

N° d'ordre : / Faculté / UMBB / 2016

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA BOUMERDES



Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Mémoire de fin de cycle

En vue de l'obtention du diplôme de

MASTER

Présenté par :

LAMMI Rafik

SAIDI Ghiles

Filière : Génie des procédés chimiques

Option : Raffinage

Thème

**Etude de la possibilité d'augmenter la capacité de l'unité platforming
de la raffinerie d'Alger de 10%.**

Devant le jury :

HADJARAB	Djamel	MCA	UMBB	Président
BELAMERIE	Alaid	MCA	UMBB	Examineur
OTMANINE	Ghazi	MCA	UMBB	Encadreur

Année universitaire 2015 / 2016

Remerciements

*En premier lieu nous tenons à remercier ALLAH, notre créateur,
pour nous avoir donné la force d'accomplir ce travail.*

*Nous remercions vivement notre encadreur M^r Ghazi OTMANINE
pour nous avoir défini et orienté le sujet, pour sa collaboration, son
suivi, sa serviabilité et ses conseils.*

*Nous remercions également, l'ensemble des membres du jury, de nous
avoir fait l'honneur d'examiner notre travail.*

*A tous les enseignants de la faculté des hydrocarbures et de la chimie
(UMBB) qui ont contribués à notre formation Scientifique, depuis la
première année préparatoire jusqu'à la cinquième année (master 2) ;
qui, sans leur contribution, le présent travail n'aurait pas pu être
effectué.*

*Nous tenons à remercier le personnel de la raffinerie d'Alger de nous
avoir donné une chance d'effectuer un stage et contribuer d'avantage
à sa réussite; à leur tête les ingénieurs et opérateurs de l'unité U200.*

*Enfin, nous remercions tous ceux qui ont participé à la réussite de ce
projet, et ceux que nous avons involontairement oubliés, trouvent ici
l'expression de notre gratitude.*

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail

A

Mes très chers parents, qui m'ont toujours soutenus et aidés durant mon parcours. Vos prières et votre bénédiction, m'ont été d'un grand secours pour mener à bien mes études. Ce travail, est le fruit des sacrifices que vous avez consentis pour mon éducation et ma formation

A mes très chères sœurs Rym, Lamia, Lydia et Sarah, vous êtes pour moi un exemple de réussite et de persévérance à suivre

*A mes adorables neveux Anis et Aline, que Dieu vous protège et vous garde pour moi
A toute ma famille*

A mon binôme Ghiles

A tous mes amis

LAMMI Rafik

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail

A

*Mes parents qui m'ont encouragé
Et qui m'ont aidé pour terminer ce travail*

Mes frères et sœurs.

Toute ma famille.

Mes amis qui ont été là pour moi durant les moments de joie et de peine.

Mon binôme : Rafik,

*Tous ceux qui m'ont aidé de près ou de loin
Qui ont apporté un concours ou ne serait ce qu'un encouragement.*

Saidi Ghiles

تلخيص

في الوقت الحاضر، خلق النمو الكبير لحضيرة السيارات في الجزائر طلبا قويا على الوقود خصوصا البنزين الذي يبقى من المشتقات النفطية الأكثر طلبا. من أجل زيادة الإنتاج المحلي للبنزين، أجرينا دراسة على إمكانية زيادة بنسبة 10 % في طاقة وحدة إنتاج البنزين في مصفاة الجزائر. يهدف هذا العمل إلى التحقق من قدرة المعدات لضمان التشغيل السليم بقدرة 110% (زيادة بنسبة 10 %). نتائج الحساب تبين أن بعض الأجهزة لن تكون قادرة على العمل مع هذه الزيادة (المبيلات الحرارية 208E، الفاصل 203D) خلافا للبعض التي يمكن أن تعمل بشكل طبيعي (برج و المفاعلات).

كلمات البحث:

تقنية الحفاز - مفاعل — الوقود- البنزين.

Abstract

At present, the progress of the fleet in Algeria has created a strong fuel demand especially gasoline which remains the most preferred oil derivative. In order to increase the local production of gasoline we conducted a study on increasing the platforming unit capacity at the Algiers refinery with 10%. The purpose of the present work is the verification of the ability of equipments to assure efficiency at 10 % increase. The results of calculation let us say that some of the devices will not be able to work with such an increase (E208 exchangers, separator tank D203) unlike others that can function normally (stabilization column and reactors).

Keywords:

Catalytic reforming -platforming - fuel - gasoline – octane number – reactor - stabilization.

Résumé

De nos jours, le progrès du parc automobile en Algérie a engendré une forte demande en carburant notamment l'essence qui reste le dérivé de pétrole le plus privilégié. Dans le but d'accroître la production locale en essence on a effectué une étude sur l'augmentation de l'alimentation de l'unité *platforming* au niveau de la raffinerie d'Alger de 10%. L'intérêt de ce présent travail est la vérification de la capacité des équipements à assurer le bon fonctionnement à un régime de 110% (augmentation de 10%). Les résultats de calcul nous laisse dire que certain des appareils ne pourrons pas travailler avec une telle augmentation (échangeurs E208, ballon séparateur D203) contrairement à d'autres qui peuvent fonctionner normalement (colonne de stabilisation et les réacteurs).

Mots clés :

Reformage catalytique -platforming-essence-carburant-indice d'octane-réacteur-stabilisation.

Sommaire

Liste des figures

Liste des tableaux

Introduction	1
Problématique	2

Partie théorique

I. Présentation de la raffinerie d'Alger	3
I.1.Situation géographique de la raffinerie	3
I.2.Historique de la raffinerie	3
I.3.Description des installations de la raffinerie	3
I.3.1.Installations principales (Unités de production)	3
I.3.2.Installations générales	4
I.4. Production en tonnes par an	5
I.5.Nouvelle installation et réhabilitation de la raffinerie d'Alger	5
II. Description de l'unité de reformage catalytique (unité200)	6
II.1.Circuit catalytique.....	7
II.1.1. Circuit du réacteur de garde.....	7
II.1.2. Circuit réaction du platforming	8
II.2.Circuit effluent.....	9
II.3. Circuit gaz de recyclage	9
II.4. Circuit stabilisation	10
II.4.1.Circuit tête débutaniseur	10
II.4.2.Circuit fond du débutaniseur	11
II.5.Circuit de production de vapeur	11
III. Théorie du reformage catalytique	13
III.1.Historique du procédé	13
III.1.1. Le passé et le présent	13
III.1.2. Le futur.....	13
III.2. Réactions chimiques.....	14
III.2.1.Déshydrogénation des naphtènes en aromatiques	14
III.2.2. Déshydrocyclisation des paraffines.....	15
III.2.3.Isomérisation des naphtènes.....	15
III.2.4.Isomérisation des paraffines	16
III.2.5.Hydrocraquage des paraffines et des naphtènes.....	16
III.2.6.Formation du coke.....	17
III.3.Effets des variables opératoires	18
III.3.1.Température	18
III.3.2.Pression	19
III.3.3.Vitesse spatiale (VVH).....	19
III.3.4.Rapport H ₂ /HC	19
III.3.5.Rapport eau/chlore	20
III.3.6 La charge du reforming catalytique.....	20

III.3.6.1. Intervalle de la distillation de la charge	20
III.3.6.2. Composition de la charge	21
III.4. Le catalyseur de reforming catalytique	21
III.4.1. Définition	21
III.4.2. Types de catalyseurs.....	22
III.4.3. Caractéristiques fondamentales du catalyseur	22
III.4.4. Catalyseur de réformation de l'unité U200	22
III.4.5. Poisons du catalyseur	23
III.4.6. Régénération du catalyseur	24
V. Les essences	25
IV.1. Définition de l'essence	25
IV.2. Caractéristiques principale de l'essence	25
IV.2.1. Densité	25
IV.2.2. Tension de vapeur	25
IV.2.3. Distillation ASTM	27
IV.2.4. Indice d'octane	28
IV.2.5. Teneur en gommes	29
IV.2.6. Teneur en soufre	30
IV.2.7. Teneur en plomb (PTE et PTM)	30
IV.2.8. Spécification des essences.....	31
V. Sécurité de l'unité	36
V.1. Sécurité dans la raffinerie	36
V.1.1. Surveillance	36
V.1.2. Prévention	36
V.1.3. Détermination des risques	36
V.1.4. Intervention	37
V.2. Sécurité particulière à l'unité de reforming	37

Partie calcul

VI. Calcul des réacteurs	39
VII. Calcul du ballon séparateur D203	65
VIII. Calcul de la colonne de stabilisation C202	69
IX. Calcul des échangeurs de chaleur E208	84
Conclusion	88

Annexe

Bibliographie

Liste des figures

	Page
Figure (II-1) : Schéma technologique de l'unité de <i>platforming</i> de la raffinerie d'Alger.	6
Figure (II-2) : Schéma du circuit catalytique et effluent de l'unité de <i>Platforming</i> .	7
Figure (II-3) : Débutaniseur C-202 (colonne de stabilisation).	10
Figure (II-4) : Schéma du circuit de génération de vapeur.	12
Figure (IV-1) : Courbe de distillation ASTM de l'essence.	28
Figure (IV-2) : Indice d'octane des différentes familles d'hydrocarbures.	29
Figure (IV-3) : Perspectives de diminution des polluants liés au transport à horizon 2020.	35

Liste des tableaux

	Page
Tableau (IV.1) : Spécifications des essences plombées sur le marché intérieur.	31
Tableau (IV.2) : Spécifications des essences sans plomb sur le marché intérieur.	32
Tableau (IV.3) : Spécifications des essences Européennes.	33
Tableau (IV.4) : Spécifications environnementales de l'essence.	34
Tableau (VI.1) : Composition chimique de la charge " PNA" (% vol).	39
Tableau (VI.2) : Teneur en poisons dans la charge.	39
Tableau (VI.3) : Distillation ASTM de la charge.	39
Tableau (VI.4) : Composition chimique du platformat « PONA » (%vol).	40
Tableau (VI.5) : Distillation ASTM du platformat.	40
Tableau (VI.6) : Composition chimique du gaz de recyclage (D203).	40
Tableau (IV.7) : Composition chimique du gaz formé	40
Tableau (IV.8) : Températures dans les réacteurs.	41
Tableau (IV.9) : Pressions dans les réacteurs.	41
Tableau (VI.10) : Bilan de matière de la charge actuelle.	43
Tableau (VI.11) : Composition chimique du gaz riche en hydrogène.	45
Tableau (VI.12) : Bilan matière de l'unité après une augmentation de 10%.	49
Tableau (VI.13) : Résultats de calcul des enthalpies de la charge (30.2 atm).	54
Tableau (VI.14) : Résultats de calcul des enthalpies du platformat stabilisé (30.2atm).	58
Tableau (VI.15) : Résultats de calcul des enthalpies du gaz circulant (30.2atm).	58
Tableau (VI.16) : Résultats de calcul des enthalpies du gaz formé (30.2atm).	58
Tableau (VI.17) : Bilan matière et thermique du 1 ^{er} réacteur (régime 110%).	59
Tableau (VI.18) : Bilan matière et thermique du 2 ^{ème} réacteur (régime 110%).	59
Tableau (VI.19) : Bilan matière et thermique du 3 ^{ème} réacteur (régime 110%).	60
Tableau (VII.1) : Composition du gaz circulant (D203).	65
Tableau (VIII.1) : Composition chimique du platformat non stabilisé.	69

Tableau (VIII-2) : Composition chimique du platformat stabilisé.	69
Tableau (VIII.3) : Composition chimique de gaz formé.	70
Tableau (VIII.4) : Composition chimique du GPL.	70
Tableau (VIII.5) : Bilan matière de la colonne de stabilisation (régime 100%).	71
Tableau (VIII.6) : résultats des itérations sur la température au sommet de la colonne.	73
Tableau (VIII.7) : Résultat d'itérations sur la température du fond.	74
Tableau (VIII-8) : Résultats des itérations sur la température de la zone d'alimentation.	75
Tableau (VIII-9) : Bilan thermique de la colonne C202 (régime 100%).	77
Tableau (VIII-10) : Bilan matière de la colonne C202 (régime 110%).	82
Tableau (VIII-11) : Bilan thermique de la colonne C202 (régime 110%).	83
Tableau (VIII-12) : Dimensions de la colonne C202 (régime 110%).	83
Tableau (IX-1) : Conditions opératoires des échangeurs E208.	84
Tableau (IX-2) : les enthalpies de la charge et de gaz de recyclage a différentes températures.	85
Tableau (IX-3) : paramètres de marche des échangeurs E208 (régime 110%).	87

Introduction

L'évolution actuelle du raffinage permet d'accéder à un contrôle précis de la structure et de la morphologie des matières premières permettant l'obtention de spécifications mondiale exigées. En chimie, la nécessité de faire des réactions de plus en plus propres et de plus en plus efficaces a fait naître le concept de procédés catalytiques. Cela consiste à minimiser l'apport énergétique, l'utilisation de produits toxiques et la production de déchets (sous-produits non-valorisables).

C'est pourquoi, aujourd'hui toutes les raffineries sont équipées de reformage catalytique qui sert à produire, à partir des coupes naphta issues généralement de la distillation directe de brut, des bases de carburants à haut indice d'octane. Par ailleurs, ce procédé, outre que ces bases d'essence, produit de l'hydrogène nécessaire pour l'hydrotraitement des autres coupes pétrolières.

L'essence est l'un des dérivés du brut les plus demandés dans le marché des carburants, elle doit répondre à certaines spécifications dont l'indice d'octane, caractéristique très importante.

Pour contribuer à faire face à la demande croissante en essence, on a effectué une étude sur la possibilité d'augmenter la capacité de production de l'unité de reformage catalytique de la raffinerie d'Alger de 10%.

A cet effet, ce présent travail comporte deux parties:

- Une partie consacrée à la présentation de la raffinerie d'Alger, la description de l'unité de reforming et la théorie de reformage catalytique et des essences.
- Une partie calcul qui a traité quatre sections de l'unité :
 - section de préchauffe de la matière première.
 - section réactionnelle.
 - section de séparation des gaz hydrogène.
 - section de stabilisation.

Vu que la production locale d'essence n'arrive pas à satisfaire la demande du marché intérieur et dans le but de :

- ❖ Compenser le déficit en produits de base alimentant la formulation de l'essence au niveau de la raffinerie d'Alger, en attendant l'incorporation des autres procédés de conversion (isomérisation et craquage catalytique) prévus par le programme de réhabilitation.
- ❖ Absorber l'excédent en solvant léger du à l'absence d'une unité d'isomérisation.
- ❖ Répondre à la demande croissante du parc automobile en matière de carburant à haut indice d'octane.
- ❖ Réduire voir l'élimination totale de PTE dans les essences.
- ❖ Diminuer l'importation des bases d'essence.

Par conséquent, étudier la possibilité d'augmentation de la capacité de production de l'unité *platforming* de la raffinerie d'Alger reste une solution envisageable en attendant les nouveaux projets.

Partie théorique

Chapitre I

Présentation de la raffinerie d'Alger

I. Présentation de la raffinerie d'Alger [1]**I.1. Situation géographique de la raffinerie**

Surnommée la doyenne des raffineries Algériennes, la raffinerie d'Alger est érigée sur une surface de 182 hectares à Sidi Arcine, à 5km d'El Harrach et à 20km à l'Est d'Alger.

En ce qui concerne le choix de la région algéroise, elle se présente comme un futur pôle de développement industriel. Et pour l'emplacement de Sidi Arcine le choix a été fait suite à une étude des sols et la découverte d'une nappe d'eau qui est nécessaire pour l'alimentation des systèmes de refroidissement.

I.2. Historique de la raffinerie

La raffinerie comme son nom l'indique, a pour mission de traiter le pétrole brut de Hassi-Messaoud afin de satisfaire la consommation croissante en produits dérivés du brut pour le marché du centre et le marché international « exportation ». Sa création fut en décembre 1957 par sept actionnaires mondialement connus. Le chantier fut ouvert en janvier 1960 sous la direction de **CFP** « Compagnie Française Pétrolière » et le démarrage de la raffinerie fut le 19 janvier 1964. La participation de la Sonatrach commence progressivement, jusqu'en 1971 où elle obtient l'intégralité des actions « suite à la nationalisation des hydrocarbures de 1971 ».

La réception du brut se faisait depuis le 01 janvier 1964 par des tankers du port pétrolier de Béjaïa au port pétrolier d'Alger et par un pipe d'une longueur de 13 Km jusqu'au parc de stockage. En 1971, un piquage a eu lieu à Beni-Mensour, à partir du pipe reliant Hassi Messaoud /Bejaia, un oléoduc d'une longueur de 131 Km jusqu'à la raffinerie d'un débit de 500 m³/h.

I.3. Description des installations de la raffinerie**I.3.1. Installations principales (Unités de production)**

La raffinerie est dotée des installations principales suivantes :

1. Une unité de distillation atmosphérique (Unité 100) de 2.700.0000 T/an dont le but est de fractionner le pétrole brut. D'où sont soutirés les produits suivants :

- GPL + Essence légère + solvant léger.
- Solvant lourd.
- Kérosène.
- Gas-oil léger.
- Gas-oil lourd.
- Résidu.

2. Une unité de reforming catalytique (Unité 200) de $2.500 \text{ m}^3/\text{j}$ dont le rôle est de transformer une coupe pétrolière (Naphta) à bas indice d'octane provenant de l'unité de distillation en un reformat à haut indice d'octane qui est la base principale pour la fabrication des carburants automobiles (essence normale et essence super).
3. Une unité Gas plant (Unité 300) pour la séparation des GPL en butane et propane commerciaux. Cette unité est alimentée à partir des unités de distillation atmosphérique et de reforming catalytique.
4. Une unité de mélange (éthylation) pour la fabrication des essences (normale et super).
5. Une unité de pomperie-expédition de produits finis par pipes aux dépôts d'Alger (El-Harrach), de Blida (Chiffa), aux ports pétroliers et à l'aéroport Houari Boumediene.

I.3.2.Installations générales

La raffinerie d'Alger dispose d'installations générales telles que:

1. Une centrale thermo-électrique pour la production et la distribution des utilités (Électricité, vapeur, air ...).
2. Deux chaudières qui produisent 47 t/h de vapeur chacune.
3. Un groupe turbo alternateur produisant de l'électricité d'une capacité de 6 MW .
4. Deux stations de traitement des eaux.
5. D'un laboratoire de contrôle de la qualité des produits.
6. D'un poste de commandement d'intervention 24/24h.
7. D'un port pétrolier équipé de trois (03) postes de chargement pour les exportations, le cabotage ainsi qu'une (01) station de déballastage.
8. Plusieurs ateliers de maintenance et de magasins.
9. Un parc de stockage d'une capacité de 290000 m^3 dont 105000 m^3 pour le brut et 185000 m^3 pour les produits finis et semi-finis. D'une rampe de chargement GPL alimentant les régions du centre du pays (Tizi-ouzou, Chlef, Djelfa).

I.4. Production en tonnes par an

Propane	10.000	T/an
Butane	100.000	T/an
Essence normale	263.000	T/an
Essence super	323.000	T/an
Jet/lampant	235.000	T/an
Gas-oil	796.000	T/an
Fuel léger	6500.000	T/an
Fuel lourd	650.000	T/an
Naphta	228.000	T/an

I.5.Nouvelle installation et réhabilitation de la raffinerie d'Alger

Le programme de Réhabilitation et d'Adaptation est décliné en un seul projet Global comprenant les opérations suivantes:

Augmentation de capacité du Topping de l'ordre de 35 % (passage de 2 700 000 à 3 645 000 t/an),

- Remplacement du Reforming existant (catalyseur monométallique) par un nouveau Reforming à catalyseur bimétallique.
- Installation d'une nouvelle Unité d'Isomérisation de naphta léger,
- Installation d'une Unité de prétraitement et de fractionnement de naphta, commune aux deux Unités d'Isomérisation et de Reforming
- Installation d'une nouvelle Unité de RFCC et d'une Unité d'adoucissement et de séparation des GPL,
- Modernisation de l'instrumentation (passage au DCS et systèmes associés) de l'ensemble de la raffinerie, avec une nouvelle SDCC et des salles satellites,
- Modernisation du Réseau Electrique, et installation d'un système ECS,
- Modernisation et l'extension du système de traitement des effluents (passage à un traitement biologique),
- Installation d'un Package de traitement et de récupération de soufre.

Chapitre II

Description de l'unité de reformage catalytique

II. Description de l'unité de reformage catalytique (unité200) [1]

L'unité de reformage catalytique de la raffinerie d'Alger est une unité à lit fixe semi régénératif (procédé UOP), elle est représentée sur la figure suivante :

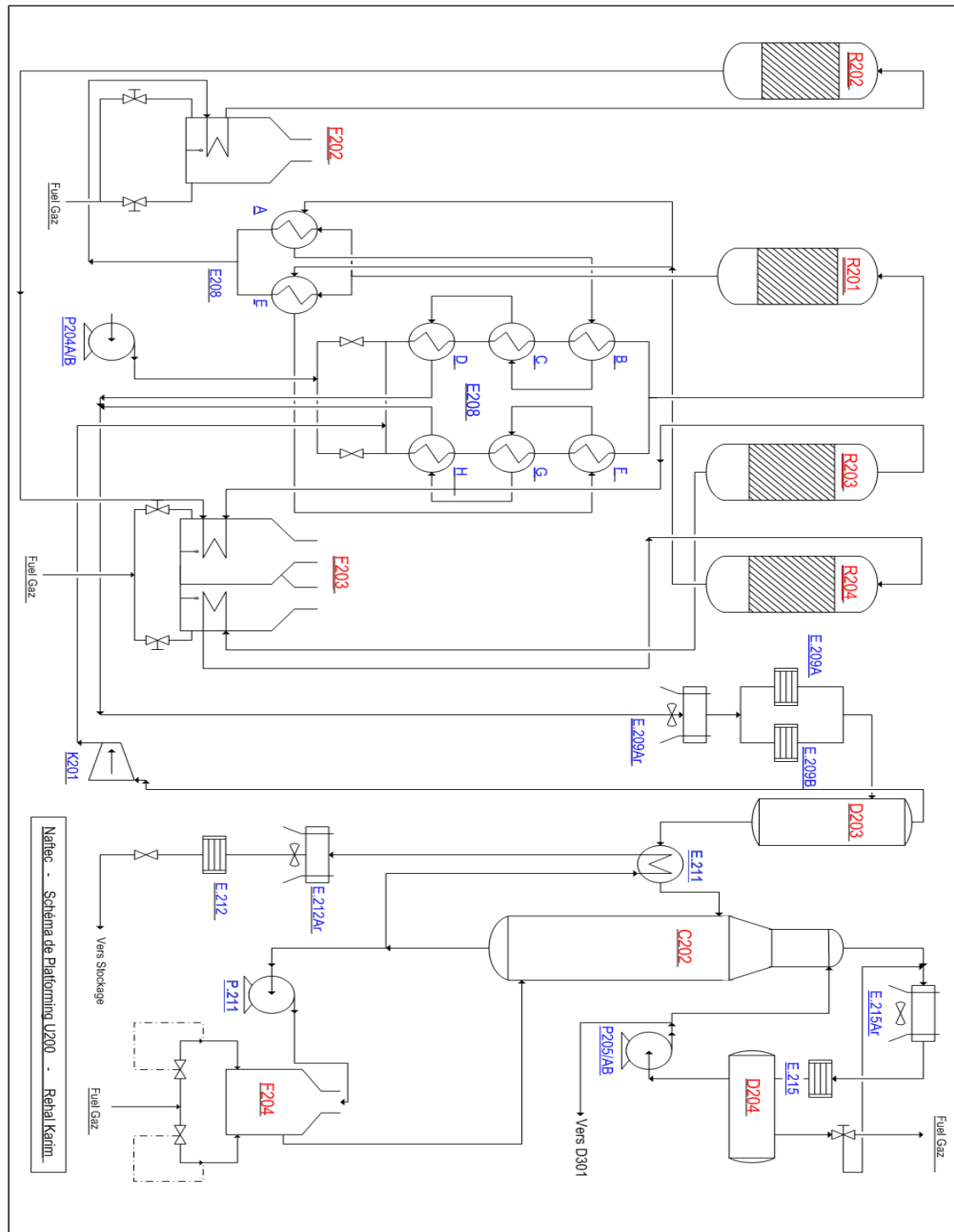


Figure (II-1) : Schéma technologique de l'unité de *platforming* de la raffinerie d'Alger

The diagram illustrates the process flow for the production of 1,2-dichloroethane (DCE) from ethylene and hydrogen chloride. The process involves four storage tanks (R-201 to R-204), two feed-effluent heat exchangers (E-208, E-209), two reboilers (F-202, F-203), a condenser (K-201), and a distillation column (D-203). The process starts with the reaction of ethylene and hydrogen chloride in a reactor (R-201) to produce DCE. The DCE is then separated in a distillation column. The diagram includes flow streams for feed, product, and recycle, as well as heat exchanger and reboiler duties.

II.1.1. Circuit du réacteur de garde

Le R.201 est un réacteur de garde rempli d'un catalyseur hydrobon(S120). Ce catalyseur est à base de cobalt et de molybdène sur un support d'alumine.

Le rôle du R.201 est de purifier la charge en retenant des contaminants tels que les métaux, le soufre et l'azote qui empoisonneraient le catalyseur de platining en se combinant au platine.

Les vapeurs ont très sensiblement la même composition à l'entrée et à la sortie l'effluent du R.201 entre dans les E208A et E où il est réchauffé de 312°C à 411°C par l'effluent du R204. Il entre ensuite dans le four F202 pour être porté à la température de réaction du platforming.

II.1.2. Circuit réaction du *platforming*

Il comprend trois réacteurs à l'intérieur desquels se réalisent les réactions chimiques; chaque réacteur est précédé d'un four dont la fonction est de porter la charge du réacteur à la température voulue.

Les réacteurs de platforming (R-202, R-203, R-204) sont prévus pour contenir en tout 33.600 kg de catalyseur au platine du type R-II, répartis comme suit :

➤ R202 : 63 FUTS = 6300 kg (hauteur de la cheminée 6505 mm)

Hauteur du lit catalytique = $6505 - (200 + 2500) = 3805 \text{ mm}$

➤ R203 : 93 FUTS = 9300 Kg (hauteur de la cheminée 6477 mm)

Hauteur du lit catalytique = $6477 - (200 + 3072,5) = 3204,5$

➤ R204 : 180 FUTS = 18000 Kg (Hauteur de la cheminée 8990 mm)

Hauteur du lit catalytique = $8990 - (200 + 2637,5) = 6152,5 \text{ mm}$

Cette différence de volume de catalyseur dans les réacteurs s'explique par la différence de vitesse des réactions qui se produisent dans chacun des réacteurs :

➤ R-202 : réaction de déshydrogénation très rapide.

➤ R-203 : réaction d'hydrocyclisation et d'isomérisation moins rapide.

➤ R-204 : réaction d'hydrocracking lente.

a-Four F 202 :

Il comprend deux circuits parallèles situés à l'intérieur de la chambre de combustion, ce four est du type à mur radiant, il est caractérisé par la présence d'un grand nombre de brûleurs à gaz à flamme courte répartis en 2 rampes de chaque côté du mur, ce qui permet d'obtenir la température voulue sans risquer les coups de feu sur les tubes.

La température à la sortie des circuits est réglée par les TRC qui agissent sur la pression du gaz alimentant chaque rampe de brûleurs.

Les fumées quittant la chambre de combustion passent dans la zone de convection où se trouvent 264 tubes du générateur de vapeur et 8 tubes du surchauffeur de vapeur.

Les deux circuits du F202 se rejoignent à la sortie du four pour entrer dans le premier réacteur de platforming R.202 sous une pression de 33,8 bars et une température, suivant le NO, pouvant atteindre 538°C maximum.

b-Four F203 :

L'effluent qui quitte le réacteur précédent se trouve à une température d'environ 468°C et une pression de 33,2 bars.

Il pénètre ensuite dans le four double F.203 à travers deux circuits, ces deux circuits se rejoignent pour entrer dans le deuxième réacteur R.203, les pressions et températures d'entrée dans ce réacteur sont de l'ordre de 30,2 bars et 532 °C maximum.

Après réaction dans le R.203, elles ne sont plus que de l'ordre de 30 bars et 487°C, de là, l'effluent pénètre une deuxième fois dans le four F.203 à travers deux circuits, à sa sortie l'effluent pénètre dans le 3^{ème} réacteur R.204.

II.2.Circuit effluent

L'effluent qui quitte le réacteur précédent sous une pression de 29,6 bars et une température de 505°C va servir au réchauffage du solvant de charge par l'intermédiaire des échangeurs E208 A, B, C, D, E, F, G, H. à la sortie de ces échangeurs l'effluent qui quitte le réacteur R.204, n'est plus qu'à 28 bars et 150°C.

Il est alors refroidi par l'aéroréfrigérant E209Ar jusqu'à 49°C et deux réfrigérants à eau E209 A et B jusqu'à 38°C pour entrer ensuite dans le ballon D203 dont le but est de séparer le platformat de l'hydrogène formé au cours des réactions précédentes.

II.3. Circuit gaz de recyclage

Les gaz du ballon D203 (gaz de recyclage) qui sont à 38°C et 28 bars de pression, sont repris par le compresseur K.201 et refoulés vers les deux circuits de charge entre les FRCV 214 et FRCV215 et les échangeurs E208 H et D.

II.4. Circuit stabilisation

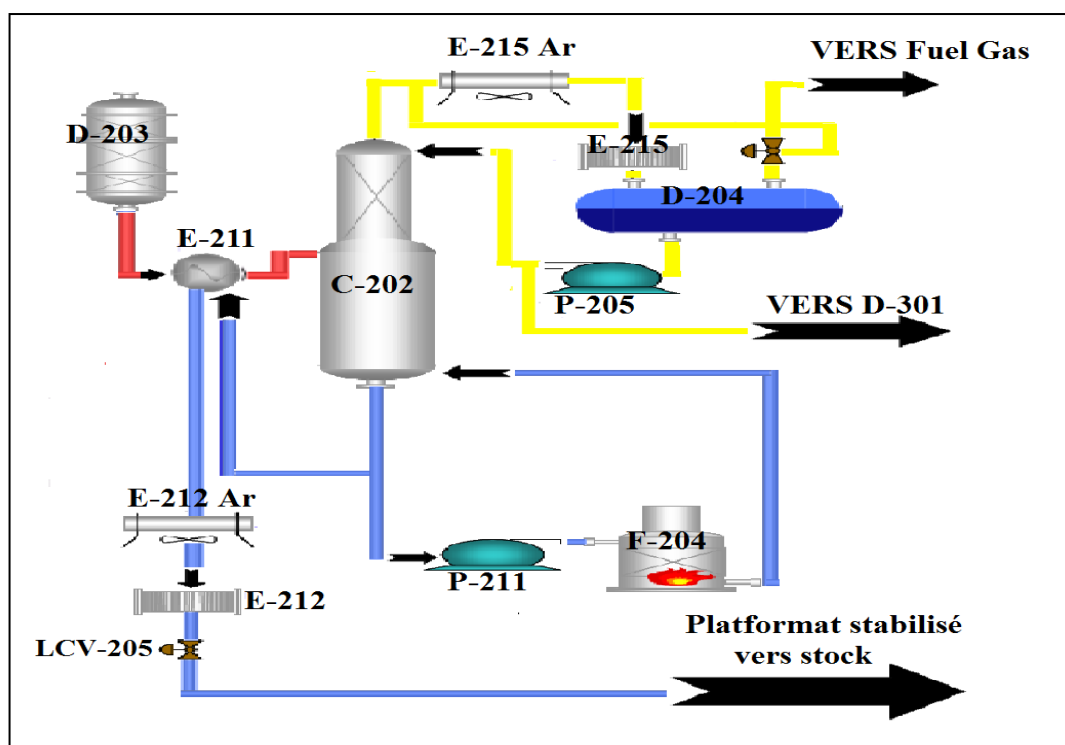


Figure (II-3) : Débutaniseur C-202 (colonne de stabilisation)

Le but de cette colonne(C202) est de stabiliser le platformat c'est-à-dire le débarrasser des butanes et plus légers qui seront traités au gaz plant, l'effluent refroidi du 3^{ème} réacteur sort en fond du ballon D203 passe à travers l'échangeur E211 où il est réchauffé par le platformat stabilisé du fond de la C202 pour pénétrer dans le débutaniseur au niveau du 15^{ème} plateau sous une pression de 21 bars et une température de 152°C.

II.4.1.Circuit tête Débutaniseur

Les vapeurs d'hydrocarbures sortant de C202 à 21 bars et 77°C passent par l'aéroréfrigérant E215 Ar où elles sont partiellement condensées.

Les produits de E215 Ar à 49°C passent dans le condenseur E215 pour arriver dans le ballon D204 à une température de 38°C, la pression dans ce ballon est maintenue constante, la phase gazeuse en excès s'échappe vers le réseau fuel gas.

La phase liquide reprise par la pompe P205 A ou P205B est envoyée en partie en reflux au sommet du débutaniseur au 30^{ème} plateau qui règle la température de tête de la colonne. L'autre partie de la phase liquide constituée par du butane et les plus légers est envoyée vers le ballon D301 de l'unité de gaz plant.

II.4.2.Circuit fond du Débutaniseur

Dans le fond, il y a du platformat stabilisé qui est destiné à l'obtention des essences lourdes et légères. Les conditions opératoires sont maintenues à 260°C et 21bars, ceci pour chasser le butane et les plus légers du liquide ; le produit de fond passe à 247°C par un échangeur de chaleur E-211 où il réchauffe le produit issu de la D-203 (reformat non stabilisé). Il passe dans un aéroréfrigérant à air et après à travers un échangeur de chaleur à eau.

Il faut maintenir certaines conditions opératoires comme la température et la pression, donc le niveau de la C-202 est maintenu constant grâce à des régulateurs de niveau qui contrôlent la LCV-205 qui se trouve en aval du E-212.

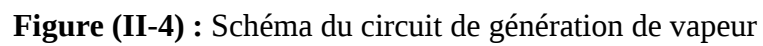
Pour permettre une bonne séparation, on maintient une température de 260°C grâce à un système de rebouillage. Il y a une pompe P-211 qui aspire une partie du produit de fond et la refoule vers le F-204 surnommé four rebouilleur, d'où il sort à 271°C et il retourne dans la C-202 sous le plateau n°1 où se vaporisent les constituants les plus volatiles qui contribueront au stripping du platformat.

II.5.Circuit de production de vapeur

Les sections de convection des fours F-202 et F-203 du platforming sont partiellement utilisées pour la production de vapeur à moyenne pression. A cet effet l'eau traitée amenée aux limites de l'unité est dégazée dans le dégazeur D-217 avant d'être reprise par la pompe P-206 et envoyée dans le ballon de production de vapeur

D-206, ce ballon reçoit d'autre part un mélange d'eau et de vapeur produite dans les fours F-202 et F-203. L'eau est envoyée du D-206 vers le décanteur de boues D-207 avant d'être reprise par la pompe P-207 et envoyée dans les sections de convection des fours F-202 et F203.

Après la détente, la vapeur produite dans le ballon D-206 est envoyée dans la section de convection de F-202 pour obtenir de la vapeur moyenne pression surchauffée qui est envoyée ensuite dans le réseau général de la raffinerie.



Chapitre III

Théorie du reformage catalytique

III. Théorie du reformage catalytique

III.1. Historique du procédé

III.1.1. Le passé /le présent [2]

Avec le développement rapide de l'utilisation de l'automobile dans les années 1930, la demande en essence augmenta, autant en quantité qu'en qualité.

Le craquage catalytique se développa et des procédés de reformage thermique des coupes d'essence furent mis en place. Dès avant la seconde guerre mondiale, de nombreux rocedes de reformage catalytique étaient opérationnels ;ils utilisaient des catalyseurs, avec l'alumine comme support et comme éléments actifs des oxydes de chrome ou de molybdène ; ce dernier pouvait être dopé au cobalt. Ils fonctionnaient dans des réacteurs à lit fixe ou à lit mobile.

Il en existait une bonne cinquantaine en 1950 lorsque le premier grand tournant de la technologie de ce procédé fut pris par UOP en 1949, qui avait développé le procédé « *platforming* », basé sur un catalyseur platine sur alumine chlorée fonctionnant à des pressions de l'ordre de 70 bar. Le catalyseur était régénéré dans l'unité au bout de quelques mois ; c'est pourquoi ce procédé est appelé semi régénératif. Divers procédés basés sur le même type de catalyseur (Pt/AlO₃ chlorée ou Pt sur silice alumine) apparurent par la suite.

Les catalyseurs s'améliorèrent dans les années 1950 à 1960 et les pressions opératoires diminuèrent j'jusqu'a 30 bar avant l'apparition, vers la fin des années 1960, des catalyseurs bimétalliques ; un nouveau palier fut franchit et on s'approcha progressivement des 10 bar de pression opératoire.

Au début des années 1970, on assista à la troisième modification majeure ; l'introduction de la régénération avec des reformages fonctionnant à des pressions de d'une dizaine de bar. Vers

La fin des années 1980, on a évolué jusque vers des pressions encore plus faibles allant jusqu'a 3bar.

Naturellement, cette évolution a été accompagnée d'une sévèrisation de l'opération, NOR et vitesse spatiale (VVH) plus élevée et de recherche de rendements meilleurs. Aujourd'hui le reformage catalytique est le producteur d'aromatiques et d'hydrogène de la raffinerie.

III.1.2. Le futur [3, 4]

L'avenir du reformage catalytique est partiellement lié aux contraintes que les lois sur l'environnement vont continuer d'introduire. A priori, on peut s'attendre à une stagnation globale

des capacités dans les pays développés, au mieux à une légère augmentation, avec une évolution certaine vers des unités qui feront moins de benzène, plus de rendement en C5+ et en hydrogène ; par contre la chine, l'inde et d'autres pays du Sud- Est asiatique vont mettre en place de nouvelles capacités .

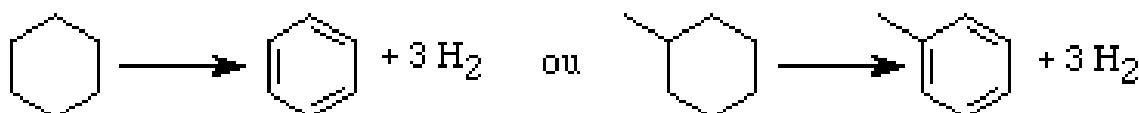
Le futur est donc, aux unités régénératives opérant à basse pression sur des charges plus étroites, point initial plus élevé, point final relativement bas (PF 160°C) avec des catalyseurs très sélectifs produisant le maximum d'hydrogène. Il est peu probable, même a échéance de 15-20 ans, de voir des raffineries produisant de l'essence sans unité de reformage catalytique.

III.2. Réactions chimiques [5]

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

III.2.1.Déshydrogénation des naphènes en aromatiques

C'est l'une des réactions essentielles du reforming catalytique.



➤ Thermodynamiquement

Cette réaction est fortement endothermique $\Delta H > 200 \text{ KJ/mole}$ et favorisée par une augmentation de température, une diminution de pression et du rapport H₂/HC et une augmentation du nombre de carbones.

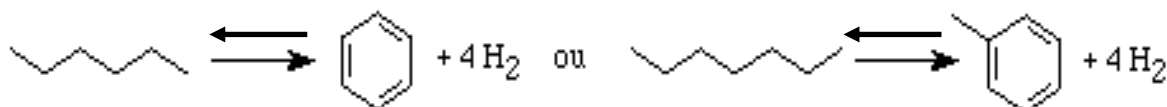
➤ Cinétiquement

La déshydrogénation des naphènes est extrêmement rapide sur le platine, sa vitesse diminue avec l'augmentation du nombre d'atomes de carbone du réactif, mais elle demeure notablement plus élevée que les vitesses des autres réactions qui augmentent au contraire avec le nombre d'atomes de carbone.

L'énergie d'activation de cette réaction est de l'ordre de 20kcal.

III.2.2. Déshydrocyclisation des paraffines

C'est la transformation des paraffines en naphènes puis en aromatiques. C'est une réaction importante car elle contribue fortement à l'augmentation du NO.



➤ Thermodynamiquement

Cette réaction est plus endothermique que la déshydrogénation ($\Delta H > 250 \text{ KJ/mole}$), elle sera favorisée par une température plus élevée et une pression plus basse et une faible vitesse spatiale.

➤ Cinétiquement

Elle possède des caractéristiques voisines de la déshydrogénation mais, elle est beaucoup plus lente, les aromatiques formés semblent inhiber la réaction. En utilisant Pt/Al₂O₃ l'énergie d'activation est de l'ordre de 30 à 40 kcal. La vitesse est peu sensible par la pression ou le H₂/HC et augmente avec l'augmentation du nombre de carbone.

III.2.3. Isomérisation des naphènes

Les alkyl cyclopentanes se transforment en alkyl cyclohexanes en présence d'un catalyseur acide (fonction acide).

Les alkyl cyclohexanes se transforment à leur tour en alkyl aromatiques en subissant une déshydrogénation (augmentation d'indice d'octane).

La réaction d'isomérisation des naphènes est un réarrangement du noyau.

➤ Thermodynamiquement

Cette réaction est faiblement exothermique ($\Delta H = -10 \text{ à } -20 \text{ KJ/mole}$).

Lorsqu'on opère à des températures inférieures à 400°C, le catalyseur favorise l'isomérisation des chaînes droites en produits correspondants ramifiés.

Or, une température aussi basse nous empêche de réaliser à un taux convenable les deux premiers types de transformation.

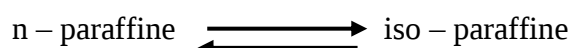
Pour les paraffines légères; l'isomérisation constitue la seule amélioration possible du NO. Pour les paraffines supérieures à C₅; l'isomérisation est une réaction faible mais augmente médiocrement le NO.

➤ **Cinétiquement**

La vitesse de la réaction diminue avec la diminution de la formation des oléfines de départ et augmente avec le nombre de carbone et la structure iso paraffine. À la température 400° C elle devient notable on aura un équilibre au voisinage de 500°C. L'énergie d'activation est de l'ordre de 30 Kcals.

III.2.4. Isomérisation de paraffines

Cette réaction est provoquée par la fonction acide du catalyseur



➤ **Thermodynamiquement**

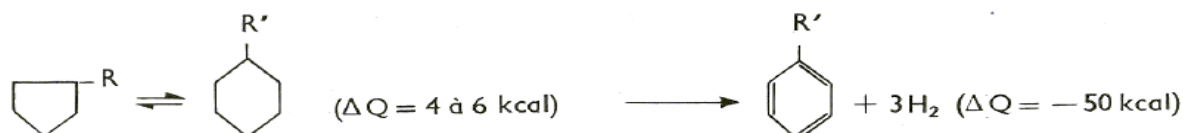
Cette réaction est peu sensible à la température et insensible à la pression.

➤ **Cinétiquement**

Elle se déroule rapidement.

III.2.5. Déshydroisomérisation des alkyl cyclopentanes

Seuls, les naphènes en C₆ et plus, sont susceptibles d'être transformés en aromatiques par déshydrogénation. Malheureusement, aux températures de 500°C et plus la réaction ci-dessous a tendance à se réaliser plutôt de droite vers la gauche; et c'est l'inverse au voisinage de 300°C.



➤ **Thermodynamiquement**

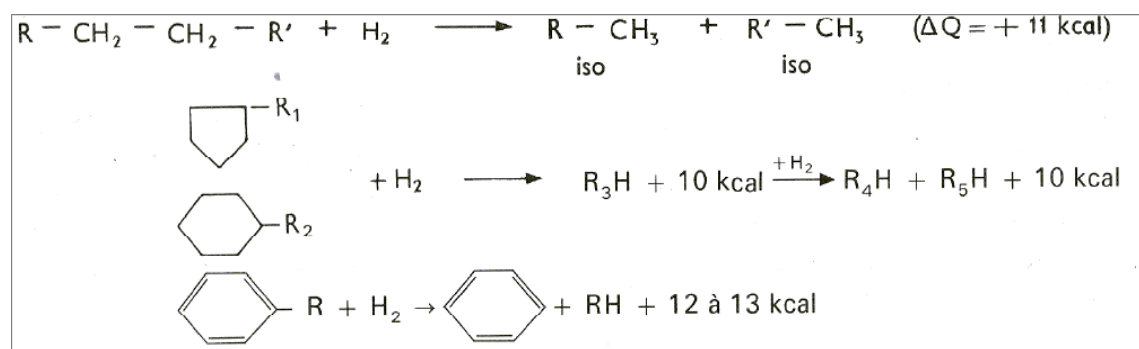
Cette réaction est faiblement exothermique ($\Delta H = -10$ à -20 KJ/mol).

➤ **Cinétiquement**

Cette réaction est très intéressante par l'augmentation du nombre d'octane, puisqu'on accède aux aromatiques et par la vitesse assez grande.

III.2.6. Hydrocraquage des paraffines et des naphènes

C'est une réaction de cracking qui provoque la rupture des molécules de solvant en molécules plus petites oléfiniques, comme elle a lieu en présence d'hydrogène les oléfines sont immédiatement saturées en paraffines.



➤ Thermodynamiquement

Cette réaction est exothermique ($\Delta H = -40 \text{ KJ/mole}$), provoquée par la fonction acide du catalyseur. Cette réaction complète dans le domaine opératoire, mais limitée par une vitesse lente. Aux températures élevées, cette transformation peut devenir plus importante que l'isomérisation et la déshydrogénation.

➤ Cinétiquement

Cette réaction elle est relativement lente, sa vitesse augmente avec la température et la pression.

III.2.7. Formation du coke

Le coke se forme par suite à la déshydrocyclisation donnant des poly- aromatiques condensés, très lourds de structure graphitique.

Les polycycliques peuvent se produire à partir d'alkylo-aromatiques ou de molécules très insaturées telles que les dioléfines qui pourraient se former sur le catalyseur. Pour réduire la formation du coke on opère sous pression d'hydrogène assez élevée.

➤ Thermodynamiquement

La formation du coke est favorisée par la présence d'oléfinas, de dioléfinas et de poly aromatiques, mais défavorisée par une augmentation de pression, du rapport H_2/HC et d'une diminution de la température.

➤ Cinétiquement

La réaction est très complexe. Le cokage s'accroît considérablement avec l'augmentation du point final d'ébullition et de la charge qui porte des polycycliques promoteurs directs de cokage.

III.3.Effets des variables opératoires [5]

Les conditions catalytiques deviennent telles qu'on puisse obtenir le maximum de reformat en concentration maximale en hydrocarbures aromatiques.

Sur ce rendement, influent certaines variables opératoires qui sont choisies en fonction du type du schéma du procédé, de la nature de la charge, de la quantité et la qualité du reformat à obtenir et du type du catalyseur utilisé.

Parmi toutes ces variables; on cite celles principales qui sont: la charge, la température, la pression, la vitesse spatiale et le rapport H_2/HC .

III.3.1.Température

La charge en passant le long du lit du catalyseur adiabatique par suite de l'endothermicité, diminue sa température à la sortie du réacteur. La température de la charge est portée jusqu'à la valeur voulue avant d'entrer dans le réacteur à l'aide d'un four. Au cours du travail de l'unité, l'activité du catalyseur diminue à cause du cokage. Pour maintenir l'indice d'octane constant, malgré la diminution de l'activité du catalyseur, la température est augmentée régulièrement au cours du temps. L'augmentation de la sévérité due à la température a pour effets :

- D'augmenter le NO (ou le maintenir constant).
- De diminuer le rendement en reformat à cause de la réaction de l'hydrocraquage qui est favorisée.
- D'augmenter la production de gaz (C_1 , C_2 , C_3 et C_4), d'où la dilution du gaz de recyclage (pureté en hydrogène diminue).
- D'augmenter le cokage, c'est-à-dire que les réactions à grandes énergies d'activation s'accélèrent (hydrocraquage et cokage). La température est plus commode pour augmenter le NO. Actuellement, les nouveaux catalyseurs très sélectifs permettent d'augmenter la température jusqu'à 540°C en fin de cycle à l'entrée des réacteurs.

Pratiquement, le reformage catalytique travaille entre des limites de températures qui dépendent de l'indice d'octane à obtenir.

L'atteinte de la température maximale définit la durée du cycle opératoire de fonctionnement à la fin duquel on régénère le catalyseur.

III.3.2.Pression

Elle est de 10 – 40 atm. L'augmentation de la pression provoque l'accroissement de l'hydrocraquage et la diminution de l'aromatisation.

La haute pression nécessite un taux de production plus élevé en hydrogène de recyclage, ce qui contribue à éviter la formation du coke sur le catalyseur. S'il faut obtenir une essence à des indices d'octane élevés, la pression est de 20 – 40 atm.

Pour l'obtention des aromatiques, la pression est de 10 – 20 atm et cela pour protéger le catalyseur utilisé dans l'unité.

La diminution de la pression augmente la production d'hydrogène et améliore la quantité et la qualité du reformat. En revanche, elle entraîne une augmentation du cokage. Pour remédier à cela on joue sur la limitation du point final de la charge qui permet d'éliminer les polycycliques qui jouent le rôle d'un promoteur de cokage.

III.3.3.Vitesse spatiale (VVH)

La vitesse spatiale (VVH) est le rapport du débit volumique de la charge sur le volume du catalyseur. Lorsque la vitesse spatiale est très basse, les réactions thermiques surviennent à un degré suffisant pour réduire le rendement du platformat, d'augmenter la production des légers et du coke et d'améliorer le NO.

Pratiquement ; la VVH ne varie pas au cours de la marche de l'installation, mais varie en fonction de la nature de la charge. Les réactions qui se déroulent dans les réacteurs sont caractérisées par leurs vitesses selon :

$V_{\text{déshydrogénations}} > V_{\text{isomérisation}} > V_{\text{hydrocraquage}} > V_{\text{déshydrocyclisation}}.$

III.3.4.Rapport H₂/HC

Le taux de recyclage est le rapport molaire d'hydrogène pur à la charge d'hydrocarbures. Ce rapport influe sur le vieillissement ou la durée de cycle et les rendements.

L'influence du rapport H₂/HC s'exerce dans le même sens que l'influence de la pression totale. On opère à un rapport minimal qui favorisera la production d'hydrogène, l'amélioration de la qualité et la quantité du reformat et de diminuer la stabilité relative du catalyseur.

Une importante pression d'hydrogène est efficace pour éviter la formation du coke, ceci est assuré par le recyclage d'une partie de l'hydrogène produite par la formation des aromatiques.

L'accroissement du rapport (H_2 / HC) est favorisé par:

- L'augmentation du débit du compresseur de recyclage. Le gaz de recyclage contient des quantités plus ou moins grandes de C_1 à C_5 selon le type de charge et la sévérité de l'opération.
- La diminution du débit de la charge.

III.3.5. Rapport eau/chlore

La balance eau/chlore dans le système des réacteurs est un facteur déterminant pour l'activité et la sélectivité du catalyseur, c'est-à-dire le rendement en produits désirés (aromatiques). Lorsque la teneur en chlore augmente au-delà de la quantité initialement fixée sur le catalyseur, les réactions d'hydrocraquage et d'isomérisation sont favorisées par rapport aux réactions d'aromatisation et ceci se traduit par une perte de rendement et une tendance accrue au dépôt de coke. On le constate par la baisse de l'indice d'octane, pureté d'hydrogène et l'augmentation de la teneur en CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} .

Par contre, si la teneur en chlore diminue par une raison quelconque, les réactions d'hydrocraquage et d'aromatisation sont ralenties et on le constate par la diminution du NO et l'augmentation de la pureté d'hydrogène. Une quantité excessive d'eau lorsque le catalyseur est à haute température peut fritter les graines de catalyseurs.

III.3.6. La charge du reforming catalytique

Les possibilités de la mise en valeur de la charge dépendent de sa composition, de son intervalle de distillation et de la présence de poisons pour catalyseur. L'intervalle de distillation est imposé en partie, par la nature de l'essence désirée et la nécessité de réaliser le compromis économique entre la durée de vie du catalyseur et le maximum de rendement de l'unité.

III.3.6.1. Intervalle de la distillation de la charge

Au sens le plus large, toute charge entre C_5 et $215^\circ C$ peut être considérée comme charge potentielle, de reformation pour donner un reformat utilisable comme constituant d'essence.

❖ Point initial

En pratique, le C₅ est rarement utilisé, car les conditions opératoires ne permettent pas une isomérisation efficace ; le C₆ et les i-C₆ sont aussi rarement utilisés, car leur isomérisation et leur déshydrocyclisation en benzène est difficile de telle sorte que le point initial d'ébullition se situe vers 80°C. Les C₅ et C₆ sont isoméries dans des unités spécifiques d'hydroisomérisation.

❖ Point final

Il est limité en pratique par un nombre de facteurs. En Europe où un maximum de distillats moyens et un minimum d'essence sont normalement désirés, il est usuel de limiter la charge à 150-170°C. Aux Etats-Unis, où un maximum d'essence est désiré, des points finaux de 190-210°C sont utilisés.

Du fait que la reformation fournie une essence de point final supérieur de 10 à 30°C à celui de la charge, pour maintenir le point final de l'essence à 205°C maximal, le reformat catalytique doit être redistillé, si le point final de la charge est supérieur à 170-180°C.

III.3.6.2.Composition de la charge

Les charges riches en promoteurs simples d'aromatiques (naphténique et aromatique) sont des charges dites « naphténique ». Ces charges sont reformées en NO élevé dans les conditions de faible sévérité.

Les charges riches en paraffines doivent transformer les paraffines par craquage ou mieux par cyclisation pour avoir un NO élevé, ce qui implique une plus grande sévérité, en jouant sur la température et en abaissant la pression.

III.4.Le catalyseur de reforming catalytique [6]**III.4.1. Définition**

Un catalyseur est une substance chimique qui accélère la vitesse d'une réaction sans subir aucune modification et sans être consommé, cette réaction est dite catalytique, elle se caractérise généralement par une augmentation de la vitesse et la diminution de l'énergie d'activation, contrairement à un processus non catalytique, les réactifs en présence de catalyseurs suivent un chemin réactionnel spécifique à la nature de ce catalyseur. Le catalyseur solide se trouve en principe inaltéré à la fin de la réaction.

III.4.2.Types de catalyseur**❖ Catalyse homogène**

Le catalyseur et les réactifs sont en même phase, exemple: catalyseur liquide et un réactif liquide.

❖ Catalyse hétérogène

Le catalyseur et les réactifs sont dans des différentes phases, exemple: catalyseur solide et réactif liquide ou gazeux. Actuellement dans l'industrie pétrolière on a généralement un procédé catalytique hétérogène.

III.4.3.Caractéristiques fondamentales du catalyseur**❖ Activité**

C'est la capacité du catalyseur à convertir la charge en produits

❖ Sélectivité

Caractérise l'aptitude du catalyseur à activer essentiellement la transformation des réactifs vers le produits recherché parmi tout ceux dont la transformation est possible. Une sélectivité élevée permet d'obtenir de bons rendements, en produit désiré en rendant minimum les réactions parasites.

❖ Stabilité

Elle est définie par le temps pendant lequel l'activité et la sélectivité du catalyseurs restent inchangées.

III.4.4.Catalyseur de réformation de l'unité U200 [1]

Ce catalyseur est de type R_{11} , monométallique à base de platine sur un support d'alumine (Pt/Al_2O_3), il est bifonctionnel, c'est à dire qu'il possède :

- Une fonction acide due au support acide qui accélère l'isomérisation, le craquage et la cyclisation des paraffines.
- Une fonction métal due au platine qui accélère l'hydrogénation et la deshydrogénation.

Ces deux fonctions sont combinées dans un support d'alumine spécialement préparé à travers lequel les composés actifs sont uniformément dispersés de façon à favoriser l'accès facile des sites actifs du catalyseur au trafic énorme des hydrocarbures. La température est de l'ordre 480-538°C et la pression est de l'ordre de 10-40 atm.

Il se présente sous forme de bille sphérique de diamètre 1.6 mm constitué de platine à 0.375% contenant du chlore à 0.8% poids. Quantité totale du catalyseur 33.6 tonnes.

Les réacteurs (R202, R203, R204) sont remplis de catalyseur à 20%, 30% et 50% de la quantité totale du catalyseur.

III.4.5. Poisons du catalyseur [1]

Les catalyseurs au platine sont particulièrement sensibles à l'empoisonnement qui peut être provoqué:

- De façon permanente par les métaux : Arsenic, plomb, cuivre et mercure.
- De façon réversible: par le soufre, le Coke, l'Azote, l'eau et les Halogénures.

Il est donc nécessaire d'effectuer une purification préalable de la charge.

❖ Poisons permanents

-Arsenic: Il possède une affinité extraordinaire pour le platine. Il forme un alliage Pt-As. Il doit être en quantité inférieure à 0.0001 ppm dans la charge pour éviter la désactivation nette du catalyseur .

-Plomb: Son action est moins grande que celle de l'Arsenic, il doit être en quantité inférieure à 0.05 ppm dans la charge.

-Mercure et Cuivre: La présence de ces métaux dans la charge de reforming provoque la mise hors service rapide du catalyseur dans ce cas il ne restait qu'à récupérer le platine présent de reforming.

Ces deux poisons peuvent être éliminés par un prétraitement. Le cuivre et le mercure doivent être en quantité inférieure à 0.05 ppm dans la charge.

❖ Poisons temporaires

- Le soufre et les composés sulfurés: Conduisent à la formation de l'hydrogène sulfuré (H_2S) dans la charge afin d'éviter une formation prématurée de coke.

Les systèmes bimétalliques sont dans l'ensemble plus sensibles que le platine à la présence de poison dans les charges; le soufre en particulier.

La spécification demandée est alors en général inférieure à 3ppm de soufre.

-**L'azote et ses dérivés:** Agissent par la production d'ammoniac qui inhibe la fonction acide du catalyseur.

- **L'eau et les composés halogénés:** Ont des rôles complémentaires. L'eau présente en excès provoque un entrainement des halogènes et une diminution de l'activité et elle facilite la formation du méthane.

La teneur optimale en eau du gaz de recyclage doit être comprise entre 5 et 60ppm suivant les types de catalyseurs utilisés .

- **Oxyde de carbone:** Il peut provoquer une sérieuse désactivation du catalyseur, ceci est vrai lorsque les gaz de fumée sont utilisés pour un démarrage d'une unité de reforming (gaz de purge) ou pendant une régénération du catalyseur.

Dans ce dernier cas et en absence d'oxygène et d'hydrogène , le CO donne à haute température et en présence de platine du CO₂ et du carbone qui se dépose sur le catalyseur .Le CO₂ est adsorbé par le catalyseur à froid, à chaud il y a désorption.

-**Coke:** Le coke est l'un des facteurs déterminants dans la vie d'un catalyseur. Il constitue un poison sérieux et permanent pour les systèmes de reforming à catalyseur non régénératif.

Par contre pour les systèmes de reforming semi- régénératifs (exemple du reforming à la raffinerie d'Alger) le coke constitue un poison temporaire, pour l'éliminer on procède à la régénération du catalyseur.

III.4.6. Régénération du catalyseur [7]

Les catalyseurs de reformage se désactivent normalement par dépôt de coke ; pour une opération en lit fixe environ 1 à 2 atomes de carbone de la charge sur 10⁶ se déposent sur le catalyseur sous forme de coke. Par ailleurs, au cours du temps, la dispersion du platine diminue très lentement ; cette évolution peut être accélérée par divers incidents comme la perte de chlore par exemple ou la présence de points chauds dans le lit catalytique.

La régénération consiste d'une part à brûler le coke présent sur le catalyseur et d'autre part à retransformer les cristallites de platine en précurseurs qui après réduction permettront de retrouver l'activité du catalyseur initial en faisant intervenir une attaque oxydante qui forme des espèces chimiques volatiles du platine (probablement PtCl₂, 2AlCl₃).Ces derniers réagissent avec les hydroxydes du support pour reconstituer les complexes de surface du catalyseur neuf.

Chapitre IV

Les essences

IV.1. Définition de l'essence

L'essence désigne les carburants, les combustibles liquides et volatils utilisés dans les moteurs à allumage commandé (essence moteur). Elle n'est généralement pas une fraction simple obtenue en raffinerie, mais un mélange de produits provenant de divers procédés auxquels on ajoute des additifs pour permettre de satisfaire les exigences du marché. Les essences produites en raffinerie sont des liquides incolores fortement inflammables. Ce sont des fractions du pétrole de température d'ébullition comprise entre 30°C et 200°C allant de C₄ à C₁₀. Elles sont obtenues à partir de divers procédés qui en donnent différentes qualités.

IV.2. Caractéristiques principales des essences [8 , 9]

IV.2.1. La densité (ASTM D 1298)

C'est le rapport du poids d'un certain volume de produit à une température T (en °C) au poids d'un même volume d'eau à 4°C.

$$d_4^T = \frac{\text{Poids d'un volume de produit à la température } T}{\text{Poids du même volume d'eau à } 4^\circ\text{C}}$$

Légalement T=20°C.

à pression atmosphérique :

$$d_4^{20} = d_4^T + \alpha [T(^{\circ}\text{C}) - 20]$$

α : Coefficient de dilatation volumique

d_4^{20}	0,60 – 0,70	0,70 – 0,76	0,76 – 0,80	0,80 – 0,85	0,85 – 0,88	0,88 – 0,90
α	0,0009	0,00085	0,0008	0,00075	0,00065	0,00062

Il caractérise la puissance du moteur et la consommation en carburant. Si la densité diminue, la consommation spécifique augmente et inversement. Pour l'essence super on prend la densité de 0,77 et pour la normale 0,73 ; hors de ces limites la puissance diminue.

IV.2.2. La tension de vapeur

IV.2.2.1. Définition

La tension de vapeur T.V.R caractérise la volatilité de l'essence et par conséquent la teneur en fractions légères.

Les produits les plus vulnérables sont les coupes C₄ et C₅, les essences de distillation directe. Leur adjonction dans le pool essence ne pourra en aucun cas dépasser 8 à 10%.

Les produits les plus vulnérables sont les coupes C₄ et C₅, les essences de distillation directe. Leur adjonction dans le pool essence ne pourra en aucun cas dépasser 8 à 10%.

Les éléments volatils favorisent le démarrage à froid en hiver. Mais ils risquent de provoquer le givrage du carburant pendant la mise en température du moteur par suite de l'humidité atmosphérique, c'est pourquoi on limite la tension de vapeur et on ajoute des additifs antigivre. De même en été une profonde proportion des hydrocarbures peut provoquer l'arrêt du moteur par formation de bouchon de vapeur. Par temps chaud et en particulier en montagne les élévations de température et la réduction de la pression sont favorables à la vaporisation de l'essence dans la conduite d'aspiration entre la pompe et le réservoir. Le dégazage peut même commencer dans le réservoir pour devenir très important au voisinage de la pompe qu'elle ne peut plus donc refouler de l'essence et le moteur s'arrêtera. La tension de vapeur pour l'essence aviation est limitée à 220 – 360 mmHg à 37,8°C et pour l'essence automobile elle doit être inférieure à 500 mmHg à 37,8°C en été et inférieure à 600 mmHg à 37,8°C en hiver. La T.V.R conditionne directement les pertes pendant le stockage et la manutention.

IV.2.2.2. Méthode Reid (ASTM D 323)

Les procédures européennes et américaines consistent à déterminer la pression développée par les vapeurs issues d'un échantillon de carburant disposé dans une enceinte métallique normalisée, à une température de 37,8°C (100°F). Les vapeurs sont recueillies dans une autre enceinte métallique, de volume quatre fois supérieure à la première est appelée chambre à air.

Cette dernière est émergée dans l'eau avant essai, puis égouttée, mais non séchée. Elle est ensuite reliée à l'enceinte contenant le carburant, préalablement refroidi à 0°C et saturée en air. Lors du début de l'essai, le montage est placé dans un bain à 37,8°C et agité jusqu'à ce que l'équilibre soit atteint ; la valeur alors lue sur le manomètre représente la pression dans la chambre à air.

Le résultat de la mesure est appelé tension de vapeur Reid (TVR). C'est une pression relative, c'est-à-dire un écart par rapport à la pression atmosphérique. Les TVR des essences sont, généralement, comprise entre 350 et 1100 mbar.

V.2.3. Distillation (ASTM D86)

La distillation ASTM s'effectue au laboratoire. La température à laquelle distille un certain volume d'essence, nous permet d'obtenir des points qui se réunissent entre eux en donnant la courbe de distillation ASTM.

La courbe de distillation ASTM donne une idée suffisante des proportions relatives d'hydrocarbures légers, moyens et lourds contenus dans un produit.

La courbe ASTM de l'essence caractérise la composition de ce dernier à savoir la faciliter de démarrage du moteur et la dilution de l'huile dans le carter et l'usure des chemises. Le mélange carburant composé de 15 à 16 parties d'air et une partie de vapeur d'essence est injecté dans le cylindre du moteur. Pour former ce mélange l'essence doit être vaporisée dans les conditions de température qui existe dans le carburateur ; mais ces conditions sont différentes au moment de démarrage et au moment du plein régime du moteur.

Au démarrage du moteur, la température de l'air dans le carburateur est très basse en hiver, mais l'essence doit avoir une bonne vaporisation.

Pour assurer la formation du mélange carburé :

➤ Le point 10% distillé d'essence d'après ASTM, varie entre 50 et 70°C, ce qui correspond à une teneur minimale en fractions légères ayant une bonne vaporisation qui doivent assurer le démarrage du moteur à froid.

Si le point 10% distillé est plus bas, il y a risque de formation des bouchons de vapeur (tampon) dans le circuit d'alimentation et l'essence ne peut plus arriver au carburateur et le moteur peut s'arrêter. Si le point 10% est très élevé, l'essence se vaporise insuffisamment, il aura la difficulté de démarrage du moteur à froid.

➤ Le point 50% compris entre 100 et 140°C assure une volatilité correcte et suffisante de la partie dite « cœur de l'essence » pour qu'en moment de la reprise du moteur il ait une bonne combustion permettant un maximum de puissance.

➤ Le point 95% est situé avant 195°C, un point final inférieur à 205°C, un résidu inférieur à 3% qui représente la partie dite « queux de l'essence » ces éléments sont intéressants de point de vu calorifique , mais leur faible volatilité peut créer certains problèmes qui sont une mauvaise vaporisation et combustion favorisant la formation des

dépôts charbonneux, usures des chemises et la dilution de l'huile dans le carter, et on estime que la moitié de l'usure du moteur se déroule principalement pendant le démarrage.

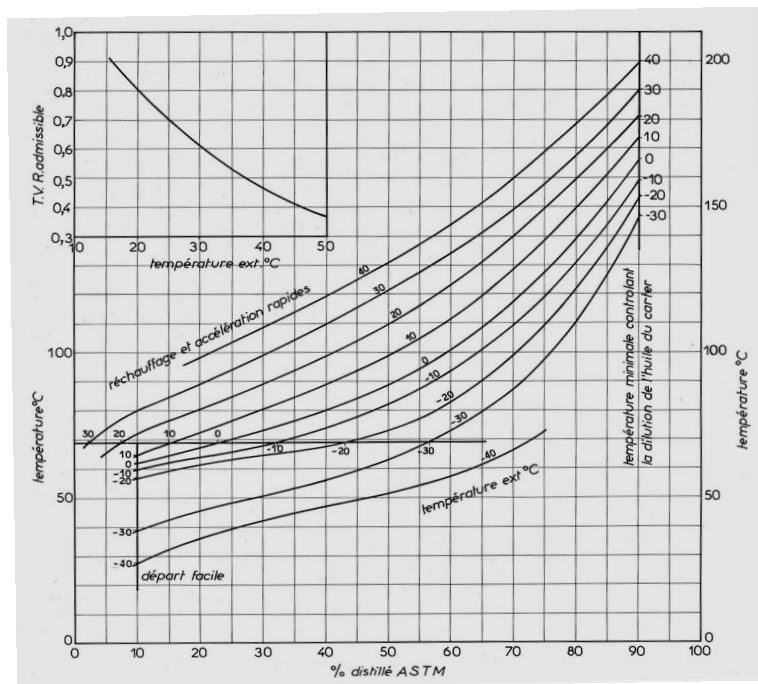


Figure (IV-1) : courbe de distillation ASTM de l'essence

IV.2.4. Indice d'octane

Le taux de compression détermine le rendement du moteur : c'est le rapport entre le volume du cylindre lorsque le piston a été repoussé vers le bas par la détente des gaz, et le volume lorsque le piston est en haut du cylindre. Plus le taux de compression du moteur est élevé, plus celui-ci est performant. Toutefois, le phénomène de cliquetis ou autoallumage du carburant limite le taux de compression, et sa manifestation peut fortement endommager les différents éléments du moteur. Une solution consiste à augmenter l'indice d'octane du carburant.

L'indice d'octane est déterminé par la composition du mélange d'un produit détonant, le n-heptane (indice d'octane = 0), et d'isooctane, très résistant à la détonation (indice d'octane = 100). Un carburant d'indice d'octane 95 a le même comportement qu'un mélange à 95% d'isooctane et 5% de n-heptane. Pour accroître l'indice d'octane d'un carburant, on peut utiliser, dans le supercarburant plombé, du plomb tétra méthyle ou du plomb tétra éthyle. Pour les supercarburants sans plomb, on utilise des composés organiques, comme le méthyle tertio butyle éther.

Un supercarburant est caractérisé par l'indice d'octane recherche (RON), mesuré dans des conditions de vitesse et d'accélération faibles, et l'indice d'octane moteur (MON), déterminé dans des conditions d'essais plus sévères.

Les iso-paraffines et les aromatiques ont un indice d'octane très élevé, par contre les normales paraffines et les oléfines ainsi que les naphthènes ont un indice d'octane bas comme le montre la figure suivante.

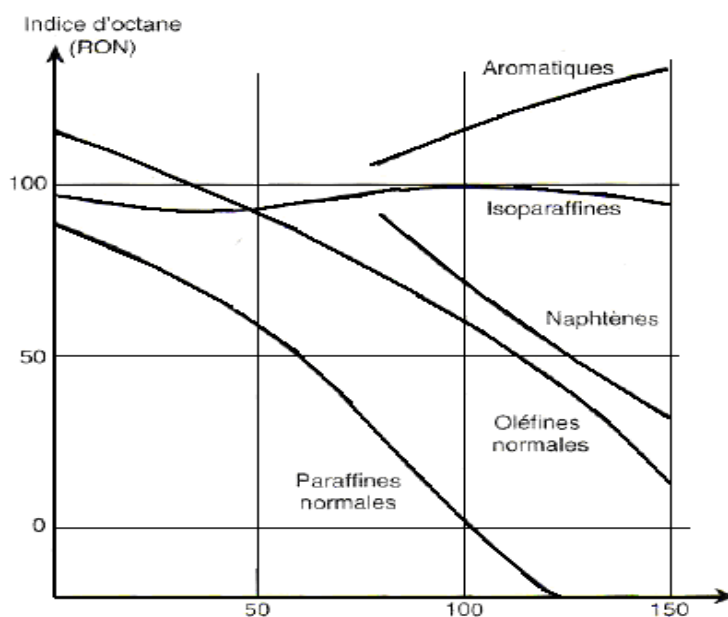


Figure (IV-2) : indice d'octane des différentes familles d'hydrocarbures.

IV.2.5. Teneur en gommes

- On distingue :
- les gommes actuelles ;
 - les gommes potentielles.

L'opération d'un échantillon d'essence à 160°C sous un courant d'air chauffé, laisse un résidu d'aspect vernis. Le poids de ce résidu rapporté au volume de l'échantillon représente la teneur en gommes actuelles qui doit être inférieure à 10 mg / 100 cm² (inférieure à 4 mg pour l'essence aviation et inférieure à 5 mg pour l'essence auto).

Ce sont des molécules condensées par oxydation des oléfines. La conséquence serait la formation d'un point chaud dans les tubulures d'admission et sur les tiges des soupapes. Le réservoir peut se tapisser d'une pellicule plus ou moins importante qui, en se détachant risque de boucher les conduites d'essence. La mesure de la teneur en gommes actuelles s'effectue juste avant l'emploi.

Dans le cas où on envisage de stocker l'essence pendant plusieurs mois on détermine la teneur en gommes potentielles (teneur en produits de polymérisation et oxydation susceptible de s'y former en stockage prolongé).

IV.2.6. Teneur en soufre

Elle se détermine par brûlage de l'essence dans une petite lampe ou dans un tube à combustion. On dose l'anhydride sulfureux formé par oxydation en anhydride sulfurique et précipitation à l'état de sel de baryum.

La présence de l'anhydride sulfureux et sulfurique en présence de vapeur d'eau forme le H_2SO_4 qui est très corrosif. Pendant le fonctionnement du moteur, les fumées acides et nocives polluent l'atmosphère. A l'arrêt du moteur quand la température diminue, et par condensation, les produits acides attaquent le métal (chemise). Enfin le soufre diminue la susceptibilité du PTE (Plomb Tétra Ethyle : $\text{Pb}(\text{C}_2\text{H}_5)_4$) qui améliore l'indice d'octane de l'essence.

IV.2.7. Teneur en Plomb (PTE et PTM)

Les agents chimiques PTE et PTM ou le mélange des deux ont la propriété d'inhiber la formation des peroxydes et de retarder la détonation dans le cylindre du moteur.

- Le PTE est un liquide toxique et polluant, insoluble dans l'eau avec une $T_{\text{eb}} = 200^\circ\text{C}$ et densité = 1,6. il est ajouté sous forme de mélange fabriqué et distribué par éthyle fluide.
- Le PTM : la $T_{\text{eb}} = 100^\circ\text{C}$, est un composé plus léger dont l'action est plus sensible sur les parties légères de l'essence ce qui permet un meilleur équilibrage de NO le long de la ASTM

Remarque

La teneur en PTE est limitée pour des raisons de la pollution de l'atmosphère en ville $\leq 0,63\text{g}$ de PTE par 1l d'essence :

$$\leq 0,8\text{g} / \text{Kg} \text{ d'essence-auto.}$$

$$\leq 3,2\text{g} / \text{Kg} \text{ d'essence-avion.}$$

$$\leq 0,6\% \text{ de PTE par 1l d'essence.}$$

L'augmentation de NO par le PTE est en fonction de NO initial, nature chimique de l'essence et teneur en soufre dans l'essence.

IV.3. spécifications des essences

IV.3.1. Spécifications des essences destinées pour le marché national [8]

Sur le marché algérien il y a trois types d'essences, deux grades d'essences avec plomb (normale et super) et un grade d'essence sans plomb.

Caractéristiques	Essence normale	Essence super
Densité à 15°C	0,710 – 0,765	0,730 – 0,770
Distillation ASTM (°C)		
10 (% vol)	70 max	70 max
50 (% vol)	140 max	140 max
95 (% vol)	195 max	195 max
PF (°C)	205 max	205 max
Résidu	2 max	2 max
Tension de vapeur REID (bar)		
01/11 au 31/03	0,800 max	0,800 max
01/04 au 30/10	0,650 max	0,650 max
Nombre d'octane	89 min	96 min
Teneur en plomb (g/l)	0,40 max	0,40 max
Teneur en soufre (% poids)	0,15 max	0,15 max
Corrosion à la lame de cuivre	1b max	1b max

Tableau IV.1 : Spécifications des essences plombées sur le marché intérieur

La décision de formuler les essences sans plomb a été prise par NAFTEC au début des années 90 afin de s'aligner sur la technologie du raffinage et s'adapter à la demande en produits des marchés extérieurs, et aux nouveaux véhicules en circulation.

Actuellement, la base principale pour la fabrication des essences au niveau des raffineries algériennes, est le réformât qui contient 70 % d'aromatiques et jusqu'à 5% de benzène. Mais le problème qu'a rencontré NAFTEC est la difficulté de satisfaire le marché intérieur en essence sans plomb, et l'impossibilité de produire de l'essence conforme aux spécifications EURO 2005 (1% benzène, et 35% aromatiques) pour le marché extérieur.

Caractéristiques	Limites	
	Min	Max
Masse volumique (kg/m^3)	725	780
Distillation ($^{\circ}\text{C}$)		
10 (% vol)	-	47
50 (% vol)	-	70
95 (% vol)	-	-
PF ($^{\circ}\text{C}$)	-	215
Résidu	-	2
Tension de vapeur REID (g / cm^2)		
01/11 au 31/03	-	800
01/04 au 30/10	-	650
RON	95	-
MON	85	-
Teneur en plomb (g/l)	-	0,15
Teneur en benzène (% vol)	-	5
Teneur en soufre (% poids)	-	0,01

Tableau IV.2 : Spécifications des essences sans plomb sur le marché intérieur

IV.3.2. Spécifications des essences pour le marché extérieur [10]

Caractéristiques	Limites
Masse volumique (kg/m³)	0,730 – 0,780
Distillation (°C)	
10-47 (% vol)	70
40-70 (% vol)	100
85 (% vol)	180
90 (% vol)	210
PF (°C)	215
Résidu	2
Tension de vapeur REID (k pa)	
20/06 au 09 /09	45-79
10/04 au 31/01	50-96
01/11 au 09/04	55-99
Indice d'octane recherche RON	95 max
Teneur en plomb (g/l)	0,013
Teneur en aromatiques (% vol)	35 max
Teneur en benzène (% vol)	1 max
Teneur en soufre (% poids)	0,005 max

Tableau IV.3: Spécifications des essences Européennes

En récapitulant, on constate que les spécifications des essences en Algérie n'ont pas beaucoup évolués si ce n'est pas la tendance à la diminution de la teneur en plomb (à 0,4 g/l puis à 0,15). Elles ne sont pas conformes aux spécifications internationales et notamment en ce qui concerne le respect des teneurs en plomb, aromatiques, benzène,...

IV.3.3. Spécifications environnementales [11]

Dans la perspective de protéger l'environnement sous tout ses aspects, l'élimination du plomb dans l'essence est le point de départ viable techniquement et économiquement.

Pour cela plusieurs solutions ont été prises, l'intégration de nouveaux additifs et de nouvelles spécifications est une stratégie appliquée par les différents pays développés pour avoir des essences reformulées à moindre incidence sur la santé et l'environnement.

Le programme Auto-Oil de la commission des communautés européennes (CCE) a pour but l'introduction des carburants dans une nouvelle gamme de spécifications plus sévères et obligatoires (**Tableau (IV.4)**).

Caractéristiques	Limites
Indice d'octane recherche RON	95 min
Indice d'octane moteur MON	85 min
Tension de vapeur (REID) * (k pa)	60 ** max
Distillation (% vol)	
à 100 °C	46-65
à 150 °C	75 min
à 180 °C	85 min
Point final	215 max
Résidu	2 max
Oléfines (% vol)	18 *** max
Aromatiques (% vol)	35 max
Benzène	1 max
Oxygène (% masse)	2,7 max
Soufre (% poids)	0,005 max

Tableau (IV.4): Spécifications environnementales de l'essence

(*) : Pour la période estivale commençant du 1^{er} mai au 30 septembre

(**) : Pour les états membres connaissant des conditions climatiques polaire, la TVR ne dépasse pas 70 K Pa au cours de la période estivale.

(***) : L'essence ordinaire sans plomb peut être commercialisée avec une teneur en oléfine maximale de 21.

L'ensemble des risques et des atteintes à l'environnement engendré par la consommation des produits pétroliers, le réchauffement climatique, implique que la dimension environnementale, mais aussi sociale et humaine soient prises en compte dans l'élaboration des politiques énergétiques ayant pour but de diminuer ces risques et d'en retarder les effets.

Le programme européen Auto-Oil a été conçu pour réduire la pollution urbaine d'origine automobile. Les mesures prises, dont les premières sont entrées en vigueur le 1^{er} janvier 2000, devraient conduire d'ici à 2010 à une réduction des émissions polluantes par rapport à leurs niveaux de 1990 de 15 à 85 % selon les polluants concernés (**Figure : (IV.3)**)

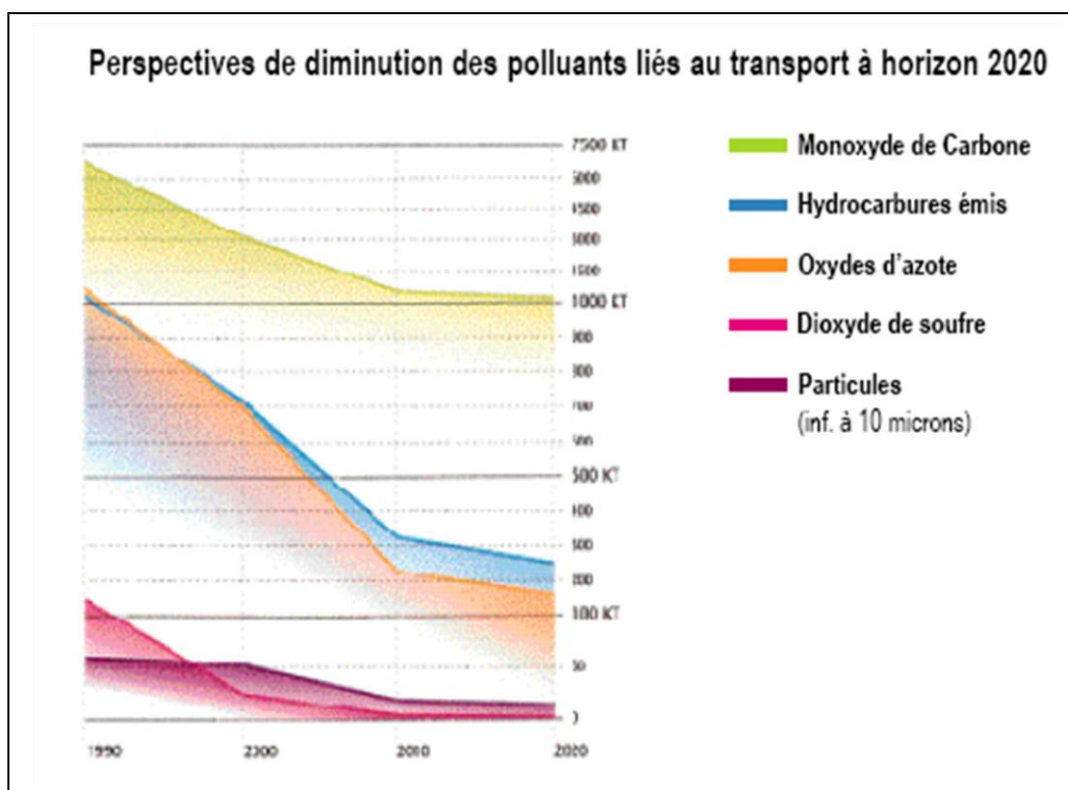


Figure (IV.3) : perspectives de diminution des polluants liés au transport à horizon 2020.

Chapitre V

Sécurité de l'unité

VI.1.Sécurité dans la raffinerie

La raffinerie est une usine dans laquelle tous les produits traités sont fortement inflammables, alors il règne un danger perpétuel d'incendie, c'est pour cette raison que l'on a mis au point des techniques spéciales de prévention pour réduire au maximum les risques d'incendie.

VI.1.1.Surveillance

Elle a pour rôle de :

- Vérifier que tout agent porte sa tenue de travail.
- Ne pas permettre l'accès pour l'agent porteur des outillages pouvant être source d'incendie (briquet, allumette, etc).
- Maintenir l'ordre et la propreté dans l'unité, à cet effet ils ont prévu, des postes de garde et une agence.

VI.1.2.Prévention

Toutes les unités de la raffinerie figurent dans un tableau électronique, en cas de fuite de gaz ou d'incendie il sera indiqué par une lumière rouge ; cette notion englobe les installations, dispositifs et moyens divers destinés à garantir la sécurité des ouvriers et des équipements (soupapes de sécurité, etc).

Pour éviter des dommages irréparables causés par des erreurs de manipulation on doit prendre de grandes précautions dans la construction des équipements.

Une bonne coordination est nécessaire avec les unités avoisinantes et les services d'intervention, en cas d'urgence les communications jouent un rôle très important pour cela les équipements fiables doivent être disponibles.

VI.1.3.Détermination des risques

- Les risques majeurs sont les explosions, qui sont causées par les fuites de gaz (GPL, propane et butane).
- Incendies causés par des fuites d'hydrocarbures.
- Feu électrique.
- Brulures par des produits chimiques : H_2SO_4 , PTE, PTM.

VI.1.4.Intervention

Elle consiste en un groupe responsable de l'intervention contre le feu, du maintien de l'équipement de sécurité, de la formation du personnel à lutter contre le feu. Les agents des interventions doivent connaître les installations d'une manière parfaite et pouvoir utiliser les équipements de sécurité disponibles.

Le degré d'inflammation élevé du pétrole brut, ainsi que la propriété de ses vapeurs de former avec l'air des mélanges détonants, classant les raffineries du pétrole dans la catégorie des entreprises présentant un danger considérable d'incendie, ces incendies et les explosions éventuelles peuvent causer des dommages à la raffinerie et provoquant en outre sa mise hors service pour une période prolongée, l'effet nocif des produits pétroliers sur les organes de l'homme en cas de contact régulier ou d'aspiration de leurs vapeurs, peut provoquer des maladies professionnelles et même des empoisonnements si les précautions imposées ne sont pas respectées.

L'étude des causes d'incendie, d'explosion et d'accident de personne a prouvé que dans un nombre écrasant des cas étaient dues à la non-exécution des programmes de préparation et du régime de déroulement des processus, et sur tout à l'ignorance des règles de sécurité.

Tout le personnel technique de la raffinerie, les contres maitres et les chefs d'équipes sont obligés, conformément aux règles de sécurité, à s'y conformer eux même à exiger de leurs ordonnés. L'exécution précise des normes et des règlements en vigueur, ils ont portent l'entière responsabilité. Tous ces travaux portent sur la protection du travail et les mesures sanitaires dans les raffineries, sont du ressort de chef ingénieur ou de l'ingénieur chargé de l'application des règles de sécurité.

VI.2.Sécurité particulière à l'unité de *reforming*

A côté des éventuels accidents dus aux températures et aux pressions élevées accompagnés de l'inattention du personnel, il faut attirer l'attention de toute personne travaillant dans une unité d'hydroraffinage sur les points suivants :

- Eviter l'inhalation des gaz provenant de l'unité considérée en raison de leur teneurs élevées en H_2S car leur inhalation peut entraîner la mort.
- Ne pas laisser d'importantes quantités d'eau usée de l'unité d'hydrotraitement couler sur le sol ou dans les égouts, cette eau peut être saturée en H_2S et NH_3 qui seront libérés dans l'atmosphère, il faut éviter le contact corporel avec cette eau.

- Eviter d'entrer si c'est possible dans un réacteur qui contient un catalyseur au nickel usé, et s'il s'avère nécessaire d'y entrer, il faut isoler le catalyseur et bien aérer le réacteur. Quand on ouvre un réacteur à catalyseur usé ou régénéré, n'envoyer pas d'air à travers le lit catalytique car dans la plupart des systèmes réactifs, il est toujours possible de trouver des dépôts de sulfure de fer dans le réacteur qui peut s'enflammer en présence d'air et provoquer des températures extrêmement élevées.
- Limiter l'utilisation des produits les plus nocifs et favoriser la substitution par d'autres qui le sont moins,
- Promouvoir des actions de réduction à la source d'émission (optimisation des procédés d'application par exemple),
- Capturer les vapeurs d'hydrocarbures le plus en amont possible et au mieux aspirer les vapeurs à leur source d'émission,
- Utiliser des machines fermées étanches,
- Ventiler les lieux de travail,
- Respecter scrupuleusement les règles de stockage et de transport.
- Adapter toutes les installations électriques des locaux à la zone de risque.
- Porter des vêtements et gants de protection adaptés à la tâche effectuée et au produit concerné, des chaussures de protection antidérapantes, et en cas d'urgence ou pour des travaux exceptionnels de courte durée, porter un masque de protection respiratoire.
- Il est strictement interdit de fumer sur tout l'ensemble de l'unité.
- Tous les ballons des unités doivent être reliés à la terre afin d'éviter la formation de l'électricité statique qui est responsable de graves explosions
- Éviter toute présence d'étincelle
- L'équipement de lutte contre l'incendie comporte des caisses de sable, des extincteurs portatifs et des bouches d'incendie disposées sur le territoire de l'unité.

Parmi les équipements utilisés pour la sécurité et la protection, on trouve :

- Vêtements de protection à tissus spéciaux.
- Lunettes de protection, gants, chaussures de sécurité, masque à gaz.

Partie calculs

Chapitre VI

Calcul des réacteurs

VI. Calcul des réacteurs

VI.1. Données de calcul du procédé de *platforming* de la raffinerie d'Alger

VI.1.1. Caractéristique de la charge actuelle

La charge de *platforming* est le produit venant du réacteur de garde R201.

Composition chimique de la charge " PNA " (% vol)

Constituant	Paraffines	Naphtènes	Aromatiques
% vol	55.09	35.32	9.59

Tableau (VI.1) : Composition chimique de la charge " PNA " (% vol)

➤ Teneur en poisons

Poisons	Pb(ppb)	Eau (ppm)	Ar (ppm)	S (ppm)	Br (%pds)
Teneur avant R201	16	0	0	11,3	0, 236
Teneur après R201	9,5	0	0	2,82	0,011
Teneur admissible	50	20	5	7	/

Tableau (VI.2) : Teneur en poisons dans la charge

➤ **Densité :** $d_{15}^{15} = 739 \text{ Kg/m}^3$ $d_4^{20} = 652 \text{ Kg/m}^3$

➤ **Tension de vapeur :** TVR = 0,163 bars

➤ **Indice d'octane :** NO = 60

➤ **Couleur Saybolt :** +30

➤ **Débit de marche actuelle :** $V_{ch} = 65 \text{ m}^3 / \text{h}$

➤ Distillation ASTM

PI	5	10%	20%	30%	50%	70%	90%	PF
75	89	94	102	106	118	132	152	167

Tableau (VI.3) : Distillation ASTM de la charge

VI.1.2. Caractéristiques du platformat

➤ Composition chimique du platformat « PONA »(%vol)

Constituants	Paraffines	Oléfines	Naphtènes	Aromatiques
% vol	45,73	0,59	3,63	50,05

Tableau (VI.4) : Composition chimique du platformat « PONA » (%vol).

- **Densité** : $d_{15}^{15} = 765 \text{ Kg/m}^3$ $d_4^{20} = 678 \text{ Kg/m}^3$
- **Tension de vapeur**: TVR= 0,400 bars
- **Indice d'octane**: NO= 84,5
- **Couleur Saybolt** : +20
- **Débit du platformat** : $Q_p = 50 \text{ m}^3/\text{h}$
- **Distillation ASTM**

PI	5%	10%	20%	30%	50%	70%	90%	PF
43	66	73	82	93	111	132	160	191

Tableau (VI.5) : Distillation ASTM du platformat

Remarque : Toutes les analyses ont été effectuées au laboratoire de la raffinerie d'Alger.

VI.1.3. Volume du gaz de recyclage : $V_{ch} = 146036 \text{ m}^3/\text{h}$

VI.1.4. Taux de recyclage : $12/1 \text{ m}^3/\text{m}^3$

VI.1.5. Vitesse spatiale : $V_{VH} = 1,274 \text{ h}^{-1}$

VI.1.6. Composition chimique des gaz

VI.1.6.a) Composition chimique du gaz de recyclage (D203)

Constituant	H ₂	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	TOTAL
%mol	74,962	12,32	7,442	3,955	0,65	0,941	100

Tableau (VI.6) : Composition chimique du gaz de recyclage (D203)

VI.1.6.b) Composition chimique du gaz formé

Constituants	H ₂	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	TOTAL
%Vol	10	18	23,67	32,8	7,5	8,07	100

Tableau (VI.7) : Composition chimique du gaz formé

VI.1.7. Températures dans les réacteurs

Réacteur	R202	R203	R204
Entrée (°C)	511	504	504
Sortie (°C)	466	492	507
$\Delta t(^{\circ}\text{C})$	-45	-12	+3

Tableau (IV.8) : Températures dans les réacteurs**VI.1.8. Pressions dans les réacteurs**

Réacteur	R202	R203	R204
Entrée (bars)	33,8	30,2	29,8
Sortie (bars)	33,2	30	29,6

Tableau(IV.9) : Pressions dans les réacteurs**VI.1.9. Durée de fonctionnement de l'unité par an : 340 j****VI.1.10. Débit du gaz circulant : $V_{gc} = 146036 \text{ m}^3/\text{h}$** **VI.1.11. Débit du platformat : $V_p = 50 \text{ m}^3/\text{h}$** **VI.2. Bilan matière et thermique****VI.2.1. Bilan matière de l'installation réelle****VI.2.1.a) Détermination du débit massique de la charge actuelle**

$$G_{ch} = V_{ch} \times d_{15}^{15} \dots\dots\dots (VI.1).$$

Avec :

G_{ch} : débit massique de la charge actuelle (Kg/h)

V_{ch} : débit volumique de la charge actuelle : $65 \text{ m}^3/\text{h}$

d_{15}^{15} : densité de la charge actuelle : $739 \text{ Kg}/\text{m}^3$

Donc :

$$G_{ch} = 65 \times 739$$

$$G_{ch} = 48035 \text{ Kg}/\text{h}$$

VI.2.1.b) Détermination du débit massique du gaz circulant actuel

$$G_g = V_g \times d_g \dots\dots\dots (VI.2).$$

Avec :

G_g : débit massique du gaz circulant (Kg/h)

V_g : débit volumique du gaz circulant : 146306 m³/h

d_g : densité du gaz circulant : 0,305 Kg/m³

Donc :

$$G_g = 146306 \times 0,305$$

$$G_g = 44323,33 \text{ Kg/h}$$

VI.2.1.c) Détermination du débit massique Du platformat

$$G_p = V_p \times d_{15}^{15} \dots\dots\dots (VI.3).$$

Avec :

G_p : débit massique du platformat actuel : (Kg/h)

V_p : débit volumique du platformat actuel : 50 m³/h

d_{15}^{15} : densité du platformat actuel : 765 Kg/m³

Donc :

$$G_p = 50 \times 765$$

$$G_p = 38250 \text{ Kg/h}$$

Bilan de matière de la capacité actuelle

Produits	% mas	Kg/h	T/j	T/an
<u>Entrée :</u>				
Charge	100	48035	1152,84	391965,6
Gaz circulant	/	44323,33	1063,76	361678,4
Total	100	92358,33	2216,60	753644
<u>Sortie :</u>				
Platformat	79,63	38250	918	312120
Gaz formé	20,37	9784,73	234,83	79842,2
Gaz circulant	/	44323,33	1063,76	361678,4
Total	100	92358,33	2216,60	753644

Tableau(VI.10) : Bilan de matière de la capacité actuelle**VI.2.2. Bilan matière de l'unité U200 après augmentation de sa capacité de 10%****VI.2.2.a) Capacité de l'installation en T/an**

$$G'_{ch} = (G_{ch} \cdot 110) / 100 \dots\dots\dots (VI.4).$$

Avec :

G'_{ch} : débit de la charge après une augmentation de 10% (T/an)

Donc :

$$G'_{ch} = (391965,6 \times 110) / 100$$

$$G'_{ch} = 431162,16 \text{ T/an}$$

V.2.2.b) Capacité de l'installation en T/j

Sachant que le nombre de jours ouvrables est de 340 jours, alors :

$$G''_{ch} = G'_{ch} / 340 \dots\dots\dots (VI.5).$$

Avec :

G''_{ch} : débit de la charge après une augmentation de 10% (T/j)

Donc :

$$G''_{ch} = 431162,16 / 340$$

$$G''_{ch} = 1268,12 \text{ T/j}$$

V.2.2.c) Capacité de l'installation en Kg/h

$$G'''_{ch} = (G'_{ch} \times 1000) / 24 \dots\dots\dots (VI.6).$$

Avec :

G'''_{ch} : débit de la charge après une augmentation de 10% (Kg/h)

Donc :

$$G'''_{ch} = (1268,12 \times 1000) / 24$$

$$G'''_{ch} = 52838,33 \text{ Kg/h}$$

V.2.2.d) Volume de la matière première

Le volume de la matière première est déterminé par la formule suivante :

$$V'_{ch} = (V_{ch} \times 110) / 100 \dots\dots\dots (VI.7).$$

AVEC :

V'_{ch} : volume de la matière première après une augmentation de 10% (m³/h)

Donc :

$$V'_{ch} = (65 \times 110) / 100$$

$$V'_{ch} = 71.5 \text{ m}^3/\text{h}$$

V.2.2.e) Taux de recyclage 'n'

Il est déterminé à l'aide de la formule (VI.8).

$$V_{gr} = V_{ch} \times n \dots\dots\dots (VI.8).$$

Avec :

V_{gr} : débit volumique du gaz circulant (m³/h)

V_{ch} : débit volumique de la charge actuelle (m³/h)

De () on trouve : $n = V_{gr} / V_{ch} \dots\dots\dots (VI.9).$

Donc :

$$n = 146306 / 65$$

$$n = 2250,86$$

V.2.2.f) Volume du gaz circulant après augmentation

$$V'_{gc} = n \times V'_{ch} = 2250,86 \times 71,5$$

Avec :

V'_{ch} : débit volumique de la charge après augmentation

$$V_{gc} = 160936,49 \text{ m}^3/\text{h}$$

V.2.2.g) Composition chimique du gaz riche en hydrogène

Constituant	Mi	Densité Kg/m ³	% mol Y'i	% mas Y''i
H2	02	0,089	74,692	17,401
C1	16	0,714	12,32	23,026
C2	30	1,339	7,442	26,084
C3	44	1,964	3,955	20,333
iC4	58	2,589	0,65	6,777
nC4	58	2,589	0,941	6,377
Total	/	/	100	100

TABLEAU(V.11) : Composition chimique du gaz riche en hydrogène

V.2.2.h) Gaz circulant

➤ Masse moléculaire du gaz circulant

A partir des pourcentages molaires des constituants, déterminons la masse moléculaire du gaz circulant en appliquant la formule suivante :

$$M_{\text{moy}} = \sum Y'i \cdot M_i \dots\dots\dots (\text{VI.10}).$$

Avec :

M_{moy} : masse moléculaire moyenne du gaz circulant

Y_i : fraction molaire de l'élément « i »

M_i : masse molaire de l'élément « i »

Donc :

$$M_{\text{moy}} = 2(0,74692) + 16(0,1232) + 30(0,07442) + 44(0,03955) + 58(0,0065) + 58(0,00941)$$

$$M_{\text{moy}} = 8,36 \text{ Kg/mol}$$

➤ Densité du gaz circulant

En appliquant la loi des gaz (formule VI.11), la densité du gaz circulant sera égale à :

$$d_{\text{gc}} = M_{\text{moy}} / 22.4 \dots\dots\dots (\text{VI.11})$$

Avec :

d_{gc} : densité du gaz circulant (Kg/m^3)

M_{moy} : masse moléculaire moyenne du gaz circulant

Donc :

$$d_{\text{gc}} = 8,36 / 22.4$$

$$d_{\text{gc}} = 0,373 \text{ Kg/m}^3$$

Masse du gaz circulant

Connaissant le volume et la densité du gaz circulant, on peut déterminer la masse de ce gaz par la formule suivante :

$$G_{\text{gc}} = V_{\text{gc}} \times d_{\text{gc}} \dots\dots\dots (\text{VI.12}).$$

Donc :

$$G_{\text{gc}} = 160936,49 \times 0,373$$

$$G_{\text{gc}} = 60029.31 \text{ Kg/h}$$

V.2.2.i) Gaz formé**➤ Débit du gaz liquéfié (GPL), (marche actuelle)**

le volume du gaz liquéfié V_{GPL} est de $10 \text{ m}^3/\text{h}$ (donnée de base).

Donc :

$$65 \text{ m}^3/\text{h} \longrightarrow 100\%$$

$$10 \text{ m}^3/\text{h} \longrightarrow X$$

D'où : $X = 15,38 \%$

$$1152,82 \text{ T/j} \longrightarrow 100\%$$

$$G_{\text{GPL}} \longrightarrow 15,38 \%$$

Donc : **$G_{\text{GPL}} = 177,30 \text{ T/j}$**

➤ Débit du GPL de l'unité après augmentation

$$G'_{\text{GPL}} = (G_{\text{GPL}} \times 110) / 100 \dots\dots\dots(\text{VI.13}).$$

Donc :

$$G'_{\text{GPL}} = (177,30 \times 110) / 100$$

$$\mathbf{G'_{GPL} = 195,03 \text{ T/j}}$$

➤ Débit du gaz sec (marche actuelle)

$$G_{\text{gs}} = G_{\text{gf}} - G_{\text{GPL}} \dots\dots\dots(\text{VI.14}).$$

Avec :

G_{gf} : débit massique du gaz formé : $234,83 \text{ T/j}$

G_{s} : débit massique du gaz sec (T/j)

Donc :

$$G_{\text{gs}} = 234,83 - 177,30$$

$$\mathbf{G_{gs} = 57,53 \text{ T/j}}$$

➤ Débit du gaz sec de l'unité après augmentation

$$G'_{gs} = (G_{gs} \times 110) / 100 \dots\dots\dots(VI.15).$$

Donc :

$$G'_{gs} = (57,53 \times 110) / 100$$

$$G'_{gs} = 63,28 \text{ T/j}$$

A partir des résultats obtenus ; on peut déterminer la quantité totale du gaz formé :

➤ Marche actuelle

$$G_{gf} = G_{GPL} + G_{gs}$$

Donc :

$$G_{gf} = 177,30 + 57,53$$

$$G_{gf} = 234,83 \text{ T/j}$$

➤ L'unité après augmentation

$$G'_{gf} = G'_{GPL} + G'_{gs}$$

Donc :

$$G'_{gf} = 195,03 + 63,28$$

$$G'_{gf} = 258,31 \text{ T/j}$$

VI.2.2.j) Bilan matière de l'unité après une augmentation de 10%

Produits	% mas	Kg/h	T/j	T/an
<u>Entrée :</u>				
Charge	100	52838,50	1268,12	431160,8
Gaz circulant	/	60029.31	1440.70	489838
Total	100	112867.81	2708.82	920998.8
<u>Sortie :</u>				
Platformat	79,63	42075,30	1009,81	343335,4
Gaz formé	20,37	10763,20	258,31	87825,4
Gaz circulant	/	60029.31	1440.70	489838
Total	100	112867.81	2708.82	920998.8

Tableau(VI.12) : Bilan matière de l'unité après une augmentation de 10%**VI.2.3) Bilan thermique****VI.2.3.a) Enthalpie de la charge en phase vapeur**

Pour pouvoir déterminer l'enthalpie de la charge à n'importe quelle température, on trace le graphe $q^p = f(t)$ en choisissant au minimum deux températures différentes (à pression constante $P = 30,2 \text{ atm}$).

Les températures choisies sont : 520°C, 490°C, 460°C.

Le calcul de l'enthalpie est basé sur :

A) Masse moléculaire de la charge

Pour les fractions paraffiniques étroites (dans notre cas, solvant total), on fait appel à la formule de VOINOV pour la détermination de la masse moléculaire 'M'

$$M = 60 + 0,3t_m + 0.001t_m^2 \dots\dots\dots (VI.16).$$

Ou :

t_m : température moyenne de la charge : 121°C.

donc :

$$M = 60 + 0.3(121) + 0.001(121)^2$$

$$M = 110.94 \text{ Kg/mol}$$

B) **température critique** la température critique de la charge est donnée par l'expression empirique suivante :

$$T_{cr} = 1,05 t_m + 160 + 273 \dots\dots\dots (VI.17).$$

après calcul on trouve :

$$T_{cr} = 560,05 \text{ K.}$$

C) **Pression critique**

la pression critique de la charge est donnée par l'expression empirique suivante :

$$P_{cr} = K (T_{cr} / M) \dots\dots\dots (VI.18).$$

Avec :

$$K = 5,53 + 0,855 (t_{70\%} - t_{10\%}) / (70 - 10) \dots\dots\dots (VI.19).$$

Où :

$t_{10\%}$: température pour laquelle 10% de la charge est distillée : 94°C.

$t_{70\%}$: température pour laquelle 70% de la charge est distillée : 132°C.

après calcul on trouve :

$$K = 6.07.$$

D'où :

$$P_{cr} = 6,07 (560,05 / 110,94)$$

$$P_{cr} = 30,65 \text{ atm.}$$

Puisque la pression est supérieure à 3 atm (passage de l'état liquide à l'état vapeur),

On doit faire pour chaque cas une correction de l'enthalpie.

$$Q^p = q^{1atm}_t - |\Delta q| \dots\dots\dots (VI.20).$$

D) A une température $t = 520^\circ\text{C}$ et une pression $P = 30,2\text{atm}$

Enthalpie à 1 atm

$$q^{1\text{atm}}_{520^\circ\text{C}} = \alpha (4 - d^{20}_4) - 70 \dots\dots\dots(\text{VI.21}).$$

Avec :

$$\alpha = 50,2 + 0,109 (t) + 0,00014 (t^2) \dots\dots\dots(\text{VI.22}).$$

$$d^{20}_4 = (d^{15}_{15} - 0,0914) / 0,9934 \dots\dots\dots(\text{VI.23}).$$

Avec :

α : coefficient de correction.

d^{20}_4 : densité de la charge : $0,739 \text{ g/cm}^3$

donc :

$$\alpha = 50,2 + 0,109 (520) + 0,00014 (520)^2$$

$$\alpha = 144,736.$$

$$d^{20}_4 = (0,739 - 0,0914) / 0,9934$$

$$d^{20}_4 = 0,652 \text{ g/cm}^3.$$

D'où :

$$q^{1\text{atm}}_{520^\circ\text{C}} = 144,736 (4 - 0,652) - 70$$

$$q^{1\text{atm}}_{520^\circ\text{C}} = 414,57 \text{ Kcal/Kg}.$$

Correction de l'enthalpie

$$\Delta q(M/T) = -4,4 (P_r/T_r^3) \dots\dots\dots(\text{VI.24}).$$

De (VI.24), on trouve :

$$|\Delta q| = 4,4 (P_r/T_r^3) \times (T/M) \dots\dots\dots(\text{VI.25}).$$

Ou :

P_r : pression réduite

T_r : température réduite

➤ Détermination de la pression réduite

La pression réduite est déterminée d'après la formule suivante :

$$P_r = P / P_{cr} \dots\dots\dots(\text{VI.26}).$$

Donc :

$$P_r = 30,2 / 30,65$$

$$P_r = 0,985.$$

➤ **Détermination de la température réduite**

La détermination de la température réduite se base sur la formule suivante :

$$T_r = T / T_{cr} \dots\dots\dots(VI.27).$$

Donc :

$$T_r = (520 + 273) / 560,05$$

$$T_r = 1,416 .$$

D'où :

$$|\Delta q| = 4,4 (0,985 / (1,416)^3) \times (793/110,94)$$

$$|\Delta q| = 10,911 \text{ Kcal/Kg}$$

Et en fin :

$$q^{30,2atm}_{520^\circ C} = 414,57 - 10,91$$

$$q^{30,2atm}_{520^\circ C} = 403,658 \text{ Kcal/Kg}$$

E) A une température $t = 460^\circ C$ et une pression $P = 30,2atm$

Enthalpie à 1atm

De la formule (VI.22), on trouve :

$$\alpha = 50,2 + 0,109 (460) + 0,00014 (460)^2$$

$$\alpha = 129,964.$$

Donc :

$$q^{1atm}_{460^\circ C} = 129,964 (4 - 0,652) - 70$$

$$q^{1atm}_{460^\circ C} = 365,119 \text{ Kcal/Kg}$$

Correction de l'enthalpie**➤ détermination de la température réduite**

De (VI.26), on trouve :

$$P_r = 0,985$$

De (VI.27), on trouve :

$$T_r = (460 + 273) / 560,05$$

$$T_r = 1,308.$$

Donc :

$$|\Delta q| = 4,4 (0.985/(1,308)^3) \times (733/110,94)$$

$$|\Delta q| = 12,796 \text{ Kcal/Kg.}$$

ET en fin :

$$q^{30,2\text{atm}}_{460^\circ\text{C}} = 365,119 - 12,796$$

$$q^{30,2\text{atm}}_{460^\circ\text{C}} = 352,323 \text{ Kcal/Kg.}$$

**F) A une température de $t = 490^\circ\text{C}$ et une pression $P = 30,2\text{atm}$
Enthalpie à 1atm**

De la formule (VI.22), on trouve :

$$\alpha = 50,2 + 0,109 (490) + 0,00014 (490)^2$$

$$\alpha = 137,224.$$

Donc :

$$q^{1\text{atm}}_{490^\circ\text{C}} = 137,224 (4 - 0,652) - 70$$

$$q^{1\text{atm}}_{490^\circ\text{C}} = 389,426 \text{ Kcal/Kg}$$

Correction de l'enthalpie**➤ Détermination de la température réduite:**

De (VI.26), on trouve :

$$P_r = 0,985.$$

De (VI.27), on trouve :

$$T_r = (490 + 273) / 560,05$$

$$Tr = 1,362$$

Donc :

$$|\Delta q| = 4,4 (0.985/(1,362)^3) \times (763/110,94)$$

$$|\Delta q| = 11,797 \text{ Kcal/Kg.}$$

Et en fin :

$$q^{30,2atm}_{490^\circ C} = 389,426 - 11,797$$

$$q^{30,2atm}_{490^\circ C} = 377,629 \text{ Kcal/Kg}$$

Les résultats de calcul sont résumés dans le tableau suivant :

t°C	460	490	520
$q^{30,2atm}_t$	352,323	377,629	403,658

Tableau (VI.13) Résultats de calcul des enthalpies de la charge (30.2 atm)

Tracons le graphe : $q^{30,2atm}_t = f(t)$. voir Annexe : (1).

VI.2.3.b) Enthalpie du platformat stabilisé

Pour pouvoir déterminer l'enthalpie du platformat à n'importe quelle température, on trace le graphe $q^p_t = f(t)$ en choisissant au minimum deux températures différentes (à pression constante $P = 30,2atm$).

Les températures choisies sont : 520°C, 490°C, 460°C.

Suivons le même enchainement que celui de la charge, on trouve :

A) Masse moléculaire de la charge

Pour les fractions paraffiniques étroites (dans notre cas, solvant total), on fait appel à la formule de VOINOV pour la détermination de la masse moléculaire 'M'.

On a comme donnée : $t_m = 117^\circ C$

De (VI.16), on trouve :

$$M = 60 + 0.3(117) + 0.001(117)^2$$

$$M = 108,789 \text{ Kg/mol}$$

B) Température critique

Elle est déterminée par la formule (VI.17) :

$$T_{cr} = 1,05 (117) + 160 + 273$$

$$T_{cr} = 555,85 \text{ K.}$$

C) Pression critique :

Pour la détermination de la pression critique ;on fait appel à la formule ().

$$P_{cr} = K (T_{cr} / M)$$

De (VI.19), on trouve que :

$$K = 5,53 + 0,855 (132 - 73) / (70 - 10)$$

$$K = 6,371$$

D'où :

$$P_{cr} = 6,371 (555,85 / 108,789)$$

$$P_{cr} = 32,552 \text{ atm.}$$

D) A une température $t = 520^\circ\text{C}$ et une pression $P = 30,2 \text{ atm}$

Enthalpie à 1 atm

$$\alpha = 144.736. \text{ (déjà calculé pour la charge)}$$

avec :

$$d_4^{20} = (0,765 - 0,0914) / 0.9934$$

$$d_4^{20} = 0,678$$

donc :

$$q_{520^\circ\text{C}}^{1\text{atm}} = 144,736 (4 - 0,678) - 70$$

$$q_{520^\circ\text{C}}^{1\text{atm}} = 410,813 \text{ /Kcal/Kg.}$$

Correction de l'enthalpie**➤ Détermination de la pression réduite**

Elle est déterminée à partir de la formule (VI.26) :

Donc :

$$P_r = 30,2 / 32,552$$

$$P_r = 0,928.$$

➤ **Détermination de la température réduite**

Pour la détermination de la température réduite, on fait appel à la formule (VI.27) :

Après calcul on trouve :

$$T_r = 1,426 .$$

Donc :

$$|\Delta q| = 4,4 (0,928 / (1,426)^3) \times (793 / 108,789)$$

$$|\Delta q| = 10,264 \text{ Kcal/Kg}$$

Et en fin :

$$q^{30,2\text{atm}}_{520^\circ\text{C}} = 410,813 - 10,264$$

$$q^{30,2\text{atm}}_{520^\circ\text{C}} = 400,548 \text{ Kcal/Kg}$$

**E) A une température $t = 460^\circ\text{C}$ et une pression $P = 30,2\text{atm}$
Enthalpie à 1atm**

$$\alpha = 129,964. \text{ (déjà calculé pour la charge)}$$

A partir de (VI.21) et pour d_4^{20} on trouve :

$$q^{1\text{atm}}_{460^\circ\text{C}} = 129,964 (4 - 0,678) - 70$$

$$q^{1\text{atm}}_{460^\circ\text{C}} = 361,740 \text{ Kcal/Kg}$$

Correction de l'enthalpie : formule (VI.25)

➤ **Détermination de la pression réduite**

$$P_r = 0,928. \text{ (déjà calculée).}$$

➤ **Détermination de la température réduite**

Elle est déterminée à partir de la formule (VI.27)

$$T_r = (460 + 273) / 555,85$$

$$T_r = 1,318.$$

Donc :

$$|\Delta q| = 4,4 (0,928 / (1,318)^3) \times (733/108,789)$$

$$|\Delta q| = 12,016 \text{ Kcal/Kg.}$$

Et en fin :

$$q^{30,2\text{atm}}_{460^\circ\text{C}} = 361,740 - 12,016$$

$$q^{30,2\text{atm}}_{460^\circ\text{C}} = 349,724 \text{ Kcal/Kg.}$$

F) A une température de $t = 490^\circ\text{C}$ et une pression $P = 30,2\text{atm}$

Enthalpie à 1atm

$$\alpha = 137,224. \text{ (déjà calculé pour la charge)}$$

Donc :

$$q^{1\text{atm}}_{490^\circ\text{C}} = 137,224 (4 - 0,678) - 70$$

$$q^{1\text{atm}}_{460^\circ\text{C}} = 385,858 \text{ Kcal/Kg}$$

Correction de l'enthalpie

➤ **Détermination de la pression réduite**

$$Pr = 0,928. \text{ (Déjà calculé)}$$

➤ **Détermination de la température réduite**

A partir de la formule (VI.27), on trouve :

$$Tr = (490 + 273) / 555,85$$

$$Tr = 1,373$$

Donc :

$$|\Delta q| = 4,4 (0,928 / (1,373)^3) \times (763/108,789)$$

$$|\Delta q| = 11,064 \text{ Kcal/Kg.}$$

Et en fin :

$$q^{30,2\text{atm}}_{490^\circ\text{C}} = 385,858 - 11,064$$

$$q^{30,2\text{atm}}_{490^\circ\text{C}} = 374,794 \text{ Kcal/Kg}$$

A l'aide des trois températures choisies (520°C, 490°C, 460°C) et les enthalpies correspondantes, on peut tracer donc le graphe des enthalpies du platformat stabilisé.

voir figure (VI.2).

t°C	460	490	520
$q^{30,2atm}_t$	349,724	374,794	400,548

Tableau (VI.14) : Résultats de calcul des enthalpies du platformat stabilisé (30.2atm)

Enthalpie du gaz circulant et du gaz formé

A) Gaz circulant

Constituant	Yi % mass	T = 520°C		T = 490°C		T = 460°C	
		qi	Qi=qi Yi	qi	Qi=qi Yi	qi	Qi=qi Yi
H2	17,401	1800	313,218	1760	306,257	1600	278,416
C1	23,026	520	119,735	505	116,281	480	110,525
C2	26,084	490	127,811	465	121,290	436	113,726
C3	20,333	486	98,818	444	90,278	426	86,619
ic4	6,777	460	31,174	438	29,683	412	27,921
nc4	6,377	462	29,461	443	28,250	412,6	26,312
Total	10	/	720,217	/	691,738	/	643,519

Tableau (VI.15) : Résultats de calcul des enthalpies du gaz circulant (30.2atm).

B) Gaz formé

Constituant	Yi % mass	T = 520°C		T = 490°C		T = 460°C	
		qi	Qi=qi Yi	qi	Qi=qi Yi	qi	Qi=qi Yi
H2	0,0059	1800	10,62	1760	10,384	1600	9,44
C1	0,0859	520	44,668	505	43,379	480	41,232
C2	0,210	490	102,9	465	97,65	436	91,56
C3	0,403	486	195,858	444	178,93	426	171,678
ic4	0,129	460	59,34	438	56,502	412	53,148
nc4	0,1662	462	76,784	443	73,626	412,6	68,308
Total	100	/	490,17	/	460,471	/	435,366

Tableau (VI.16) : Résultats de calcul des enthalpies du gaz formé (30.2atm).

A partir des valeurs de l'enthalpie calculées, on trace les graphes du gaz circulant et du gaz formé dans les figures (VI.3), (VI.4) respectivement.

VI.3. Calcul des réacteurs

VI.3.1. Bilan matière et thermique du 1^{er} réacteur

Produits	Xi	Gi (Kg/h)	T°C	Q (Kcal/Kg)	Q (Kcal/h)
<u>Entrée :</u>					
Charge	100	52838,50	511	396	20924046
Gaz circulant	-	60029.31		712	42740868.72
Total	100	112867.81	/		63664914.72
<u>Sortie :</u>					
MP non transformée	50	26419,25		358	9458091.5
Platformat	42	22192,17		355	7878220.35
Gaz formé	8	4227,08	466	440	1859915.2
Gaz circulant	--	60029.31		654	39259168.74
Total	100	112867.81	/	/	58455395.79

Tableau(VI.17) : Bilan matière et thermique du 1^{er} réacteur (régime 110%).

La chaleur totale de la réaction est de :

$$\Delta Q = Q_e - Q_s = 63664914.72 - 58455395.79$$

$$\Delta Q = 5209518.93 \text{ Kcal/h.}$$

L'effet thermique de la réaction est la quantité de chaleur absorbée par 1Kg de la charge :

$$q_{(R202)} = \Delta Q / G_{mp \text{ transformée}} = 5209518.93 / 52838,50$$

$$q_{(R202)} = 98.59 \text{ Kcal/K.}$$

VI.3.2. Bilan matière et thermique du 2^{ème} réacteur

Produits	Xi	Gi(Kg/h)	T°C	Q(Kcal/Kg)	Q(Kcal/h)
<u>Entrée :</u>					
Charge	50	26419,25		390	10303507.5
Platformat	42	22192,17	504	387	8588369.79
Gaz formé	8	4227,08		474	2003635.92
Gaz circulant	--	60029.31		706	42380692.86
Total	100	112867.81	/	/	63276206.07
<u>Sortie :</u>					
MP non transformée	18	9510,93		380	3614153.4
Platformat	69	36458,57		376	13708422.32
Gaz formé	13	6869,01	492	462	3173482.62
Gaz circulant	--	60029.31		694	41660341.14
Total	100	112867.81	/	/	62156399.48

Tableau(VI.18) : Bilan matière et thermique du 2^{ème} réacteur (régime 110%).

La chaleur totale de la réaction est de :

$$\Delta Q = Q_e - Q_s = 63276206.07 - 62156399.48$$

$$\Delta Q = 1119806.59 \text{ Kcal/h.}$$

L'effet thermique de la réaction est la quantité de chaleur absorbée par 1Kg de la charge :

$$q_{(R203)} = \Delta Q / \text{Gmp transformée} = 1119806.59 / 26419,25$$

$$q_{(R203)} = 42.39 \text{ Kcal/K.}$$

VI.3.3. Bilan matière et thermique du 3^{ème} réacteur

Produits	Xi	Gi(Kg/h)	T°C	Q(Kcal/Kg)	Q(Kcal/h)
Entrée :					
Charge	18	9510,93		390	3709262.7
Platformat	69	36458,57		387	14109466.59
Gaz formé	13	6869,01	504	474	3255910.74
Gaz circulant	--	60029.31		706	42380692.86
Total	100	112867.81	/	/	63455332.89
Sortie :					
Platformat	79,63	42075,30		389	16367291.7
Gaz circulant	--	60029.31	507	708	42500751.48
Gaz formé	20,37	10763.20		477	5134046.4
Total	100	112867.81	/	/	64002089.58

Tableau(VI.19) : Bilan matière et thermique du 3^{ème} réacteur (régime 110%).

La chaleur totale de la réaction est de :

$$\Delta Q = Q_e - Q_s = 63455332.89 - 64002089.58$$

$$\Delta Q = -546756.69 \text{ Kcal/h.}$$

L'effet thermique de la réaction est la quantité de chaleur absorbée par 1Kg de la charge :

$$q_{(R203)} = \Delta Q / \text{Gmp transformée} = -546756.69 / 9510,93$$

$$q_{(R203)} = -57.49 \text{ Kcal/K.}$$

VI.3.4. Calcul des dimensions des réacteurs**VI.3.4.a) Calcul des volumes des catalyseurs**

Pour la marche de l'installation du platforming de la raffinerie d'Alger, en régime

normal à 100%, le volume du catalyseur est de : 66 m³

pour notre projet, avec une augmentation de la capacité de 10%, le volume du catalyseur sera :

$$V_c = V_{mp} / W \dots\dots\dots(VI.1).$$

Ou :

V_c : volume du catalyseur.

V_{mp} :débit volumique de la matière première de l'unité en projet(m³/h).

W :vitesse spatiale = 1,274 h⁻¹.

Donc :

$$V_c = 71,5 / 1,274$$

$$V_c = 56,12 \text{ m}^3$$

Pour les trois réacteurs successifs, la répartition du catalyseur est de **20%, 30% et 50%**

Calculons les volumes respectifs du catalyseur pour chaque réacteur :

A. Volume du catalyseur du réacteur R202

Le volume du catalyseur est donné par la formule suivante :

$$V_{1cat} = (V_c \times 20) / 100 \dots\dots\dots(VI.2).$$

Après calcul on trouve :

$$V_{1cat} = 11,224 \text{ m}^3.$$

B. Volume du catalyseur du réacteur R203

Appliquons la même formule(VI.2), on trouve :

$$V_{2cat} = (V_c \times 30) / 100$$

$$V_{2cat} = 16.836 \text{ m}^3.$$

A. Volume du catalyseur du réacteur R204

Appliquons la même formule(VI.2), on trouve :

$$V3 \text{ cat} = (VC \times 50) / 100$$

$$V3 \text{ cat} = 28,06 \text{ m}^3.$$

VI.3.4.b) Calcul des dimensions des réacteurs

Le diamètre réel du réacteur est donné par l'expression suivante :

$$d_r = d_{\text{int}} - d_{\text{ch}} \dots \dots \dots (\text{VI.3}).$$

Ou :

d_{int} : diamètre intérieur (m).

d_{ch} : diamètre de la cheminée = 0,64m.

➤ Diamètres réels des réacteurs

❖ Pour le premier réacteur R202

$$d_r = 2,287 - 0,64$$

$$d_r = 1,647 \text{ m}$$

❖ Pour le deuxième réacteur R203

$$d_r = 2,643 - 0,64$$

$$d_r = 2,003 \text{ m}.$$

❖ Pour le troisième réacteur R204

$$d_r = 3,084 - 0,64$$

$$d_r = 2,444 \text{ m}.$$

➤ Sections des réacteurs

$$F_i = (\pi \times d_r^2) / 4 \dots \dots \dots (\text{VI.4}).$$

F_i : section du réacteur.

❖ Pour le premier réacteur R202

$$F_1 = (\pi \times (1,647)^2) / 4$$

$$F_1 = 2,1304 \text{ m}^2.$$

❖ Pour le deuxième réacteur R203

$$F_2 = (\pi \times (2,003)^2) / 4$$

$$F_2 = 3,151 \text{ m}^2.$$

❖ Pour le troisième réacteur R204

$$F_3 = (\pi \times (2,444)^2) / 4$$

$$F_3 = 4,691 \text{ m}^2.$$

➤ Hauteur de la couche catalytique

Pour déterminer la hauteur de la couche catalytique ; on fait appel à la formule suivante :

$$H_{i \text{ cat}} = V_{i \text{ cat}} / F_i \text{(VI.5).}$$

Ou:

$H_{i \text{ cat}}$: hauteur de la couche catalytique du réacteur « i » en (m).

$V_{i \text{ cat}}$: volume de la couche catalytique du réacteur « i » en (m^3).

F_i : section du réacteur « i » en (m^2).

❖ Pour le premier réacteur R202

$$H_{1 \text{ cat}} = 11,224 / 2,1304$$

$$H_{1 \text{ cat}} = 5,268 \text{ m.}$$

❖ Pour le deuxième réacteur R203

$$H_{2 \text{ cat}} = 16.836 / 3,151$$

$$H_{2 \text{ cat}} = 5,343 \text{ m.}$$

❖ Pour le troisième réacteur R204

$$H_{3 \text{ cat}} = 28,06 / 4,691$$

$$H_{3 \text{ cat}} = 5,982 \text{ m.}$$

➤ Hauteurs totales des réacteurs

La hauteur totale est donnée par la formule suivante:

$$H_{i \text{ totale}} = H_{i \text{ cat}} \times (3 / 2) + d_r / 2 + d_r / 2 \text{(VI.6).}$$

❖ Pour le premier réacteur R202

$$H_{1 \text{ totale}} = 5,268 \times (3 / 2) + 1,647 / 2 + 1,647 / 2$$

$$H_{1 \text{ totale}} = 9,549 \text{ m.}$$

La hauteur réelle de ce réacteur est de : **10,08 m.**

❖ **Pour le deuxième réacteur R203**

$$H_{2 \text{ totale}} = 5,343 \times (3 / 2) + 2,003 / 2 + 2,003 / 2$$

$$H_{2 \text{ totale}} = \mathbf{10,018 \text{ m.}}$$

La hauteur réelle de ce réacteur est de : **10,13 m.**

❖ **Pour le troisième réacteur R204**

$$H_{3 \text{ totale}} = 5,982 \times (3 / 2) + 2,444 / 2 + 2,444 / 2$$

$$H_{3 \text{ totale}} = \mathbf{11,417 \text{ m.}}$$

La hauteur réelle de ce réacteur est de : **12,03 m.**

Conclusion

A partir des résultats trouvés, on constate que l'augmentation de la capacité de 10%, peut être supportée par les réacteurs.

Chapitre VII

Calcul du ballon D203

VII. Calcul du ballon séparateur D 203

Dans le séparateur D 203, nous avons la séparation du gaz circulant du réformat non stabilisé (essence et gaz formé). Les dimensions de ce séparateur sont déterminées d'après la quantité du gaz dégagé. Ce séparateur fonctionne sous pression de 28 atm et une température de 33°C. La composition du gaz circulant sortant du séparateur est représentée dans le tableau suivant :

VII.1. Composition du gaz circulant

constituant	Mi(Kg/mol)	Gi(Kg/h)	Ni(Kmol/h)	Yi
H2	02	10445.70	5222.85	17,401
C1	16	13822.35	863.90	23,026
C2	30	15658.05	521.94	26,084
C3	44	12205.76	277.40	20,333
iC4	58	4063.98	70.07	6,777
nC4	58	3828.07	66	6,377
Total	/	60029.31	7022.16	100

Tableau (VII.1) : Composition du gaz circulant (D203).**VII.2. Calcul de la section du séparateur après augmentation**

La section du ballon séparateur peut être déterminée par la formule suivante :

$$S = V_{\text{sec}} / W \text{ (m}^2\text{)} \dots\dots\dots\text{(VII.1).}$$

Ou :

S : section du séparateur après augmentation (m²).

V_{sec} : volume du gaz quittant le ballon séparateur (m³/s).

W : vitesse admissible du gaz (m/s).

VII.2.1 Calcul du volume du gaz quittant le ballon séparateur

$$V_{\text{sec}} = \sum N_i \times 22,4 \times \frac{(273+t)}{273} \times \frac{1}{p} \times \frac{1}{3600} \times Z (\text{m}^3 / \text{Ssec}) \dots\dots\dots(\text{VII.2}).$$

Ou :

N_i : nombre de moles par heure (Kmol/h).

t : température moyenne qui règne dans le séparateur (°C).

p : pression dans le séparateur (atm).

Z : coefficient de compressibilité qui est fonction de T_r et P_r .

Sachant que $p = 28$ atm, le coefficient de compressibilité ' Z ' peut être connu grâce à la détermination de T_r et P_r .

$$T_r = 0,654.$$

$$P_r = 0,958.$$

D'après l'abaque universel de compressibilité des gaz (voir annexe), on trouve :

$$Z = 0,51.$$

Donc :

$$V_{\text{sec}} = 22,4 \times 7022,16 \times \frac{(273+33)}{273} \times \frac{1}{28} \times \frac{1}{3600} \times 0,51$$

$$V_{\text{sec}} = 0.892 \text{ m}^3/\text{sec}.$$

VII.2.2. Calcul de la vitesse admissible

La vitesse admissible est calculée comme suit :

$$W = 0,0334 \times \sqrt{\frac{p_l - p_v}{p_v}} \text{ (m/s)} \dots\dots\dots(\text{VII.3}).$$

Ou :

0,0334 : coefficient qui tient compte du type du ballon soit horizontal ou vertical comme dans notre cas, le séparateur est le type vertical.

P^l = masse volumique du liquide en Kg/m³.

P^v = masse volumique du gaz.

➤ **Calcul de la masse volumique du gaz**

La valeur de la masse volumique du gaz est donnée par :

$$P^v = \frac{Gg}{3600 \times V_{sec}} \dots\dots\dots (VII.4).$$

Ou :

Gg : débit massique du gaz (Kg/h).

$$P^v = \frac{60029.31}{3600 \times 0.892}$$

$$P^v = 18,693 \text{ Kg/m}^3.$$

➤ **Calcul de la masse volumique du liquide**

$$p^l = p_4^{20} - \alpha (t - 20) \dots\dots\dots (VII.5).$$

Avec :

p_4^{20} : densité de la phase liquide ($p_4^{20} = 0,513 \text{ g/cm}^3$).

α : coefficient de correction.

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \times p_4^{20}$$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \times 0,513$$

$$\alpha = 0,00115.$$

Donc:

$$p^l = 0,513 - 0,00115 \times (33 - 20)$$

$$p^l = 0,498 \text{ g/cm}^3.$$

D'où :

$$W = 0,0334 \times \sqrt{\frac{498 - 18,693}{18,693}} \text{ (m/s)}$$

$$W = 0,1691 \text{ m/s.}$$

Et en fin :

$$S = \frac{0.892}{0,1691}$$

$$S = 5.275 \text{ m}^2.$$

VII.3 Calcul du diamètre du ballon séparateur après augmentation

Le diamètre du ballon séparateur (d) est donné par la l'expression suivante :

$$d = 2 \times (S/J)^{1/2} \dots\dots\dots(\text{VII.6}).$$

Donc :

$$d = 2 \times (5.275 / J)^{1/2}$$

$$d = 2,592 \text{ m.}$$

le diamètre réelle du séparateur est de : **2m.**

VII.3 calcul de la hauteur du ballon séparateur

la hauteur bu ballon séparateur est donnée par l'expression suivante :

$$H = 3 \times d + (1/1,5) \dots\dots\dots(\text{VII.7}).$$

Donc :

$$H = 3 \times (2,592) + 1$$

$$H = 8.776 \text{ m.}$$

La hauteur réelle du séparateur est de : **7m.**

Conclusion

D'après les calculs faits ; on constate que le ballon séparateur ne peut pas supporter une augmentation de 10%

Chapitre VIII

Calcul de la colonne de stabilisation
C202

VIII. Calcul de la colonne de stabilisation C202

VIII.1. Données de calcul

- Composition chimique du platformat non stabilisé

Constituant « i »	M_i	x'_i	$M_{pt} = \sum x'_i \times M_i$
CH_4	16	0.0101	0.1616
C_2H_6	30	0.0385	1.155
C_3H_8	44	0.0965	4.246
iC_4H_{10}	58	0.0505	2.929
nC_4H_{10}	58	0.0775	4.495
iC_5H_{12}	72	0.0579	4.1688
nC_5H_{12}	72	0.0438	3.1536
C_6H_{14}	86	0.201	17.286
C_7H_{16}	100	0.1703	17.03
C_8H_{18}	114	0.12069	13.75866
C_9H_{20}	128	0.0832	10.6496
$C_{10}H_{22}$	142	0.0391	5.5522
$C_{11}H_{24}$	156	0.0015	0.234
Total	/	1.00	84.81946

Tableau (VIII.1) : composition chimique de platformat non stabilisé.

- Composition chimique du platformat stabilisé

Constituant	M_i	x'_i	$M_{ps} = \sum x'_i \times M_i$
nC_4H_{10}	58	0.0094	0.5452
iC_5H_{12}	72	0.069135	4.97772
nC_5H_{12}	72	0.044033	3.170376
C_6H_{14}	86	0.19184	16.49824
C_7H_{16}	100	0.25616	25.616
C_8H_{18}	114	0.37137	42.33618
C_9H_{20}	128	0.035	4.48
$C_{10}H_{22}$	142	0.019	2.698
$C_{11}H_{24}$	156	0.0401	6.2556
Total	/	1	106.58

Tableau (VIII-2) : Composition chimique du platformat stabilisé

- Composition chimique de gaz formé

Constituant	M_i	y'_i	$M_{gf} = \sum y'_i \times M_i$
CH_4	16	0.1417	2.2672
C_2H_6	30	0.3074	9.222
C_3H_8	44	0.3655	16.082
iC_4H_{10}	58	0.0891	5.1678
nC_4H_{10}	58	0.0958	5.5564
iC_5H_{12}	72	0.0003	0.0216
<i>total</i>	/	0.9998	38.317

Tableau (VIII.3) : Composition chimique de gaz formé

- Composition chimique du GPL

Constituant	M_i	y'_i	$M_{GPL} = \sum y'_i \times M_i$
CH_4	16	0.028	0.448
C_2H_6	30	0.1151	3.453
C_3H_8	44	0.3457	15.2108
iC_4H_{10}	58	0.1945	11.281
nC_4H_{10}	58	0.3161	18.3338
iC_5H_{12}	72	0.0006	0.0432
<i>total</i>	/	1.00	48.7698

Tableau (VIII.4) : Composition chimique du GPL.

VIII.2. Bilan matière

Afin de stabiliser le réformât venant de ballon séparateur D 203, On procède a une séparation des gaz légers a l'aide de la colonne C202 dont on obtient deux produits :

- Une phase composée des gaz légers (C1 C2 C3 C4).
- Une phase lourde composée de platformat (C5 et plus).

I. Détermination de débit massique de platformat stabilisé :

$$G_{ps} = V_{ps} \times d_{15}^{15} \dots \dots \dots (VIII-1)$$

G_{ps} : débit massique de platformat stabilisé (Kg/h).

V_{ps} : débit volumique de débit stabilisé: 50(m³/h).

d_{15}^{15} : densité de platformat stabilisé: 765 (kg/ m³).

$G_{ps} = 50 \times 765 = 38250$ kg/h

II. Calcul de taux de vaporisation

$$e = \frac{G_{gf}}{G_p} \dots \dots \dots (VIII-2)$$

G_{gf} : Débit massique du gaz formé 9784.73 (Kg/h).

G_p : Débit massique de platformat non stabilisé 48035 (Kg/h).

$$e = \frac{9784.73}{48035} = 0,2037$$

III. Taux de vaporisation molaire

Il est déterminé par la formule :

$$e' = e \frac{M_p}{M_{gf}} \dots \dots \dots (VIII-3)$$

M_{ps} : Masse moléculaire de platformat stabilisé.

M_{gf} : Masse moléculaire du gaz formé.

$$e' = 0.2037 \times \frac{84.82}{38.32} = 0.45$$

IV. Calcul de débit du reflux

Il est déterminé par (3÷6) fois le produit de tête de colonne (gaz formé). En considérant 3 fois le produit de tête, le débit sera:

$$G_{rf} = 3 \times G_{gf} \dots \dots \dots (VIII-4)$$

G_{rf} : débit de reflux froid (Kg/h).

G_{gf} : débit de gaz formé 9784.37 (kg/h).

$G_{rf} = 3 \times 9784.73 = 29354.19$ (kg/h).

V. Bilan matière de la colonne de stabilisation

Produit	%massique	Débit (Kg/h)
Entrée : Platformat non stabilisé :		
• Gaz :	20.37	9784.73
• Liquide :	79.63	38250.27
Reflux froid (liquide) :	/	29354.19
Total	100	77389.19
Sortie : Platformat stabilisé :		
Gaz formé :	79.63	38250.27
Reflux chaud (vapeur) :	20.37	9784.73
	/	29354.19
Total	100	77389.19

Tableau(VIII.5) : Bilan matière de la colonne de stabilisation

VIII.3.Détermination des paramètres opératoires de la colonne C202**VIII.3.1. Calcul des pressions dans la colonne****➤ Dans le ballon de reflux**

La pression donnée dans le ballon de reflux est de 18,2 bars. La pression dans ce ballon est maintenue constante par l'intermédiaire d'un régulateur qui laisse échapper la phase gazeuse en excès vers le circuit de fuel-gaz.

➤ Au sommet de la colonne

La pression au sommet de la colonne est calculée par la relation suivante :

$$P_s = P_b + \Delta P \dots \dots \dots (VIII-5)$$

ΔP : pertes de pression = 0,3 ÷ 0,6 (bar).

P_s : pression au sommet de la colonne (bar).

P_b : pression dans le ballon (bar).

$P_s = 18,2 + 0,3 = 18,5$ (bar)

➤ Dans la Zone de flash

La Pression d'alimentation se trouve par la relation suivante :

$$P_a = P_s + \Delta P \dots \dots \dots (VIII-6)$$

P_a : pression d'alimentation (bar).

P_s : pression au sommet de la colonne 18.5 (bar).

ΔP : pertes de pression 0.5 (bar).

$P_a = 18,5 + 0.5 = 19$ bar

➤ Au fond de la colonne

La pression au fond de la colonne est calculée par la relation suivante :

$$P_f = P_a + \Delta P \dots \dots \dots (VIII-7).$$

ΔP : perte de pression 0.3 (bar).

P_f : pression au fond de la colonne (bar).

P_a : pression dans la zone d'alimentation 19 (bar).

$P_f = 19 + 0.3 = 19,3$ bar

VIII.3.2. Calcul des températures de la colonne

Les températures sont calculées en utilisant l'itération des équations isothermes.

➤ Dans le ballon de reflux «T_b»

$$T_b = T_{\text{moyf}} + 12 \text{ } ^\circ\text{C} \dots\dots\dots(\text{VIII-8})$$

$$T_{\text{moyf}} = \frac{T_e + T_f}{2} \dots\dots\dots(\text{VIII-9})$$

Tel que:

T_{moy} : la température moyenne de fluide dans le condenseur en °C .

T_e, T_f : sont respectivement la température d'entrée et de sortie de fluide réfrigérant dans le condenseur, en °C.

$$T_{\text{moyf}} = \frac{18 + 28}{2} = 23^\circ\text{C}$$

$$T_b = 23 + 12 = 35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

➤ Au sommet de la colonne «T_s»

A La pression de service P_s = 18,5 bars, la température au sommet de la colonne est déterminée par la même méthode des approximation successive, on utilisant l'équation d'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum \frac{Y'_i}{K_i} = 1 \dots\dots\dots(\text{VIII-10})$$

Y'_i: fraction molaire de l'élément "i" au sommet de la colonne (C₁, C₂, C₃, iC₄, nC₄).

K_i : coefficient d'équilibre du constituant «i».

- résultats des itérations sur la température au sommet de la colonne

Constituant	M _i	Y' _i	T=65°C P=18.5bar	
			K _i	Y' _i /K _i
CH ₄	16	0.028	7,5	0,0037
C ₂ H ₆	30	0.1151	1.9	0,0605
C ₃ H ₈	44	0.3457	1.2	0,2659
iC ₄ H ₁₀	58	0.1945	0,9	0,2161
nC ₄ H ₁₀	58	0.3161	0,7	0.4515
iC ₅ H ₁₂	72	0.0006	0,2	0,003
Total	/	1	/	1,00077

Tableau (VIII.6) : résultats des itérations sur la température au sommet de la colonne

La température qui vérifie l'équation précédente est T_s = 65°C.

➤ **Au fond de la colonne «T_f»**

La température au fond de la colonne est déterminée avec la même méthode précédente, à la pression P_f , par approximation successive (itération) à partir de l'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i \times X'_i = 1 \dots\dots\dots (VIII-11)$$

X'_i : fraction molaire de l'élément "i" au fond de la colonne.

K_i : coefficient d'équilibre du constituant «i».

• **Résultat d'itérations sur la température du fond**

Constituant	M_i	x'_i	T=250°C P=19.3bar	
			K_i	$X'_i \times K_i$
nC_4H_{10}	58	0.0094	2,3	0,02162
iC_5H_{12}	72	0.069135	1,8	0,124443
nC_5H_{12}	72	0.044033	1,7	0,0748561
C_6H_{14}	86	0.19184	1,3	0,249392
C_7H_{16}	100	0.25616	0,9	0,230544
C_8H_{18}	114	0.37137	0,7	0,259959
C_9H_{20}	128	0.035	0,55	0,01925
$C_{10}H_{22}$	142	0.019	0,45	0,00855
$C_{11}H_{24}$	156	0.0401	0,4	0,01604
Total	/	1	/	1,0046541

Tableau(VIII.7) : Résultat d'itérations sur la température du fond

La température qui vérifie l'équation précédente est $T_f = 250^\circ\text{C}$.

➤ **A la zone d'alimentation**

Sachant que la charge est biphasique, on détermine T_a par les mêmes méthodes itératives précédentes, sauf avec l'équation :

$$\sum \frac{X'_i}{1+e^{(K_i-1)}} = 1 \dots\dots\dots (VIII-12)$$

e' : taux vaporisation molaire (0.45)

P_a : pression à l'entrée de la colonne 19 (bar).

X'_i : concentration molaire de constituant « i ».

K_i : coefficient d'équilibre de constituant « i ».

• **Résultat des itération sur la température de la zone d'alimentation**

Constituant	M _i	X' _i	K ₁ t=150°C	Xi' / e'(K _i -1)+1
CH ₄	16	0.0101	11	0,00194231
C ₂ H ₆	30	0.0385	5	0,01436567
C ₃ H ₈	44	0.0965	3	0,05244565
iC ₄ H ₁₀	58	0.0505	2,5	0,0309816
nC ₄ H ₁₀	58	0.0775	2,2	0,05152926
iC ₅ H ₁₂	72	0.0579	1,4	0,04957192
nC ₅ H ₁₂	72	0.0438	1	0,0438
C ₆ H ₁₄	86	0.0201	0,8	0,21943231
C ₇ H ₁₆	100	0.1703	0,45	0,22145644
C ₈ H ₁₈	114	0.12069	0,26	0,17511608
C ₉ H ₂₀	128	0.0832	0,18	0,12690665
C ₁₀ H ₂₂	142	0.0391	0,0093	0,06696283
C ₁₁ H ₂₄	156	0.0015	0,006	0,01872897
Total		1.00	/	1,007323968

Tableau (VIII-8) : Résultat des itérations sur la température de la zone d'alimentation

La température d'entrée de la charge est de 150°C.

VIII-4-Bilan thermique de la colonne de stabilisation :

Selon la loi de conservation d'énergie on peut écrire le bilan thermique :

$$\sum Q_e = \sum Q_s \dots \dots \dots (VIII-13)$$

$$Q_p + Q_{rb} = Q_{ps} + Q_{gf} + Q_{rf} \dots \dots \dots (VIII-14)$$

VIII-4-1-Calcul de la quantité de chaleur entrant dans la colonne :

- Quantité de chaleur apportée par la charge :

$$Q_p = (G_p \times e \times q_t^v) + [G_p (1 - e)] \times q_t^l \dots \dots \dots (VIII-15)$$

Q_p : quantité de chaleur apporté par la charge (platformat non stabilisé) (kcal/h).

G_p : débit de platformat non stabilisé 48035 (kg/h).

e : Taux de vaporisation 0.2037.

q_t^v , q_t^l : enthalpie respectives de platformat non stabilisé a l'état vapeur et liquide (kcal/kg).

VIII-4-2-Calcul de la quantité de chaleur sortant de la colonne :

- Quantité de chaleur de emporté par le produit de tête (gaz formé) :

$$Q_{gf} = G_{gf} \times q_{gf}^t \dots \dots \dots (VIII-16)$$

Q_{gf} : quantité de chaleur emporté par le gaz formé (kcal/h).

G_{gf} : débit de gaz formé (kg/h).

q_{gf}^t :enthalpie de gaz formé (kcal/kg).

- Quantité de chaleur emportée par le platformat stabilisé :

$$Q_{ps} = G_{ps} \times q_{ps}^t \dots \dots \dots (VIII-17)$$

Q_{ps} : quantité de chaleur emporté par le platformat stabilisé (kcal/h).

G_{ps} : débit de platformat stabilisé (kg/h).

q_{ps}^t :enthalpie de platformat stabilisé (kcal/kg).

- Quantité de chaleur extraite par le reflux froid :

$$Q_{rf} = G_{rf} \times q_{rf}^t \dots \dots \dots (VIII-18)$$

Q_{rf} : quantité de chaleur extraite par le reflux (kcal/h).

G_{rf} : débit de reflux (kg/h).

q_{rf}^t :enthalpie de gaz formé (kcal/kg).

Les enthalpies de chaque produit sont calculées par les formules suivantes :

- Pour les gaz :

$$q_t^g = \sum y_i \times q_i \dots \dots \dots (VIII-19)$$

q_t^g : enthalpie du gaz (kcal/kg).

Y_i : concentration du constituant « i » dans le gaz.

q_i : L'enthalpie de chaque constituant (kcal/kg) déterminée par la formule suivante :

$$q_i = c_p \times t \dots \dots \dots (VIII-21)$$

C_p : chaleur spécifique du constituant (kcal/kg °C).

t : température a laquelle se trouve le gaz (°C).

- Pour les fractions liquides :

$$q_t^l = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} (0.403t + 0.000405t^2) \dots \dots \dots (\text{VIII-20})$$

q_t^l : Enthalpie de la fraction liquide (kcal/kg).

ρ_{15}^{15} : Densité de la fraction (kg/m³).

t : température de la fraction (°C).

- Pour la vapeur :

$$q_t^v = (50.2 + 0.109t - 0.00014t^2)(4 - \rho_{15}^{15}) - 73.8 \dots \dots \dots (\text{VIII-21})$$

q_t^v : Enthalpie de la vapeur (kcal/kg).

ρ_{15}^{15} : Densité de la fraction (kg/m³).

t : température de la vapeur (°C).

VIII-4-3-Bilan thermique

Produit	G (kg/h)	T=°C	q^l (kcal/Kg)	q^v (kcal/Kg)	Q (kcal/h)
Entrée : Platformat non stabilisé:					
• Liquide :	38250.27	150	80.69	/	3086509.91
• Vapeur :	9784.73	150	/	85.05	832191.28
Reflux froid :	29354.19	30	24.29	/	713013.27
Total	77389.19	/	/	/	4631714.46
Sortie : Platformat stabilisé :	38250.27	250	144.13	/	5513011.42
Gaz formé :	9784.73	65	/	33.46	327416.64
Reflux chaud :	29354.19	65	/	34.72	1019456.34
Total	77389.19	/	/	/	6859884.4

Tableau (VIII-9) : Bilan thermique de la colonne C202

❖ calcul de débit de reflux chaud :

la quantité de chaleur nécessaire au rebouillage de produit de fond de la colonne est la différence entre la quantité de chaleur entrante et la quantité entrante :

$$\Delta Q = Q_s - Q_e \dots \dots \dots (\text{VIII-22})$$

$$\Delta Q = 6859884.4 - 4631714.46 = 2228169.94 \text{ (kcal/h)}$$

D'où :

$$G_{rb} = \frac{\Delta Q}{q_t^v - q_t^l} \dots \dots \dots (VIII-23)$$

G_{rb} : débit de rebouillage (kg/h).

q_t^v : enthalpie de la phase vapeur $q_t^v = 205.06$ (kcal/h).

q_t^l : enthalpie de la phase liquide $q_t^l = 144.13$ (kcal/h).

t : température de fond de la colonne $t = 250^\circ\text{C}$.

$$G_{rb} = \frac{2228169.94}{205.06 - 144.13} = 36569.34 (\text{kg/h})$$

VIII-5- Calcul des dimensions de la colonne :

VIII-5-1-Diamètre supérieur :

Ce diamètre est calculé selon le volume du gaz formé et de reflux froid.

$$D1 = \sqrt{4S/\pi} \dots \dots \dots (VIII-24)$$

D1: diamètre supérieur (m).

S : surface de la section de tête de la colonne (m^2).

- Surface de la section de tête :

$$S = V_{\text{sec}} / W_{\text{ad}} \dots \dots \dots (VIII-25)$$

Avec :

❖ V_{sec} :

$$V_{\text{sec}} = \left(\frac{G_{rf} + G_{gpl}}{M_{gpl}} + \frac{G_{gf}}{M_{gf}} \right) \times 22.4 \times \frac{273+t}{273} \times \frac{1}{P} \times \frac{1}{3600} \times Z \text{ (m}^3/\text{s)} \dots \dots \dots (VIII-26)$$

V_{sec} : débit volumique des vapeurs (m^3/s)

G_{rf} : débit de reflux (kg/h).

G_{GPL} : débit de GPL (Kg/h).

M_{GPL} : masse moléculaire de GPL.

G_{gf} : débit de gaz formé (kg/h).

M_{gf} : masse moléculaire du gaz formé.

t : température au sommet de la colonne 65°C .

P : pression au sommet de la colonne 18.3 (atm).

Z : facteur de compressibilité.

- Calcul de facteur de compressibilité

$P_r = 0.61$ (d'après VI-26)

$T_r = 0.55$ (d'après VI-27)

D'après le diagramme universel de compressibilité des gaz (annexe (5)): $Z = 0.81$

- Calcul de débit de GPL

$$G_{rf} = 3.5G_{GPL} \dots\dots\dots(VIII-27)$$

G_{rf} : débit de reflux froid (kg/h).

Donc :

$$G_{GPL} = G_{rf}/3.5 \quad G_{GPL} = 29354.19/3.5 = 8386.9 \text{ (kg/h)}.$$

D'où :

$$V_{sec} = \left(\frac{29354.19 + 8386.9}{48.77} + \frac{1397.83}{38.317} \right) \times 22.4 \times \frac{273+65}{273} \times \frac{1}{18.3} \times \frac{1}{3600} \times 0.81$$

$$V_{sec} = 0.28 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

❖ W_{ad} :

D'après la formule SOUDERS-BROWN on détermine la vitesse admissible au mouvement des gaz (W_{ad}) :

$$W_{ad} = (0.05 \div 0.08) \sqrt{\frac{\rho^l - \rho^v}{\rho^v}} \dots\dots\dots(VIII-28)$$

W_{ad} : vitesse admissible au mouvement des gaz (m/s).

ρ^l : masse volumique du liquide au sommet de la colonne (kg/m³).

ρ^v : masse volumique du la vapeur au sommet de la colonne (kg/m³).

- déterminer ρ^l on utilise la formule:

$$\rho^l = \rho_4^t = \rho_4^{20} - \alpha(t - 20) \dots\dots\dots(VIII-29)$$

Avec :

ρ_4^t : masse volumique a la température de sommet $t=65^\circ\text{C}$.

ρ_4^{20} : masse volumique a la température 20°C (0.513g/cm³).

α : coefficient de correction.

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132\rho_4^{20} \dots\dots\dots(VIII-30)$$

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132(0.513) = 0.00118$$

D'où :

$$\rho_4^t = 0.513 - 0.00118(65 - 20) = 0.4598 \text{ g/cm}^3$$

- Détermination de ρ^v :

$$\rho^v = G_V / (V_{sec} \times 3600) \dots\dots\dots(VIII-31)$$

G_V : debit massique des vapeurs au sommet de la colonne (kg/h).

Avec :

$$G_V = G_{rf} + G_{gf} \dots \dots \dots (VIII-32)$$

G_V : débit de vapeur (kg/h).

G_{rf} : débit de reflux (kg/h).

G_{gf} : débit de gaz formé(kg/h).

$$9784.73 + 29354.19 = 39138.92 \text{ kg/h}$$

$$\rho^v = \frac{39138.92}{0.34 \times 3600} = 31.98 \text{ kg/m}^3$$

Donc :

$$W_{ad} = 0.05 \sqrt{\frac{459.8 - 31.98}{31.98}} = 0.183 \text{ (m/s)}$$

D'après la formule (VIII-24) :

$$S = 0.275 / 0.183 = 1.5 \text{ m}^2.$$

En fin selon la formule (VIII-25) :

$$D1 = \sqrt{4 \times 1.859 / \pi} = 1.38 \text{ m.}$$

Le diamètre réel de la partie supérieur de la colonne C202 est de 2.1m.

VIII-5-3-Calcul de diamètre inférieur :

On détermine ce diamètre a partir de la hauteur de liquide sur le plateau selon la formule suivante :

$$h = \left(\frac{V}{6400 \cdot L} \right)^{\frac{2}{3}} \dots \dots \dots (VIII-33)$$

h : hauteur de liquide sur le plateau (m).

V : volume de liquide sur le plateau (m^3/h).

L : longueur de plateau (m).

D'où :

$$L = \frac{V}{6400 \cdot h^{\frac{3}{2}}} \dots \dots \dots (VIII-34)$$

On admit pour le calcul une valeur de hauteur de (3,5 cm).

V est calculé suivant la formule :

$$V = \frac{G_{ps}}{\rho_4^t} \dots \dots \dots (VIII-35)$$

G_{ps} : débit de platformat stabilisé (kg/h).

ρ_4^t : densité du liquide (kg/m^3).

ρ_4^{20} : densité de platformat stabilisé a 20°C 678(kg/m^3).

α : facteur de correction.

Avec :

$\alpha = 0.000933$ (selon la formule VIII-30).

$\rho_4^t = 0.463 \text{ g/cm}^3$ (selon la formule VIII-29).

Donc :

$$V = \frac{38250.27}{463} = 82.54 \text{ m}^3/\text{h}$$

En fin :

$$L = \frac{82.54}{6400 \cdot (0.035)^2} = 1.97 \text{ m}$$

$$D_2 = 2r = 2 \frac{L}{\sqrt{2}} \dots \dots \dots (\text{VIII-36})$$

$$D_2 = 2 \frac{1.97}{\sqrt{2}} = 2.8 \text{ m.}$$

Le diamètre inférieur réel de la colonne C202 est de 3m.

VIII-5-4-Calcul de la hauteur de la colonne :

- Hauteur entre le 16^{ieme} plateau et 30^{ieme} (zone de rectification):

$$H_1 = 14 \times 0.6 = 8,4 \text{ m}$$

- Hauteur entre le 1^{er} et 15^{ieme} plateau (zone d'épuisement):

$$H_2 = 14 \times 0.75 = 10,5 \text{ m}$$

- Hauteur de la zone de flash :

Déterminée comme espacement entre 4 plateaux.

$$H_3 = 3 \times 0.6 = 1,8 \text{ m}$$

- Hauteur libre entre le 30^{ieme} plateau et la tête de colonne :

$$H_4 = \frac{D_1}{2} = \frac{1.38}{2} = 0.69 \text{ m}$$

- Hauteur correspondante au niveau du liquide de fond jusqu'au premier plateau:

$$H_5 = 2 \text{ m}$$

- Hauteur nécessaire pour assurer le bon fonctionnement de la pompe du produit de fond de la colonne :

$$H_6 = \frac{G_{liq} \times \tau}{\rho_{ps}^t \times 60 \times S} \dots \dots \dots (\text{VIII-37})$$

Avec :

$$G_{liq} = G_{ps} + G_{rb} \dots \dots \dots (\text{VIII-38})$$

$$S = \frac{\pi \times D_2^2}{4} \dots \dots \dots (\text{VIII-39})$$

G_{liq} : débit de liquide de fond (kg/h).

G_{ps} : débit de platformat stabilisé (kg/h).

G_{rb} : débit de rebouillage (kg/h).

τ : temps de rétention ; $\tau = 3\text{mn}$.

ρ_{ps}^t : masse volumique de platformat stabilisé (kg/m^3).

S : surface de la section de liquide de fond (m^2).

$$G_{liq} = 38250.27 + 36569.34 = 74819.61 \text{ (kg/h)}.$$

$$S = \frac{3.14 \times 2.8^2}{4} = 6.15 \text{ m}^2$$

$$H_6 = \frac{74819.61 \times 3}{6.15 \times 60 \times 765} = 0.79 \text{ m}$$

- Hauteur de la jupe de la colonne :

$$H_7 = 4\text{m}$$

- Hauteur totale (H_{tot}):

$$H_{\text{tot}} = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 + H_6 + H_7$$

$$\text{D'où : } H_{\text{tot}} = 28.18 \text{ m}$$

VIII-6- Paramètres de la colonne après augmentation :

VIII-6-1-Bilan matière :

Produit	%massique	Débit(Kg/h)
Entrée :		
Platformat non stabilisé :		
• Gaz :	20.37	10763.20
• Liquide :	79.63	42075.30
Reflux froid (liquide) :	/	32289.6
Total	100	85128.1
Sortie :		
Platformat stabilisé :	20.37	10763.20
Gaz formé :	79.63	42075.30
Reflux chaud (vapeur) :	/	32289.6
Total	100	85128.1

Tableau (VIII-10) : bilan matière de la colonne C202 (regime 110%)

VIII- 6-2-Bilan thermique :

Produit	G (kg/h)	T=°C	q^l (kcal/Kg)	q^v (kcal/Kg)	Q (kcal/h)
Entrée :					
Platformat non stabilisé :					
• Vapeur :	10763.20	150	80.69	/	3395031.75
• Liquide :	42075.30	150	/	85.03	915410.16
Reflux froid :	32289.6	30	24.29	/	784314.38
Total	85128.1	/	/	/	5094756.29
Sortie :					
Platformat stabilisé :	42075.30 10763.20	250	144.13	/	6064312.99
Gaz formé :	32289.6	65	/	33.46	360136.67
Reflux chaud :		65	/	34.72	1121094.91
Total	85128.1	/	/	/	7545544.57

Tableau (VIII-11): Bilan thermique de la colonne C202 (régime 110%)

Le débit de reflux nécessaire pour le rebouillage est: 40224.99 (kg/h).

VIII-6-3- Dimensions de la colonne

Diamètre supérieur	1.55 (m)
Diamètre inférieur	2.96 (m)
Hauteur	28.35 (m)

Tableau (VIII-12): dimensions de la colonne C202 (régime 110%).**Conclusion :**

La colonne C202 peut supporter une augmentation de 10%.

Chapitre IX

Calcul des échangeurs de chaleur

La batterie d'échangeurs E208 est destinée à récupérer les calories de l'effluent sortant de réacteur R204 et les transférer vers la matière première (la charge et le gaz circulant) avant son entrée dans le réacteur E202.

1) Conditions opératoires :

Produit coté fiscal	Produit coté calandre
Charge +gaz H2	Effluent sortant R204
$T_e = 50^\circ\text{C}$, $P_e = 29\text{bar}$	$T_e = 505^\circ\text{C}$, $P_e = 29.6\text{bar}$
$T_s = x^\circ\text{C}$, $P_s = 28\text{bar}$	$T_s = 150^\circ\text{C}$, $P_s = 28\text{bar}$

Tableau (IX-1) : conditions de services des échangeurs E208.

2) Calcul de la chaleur cédée par l'effluent sortant de R204 à la charge :

$$Q_1 = \mu [G_{ps}(q_{505}^{(p)v} - q_{150}^{(p)l}) + G_{gc}(q_{505}^{(gc)v} - q_{150}^{(gc)l}) + G_{gf}(q_{505}^{(gf)v} - q_{150}^{(gf)l})] \dots\dots\dots (\text{IX-1})$$

μ : rendement thermique de l'échangeur de chaleur (0.94÷0.95), dans notre cas $\mu=0.94$.

G_{ps} : Débit de platformat 38250 (kg/h).

$q_{505}^{(p)v}$: Enthalpie du platformat stabilisé à l'état vapeur 390 kcal/kg. (Voir annexe (2)).

$q_{150}^{(p)l}$: Enthalpie du platformat stabilisé à l'état liquide 80kcal/kg. (Voir annexe (2)).

G_{gc} : Débit du gaz circulant 44323,33 (kg/h).

$q_{505}^{(gc)v}$: Enthalpie du gaz circulant à l'état vapeur 704(kcal/kg) (voir annexe (3)).

$q_{150}^{(gc)l}$: Enthalpie du gaz circulant à l'état liquide 250 (kcal/kg) (voir annexe (3)).

G_{gf} : Débit du gaz formé 9784.73 (kg/h).

$q_{505}^{(gf)v}$: Enthalpie du gaz formé à l'état vapeur 468 (kcal/kg) (voir annexe(4)).

$q_{150}^{(gf)l}$: Enthalpie du gaz formé à l'état liquide 150 (kcal/kg) (voir annexe (4)).

Donc :

$$Q_1 = 0.94[38250(390-80) + 44323.33(704-250) + 9784.73(468-150)]$$

$$Q_1 = 32986325.8 \text{ kcal/h}$$

3) Calcul de la quantité de chaleur reçue par la matière première:

$$Q_2 = \mu [G_{ch} (q_x^{(ch)v} - q_{50^\circ\text{C}}^{(ch)l}) + G_{gc} (q_x^{(gc)v} - q_{50^\circ\text{C}}^{(gc)l})] \dots\dots\dots(\text{IX-2})$$

μ : Rendement thermique du l'échangeur de chaleur (0.94).

G_{ch} : Débit de charge 48035 (kg/h).

$q_x^{(ch)v}$: Enthalpie de la charge à l'état vapeur a la température x°C(kcal/kg).

$q_{50^\circ\text{C}}^{(ch)l}$: Enthalpie de la charge à l'état vapeur et à température 50°C(kcal/kg) (voir annexe (1)).

G_{gc} : Débit de gaz de recyclage (kg/h).

$q_x^{(gc)v}$: Enthalpie du gaz de recyclage à l'état vapeur et à température x°C(kcal/kg).

$q_{50^\circ\text{C}}^{(gc)l}$: Enthalpie du gaz de recyclage à l'état vapeur et à température 50°C (voir annexe (3)).

Afin de déterminer la température x°C , on prend trois températures (350°C,400°C,450°C) pour lesquelles on calcule :

$$Q_2^t = Q_2 = \mu [G_{ch} (q_t^{(ch)v} - q_{50^\circ\text{C}}^{(ch)l}) + G_{gc} (q_t^{(gc)v} - q_{50^\circ\text{C}}^{(gc)l})]$$

Ces trois points nous donnent un graphe $Q_2 = f(t)$ (annexe(9)). On obtient x°C en égalisant $Q_2 = Q_2=f(x^\circ\text{C})$.

D'après le graphe des enthalpies (voir l'annexe (1 et 3)), on détermine les enthalpies de la charge et de gaz de recyclage a différentes température.

Enthalpie (kcal/kg)	Charge	Gaz de recyclage	Q_2^t (kcal/h)
$q_{50^\circ\text{C}}^l$	2.8	120	/
$q_{350^\circ\text{C}}^l$	260	507	27737266.87
$q_{400^\circ\text{C}}^l$	300	570	32168210.47
$q_{450^\circ\text{C}}^l$	340	640	36890801.58

Tableau (IX-2) : enthalpies de la charge et du gaz de recyclage.

D'après le graphe (voir annexe (9)) : x=410°C.

4) Calcul de la surface de transfert de l'échangeur thermique E208 :

$$S = \frac{Q_1}{K \times \Delta t_m} \dots \dots \dots (IX-3)$$

S : surface de transfert de l'échangeur (m^2).

K : coefficient de transfert de chaleur (donné) de l'échangeur $340 \text{ kcal}/m^2$.

Δt_m : différence moyenne de température ($^{\circ}\text{C}$).

Détermination de Δt_m :

Avec :

$$\Delta t_{mmax} = t_{ept} - t_{sch} \dots \dots \dots (IX-4)$$

$$\Delta t_{mmin} = t_{spt} - t_{ech} \dots \dots \dots (IX-5)$$

t_{ept} : température entrée du platformat non stabilisé $^{\circ}\text{C}$.

t_{ech} : température entrée de la charge $^{\circ}\text{C}$.

t_{sch} : température sortie de la charge $^{\circ}\text{C}$.

t_{spt} : température sortie du platformat non stabilisé $^{\circ}\text{C}$.

$$\Delta t_{mmax} = 505 - 410 = 95^{\circ}\text{C}.$$

$$\Delta t_{mmin} = 150 - 50 = 100^{\circ}\text{C}.$$

$$\text{Comme : } \frac{\Delta t_{mmax}}{\Delta t_{mmin}} < 2$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_{mmax} + \Delta t_{mmin}}{2} \dots \dots \dots (IX-6)$$

Donc :

$$\Delta t_m = \frac{95 + 100}{2} = 97.5^{\circ}\text{C}$$

D'où :

$$S = \frac{32986325.8}{340 \times 97.5} = 995.06$$

5. Calcul du nombre d'échangeurs :

$$N = \frac{S}{S_r} \dots\dots\dots(\text{IX-7})$$

N : nombre d'échangeurs.

Sr : surface d'échange d'un échangeur $145m^2$.

$$N = \frac{995.06}{145} = 6.86$$

Le nombre nécessaire d'échangeurs est de 7 (inferieur au nombre réel qui est de 8).

On refait les mêmes calculs des échangeurs thermiques après augmentation de débit de charge de 10%. Les résultats sont résumés dans le tableau suivant :

	Charge actuelle	Charge avec augmentation de 10%
Débit de la charge (kg/h)	48035	52838.50
Débit du gaz circulant (kg/h)	44323.33	60029.31
Débit de platformat	38250	42075.30
Débit du gaz formé (kg/h)	9784.73	10763.20
Q_1 (kcal/h)	32986325.8 kcal/h	43719347.34
Température de sortie de la charge et H ₂ O°C	410	428
Surface d'échange thermique m^2	995.06	1436.71
Nombre d'échangeurs	7	10

Tableau (IX-3) : paramètres de marche des échangeurs (régime 110%)

Conclusion :

On ne peut pas augmenter la capacité de l'unité de 10% avec le nombre actuel d'échangeurs.

Conclusion

Au terme de ce travail dont l'objet est l'étude de la possibilité d'augmenter la capacité de production de l'unité reforming catalytique de la raffinerie d'Alger de 10%, avec les installations existantes, les calculs effectués à ce sujet, nous mènent à conclure que les équipements de l'unité étudiée ne supporteront pas une telle augmentation vu que certains de ces équipements ne peuvent pas satisfaire les conditions indispensables au bon fonctionnement du procédé notamment :

- Le ballon D203 qui nécessite un diamètre et une hauteur plus grande.
- Une surface d'échange plus grande au niveau de la batterie d'échangeurs E208, ce qui nous laisse penser à incorporer deux échangeurs supplémentaires identiques aux réels.

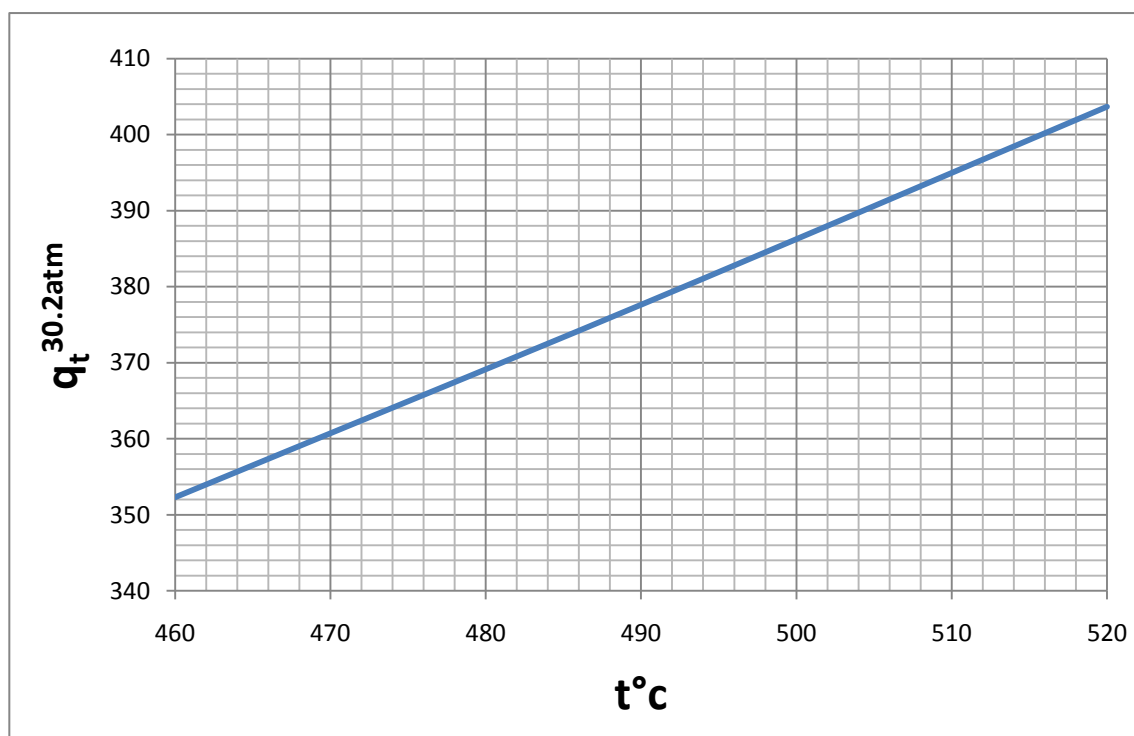
Pour ce qui concerne les réacteurs et le débutaniseur, ils peuvent assurer l'augmentation désirée.

Nous avons constaté durant notre stage pratique que la contrainte majeure est la valeur de l'indice d'octane du platformat qui est inférieure à celle de design du à l'empoisonnement du catalyseur (catalyseur en fin de cycle) nécessitant une régénération.

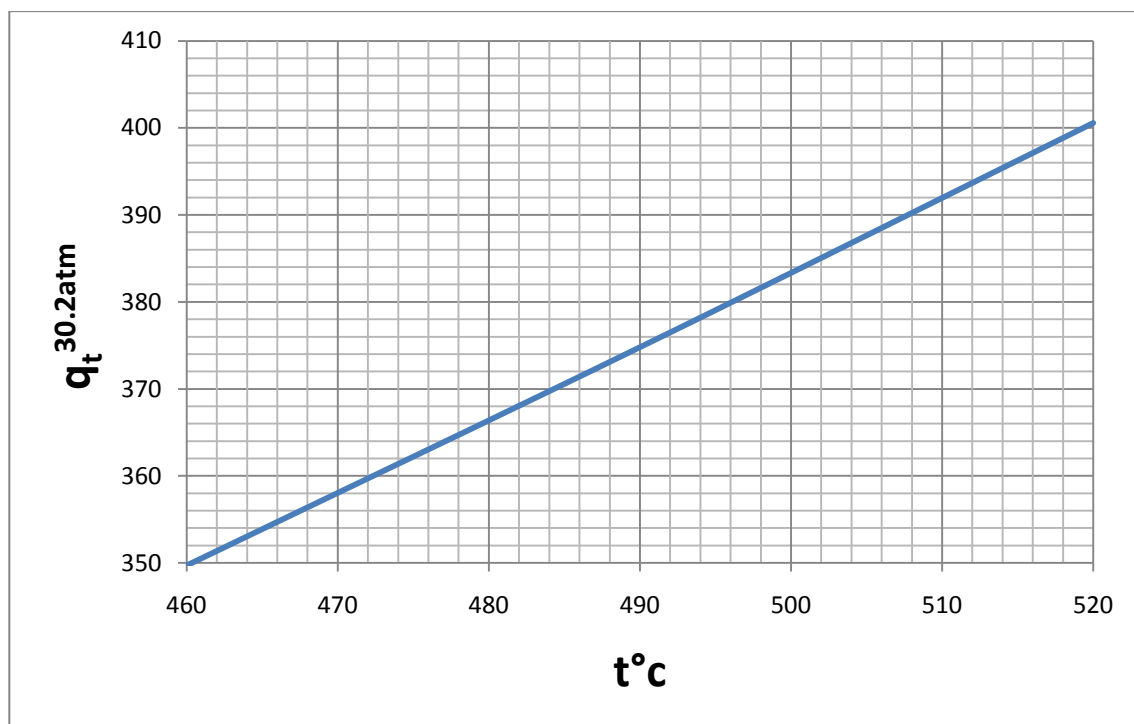
En plus des normes environnementales de plus en plus sévères et les contraintes économiques, remplacer le reforming catalytique monométallique en bimétallique opérant dans des conditions plus sévères ; avec une grande stabilité de fonctionnement et un rendement en essence plus élevée reste la solution la plus fiable.

Annexes

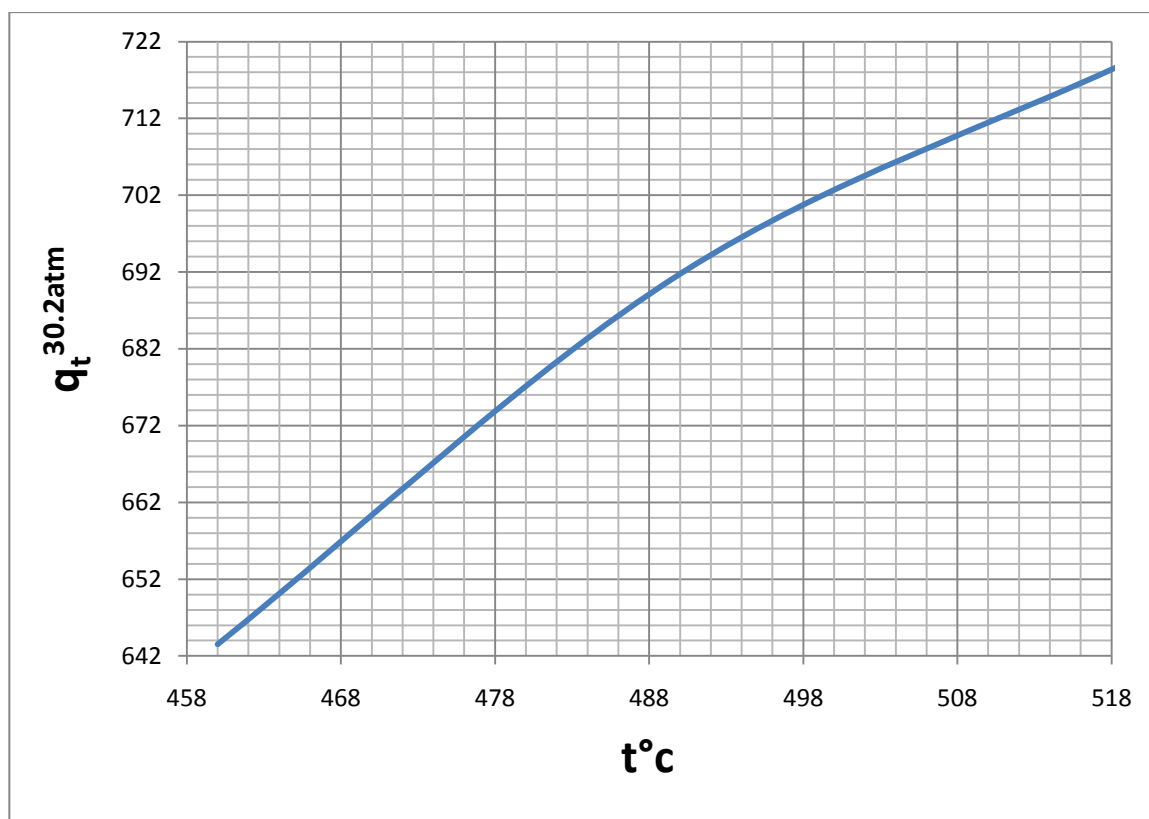
Annexe (1) : Evaluation de l'enthalpie de la charge en fonction de la température



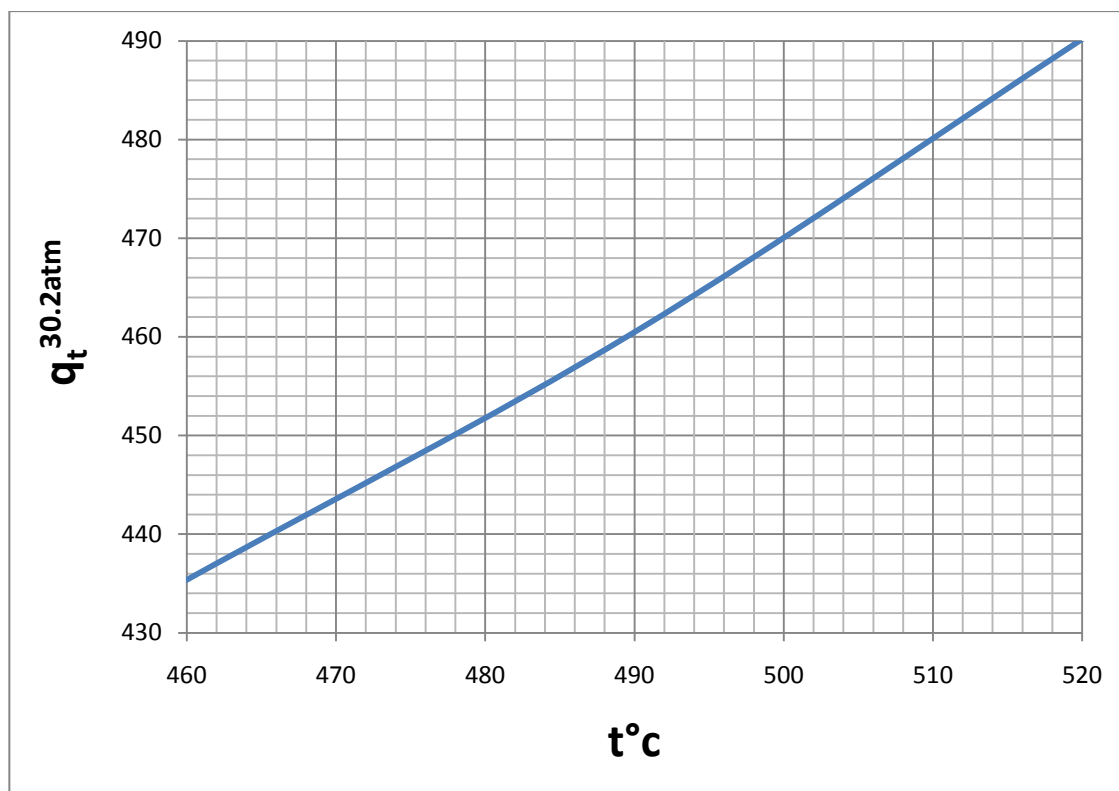
Annexe (2) : Evaluation de l'enthalpie du platformat en fonction de la température



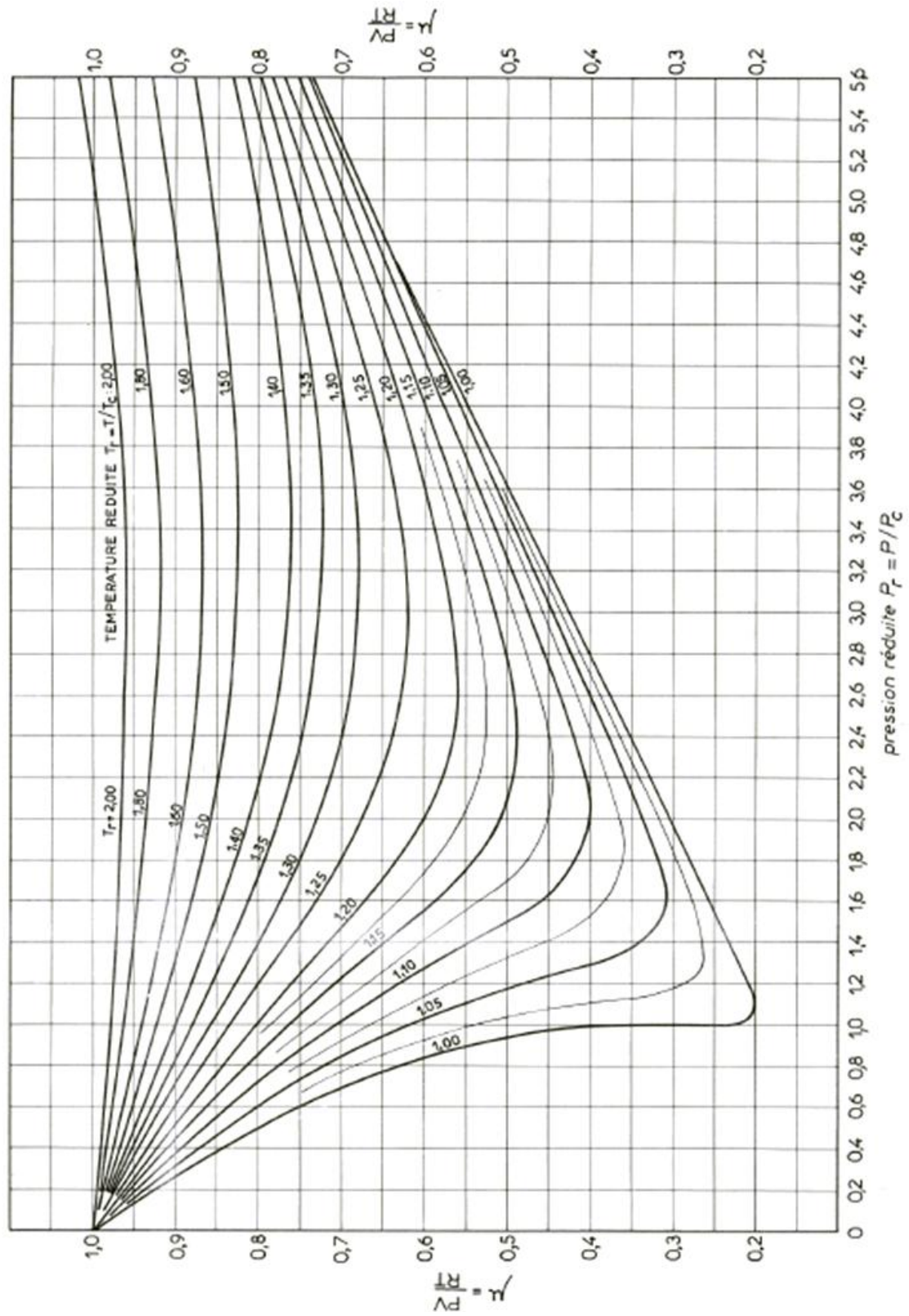
Annexe (3) : Evaluation de l'enthalpie du gaz circulant en fonction de la température



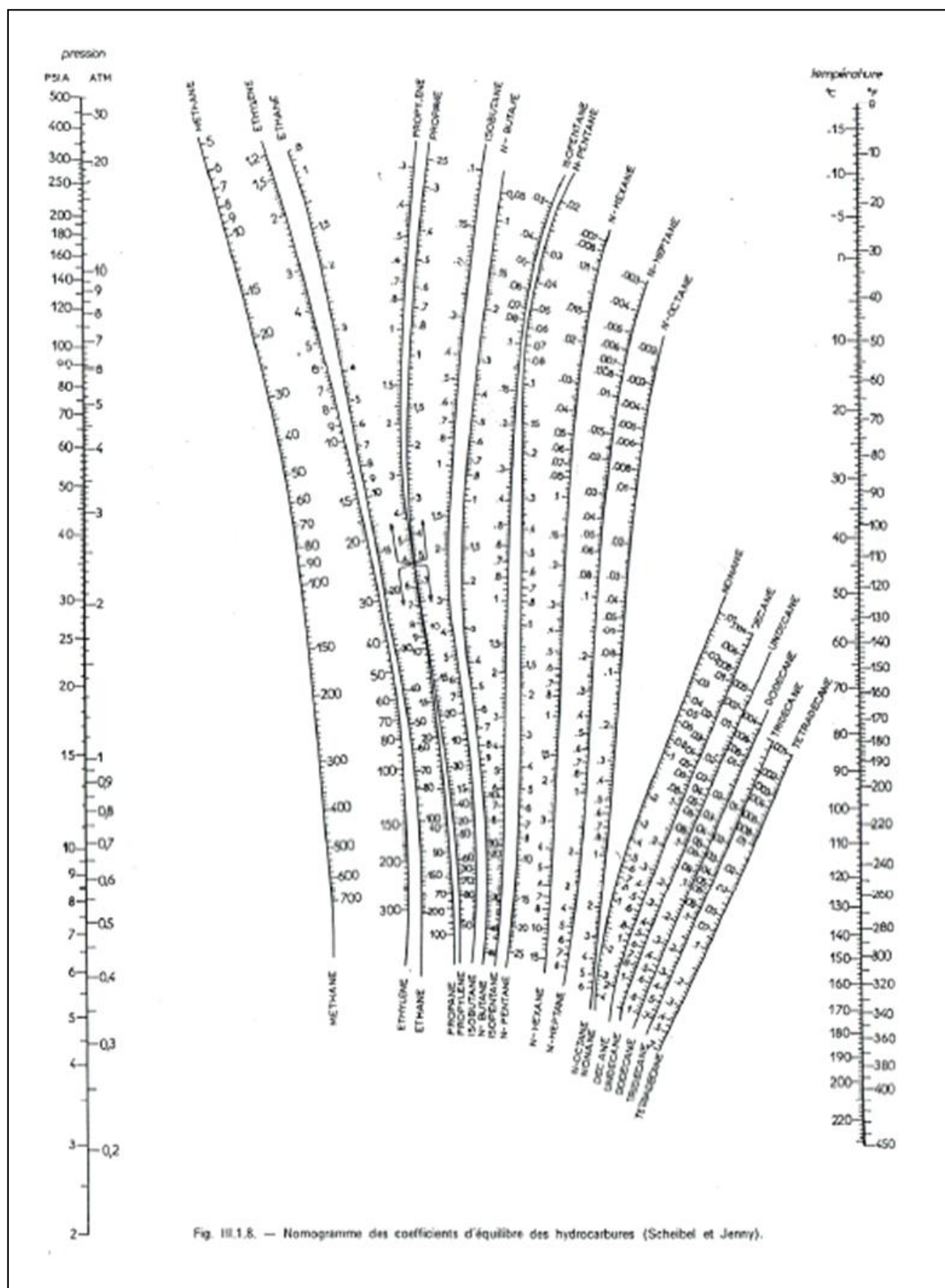
Annexe (4) : Evaluation de l'enthalpie du gaz formé en fonction de la température



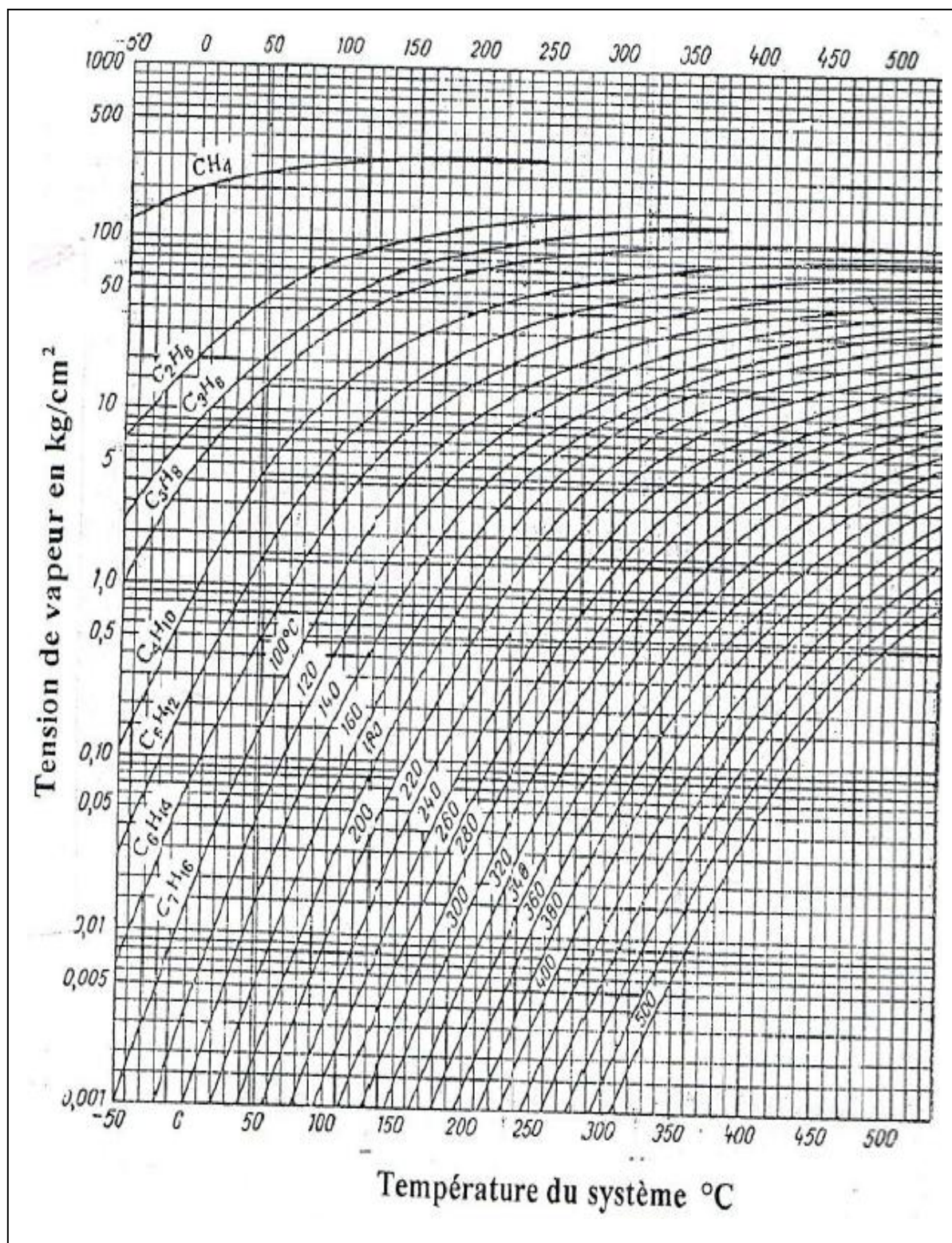
Annexe(5) : Facteur de compressibilité général



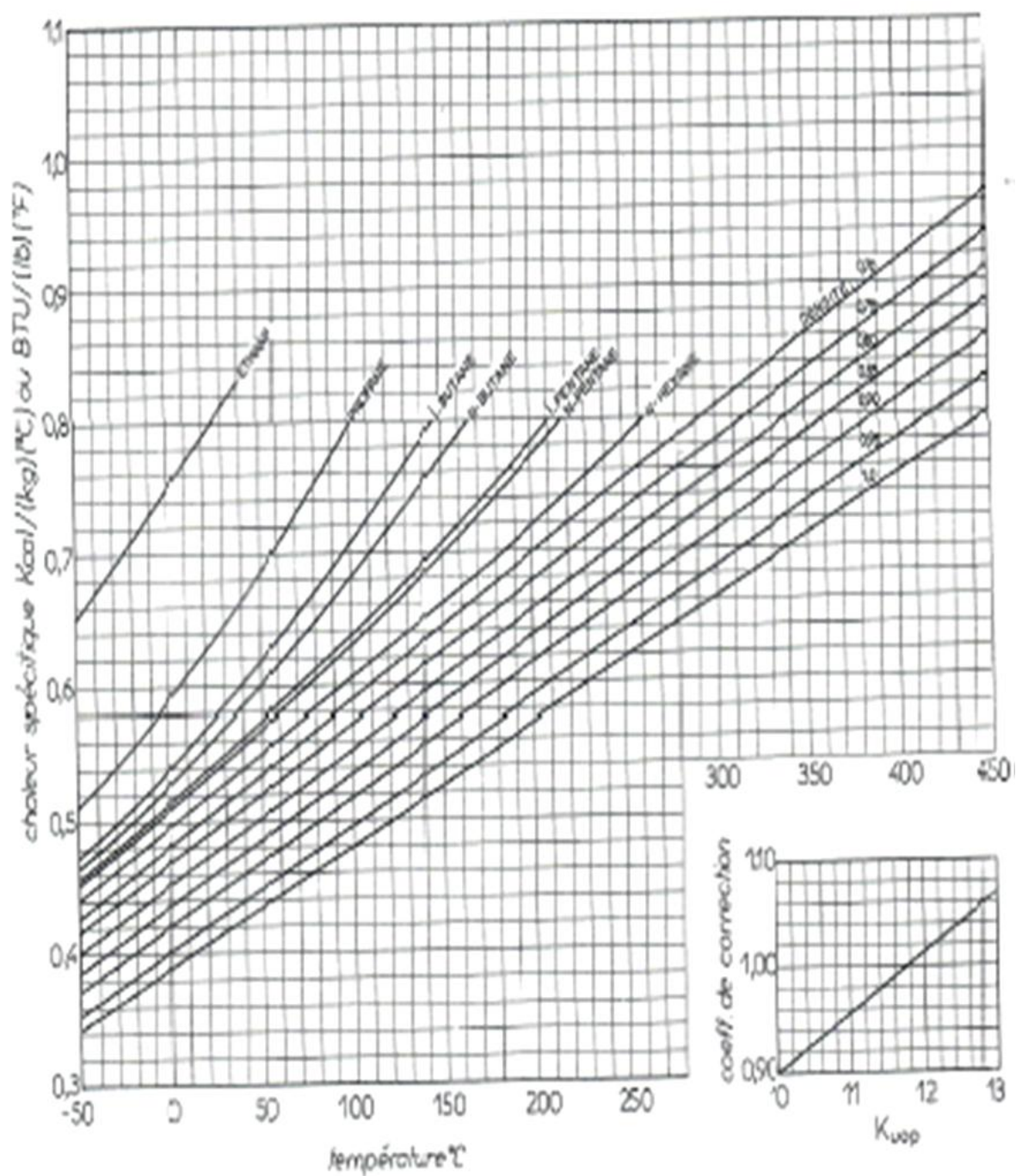
Annexe (6) : Diagramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (JENNY ET SCHEIBEL)



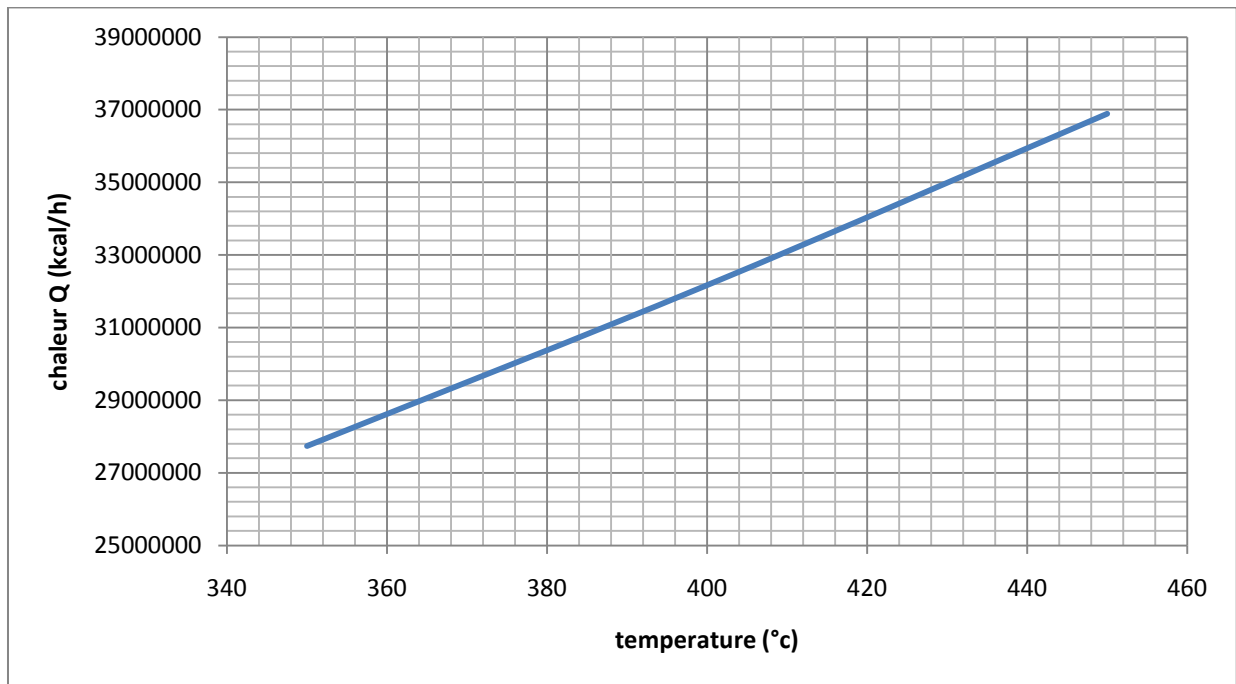
Annexe (7) : Courbe de tension de vapeur de quelques hydrocarbures et les Fractions pétrolières selon leurs températures moyennes d'ébullitions.



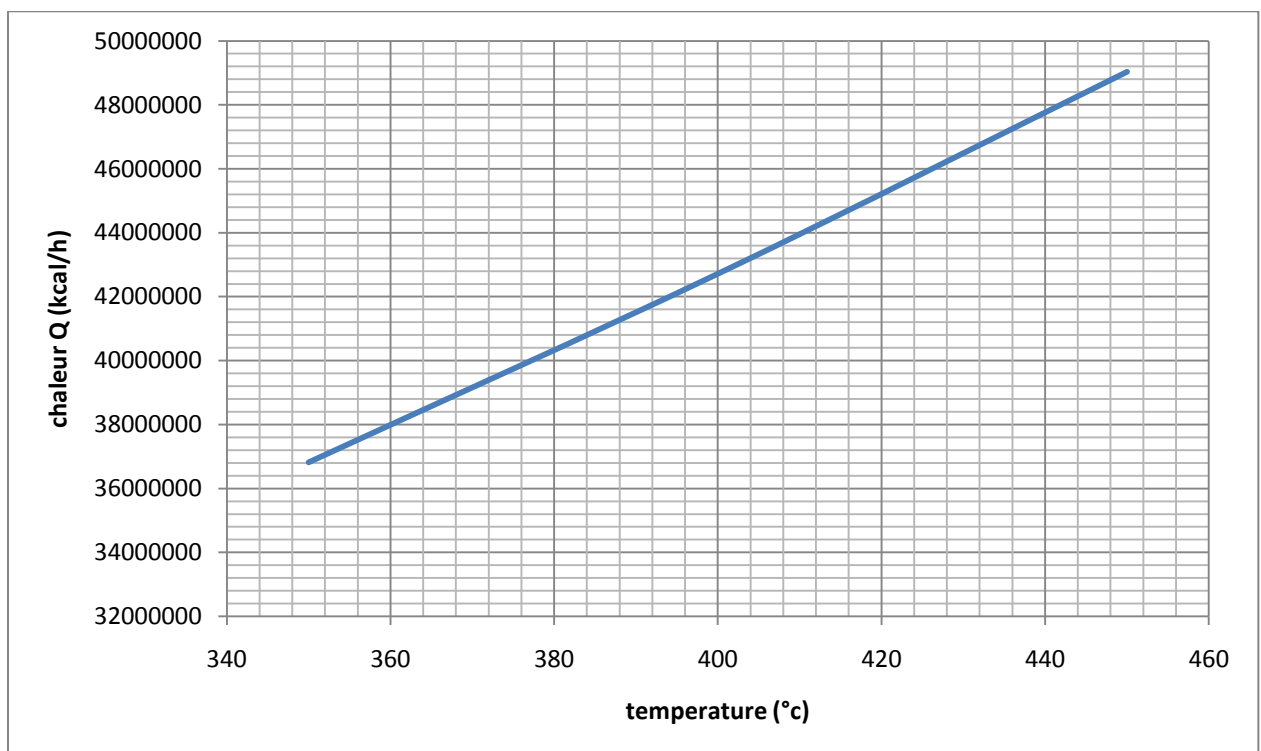
Annexe (8) : Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions



Annexe(9) : $Q_2^t = f(t)$ de la capacité actuelle



Annexe (10) : $Q_2^t = f(t)$ après augmentation de 10%.



*Références
bibliographiques*

Références bibliographiques

- [1] Manuel opératoire de la raffinerie d'Alger
- [2] Wauquier J.P. (1998). Procédés de transformation. Tome 3. Edition Technip, Paris
- [3] Thery M. (1993) Pétrole et techniques 380, juin, 29-36
- [4] Auria J.J. et al. (1994) Pétrole et techniques 388, juin, 46-51
- [5] Wuithier P. (1972). Raffinage et génie chimique. Tome 1. Edition Technip. Paris
- [6] Twigg M.V., Catalyst Handbook, 2nd edition. 23. Wolfe Publishing Ltd
- [7] Le page J.F. et al. (1978) catalyse de contact, Edition Technip, Paris
- [8] Document du laboratoire de la raffinerie d'Alger
- [9] ENSPM Formation Industrie – IFP Training. (2006)
- [10] Journal Officiel de la Commission Européenne n° L 350 du 28 décembre 1998. Directive n° 98/70/CE du 13/10/98 concernant la qualité de l'essence et des carburants diesel et modifiant la directive 93/12/CEE du Conseil
- [11] Centre Interprofessionnel Technique d'Etudes de la Pollution Atmosphérique. Avril (1999)
- [12] Sardanodivich A.G., Lvova A.T. (1973). Exemples et problèmes en raffinage du pétrole et du gaz
- [13] Otmanine G., Mustafaef S. (2000). Calcul du topping. UMBB