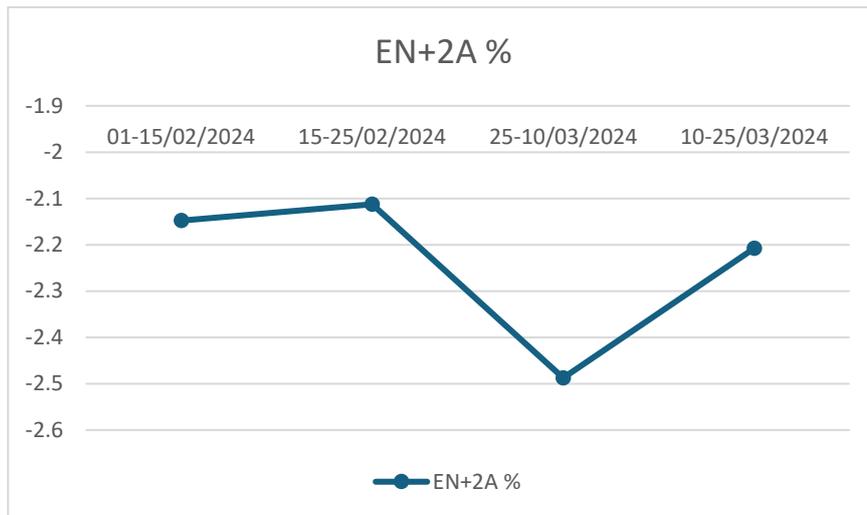
Donc l'effet de la réformabilité sur le rendement est égale à la variation de la réformabilité multiplié par le gain de 1% de réformabilité du cas de base.

$$E_{N+2A} = 0.25 * \Delta (N+2A) \dots\dots\dots(V-2)$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau 22.

	$\Delta (N+2A)$	$E_{N+2A} \%$
01-15/02/2024	-8,59	-2,1475
15-25/02/2024	-8,45	-2,1125
25-10/03/2024	-9,95	-2,4875
10-25/03/2024	-9,3	-2,325

Tableau V-22 : Effet de la réformabilité.



FigureV-14: représente Effet de la réformabilité.

-Interprétation des résultats:

Cette courbe représente l’effet de la réformabilité en fonction de le temps, nous remarquons que ces résultats presque stables suite à la stabilité de la charge selon analyse PONA.

V-7-1-c Effet de la pression :

D’après la figure N°23 (voir l’annexe I), le gain en rendement pour une diminution de la pression de 07 Kg/cm² est 1.4%.

La variation de pression entre le cas de base et le cas actuelle est de :

$$\Delta P_{moy} = P_{moy \text{ base}} - P_{moy \text{ actuelle}} \dots\dots\dots(V-3)$$

Alors l’effet de la baisse de pression est la variation de pression multiplie par l’effet de la pression pour le cas de base.

$$E_{P \text{ moy}} = (1.4 * \Delta P_{moy}) / 7 \dots\dots\dots(V-4)$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau 23.

	ΔP_{moy} (Kg/cm ²)	EP _{moy} %
01-15/02/2024	10,37	2,074
15-25/11/2024	10,14	2,028
25-10/03/2024	10,4	2,08
10-25/03/2024	10,1	2,02

Tableau V-23 : Effet de la pression.

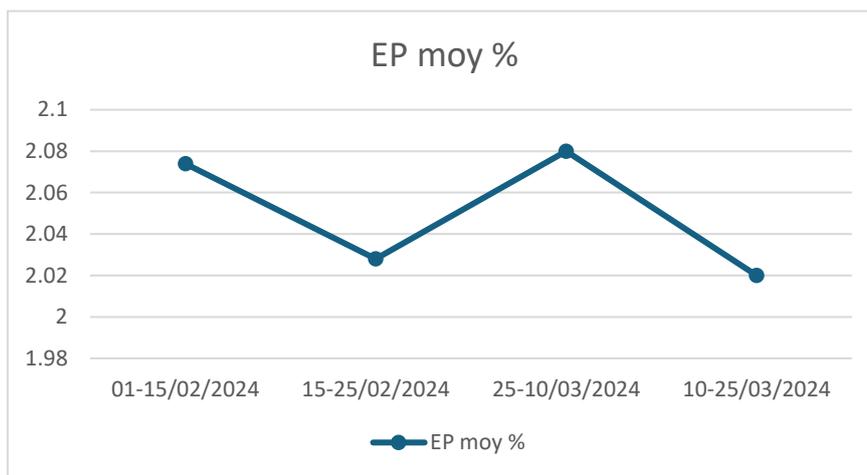


Figure V-15: représente Effet de la pression.

-Interprétation des résultats:

Cette courbe représente l'effet de pression en fonction du temps, nous remarquons que ces résultats presque stables suite à la stabilité de la différence des pressions des réacteurs.

V-7.1-d Effet du point d'ébullition à 50%

Le point d'ébullition à 50% est la température à laquelle 50% du volume de la charge est distillé.

L'effet du point d'ébullition 50% (E_{Point 50%}) sur le rendement est tiré directement à partir de la figure N° (voir l'annexe II)

Les résultats sont regroupés dans le tableau 24.

	Point à 50% (°C)	E _{Point à 50%} %
01-15/02/2024	118	-0,6
15-25/02/2024	123	-0,42
25-10/03/2024	123	-0,42
10-25/03/2024	126	-0,2

Tableau V- 24 : Effet du point d'ébullition à 50%.

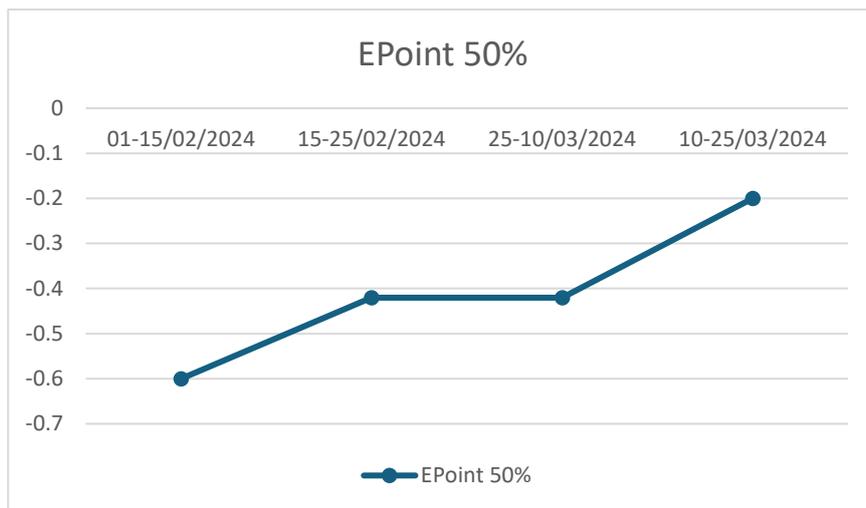


Figure V-16: représente Effet du point d'ébullition à 50%.

-Interprétation des résultats:

Nous remarquons, lorsque le point d'ébullition à 50% de la température à laquelle 50% du volume de la charge est distillé diminue, y aura une perte en rendement de reformat, cela implique que la nature de la charge joue un rôle très important en rendement.

V-7.2 Effet total des variables sur le rendement du reformat :

L'effet total des variables sur le rendement du reformat est donné par la formule suivante :

$$E_{Total} = E_{NO} + E_{N+2A} + E_{P\ moy} + E_{Point\ 50\%} \dots\dots\dots(V-5)$$

Les résultats sont regroupés dans le tableau 25.

	E _{NO} %	E _{N+2A} %	E _{P moy} %	E _{Point 50%} %	E _{Total} %
01-15/02/2024	1,328	-2,1475	2,074	-0,6	0,65
15-25/02/2024	2,241	-2,1125	2,028	-0,42	1,73
25-10/03/2024	2,241	-2,4875	2,08	-0,42	1,41
10-25/03/2024	2,656	-2,325	2,02	-0,2	2,12

Tableau V-25 : Effet total des variables sur le rendement du reformat

-Interprétation des résultats:

Ce tableau représente l'effet total des variables sur le rendement du reformat, nous remarquons que la stabilité de E_{total} due à la stabilité de l'indice d'octane.

V- 8 Calcul de la stabilité du catalyseur R86 :

Un catalyseur doit être stable pour maintenir pendant un temps suffisamment long le niveau d'activité et de sélectivité de l'état initial.

Le calcul de la stabilité du catalyseur d’après l’UOP est en fonction des variables (l’indice d’octane, la réformabilité, le point final de la charge, la pression moyenne de réacteur et le rapport H₂/HC).

V-8.1 Calcul des vitesses de désactivations relatives du catalyseur :

Les données des variables pour le cas actuel et le cas de base proposés par l’UOP sont rapportés dans les tableaux N°26 A/B

	NO	N+A (%Vol)	Point final °C (1)	P (Kg/cm ²)	H ₂ /HC
01-15/02/2024	93	50	182	31,5	6
15-25/02/2024	93	50	182	31,5	6
25-10/03/2024	93	50	182	31,5	6
10-25/03/2024	93	50	182	31,5	6

Tableau V-26. A : Données des variables influent sur la stabilité du catalyseur pour le cas de base

(1) : Point final de la charge (unifinat). (**Voir Annexe II**)

	NO	N+A (%Vol)	Point final °C	P (Kg/cm ²)	H ₂ /HC
01-15/02/2024	94,6	40,81	163	21,13	4,17
15-25/02/2024	95,7	41,25	166	21,36	5,44
25-10/3/2024	95,7	39,85	166	21,1	5,23
10-25/03/2024	96,2	40,4	163	21,4	5,45

Tableau V-26 V.B : Données des variables influent sur la stabilité du catalyseur pour le cas actuel.

Les vitesses relatives de désactivation en fonction des différentes variables sont données dans les figures suivantes :

- V_{désact NO} —> Figure N° (voir l’annexe I)
- V_{désact N+A} —> Figure N° (voir l’annexe I)
- V_{désact PF} —> Figure N° (voir l’annexe I)
- V_{désact P} —> Figure N° (voir l’annexe I)
- V_{désact H2/HC} —> Figure N° (voir l’annexe I)

Les vitesses de désactivation relatives à chaque variable ainsi que les rapports de désactivation sont regroupées dans les tableaux N°27 A/B.

	V _{désact NO}	V _{désact N+A}	V _{désact PF}	V _{désact P}	V _{désact H2/HC}
01-15/11/2024	1,4	0,84	0,82	0,88	1,25
15-25/02/2024	1,4	0,84	0,82	0,88	1,25
25-10/03/2024	1,4	0,84	0,82	0,88	1,25
10-25/03/2024	1,4	0,84	0,82	0,88	1,25

Tableau V-27. A : Vitesses de désactivation relatives pour le cas de base.

	V _{désact NO}	V _{désact N+A}	V _{désact PF}	V _{désact P}	V _{désact H2/HC}
01-15/02/2024	1,6	1,048	0,65	1,43	1,87
15-25/02/2024	2	1,02	0,67	1,41	1,45
25-10/03/2024	2	1,058	0,67	1,43	1,6
10-25/03/2024	2,4	1,052	0,66	1,42	1,46

Tableau V-27. B : Vitesses de désactivation relatives pour le cas actuel.

V-8.2 Calcul des rapports de désactivations relatives propres du catalyseur

Les résultats sont regroupés dans le tableau 28.

	Rapports de désactivations relatives du catalyseur					Rapport total RDT
	RD _{NO}	RD _{N+A}	RD _{PtF}	RD _P	RD _{H2/HC}	Rapport total
01-15/02/2024	1,142	1,247	0,792	1,625	1,496	2,74
15-25/02/2024	1,428	1,214	0,817	1,602	1,16	2,63
25-10/03/2024	1,428	1,259	0,817	1,625	1,28	3,055
10-25/03/2024	1,7	1,252	0,804	1,613	1,168	3,22

Tableau V-28 : Rapports de désactivations relatives propres du catalyseur.

- Interprétation des résultats :

Le catalyseur dans les conditions de marche actuels se désactive 2,74 fois plus vite que dans le cas de base, cette désactivation est expliquée par :

- Les conditions sévères de démarrage, qui influe sur le cycle du catalyseur.
- Le fin cycle du catalyseur qui nécessite une substitution totale par une nouvelle charge.

Conclusion :

L'analyse détaillée des résultats dans le processus de reformage après la régénération révèle une amélioration significative des performances du catalyseur R86. Le rendement en reformat, atteignant 83,5% pour un indice d'octane de 96, montre une nette amélioration par rapport aux résultats précédents, indiquant une réactivation réussie du catalyseur.

L'analyse des taux de conversion des aromatiques, des naphthènes et des paraffines dans chaque réacteur montre une évolution positive post-régénération. Une conversion significative des naphthènes en aromatiques, sans réactions parasites notables, témoigne de l'efficacité et de la sélectivité retrouvée du catalyseur.

Les résultats sur l'évolution du rapport chlore sur le catalyseur, la stabilité de l'indice d'octane et l'effet de la nature de la charge sur le rendement du reformat soulignent la robustesse et la stabilité retrouvée du processus après la régénération.

En conclusion, cette analyse fournit des indications précieuses pour optimiser les opérations de reformage, mettant en lumière les zones de force et les domaines nécessitant une attention particulière pour garantir une efficacité maximale du processus.

Chapitre VI : Etude spécifique de la régénération catalytique

Introduction :

Nous allons calculer la quantité de coke formé dans les trois réacteurs, pendant le cycle (2022-2023), la quantité du Chlore à injecter et d'oxygène consommée pour brûler tout le coke formé, De même qu'on va déterminer la masse de coke formé et la masse de catalyseur dans chaque réacteur. Une fois que la régénération du catalyseur est réalisée, nous avons essayé de faire une analyse qualitative du catalyseur par microscope afin de contrôler la qualité de la régénération.

VI-1 Calcul de la quantité du Chlore à injecter pendant la régénération du Catalyseur R86 : [15]

VI-1-1 Injection TCE PHASE COMBUSTION :

Conditions opératoires de la régénération :

- ❖ Température ballon D5 = 25° C = 77°F
- ❖ Pression du ballon D5 = 5.5 kg/cm² = 78.2 PSIA
- ❖ Débit de gaz de recyclage = 59000 Nm³/h = 50 MMSCFD
- ❖ Période de combustion = 128,5 heures.
- ❖ Période d'oxydation = 14 heures.

Graph n° A : Il donne la tension de vapeur d'eau (TV) en fonction de la température

Chloride Injection - Graph A

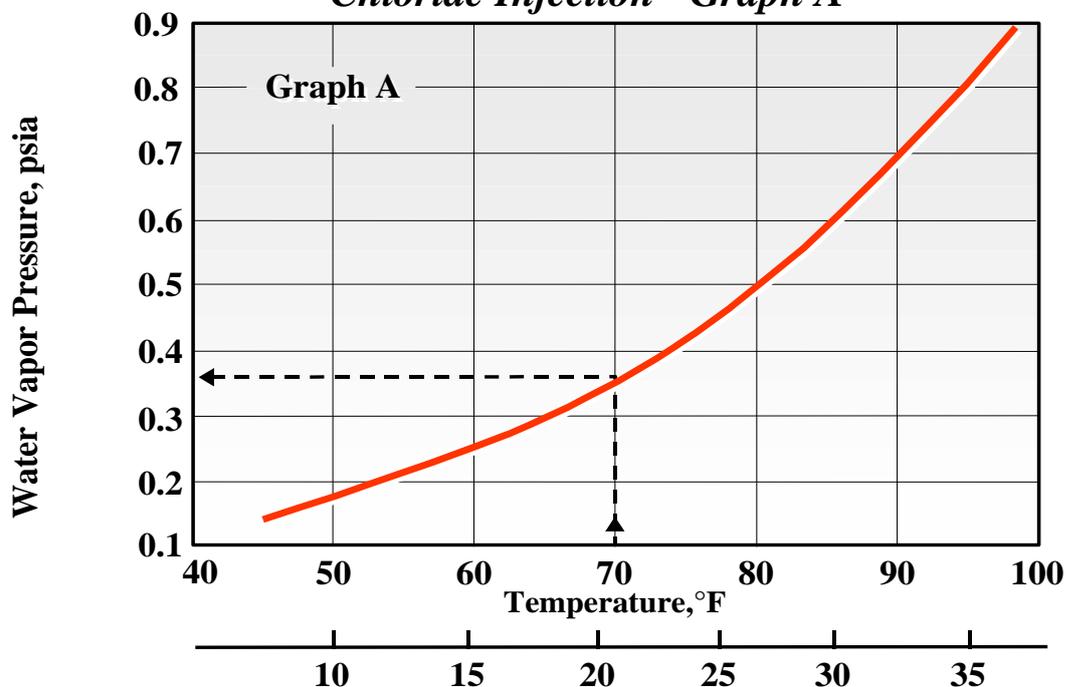


Figure VI-1 : Injection de chlorure graphe A

Température du 12D5 = 77°F \Rightarrow TV (H₂O) = 0.47 PSIA

Graph n°B : il donne le rapport de la tension de vapeur absolue / Pression absolue du séparateur.

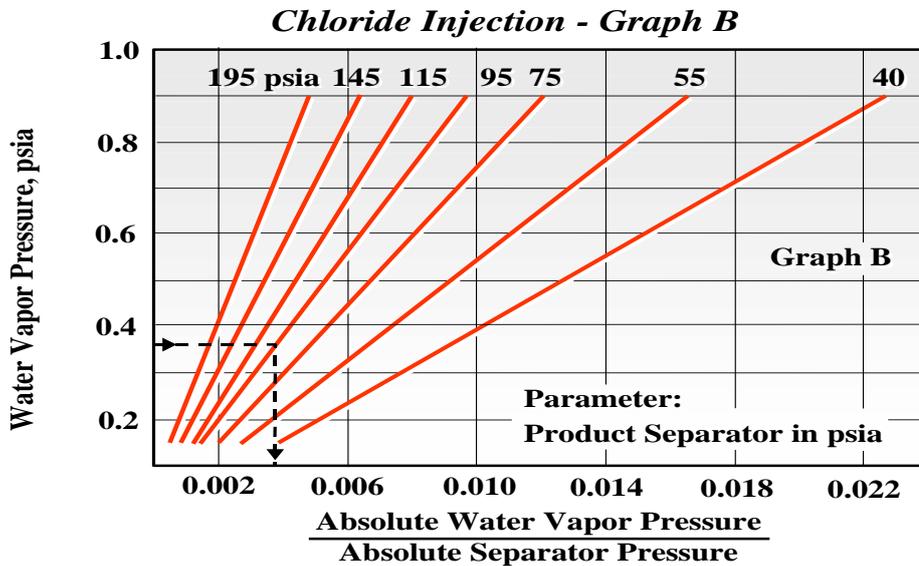


Figure VI-2 : Injection de chlorure graphe B

Pression du 12 D5 = 78 PSIA

TV (H₂O) = 0.47 PSIA

\Rightarrow TV (H₂O)/ Pabs (12D5) = 0,006

Graph n°C : Il donne l'eau du gaz de recyclage en livre môles / heure

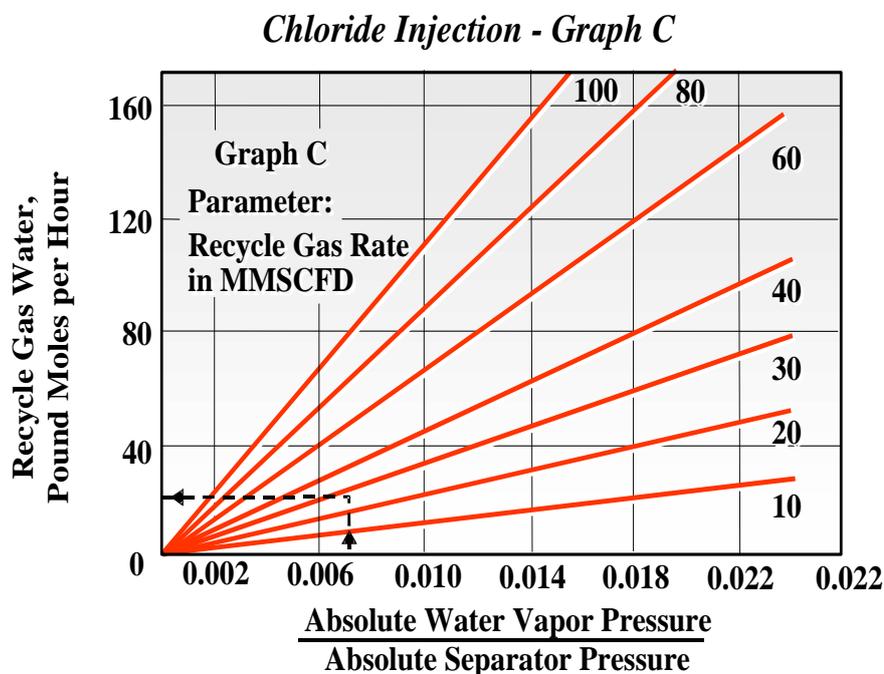


Figure VI-3 : Injection de chlorure graphe C

Taux de gaz recyclé = 50 MMSCFD

TV (H₂O) / P abs (12D5) = 0.006

Eau du GR = 38 lb moles/h

Graph n°D : Il donne le poids de chlorure

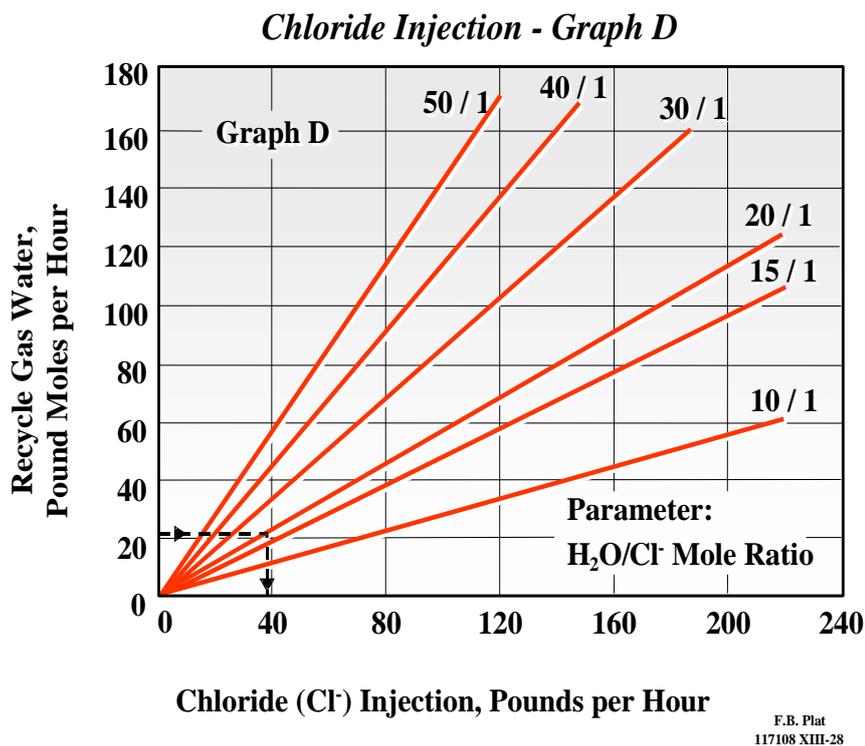


Figure VI-4 : Injection de chlorure graphe D

Eau du GR = 38 livres môles /h	}	Poids de chlorure = 60 lb/h
Souhaitant un rapport H ₂ O / Cl ⁻ = 20/1		

Graph n°E: il donne le poids de chlorure organique

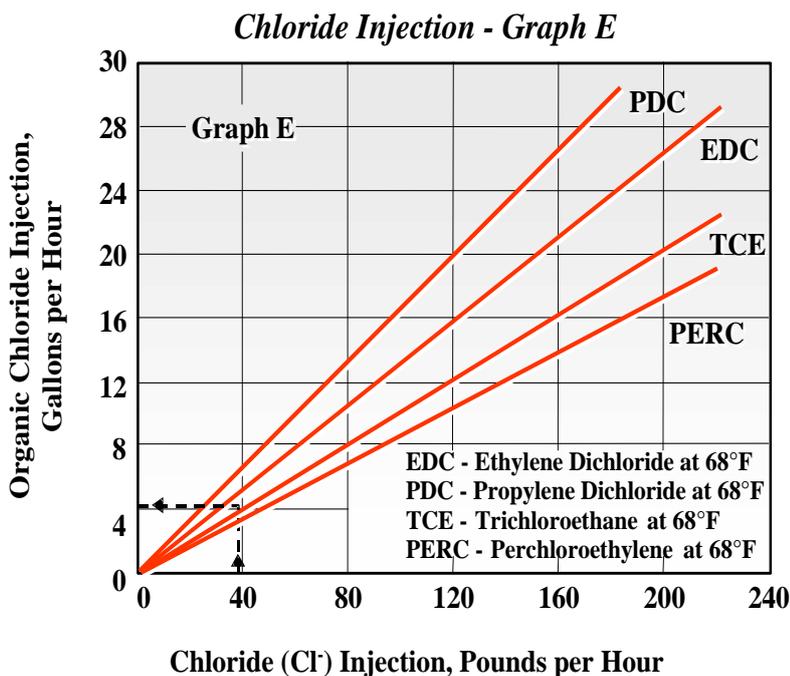


Figure VI-5 : Injection de chlorure graphe E

Poids de chlorure = 60 livres / heure

Utilisant le TCE



Inject. Chlore = 7 gallon/h

= 26.46 Litres/h (1 Gal = 3.78 litres)

Donc :

Descente LG	9,6	Cm/h	4,8	Cm ^{1/2} h
1 cm LG = 2.75 litres				

VI-1-2 Injection TCE PHASE OXYDATION selon FIG XIII-16 :

Approximate Water-Chloride Ratio Requirements with Catalyst Age

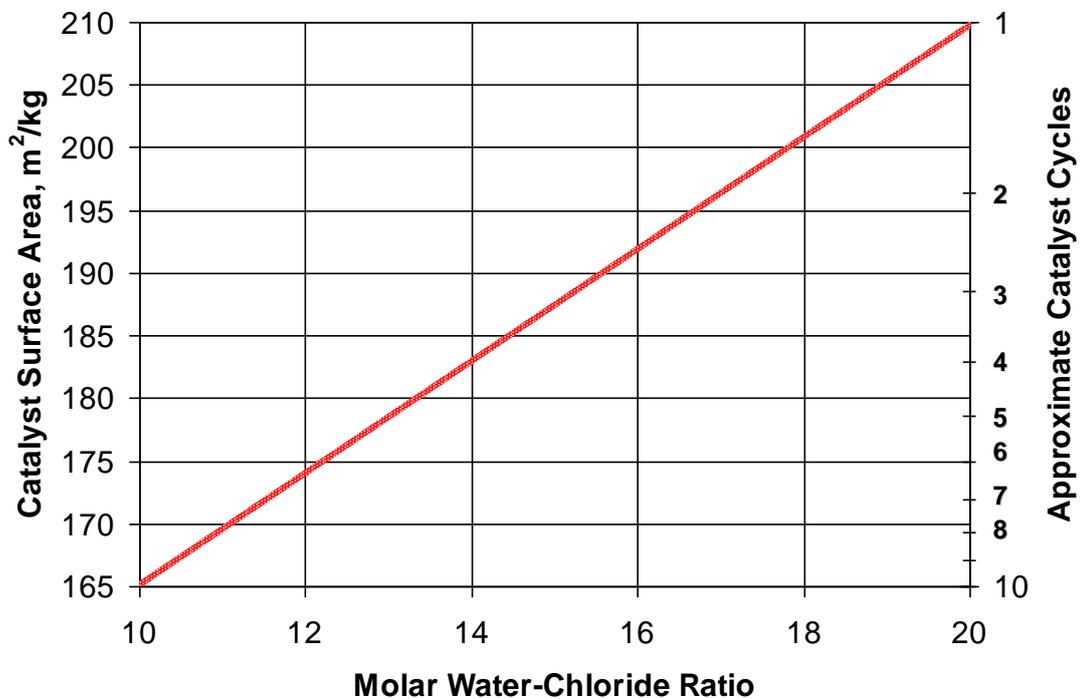


Figure VI-5: Exigences approximatives du rapport eau-chlorure en fonction de l'âge du catalyseur.

Cycle10: Donc un rapport H₂O/HCL= 11/1

Avec les conditions d'oxydation suivante on détermine l'injection de TCE de la même façon en phase de combustion:

- ❖ Température ballon D5 = 25° C = 77°F
- ❖ Pression du ballon D5 = 5.5 kg/cm² = 78.2 PSIA
- ❖ Débit de gaz de recyclage = 59000 Nm³/h = 50 MMSCFD

Utilisation des 05 graphes :

Graphe n°A : Il donne la tension de vapeur d'eau (TV) en fonction de la température

Température du 12D5 = 77°F \implies TV (H₂O) = **0.47 PSIA**

Graphe n°B : il donne le rapport de la tension de vapeur absolue / Pression absolue du séparateur.

Pression du 12 D5 = **78 PSIA**
 TV (H₂O) = **0.47 PSIA** \implies TV (H₂O)/ Pabs (12D5) = **0,006**

Graphe n°C : Il donne l'eau du gaz de recyclage en livre môles / heure

Taux de gaz recyclé = 50 MMSCFD
 TV (H₂O) / P abs (12D5) = **0.006** \implies Eau du GR = **38 lb moles/h**

Graphe n°D : Il donne le poids de chlorure

Eau du GR = **38 livres môles /h**
 Souhaitant un rapport H₂O / CL- = 11/1 \implies Poids de chlorure = **120 lb/h**

Graphe n°E: il donne le poids de chlorure organique

Poids de chlorure = **120 livres / heure**
 Utilisant le TCE \implies Inject. Chlore = **12 gallon/h**
 = **45.36 Litres/h** (1 Gal = 3.78 litres)

Donc ;

Descente LG	16,5	Cm/h	8,2	Cm ^{1/2} h
1 cm LG = 2.75 litres				

VI-2 Calcul carbone brule dans la phase de combustion :

Calcul de débit d'oxygène injecté

Q air = 59000 Nm³

Q oxygene = 59000*0,21

Q oxygene = 12390 Nm³

Quantité de TCE injectée :

Q volumique = 3400 litres

Q massique = $3400 \times 1,466$

Q massique = 4984,4 Kg

Moles de TCE = $4984,4 / 131,4$

Moles de TCE = 37,93 Kmoles

Quantité de carbone brûlé :

Nombre de moles d'O₂ consommées par TCE

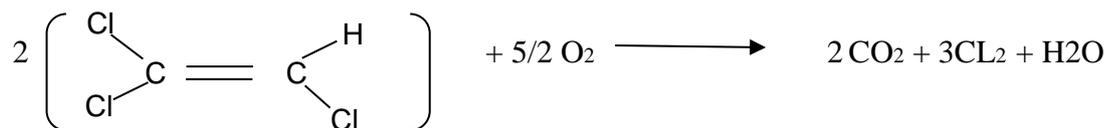
N.B: Il faut 5/4 moles d'O₂ pour brûler 01 moles de TCE (Réaction chimique)

Quantité d'O₂ consommé par TCE = 47.42 Kmoles

Nombre de moles d'O₂ consommées par le coke :

Q oxygene = **12390** Nm³

N.B: Il faut 5/4 moles d'O₂ pour brûler 01 moles de TCE (Réaction chimique)

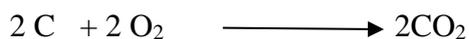


NO₂(TCE) = $37,93 \times 5/4$

NO₂ (TCE) = **47.42** Kmoles

NO₂ (coke) = (Q oxygene / 22,414) - NO₂ (TCE) = **505,4** Kmoles

Nombre de moles d'O₂ pour brûler le coke :



NO₂ (carbone) = NO₂ (coke) * 0,8 = **404,29** Kmoles

Pourcentage de carbone sur catalyseur :

Poids total du catalyseur = 23840,8 Kg

% C = ((NO₂ (carbone) * 12) / poids du catalyseur) * 100 = **20,3 %**

Quantité de carbone brûlé :

Q carbone brûlée = **20.3 * 23840.8 / 100**

Q carbone brûlée = **4851,5** Kg

Conclusion :

Ce chapitre a mis en lumière l'importance cruciale de l'étude spécifique de la régénération catalytique, en se concentrant particulièrement sur le catalyseur R86. L'analyse approfondie de la quantité de chlore à injecter pendant le processus de régénération a été essentielle pour garantir l'efficacité et la sécurité de l'opération.

Cette étude offre des outils et des méthodologies indispensables pour optimiser les performances du catalyseur R86, assurant ainsi une production efficace et durable dans les installations industrielles. L'intégration de ces résultats dans les pratiques opérationnelles permettra d'atteindre des niveaux de performance et de rentabilité optimaux tout en garantissant le respect des normes de sécurité et d'environnement.

Conclusion générale

Ce projet s'inscrit dans le cadre des études visant à optimiser les performances du catalyser d'UOP de l'unité de reformage catalytique, visant à améliorer les paramètres opératoires de l'unité ainsi d'étudier la régénération catalytique.

Au cours de cette étude, nous avons suivi le processus de reformage catalytique du naphta lourd à travers ses différentes étapes (hydrotraitement et reforming), ce qui nous a permis de :

- Les différents paramètres de marche des sections de production du reformat.
- L'acheminement des produits fabriqués à partir du traitement de la charge (Naphta lourd) jusqu'à l'obtention de reformat.
- Les différents paramètres de marche de la régénération catalytique.

Le calcul des différents paramètres de fonctionnement a été effectué à l'aide des paramètres de marche actuelle relevés sur une période de suivi :

- Avant la régénération catalytique mois de novembre et décembre 2023.
- La régénération catalytique mois de janvier 2024.
- Avant la régénération catalytique mois de février et Mars 2024.

L'étude de ce présent travail est structurée en deux (03) parties :

La première partie : L'étude est consacrée au calcul des performances de l'unité reformage catalytique avant la régénération, et qui a mène aux remarques suivantes :

- Le rendement en reformat d'après l'UOP pour un indice d'octane NO=98 est de 84 % pds, pour notre cas le rendement pour un indice d'octane NO=93 est de 73,9 % pds.
- A partir de la température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) calculée, on constate que le catalyseur actuel R86 a perdu (25°C) d'activité par rapport au catalyseur neuf.
- Dans les conditions de marche actuelle, le catalyseur actuel se désactive **3 fois** plus vite que dans le cas design.

Cette désactivation est expliquée par :

- Une augmentation de température pour maintenir l'indice d'octane fixe qui entraîne le dépôt de coke et le frittage des particules de platine.
- Une baisse de pression qui facilite le dépôt de coke.
- Une diminution de réformabilité (N+2A) impliquant une diminution des composés aromatiques obtenus par la déshydrogénation des naphènes.
- Une augmentation de l'indice d'octane correspondant à une température WAIT élevée qui favorise les réactions thermiques parasites.

La deuxième partie : L'étude est consacrée au calcul des performances de l'unité reformage catalytique après la régénération, et qui a mène aux remarques suivantes :

- Le rendement en reformat d'après l'UOP pour un indice d'octane NO=98 est de 84 % pds, pour notre cas le rendement pour un indice d'octane NO=96 est de 83,5 % pds.
- A partir de la température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) calculée, on constate que le catalyseur actuel R86 a perdu (9°C) d'activité par rapport au catalyseur neuf.

➤ Dans les conditions de marche actuelle, le catalyseur actuel se désactive **2,74 fois** plus vite que dans le cas design.

La troisième partie : est consacrée à l'étude de la 10^{ème} et dernière régénération catalytique du catalyseur d'UOP (R86) de l'unité reformage catalytique (Unité12) suite à la limite de température qui est atteinte le rendement économique très bas, c'est pour laquelle on a procédé à la régénération du catalyseur de la section de reforming R86 (Platine / Rhénium : 0.25 / 0.40) % pds (Support alumine) en combinant les phases essentielles de la combustion du carbone, de l'oxydation et de la réduction.

BIBLIOGRAPHIE

- [1] : UOP. *Platforming fixed-bed platforming-general operating Manual*. Raffinerie d'Arzew (RA1Z).
- [2] : WAUQUIER, Jean-Pierre. *Le raffinage du pétrole* (Tome 3). Paris: Éditions Technip, 1998.
- [3] : Département Technique (service de planning). Raffinerie d'Arzew (RA1Z).
- [4] : Manuel opératoire de l'unité reformage catalytique. Raffinerie d'Arzew (RA1Z).
- [5] : HADJ, Mimoun. *Cours de raffinage*. IAP.
- [6] : IFP. *Procédés et unités de raffinage : reformage catalytique - isomérisation*. ENSPM formation industrielle IFP Training, 2005.
- [7] : Soft procédure platforming. Département ressources humaines, Raffinerie d'Arzew (RA1Z).
- [8] : WUITHIER, Pierre. *Raffinage et génie chimie* (Tome 1 et 2). Paris: Éditions Technip, 1972.
- [10] : Bulletins d'analyses. Laboratoire Raffinerie d'Arzew (RA1Z).
- [11] : FOURNIER, Gilles et JOLY, Jean-François. *Technique de l'ingénieur*. J5915 (1972). (Génie des procédés).
- [12] : NELSON, W. L. *Petroleum Refinery Engineering*. 4th ed. New York: McGraw-Hill, 1958.
- [13] : Spécification des coupes pétrolières. Département technique, Raffinerie d'Arzew (RA1Z).
- [14] : Feuilles de marche. Unité reformage catalytique, Zone carburant Z4, Raffinerie d'Arzew.
- [15] : Procédure de Régénération avec Tamisage du Catalyseur R-86 (Unité Platforming U.12). Département Technique (service Études), janvier 2017.

ANNEXE I

Figure N° IV-1 : Température moyenne pondérée des réacteurs WAIT (V.V. H=1)

Figure N° IV-2 : Correction de la Température moyenne pondérée des réacteurs CV.V.H

Figure N° IV-3 : Effet de l'indice d'octane sur le rendement du reformat.

Figure N° IV-4 : Effet de la réformabilité (N+2A) sur le rendement du reformat.

Figure N° IV-5 : Effet de la pression sur le rendement du reformat.

Figure N° IV-6 : Effet du point d'ébullition à 50% sur le rendement du reformat.

Figure N° IV-7 : La vitesse de désactivation relative à l'indice d'octane.

Figure N° IV-8 : La vitesse de désactivation relative à réformabilité (N+A).

Figure N° IV-9 : La vitesse de désactivation relative à point final de la charge.

Figure N° IV-10 : La vitesse de désactivation relative à pression moyenne de réacteur.

Figure N° IV-11 : La vitesse de désactivation relative à rapport H₂/HC.

Tableau N°IV-16 : Correction de la température moyenne pondérée des réacteurs selon type de catalyseur

ANNEXE I

Figure 1
Température moyenne pondérée des réacteurs WAIT à v.v.h=1

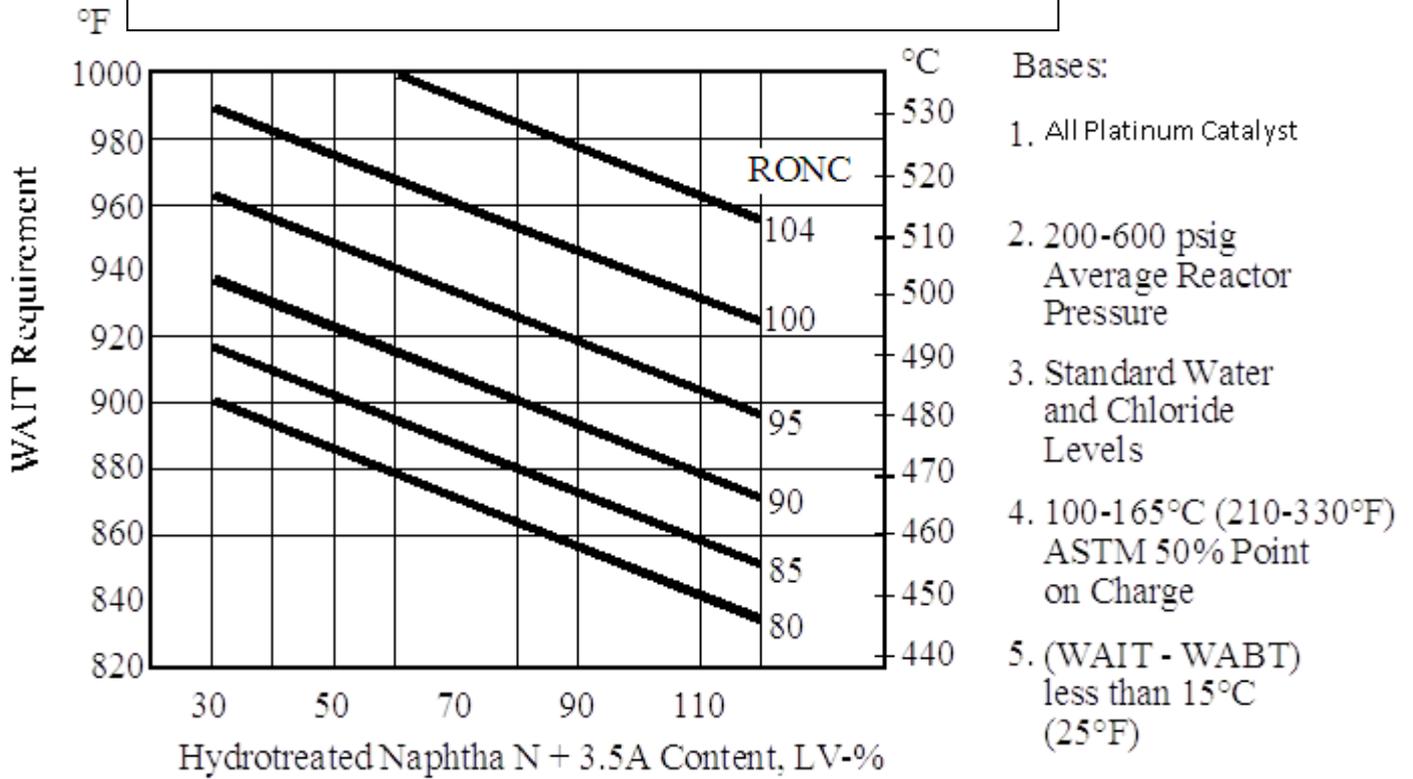


Figure 2

Correction de la température moyenne pondérée des réacteurs $C_{v.v.h}$

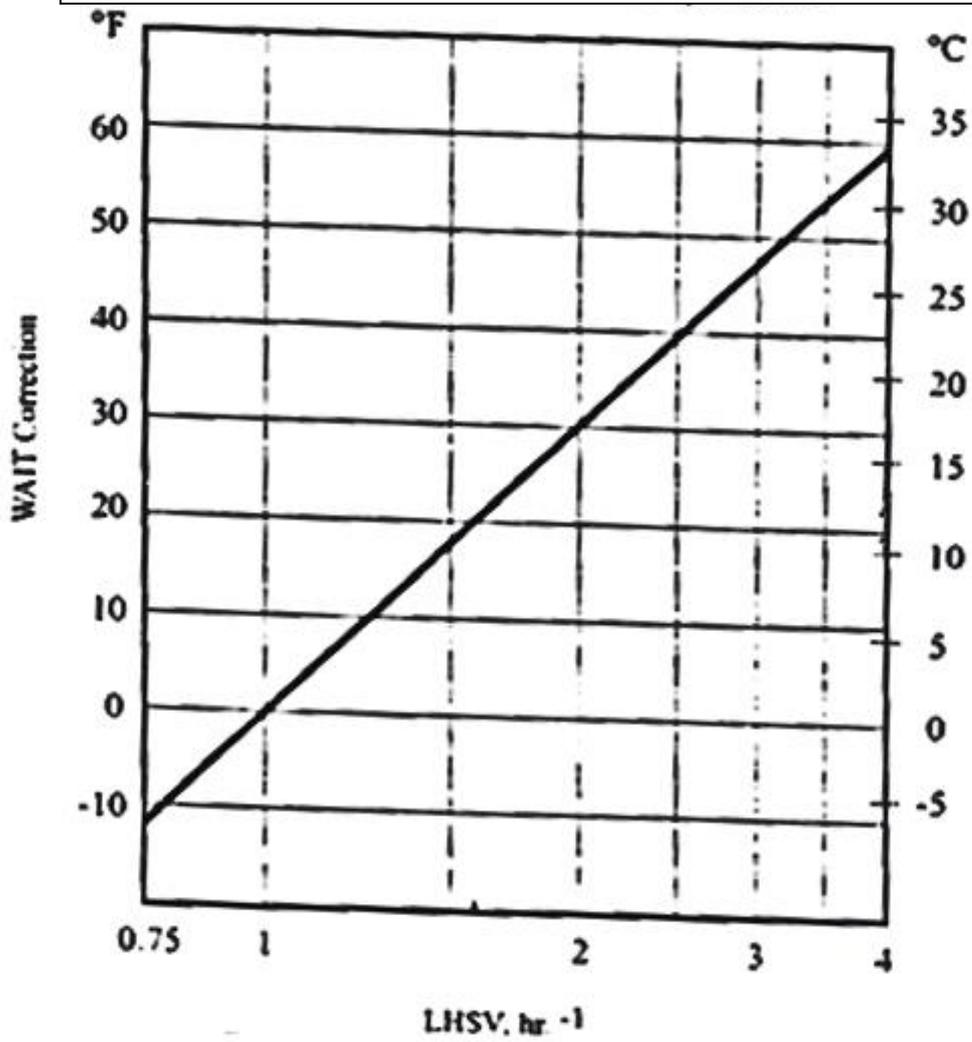


Figure 3
L'effet de l'indice d'octane sur le rendement du
platformat

1. Full Boiling Range Straight Run Naphtha
2. 300 psig (21 kg/cm²) Average Reactor Pressure

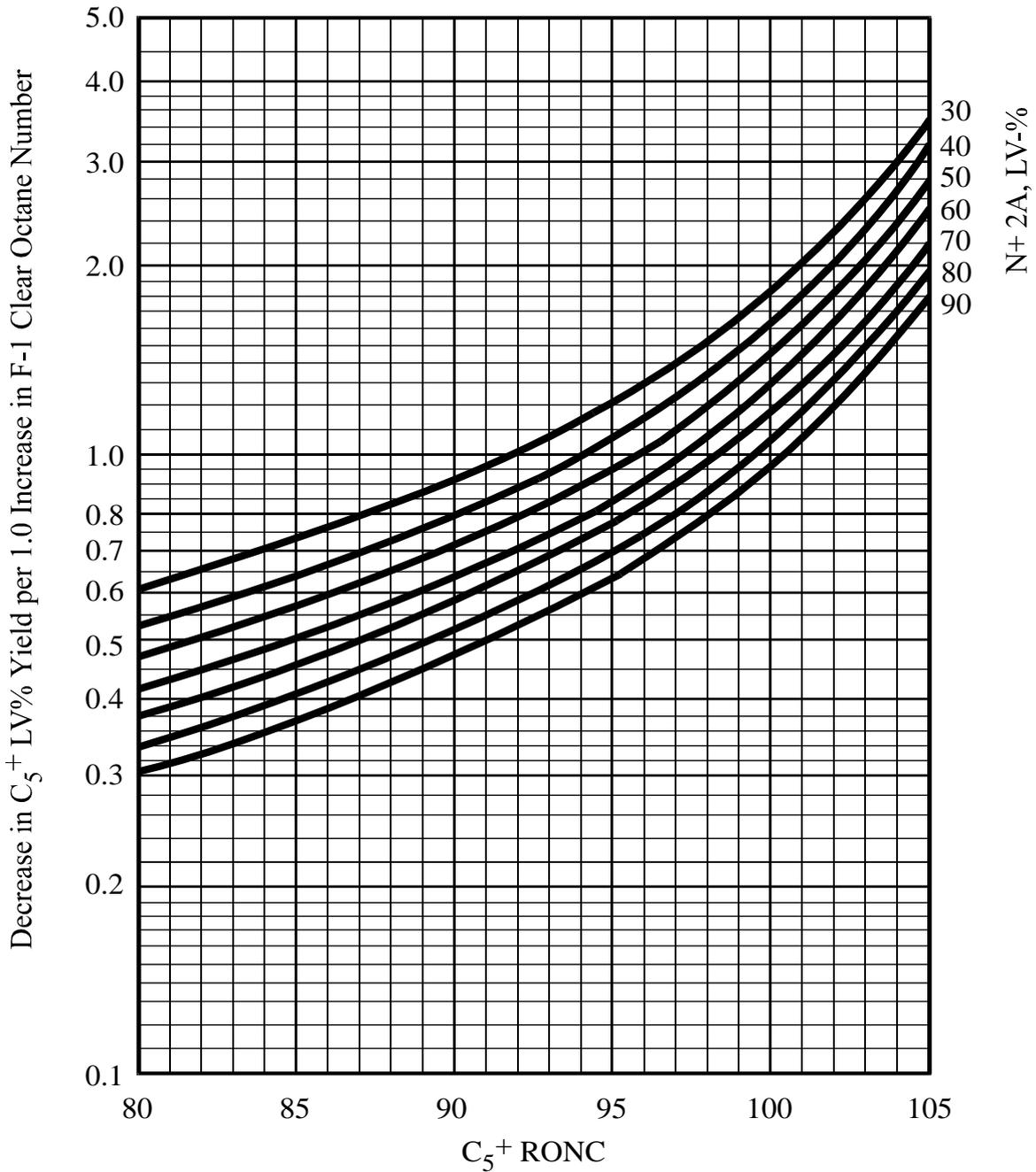


Figure 4
Effet de la réformabilité (N+2A) sur le rendement du reformat.

1. Full Boiling Range Straight Run Naphtha
2. 300 psig (21 kg/cm²) Average Reactor Pressure

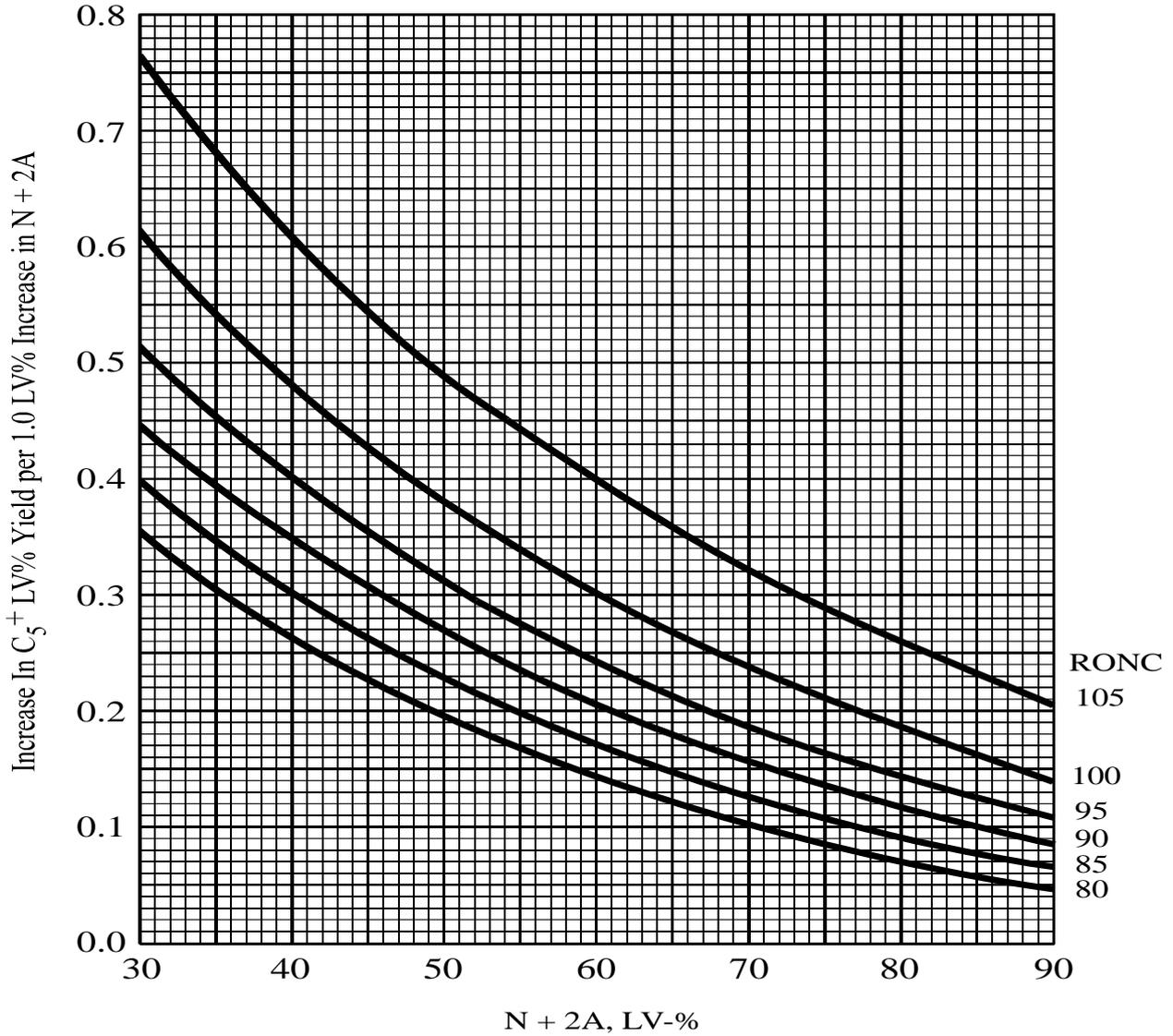


Figure 5
Effet de la pression sur le rendement du reformat

1. Full Boiling Range Straight Run Naphtha
2. Average Reactor Pressure 8.5 to 42.0 kg/cm² (125-600 psig)

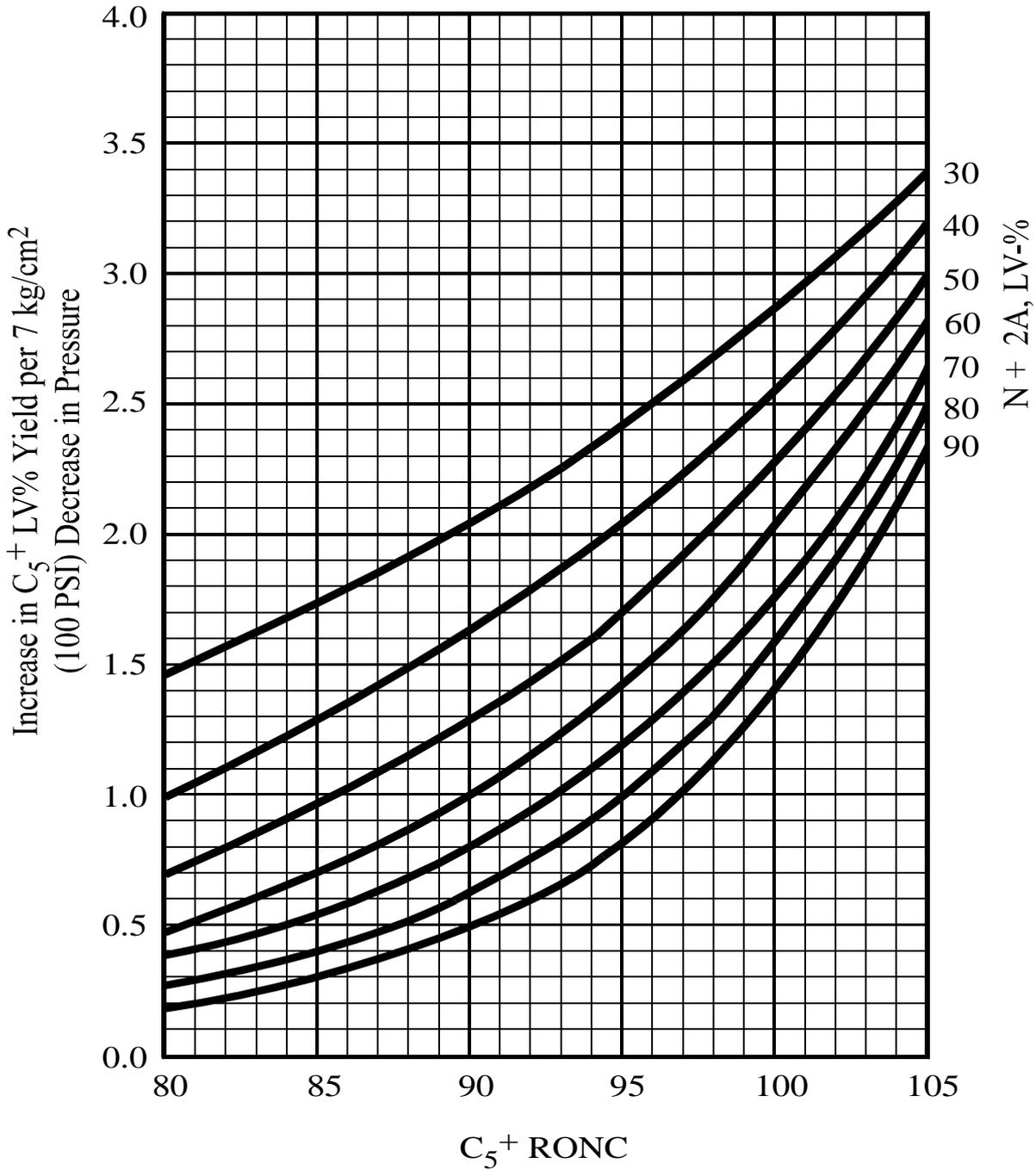


Figure 6
Effet du point d'ébullition à 50% sur le rendement du reformat

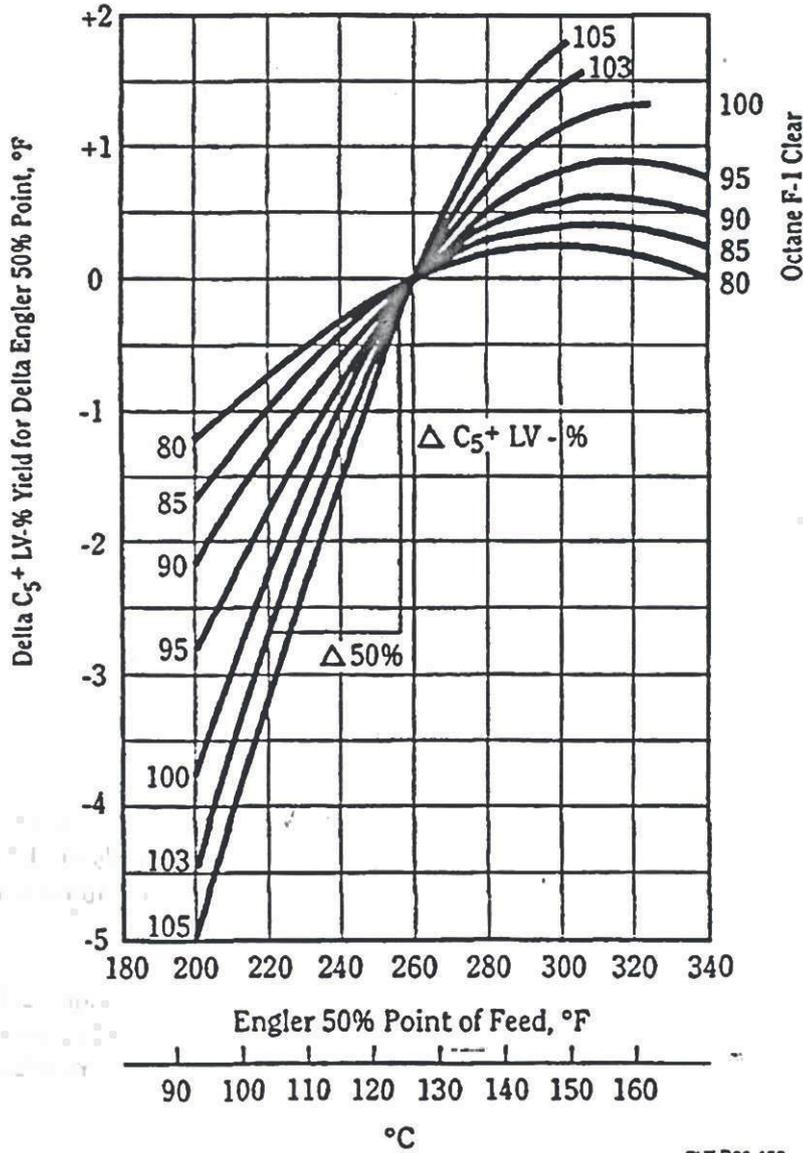


Figure 7
La vitesse de désactivation relative à l'indice d'octane.

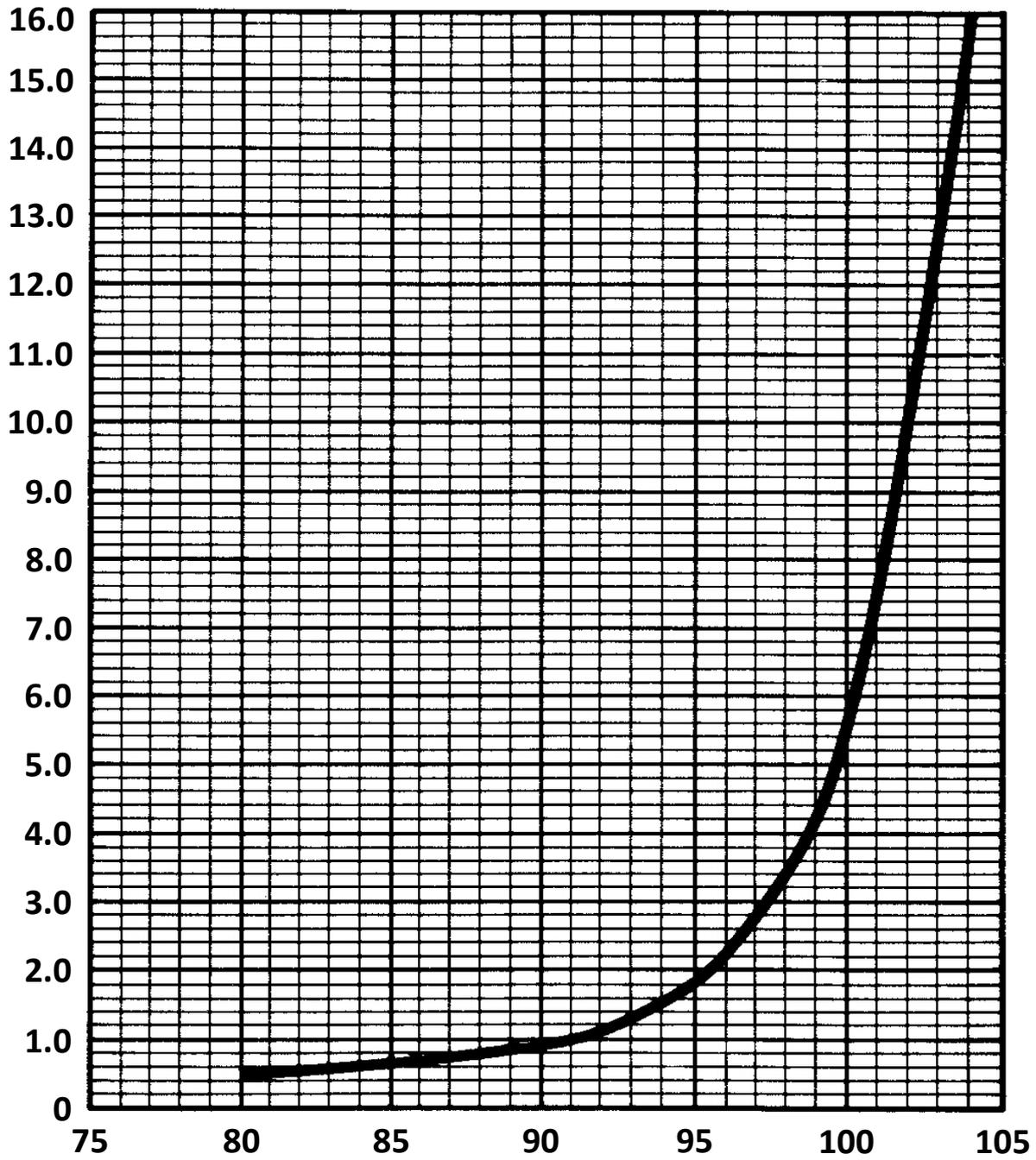


Figure 8

La vitesse de désactivation relative à réformabilité (N+A).

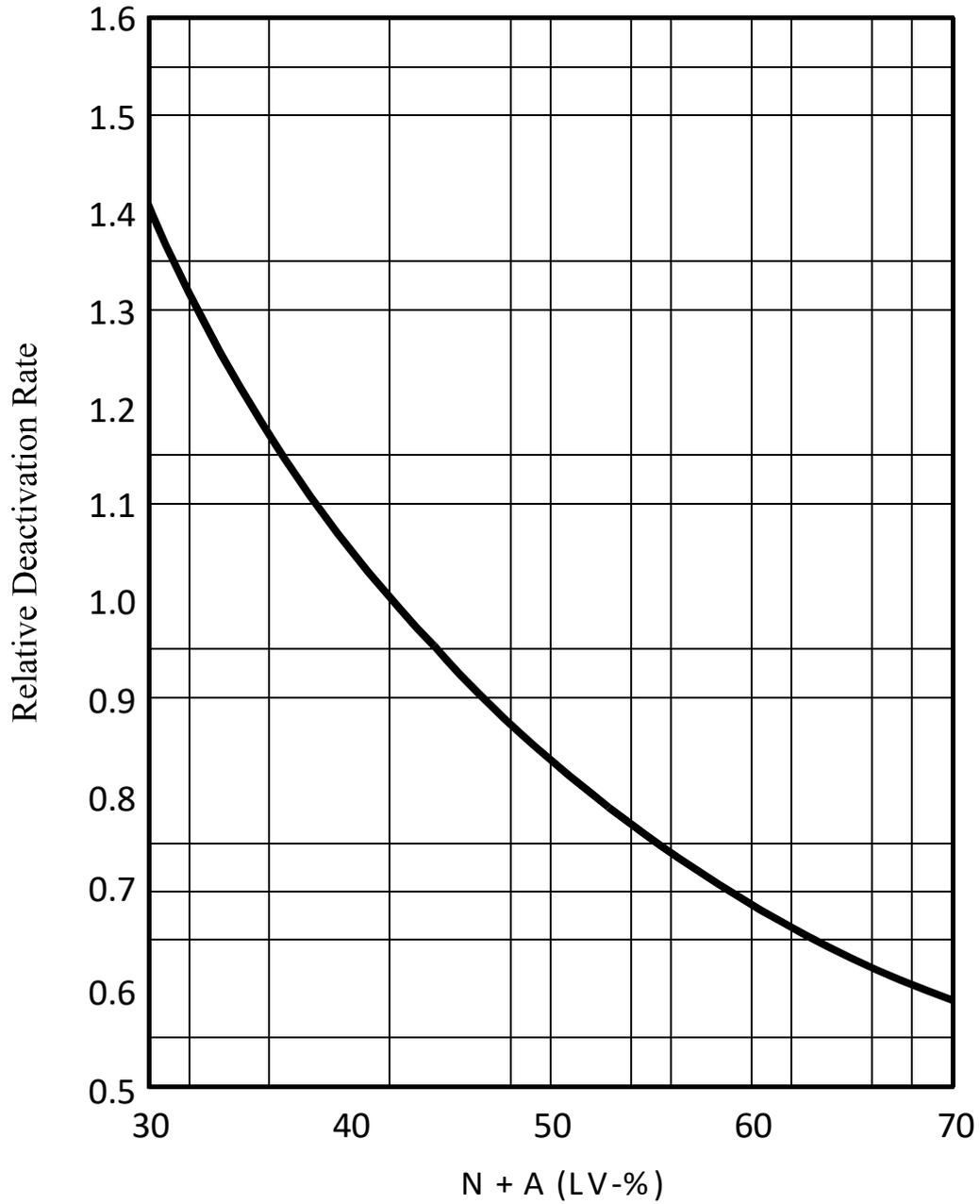


Figure 9
La vitesse de désactivation relative à point finale de la charge.

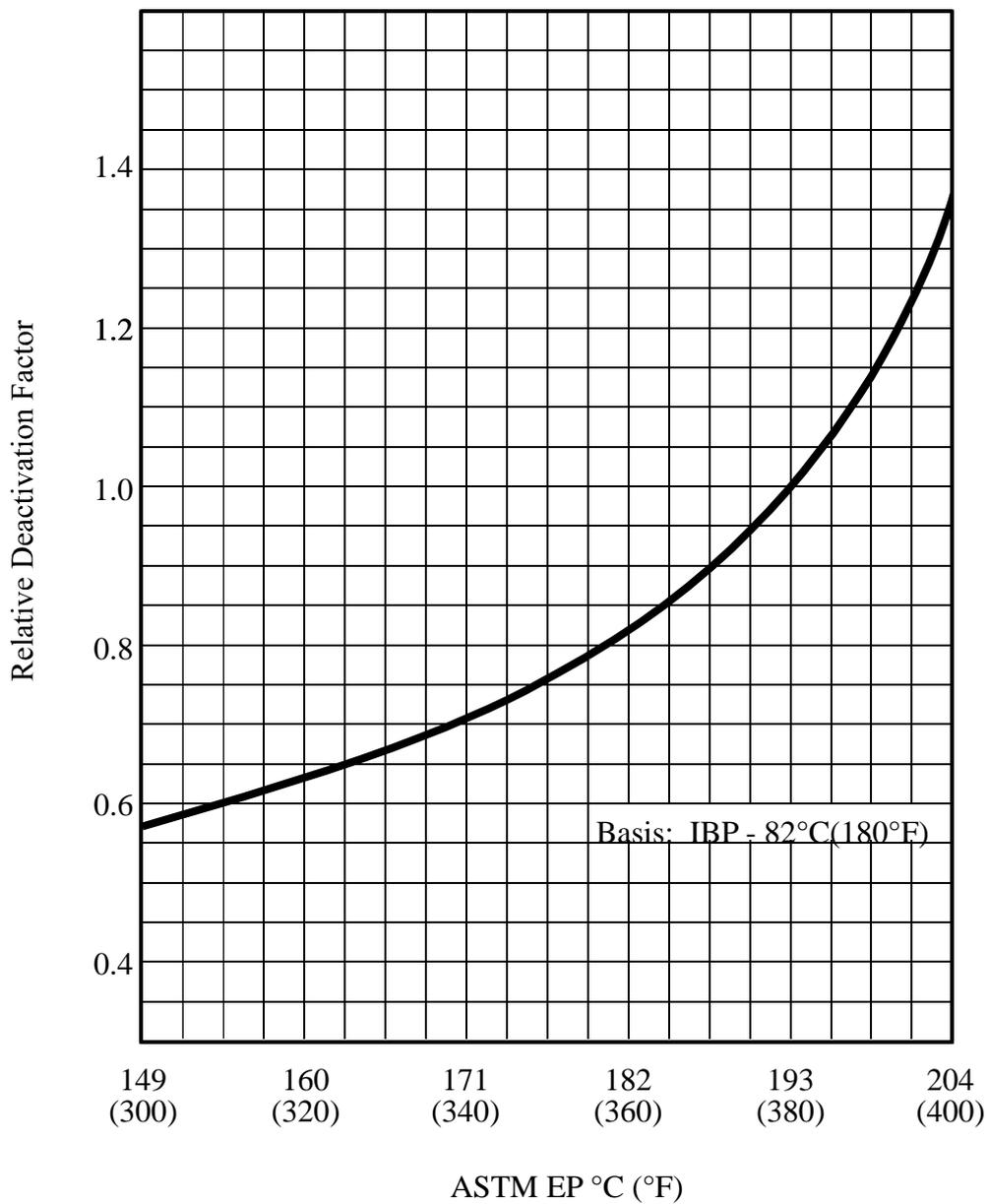


Figure 10

La vitesse de désactivation relative à pression moyenne de réacteur.

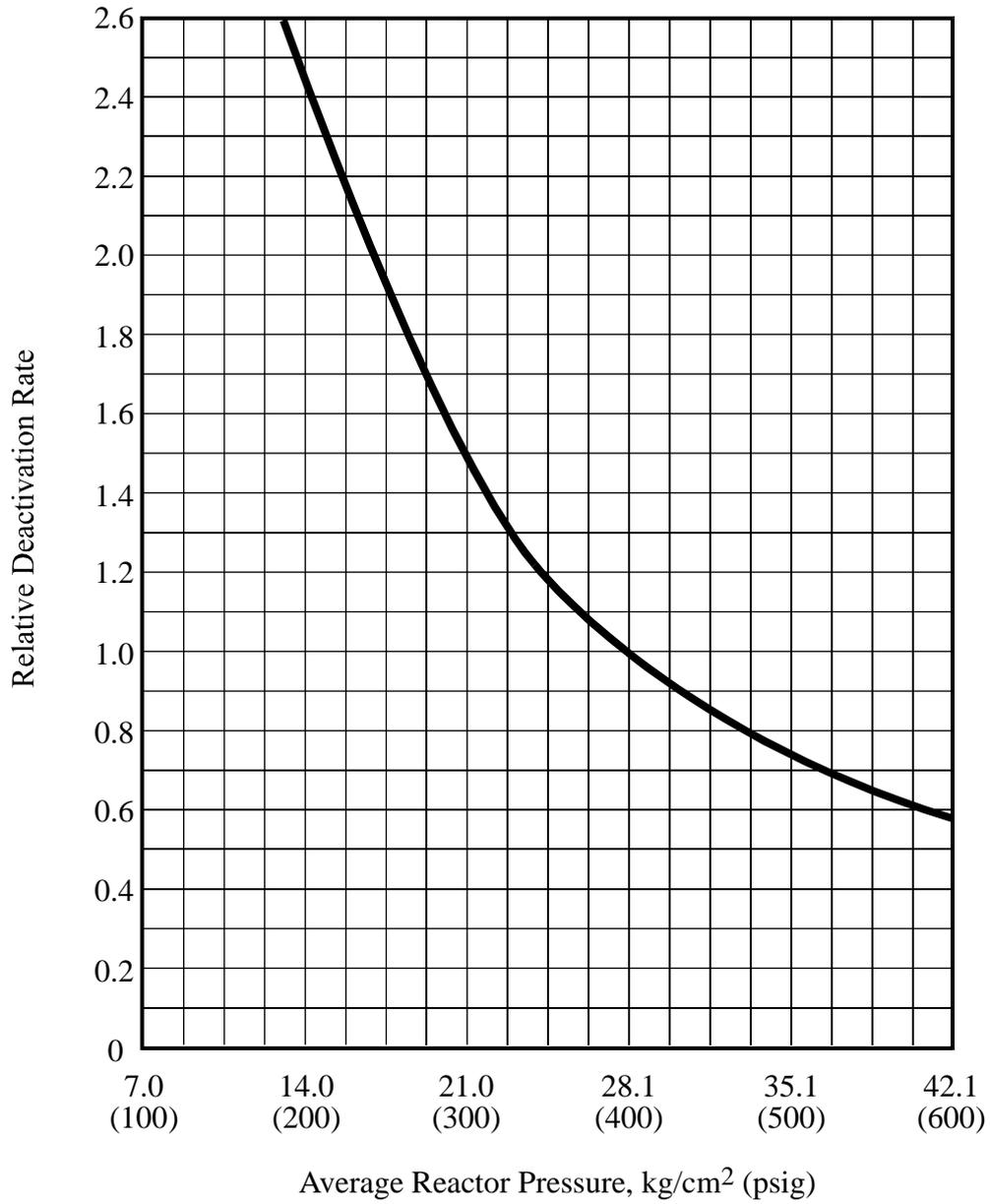


Figure 11
La vitesse de désactivation relative à rapport H₂/HC.

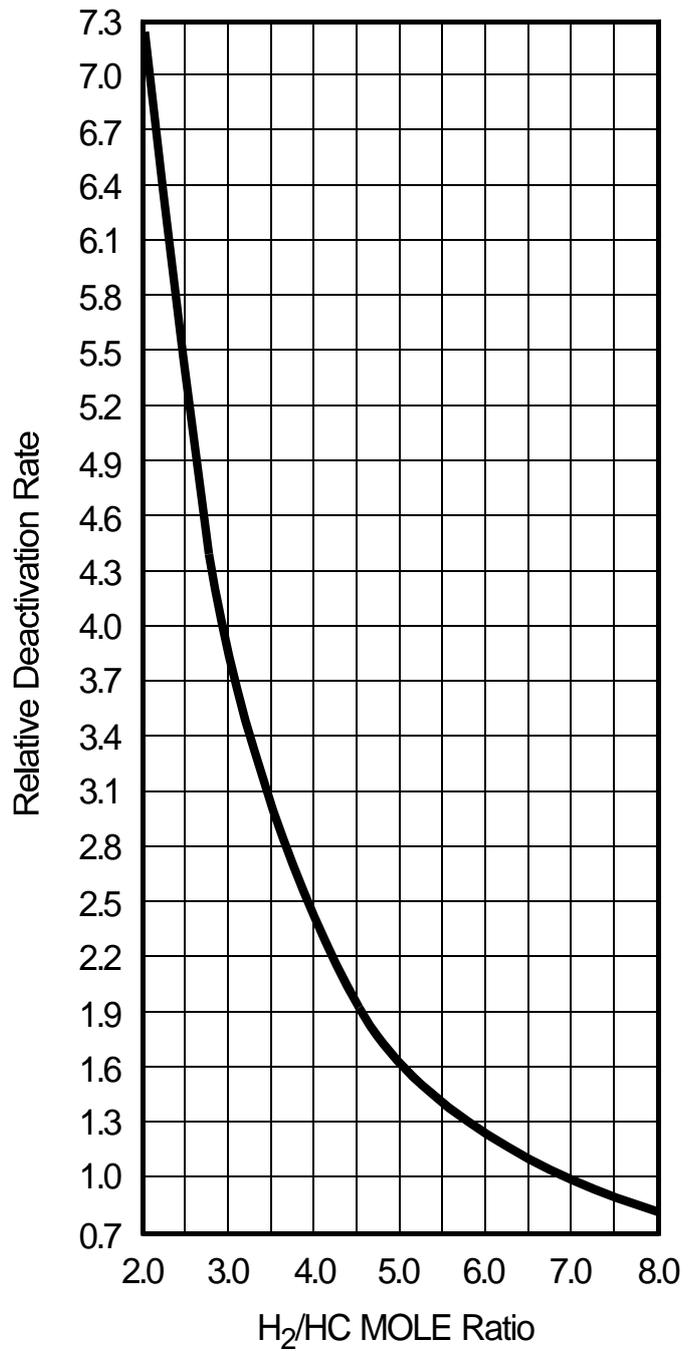
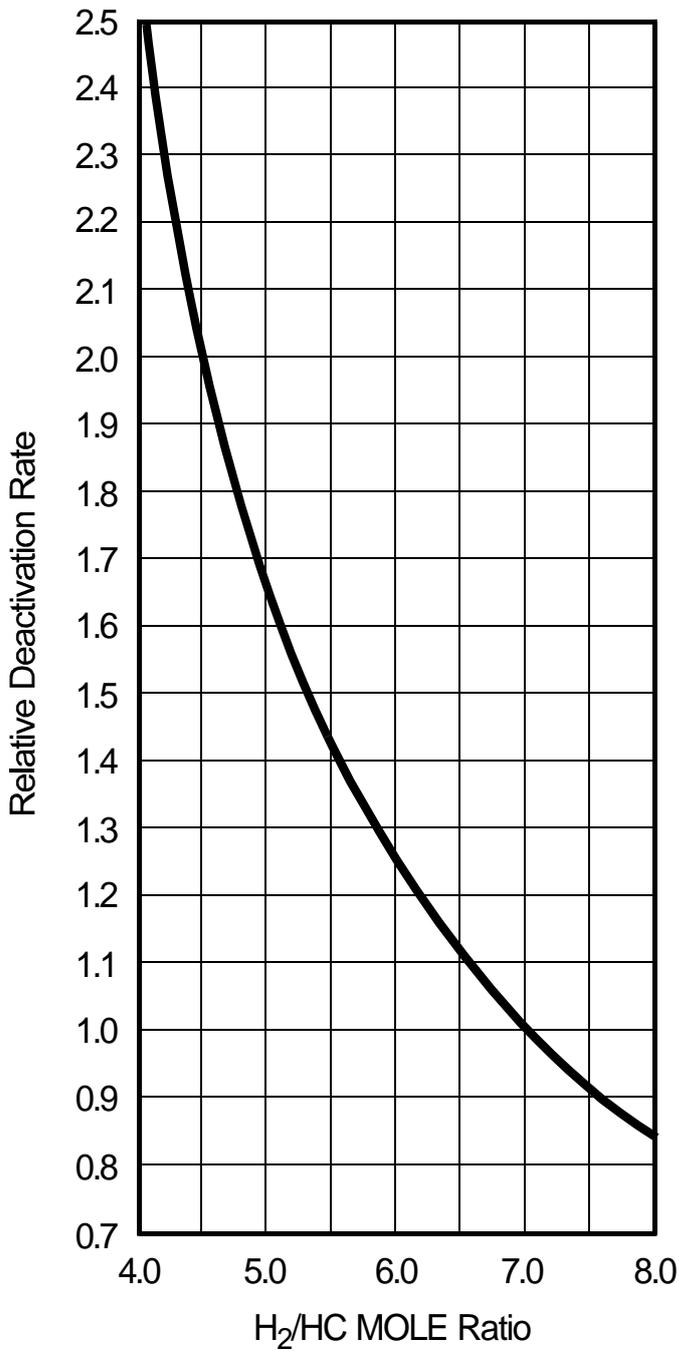


Tableau N° IV-16 : Correction de la température moyenne pondérée des réacteurs selon type de catalyseur

Fixed-Bed Platforming Catalyst Corrections – SOR WAIT Requirements

Catalyst	Correction	
	°F	°C
R-5, R-7, R-8	+10	+6
R-9, R-10, R-11, R-12, R-14	-	-
R-16 Series	-5	-3
R-18 Series	-15	-8
R-20 Series	-	-
R-30 Series	-20	-11
R-50 Series	-25	-14
R-56	-33	-18
R-60 Series	-25	-14

- Notes:
- 1) Figures in the above table are based on the activity of all-Platinum catalyst and R-20 series.
 - 2) For staged loadings with R-72, use the correction for the Pt-Re catalyst used with R-72.

ANNEXE II

	<h2>BULLETIN D'ANALYSE ZONE 04</h2>
---	-------------------------------------

Activité RPC
 Division Exploitation Raffinage
 Raffinerie d'Arzew
 Département Laboratoire

Date & Heure : 14/11/2023 07H00
 Quart : QD J2
 Destinataire : ZONE 4 TL/PP/TE

UNITES	Norme	UNITE 12									
		CH U11	LSRN2	HSRN2	KERO.	LGO	HGO	BRA	CH U12	UNIF	PLAT
Designat./ Analyses	ASTM										
Densité à 15°C Kg/m3	D1298	0,8032							0,7432	0,7433	0,7904
	D4052										
Couleur Saybolt / ASTM	0								+30	+30	<0,5
T.V.R Gr/Cm ²	D323	690							145	170	355
B.S.W % V	D1793	TRACES									
Doctor Test	D484										
P. d'éclair PM °C	D93										
P. d'écoulement °C	D97										
P. de disparition de cristaux °C	D7153										
Acidité Kérosène MgKOH/gr	D3242				0,012						
Viscosité à 100°C cST	D445										
Distillaion Pi °C	D86								94	92	52
5 % V									104	102	65
10 % V									107	106	75
20 % V									110	109	88
30 % V									114	112	100
50									122	121	118
70 % V									133	131	132
90 % V									150	150	156
95 % V									155	154	165
Pf °C									164	163	187
Perte / Résidu								1,0/1,0	1,0/1,0	1,2/0,8	

Visa C/Maitre de Quart

BENDOUMA-H

Raffinerie d'Arzew - Laboratoire de contrôle qualité

BA-LAB-Q01

Tel C/Maitre quart 5276
 Tel Chef de Section 5175
 Tel Chef de Service 5172

(*)Selon le Manuel de spécification M-Prod -17
 Avertissement : La reproduction de ce document est strictement
 interdite sans autorisation du Laboratoire

ANNEXE II



BULLETIN D'ANALYSE ZONE 04

Activité RPC
Division Exploitation Raffinage
Raffinerie d'Arzew
Département Laboratoire

Date & Heure : 01.11.23 06h30
Quart : QA J1
Destinataire : ZONE 4 TL/PP/TE

UNITES	Norme								UNITE 12			
		Designat / Analyses	ASTM	BRUT	LSRN2	HSRN2	KERO.	LGO	HGO	BRA	CH U12	UNIF
Densité à 15°C Kg/m3	D1298 D4052	0,8056								0,7418	0,7415	0,7940
Couleur Saybolt / ASTM	D156/D1500									30	30	<0,5
T.V.R Gr/Cm ²	D323	710								140	140	340
B.S.W % V	D1793	TRACE										
Doctor Test	D484											
P. d'éclair PM °C												
P. d'écoulement °C	D97											
P. de disparition de cristaux °C	D7153											
Acidité Kérosène MgKOH/gr	D3242					0,010						
Viscosité à 100°C cST	D445											
Distillation Pl °C	D86									94	94	53
5 % V										103	104	79
10 % V										106	107	89
20 % V										110	110	99
30 % V										113	114	108
50										122	122	118
70 % V										132	133	134
90 % V										147	148	157
95 % V										156	156	166
Pf °C										163	164	188
Perte / Résidu									1,0/1,0	1,0/1,0	1,2/0,8	

Visa C/Maitre de Quart

BENLEKHAL .D

Raffinerie d'Arzew - Laboratoire de contrôle qualité

BA-LAB-Q01

Tel C/Maitre quart 5276
Tel Chef de Section 5175
Tel Chef de Service 5172

(*)Selon le Manuel de spécification M-Prod -17
Avertissement : La reproduction de ce document est strictement
interdite sans autorisation du Laboratoire

ANNEXE II



BULLETIN D'ANALYSE ZONE 04

Quart :

Activité RPC
Divisione Exploitation Raffinage

Date & Heure :

01/12/2023 06H30

Departement Laboratoire

Destinataire :

QC J1

Zone 04/TE/ PP/ TL

UNITES	Norme	UNITE 11							UNITE 12		
		CH11	LSRN1	HSRN2	KERO.	LGO	HGO	BRA	CH U12	UNIF	PLAT
Designat./ Analyses	ASTM										
Densité à 15°C Kg/m3	D1298	0,8028							0,7412	0,7406	0,7895
	D4052										
Couleur Saybolt / ASTM	D156/D1500								+30	+30	<0,5
T.V.R Gr/Cm ²	D323	680							150	140	310
B.S.W % V	D1796	Traces									
Doctor Test	D484										
P. d'éclair PM °C	D93										
P. d'écoulement °C	D97										
P. de disparition de cristaux °C	D7153										
Acidité Kérosène MgKOH/gr	D3242				0,011						
Viscosité à 100°C cST	D445										
Distillation Pi °C	D86								95	96	55
5 % V									102	103	70
10 % V									106	107	79
20 % V									110	110	90
30 % V									113	113	99
50 % V									120	121	115
70 % V									131	131	133
90 % V									147	146	153
95 % V									154	155	165
Pf °C									164	165	186
Perte / Résidu								1,0/1,0	1,0/1,0	1,2/0,8	

Observation *:

T-H2O=Traces

Visa C/Maitre de Quart

ALI AZZOUC

ANNEXE II



BULLETIN D'ANALYSE ZONE 04

Activité RPC
Divisione Exploitation Raffinage

Date & Heure : 18/12/2023 06H30

Departement Laboratoire

QC 12
Destinataire : Zone 04/TE/PP/ TL

UNITES	Norme	UNITE 11							UNITE 12		
		CH11	LSRN1	HSRN2	KERO.	LGO	HGO	BRA	CH U12	UNIF	PLAT
Designat./ Analyses	ASTM										
Densité à 15°C Kg/m3	D1298	0,8010							0,7408	0,7412	0,7810
	D4052										
Couleur Saybolt / ASTM	D156/D1500				+30				+30	+30	<0,5
T.V.R Gr/Cm ²	D323	700							150	140	450
B.S.W % V	D1796	Traces									
Doctor Test	D484										
P. d'éclair PM °C	D93										
P. d'écoulement °C	D97										
P. de disparaition de cristaux °C	D7153										
Acidité Kérosène MgKOH/gr	D3242				0,012						
Viscosité à 100°C cST	D445										
Distillation Pi °C	D86								95	96	48
5 % V									104	104	63
10 % V									107	106	74
20 % V									110	109	88
30 % V									113	112	99
50 % V									122	121	119
70 % V									131	131	135
90 % V									146	147	154
95 % V									153	154	165
Pf °C									166	165	186
Perte / Résidu									1,0/1,0	1,0/1,0	1,2/0,8

Observation *:

T-H2O=Traces

Visa C/Maitre de Quart

ALI AZZOUZ

Tel C/Maitre quart 5276
Tel Chef de Section 5175
Tel Chef de Service 5172

(*)Selon le Manuel de specification M-Prod -17
Avertissement : La reproduction de ce document est strictement interdite sans autorisation du Laboratoire

ANNEXE II



سوناتراک
sonatrach

BULLETIN D'ANALYSE ZONE 04

Activité RPC
Divisione Exploitation Raffinage
Raffinerie d'Arzew
Departement Laboratoire

Date & Heure : 01,02,2024 07H00
Quart : QD J1
Destinataire : ZONE 4 TL/PP/TE

UNITES	Norme								UNITE 12		
		ASTM	CH U11	LSRN1	HSRN1	KERO.	LGO	HGO	BRA	CH U12	UNIF
Densité à 15°C Kg/m3	D1298	8044,0000							0,7418	0,7408	0,7875
	D4052										
Couleur Saybolt / ASTM	D156/D1500								+30	+30	<0,5
T.V.R Gr/Cm²	D323	700							135	140	345
B.S.W % V	D1793	TRACES									
Doctor Test	D484										
P. d'éclair PM °C	D93										
P. d'écoulement °C	D97										
P. de disparition de cristaux °C	D7153										
Acidité Kérosène MgKOH/gr	D3242				0,010						
Viscosité à 100°C cST	D445										
Distillation Pi °C	D86								94	93	44
5 % V									98	96	62
10 % V									103	102	74
20 % V									109	108	88
30 % V									112	111	99
50									120	118	117
70 % V									131	130	136
90 % V									149	148	159
95 % V									156	155	167
Pf °C									164	163	184
Perte / Résidu								1,0/1,0	1,0/1,0	1,2/0,8	

Visa C/Maitre de Quart

BENDOUMA-H

Raffinerie d'Arzew - Laboratoire de contrôle qualité

BA-LAB-Q01

Tel C/Maitre quart 5276
Tel Chef de Section 5175
Tel Chef de Service 5172

(*)Selon le Manuel de specification M-Prod -17
Avertissement : La reproduction de ce document est strictement
interdite sans autorisation du Laboratoire

ANNEXE II



BULLETIN D'ANALYSE ZONE 04

Activité RPC
Division Exploitation Raffinage
Raffinerie d'Arzew
Département Laboratoire

Date & Heure

10-mars-24

Q A 07H00

BA-LAB-Q01

UNITES	Norme	UNITE 11							UNITE 12		
		CH 11	LSRN2	HSRN2	KERO	LGO	HGO	BRA	CH 12	UNIF	PLAT
Designat / Analyses	ASTM										
Densité à 15°C Kg/m3	D1298	0,8023							0,7426	0,743	0,7943
	D4052										
Couleur Saybolt / ASTM	D156/D1500				+30				30	30	<0,5
T.V.R Gr/Cm ²	D323	745							170	140	320
Indice d'octane											
B.S.W % V	D1796	TRACES									
Doctor Test	D484										
P. d'éclair °C	D93										
P. d'écoulement °C	D97										
P. de disparition de cristaux °C	D7163										
Acidité Kérosène MgKOH/gr	D3242				0,011						
Viscosité à 100°C cST	D445										
Distillation PI °C	D86								94	95	52
5 % V									102	103	68
10 % V									107	107	76
20 % V									110	110	90
30 % V									113	114	102
50 % V									120	126	118
70 % V									132	131	133
90 % V									147	146	150
95 % V									158	157	158
PF °C									164	163	170
Perte / Résidu								1,0/1,0	1,0/1,0	0,8/1,2	

Observation :

D2= D5= D6= REJ=

Visa C/Maitre de Quart

Tel C/Maitre quart 5276
Tel Chef de Section 5175
Tel Chef de Service 5172

(*)Selon le Manuel de spécification M-Prod -17
Avertissement : La reproduction de ce document est strictement interdite sans autorisation du Laboratoire

ANNEXE II



BULLETIN D'ANALYSE ZONE 04

Activité RPC
Division Exploitation Raffinage
Raffinerie d'Arzew
Departement Laboratoire

Date & Heure

15-févr-24

Q A 07H00

UNITES	Norme	UNITE 11							UNITE 12		
		CH 11	LSRN2	HSRN2	KERO	LGO	HGO	BRA	CH 12	UNIF	PLAT
Designat./ Analyses	ASTM										
Densité à 15°C Kg/m3	D1298	0,8010							0,7407	0,7413	0,7914
	D4052										
Couleur Saybolt / ASTM	D166/D1600				+30				30	30	<0,5
T.V.R Gr/Cm ²	D323	790							125	120	365
Indice d'octane											
B.S.W % V	D1796	TRACES									
Doctor Test	D484										
P. d'éclair PM °C	D93										
P. d'écoulement °C	D97										
P. de disparition de cristaux °C	D7153										
Acidité Kérosène MgKOH/gr	D3242				0,011						
Viscosité à 100°C cST	D445										
Distillation PI °C	D86								94	94	48
5 % V									103	104	67
10 % V									105	106	77
20 % V									108	109	91
30 % V									113	114	102
50 % V									122	123	120
70 % V									133	133	138
90 % V									147	147	164
95 % V									153	154	170
Pf °C									165	166	190
Perte / Résidu									1,0/1,0	1,0/1,0	0,8/1,2

Observation *:

D2= D5= D6= REJ=

Visa C/Maitre de Quart

Tel C/Maitre quart 5276
Tel Chef de Section 5175
Tel Chef de Service 5172

(*):Selon le Manuel de specification M-Prod -17
Avertissement : La reproduction de ce document est strictement interdite sans autorisation du Laboratoire

ANNEXE II

 <p>سوناطراك ACTIVITE RPC DIVISION EXPLOITATION RAFFINAGE RAFFINERIE D'ARZEW sonatrach</p>	<h2>Bulletin D'analyse</h2>
---	-----------------------------

ONA	
Laboratoire	Raffinerie d'Arzew RA1Z
Date	02/11/2023
Produit	HSRN, UNIFINAT, PLAT
Provenance	Unité 12 Zone 4
Destinataire	TL / TE / Z4

Analyses	Méthode D'essais	Résultats		
		HSRN	UNIFINAT	PLAT
Paraffines % vol	IP 145	59.54	59.19	30.10
Oléfines % vol		Traces	Traces	0.10
Naphtènes % vol		30.46	30.81	11.30
Aromatiques % vol		10.00	10.00	58.50
Teneur en Soufre ppm	D 4294		0.22	
Traces d'MTBE en ppm	D 7423	Traces		
Indice d'octane	D 2699			96.0

OBSERVATION :

Visa Laboratoire

GHENIM

ANNEXE II



ACTIVITE RPC
DIVISION EXPLOITATION RAFFINAGE
RAFFINERIE D'ARZEW

Bulletin D'analyse

ONA

Laboratoire	Raffinerie d'Arzew RA1Z
Date	16/11/2023
Produit	HSRN, UNIFINAT, PLAT
Provenance	Unité 12 Zone 4
Destinataire	TL / TE / Z4

Analyses	Méthode D'essais	Résultats		
		HSRN	UNIFINAT	PLAT
Paraffines % vol	IP 145	59.06	59.26	31.73
Oléfines % vol		Traces	Traces	0.10
Naphtènes % vol		30.74	30.54	11.47
Aromatiques % vol		10.20	10.00	56.70
Teneur en Soufre ppm	D 4294		0.26	
Traces d'MTBE en ppm	D 7423	Traces		
Indice d'octane	D 2699			95.0

OBSERVATION :

Visa Laboratoire

GHENIM

ANNEXE II



ACTIVITE RPC
DIVISION EXPLOITATION RAFFINAGE
RAFFINERIE D'ARZEW

Bulletin D'analyse

ONA	
Laboratoire	Raffinerie d'Arzew RA1Z
Date	04/12/2023
Produit	HSRN, UNIFINAT, PLAT
Provenance	Unité 12 Zone 4
Destinataire	TL / TE / Z4

Analyses	Méthode D'essais	Résultats		
		HSRN	UNIFINAT	PLAT
Paraffines % vol	IP 145	59.07	59.54	36.08
Oléfines % vol		Traces	Traces	0.10
Naphtènes % vol		30.53	30.06	11.82
Aromatiques % vol		10.40	10.40	52.00
Teneur en Soufre ppm	D 4294		0.25	
Traces d'MTBE en ppm	D 7423	Traces		
Indice d'octane	D 2699			93.8

OBSERVATION :

Visa Laboratoire

GHENIM

ANNEXE II



ACTIVITE RPC
DIVISION EXPLOITATION RAFFINAGE
RAFFINERIE D'ARZEW

Bulletin D'analyse

ONA	
Laboratoire	Raffinerie d'Arzew RA1Z
Date	17/12/2023
Produit	HSRN, UNIFINAT, PLAT
Provenance	Unité 12 Zone 4
Destinataire	TL / TE / Z4

Analyses	Méthode D'essais	Résultats		
		HSRN	UNIFINAT	PLAT
Paraffines % vol	IP 145	59.31	58.81	38.5
Oléfines % vol		Traces	Traces	0.10
Naphtènes % vol		30.49	30.99	09.80
Aromatiques % vol		10.20	10.20	51.60
Teneur en Soufre ppm	D 4294		0.27	
Traces d'MTBE en ppm	D 7423	Traces		
Indice d'octane	D 2699			93.5

OBSERVATION :

Visa Laboratoire

GHENIM

ANNEXE II



ACTIVITE RPC
DIVISION EXPLOITATION RAFFINAGE
RAFFINERIE D'ARZEW

Bulletin D'analyse

ONA	
Laboratoire	Raffinerie d'Arzew RA1Z
Date	01/02/2024
Produit	HSRN, UNIFINAT, PLAT
Provenance	Unité 12 Zone 4
Destinataire	TL / TE / Z4

Analyses	Méthode D'essais	Résultats		
		HSRN	UNIFINAT	PLAT
Paraffines % vol	IP 145	58.44	59.19	34.80
Oléfines % vol		Traces	Traces	0.10
Naphtènes % vol		30.96	30.21	10.20
Aromatiques % vol		10.60	10.60	54.90
Teneur en Soufre ppm	D 4294		0.25	
Traces d'MTBE en ppm	D 7423	Traces		
Indice d'octane	D 2699			94.6

OBSERVATION :

Visa Laboratoire

GHENIM

ANNEXE II



ACTIVITE RPC
DIVISION EXPLOITATION RAFFINAGE
RAFFINERIE D'ARZEW

Bulletin D'analyse

ONA	
Laboratoire	Raffinerie d'Arzew RA1Z
Date	18/02/2024
Produit	HSRN, UNIFINAT, PLAT
Provenance	Unité 12 Zone 4
Destinataire	TL / TE / Z4

Analyses	Méthode D'essais	Résultats		
		HSRN	UNIFINAT	PLAT
Paraffines % vol	IP 145	58.07	58.75	30.28
Oléfines % vol		Traces	Traces	0.10
Naphtènes % vol		31.63	30.95	11.82
Aromatiques % vol		10.30	10.30	57.90
Teneur en Soufre ppm	D 4294		0.22	
Traces d'MTBE en ppm	D 7423	Traces		
Indice d'octane	D 2699			95.7

OBSERVATION :

Visa Laboratoire

GHENIM

ANNEXE II



ACTIVITE RPC
DIVISION EXPLOITATION RAFFINAGE
RAFFINERIE D'ARZEW

Bulletin D'analyse

ONA	
Laboratoire	Raffinerie d'Arzew RA1Z
Date	03/03/2024
Produit	HSRN, UNIFINAT, PLAT
Provenance	Unité 12 Zone 4
Destinataire	TL / TE / Z4

Analyses	Méthode D'essais	Résultats		
		HSRN	UNIFINAT	PLAT
Paraffines % vol	IP 145	60.46	60.15	32.48
Oléfines % vol		Traces	Traces	0.10
Naphtènes % vol		29.34	29.65	9.42
Aromatiques % vol		10.20	10.20	58.0
Teneur en Soufre ppm	D 4294		0.21	
Traces d'MTBE en ppm	D 7423	Traces		
Indice d'octane	D 2699			95.7

OBSERVATION :

Visa Laboratoire

GHENIM

ANNEXE II



ACTIVITE RPC
DIVISION EXPLOITATION RAFFINAGE
RAFFINERIE D'ARZEW

Bulletin D'analyse

SONA	
Laboratoire	Raffinerie d'Arzew RA1Z
Date	17/03/2024
Produit	HSRN, UNIFINAT, PLAT
Provenance	Unité 12 Zone 4
Destinataire	TL / TE / Z4

Analyses	Méthode D'essais	Résultats		
		HSRN	UNIFINAT	PLAT
Paraffines % vol	IP 145	58.85	59.23	32.70
Oléfines % vol		Traces	Traces	0.10
Naphtènes % vol		30.75	30.37	10.40
Aromatiques % vol		10.40	10.40	56.80
Teneur en Soufre ppm	D 4294		0.29	
Traces d'MTBE en ppm	D 7423	Traces		
Indice d'octane	D 2699			96.2

OBSERVATION :

Visa Laboratoire

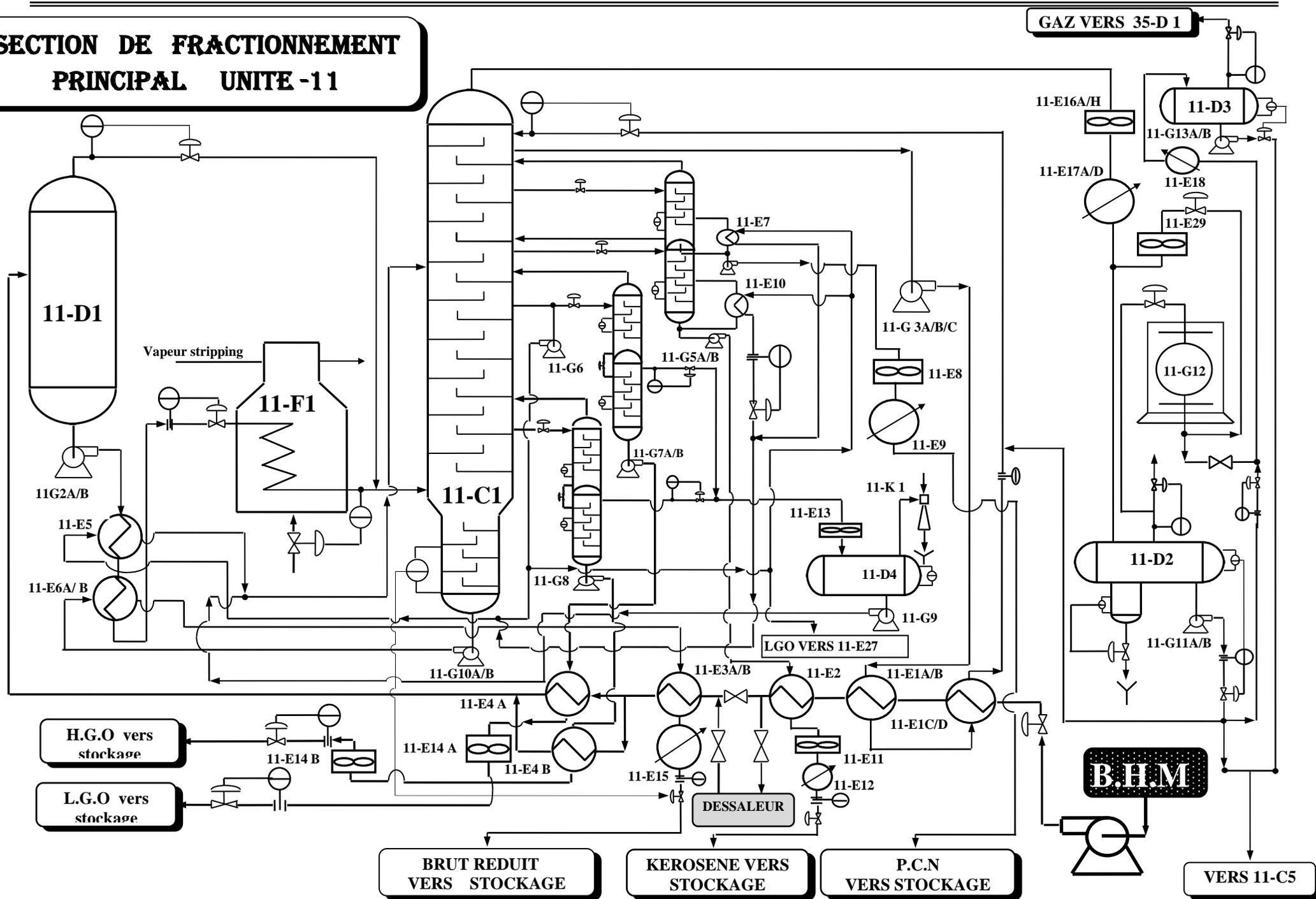
GHENIM

Plan de la Raffinerie D'Arzew :

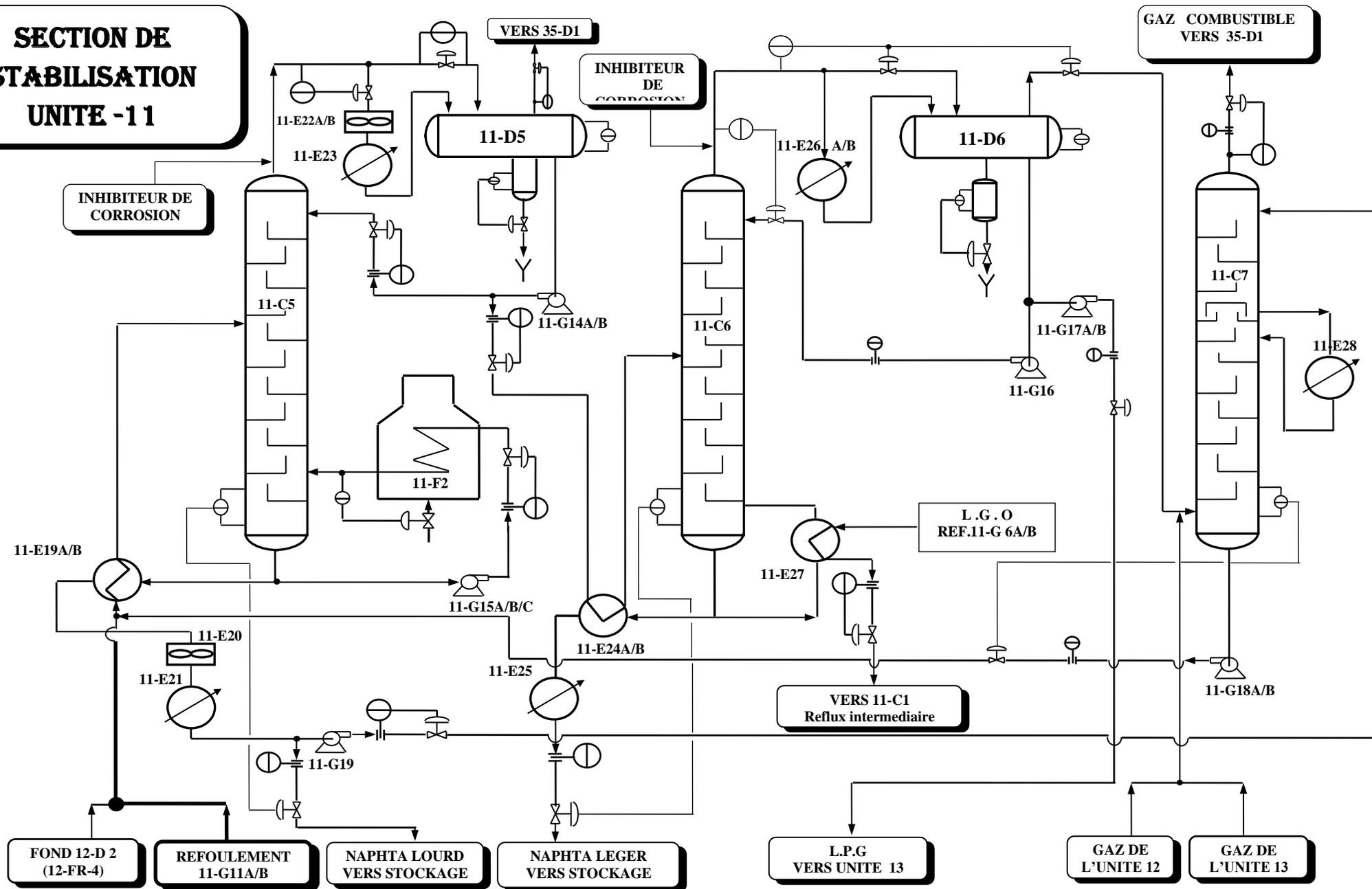


LE PLAN DE MASSE DE LA RAFFINERIE D'ARZEW

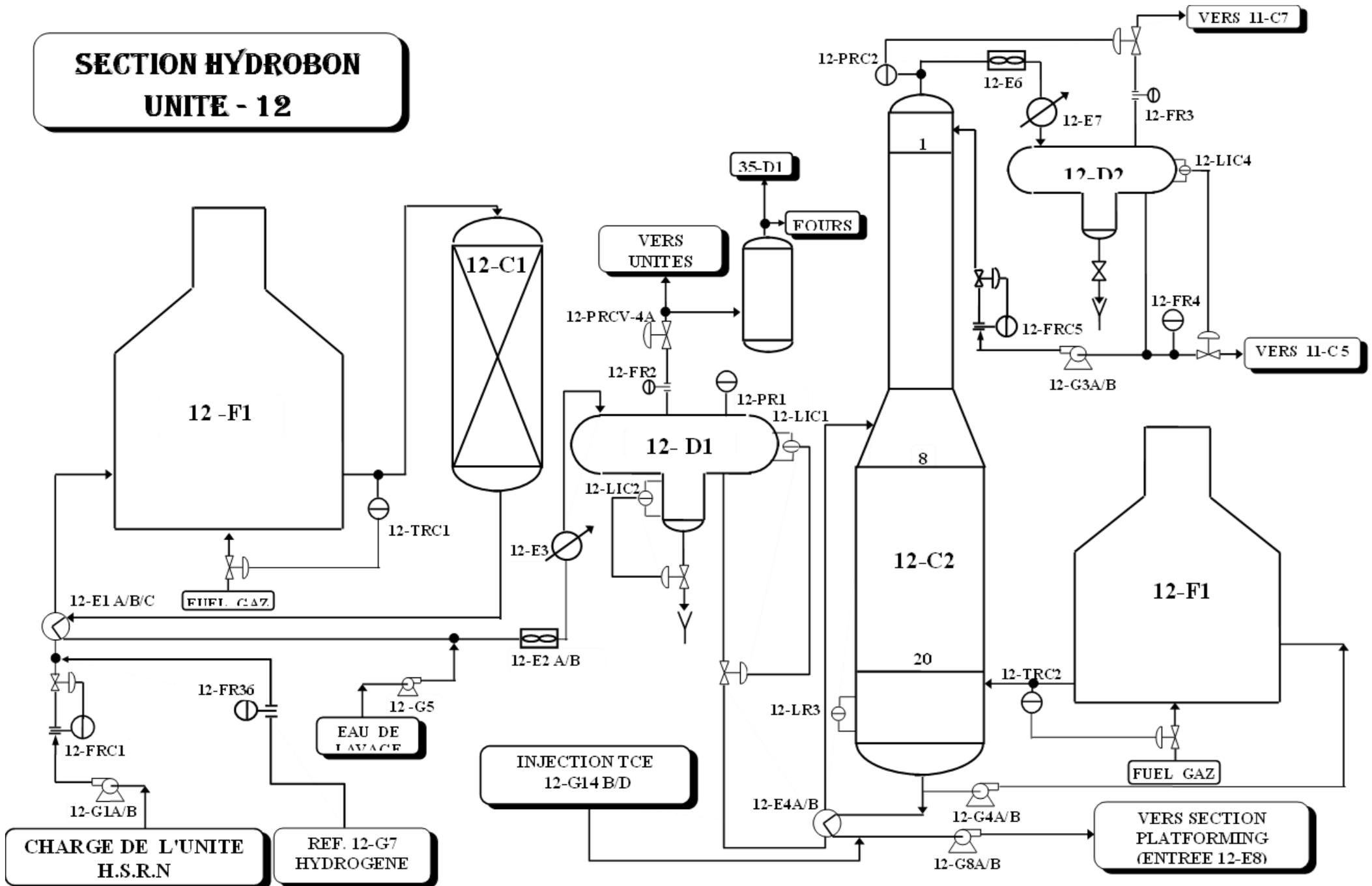
SECTION DE FRACTIONNEMENT PRINCIPAL UNITE -11



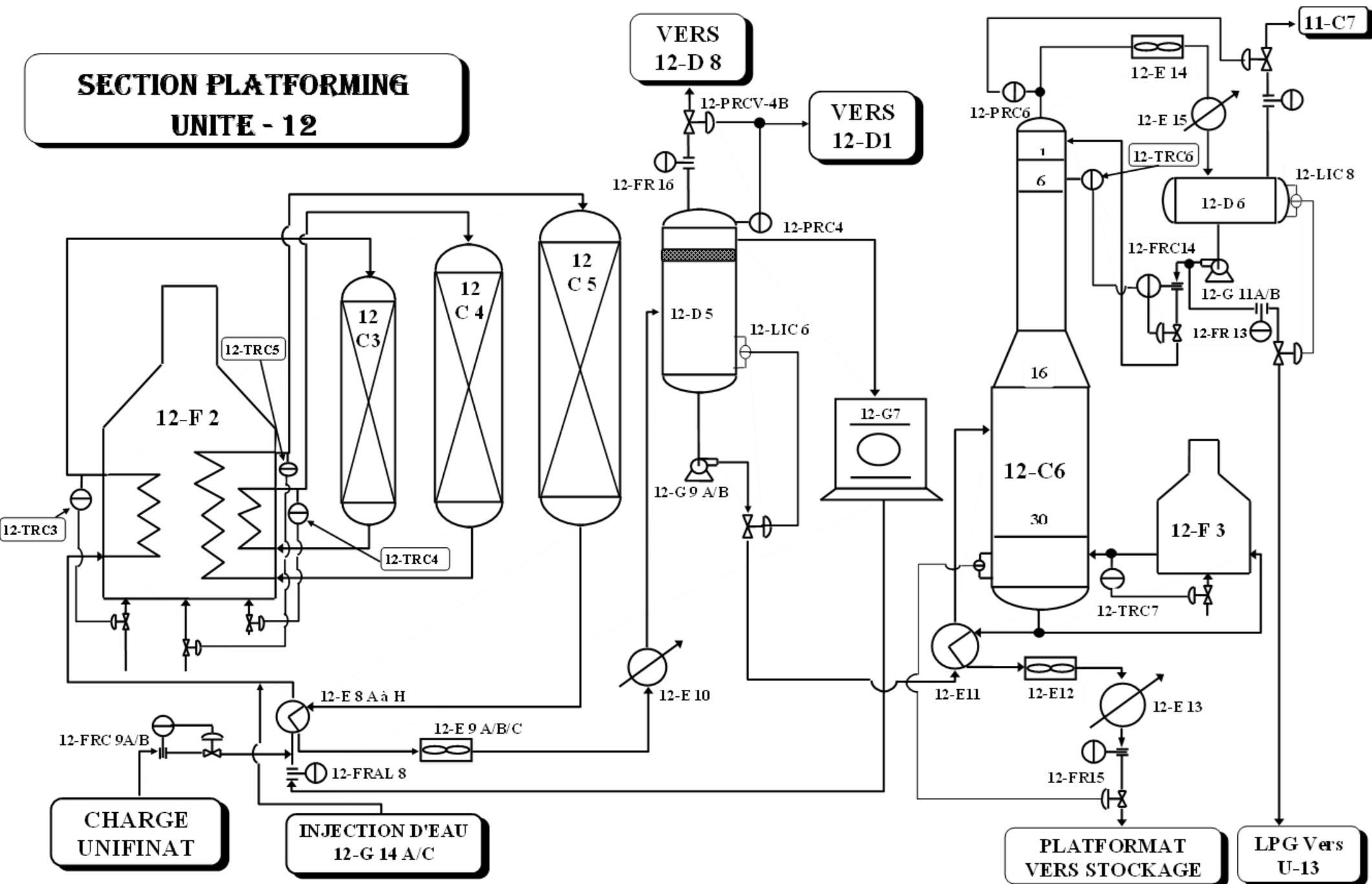
SECTION DE STABILISATION UNITE -11



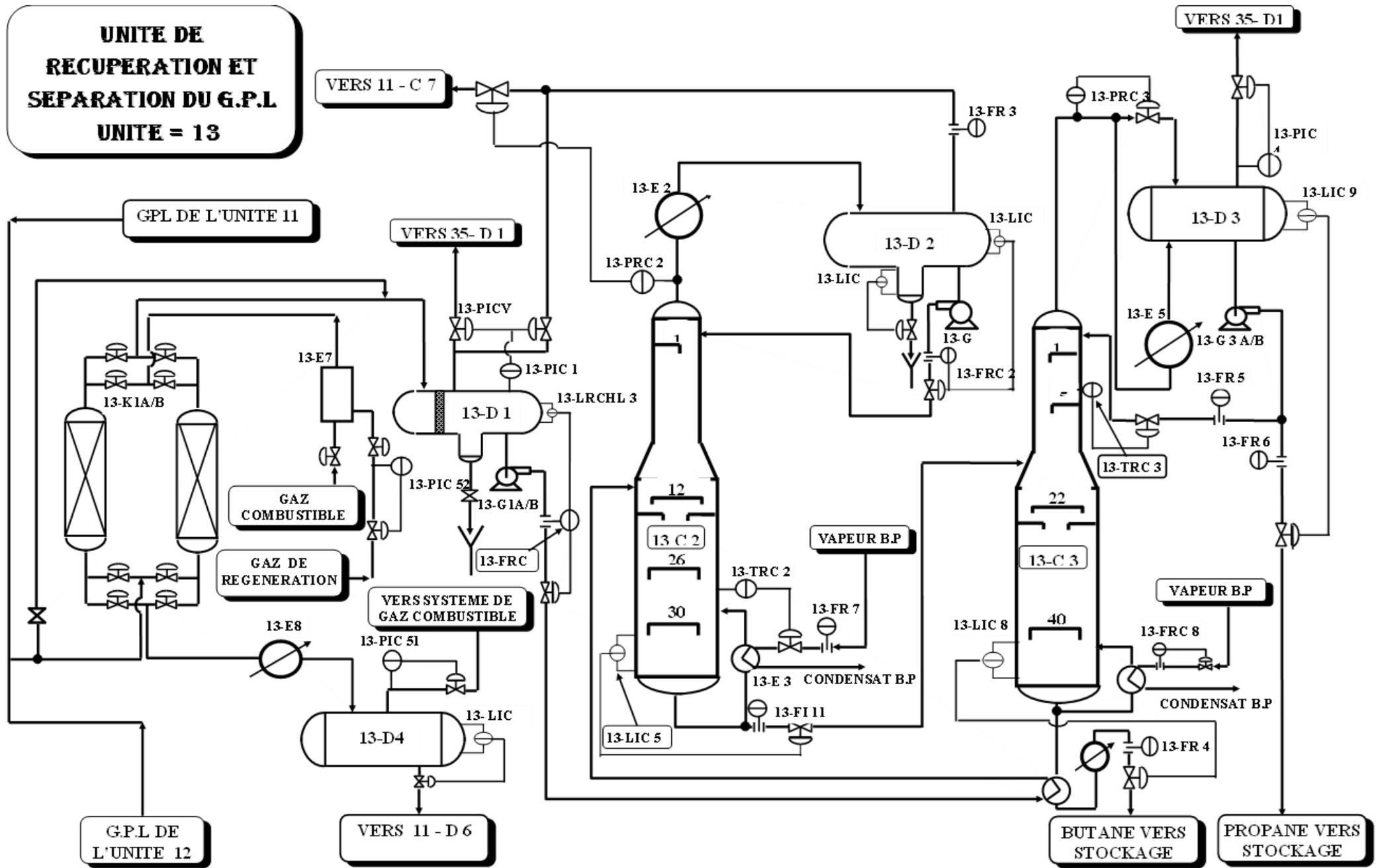
**SECTION HYDROBON
UNITE - 12**



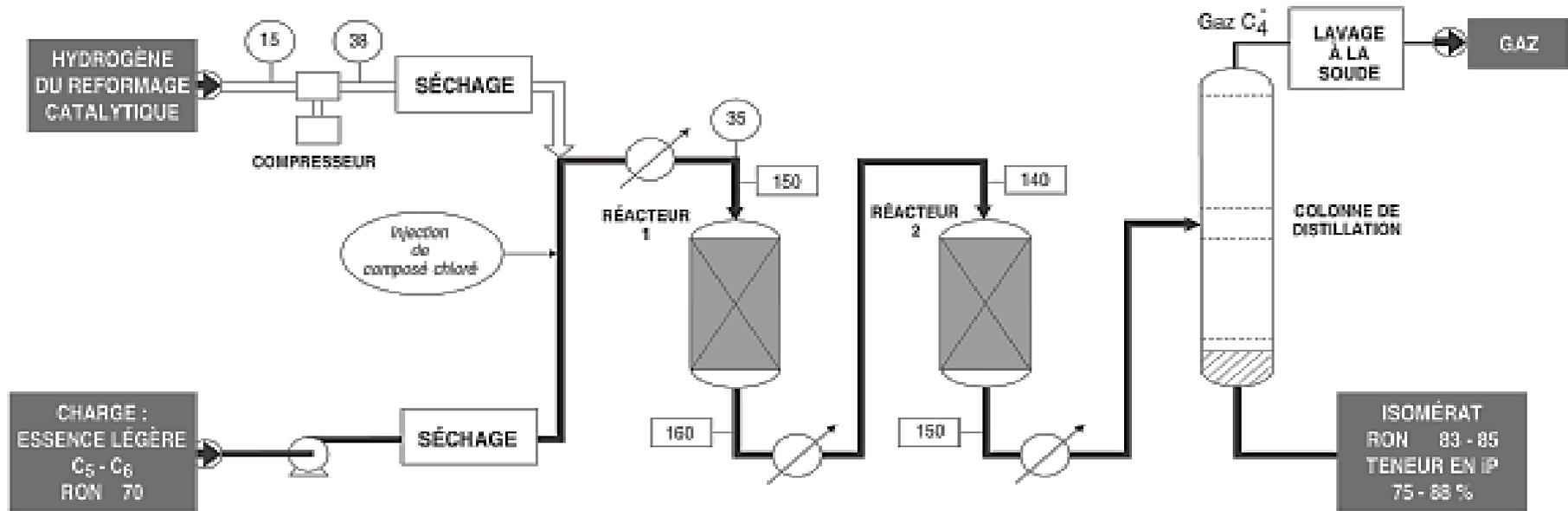
**SECTION PLATFORMING
UNITE - 12**



ANNEXE III



ISOMÉRISEMENT CATALYTIQUE DES ESSENCES LÉGÈRES — Schéma de principe —



Catalyseur d'isomérisation

- Alumine chlorée (8 à 15 % de chlore) + Platine (0,3 à 0,5 % masse)
- Environ 25 t pour traiter 50 t/h de charge

Réactions chimiques

- Isomérisation des nP en iP
- Hydrogénation de Benzène
- Hydrocraquage

1. Caractéristiques des charges et de produit :

Charges		HSRN	Unifinat	Reformat
Caractéristiques				
Densité à 15/4 °c		0.738	0.739	0.780
TVR G/cm2 à 100°F		120	110	300 (400 max)
Distillat °c	PI	85	85	45
	5 %	96	95	-
	10 %	102	100	-
	20 %	106	104	-
	30 %	123	110	-
	50 %	111	124	-
	70 %	135	136	-
	90 %	155	157	-
	95 %	159	160	-
	PF	165	165	190 (205 max)
P	% vol	65	65	37
O+N	% vol	25	25	5
A	% vol	10	10	58
Teneur en Arsenic	ppb	-	1 max	-
Teneur en Azote	ppm	-	0.5 max	-
Teneur en soufre	ppm	20	0.5 max	-
Teneur en Plomb	ppb	20	20 max	-
Teneur en cuivre	ppb	-	3 max	-
Teneur en silice	ppm	-	0.1 max	-
Teneur en oxygène	%	-	0	-
Teneur en eau	ppm	-	4	-
Indice d'octane		-	-	98
Couleur		+ 30	+ 30	0.5

2-Characteristiques du gaz de recyclage riche en hydrogène

- Pureté d'hydrogène supérieure ou égale à 75 % volume
- Teneur en H₂S : Traces
- Teneur en Hcl inférieure ou égale à 1 ppm
- Teneur en H₂O : 5 à 15 ppm