



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique

Université Echahid Hamma Lakhdar .El Oued

Faculté de la Technologie

Mémoire de Fin d'Etude

En vue de l'obtention du diplôme de

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : sciences et technologie

Filière : raffinage et pétrochimie

Option : raffinage et pétrochimie

Présenté par :

Mr. DRIDI Abdallah

Mr. BEDDA ZEKRI Ahmed

Thème

*Amélioration du rendement en
aromatiques dans l'unité de
magnaforming*

Soutenu le 25/05/2016

DEVANT LE JURY

Mr. GUERRAME Abdelmadjid	Président	Université d'Eloued
Mr .ATIA Abdelmalek	Examineur	Université d'Eloued
Mr. BARANI Djamel	Rapporteur	Université d'Eloued

2015/2016

Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier notre DIEU, notre Créateur pour m'avoir donné la force pour accomplir ce travail.

Nous tenons à remercier Mr. BARANI Djamel notre promoteur pour son grand soutien et ses conseils considérables.

Nous remercions également tous les professeurs du département de génie des procédés.

Que toute personne ait participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail accepte nos grands et sincères remerciements.

Bedda Zekri Ahmed

Dridi Abdallah

Sommaire

Introduction Générale.....	01
Chapitre I : Historique et présentation de la RA1K	
I-2 Vue Historique sur l'organisation de l'Activité Raffinage.....	03
I-2 La Raffinerie de Skikda (RA1/K).....	04
I-2-1Présentation de la Raffinerie de Skikda.....	04
I-2-2 Présentation des différentes unités	07
Chapitre II : Généralité sur les aromatiques	
II-1Chimie des aromatiques	11
II-1- 1Définition	11
II-1-2-Propriétés physiques	11
II-1-3-Propriétés chimiques	11
II-2- Source des aromatiques	12
II-3- Rôle et importance des aromatiques dans le domaine pétrochimique	13
II-3-1- Importance des aromatiques	13
II-4-2-Rôle Des Aromatiques	14
II-4-2-1-Usages des (B.T.X)	14
Chapitre III :Charge de reforming catalytique	
III -1- Choix de la charge	17
III -2- Composition de la charge.....	17
III -3- Provenance des naphtas	19
III-3-1-Distillation atmosphérique : (Topping U10-11).....	19
III-3-2- Description du fonctionnement du splitter	21
III-4- Précurseur d'aromatique.....	22
Chapitre IV : Procédé de la reformation catalytique	
IV- 1- Introduction	23
IV- 2- unité d'affectation.....	24
IV- 2-1- Historique et évolution du reformage catalytique.....	24
IV- 2-2- Description du reforming catalytique « magnaforming ».....	24

Chapitre V : Les principaux paramètres influent sur le procédé de magnaforming	
V- 1- Principales réactions chimiques du magnaforming pour l'obtention des aromatiques ...	30
V- 1-1 Le déshydrogénation de naphènes en aromatiques	30
V- 1-2. Déshydrocyclisation des Paraffines.....	31
V- 1-3-Réaction D'isomérisation.....	31
V- 1-4- Hydrocraquage des paraffines et des naphènes	33
V- 1-5- Formation de coke	35
V- 2- Mécanisme des réactions élémentaires	35
V- 2-1-Déshydrogénation des naphènes en C5.....	35
V- 2-2- Hydroisomérisation, Hydrocraquage, Déshydrocyclisation et Formation du coke	36
V -3- Les variables opératoires	39
V -4- Le rapport H ₂ / HC (9 : 11.7).....	40
V -5- Equilibre eau / chlore	41
V -6-Catalyseur.....	42

Chapitre VI : Simulation du splitter de naphta de l'unité de distillation atmosphérique

VI-1- introduction	48
VI - 2-présentation du problème.....	49
VI - 3- Simulation du splitter 10 C-6.....	55

Chapitre VII: Conception d'une colonne de séparation des produits lourds

VII-1- Introduction	67
VII-2-Etapes des calculs.....	67
VII-3- Traitement de la charge actuelle	74
VII-4-Dimensionnement du deuxième splitter avec les équipements annexes.....	77

Conclusion

Bibliographie

Annexe

NOMENCLATURE

Symboles	Désignation	Unité
A	Activité.	$[h^{-1}]$
G	Quantité de matière première	$[kg/h, m^{3/h}]$
τ	Temps de réaction	$[h]$
d_{4}^{15}	La densité relative à la température $15^{\circ}C$	$[^{\circ}C]$
P_i	Point initial d'ébullition	$[^{\circ}C]$
P_f	Point final d'ébullition	$[^{\circ}C]$
D_m	Débit massique de la charge	$[kg/h]$
D_v	Débit volumique de la charge	$[m^3/h]$
D_{ch}	Débit de la chaleur).	$[kj/h]$
T	Température de la charge	$[^{\circ}C]$
P	Pression de la charge.	$[kpa]$
H_i	Enthalpie molaire de la charge	$[kj/kg\ mole]$
H_m	Enthalpie massique de la charge	$[kj/kg]$
S_l	Entropie molaire la charge	$[kj/kg\ mole-c]$
S_m	Entropie massique la charge.	$[kj/kg-c]$
d_i	Densité molaire de la charge.	$[kg\ mol/m^3]$
d_m	Densité massique de la charge.	$[kg /m^3]$
C_i	Capacité thermique molaire.	$[kj/kg\ mole-c]$
C_m	Capacité thermique massique.	$[kj/kg-c]$
λ	Conductivité thermique	$[w/m-K]$
μ	viscosité	$[cp]$
γ	Tension de surface	$[dyne/cm]$
M_i	masse moléculaire de chaque constituant de la charge.	$[kg/kmol]$
M_i	masse moléculaire de chaque constituant de la charge	$(kg/kmol)$
N_{min}	Nombre minimum d'étage théorique	
X_{LK}	Fraction molaire du constituant légère	
X_{HK}	Fraction molaire du constituant lourd	
α_{LK}	Volatilité relative moyenne du constituant légère	
α_{HK}	Volatilité relative du constituant lourd	
E	Nombre d'étage estimé	

Liste des tableaux

Tableau II.1 :	Propriété physico-chimique des aromatiques.....	12
Tableau II.2 :	Pourcentage de BTX obtenue à partir de benzol.....	13
Tableau II.3 :	Les principaux usages du Benzène.....	15
Tableau II.4 :	Les principaux usages des xylènes.....	15
Tableau II.4 :	Les principaux usages du toluène.....	16
Tableau III.1 :	Distillation ASTM de la charge actuelle.....	18
Tableau III.2 :	Proportions des constituants de la charge.....	18
Tableau VI.1 :	Spécification de la charge et produit du splitter.....	49
Tableau VI.2 :	Point 50% ASTM de la charge et des produits du splitter.....	50
Tableau VI.3 :	Analyse de charge et produits du splitter.....	51
Tableau VI.4 :	Qualité de naphta B.....	52
Tableau VI.5 :	Bilan matière design et actuel.....	53
Tableau VI.6 :	Paramètres de marche design et actuelle du splitter.....	54
Tableau VI.7 :	les équations d'états.....	56
Tableau VI.8 :	Capacité des équipements annexes.....	57
Tableau VI.9 :	Pression de la section splitter.....	57
Tableau VI.10 :	Composition de la charge splitter.....	57
Tableau VI.11 :	Débits des différents flux.....	59
Tableau VI.12 :	Qualité de naphta B réel et simulé.....	60
Tableau VI.13 :	Températures dans le splitter	62
Tableau VII.1 :	Paramètres fixés du modèle	67
Tableau VII.2 :	résultats de la simulation	69
Tableau VII.3:	Données des compositions des constituants clés	71
Tableau VII.4 :	Résultats des calculs	71
Tableau VII.5:	Résultats de la simulation de deuxième splitter des naphas	72
Tableau VII.6 :	Résultats de simulation du premier splitter de naphta	75
Tableau VII.7 :	Résultats de simulation du deuxième splitter des naphas	76
Tableau VII.8 :	Paramètres de la colonne.....	77

Liste des tableaux

Liste des figures

Figure I.1 :	Situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle a Skikda.....	04
Figure I-2 :	Organigramme de la raffinerie de Skikda RA1/K.....	06
Figure II.1 :	Evolution de la demande mondiale en benzène (1997-2015).....	14
Figure II.2 :	Evolution de la demande mondiale en PX (2004-2015).....	14
Figure V.1 :	Schéma réactionnel de la déshydrogénation des naphène.....	35
Figure V.2	Réaction impliquant la bi fonctionnalité.....	36
Figure V.3 :	Mécanisme de la cyclisation d'une paraffine.....	38
Figure VI.1	Analyse ASTM de la charge et produits du splitter.....	53
Figure VI.2 :	Distillation ASTM du naphta B obtenu et exigée.....	53
Figure VI.3 :	Profils de température dans la colonne du splitter.....	59
Figure VI.4 :	Profils des débits liquides et vapeurs sur les plateaux.....	60
Figure VI.5 :	ASTM de naphta B réel et simulé	61
Figure VI.6 :	Profil des débits vapeur et liquide sur le plateau de soutirage de naphta B.....	62
Figure VI.7 :	Teneur en C5+ dans le naphta B.....	63
Figure VI.8 :	Teneur en C9+dans le naphta B.....	63
Figure VI.9:	récupération des produits légers en fonction du débit du reflux de tête.....	64
Figure VI.10 :	Récupération des produits lourds dans le naphta B en fonction de taux de reflux.....	65
Figure VII.1 :	Influences du débit de reflux de tête sur la teneur en C5 - dans le naphta lourd.....	68
Figure VII.2 :	Influence du débit de reflux de tête sur la récupération des précurseurs d'aromatique.....	68
Figure VII.3:	Profils de températures le long du splitter	69
Figure VII.4 :	Profil des débits vapeurs et liquides dans le splitter	70
Figure VII.5 :	Qualité de la coupe naphta lourd obtenu.....	70
Figure VII.6 :	Influences du débit de reflux de tête sur la teneur en C5 - dans la Naphta lourd.....	73
Figure VII.7 :	Profil des débits liquides et vapeurs le long du deuxième splitter.....	73
Figure VII.8 :	Qualité du naphta lourd.....	74
Figure VII.9 :	Qualité de naphta B.....	75

Liste des figures

Annexe

Figure I : Schéma simplifié de la section prétraitement catalytique

Figure II : Schéma Simplifier de la Section Magnaforming

Figure III: Schéma Simplifier de la section de fractionnement

Figure IV : Schéma du splitter de naphtas 10-C-6

Figure V : Schéma des splitters de naphta de conception proposée

Introduction générale:

Le pétrole est un mélange complexe d'hydrocarbures de différentes familles (paraffiniques, naphthéniques, aromatiques) associés à des composés oxygénés, azotés et sulfurés ainsi qu'à des traces de métaux particuliers (vanadium, molybdène, nickel...etc.). Le pétrole brut est connu depuis la plus haute antiquité. Employé autrefois comme mortier, comme agent d'étanchéité ou encore pour ses propriétés lubrifiantes ou médicinales, le pétrole n'est devenu un grand produit industriel seulement qu'au milieu du XIXe siècle. Il est en effet d'usage courant aujourd'hui de faire remonter les origines de l'industrie du pétrole à l'année 1859. [1]

L'activité du raffinage consiste à traiter le pétrole brut et le condensât des gisements de gaz pour obtenir les produits raffinés qui sont: les carburants (essences, kérosène, fuel), les lubrifiants et certains produits de base pour la pétrochimie tels que le benzène, toluène et xylènes (les aromatiques en général), qui sont obtenus à partir des procédés de reformage catalytiques; ainsi ces procédés ont ouvert les portes à des procédés de transformation engendrant des dérivés multiples utilisés aussi bien dans l'industrie qu'à des fins domestiques. [1]

Aujourd'hui la plupart des raffineries sont équipées d'une unité de reformage catalytique ; il sert à produire à partir des coupes "naphta", constituées principalement par les essences de distillation directe, des bases pour carburants à haut indice d'octane. Par ailleurs, il fournit l'hydrogène nécessaire dans la raffinerie pour les hydrotraitements des autres coupes. [2]

Le procédé de reformage catalytique consiste donc, en première approximation, à produire des aromatiques.

But de travail :

L'amélioration du rendement en aromatiques dans la section magnaforming nécessite celle de la qualité de la charge naphta B. C'est-à-dire l'augmentation de la teneur en précurseurs des aromatiques.

Une mauvaise qualité de naphta B conduit à une séparation indésirée dans le splitter 10-C-6.

Ceci nous conduira à effectuer une étude en vue d'améliorer le fonctionnement de ce dernier au sein de l'unité de distillation atmosphérique et étudier les principaux paramètres (taux de reflux de tête et le nombre de plateaux) qui interviennent prépondérément dans la séparation tout en améliorant le rendement en précurseurs d'aromatiques dans la coupe (naphta B).

I-Historique et présentation de la RA1K

I-1-Vue Historique sur l'organisation de l'Activité Raffinage:

À l'origine, le raffinage était une activité intégrée dans la société nationale **SONATRACH**.

A partir du **01 Janvier 1982**, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en Entreprise Nationale de Raffinage et de Distribution de Produits Pétroliers (**ERDP- NAFTAL**). [16]

L'**E.R.D.P** crée par décret N°80-101 du **06 Avril 1980**. Puis dans le cadre de la restructuration de la **SONATRACH**, et mise en place le **01 Janvier 1982**. L'**E.R.D.P** est placée sous tutelle du ministère de l'énergie et des industries pétrochimiques. A partir du **02 Février 1985**, l'**E.R.D.P** a été transformée sous le nom commercial qui est "**NAFTAL**" cette dernière est subdivisée en 04 unités à savoir :

- ◆ Unité NAFTAL de Raffinage
- ◆ Unité NAFTAL de Distribution
- ◆ Unité NAFTAL Portuaire
- ◆ Unité NAFTAL de Maintenance

L'effectif de l'entreprise **NAFTAL** est environ de **35.000** travailleurs, elle est présente sur tout le territoire national.

Le nombre total des travailleurs est d'environ : **3500** travailleurs, présents sur l'ensemble de trois (**03**) raffineries plus la direction générale. [3]

Actuellement, l'entreprise nationale de raffinage de pétrole "**NAFTEC**" gère l'ensemble des trois (**03**) raffineries se trouvant dans les villes de : Skikda (RA1K, Topping condensat), Alger et Arzew.

La capacité totale de l'entreprise "**NAFTEC**" seulement est de (**25.200.000 T/AN**). [4]

I-2- La Raffinerie de Skikda (RA1/K) :[5]

I-2-1-Présentation de la Raffinerie de Skikda :

Le complexe de raffinerie de pétrole de SKIKDA, baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud avec une capacité de traitement (**15 millions t/an**), ainsi que le brut réduit importé (**277.000 t/an**).

a. Situation :

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à **7 Km** à l'est de Skikda et à **2Km** de la mer, elle est aménagée sur une superficie de **190 hectares** avec un effectif à l'heure actuelle de **1280 travailleurs** environ.

Elle est alimentée en brut algérien par l'unité de transport est **ETU** de Skikda (c'est une station intermédiaire de Hassi Messaoud).

Le complexe est alimente par un pipe-line, long de **760 km**

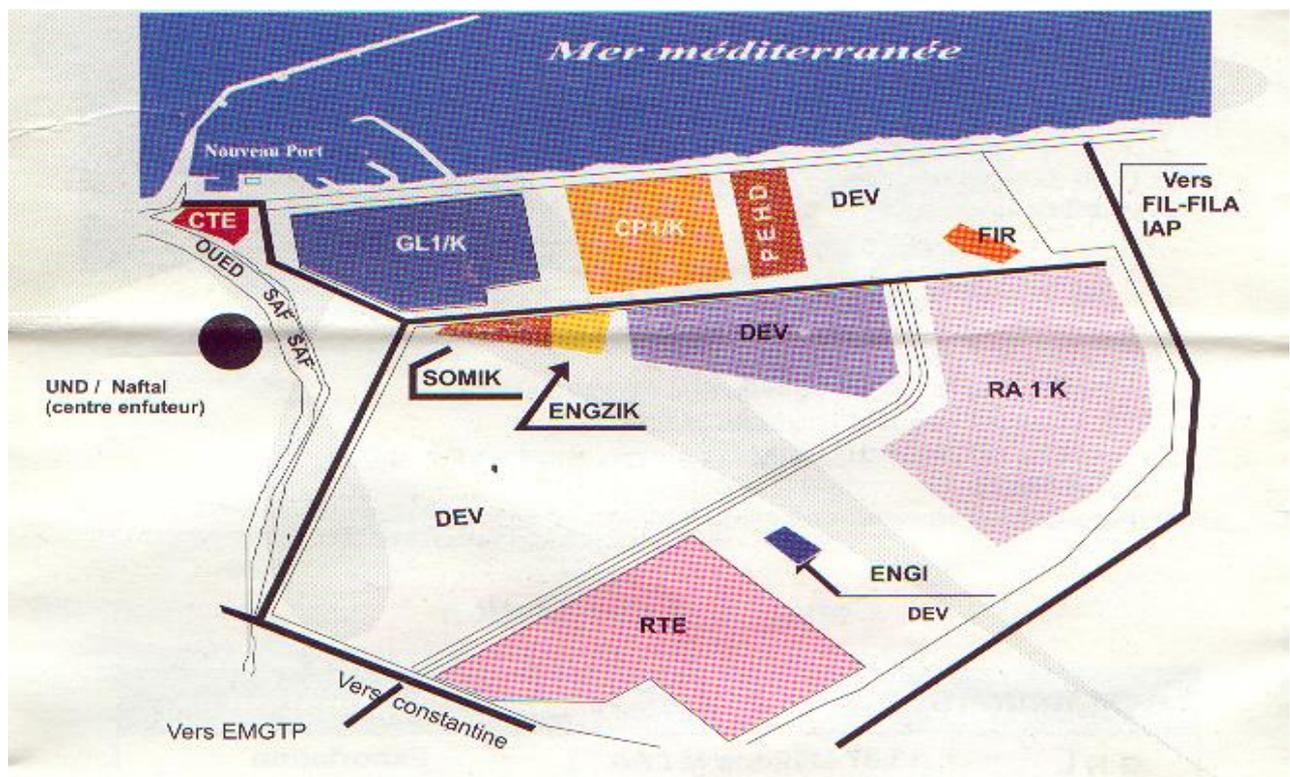


Figure I.1 : Situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle a Skikda [5]

b. Construction :

La raffinerie a été construite en **janvier 1976** à la suite d'un contrat signé le **30 avril 1974** entre le gouvernement algérien et le constructeur italien SNAM PROGETTI et SAIPEM, il a été mis en vigueur du contrat une année après (**le 11 mars 1975**) assisté par la sous tirai tance de trois principales sociétés nationales: SONATRO, SONATIBA et SNMETAL.

Le démarrage du chantier a commencé le **02 janvier 1976**, et pris en fin de **mars 1980**, le démarrage progressif des unités de production est comme suit :

- 1ère unité de distillation atmosphérique (U10) —————> en **mars 1980**.
- 1ère unité de traitement et séparation des gaz (U-30) —————> en **mars 1980**.
- 2ème unité de distillation atmosphérique (U11) —————> en **juin 1980**.
- 2ème unité de traitement et séparation des gaz (U-31) —————> en **juin 1980**.
- Unité de production des bitumes (distillation sous vide U-70) → en **juillet 1980**.
- Unité de prétraitement et de reforming catalytique (U-100) —————> en **septembre 1980**.
- Unité d'extraction des aromatiques (U-200) —————> en **octobre 1980**.
- Unité de séparation du para xylène (U-400).
- Unité de stockage, mélange et expédition (MELEX.U-600).

L'inauguration officielle du complexe en lieu, environ **03** ans plus tard (**27 novembre 1983**), le coût total de cette réalisation étant de **3 402 872 000 DA** (1 milliard \$).

Il faut noter qu'il y a deux nouvelles unités, construites par la société japonaise J-G-C Corporation, ces deux unités sont : l'unité de prétraitement et de reforming catalytique (platforming U103) et l'unité de traitement et séparation des gaz (GPL.U104), ces deux unités ont démarré en **octobre 1993**.

c. Structure hiérarchique de la raffinerie :

La structure hiérarchique de la gestion de la raffinerie de Skikda prévoit à son sommet un Directeur de quel dépendent cinq services, techniques de ligne, plus deux de staff comme le montre l'organigramme suivant :

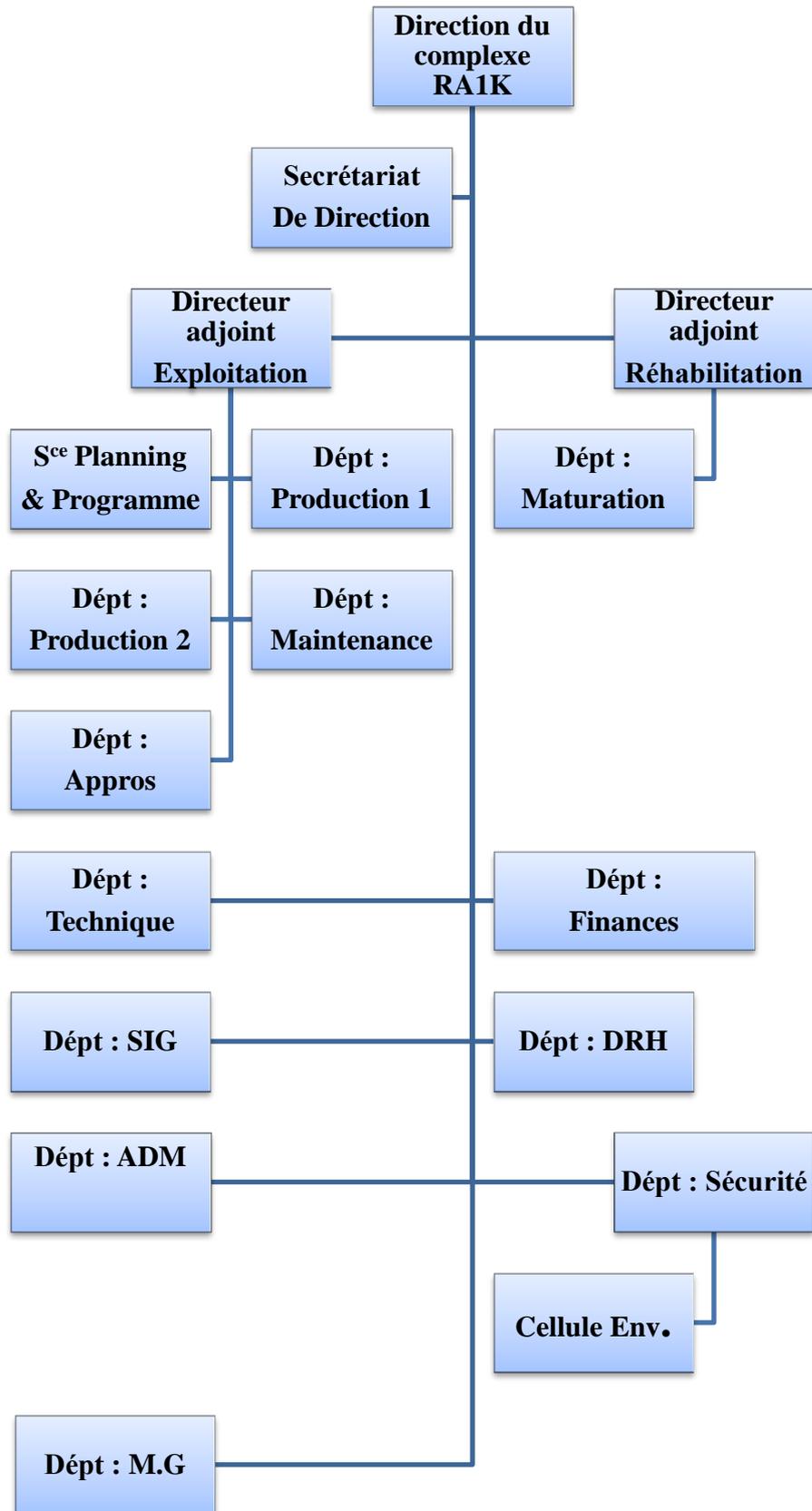


Figure I-2 : Organigramme de la raffinerie de Skikda RA1/K [5]

I-2-2 Présentation des différentes unités :**Département production I :**

Il se compose des unités de production suivantes:

- ❖ Unité 101/103 de prétraitement : reformage catalytique (PLATFORMING)
- ❖ Unité 30/31 et 104 de traitement et séparation des gaz (GPL).
- ❖ Unité 200 d'extraction des aromatiques.
- ❖ Unité 400 de cristallisation et séparation du para xylènes.
- ❖ Unité 70 de distillation sous vide (Production des bitumes).

Unités annexes et utilités :

- ❖ Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MELEX).
- ❖ Unité 1050 : centrale thermique électrique et utilités (C. T. E).

a) Les unités 10-11 de Topping :

Le topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (naphta, gas-oil, jet..) ou devant alimenter d'autres unités situées en aval (magnaforming, platforming, gaz-plant). Elles traitent le brut de Hassi Messaoud avec une capacité annuelle de **15.10⁶ t/an** pour produire les produits suivants :

- G.P.L —————> unité 30.
- Iso pentane —————> mélange des essences.
- Naphta A —————> stockage.
- Naphta B (65° ÷ 150°) —————> reformage catalytique.
- Naphta C (150° ÷ 180°) —————> combustibles.
- Kérosène (180° ÷ 225°) —————> jet fuel, mélange pour gasoils.
- Gasoil léger (225° ÷ 320°) —————> mélange des gasoils.
- Gasoil lourd (320° ÷ 360°) —————> mélange des gasoils.
- Résidu (> 360°) —————> huiles.

b) Unités 100 et 103 (unité Magnaforming, platforming):

La magnaforming et le platforming ont pour but de transformer le naphta moyen et lourd obtenues du topping (réformât) utilisé comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de **45** à **99**, permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences.

c) Unité 200 : extraction des aromatiques :

L'installation d'extraction des aromatiques a été projetée pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnés par la suite en benzène et toluène très pur .La charge est constituée par la coupe de réformât léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C₅ splitter du réformât de l'unité 100.

* Dans le premier stade : les aromatiques sont fractionnés à l'aide d'un solvant sélectif.

* Dans le deuxième stade : le raffinat constitué principalement des hydrocarbures paraffinés est envoyé vers stockage. L'extrait alimente la section fractionnement où il est séparé en benzène, toluène et en aromatiques lourds par distillations.

d) Unité 400 : séparation du Para-Xylène :

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

e) Unité 70 : Production de bitume :

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

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

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

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

f) Les unités 30-31-104 : Séparation et traitement des gaz :

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

* Unité 30 : Traite le gaz liquide qui vient de l'unité 100 en particulier ceux de tête de la colonne C₇ où les GPL sont séparés du pentane.

* Unité 31 : Reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping.

* Unité 104 : Elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de platforming 103 afin de traiter les GPL venant de cette unité.

Le traitement des gaz dans ces unités est accompli en deux stades :

* Dans le premier stade : On fait subir au gaz un traitement qui consiste à passer la charge qui est le bitume, propane, éthane, H₂ S et l'humidité à travers une colonne contenant des tamis moléculaires qui possèdent la propriété de retenir l'humidité et l'acide H₂ S par le phénomène d'absorption.

* Dans le deuxième stade : C'est l'étape de séparation des gaz effectuée par deux colonnes dont le premier (dééthaniseur). On fait le stripping des gaz incondensables (C₁, C₂, H₂) qu'on envoie à partir de la tête vers le réseau fuel gaz, le produit de fond (butane, propane) alimente la 2^{ème} colonne où le propane est séparé du butane par simple distillation.

g) Centrale thermoélectrique (CTE 1050) :

C'est le système nerveux de la raffinerie, elle assure les utilités indispensables pour la marche de toutes les unités. Elle comprend les unités suivantes :

*** Unité 1020 : Tour de refroidissement :**

Elle satisfait d'une manière continue les besoins de la raffinerie en eau de refroidissement, en travaillant en circuit fermé. Les eaux polluées et chaudes proviennent des unités de production sont traitées chimiquement afin d'éliminer les acides chlorhydriques HCL entraînés dans le circuit puis refroidies à l'aide d'une batterie d'aéro-réfrigérant et enfin renvoyée vers les différentes unités aux moyens des pompes.

*** L'unité d'azote :** L'azote est produit à partir de l'air atmosphérique, ce dernier est aspiré puis comprimé à **7,7 bars** par des compresseurs (généralement avec des compresseurs à membrane). L'oxygène est éliminé en deux étapes.

*** L'unité 1060 : Circuit vapeur (HP, MP, BP):**

Elle assure les besoins de la raffinerie en vapeur selon trois **(03)** gammes :

- Vapeur haute pression.
- Vapeur moyenne pression.
- Vapeur basse pression.

La vapeur produite dans les grandes chaudières à partir des condensas qui proviennent de circuits vapeurs dans l'unité de production.

*** L'unité 1080 : Air comprimé:**

L'air atmosphérique est aspiré à travers deux **(02)** filtres puis comprimé par deux **(02)** compresseurs. Une partie de cet air filtré et comprimé est envoyé vers les différentes unités de production et l'autre partie subite un séchage à travers un lit d'alumine peut être utilisé dans le système de régulation pneumatique dans les différentes unités de production.

h) Unité melex (600)

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

- Les bacs de stockage des différentes charges et produits des unités.
- Expédition des produits vers les différents dépôts de stockage, exemple: dépôt d'Elkheroub.
- Mélange des gasoils.
- Contrôle le chargement des produits qui est au niveau du port de Skikda. [5]

II-Généralité sur les aromatiques

II-1-Chimie des aromatiques

II-1-1-Définition

Les hydrocarbures aromatiques sont des composés insaturés qui contiennent un ou plusieurs cycles à six atomes de carbone; comme celui de benzène.

Le benzène est le premier terme de cette famille de structure cyclique et de formule globale C_6H_6 . les six atomes de carbone sont reliés apparemment, soit par des liaisons simples, soit par des liaisons doubles. En fait, ces six liaisons sont équivalentes et intermédiaires entre une liaison simple et liaison double.

Il n'existe pas de règle précise de nomenclature pour désigner les hydrocarbures aromatiques qui, pour la plupart, portent un nom particulier consacré par l'usage.

Dans le cas de la fixation, sur le cycle, de deux groupement $-CH_3$ il existe, selon la position de ces derniers, trois isomères possibles que l'on appelle respectivement Ortho-xylène, Métha-xylène et Para-xylène.

II-1-2-Propriétés physiques:

Les benzéniques ont tous une odeur, d'où le nom d'aromatiques. Ils ont aussi toxiques. A $20^\circ C$ et à la pression atmosphérique, les premiers benzéniques sont liquides tandis que le naphène est solide. Le benzène, toluène et xylène sont d'excellent solvants, mais insolubles dans l'eau et de la densité inférieure à l'eau.

Cependant, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité. Les propriétés physiques des BTX et de l'éthyle-benzène sont représentées dans le tableau II.1

II-1-3-Propriétés chimiques:

Le noyau benzénique est hautement insaturé, et pourtant à $20^\circ C$, les hydrocarbures benzéniques sont stables vis-à-vis de l'air et des réactifs. La réactivité s'amorce à des températures à $50^\circ C$ et les réactions de substitution prédominent ; Alkylation, Dés-alkylation, Isomérisation, Oxydation, Nitration, Sulfonation, Chloration..... [6]

Tableau II.1 : Propriété physico-chimique des aromatiques. [6]

Produis	D ²⁰ ₄	T ⁰ C D'ébullition a 0.1 MPa	T ⁰ C de congélation	Point de fusion	N ²⁰ ₄
Benzène	879.0	80.1	5.52	5.4	1.5011
Toluène	866.9	110.6	-95	-13.14	1.4969
O-xylène	880.2	134.2	-25.2	-28	1.5054
M-xylène	864.2	138.4	-47.9	-54	1.4972
P-xylène	861.0	139.1	-13.3	-92.8	1.4958
Ethyl-benzène	867.0	144.4	-95	-95.7	1.4959

II-2- Source des aromatiques :

Les Hydrocarbures aromatiques existent dans le pétrole brut mais avec des quantités faibles. La teneur en aromatiques varie avec les origines mais une coupe de pétrole bouillant entre 40°C et 180°C peut renfermer 2 à 10 % d'aromatiques, une essence provenant du cracking peut renfermer 15 à 20% d'aromatiques. En dehors des produits liquides issus de distillation de la bouille les Hydrocarbures aromatiques proviennent essentiellement du traitement soit des enfermer soit des essences de la pyrolyse de naphta ou de Gasoil.

La teneur on aromatiques des éléments de reforming catalytique varie selon la composition de la charge, et son intervalle de distillation et également suivant le servite de l'opération.

Les essences de pyrolyse ne dépendent pas en principe de la nature de la charge ; on constate ainsi que les deux sources d'aromatique possible ont des compositions très différentes du sorties que selon les besoins du marché l'une ou l'autre peut être employée. Cependant, les Hydrocarbures aromatiques peuvent avoir une origine non pétrolière. En effet 10% environ des aromatiques consommé actuellement dans le monde proviennent du charbon.

On peut aussi avoir les Hydrocarbures aromatiques (B.T.X) à partir des benzols c'est à dir. lors de la transformation de la bouille en coke nécessaire à la production de fonte brute, il se forme des gaz bruts ou gaz de cokerie, des benzols et du goudron.

Les benzols sont traités à l'acide sulfurique ou par hydrosolubilisation catalytique pour les débarrasser des composés sulfurés (thiophène, mercaptans), oxygène (phénols) et Azotes (pyridine), le produit raffiné est ensuite distillé pour donner le benzène brut renfermant les Hydrocarbures suivant en poids :

Tableau II.2 : Pourcentage de BTX obtenue à partir de benzol. [10]

Constituant	%
Légers	2
Benzène	65
Toluène	18
Xylène	6
Ethyl-benzène	2

Dont on peut ensuite extraire les constituants par les procédés habituels.

II-3- Rôle et importance des aromatiques dans le domaine pétrochimique:

II-3-1- Importance des aromatiques :

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

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

Pour ces derniers c'est principalement le Benzène et le para-xylène qui présentent une demande croissante. (Voir figures N° II.1 et II. 2)

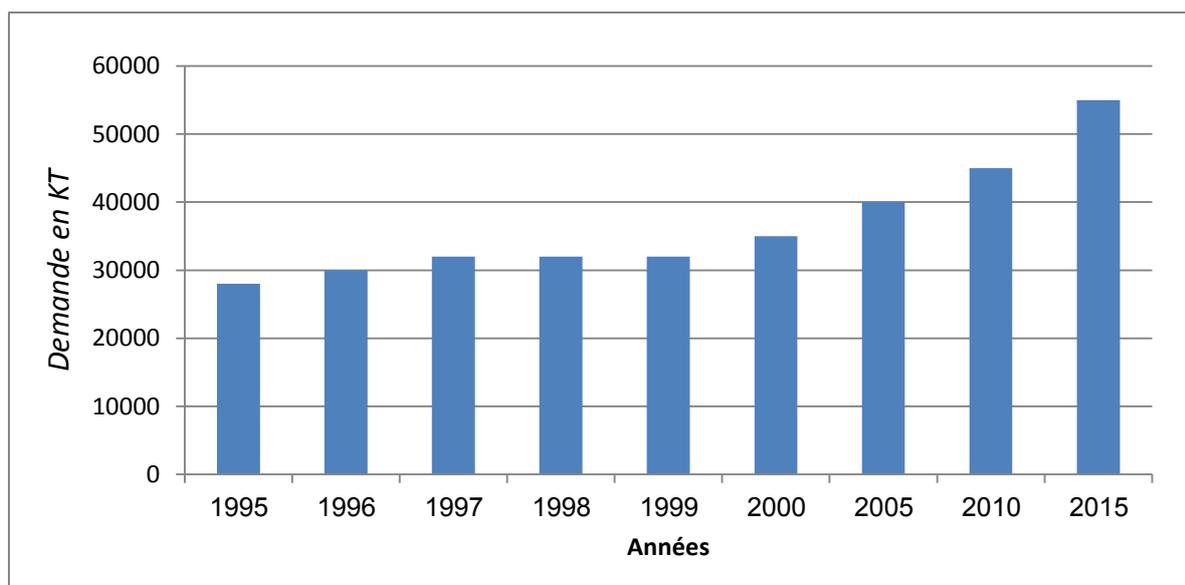


Figure II.1 : Evolution de la demande mondiale en benzène (1997-2015) [16]

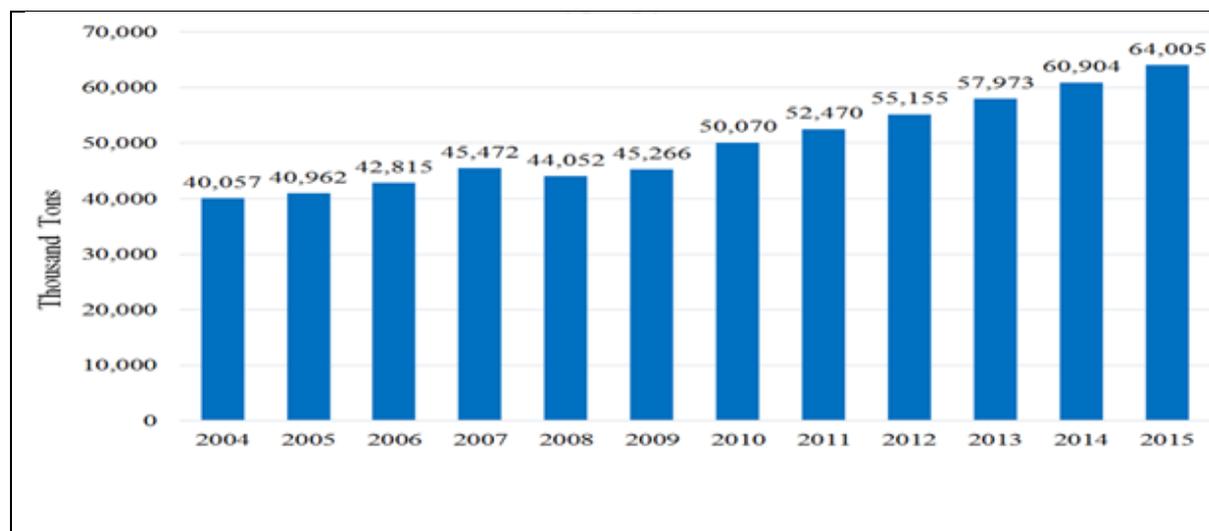


Figure II.2 : Evolution de la demande mondiale en PX (2004-2015) [16]

II-4-2-Rôle Des Aromatiques :

II-4-2-1-Usages des (B.T.X) :

Les hydrocarbures aromatiques les plus demandés sur le plan industriel comme matière première pour la synthèse pétrochimique sont; le Benzène, les xylènes.

Spécialement l'isomère «para», le recherché ainsi que l'ortho xylène Car grâce à leurs structures chimiques très réactivées peuvent se transformer facilement en composés très demandés par l'industrie pétrochimique.

Tableau II.3 : Les principaux usages du Benzène. [6].

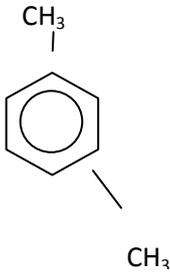
BEZENE
La fabrication de l'éthylbenzène conduisant au styrène et au polystyrène, caoutchouc SBR et ABC.
Production des phénols, Cumène, Cyclohexane et Nitrobenzène.
Pour la fabrication des résines phénoliques, les polycarbonates Nylon, les cyclohexanes, les résines de Nylon et plastique.
Préparation du Nylon.
Utilisé comme solvant.
Pour la préparation des détergents et l'aniline.

Tableau II.4 : Les principaux usages des xylènes. [6]

	Usages
META	<ul style="list-style-type: none"> - Production d'acide iso-phtalyque. - Résines Xylène formol de xylenol, 1-1, 3,5 ... - Production d'isophtalonitrile de métaxylène diamine.
ORTHO	<ul style="list-style-type: none"> - Sert à la fabrication de l'anhydride phtalique. - Plastique (polychlorure de vinyle souple). - Synthèse des colorants de siccatif, les produits pharmaceutiques et les pesticides.
PARA	<ul style="list-style-type: none"> - L'acide téréphtalique (2/3 de Para-xylène). - Production de diméthyltéréphtalyque (fibres et films). - Polyterphtalate d'éthylène glycol. - La production des résines barrières destinées à la production des bouteilles.

XYLENE	<ul style="list-style-type: none"> - Constituant de l'essence. - Solvant.
--------	---

Tableau II.4 : Les principaux usages du toluène. [6]

Toluène		
Transformé par désalkylation ou dismutation / transalkylation en benzène selon les réactions suivantes :		
2  Toluène	\rightleftharpoons	 +  Xylène
Solvant		
Constituant d'essence		
Converti en toluène disocyanate ou en caprolactame.		

III-Charge de reformage catalytique

III -1- Choix de la charge :

Le but du reformage étant de transformer une essence à faible NO à une base de carburant à NO élevé. Pour satisfaire les meilleures conditions pour cette transformation on à choisir le meilleure charge. Le charges lourdes qui sont généralement les plus utilisées sont caractérisées par :

- Leur intervalle de distillation autrement dit leur point initial et final;
- De certaines propriétés telle que :

- La densité le poids moléculaire moyen et le NO ;
- La concentration des divers hydrocarbures classés par famille PONA. Cette dernière caractéristique est la plus importante car elle est en mesure d'indiquer le type de la charge. On peut classer les charges disponibles en deux types :

- Charge dite naphénique riche en promoteur d'aromatiques à savoir les

Naphtènes et les aromatiques : $N + 2A = 90$;

- Charge dite paraffinique : riche en paraffines : $N + 2A = 35$.

Pour avoir un indice d'octane élevé en utilisant une charge paraffinique l'utilisation des conditions sévères sont imposée car la transformation des paraffines se fait par craquage et cyclisation qui sont favorisées par des hautes températures et des basses pressions.

Contrairement à une charge paraffinique, la charge naphénique est réformée en NO élevé dans des conditions moins sévères. A partir de la on peut dire que le choix de la charge est très important car sa nature nous donne idée sur la sévérité du processus. [10]

III -2- Composition de la charge

La charge est le naphta B traitée et dépourvu de toutes les impuretés avec une faible teneur en soufre (<1 ppm) et d'eau (<15 ppm). La nature de la charge obtenue au moyen de l'analyse P.O.N.A donne le pourcentage volumique ou massique des différentes d'hydrocarbures, sous forme de paraffines, oléfines, naphtènes et aromatiques.

La connaissance du PONA permet de déterminer (N+2A) appelé indice de reformabilité, dans ce sens qu'une faible valeur de (N + 2A) se traduit par une teneur élevée en paraffine ce qui exige le reformage de la charge dans des conditions relativement sévères, et inversement, une valeur élevée de (N+2A) indique une forte proportion de naphthènes et aromatiques ce qui autorise des conditions opératoires moins sévères pour la même quantité de reformât :

Tableau III.1 : Distillation ASTM de la charge actuelle. [5]

X %	t °C
PI	71
10%	87
50%	110
90%	140
PF	157

Tableau III.2 : Proportions des constituants de la charge. [5]

Constituant	%
Paraffines	64,81
Oléfines	-
Naphtènes	25,63
Aromatiques	9,56

D'après les données des tableaux, on calcule : $N+2A = 25.63 + (2 \times 9.56) = 44.75$

Ceci veut dire que la charge est riche en précurseurs aromatiques (aromatiques et naphthènes).

- ≤ 44.5 → charge paraffinique.
- ≥ 44.5 → charge naphthénique

III -3- Provenance des naphthas :

La distillation atmosphérique est le procédé qui permet la séparation du pétrole brut en une série d'hydrocarbures qui ont des caractéristiques différentes, pour pouvoir l'utiliser de façon correcte, de cela en exploitant les points d'ébullition des différents groupes d'hydrocarbures dont les caractéristiques sont liées aux besoins de marché. [7]

Les produits obtenus par ce procédé peuvent former la charge pour d'autres unités. Comme ils peuvent être envoyés au stockage comme produits finis, parmi ces produits nous avons les naphthas B et C qui sont utilisés comme charge pour le reforming et platforming dans le but d'obtenir un reformat destiné aux unités aromatiques et des essences à indice d'octane amélioré et qui puisse par la suite répondre aux spécifications du marché.

III-3-1-Distillation atmosphérique : (Topping U10-11)

C'est un procédé de distillation atmosphérique de pétrole brut. L'opération consiste à pomper le produit à partir d'un bac de réception et de stockage et l'envoyer à travers deux trains de préchauffage séparés par un dessaleur électrostatique où s'effectue le lavage à l'eau et un ballon de pré flash pour séparer les gaz formés au cours du préchauffage. Le produit est ensuite chauffé dans un four où sa température est portée à **340-350° C**.

A la sortie du four, il est vaporisé au taux de **70%** par flash au niveau de la colonne principale grâce à un reflux interne, le produit est reparti à travers des plateaux garnis de clapets distribués le long de la colonne.

A/ La fraction légère : sort en tête sous forme de gaz pour être ensuite condensée en deux étapes :

- La première par échangeurs refroidis par le brut et accumulé dans un ballon de reflux.
- La deuxième par aiéro-réfrigérants et condenseurs à eau et récupérée au niveau d'un ballon.

Le produit constitué est envoyé vers une colonne de stabilisation qui élimine le GPL et l'envoie directement vers l'unité gaz plant (U30-U31), l'essence stabilisée passe dans une colonne de fractionnement par distillation (Splitter) pour être séparée en trois coupes :

- Naphta A (légère)
- Naphta B (intermédiaire)
- Naphta C (lourde)

La naphta A, au niveau de la première chaîne, alimente la section « déisopentaniseur» composée d'une colonne de distillation, un four de rebouillage, une batterie d'aéro-réfrigérants et condenseurs à eau.

La circulation est assurée par des pompes de fond et de tête de colonne.

L'iso pentane (base d'essence) est produit en tête de colonne.

Naphta «A » (pauvre en iso pentane) est produit en fond de colonne.

La section «déisopentanesation» n'existe pas au niveau de la 2^{ème} chaîne elle déisopentanisée.

Naphta A sort directement de splitter pour aller vers les bacs intermédiaires, soit comme base d'essence, soit comme base de naphta pétrochimique.

Naphta B alimente l'unité reforming 2 et l'excédent est utilisé soit au pool des essences soit au mélange des naphthas pétrochimiques.

B/ le kérosène: est produit comme première coupe à partir soutirage latérale au niveau de la colonne de caustique à travers une précipiteuse électrostatique, un filtre coalescer et un sécheur à sel. Le kérosène traité constitue le jet A1 commercial. L'excédent non traité est envoyé vers le bac de stockage gasoil.

C/ le gasoil léger : est produit comme deuxième coupe à partir de deuxième soutirage latéral de la colonne. Après stripping à la vapeur et refroidissement, il est envoyé vers le bac de stockage gasoil (soit en ligne soit à travers des bacs intermédiaires).

D/ le gasoil lourd : est produit comme troisième coupe à partir de troisième soutirage latéral de la colonne. Après stripping à la vapeur et refroidissement, il est envoyé vers le bac de stockage gasoil (soit en ligne soit à travers des bacs intermédiaires).

E/ le produit de fond : appelé résidu atmosphérique, est refroidi pour récupération de la chaleur à travers des échangeurs et le rebouilleur des fonds de la colonne de stabilisation et

splitter des essences ensuit par l'eau dessalée en circuit fermé, est envoyé au stockage en qualité de fuel BTS (base teneur en soufre). [5]

III-3-2- Description du fonctionnement du splitter :

L'essence stabilisée issue de fond du stabilisateur **C-5** est envoyée comme charge au ballon du pré flash **V-19** sous contrôle du **FLC 54**, afin de mieux distribuer les chargements des plateaux. La pression dans le ballon est contrôlée par la vanne **PIC33**. La vapeur issue de ce ballon est introduite dans la colonne du splitter **C-6** au-dessus **29^{ème}** plateau, tandis que le liquide est envoyé au niveau **13^{ème}** plateau.

La colonne de splitter comprenant **36** plateaux réels permet l'obtention de trois coupes :

- Un produit de tête (naphta A).
- Une coupe latérale (naphta B).
- Un produit de fond (naphta C).

La condensation des vapeurs de tête est assurée par la batterie d'aérocondenseurs **EA-3** et le condenseur à eau **E-26 A/B**.

Le débit de liquide accumulé dans le ballon de tête **V-9** est contrôlé par la vanne **PRC22**, une partie de liquide est refoulé à la colonne comme reflux de tête sous contrôle du **FRC 56**, l'autre partie est soutirée comme naphta A.

Naphta B est soutirée du plateau **n°24** sous contrôle du **FRC 57**, cette coupe qui servira de charge pour le reforming catalytique (U100), est refroidie dans l'aéro-réfrigérant **EA-6** et dans le refroidisseur à eau le **E-17** avant d'être stockée.

Le rebouilleur du fond de colonne est assuré par les deux rebouilleurs **E-18 A** et le **E-18B**.

Le premier soutire la chaleur du résidu atmosphérique, tandis que le deuxième utilise l'échange avec le pompe-around supérieur de la colonne de distillation atmosphérique.

Le produit de fond du splitter (naphta C) est refroidi avant d'être stocké.

Il est à noter qu'actuellement la colonne splitter **10-C-6** ne fonctionne pas à pleine capacité due à l'engorgement causée par la charge maximale. Une quantité allant jusqu'à 20% en volume est by passée.

Naphta A est envoyé à la colonne d'isopentaniseur où l'iso pentane est récupéré en être à une pureté de 88% poids, il constitue une base pour le pool essence vue son indice d'octane élevé. Le fond de cette colonne est envoyé au pool naphta pétrochimique.

Les principaux produits de l'unité de distillation atmosphérique sont : Les GPL. L'iso pentane, l'essence légère (naphta A), la coupe intermédiaire (naphta B).L'essence lourde (naphta C), le kérosène, le gasoil léger, le gasoil lourd et le résidu (fuel oil BTS).

Les principales différences qui existent entre les deux unités sont :

- La section d'isopentanisation qui se trouve seulement au niveau de l'unité 10.
- La section de traitement des eaux acides de l'unité 10. [5]

III-4- Précurseur d'aromatique:

Définition :

On entend par précurseurs d'aromatiques tous composants ayant la possibilité de se convertir en aromatiques par des réactions chimiques. Les précurseurs d'aromatique consiste la coupe E.S (essence stabilisée) sont les suivants:

- Cyclohexane
- Méthyle- cyclopentane
- Benzène
- Naphtènes C8
- Aromatiques C8

Ces composants se trouvent dans le naphta B issue de l'unité «10» et qui suivra un chemin réactionnel dans l'unité «100», il s'agit d'un reforming catalytique à basse pression à vocation aromatique. [19]

IV- Procédé de la reformation catalytique.

IV- 1- Introduction :

Le développement de l'automobile et l'utilisation des moteurs à essence à taux de compression de plus en plus élevé ont entraîné une demande croissante en carburants à haut indice d'octane.

Les essences obtenues par simple distillation du brut dans l'intervalle de température fixé sont insuffisantes en quantité et en qualité. Diverses unités permettent de produire de l'essence à partir des coupes lourdes par craquage soit à partir des coupes légers par polymérisation ou alkylation. L'amélioration de la qualité de la coupe essence lourde ou de celle d'une essence provenant d'une unité est réalisée principalement par le reforming catalytique.

Le reforming catalytique était pratiqué dans deux types différents d'installation, selon sont utilisation en raffinage ou en pétrochimie par la suite, cette distinction liée à la sévérité des conditions opératoires estompée en raison, d'une part de l'accroissement des besoins en carburants de haute performances, plus rapide que celui en benzène, toluène ou xylènes pour la chimie, d'autre part de la recherche d'une indice d'octane élevé, c'est-à-dire d'une augmentation de la teneur en aromatiques des reformats. Cette tendance s'est trouvée renforcée dans un premier temps par les réglementations antipollution et l'élimination partielle du plomb des essences, ainsi que par les mesures d'économie d'énergie poussant à une meilleure valorisation des coupes pétrolières.

L'importance d'un tel procédé a poussé les investisseurs à ses améliorations. C'est à partir de **1936** lors de la 1^{ère} installation de ce procédé aux **USA** qu'**UOP** et **IFP** ont commencé la recherche dans ce domaine. [8]

L'évolution du procédé a été caractérisée par le deux **(02)** tendances suivantes :

- Amélioration des propriétés du catalyseur en passant du monométallique aux bimétallique et tri métallique.
- Amélioration des techniques de mise en œuvre qui ont conduit aux procédés à lits mobiles.

IV - Procédé de la reformation catalytique

IV- 2- unité d'affectation

IV- 2-1- Historique et évolution du reformage catalytique :

La demande accrue en carburants auto de haute performance et par conséquent à teneur en aromatiques élevée et à haut indice d'octane a fait que des reformeurs opérant à haute sévérité avec une plus grande stabilité ont vu le jour.

Pour cela. En **1930**, l'industrie aux Etats-Unis d'Amérique a mis au point une technique sous forme de procédé de reforming des essences moyennes et lourdes (Naphta) provenant de la distillation directe du pétrole brut, afin d'accroître leurs indices d'octane (**N.O**) dans ce domaine, la première unité de reformage catalytique a été construite en **1939** au Texas par la l'entreprise Kelloq selon le procédé d'hydroformage de la standard-huile développement à travers les années, il y a un développement du procédé des premiers temps jusqu'à la mise au point d'une catalyseur plus performant, cependant le plus grand pas dans ce domaine a été franchi en 1959 par l'entreprise « Chevron Oil » qui a publié les premiers résultats industriels obtenus avec un catalyseur bimétallique (**pt/rhénium**) qui présentait une stabilité et sélectivité meilleures à celles réalisées par un catalyseur mono métallique au platine seul utilisé auparavant dans le procédé, ces avantages ont permis de faire évoluer le procédé vers un fonctionnement à basse pression apportant ainsi une amélioration spectaculaire en rendements des essences et en production d'hydrogène. Tous ces progrès se traduisent par:

- Un meilleur rendement en essence de haute qualité;
- Une production d'hydrogène plus importante ;
- Une baisse de coûts de fonctionnement.

Ces facteurs conduisent à un bilan économique plus favorable dans l'exploitation du procédé. [8]

IV- 2-2- Description du reforming catalytique « magnaforming »

Le magnaforming installé à Skikda en septembre **1980** est un reforming catalytique de moyenne pression à vocation aromatique. Il est construits selon le procédé ENGELHARD/ARCO avec une capacité de traitement de **200 m³/h**.

Le magnaforming est un procédé qui fait partie de reformage catalytique, il se caractérise par la

modification de la structure moléculaire, ainsi que des caractéristiques physico-chimiques des essences (NAPHTA) issues de la première distillation du pétrole brut. C'est un procédé utilisant un catalyseur bimétallique(platine/Rhénium). [11]

IV- 2-2-1- L'objectif de l'unité:

Les Essences qui proviennent de la distillation primaire contiennent des éléments nocifs ou indésirables (soufre, azote, oxygène, etc...). De plus à cause de faible indice d'octane, elles ne peuvent pas servir pour les moteurs à combustion interne et surtout pas pour ceux qui travaillent dans des conditions encore plus sévères.

Le reformage est employé surtout pour obtenir du reformant à haut indice d'octane, mais étant donné que la raffinerie de Skikda est prévue pour la production des produits aromatiques, en plus de celle des carburants, les conditions fonctionnelles du reforming catalytique (magnaforming) sont telles pour améliorer au maximum la production des hydrocarbures aromatiques.

L'unité de magnaforming se compose de quatre sections à savoir :

- **Section hydrotraitement ;**
- **Section magnaforming ;**
- **Section fractionnement ;**
- **Section d'absorption.**

IV- 2-2-2-Section prétraitement :

Le but de la section d'hydrotraitement est de protéger le catalyseur de la section de reformage, c'est-à-dire d'éliminer les impuretés contenus dans la charge afin de prolonger la durée de vie de ce dernier d'une part et d'ajuster le point initial et le point final aux valeurs requises par le design de la charge d'une autre part.

Les impuretés représentent un poison temporaire ou permanent pour le catalyseur bimétallique de magnaforming sont :

Poison permanent : Les métaux lourds

Poison temporaire : Composées soufrés

Composés azotes

Eau / Oléfines

Cette section comporte essentiellement :

- Un réacteur mini d'un catalyseur de **NI/MO** (Nickel/ Molybdène) à base d'alumine.
- Un groupe d'échangeurs pour préchauffer la charge.
- Un four, échangeurs et réfrigérant pour l'effluent.
- Un séparateur gaz/liquide
- Une batterie de compresseurs d'appoint et recyclage du gaz riche en **H₂**.

Une installation de stripping de l'effluent liquide du réacteur.

La charge de la section est le NAPHTA B (caractérisé par un point initial(**PI**)**71°C** et un point final (**PF**) de **157°C**, de distillation(A.S.T.M)son débit est estimé à 200 m³/h se mélange avec H₂ de recyclage et préchauffé dans un train d'échangeurs puis réchauffé dans un four pour porter sa température à **360°C** à l'entrée d'un réacteur cylindrique garni par un catalyseur bimétallique (nickel/molybdène) qui opère a une pression de **30 bars**. Sous l'effet de ces conditions, les réactions de prétraitement se déroulent en transformation les poisons en produits non nocifs. [5.11]

Les différentes réactions sont :



Ce sont des réactions exothermiques favorisées par des hautes températures et des hautes pressions. Elle concernant les poisons temporaires avec une consommation d'hydrogène provenant de la section magnaforming, par appoint assuré par deux compresseurs volumétrique identiques d'une part, et d'autre part deux compresseurs de même type assurant le recyclage du gaz de la section (**G.R.P**) quant aux poisons permanents tels que l'arsenic, le plomb, le cuivre et le nickel, il sont éliminer par fixation sur le catalyseur lui-même.

L'effluent du réacteur après refroidissement dans le train de l'échangeur E1, E2 et E3, alimente le séparateur liquide gaz où le gaz de tête riche en H₂ (environ **90%**) sont recyclés alors que la

partie liquide alimente le stripper où on se débarrasse des produits légers en tête vers le réseau fuel gaz, et au fond on récupère le NAPHTA (B) traité qui alimentera la section magnaforming. [5], [11]

IV- 2-2-3- Section magnaforming :

L'unité magnaforming utilise un catalyseur **E.803** bimétallique (platine - rhénium) avec un support à base d'alumine à haute activité. Le but de cette section est la transformation de la Naphta traitée en reformat avec un rendement meilleur en aromatique caractérisé par un indice d'octane élevé.

L'indice d'octane recherche (R.O. N) est une propriété essentielle du carburant auto, elle caractérise l'aptitude du carburant à brûler correctement dans un moteur à allumage commandé. Cette section comprend.

- Quatre (04) réacteurs de formes sphériques garnis de catalyseur bimétallique (**Pt / Re**) :

R₂ = 9% pds du catalyseur, R₄= 38 %pds du catalyseur

R₃ = 13,14% pds du catalyseur, R₅ = 38 - 39% pds du catalyseur

- Quatre (04) fours intercalés par les réacteurs, cette disposition est imposée par

L'endothermique des réactions chimiques.

[F4 = 2.8kcal/h], [F5 = 14 kcal/h], [F6 = 57.6 kcal/h], [F7 = 162 kcal/h]

- Préchauffeurs de charge combinés.
- Des refroidisseurs de l'effluent des réactions. ;
- Préchauffeurs de gaz de recyclage second stade de réaction.
- Un turbo compresseur centrifuges de recyclage deux étages de gaz riche en H₂(**GRM**).

Le **GRM** refoulé à partir de l'étage II du compresseur de recyclage (**TK₃**) avant de passer dans deux échangeurs de préchauffage (**1:11 A/B**) pour alimenter la section réactionnelle, en contre-courant avec l'effluent sortant du dernier réacteur (**R₅**).

Le mélange passe dans le premier réacteur où la température chute rapidement et se stabilise lorsque l'équilibre déshydrogénation des naphènes est atteint.

Après avoir été réchauffé dans un four, l'influent passe dans le deuxième réacteur où se

déroulent les réactions de déshydrogénation des naphthènes cyclopentaniques dont la vitesse est moins important mais dont l'endothermicité est comparable à celle de la déshydrogénation du cyclohexane. La chute de la température plus faible que celle de premier réacteur se situe, généralement **20** et **30 ° C**.

Un autre four (**F5**) permet de remonter la température avant l'entrée dans le dernier réacteur, deshydrocyclisation en craquage se compensent, généralement, on n'observe que de faibles variation de température.

Les quatre réacteurs (**R₂, R₃, R₄, R₅**) intercalés par quatre fours (**F4, F5, F6, F7**) pour compenser l'endothermicité des réactions et garantir la température de service du procédé. Dans ces (**04**) réacteurs la transformation du naphta en reformât a lieu, suite aux réactions chimique selon les conditions opératoires requises et en présence d'un catalyseur.

Le gaz refoulé à partir de l'étage I du compresseur est préchauffé dans les (**02**) échangeurs **E10 A/B** et introduit à la sortie du deuxième réacteur, il représente la plus grande partie de la quantité d'H₂ nécessaire à la section catalytique.

L'effluent du dernier réacteur après avoir été refroidir par la charge alimente le ballon séparateur **V-5**, la phase liquide alimentera la section fractionnement et la phase gazeuse riche en H₂ est envoyée vers le turbocompresseur **TK₃** pour le recyclage.

IV- 2-2-4- Section Fractionnement :

Elle est composée de :

- Une stabilisatrice **C-4**.
- Trois colonnes de distillations munies de quatre ballons de reflux de deux fours purs **C-5** et **C-6** et un rebouilleur pour le **C-7**.
- Une série d'échangeur pour le refroidissement des produits.

La phase liquide récupérée du fond de séparateur **V-5** alimente la stabilisatrice **C-4**, ou les léger sont récupérés en tête. Ces derniers passent aux ballons de reflux **V-6**.

La phase gazeuse est envoyée vers réseau fuel gaz et la phase liquide alimente le splitter **GPL/C-5** (colonne **C-7**) dans ce dernier on récupère en tête le **GPL** qui sera envoyé vers gas plant et au fond on récupère les pentanes vers stockage.

En fond de la stabilisation on obtient l'essence réformée qui alimente par la suite le splitter du reformât, ce dernier est obtenu en tête pour qu'il soit traité à l'unité 200.

Le fond contenant le réformât lourd alimente le splitter de toluène (colonne **C-6**) qu'on récupère en tête en destination du pool des essences.

En fond de **C-6** on récupère un mélange des xylènes et des aromatiques lourds qui servira comme charge à l'unité 400 (cristallisation du P. Xylène).

IV- 2-2-5- Section D'Absorption :

Elle a pour but de récupérer les hydrocarbures (**C₅+)** entraînés par le gaz des séparateurs **V-5** afin de les envoyer par la suite vers la colonne de stabilisation **C-4**.

La récupération est réalisée par une absorption en contre-courant du gaz par une huile lourde (Lean oil) dans l'absorbeur **C-2**.

L'huile riche en hydrocarbures **C₅⁺** est strippée dans la colonne **C-3** pour récupérer les hydrocarbures en tête et l'huile pauvre en fond et qui sera recyclée avec l'appoint d'huile.

Actuellement cette section est en arrêt à cause de l'entraînement du liquide du ballon **V-3** à l'aspiration du compresseur d'appoint **K1 A/B** d'une part et d'autre. [5], [11]

V- 1- Principales réactions chimiques du magnaforming pour l'obtention des aromatiques :

Les plus importantes réactions chimiques sont :

- La déshydrogénation des naphthènes en aromatiques.
- L'isomérisation, la cyclisation, hydrocraquage des paraffines, et formation de coke. [12]

V- 1-1 Le déshydrogénation de naphthènes en aromatiques :

C'est la formation d'aromatiques à partir des naphthènes. C'est la réaction la plus importante du point de vue de rendement (90-95%) avec une aromatisation importante (NO élevé) en plus d'une production d'hydrogène élevée. C'est une réaction extrêmement rapide et très endothermique ($\Delta H = +50$ Kcal/mole) et ex entropique.

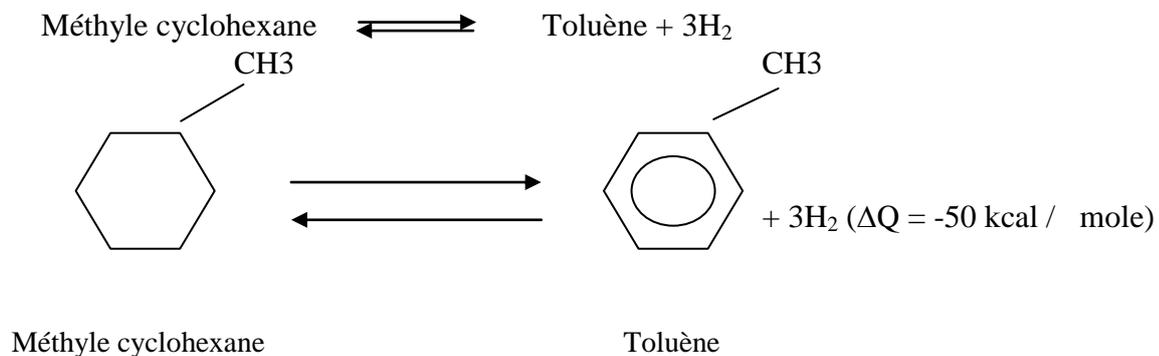
Thermodynamiquement : Elle est favorisée par la haute température et l'augmentation du nombre de carbone pression et une diminution du rapport H_2/HC .

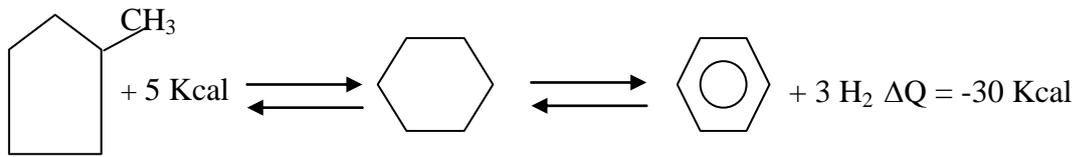
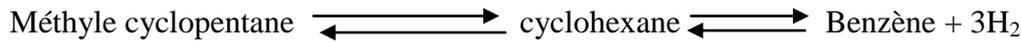
Cinétiquement : C'est une réaction très rapide ($E = +20$ Kcal /mole). Sur le plan procédé, c'est une réaction très importante par :

- La valeur absolue élevée des NO obtenus ;
- La production de H_2 ;
- Sa très grande vitesse.

Seule l'endothermicité qui provoque des chutes importantes des températures qui mène à opérer avec plusieurs réacteurs. [14]

Exemple :





V- 1-2. Déshydrocyclisation des Paraffines :

C'est la formation d'aromatiques à partir des paraffines. C'est une réaction qui présente une très grande importance comme la déshydrogénation.

Thermodynamiquement : elle est favorisée par des hautes températures ($\Delta H = 60$ Kcal/mole) et basses pressions, cependant la transformation est défavorisée à hautes pressions et basses températures pour le C_6 , ce qui est gênant en raison de la formation d'aromatiques par déshydrogénation.

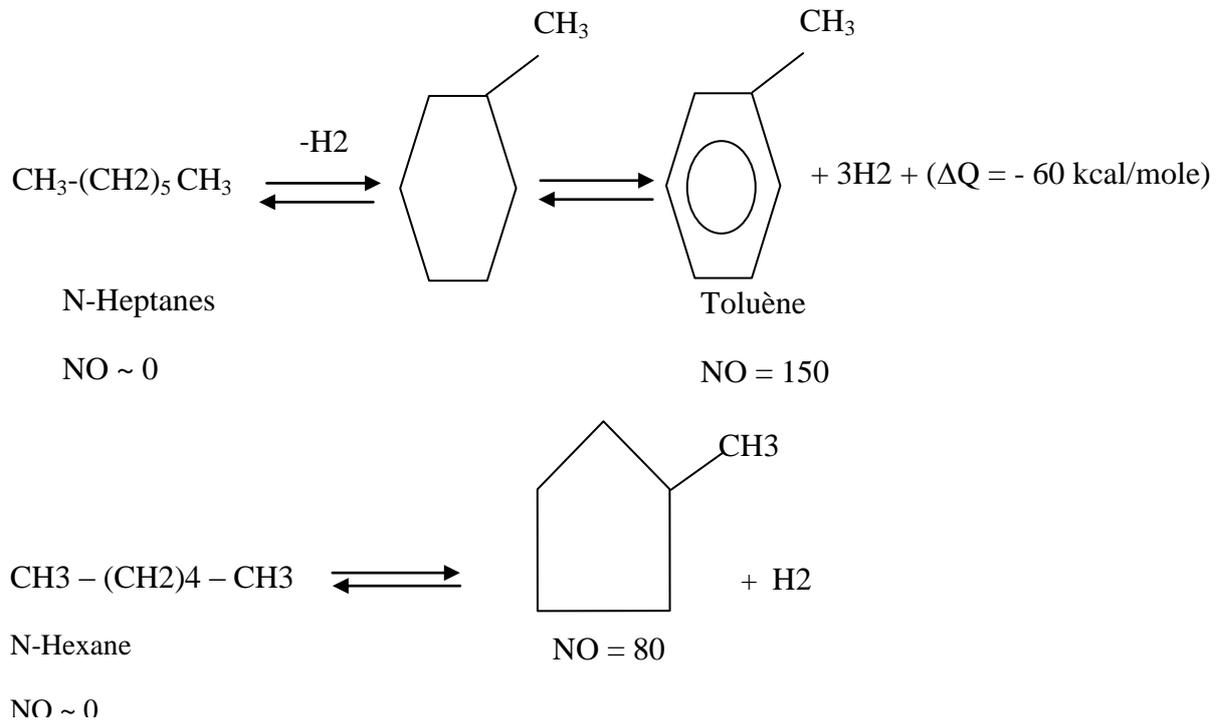
Cinétiquement : elle présente des caractères voisins que ceux de déshydrogénation mais elle est beaucoup plus lente.

La vitesse est peu sensible à la pression et en rapport H_2/HC et elle augmente sensiblement avec le nombre de Carbone ($E = 20-40$ Kcal/mole).

Sur le plan procédé, elle est potentiellement très intéressante par :

- L'augmentation considérable du NO ;
- La production de H_2 .

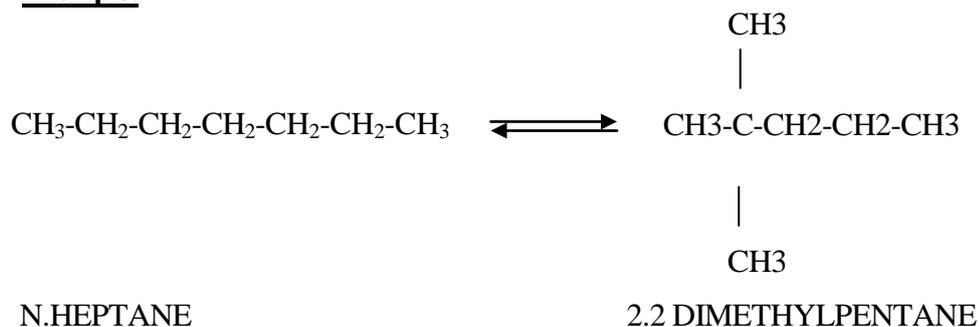
Seule l'endothémicité et la faible vitesse qui peuvent constituer une servitude, mais plus ou moins pour l'endothémicité car celle-ci est compensée par l'exothémicité du craquage qui a lieu dans le même réacteur par contre la faible vitesse reste un handicap lourd qui oblige à travailler à des conditions plus sévères ce qui exalte les réactions parasites de cokage. [9]

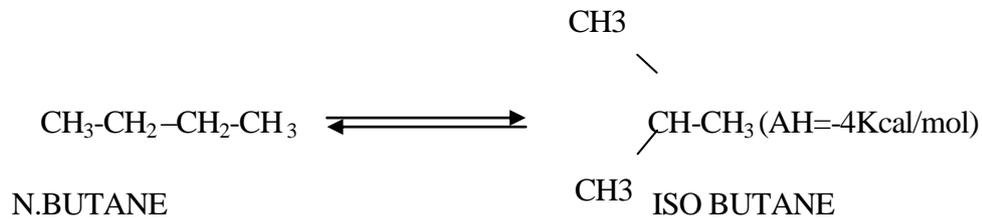
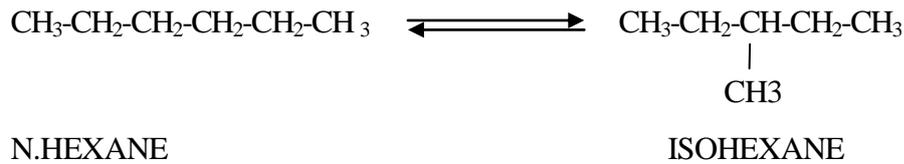
Exemple:**V- 1-3-Réaction D'isomérisation:**

V- 1-3-a- Isomérisation des paraffines: Du point de vue thermodynamique, cette réaction est pratiquement thermo neutre ($\Delta H = -2 \text{ Kcal/mole}$).

Du point de vue cinétique, elle est très rapide et sa vitesse augmente avec le nombre de carbone et de la structure iso ($E = 20 \text{ Kcal/mole}$).

Sur le plan procédé, cette réaction contribue pour une part faible à l'augmentation du NO, cependant le NO décroît très rapidement avec le poids moléculaire (chaîne supérieure à 5 carbones), 60 pour C_7 et 40 pour C_8 .

Exemple:

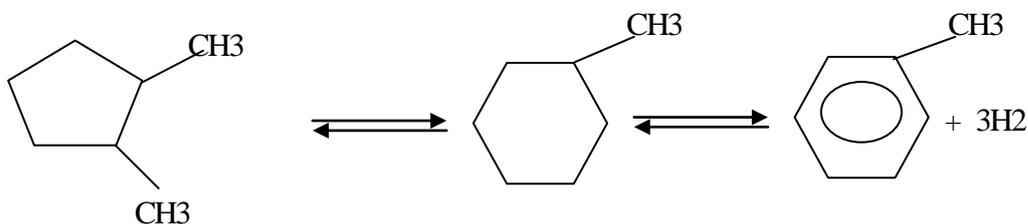
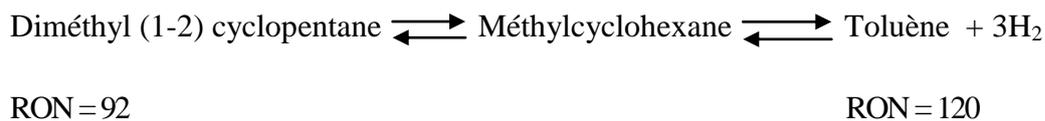


V- 1-3-b- Déshydroisomérisation des alkyl cyclopentane :

C'est une réaction qui a une tendance de déplacer le système vers les aromatiques sur le plan du procédé, elle représente une vitesse assez élevée, et elle est favorisée par :

- Une augmentation de température
- La pression n'apas d'influence dans la première phase (isomérisation du diméthyl 1.2 cyclopentane).
- Sa tendance à améliorer le NO en produisant plus d'aromatiques.

Exemple :



V- 1-4- Hydrocraquage des paraffines et des naphthènes :

Du point de vue thermodynamique la réaction est pratiquement complète dans la zone de travail, elle est exothermique ($\Delta H = 10$ Kcal/mole).

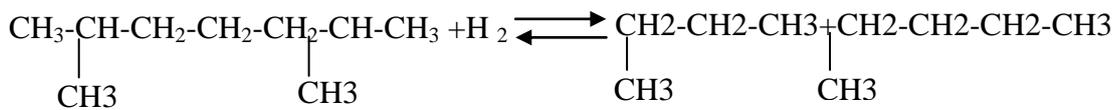
Du point de vue cinétique, elle possède une très forte énergie d'activation, sa vitesse augmente

avec le nombre de carbone et de la structure iso.

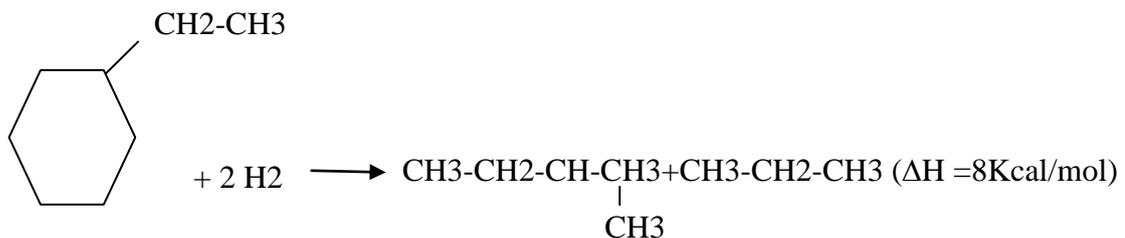
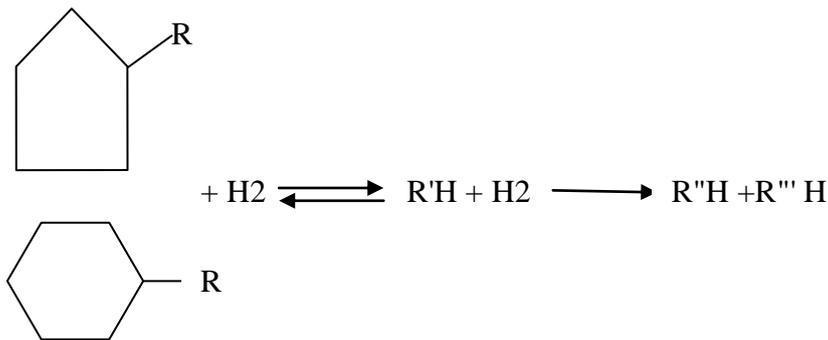
Sur le plan de procédé, si la réaction contribue à l'augmentation du NO qui provient de l'obtention des iso paraffines cependant cette augmentation est au détriment du rendement en volume du liquide qui diminue à cause de la formation de gaz en C₁, C₂ et C₃ qui provoque une dilution de l'H₂ de recyclage.

Exemple :

Hydrocraquage des paraffines:



Hydrocraquage des naphènes :



Ethylcyclohexane

2 méthyl butane

propane

RON = 46.5

RON = 92.3

Gaz

En générale ce sont des réactions caractérisées par :

- Faible vitesse ;
- Une haute température ;

- Une basse pression ;
- Forte consommation en hydrogène ;

V- 1-5- Formation de coke :

C'est une réaction irréversible et complète sous forme de polymérisation des aromatiques lourds présents dans la charge ainsi que les oléfines. Elle est caractérisée par :

- Une vitesse très lente ;
- Une haute température ;
- Une faible pression.
- Un rapport H_2/HC faible. [9]

V- 2- Mécanisme des réactions élémentaires :

Dans le catalyseur de réformation, on a volontairement associé une fonction hydrogénante déshydrogénante, apportée par le platine déposé, à une fonction acide apportée par le support le mécanisme d'action de ce catalyseur bi fonctionnel est aujourd'hui relativement bien connue.

V- 2-1-Déshydrogénation des naphènes en C5 :

Cette déshydrogénation s'effectue sur le seul platine et procédé par un mécanisme qui fonctionne selon les étapes suivantes :

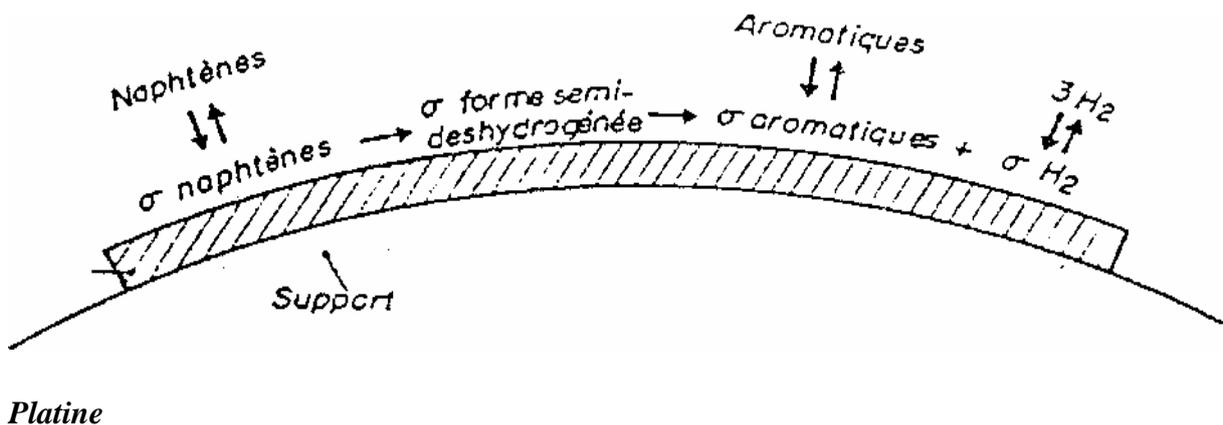


Figure V.1 : Schéma réactionnel de la déshydrogénation des naphènes. [9]

La filiation σ naphènes \rightarrow σ formes semi déshydrogénées \rightarrow σ aromatiques ne représente pas une migration dans l'espace, des espaces adsorbés mais une transformation sur le site déshydrogénante, qui donne ici l'aromatique, puisque les conditions sont thermodynamiquement favorables.

V- 2-2- Hydroisomerisation, Hydrocraquage, Déshydrocyclisation et Formation du coke :

Ces réactions font intervenir les deux types de fonction catalytique selon le schéma globale :

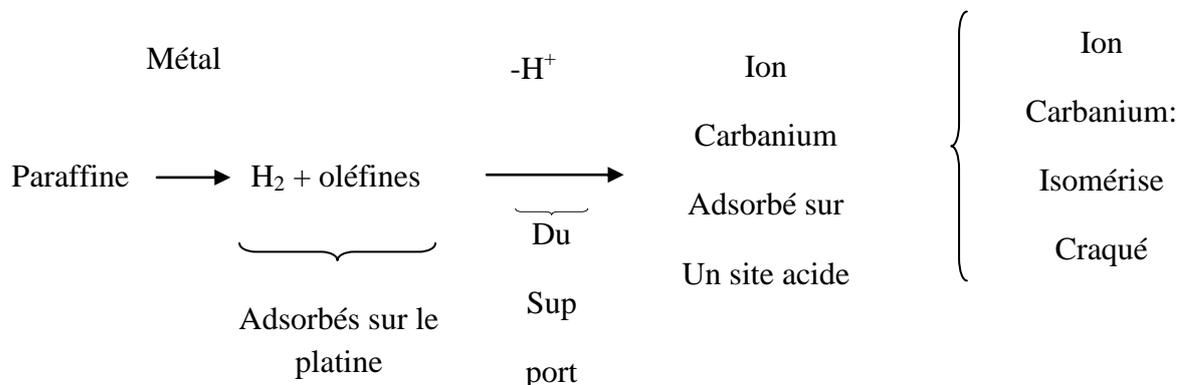
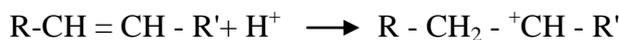


Figure V.2 : Réaction impliquant la bi fonctionnalité

Le pivot de cette transformation est donc l'ion Carbanium, ou carbonatation, qui peut subir les mêmes transformations est primaires qu'en craquage catalytique.

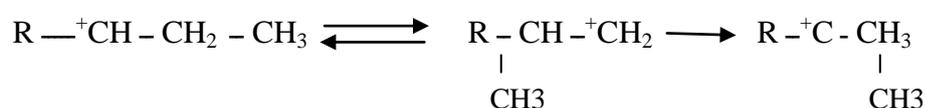
Le carbocation est formé par addition facile d'un proton du support acide sur une oléfine.

Selon les réactions élémentaires :



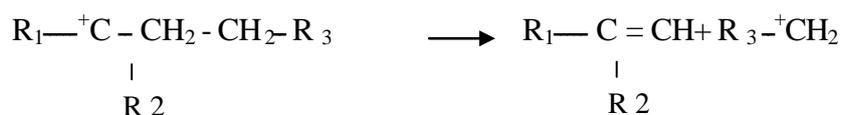
L'oléfine est formée en phase adsorbée grâce aux fonctions des hydro gênantes du platine, le carbocation formé avec H^+ , en phase adsorbée, est susceptible de subir les transformations suivantes :

A- Isomérisation:



Parallèlement à l'isomérisation du squelette, la charge du carbocation se déplace dans le sens d'augmentation de stabilité du carbocation, qui est le suivant :



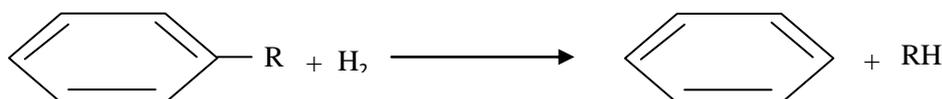
B- Craquage:

On obtient une iso oléfine légère et un carbocation plus léger, le craquage intervient sur la liaison située en p du carbone chargé, la coupure est hétéro-lytique, ce qui signifie qu'elle laisse sur un seul des fragments, les deux électrons de liaison entre deux carbones. L'oléfine apparaît sur le fragment qui portait la charge, on conçoit de ce fait la possibilité d'obtenir préférentiellement une iso oléfine.

En effet l'isomérisation de squelette du carbocation est en général plus rapide du sous craquage en P, ceci favorise donc la formation du carbocation tertiaire qui par craquage donne forcément une iso oléfine.

Cette iso oléfine est très rapidement hydrogénée en iso paraffine par une nouvelle intervention des fonctions hydrogénantes du platine et parce que les conditions thermodynamique iso = n par contact avec le catalyseur situé en aval du point de sa formation, par ailleurs, le craquage n'est favorisé que si les deux fragments sont aux moins en C₁ ce qui explique la faible quantité de gaz C₁ et C₂ formés.

Le nouveau carbocation peut subir les mêmes évolutions que le carbocation initial, entre l'isomérisation, le craquage (et la cyclisation vue ici dessous), tous carbocation peut donner une oléfine. Le proton est restitué ou support acide et oléfine s¹ hydrogène immédiatement sur la platine. Dans l'isomérisation et le craquage, il y a donc bien intervention des deux types des fonctions catalytiques notions que la réaction d'hydrodésalkylation d'un aromatique dont l'équation global s'écrit : [9]



Est un cas particulier de l'hydrocraquage et qu'elle est d'autant plus facile que R est long et ramifié

C- Cyclisation suivie de déshydrogénation ou déshydrocyclisation :

La cyclisation d'une paraffine donne un aromatique selon un mécanisme dans lequel on peut tenter de faire intervenir la bifonctionnalité selon le schéma ci-dessous

-H du support

+H⁺ qui donné au

Support

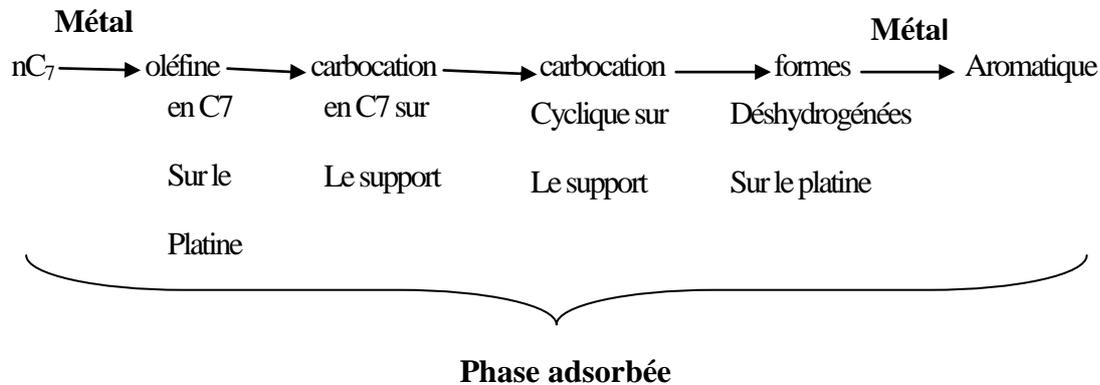
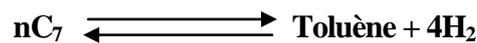


Figure V.3 : Mécanisme de la cyclisation d'une paraffine.

Qui s'écrit globalement



D'où le nom de déshydrocyclisation donné a cette réaction, il est possible que la cyclisation se fasse par l'intermédiaire de cycles en C₅. [9]

D- formation de Coke :

Le coke se forme par une suite de déshydro-cyclisation donnant des poly-aromatiques condensés très lourd, de structure graphique ; les polycyclisations peuvent se produire à partir d'alkyls aromatiques ou des molécules très insaturés telle que les dioléfines qui pourraient se former sur le catalyseur, c'est pour éviter ou réduire la formation de coke que l'on doit opérer sous pression d'hydrogène assez élevée. Les structures très insaturées, qui sont des précurseurs de coke, sont sélectivement hydrogénées sur le platine.

En fait, le mécanisme cyclique et de formation de coke sont encore sujets à controverse, mais en doit bien semble-t-il le faire entrer dans le cadre de l'intervention de la bifonctionnalité, du moins dans les conditions opératoires de la réformation. [9]

V -3- Les variables opératoires :**V -3-1-Température : (482 - 545 ° C) :**

La température est la seule variable opératoire avec laquelle peut-on jouer pour s'adopter aux changements de qualité des charges ou pour produire des reformats de qualité légèrement modifiée (quelque point d'octane).

L'augmentation de la sévérité due à la température a pour effet : l'obtention d'un indice d'octane très élevée et de favoriser la réaction d'hydrocraquage et du cokage, d'augmenter la vitesse de chaque réaction, mais les énergies d'activation sont très variables ainsi que schématise la figure III.1. Ceci va provoquer d'une part une diminution :

- De l'activité de catalyseur par suite de la formation du coke ;
- Du rendement du liquide ;
- De la pureté de l'H₂, donc du rapport H₂/HC.

Et d'autre part une augmentation de la production d'aromatique et de gaz (C₁-C₄).

V -3-2- Pression :

L'augmentation de sévérité par diminution de pression provoque :

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

Par contre, l'augmentation de la pression favorise le craquage.

V -3-3- Vitesse Spatiale :

L'augmentation de la sévérité due à l'accroissement du temps de contact a pour effet d'améliorer NO, de diminuer le rendement d'augmenter la production de légers et de cokage. Elle est définie comme étant le rapport entre le débit horaire de la charge (T/h) sur la masse total du catalyseur (T), c'est une caractéristique cinétique qui correspond au temps de séjour de la charge sur le catalyseur.

Une augmentation de la VVH provoque une diminution du temps de contact entre la charge et le catalyseur. [9]

$$VVH = \frac{\text{Débit volumique de charge}}{\text{Volume catalyseur}} \dots\dots\dots (V.1)$$

Où bien :

$$PPH = \frac{\text{Charge massique}}{\text{Masse du catalyseur}} \dots\dots\dots (V.2)$$

V -4- Le rapport H₂/ HC (9 : 11.7) :

Ce rapport (molaire) est exprimé par la quantité d'hydrogène contenue dans les gaz recyclés sur la quantité de charge introduite.

Nous avons vu qu'une pression partielle d'hydrogène importante est nécessaire et très efficace pour éviter la formation du coke.

Ce qu'est assuré par recyclage d'une partie de l'H₂ produit par la formation d'aromatiques.

Au démarrage l'H₂ est à son maximum de pureté avec un catalyseur frais mais cette pureté diminue au cours du cycle, cette diminution est due à l'augmentation de la sévérité demandée par suite du vieillissement et la désactivation du catalyseur. L'accroissement de ce rapport est favorisé par :

- L'augmentation du débit du compresseur de recyclage ;
- La diminution du débit de la charge ;
- L'augmentation de pression du séparateur V₅.

Les avantages de ce paramètre se la suivante :

- La diminution de la pureté de FH₂ dans le gaz de recyclage ;
- L'accroissement de la perte dans la section réactionnelle;

- Du mauvais fonctionnement de compresseur de recyclage. [9]

V -5- Equilibre 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).

a)-L'eau :

Le catalyseur du reforming nécessite une faible quantité d'eau (de l'ordre de quelque ppm) pour assurer une bonne dispersion du chlore et un bon état d'hydrations de l'alumine.

Pratiquement, une pression partielle d'eau de 0.3 à 0.6 mmHg doit être maintenue dans le système des réacteurs, ceci correspond à une teneur de 35 ppm d'eau dans le gaz de recyclage.

L'eau lave l'acidité du catalyseur, ce qui diminue la cyclisation des paraffines (réaction clef pour la production des aromatiques).

Un déficit d'eau cause un craquage excessif catalysé par la fonction métal au bien de l'acide, ce qui se manifeste par une surproduction de C_1 . C_2 ce qui diminue la pureté d' H_2 dans le gaz de recyclage, la production des GPL diminue mais le rendement en liquide est faiblement affecté. Dans le cas entraîne (eau en excès), elle en lève le chlore du catalyseur ce qui diminue la performance du catalyseur qu'on va voir dans la partie a bas niveau de chlore.

b)-Le chlore :

Une teneur de 1% pds de chlore sur le catalyseur lui assure une acidité optimale généralement, 1 à 3 ppm de chlore sont requises dans la charge pour maintenir ce niveau le chlore catalyse l'isomérisation des naphène C_5 en naphène C_6 et les normales en iso paraffines. Donc l'injection d'une quantité correcte de chlore est essentielle pour maintenir une acidité optimale du catalyseur.

b)-1- Bas niveau du chlore :

Un déficit en chlore causera une baisse d'activité du catalyseur qui se manifeste par un faible indice d'octane du reformat, cette basse peut être compenser par une augmentation de température de service au niveau des réacteurs 03 pour chaque 0.1%pds de déficit, mais le rendement en liquide diminue par rapport à un chlore optimal, la composition du bas niveau du chlore par augmentation de

température provoqué une détérioration rapide des performances du catalyseur et un raccourcissement du cycle opératoire.

b)-2- Haut niveau du chlore :

Un catalyseur sur chlore augmente l'isomérisation et le craquage par conséquence le NO du reformat augmente pour une température donnée mais les rendements en reformats en H₂ diminuent et le rendement en gaz augmente.

- Injection de CCL₄ en cas de déficit pour réitérer le chlore au support afin de maintenir une teneur de 1 % en poids.
- Injection d'eau en excès de chlore.[13]

V -6-Catalyseur :

V -6-1- Définition :

Le catalyseur est une substance solide qui permet d'augmenter la vitesse d'une transformation chimique et de l'accélérer en un milieu hétérogène. [15]

V -6-2- Type de catalyseur : Il y a deux types :

- Type catalyseur hétérogène : le catalyseur et réactifs sont en phases différents.

Ex : catalyseur solide et les réactifs liquides ou gazeux.

Actuellement dans l'industrie pétroliers «pétrochimie et raffinage » généralement les procédés sont catalytique hétérogène.

- Type catalyseur homogène : le catalyseur et les réactifs sont même phase **Ex :** catalyseur liquide et réactifs liquides. [2]

V -6-3- Fonctionnement du catalyseur :

Le catalyseur du magnaforming et bi fonctionnel à deux mécanismes de base se sont les suivants :

- Une déshydrogénation réalisée par la fonction métal «platine+ Rhénium » qui intervient aussi dans les réactions d'aromatization ainsi dans la modification de la structure des molécules « liaison carbone-carbone ».

- Les modifications de la structure des molécules qui interviennent dans les réactions de cyclisation des paraffines, d'isomérisation et de l'hydrocraquage d'où elles sont réalisées par la fonction acide due au support AL_2O_3 .

V -6-3-a- Fonction hydrogénant- déshydrogénant « fonction métal » :

Cette fonction est assurée par le métal « platine – rhénium », la platine est dispersé sur le support acide et occupe environ (0.22-0.35%) de la surface.

L'introduction de rhénium à permet d'obtenir une plus grande stabilité des performances dans le temps, lie à une apparente tolérance vis à vis des dépôt de coke; il s'ensuit une amélioration globale des rendement en essences et d'hydrogène, étant donné la possibilité soit de réaliser des durées de cycles plus longues, soit d'opérer dans des conditions plus sévères (pression plus basse, masse d'hydrogène plus faible, température plus élevée), qui favorisent les réactions de deshydrocyclisation et limite l'hydrocraquage .

Le rôle de ces additifs, qui peuvent intervenir en association bi ou multimétalliques «rhénium, iridium, argent, or, germanium, etc..... Ils permettraient d'exalter entre autres choses, les propriétés du platine en le maintenant dans un état convenable de dispersion et démoduler le caractère acide de support, ils s'opposeraient au frittage de cristallises des métaux par la formation d'alliage ou de « clusters » (amas polymétalliques)

V -6-3-b-La Fonction acide :

Elle est assurée par le support d'alumine (AL_2O_3) dont le degré d'acidité doit être contrôlable de part sa fabrication l'alumine ne présente aucun caractère acide, elle est constituée en effet d'alumine de formule chimique $AL_2O_3 \cdot nH_2O$ dont la surface active laisse apparaître des groupements(-OH) qui donnent sa réactivité à l'alumine, et en particulier lui permet de fixer du chlore sur la surface, d'où le chlore remplace les groupes(-OH) est confère à l'alumine l'acidité nécessaire que l'on puisse ajuster. En faisant varier la concentration du chlore fixe cette opération se réalise par le contrôle d'injection du chlore et d'eau avec la charge tout en tenant compte du rapport $(H_2O)/(HCL)$ selon l'analyse du gaz du recyclage, la concentration du chlore se situe normalement entre (0.8-1.8) de la masse du catalyseur.

V -6-4- La composition du catalyseur : se répartie comme suit :

a)-Platine: cet élément assure les fonctions hydrogénant et déshydrogénant sa proportion est établie de telle sorte à favoriser sa fonction principale et de minimiser les réactions parasites de

dimithanisation.

b)-Rhénium : il assure en plus des fonctions hydrogénant et déshydrogénations une grande stabilité du catalyseur en lui conférant une plus grande résistance aux dépôts progressifs du coke. Ceci contribue à l'augmentation de la durée de sa vie.

c)- Le support acide : C'est une alumine de type gamma avec une surface spécifique de $200\text{m}^2/\text{g}$ et une teneur en chlore de là 2% en poids.

Pour maintenir une acidité optimale du catalyseur un composé à base de chlore (CCl_4) est injecté durant le cycle en amant des réacteurs afin de compenser la perte en charge. L'excès du chlore est corrigé par l'injection de l'eau en formant le groupe (OH).[18]

V-6-5- Propriétés du catalyseur :

V-6-5-a- Propriétés catalytiques : [9]

- **Activité** : Elle mesure l'aptitude du catalyseur à favoriser la vitesse d'une réaction donnée. L'activité exprime donc le rendement global en produits obtenus ; elle est donnée par l'expression suivante

$$A = G/g \cdot \tau \quad (\text{h}^{-1}) \quad \dots\dots\dots (\text{V. 3})$$

A : Activité

G : Quantité de matière première (kg/h, g/s, m^3/h)

τ : Temps de la réaction (h, jours . . .)

Plus le catalyseur est actif, minimale est sa quantité nécessaire pour transformer une unité de matière (1kg, m) pendant une unité de temps (1h).

- **Sélectivité** : Elle caractérise l'aptitude du catalyseur à favoriser les réactions chimiques intéressantes par rapport a l'ensemble des réactions chimiques du système qui conduisent aux produits recherches ainsi ; elle est liée à la nature chimique des sites actifs

- **Stabilité** : Elle caractérise l'aptitude du catalyseur pour résister à températures élevées (stabilité thermique) ainsi pour les différent agents chimiques susceptibles de se trouver en contact(stabilité chimique).

La stabilité d'un catalyseur est liée à l'état des fonctions acides et métalliques, cet état doit être maintenu le plus longtemps possible.

La fonction acides peut être modulée par l'adjonction soit d'oxydes métalliques qui peuvent la neutraliser partiellement, soit par l'injection de chlore au cours du procédé qui permet de l'augmenter.

Une bonne stabilité caractérise le fait que le catalyseur n'évolue que très lentement au cours du temps dans les conditions de mise en œuvre et la régénération.

- **Durée de vie :** C'est le temps pendant lequel l'activité du catalyseur ne change pas (5 ans).

V -6-5- b- Propriété physico-chimique :

Le catalyse hétérogène étant un phénomène de surface, il faut que pour une masse d'agent catalytique donné la surface active disponible soit la plus grande possible, de plus il est nécessaire que cette surface active soit accessible grâce à une répartition poreuse optimale afin de faciliter l'accès des réactifs et le départ des produits.

- **Surface spécifique :**

Elle s'exprime en m^2/g et représente la surface offerte aux réactifs par gramme de catalyseur.

- **Porosité :**

Les surfaces spécifiques élevées ne peuvent être obtenues que grâce à une très grande porosité des grains caractérisée par le volume poreux exprimé en cm^3/g , il importe également que la porosité soit répartie judicieusement de telle sorte que la surface du catalyseur soit effectivement accessible aux réactifs

- **Etat de dispersion de sites actifs :**

Il est lié à la nature chimique du catalyseur et sa préparation, d'où la mesure de la surface du platine déposé sur 1g de catalyseur par adsorption sélective d'hydrogène. Ainsi la surface obtenue est représentative de la dispersion du platine sur le support, donc de la densité des sites actifs et pour suite de l'activité.

V-6-6- Performances du catalyseur :

De bonnes performances expliquent que les deux fonctions soient simultanément accessibles aux réactifs adsorbés à la surface, pour la fonction hydro-déshydrogénant. Cela signifie que : le métal doit rester dispersé, il faut éviter les conditions pouvant provoquer le frittage du catalyseur d'autre part il est nécessaire que :

- Le métal doit rester accessible : limitation de coke.
- Le métal doit rester actif: limitation des poisons inhibiteurs des la fonction métallique.

Pour la fonction acide celle-ci exige que le taux de chlore soit maintenu avec le contrôle du rapport $[H_3O]/[HCL]$. La présence d'eau et d'HCL dans le gaz de recyclage chlore est un équilibre permanent pour le catalyseur en opération comme en cours de la régénération. [9]

V -6-7- Le Catalyseur E.803 :

Le catalyseur E.803 a été installé à l'unité depuis Mai 1991 dans le but de remédier aux contraintes rencontrées lors de l'exploitation avec le catalyseur E.601 et d'opérer à un taux de marche à 100%.

Le catalyseur renferme les mêmes métaux précieux (Pt et Re) que l'ancien catalyseur mais en % en poids différent (**Pt = 0.22 %**, **Re = 0.42%**) cette différence a été mise en évidence pour diminuer la production d'hydrogène afin d'atteindre un rapport $H_2/HC = 9$.

La vie garantie n'a pas été atteinte que durant les premiers cycles du catalyseur neuf avec un taux de marche limité à 80% en réalisant un rapport $H_2 /HC = 10,7$ avec une pureté d'hydrogène égale à 75,5% molaire, qui reste une valeur inférieure à celle du design (75.4% à 83.4%).

Les modifications prévues ont été exécutées par étape depuis 1992 jusqu'à Janvier 1996, cependant les essais qui devaient avoir lieu après la réalisation de ces modifications afin de tester la performance de l'unité en pleine charge ont été reportées à cause des contraintes survenues sur certains équipements principaux tels que la turbine du compresseur les aéro-réfrigérants et les condenseurs (fuyard). Le test à maximum possible en pleine charge à 90% a été réalisé en janvier 1999 après l'exécution des travaux sur les équipements signalés auparavant.

Le test a donné les résultats suivants :

$$NO = 97,6$$

$$H_2/HC = 9$$

$$\text{Pureté } H_2 = 72 \% \text{ mole}$$

$$\Delta T (R_2) = -48 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T (R_3) = -36 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Ces résultats font ressortir les remarques suivantes :

- 1)- Le rapport molaire H_2/HC a été atteint mais l'indice d'octane reste légèrement inférieur à la valeur du design (99).
- 2)- La pureté d'hydrogène reste inférieure à la valeur de la fin de cycle du catalyseur (75% mole) d'où elle représente un point négatif influent sur les conditions opératoires d'exploitation se représente directement sur la vie du catalyseur.
- 3)- L'autre point noté c'est les différences des températures des deux premiers réacteurs qui restent faibles par rapport aux valeurs du design (-64 et -45) étant donné que les réactions des déshydrogénations sont très rapides et endothermiques se traduisent par les ΔT négatives importantes. Pendant le test ces réactions ne sont pas réalisées totalement dans le premier réacteur, mais une partie de ces dernières a été terminée dans les autres réacteurs ou déterminent des réactions d'aromatisations, c'est le même constat qui a été relevé au premier test du catalyseur neuf à un taux de fonctionnement de 80%. [5]

VI-1- introduction

La colonne de splitter C-6 sert à fractionner l'essence stabilisée issue de la distillation atmosphérique (topping10) du pétrole brut en trois coupes, utilisées comme charges ou bases pour la production des essences.

- La coupe naphta A, alimentant le déisopentaniseur.
- La coupe naphta B, alimentant le reforming catalytique (magnaforming) destiné à la production des aromatiques.
- La coupe naphta C, alimentant le pool des naphthas pétrochimiques.

Cette colonne subit plusieurs modifications depuis l'installation, afin de pallier aux problèmes rencontrés, surtout en matière de qualité de naphthas produits.

Une étude de l'unité 10(1^{er} distillation atmosphérique) a été faite dans le but de :

- Adapter la colonne de splitter10-C-6 à la marche du Topping au 100% de sa capacité.
- Améliorer la séparation des naphthas.
- Améliorer la charge du reforming catalytique (magnaforming) qui est le naphta B.

Les principales modifications apportées sont les suivantes :

1- Installation de ballon de flashes **V-19** pour mieux distribuer les chargements des plateaux et améliorer la séparation entre les coupes A et B.

2- Installation d'une section de pompe-aroundau-dessus du plateau de soutirage de naphta B dans le but de diminuer les chargements des plateaux dans la section haute de splitter.

3- Substitution des plateaux de la colonne pour les adapter aux nouvelles modifications (plateaux de soutirage et plateaux d'alimentation).

4- Installation d'un nouveau rebouilleur **E-18 B** pour augmenter le taux de rebouillage. Et par conséquent augmenter le taux de reflux pour améliorer la séparation.

5- Installation de nouvelles pompes de reflux **P-29 A/B** et récupérer les pompes **P-5A/B** pour le reflux intermédiaire. Or l'installation de la qualité du brut (variation de la densité) alimentant la raffinerie influence considérablement les performances de splitter. [5]

Des études récentes ont été sollicitées par la raffinerie pour y remédier aux dysfonctionnements du splitter. Ces derniers proposent la substitution des plateaux de la

section haute du splitter par des garnissage structures, pour augmenter le nombre des plateaux théoriques, et l'installation d'un stripper pour naphta B afin d'arriver à une bonne séparation entre les naphthas A et B. une autre solution proposée consiste en l'installation d'un deuxième splitter, cette solution permettra de valoriser la coupe naphta A, si tout fois une unité d'isomérisation sera prévue, augmenter la charge du splitter, et garantir une coupe naphta B conforme aux exigences du reforming catalytique. [20]

VI - 2-présentation du problème [5]

VI - 2-1-Analyse de la charge et des produits

Le tableau VI.1 représente les spécifications de la charge utilisée au niveau du splitter (essence stabilisée), ainsi les produits issus du splitter : naphta A, B et C.

Tableau VI.1 : Spécification de la charge et produit du splitter

		Cas design	Cas actuel
Essence stabilisée	Densité d_4^{15}	0.7174	0.7193
	Teneur en C4 (%pds)	1 max	0.904
Naphta A	Densité d_4^{15}	0.6388	0.6666
Naphta B	Densité d_4^{15}	0.7231	0.7401
Naphta C	Densité d_4^{15}	0.7622	0.7748

D'après les résultats. Nous remarquons qu'il y a un mauvais fractionnement du splitter. Car tous les produits du splitter sont lourds par rapport à ceux du design. Nous avons confirmé nos interprétations par la détermination de l'ASTM de la charge ainsi que celle des produits issus du splitter (figure VI.1).

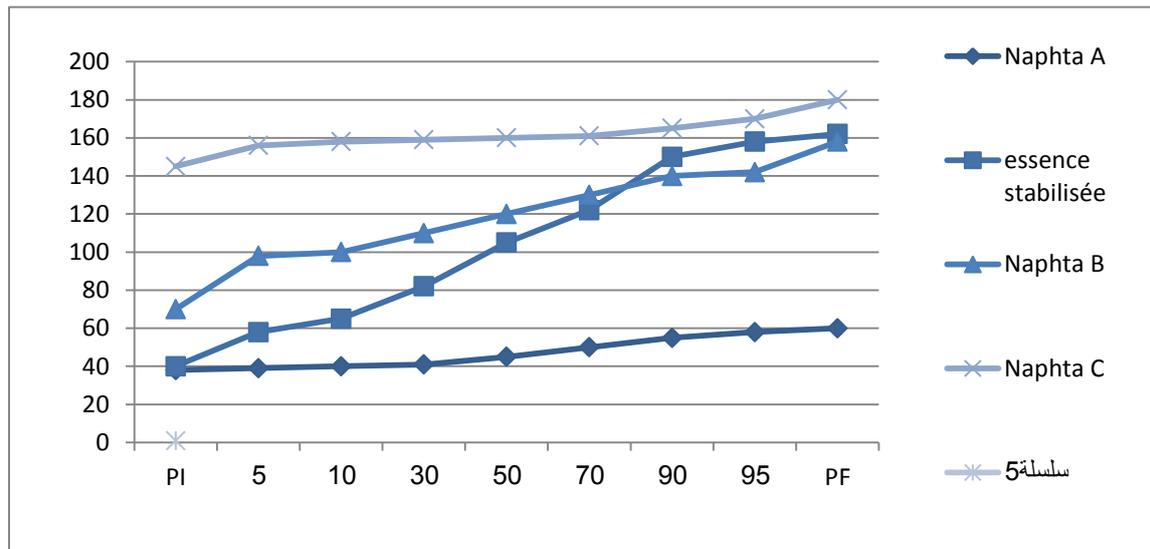


Figure VI.1 : Analyse ASTM de la charge et produits du splitter

En examinant les points 50% ASTM de la charge et des produits du splitter (tableau VI.2) on constate que ces derniers sont élevés par rapport à ceux de design, ce implique que ces produits sont plus lourds.

Tableau VI.2 : Point 50% ASTM de la charge et des produits du splitter

	Cas design	Cas actuel
Essence stabilisée	103.2	106
Naphta A	40.6	43
Naphta B	102.6	120
Naphta C	159.1	160

Le tableau VI.3 donne l'analyse détaillé ainsi que la composition de la charge du splitter et celle des produits.

Tableau VI.3 : Analyse de charge et produits du splitter

%Pds constituants	Essence stabilisée	Naphta A	Naphta B	Naphta C
Paraffines				
C4	0.904	2.91	0.063	
C5	11.02	34	1.62	
C6	11.65	31.03	4.47	
C7	12.82	18.92	13.22	0.85
C8	15.65	0.169	22.74	20.6
C9	11.87		15.03	22.23
C10	4.84		5.88	10.04
C11	0.911		1.58	0.4
Naphtènes				
cyclopentane	0.323	0.865	0.12	
cyclohexane	2.01	4.29	1.36	
Mcyclopntane	2.04	5.1	0.98	
C7	6.22	0.37	11.03	1.49
C8	5.35		7.29	8.66
C9	4.49		3.19	16.35
C10	1.51		2.04	2.49
Aromatiques				
benzène	0.903	2.237	0.44	
toluène	1.25		2.36	
C8	3.15		4.74	3.69
C9	3.59		2.65	12.75
C10				0.27

Le tableau VI.3 nous montre que la récupération des précurseur d'aromatiques (cyclohexane. méthyle cyclopentane et benzène) est assez faible dans le naphta B, de même

pour les aromatiques et naphènes C8. L'analyse de la charge révèle une teneur en C4 de 0.904% poids, donc presque la limite. Une augmentation de la température du fond du stabilisateur 10-C-5 diminuera la teneur en butane. [5]

VI - 2-2-Qualités de la naphta B

Le tableau VI.4 montre la qualité du naphta B produit à la raffinerie de SKIKDA en comparaison le taux exigé pour chaque constituant.

Le taux de récupération est déterminé pour chaque constituant par la méthode suivante :

Produits légers : naphta B/ (naphta A+naphta B).

Produits lourds : naphta B/ (naphta B+ naphta C).

Tableau VI.4 : Qualité de naphta B

	Teneur exigée	Teneur réelle
Teneur en C-5 en poids	2% max	1.803
Teneur en C9+ en poids	2% max	30.38
Produits légers		
Cyclohexane	99% pds min	24.1
Mecyclopentane	90% pds min	16.1
Benzène	85% min	16.47
Produits lourds		
Naphtènes C8	92% min	45.69
Aromatique C8	78% min	56.19
densité	0.7229	0.7401

- La récupération des produits légers est très faible par rapport à celle exigée. et donc on déduit une mauvaise séparation entre les naphas A et B.
- La récupération des naphènes et aromatiques C8 est insuffisante cela due est la mauvaise séparation entre le naphta B et naphta C.
- La coupe naphta B à une densité assez élevée par rapport à celle exigée à cause des C9+ présentes.

La figure VI.2 représente la distillation ASTM du naphta B produite en comparaison avec celle exigée.

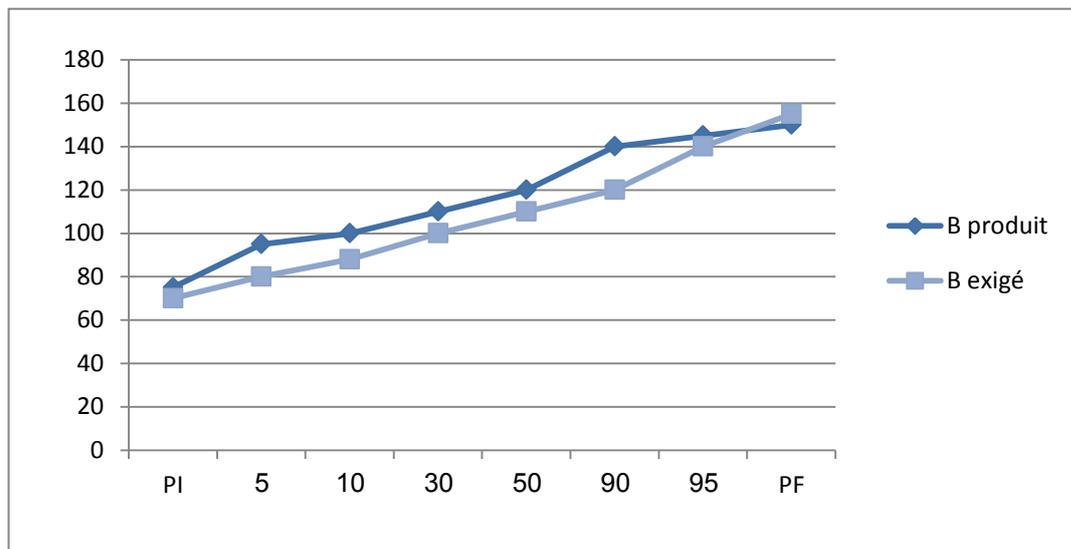


Figure VI.2 : Distillation ASTM du naphta B obtenu et exigée

- Naphta B obtenu présente un point 50% élevé par rapport à celui exigée, ce qui se traduit par une densité plus élevée.

VI - 2-3-Bilan matière des cas design et actuel

Le tableau VI.5 donne le bilan matière design (2) et celui actuel au niveau du splitter de l'entrée de la charge jusqu'à la sortie des produits des soutirages correspondants aux naphas A, B et C.

Tableau VI.5 : Bilan matière design et actuel

	Cas design		Cas actuel	
	Débit (m ³ /h)	Débit (kg/h)	Débit (m ³ /h)	Débit (kg/h)
Essence stabilisée (charge)	405.056	290000	372	267579.6
Naphta A	65.798	41945	120	79992
Naphta B	256.636	185204	192	142099.2
Naphta C	82.617	62846	59	45713.2
Rendement en naphta B (%)	63.4	63.9	51.6	53.1

D'après le tableau VI.5, on remarque une perte de naphta B en rendement pour le cas actuel, cela se traduit par l'augmentation des soutirages des naphas A et C.

VI - 2-4- Paramètres de marche des cas design et actuel

Le tableau VI.6 regroupe les paramètres de marche du splitter dans les cas de design et actuel.

Tableau VI.6 : Paramètres de marche design et actuel du splitter

		Cas design	Cas actuel
Charge	Débit (m ³ /h)	405	372
	Densité d ²⁰	0.718	0.7193
	Température °C	171	144
	Pression (kg /cm ²)	7.3	7.3
Ballon de pré-flash v-19	Pression (kg/cm ²)	3.3	3.0
	Température °C	147	-
Liquide issue du v-19	Débit (m ³ /h)	307	225
Tête de colonne	Pression (kg/cm ²)	0.98	0.6
	Température °C	63.2	87
Fond de colonne	Pression (kg/cm ²)	1.41	-
	Température °C	188	207
Ballon de tête v-9	Pression (kg/cm ²)	0.25	-
	Température °C	42	60
Reflux de tête	Débit (m ³ /h)	295	210
	Densité d	0.639	0.6666
	Pression (kg/cm ²)	0.95	-
	Température °C	42	60
Pumparound (2)	Débit (m ³ /h)	229	Non activé
	Densité d	0.783	-
	Pression (kg/cm ²)	1.2	-
Naphta B soutire	Débit (m ³ /h)	257	192

En comparant les paramètres actuels de marche à ceux du cas design, on constate que les températures de tête et de fond de la colonne sont assez élevées par rapport celle du design. Cette différence est due à la qualité de condensation en tête de colonne (qualité des eaux de refroidissement, encrassement, condition climatiques), rappelant que la condensation est assurée par une batterie d'aérocondenseurs et une batterie de condenseur à eau.

Le profil de température élevée dans la colonne influe sur la qualité des produits, dont la composition en lourds est plus importante.

VI - 3-Simulation du splitter 10 C-6

La modification et la simulation prennent de nos jours plus d'ampleur dans le monde de la conception et la détermination des paramètres optimaux pour le fonctionnement des colonnes de distillation, afin de prédire des produits conformes aux spécifications d'une manière économique.

La simulation est une méthode d'études des procédés, se basant sur un modèle mathématique qui représente fidèlement le comportement de ce dernier.

Ainsi, une bonne simulation peut prévoir l'impact des perturbations (qualité de la charge. paramètres opératoires) sur le procédé.

Nous avons utilisé le logiciel **Hysys** pour la simulation des procédés .il facilite l'étude approfondie des systèmes telles que les colonnes de distillation afin de prévoir l'évolution et le comportement de ces dernières face à des perturbations quelconques.

VI - 3-1- Le choix du modèle thermodynamique

Pour le calcul des différentes propriétés physico-chimiques des fluides hydrocarbures, le choix d'un modèle thermodynamique est indispensable.

Les modèles thermodynamiques les plus utilisés pour les systèmes d'hydrocarbures sont basés sur les équations d'états.

L'équation d'état est une expression analytique reliant la température, la pression et le volume d'un système .la première équation utilisée pour le calcul des équilibres et caractérisation des fluides est l'équation de **VAN DER Waals**, développée en **1873**. Depuis, plusieurs équations ont été développées. Le tableau VII.7 résume quelques-unes d'entre elles.
[21]

Tableau VI.7 : les équations d'états

Auteurs	Année	Equations
Mariote	1650	$P=RT/V$
Van der Waals	1873	$P=RT/(V-b) - \alpha c/V^2$
Redlich –kwong	1949	$P=RT/(V-b) - \alpha c/(v(v+b) T^5)$
Soave-redlich-kwong	1972	$P=RT/(V-b) - B(T)/(V(V+b))$
Peng –Robinson	1976	$P= RT/(V-b) - C(T)/(V(V+b) + b(V-b))$
Patel-Teja	1981	$P=RT/(V-b) - D(T)/(V(V+b) + c(V-b))$

Pour nos simulations nous avons opté le modèle de Peng –Robinson (PREOS). C'est la plus utilisée de nos jours. Aussi elle donne des valeurs très proches du cas réel.

VI - 3-2- Paramètres de base

La simulation d'une colonne nécessite l'introduction des paramètres suivants :

- Les paramètres de base qui demeurent fixes lors de la simulation : nombre des étages, pression, position, et condition d'alimentation.
- Les paramètres initiaux : ces derniers représentent une solution de départ pour l'algorithme de calcul.
- Les paramètres spécifient : ce sont des spécifications sur le bilan matière .pureté ou de taux de récupération.

Dans le but de s'approcher, le plus possible des conditions de fonctionnement réel de l'unité.nous avons considère les résultats issus du dernier test run pour la modélisation du splitter C-6.

Rappelant qu'un test run est le suivi d'une unité en alignant tous les paramètres opératoires à ceux du design.

VI - 3-2-1- Données de la colonne de distillation et du ballon

Le nombre de plateaux réel est 36, y compris le condenseur de tête et le rebouilleur de fond. L'efficacité des plateaux est de **0.65**.

VI - 3-2-2- Capacité des échangeurs et des pompes

Le tableau VI.8 donne la capacité design des équipements d'échange thermique et les pompes.

Tableau VI.8 : Capacité des équipements annexes

Echangeurs	Quantité de chaleur (10^6 Kcal/ h)
Aérocondenseur EA-3	10.8
Condenseur E26A/B	10.0
Rebouilleur E18A	9.5
Rebouilleur E18B	9.0
Pompes	Capacité (m^3/h)
MP 29 A/B	380
MP 5 A/B	280

Le tableau VI.9 donne les pressions de la colonne ainsi que celle des ballons.

Tableau VI.9 : Pression de la section splitter

Capacité	Pression (Kg/cm^2)
Ballon de pré flash V-19	3
Ballon de tête V-9	0.25
Tête de colonne	0.6
Fon de colonne	1.4

VI - 3-2-3- Composition de la charge splitter

Le tableau VI.10 représente la composition des constituants de la charge.

Tableau VI.10 : Composition de la charge splitter

Constituants	% de poids
Paraffiniques	
C4	0.163

C5	13.552
C6	13.845
C7	12.826
C8	12.838
C9	7.398
C10	7.343
Naphténiques	
Cyclopentane	0.502
Cyclohexane	2.029
Cyclopentane	2.152
C7	8.383
C8	4.248
C9	6.177
C10	1.164
Aromatiques	
Benzène	1.231
Toluène	2.392
C8	3.0599
C9	1.667

On remarque que cette charge respecte la spécification concernant la teneur en butane (1% max).

VI - 3-2-4- Débits des différents flux

Pour les premiers calculs, nous avons spécifié le débit de reflux de tête, ainsi que les débits de soutirage de naphta C et le point initial de la coupe naphta B (PI=95°C). (Tableau VI.11).

Tableau VI.11 : Débits des différents flux

Paramètres	Débit (m3/h)
Charge	330
Naphta B	177.2
Naphta C	36
Reflux de tête	193
By-pass splitter	82

VI - 3-3- Résultats de la simulation

VI - 3-3-1- Profil de température

La figure VI.3 montre le profil de température au niveau de chaque plateau le long de la colonne de distillation

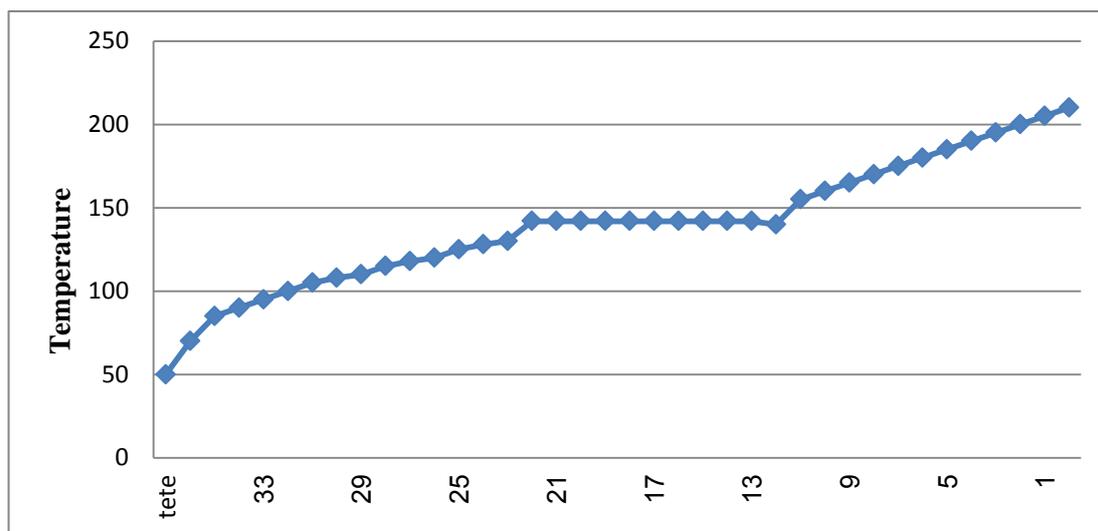


Figure VI.3 : Profils de température dans la colonne du splitter [22]

D'après la figure VI.3, on constate que la simulation du test run a donné un profil de température assez proche de celui du réel.

VI - 3-3-2- Profil des débits liquides et vapeurs sur les plateaux

La figure VI.4 représente les profils des débits vapeurs et liquides le long de splitter

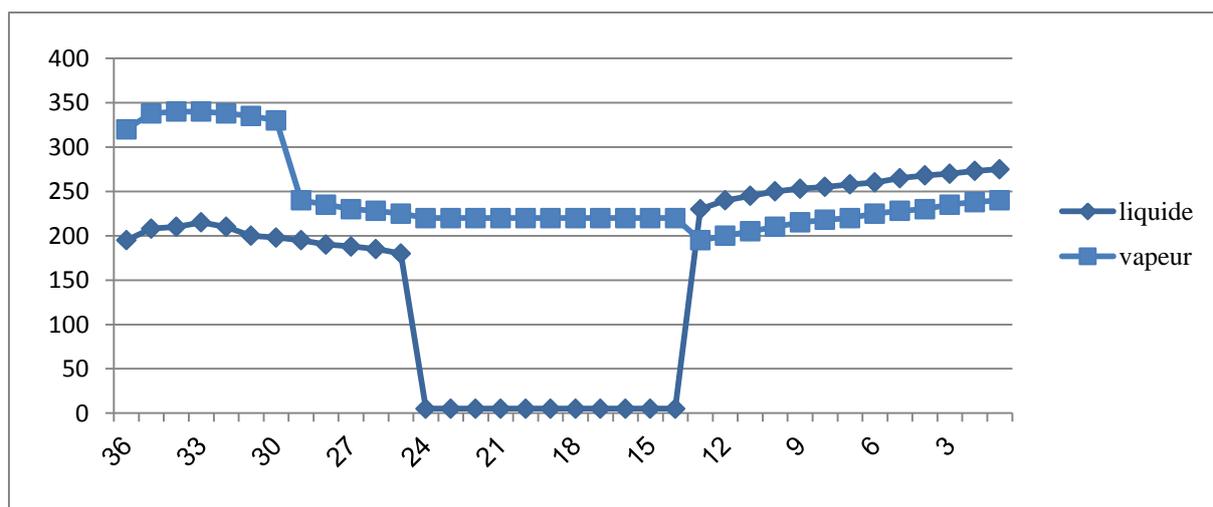


Figure VI.4 : Profils des débits liquides et vapeurs sur les plateaux [22]

La figure VI.4 montre que :

Le débit de vapeur est trop important par rapport à celui du liquide dans la section se trouvant au-dessus du plateau de soutirage de naphta B (phénomène d'entraînement). Des gouttelettes de liquides sont donc entraînées, ce qui crée un recyclage de produits lourds vers les zones supérieures.

Le soutirage de naphta B va engendrer une insuffisance de liquide sur le plateau de soutirage, donc un assèchement de ce plateau, ce qui engendre une possibilité d'engorgement en vapeur.

VI - 3-3-3- Composition du naphta B

Le tableau VI.12 et la figure VI.5 représentent la qualité du naphta B obtenu par simulation

Tableau VI.12 : Qualité de naphta B réel et simulé

Teneur	Réel	Simulée
Teneur en C5- en poids	2.145	2.66
Teneur en C9+ en poids	26.15	21.07
Produits légers		
Cyclohexane	1.816	1.37
M cyclopentane	1.216	1.12

Benzène	0.671	0.738
Produits lourds		
Naphtènes C8	3.748	6.49
Aromatiques C8	3.7	5.62

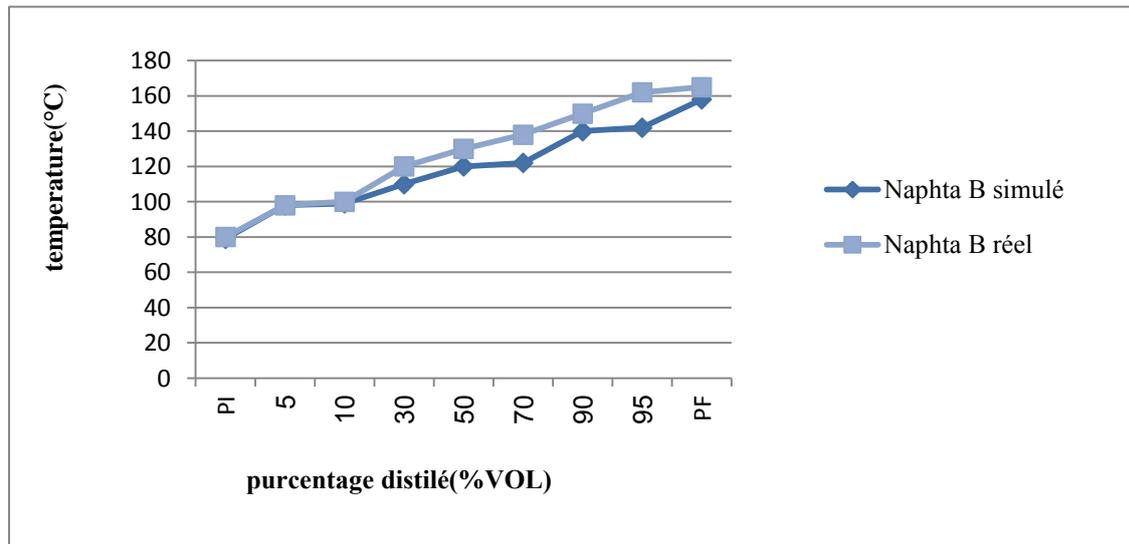


Figure VI.5 : ASTM de naphta B réel et simulé [22]

D'après le tableau VI.12 et la figure VI.5 on note que le naphta B obtenue par simulation est un peu lourd par rapport à celui obtenu par l'analyse de laboratoire.

VI - 3-4- Influence du débit de reflux de tête

Dans cette partie, on étudie l'impact de la variation du débit de reflux de tête sur la qualité des produits, ainsi que sur le profil des débits liquides et vapeurs sur les plateaux tout la long de colonne.

Pour la simulation, nous avons spécifié les paramètres suivants :

Débit de reflux de tête, le point initial de la coupe naphta B exige (PI=82), et un débit de soutirage de Naphta B de 200 m³/h.

Pour cette étape, on a considéré que la limite de la variation du débit de reflux de tête étant la capacité de condensation de tête, et la capacité des pompes MP 29 A/B (tableau VI.8).

VI - 3-4-1- Profils des températures et débits

Le tableau VI.13 donne les principales températures du splitter de naphta en fonction de la variation du taux de reflux.

Tableau VI.13 : Températures dans le splitter

	3.998	4.185	4.551	4.736
Condenseur de tête	47.51	47.29	47	46.6
Tête de colonne	59.9	59.6	59	58.7
Plateau de soutirage de naphta B	115.4	115.4	115.1	115
Fond de colonne	189.55	189.55	191.75	192.62
rebouilleur	193.7	194.7	196.35	197

Le tableau VI.13 montre que l'augmentation du taux de reflux influe peu sur les températures dans le splitter pour un bilan de matière donne.

Il est évident que l'augmentation de débit du reflux de tête va engendrer une augmentation du trafic interne des débits de liquides et vapeurs dans la colonne afin de conserver le bilan matière fixe, du départ. La variation des débits liquides et vapeurs sur le plateau n° 24 (soutirage de naphta B) est donnée dans la figure VI.6, tout en tenant compte de la quantité de naphta B déjà soutire ($200 \text{ m}^3/\text{h}$).

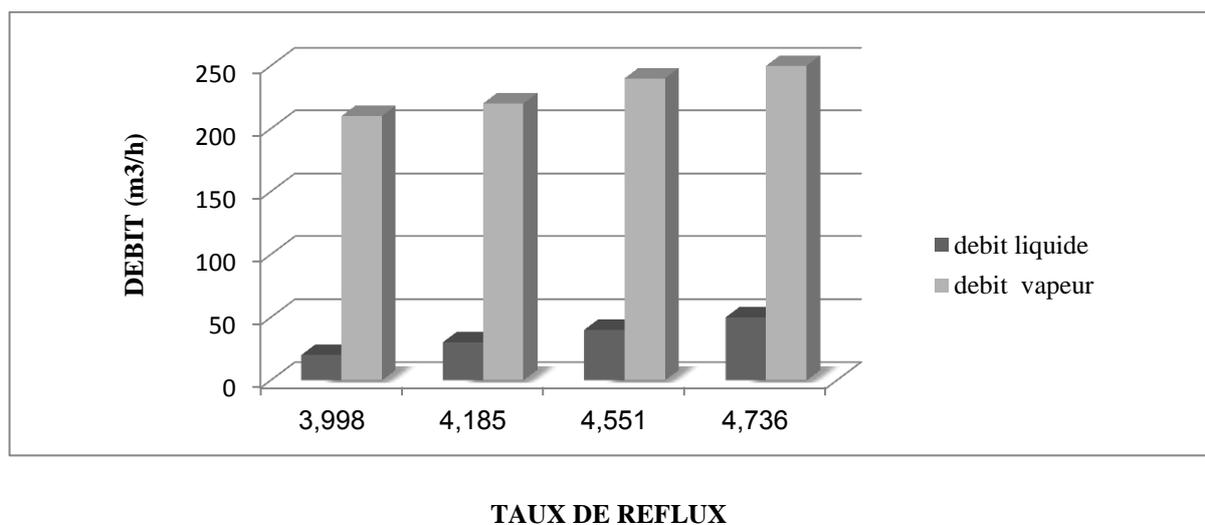


Figure VI.6 : Profil des débits vapeur et liquide sur le plateau de soutirage de naphta B. [22]

On remarque que la quantité de liquide sur le plateau de soutirage de naphta B augmente avec l'augmentation du taux de reflux .mais elle reste assez faible.

Par rapport à celle de la vapeur .d'où une possibilité d'engorgement vapeur dans la section haute de la colonne.

VI - 3-4-2- Qualité de naphta B

Les figures VI.7et VI.8 représentant les teneurs en C5- et C9+ contenus dans le naphta B en fonction de la variation du taux de reflux.

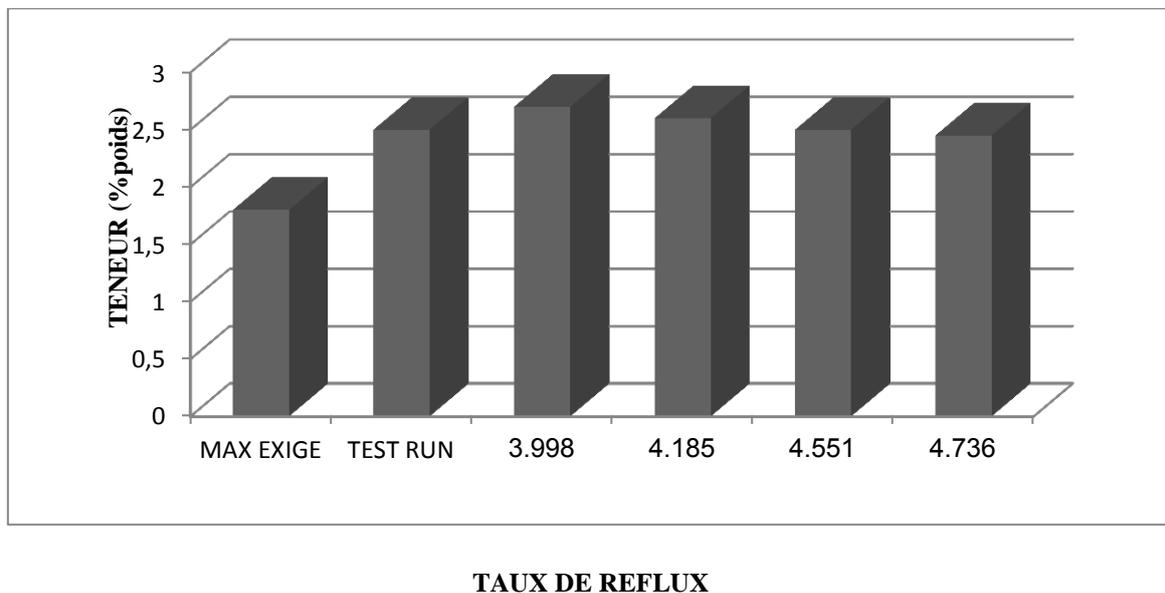


Figure VI.7: Teneur en C5+ dans le naphta B. [22]

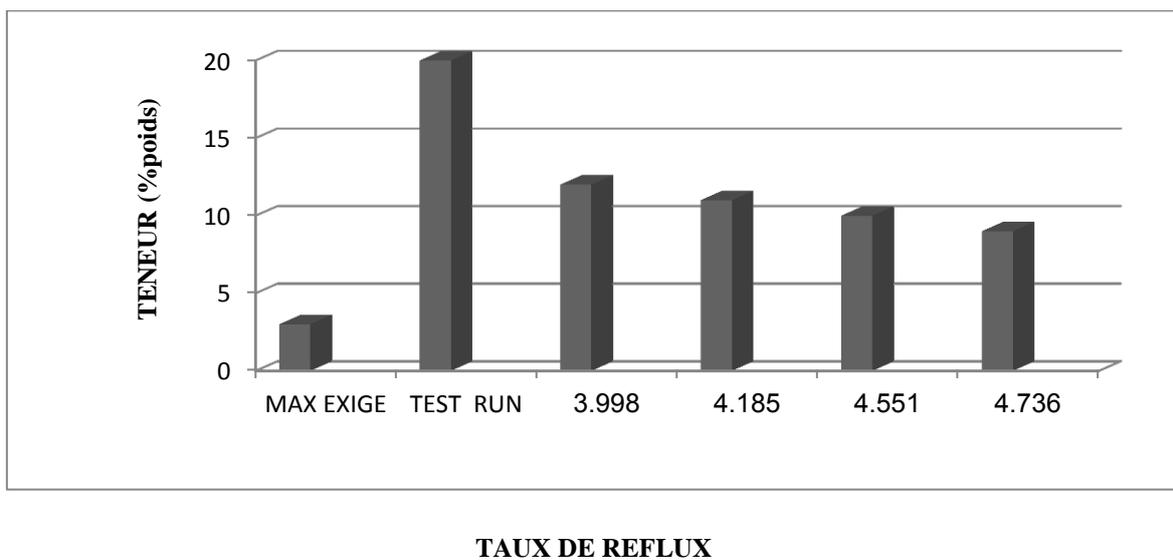
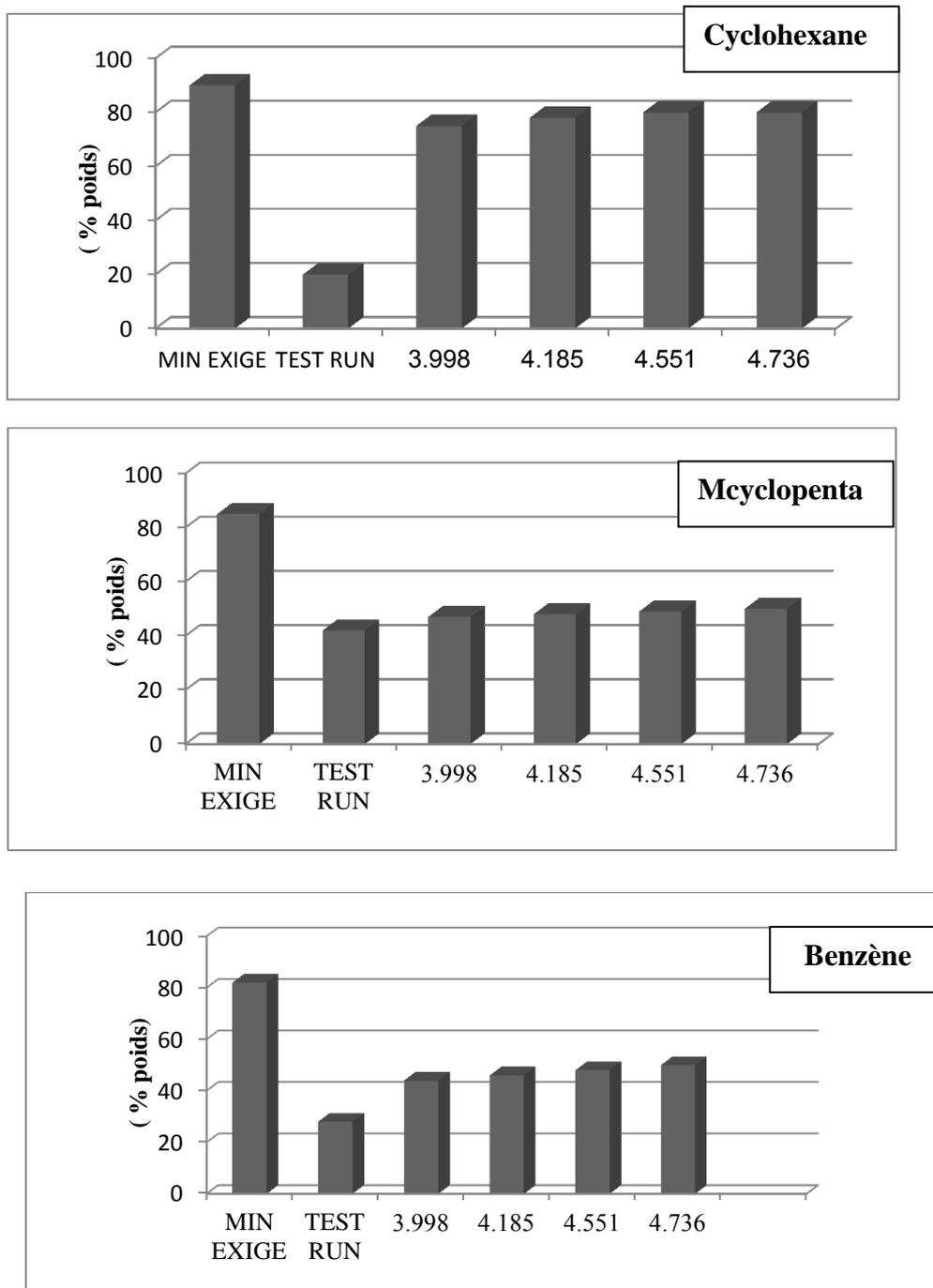


Figure VI.8 : Teneur en C9+ dans le naphta B. [22]

On remarque que l'augmentation du taux de reflux améliore le taux des C5-et C9+ dans le naphta B, mais la limite des C5- et la spécification en C9+ n'est pas atteinte avec la variation du débit de reflux de tête. La figure VI.9 représente la variation de la récupération des produits légers (cyclohexane, Mcyclopentane, benzène) en fonction du débit du reflux de tête.



TAUX DE REFLUX

Figure VI.9: récupération des produits légers en fonction du débit du reflux de tête. [22]

L'augmentation du débit de reflux de tête améliore la qualité du naphta B en produits légers, en effet la récupération du cyclohexane, Mcyclopentane et benzène croient avec le taux de reflux, mais le minimum exigé n'est pas atteint.

La figure VI.10 donne la variation de la récupération des aromatiques et des naphthènes C8 dans le naphta B en fonction de la variation du taux de reflux de tête.

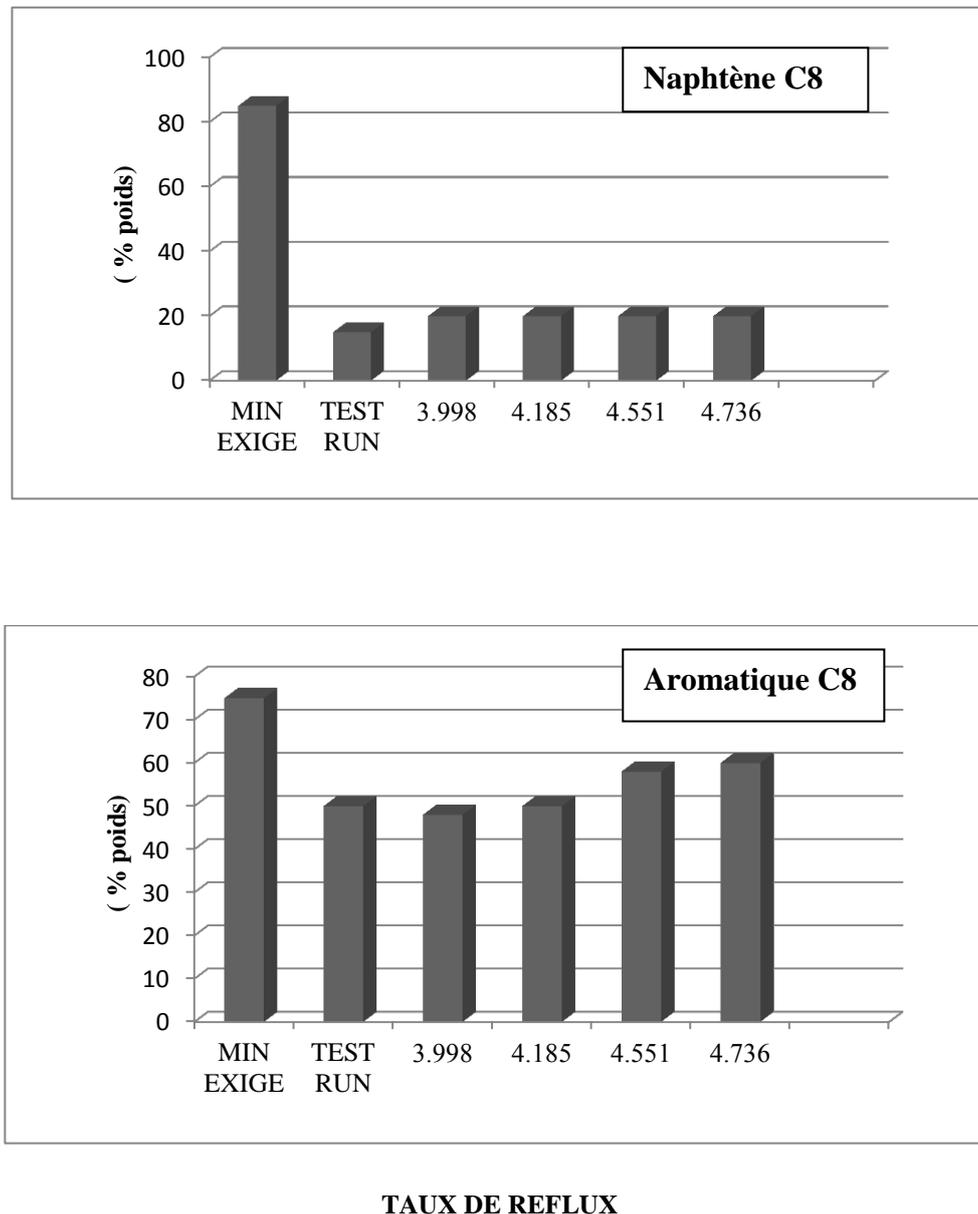


Figure VI.10 : Récupération des produits lourds dans le naphta B en fonction de taux de reflux.[22]

Il à noter que, l'augmentation du taux de reflux de tête n'améliore pas d'une manière significative la récupération des naphthènes et aromatiques en C8 dans la naphta B.

On peut conclure que l'augmentation de taux de reflux de la tête a apporté les conséquences suivantes sur le comportement du splitter :

- écoulement liquide et vapeur s'est amélioré le long du splitter avec l'augmentation du débit de reflux de tête, mais le phénomène d'engorgement vapeur reste possible.
- Une amélioration de qualité du naphta B, le pouvoir de séparation s'est accrue entre les naphthas A et B .la teneur en C5- c'est le germent améliore, ainsi que la récupération des produits légers.
- Une légère amélioration de la séparation entre les naphthas B et C.

CONCLUSION

Sur la base des données du test réel (test run), nous avons effectué les premières simulations, on a procédé à la variation du reflux de tête, à l'activation du reflux intermédiaire et à l'optimisation de ces deux paramètres.

- Une augmentation du débit de reflux de tête améliore la qualité du naphta B, mais ne règle pas le problème des débits vapeurs et liquides le long du splitter. De même une possibilité d'engorgement est à envisager.

En conclusion, il est évident qu'avec l'optimisation des différents paramètres possibles de l'installation actuelle du splitter ne permet pas d'avoir la coupe de naphta B requise, nous proposons d'étudier la possibilité d'installer un deuxième splitter afin de :

- 1- Atteindre la qualité exigée de la coupe naphta B.
- 2- Maximiser la charge du splitter.

VII-1- Introduction :

Les calculs effectués précédemment ont montré que l'optimisation des paramètres de fonctionnement ne permettent pas l'amélioration de la qualité du naphta B.

D'où l'impossibilité d'avoir une bonne séparation entre les trois coupes de naphta selon les spécifications exigées.

Donc, nous avons conclu une insuffisance du nombre de plateaux dans le splitter C-6. Dans ce chapitre nous proposons une étude qui consiste en l'installation d'une deuxième colonne après le splitter C-6 pour améliorer la qualité de la séparation entre les naphthas A, B et C. [20]

VII-2-Etapes de calculs

VII-2-1-Optimisation des paramètres de la colonne C-6

Le splitter 10-C-6 sera alimenté par la totalité de l'essence stabilisée sortant du fond de la colonne stabilisation C-5 (soit $450\text{m}^3/\text{h}$). Le produit de la tête est la coupe naphta A. Tandis que le produit de fond est la coupe naphta lourd (mélange naphta B et C), (figure VII.1).

Pour la simulation on travaille avec le même nombre de plateaux, soit 38 plateaux réel y compris le condenseur en tête et le rebouilleur de fond, et les mêmes points d'alimentation. À savoir le 13^{ème} et le 29^{ème} plateau. Pour le premier calcul, nous avons considéré la composition du test de run

Pour la convergence du modèle, nous avons spécifié les paramètres suivants : débit de reflux de tête et température de fond de colonne correspondante à la température de bulle de la coupe naphta lourd, (tableau VII.1)

Tableau VII.1 : Paramètres fixés du modèle.[22]

Paramètre	Valeur
Débit d'essence stabilisée (m^3/h)	450
Température fond de colonne ($^{\circ}\text{C}$)	117

Nous avons procédé à la variation des débits de reflux de tête pour optimiser le reflux de tête de récupération des précurseurs d'aromatiques, et afin d'atteindre la teneur en C5- .

Les résultats de la simulation sont représentés dans les figures VII.1 et VII.2 qui représentent respectivement la teneur en C5-, et la récupération des précurseurs d'aromatiques en fonction du débit de reflux de tête.

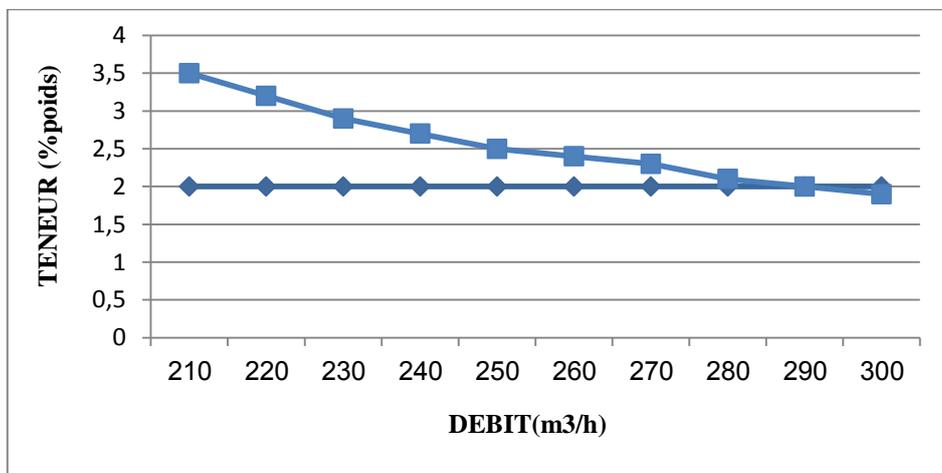


Figure VII.1 : Influences du débit de reflux de tête sur la teneur en C5 - dans le naphta lourd. [22]

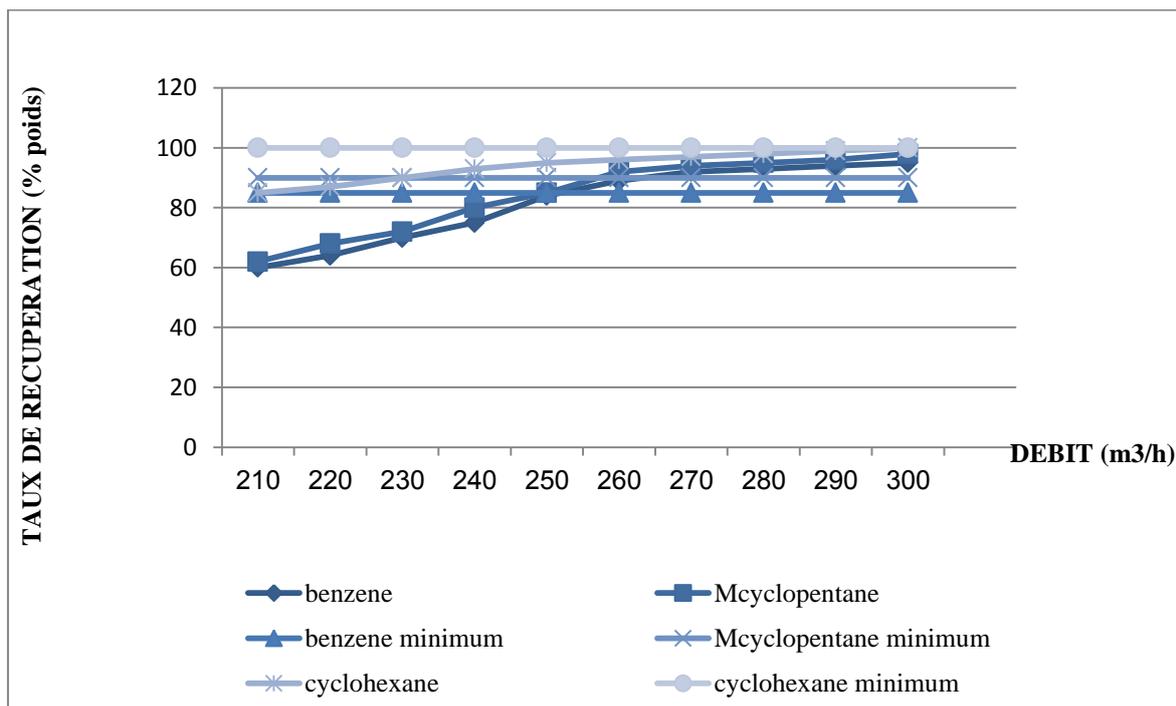


Figure VII.2 : Influences du débit de reflux de tête sur la récupération des précurseurs d'aromatique.

[22]

D'après les figures VII.1 et VII.2, on remarque que pour un débit de reflux de tête de 300 m³/h., la spécification en C5- (2% max) est respectée. Aussi les taux de récupération

minimum sont atteints pour les différents précurseurs d'aromatiques (cyclohexane, méthylcyclopentane et benzène).

Pour un reflux de tête de $300 \text{ m}^3/\text{h}$, les résultats sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau VII.2 : Résultats de la simulation

Reflux		Débit (m^3/h)	
Naphta A		64.84	
Naphta lourd		385	
Quantité de chaleur	Simulée (Kcal/h)	Disponible (Kcal/h)	
Condenseur	2.03 E07	2.08 E07	
Rebouilleur de fond	1.06 E07	1.85 E07	

D'après le tableau VII.2 on remarque que le débit de la coupe naphta A obtenu est égal à celui prévu par le design initial du splitter C-6, soit $65 \text{ m}^3/\text{h}$. aussi, on constate que les quantités de chaleur requise pour la séparation peuvent être fournies par les équipements déjà installés.

VII-2-1-1-Profil de température et débits liquides et vapeurs dans le splitter C-6

Les figures VII.3 et VII.4 montrent le profil des températures et débits liquides et vapeurs respectivement le long du splitter C-6 pour un débit de reflux de $300 \text{ m}^3/\text{h}$.

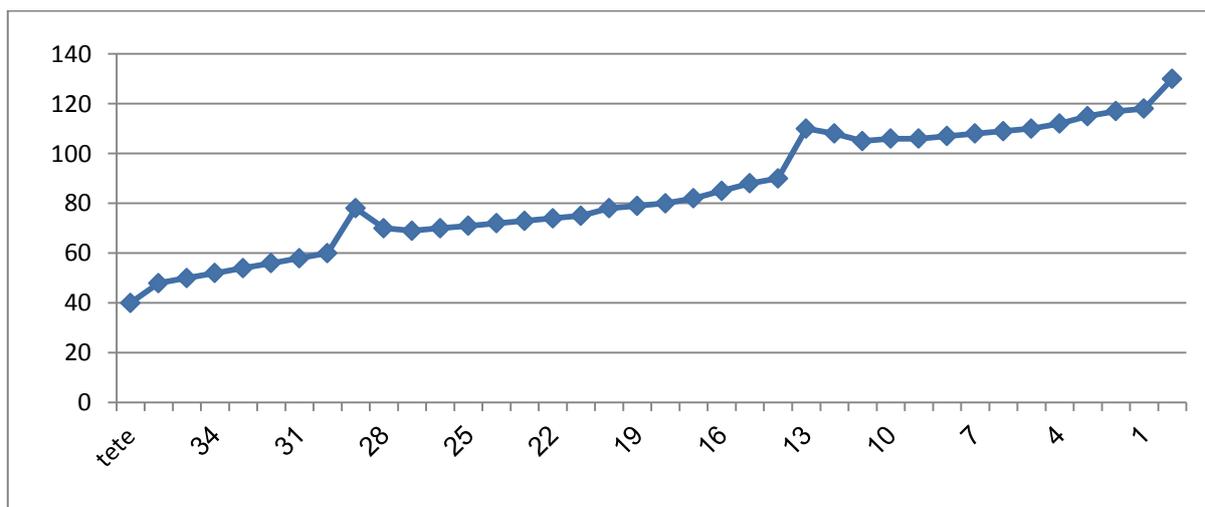


Figure VII.3 Profils de températures le long du splitter. [22]

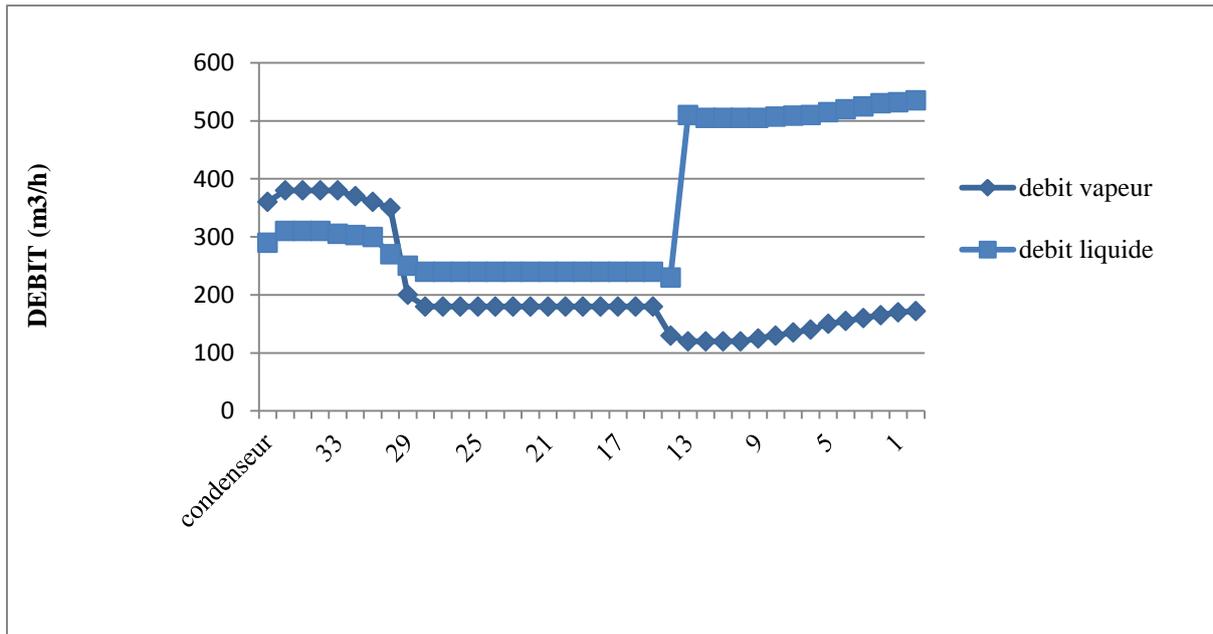


Figure VII.4 : Profil des débits vapeurs et liquides dans le splitter. [22]

VII-2-1-2-Qualité de naphta lourd

La quantité du naphta lourd est représentée dans la figure VII.5

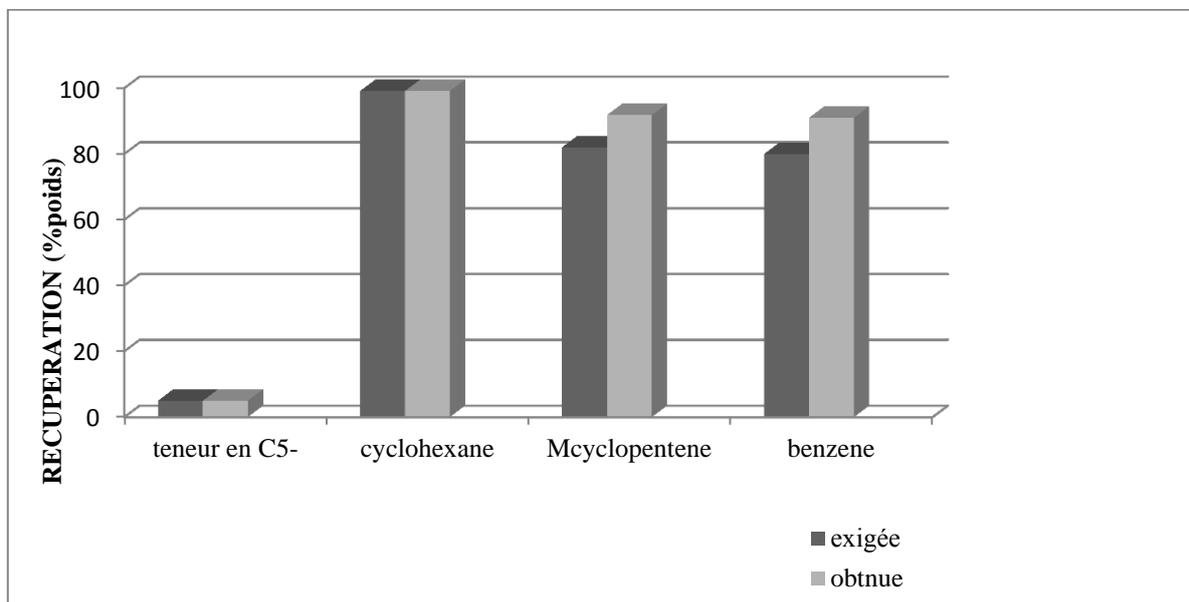


Figure VII.5 : Qualité de la coupe naphta lourd obtenu. [22]

La figure VII.5 montre que la coupe naphta lourd obtenue répond aux spécifications exigées, les taux de récupération des précurseurs d'aromatiques sont atteints. Aussi la limite de la présence des C-5- est respectée.

VII-2-2 La simulation et dimensionnement du deuxième splitter de naphta

Ce splitter a pour objectif la séparation entre le naphta B et le naphta C au fond de colonne. Nous avons effectué le calcul de cette colonne par :

- Simulation du deuxième splitter.

VII-2-2-1 Estimation des paramètres

Le tableau 3-3 donne les fractions molaires et les constantes d'équilibres des constituants clés dans la charge du splitter, ainsi que dans les produits. nous avons désigné la clé légère les C8 naphthéniques et la clé lourde les C9 aromatiques.

Tableau VII.3 Données des compositions des constituants clés

		Naphta lourd		Naphta B		Naphta C	
		Zf	Ki	Xd	Ki	Xb	Ki
Cle léger	C8 naphthénique	4.47 E-02	0.311	4.11 E-02	0.02028	3.576 E-03	1.64
Cle lourd	C9 aromatique	1.637 E-02	0.2268	1.09 E-04	0.0107	1.626 E-02	1.375

Le tableau VII.4 résume les résultats de calculs de la colonne.

Tableau VII.4 : Résultats de simulation

Paramètre	Valeur
Nombre minimal d'étage théorique N min	19
Taux de reflux minimal R min	0.062
Plateau d'alimentation théorique N mins	11
Efficacité du splitter E	0.6
Nombre d'étage réel N	30
Plateau d'alimentation réel Ns	18
Taux de reflux	0.4

D'après le tableau VII.4, le splitter sera constitué de 30 plateaux, le plateau d'alimentation est le 18eme plateau. La colonne a une efficacité **0.6**, avec un taux de reflux de **0.4**.

VII-2-2-2-Simulation du deuxième splitter

Sur la base des résultats de calcul de l'étape1, nous avons procédé à la simulation du deuxième splitter de naphta. Pour la simulation on a spécifié les paramètres suivants :

- Taux de reflux de la tête de 0.4
- Température de fond de colonne de 201°C (température de rosée du Naphta C).

Les résultats de la simulation sont résumés dans le tableau VII.5.

Tableau VII.5 Résultats de la simulation de deuxième splitter des naphtas

	Débit (m ³ /h)
Reflux de tête	132.3
Naphta B	330.7
Naphta C	54.5
	Température (°c)
Tête de colonne	124
Fond de colonne	201
	Quantité de chaleur (Kcal /h)
Condenseur de tête	4.019 E07
Rebouilleur de fond	3.04 E07

VII-2-2-2-1-Profil de température et des débits le long du splitter

Les figures VII.6 et VII.7 représentent le profil de température et des débits liquide et vapeur le long du deuxième splitter de naphta.

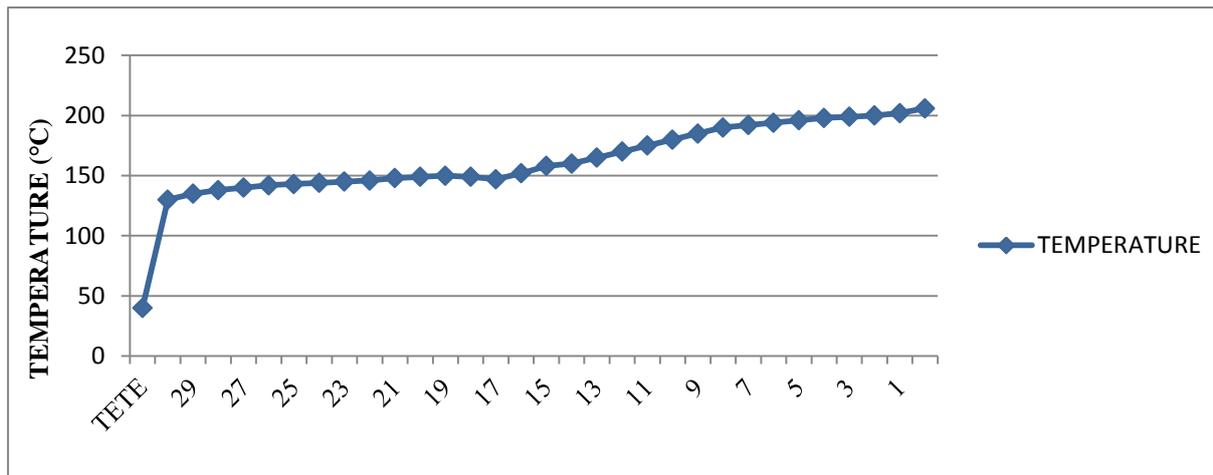


Figure VII.6 : Influences du débit de reflux de tête sur la teneur en C5 - dans la Naphta lourde. [22]

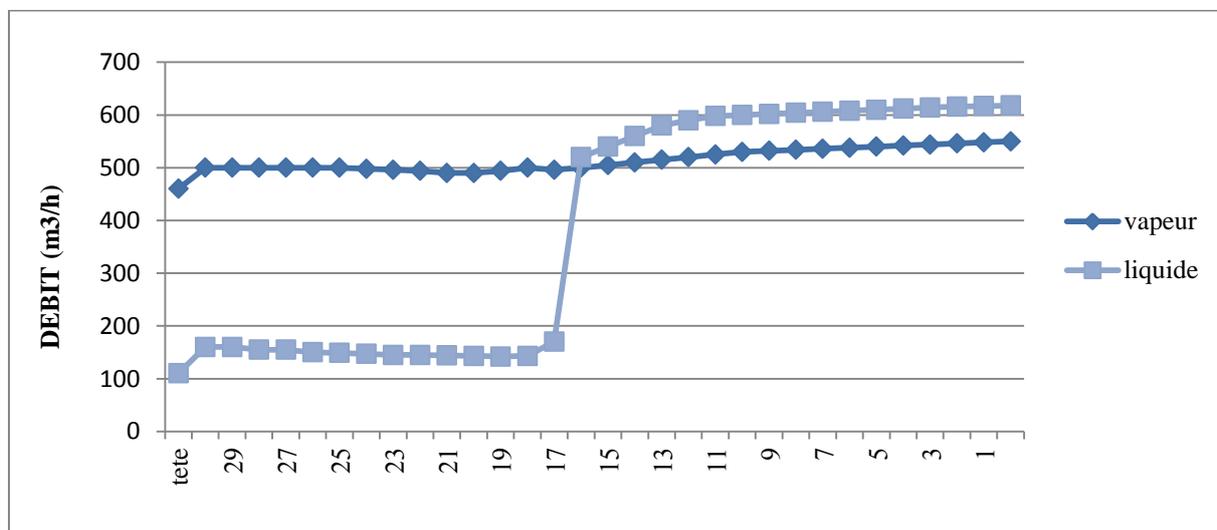


Figure VII.7 : Profil des débits liquides et vapeurs le long du deuxième splitter. [22]

La figure VII.6 montre que la température de tête de colonne est assez élevée par rapport à celle du condenseur, due à la température de bulle assez grande de naphta B (environ 124°C).

Le profil des débits liquides et vapeurs le long de splitter montre d'après les chargements des plateaux un bon fonctionnement de la colonne.

VII-2-2-2-2-Qualité de naphta B

La figure VII.8 représente le taux de récupération des produits lourds (naphtènes et aromatiques C8) dans le naphta B.

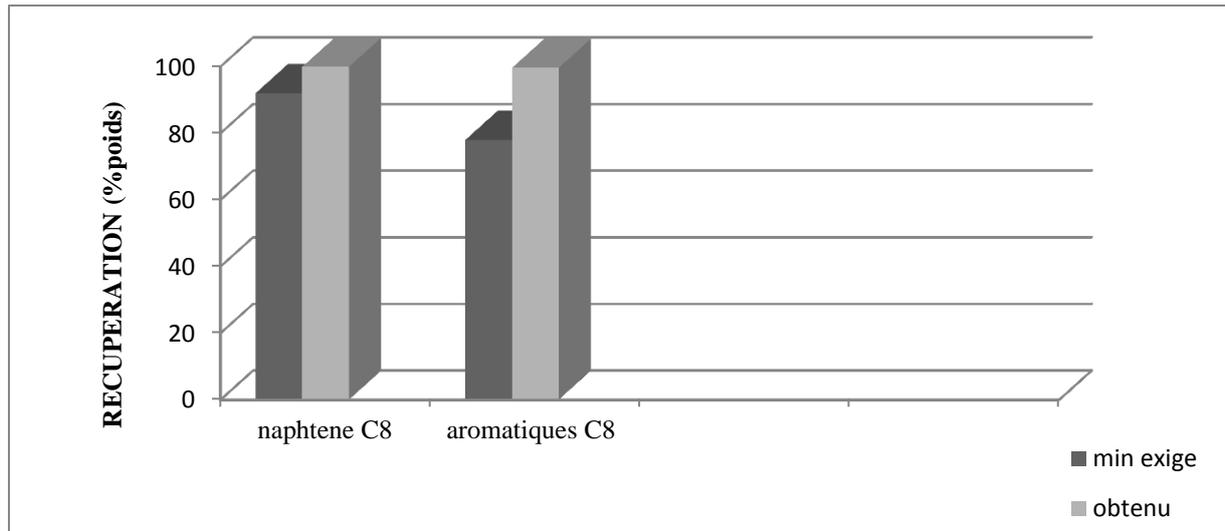


Figure VII.8 : Récupérations des produits dans le naphta B. [22]

D'après la figure VII.8, on constate que le taux de récupération des produits lourds est atteint à savoir les naphthènes C8 (99.9% pour 92% min demande) et les aromatiques (99.6% obtenu par rapport à 78% requise). donc la spécification en produits lourds est respectée.

Suite à ces résultats, nous avons conclu que les paramètres du deuxième splitter, à savoir le nombre d'étages, l'efficacité globale de la colonne et le taux de reflux de tête permettent l'obtention d'une bonne séparation entre le naphta B et C, et par conséquent satisfaire les spécifications requises.

VII-3- Traitement de la charge actuelle

Pour valider le modèle simulé initialement sur la base des données du test run. Nous avons procédé à l'amélioration de la charge réelle (essence stabilisée) issue du fond du stabilisateur, dont la composition est donnée dans le tableau VI.3.

Les résultats de la simulation sont donnés dans le tableau VII.6

Tableau VII.6 : Résultats de simulation du premier splitter de naphta

Flux		Débit (m ³ /h)	
Naphta A		55.4	
Naphta lourd		394.6	
Reflux de tête		300	
		Température (°c)	
Tête de colonne		46.1	
Fond de colonne		117	
Quantité de chaleur	Calculée (Kcal/h)	Disponible (Kcal/h)	
Condenseur	2.0 E07	2.08 E07	
Rebouilleur de fond	1.506 E07	1.85 E07	

VIII-3-1-Qualité de la coupe naphta lourd

La figure VII.9 représente le taux de récupération des produits légers dans le naphta lourd.

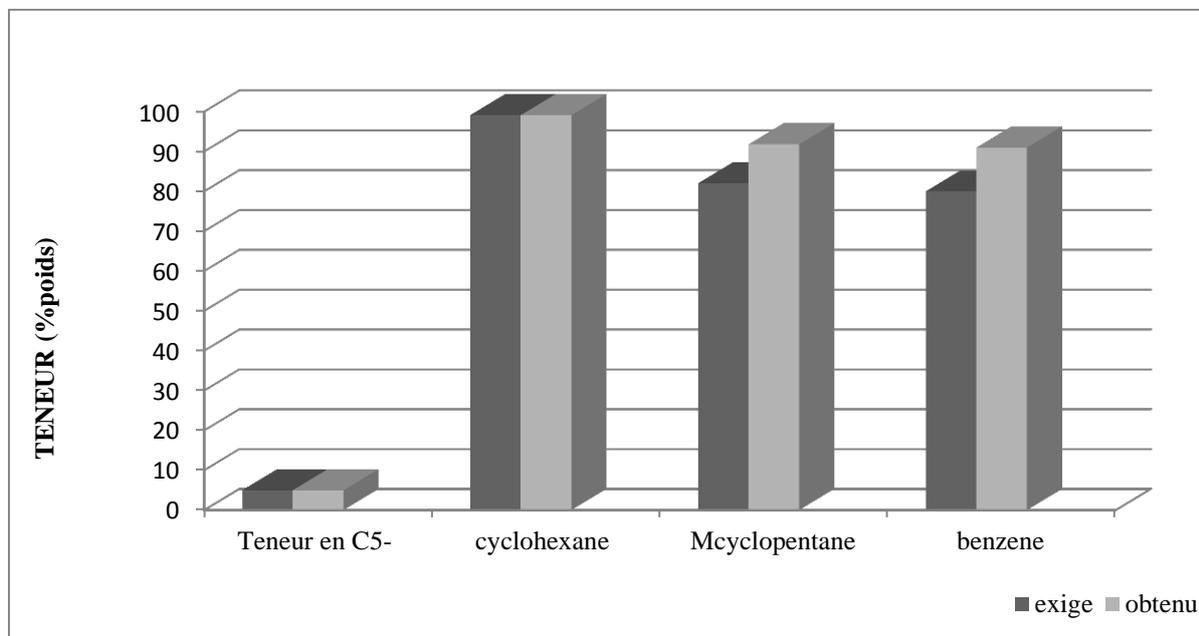


Figure VII.9 : Qualité du naphta lourd. [22]

On note qu'avec le modèle déjà établi du premier splitter, on arrive à avoir la qualité du naphta requise. Les taux minimaux de récupération des précurseurs d'aromatiques sont

atteints (99.7% poids en cyclohexane pour 99% demande, 99.2% poids en Mécyclopentane pour 90% requis et 98.6% poids en benzène pour 85% demande).

Le tableau VII.7 regroupe les résultats de la simulation du deuxième splitter de naphta.

Tableau VII.7 : Résultats de simulation du deuxième splitter des naphtas

	Débit (m ³ /h)
Reflux de tête	135.3
Naphta B	338
Naphta C	56.5
	Température (°c)
Tête de colonne	127
Fond de colonne	204
	Quantité de chaleur (Kcal/h)
Condenseur de tête	4.12 E07
Rebouilleur de tête	3.08 E07

En comparant les tableaux VII.7 et VII.5, on remarque que les paramètres ont les mêmes ordres de grandeur.

VIII-3-2-Qualités de la coupe naphta B

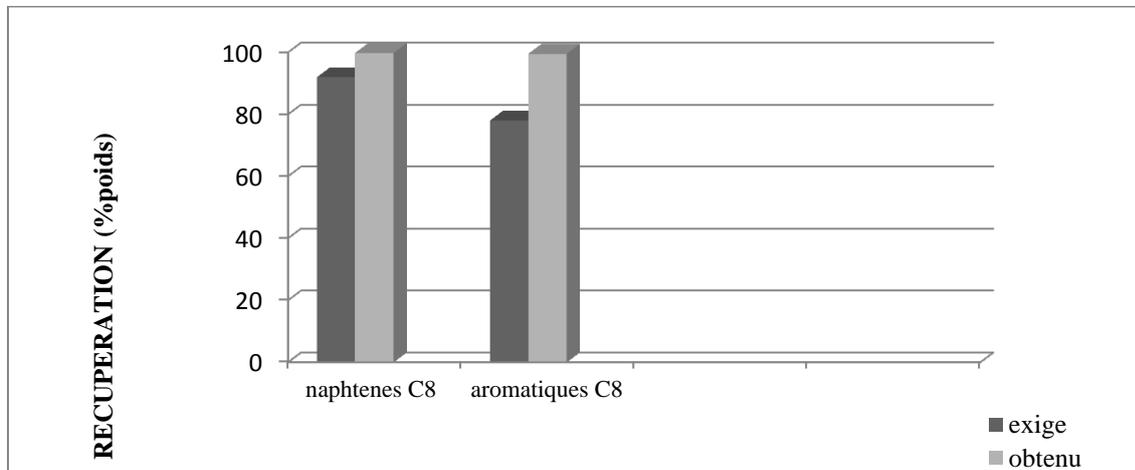


Figure VII.10 : Qualité de naphta B. [22]

La figure VII.10 montre que le modèle du deuxième splitter de naphta permet l'obtention d'une coupe naphta B respecte les spécifications exigées, car le taux de récupération des naphthéniques C8 obtenu est 99.9% poids pour 92% min exigé.

De même le taux de récupération des aromatiques C8 est de 99.9% poids contre 78% min exige.

VII-4-Dimensionnement du deuxième splitter avec les équipements annexes

Nous avons procédé au dimensionnement du deuxième splitter de naphta propose, les résultats de conception donné par le simulateur et par les estimations sont représentés dans le tableau VII.8

Tableau VII.8 : Paramètres de la colonne

Paramètre	estimé	Simulé
Nombre d'étage	30	30
Diamètre de la colonne (m)	5.724	5.334
Pourcentage d'engorgement (%)	-	75.22
Nombre de passe		3
Espacement entre plateaux (mm)	910	910
Hauteur de la section totale (m)	27.3	27.3
L'accélération du liquide dans le déversoir (m/s^2)	-	0.0168

D'après le tableau VII.8 on note que :

- Le taux d'engorgement est 0.75%, alors que la limite du design est entre 82 et 85%.
- L'espace entre plateaux est de 0.91m, sachant qu'un espace de 0.15 m à 1m est généralement utilisé.
- L'accélération du liquide dans le déversoir estimée est de $0.0168 m/s^2$, alors que la limite est de $0.032 m/s^2$

Conclusion générale

L'étude du splitter de naphtas a montré que l'installation actuelle ne permet pas de produire une coupe naphta B répondant aux spécifications exigées. En effet, la simulation du splitter a révèlè que le soutirage d'un débit de 200m³/h de naphta B (minimum requis) peut provoquer des problèmes d'entraînement cause par l'assèchement des plateaux .aussi, les différents calculs ont permet de conclure que :

- La variation du débit de reflux de tête améliore la qualité de naphta B, mais sans atteindre la qualité requise, un engorgement en tête de colonne est possible.

Donc, il est évident que le nombre de plateaux installes dans le splitter est insuffisant pour la séparation des naphtas.

Sur la base de ces conclusions .nous avons procédé à la conception d'un deuxième splitter. Ce dernier permet le traitement de la totalité de l'essence stabilisée et l'obtention de la qualité et le rendement requis du naphta B.

Recommandation

- Faire une étude technico-économique de l'installation et optimiser le dimensionnement du deuxième splitter.

Bibliographie

- [1]. A.PERRODON, le pétrole à travers les .Paris : Editions TECHNIP, 1989. ISBN 9782850040603. P 13
- [2]. G.FOURNIER et J.F. JOLY .Technique de l'ingénieur, traite génie des procédés, J5915-1 Validation 2016 P. 101-103.
- [3]. <http://www.naftal.dz>, Historique
- [4]. <http://www.energy.gov.dz>, Raffinage
- [5]. Manuel opératoire de la raffinerie de SKIKDA. (Présentation Du Personnel RA1K). Document Le complexe de raffinage de pétrole de Skikda(RA1K), 2008.
- [6]. A.CHAVEL, G.LEFEBVRE, Procédés de pétrochimie, Tome 1, 2^{ème} édition 1985, P.289-316
- [7]. G.OTMANINE et S.MUSTAFAEF. Calcul du Topping. 2^{ème} Edition de l'université de Boumerdes, 2000.P1
- [8]. P.LEPRINCE, Le Raffinage du pétrole. Tome 3 Procédés de transformation, 1998 ISBN : 9782710807308. P 86-223.
- [9]. P. WUTHIER : Raffinage et génie chimique, Tome I, 2^{ème} édition 1972 –Paris, P 775-815
- [10]. P.LEPRINCE, Procédés de pétrochimie, Tome 1, 2^{ème} édition 1985, P.187-202
- [11]. Mostafa TOUIKER, Généralités Sur Le Raffinage, Ecole Des Techniques Pétrolières De SKIKDA, IAP-CU SKIKDA(2006),pages.25-63.
- [12]. SAMI MATER, Lewis F. Hatch, Chemistry of petrochemicalprocesses, 2^{ème} Edition, (2000).P 29-47.
- [13]. A.SLOBLO, I.TREGOUBOVA N.EGOROV Méthodes et appareils de l'industrie du pétrole II éditions école supérieure Moscou
- [14]. SAMI MATER, Lewis F. Hatch, Chemistry of petrochemicalprocesses, 2^{ème} Edition, (2000).P 262-297.
- [15]. A.CHOUKCHOU BRAHAM, M.A.DIDI cinétique chimique et catalyse P125-137

[16]. OUDINA Raouf, KHALED Bilal, Mémoire Fin D'études En Vue De L'obtention Du Diplôme d'Ingénieur D'état En Raffinage, Spécialité: Génie Des Procédés Et Pharmaceutiques, Option : Raffinage, Thème: Amélioration de la teneur en précurseur en aromatique de la naphta B au niveau du splitter de l'unité 11 de la RA1K, Université Mohamed Bouguerra De Boumerdès, (2007), P1-7

[17] : <http://www.sonatrach.com>.

[18].P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome I, 2^{ème} édition 1972 –Paris,

P 377-390

[19]. CHITOUR, C.E.,Raffinage, propriétés thermiques, OPU, Tome 3, (1999).

[20]. Manuel des modifications du Splitter de Naphta, par SNAMPROGETTI. 1982

[21].SLIMANE ACHOUR, Comportement volumique des hydrocarbures, Equation d'état de BENG-ROBINSON.

[22]. Manuel de HYSIS, HYPROTECH-CANADA

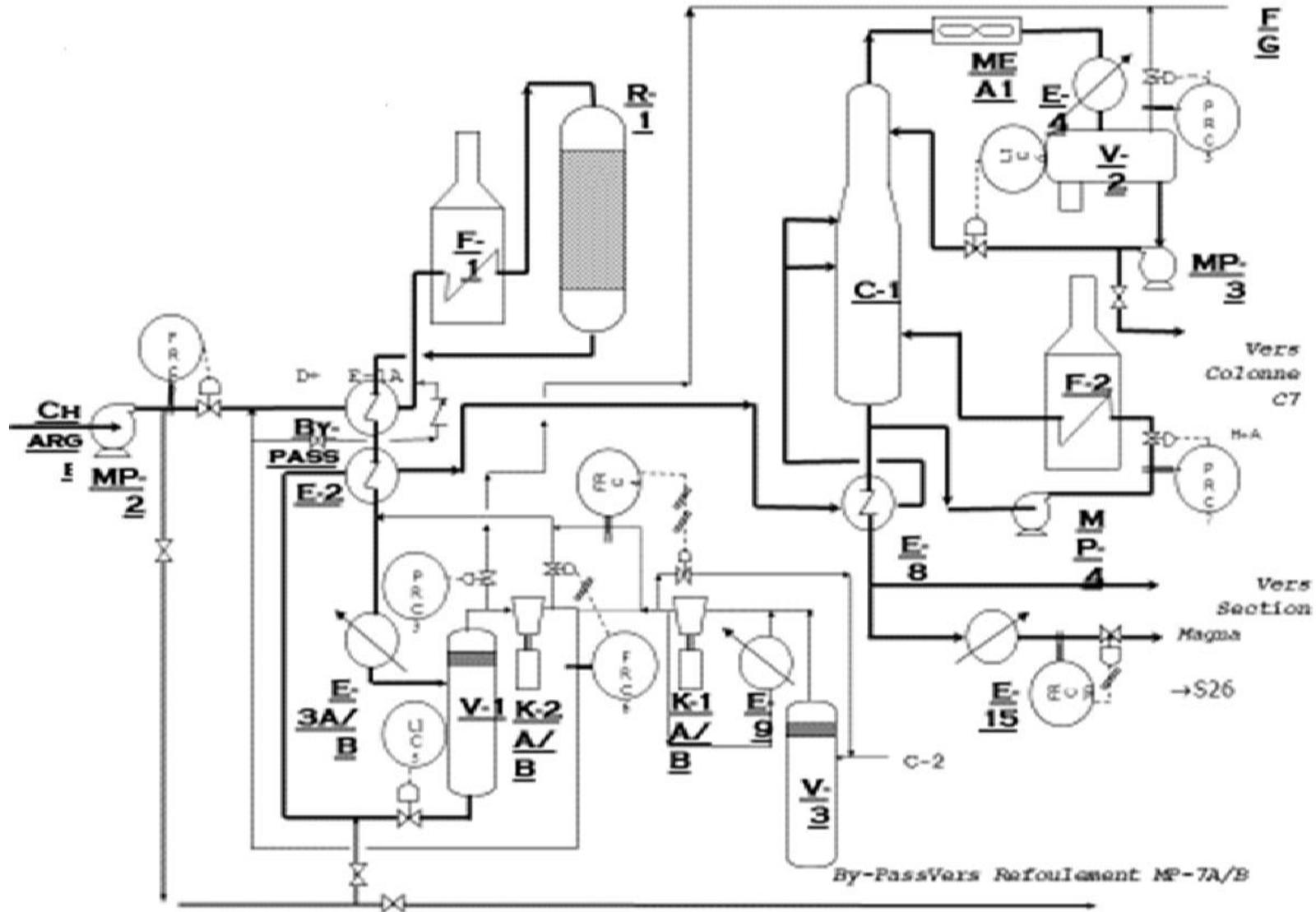


Figure I: Schéma simplifié de la section prétraitement catalytique

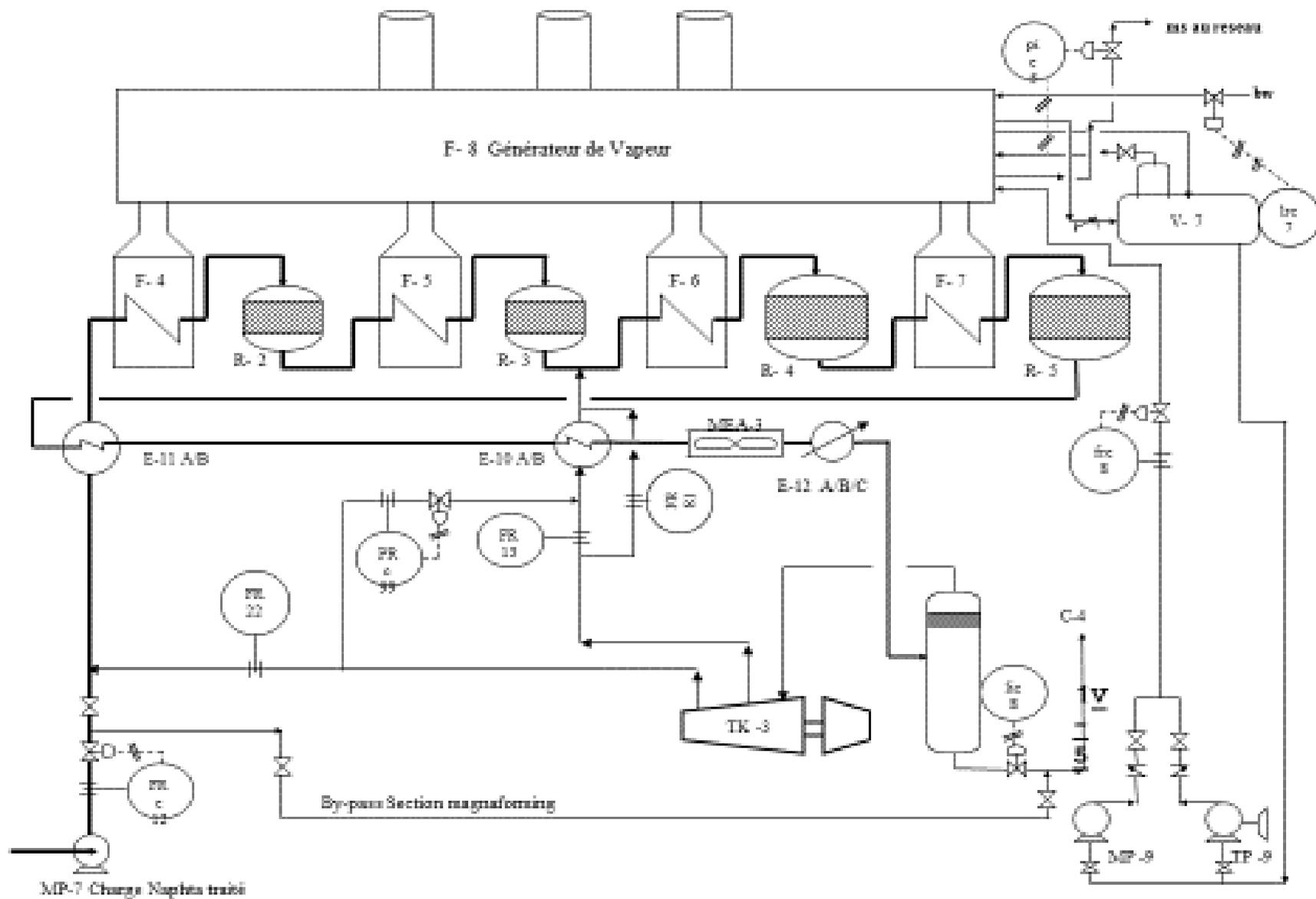


Figure II: Schéma Simplifier de la Section Magnaforming

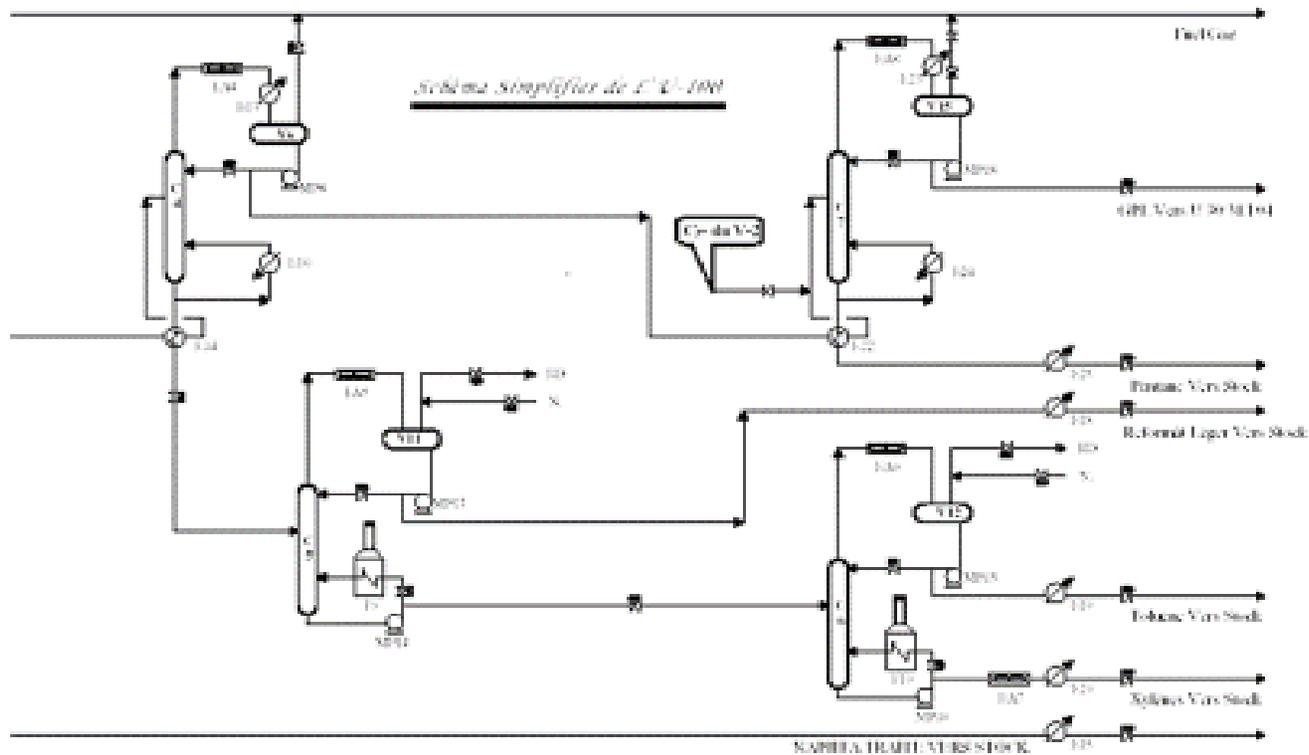


Figure III: Schéma Simplifier de la section de fractionnement

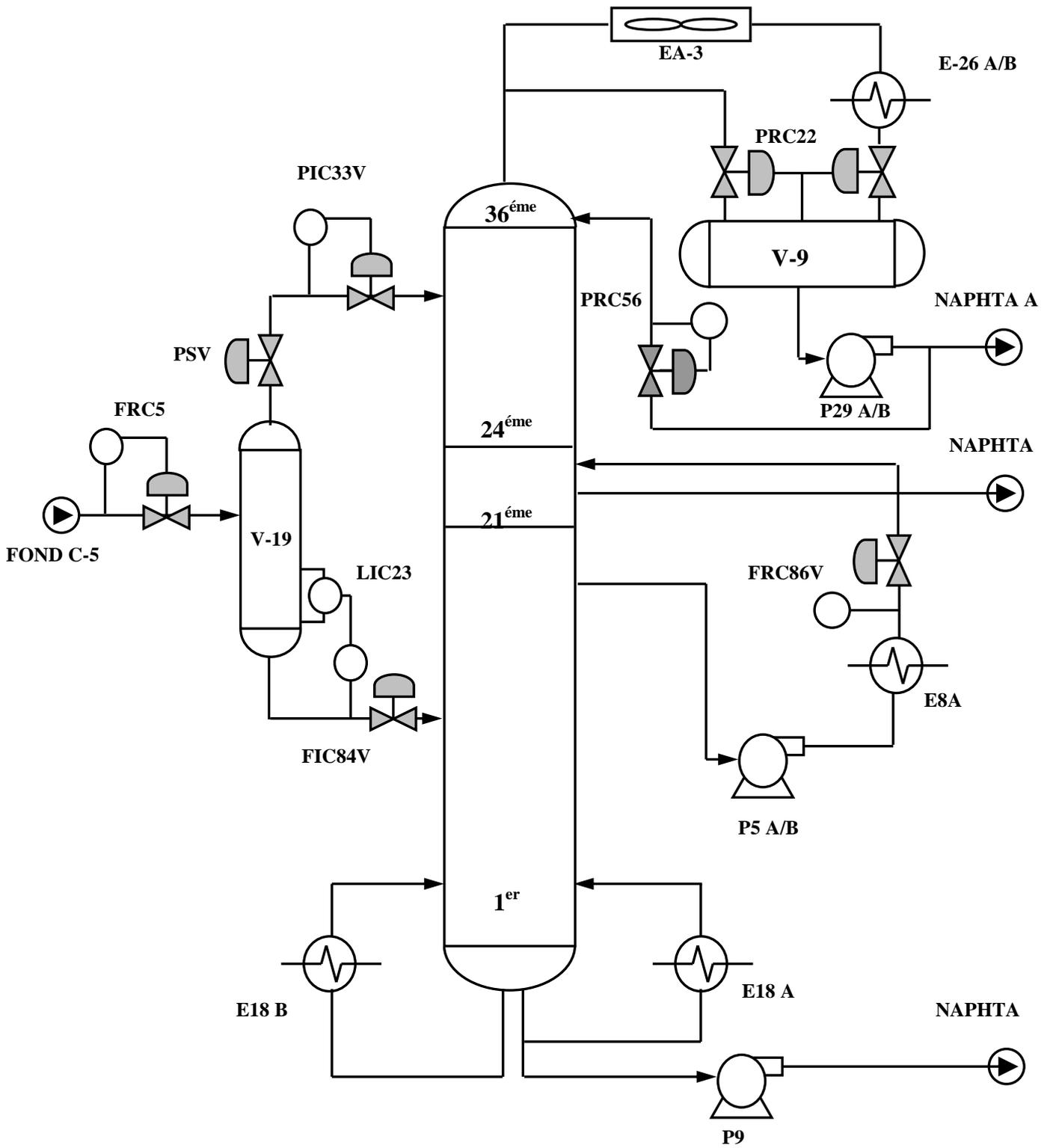


Figure IV : Schéma du splitter de naphta 10-C-6



TEAM LND
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: D:\DRIDG.HSC

Unit Set: SI

Distillation: 10-C-6 @Main

CONNECTIONS

Inlet Stream			
STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION	
QR	Reboiler		
D	29_Main TS	Separator	V-19
R	13_Main TS	Separator	V-19
Outlet Stream			
STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION	
QC	Condenser		
NA	Condenser		
NL	Reboiler	Distillation	2ème SPLITTER

MONITOR

Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
Reflux Ratio	3.900 *	3.900	2.457e-008	1.000e-002 *	1.000e-002 *	On	On	On
Distillate Rate	74.00 m3/h *	74.00 m3/h	-5.505e-905	1.000e-002 *	1.000 m3/h *	On	On	On
Reflux Rate	--	288.6 m3/h	--	1.000e-002 *	1.000 m3/h *	Off	On	Off
Blms Prod Rate	--	376.0 m3/h	--	1.000e-002 *	1.000 m3/h *	Off	On	Off

SPECS

Column Specification Parameters

Reflux Ratio

Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	--	Upper Bound:	--
Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Specification:	--		

Distillate Rate

Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	--	Upper Bound:	--
Stream:	NA	Flow Basis:	Std Ideal Vol				

Reflux Rate

Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	--	Upper Bound:	--
Stage:	Condenser	Flow Basis:	Std Ideal Vol	Liquid Specification:	--		

Blms Prod Rate

Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	--	Upper Bound:	--
Stream:	NL	Flow Basis:	Std Ideal Vol				

PROFILES

General Parameters

Sub-Flow Sheet:	10-C-6 (COL1)	Number of Stages:	36 *
-----------------	---------------	-------------------	------

Profile Estimates

	Temperature (C)	Net Liquid (m3/h)	Net Vapour (m3/h)
Condenser	42.00 *	288.6	1.299e-016
36_Main TS	63.00 *	327.2	362.6
35_Main TS	38.63	324.2	401.1
34_Main TS	45.10	320.6	398.2
33_Main TS	51.05	319.6	394.6
32_Main TS	55.75	319.7	393.8
31_Main TS	59.25	318.6	393.7
30_Main TS	62.58	304.2	392.6
29_Main TS	72.89	288.2	378.2
28_Main TS	68.33	257.4	225.9
27_Main TS	68.56	256.9	217.0
26_Main TS	69.21	257.2	216.5
25_Main TS	69.84	257.6	216.9
24_Main TS	70.44	257.9	217.2



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: D:\DRD\3.HSC

Unit Set: SI

Distillation: 10-C-5 @Main (continued)

Profile Estimates

		Temperature (C)	Net Liquid (m3/h)	Net Vapour (m3/h)
12	23_Main TS	71.03	258.1	217.5
13	22_Main TS	71.63	258.4	217.8
14	21_Main TS	72.25	258.6	218.0
15	20_Main TS	72.92	258.7	218.2
16	19_Main TS	73.67	258.8	218.3
17	18_Main TS	74.56	258.9	218.4
18	17_Main TS	75.66	258.9	218.5
19	16_Main TS	77.12	258.6	218.5
20	15_Main TS	79.32	258.4	218.2
21	14_Main TS	84.06	238.6	216.1
22	13_Main TS	108.6	429.8	198.2
23	12_Main TS	101.5	412.7	192.78
24	11_Main TS	99.57	406.7	186.60
25	10_Main TS	98.72	404.0	184.65
26	9_Main TS	98.35	402.9	183.62
27	8_Main TS	98.25	402.6	183.50
28	7_Main TS	98.30	402.7	183.56
29	6_Main TS	98.46	403.2	183.73
30	5_Main TS	98.69	403.9	183.92
31	4_Main TS	98.96	404.6	184.12
32	3_Main TS	99.34	405.8	184.80
33	2_Main TS	99.77	407.0	185.83
34	1_Main TS	100.5	408.4	187.04
35	Reboiler	117.0	376.0	32.36

SIDE STRIPPERS

SIDE RECTIFIERS

Other Equipment in Column Flowsheet

PROPERTIES

Properties : D

	Overall	Vapour Phase
47	Vapour/Phase Fraction	1.0000
48	Temperature: (C)	171.0
49	Pressure: (kPa)	715.9
50	Molar Flow (kgmole/h)	889.1
51	Mass Flow (kg/h)	7.884e+004
52	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	114.4
53	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.246e+005
54	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1405
55	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	198.5
56	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.239
57	Heat Flow (kJ/h)	-1.108e+008
58	Molar Density (kgmole/m3)	0.2294
59	Mass Density (kg/m3)	20.34
60	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	689.3
61	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	684.2
62	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	204.5
63	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.306
64	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.625e-002
65	Viscosity (cP)	9.768e-003
66	Surface Tension (dyne/cm)	-
67	Molecular Weight	88.67
68	Z Factor	0.8452



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: D:\DRIDG\HSC

Unit Set: SI

Distillation: 10-C-6 @Main (continued)

Properties : R

		Overall	Liquid Phase	
11	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000	
12	Temperature: (C)	171.0	171.0	
13	Pressure: (kPa)	715.9	715.9	
14	Molar Flow (kgmole/h)	2368	2368	
15	Mass Flow (kg/h)	2.427e+005	2.427e+005	
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	335.6	335.6	
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.541e+005	-1.541e+005	
18	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1503	-1503	
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	170.8	170.8	
20	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.666	1.666	
21	Heat Flow (kJ/h)	-3.648e+008	-3.648e+008	
22	Molar Density (kgmole/m3)	5.579	5.579	
23	Mass Density (kg/m3)	572.0	572.0	
24	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	723.2	723.2	
25	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	728.0	728.0	
26	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	288.9	288.9	
27	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.818	2.818	
28	Thermal Conductivity (W/m-K)	7.890e-002	7.890e-002	
29	Viscosity (cP)	0.1353	0.1353	
30	Surface Tension (dyne/cm)	7.624	7.624	
31	Molecular Weight	102.5	102.5	
32	Z Factor	3.475e-002	3.475e-002	

Properties : NA

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
35	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
36	Temperature: (C)	-2.614	-2.614	-2.614
37	Pressure: (kPa)	24.52	24.52	24.52
38	Molar Flow (kgmole/h)	637.6	0.0000	637.6
39	Mass Flow (kg/h)	4.711e+004	0.0000	4.711e+004
40	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	74.00	0.0000	74.00
41	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.792e+005	-1.520e+005	-1.792e+005
42	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2426	-2121	-2426
43	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	41.36	142.2	41.36
44	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.5598	1.965	0.5598
45	Heat Flow (kJ/h)	-1.143e+008	0.0000	-1.143e+008
46	Molar Density (kgmole/m3)	8.890	1.104e-002	8.890
47	Mass Density (kg/m3)	656.9	0.7908	656.9
48	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	636.7	626.3	636.7
49	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	639.8	629.2	639.8
50	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	150.9	106.6	150.9
51	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.042	1.519	2.042
52	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1130	1.162e-002	0.1130
53	Viscosity (cP)	0.3067	5.889e-003	0.3067
54	Surface Tension (dyne/cm)	18.47	-	18.47
55	Molecular Weight	73.89	71.65	73.89
56	Z Factor	1.226e-003	0.9875	1.226e-003

Properties : NL

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
59	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
60	Temperature: (C)	104.1	104.1	104.1
61	Pressure: (kPa)	137.3	137.3	137.3
62	Molar Flow (kgmole/h)	2619	0.0000	2619
63	Mass Flow (kg/h)	2.745e+005	0.0000	2.745e+005
64	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	376.0	0.0000	376.0
65	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.717e+005	-1.325e+005	-1.717e+005
66	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1639	-1453	-1639
67	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	124.5	175.2	124.5
68	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.189	1.920	1.189



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: D:\DRID3.HSC

Unit Set: SI

Distillation: 10-C-6 @Main (continued)

Properties : NL

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
11	Heat Flow (kJ/h)	-4.498e+006	0.0000	-4.498e+006
12	Molar Density (kgmole/m ³)	6.230	4.590e-002	6.230
13	Mass Density (kg/m ³)	652.8	4.187	652.8
14	Sld Ideal Liq Mass Density (kg/m ³)	729.9	701.2	729.9
15	Liq Mass Density @Sld Cond (kg/m ³)	734.1	705.7	734.1
16	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	250.5	176.0	250.5
17	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.361	1.900	2.361
18	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1036	1.663e-002	0.1036
19	Viscosity (cP)	0.2407	7.677e-003	0.2407
20	Surface Tension (dyne/cm)	14.13	—	14.13
21	Molecular Weight	104.8	91.23	104.8
22	Z Factor	7.026e-003	0.9537	7.026e-003

SUMMARY

Flow Basis:		Molar	The composition option is selected		
Feed Composition					
	D	R			
28	Flow Rate (kgmole/h)	889.0616	2.367749e+03		
29		—	—		
30	i-Butane	0.0032	0.0006		
31	n-Butane	0.0031	0.0007		
32	i-Pentane	0.1711	0.0621		
33	n-Pentane	0.1625	0.0653		
34	n-Hexane	0.2012	0.1406		
35	n-Heptane	0.1107	0.1307		
36	n-Octane	0.0646	0.1270		
37	n-Nonane	0.0214	0.0696		
38	n-Decane	0.0123	0.0649		
39	Cyclopentane	0.0111	0.0054		
40	Cyclohexane	0.0260	0.0225		
41	Methylcyclopentane	0.0304	0.0230		
42	11Methylcyclopentane	0.0835	0.0636		
43	244Methylpentene	0.0292	0.0400		
44	Cyclononane	0.0113	0.0615		
45	Cyclododecane	0.0011	0.0107		
46	Benzene	0.0186	0.0142		
47	Toluene	0.0201	0.0274		
48	p-Xylene	0.0138	0.0335		
49	Cumene	0.0050	0.0167		

Flow Basis:		Molar	The composition option is selected		
Feed Flows					
	D	R			
53	Flow Rate (kgmole/h)	889.0616	2.367749e+03		
54		—	—		
55	i-Butane (kgmole/h)	2.8845	1.5023		
56	n-Butane (kgmole/h)	2.7295	1.6573		
57	i-Pentane (kgmole/h)	152.1277	146.9315		
58	n-Pentane (kgmole/h)	144.4510	154.6082		
59	n-Hexane (kgmole/h)	178.8659	332.9940		
60	n-Heptane (kgmole/h)	90.3747	309.3899		
61	n-Octane (kgmole/h)	57.3417	300.6309		
62	n-Nonane (kgmole/h)	19.0143	164.8246		
63	n-Decane (kgmole/h)	10.9013	163.5834		
64	Cyclopentane (kgmole/h)	9.8320	12.8900		
65	Cyclohexane (kgmole/h)	23.1237	53.3754		
66	Methylcyclopentane (kgmole/h)	27.0576	54.3629		
67	11Methylcyclopentane (kgmole/h)	74.2170	197.8949		
68	244Methylpentene (kgmole/h)	25.9695	94.6928		



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: D:\DRID3.HSC

Unit Set: SI

Distillation: 10-C-6 @Main (continued)

SUMMARY

	D	R			
12 Cyclonane (kgmole/h)	10.0848	145.8957			
13 Cyclodecane (kgmole/h)	1.0162	25.3416			
14 Benzene (kgmole/h)	16.5239	33.6652			
15 Toluene (kgmole/h)	17.8844	64.7873			
16 p-Xylene (kgmole/h)	12.2508	79.3134			
17 Cumene (kgmole/h)	4.4112	39.6074			

Products

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Compositions

	NA	NL			
22 Flow Rate (kgmole/h)	637.5816	2.619229e+03			
23	—	—			
24 i-Butane	0.0068	0.0000			
25 n-Butane	0.0068	0.0000			
26 i-Pentane	0.4181	0.0124			
27 n-Pentane	0.3981	0.0178			
28 n-Hexane	0.1240	0.1852			
29 n-Heptane	0.0004	0.1556			
30 n-Octane	0.0000	0.1367			
31 n-Nonane	0.0000	0.0702			
32 n-Decane	0.0000	0.0628			
33 Cyclopentane	0.0264	0.0023			
34 Cyclohexane	0.0022	0.0287			
35 Methylcyclopentan	0.0105	0.0285			
36 11Methylcyclopentan	0.0014	0.1036			
37 244Methylpentene	0.0001	0.0460			
38 Cyclonane	0.0000	0.0596			
39 Cyclodecane	0.0000	0.0101			
40 Benzene	0.0071	0.0174			
41 Toluene	0.0000	0.0316			
42 p-Xylene	0.0000	0.0350			
43 Cumene	0.0000	0.0168			

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Flows

	NA	NL			
47 Flow Rate (kgmole/h)	637.5816	2.619229e+03			
48	—	—			
49 i-Butane (kgmole/h)	4.3672	0.0196			
50 n-Butane (kgmole/h)	4.3217	0.0651			
51 i-Pentane (kgmole/h)	266.5956	32.4637			
52 n-Pentane (kgmole/h)	252.5334	46.5258			
53 n-Hexane (kgmole/h)	79.0481	432.8118			
54 n-Heptane (kgmole/h)	0.2399	407.5247			
55 n-Octane (kgmole/h)	0.0081	357.9645			
56 n-Nonane (kgmole/h)	0.0005	183.8384			
57 n-Decane (kgmole/h)	0.0001	164.4845			
58 Cyclopentane (kgmole/h)	16.8205	5.9015			
59 Cyclohexane (kgmole/h)	1.4082	75.0910			
60 Methylcyclopentan (kgmole/h)	6.7134	74.7071			
61 11Methylcyclopentan (kgmole/h)	0.9014	271.2105			
62 244Methylpentene (kgmole/h)	0.0773	120.5850			
63 Cyclonane (kgmole/h)	0.0001	155.7804			
64 Cyclodecane (kgmole/h)	0.0000	26.3579			
65 Benzene (kgmole/h)	4.5240	45.6651			
66 Toluene (kgmole/h)	0.0212	82.6505			
67 p-Xylene (kgmole/h)	0.0009	91.5632			
68 Cumene (kgmole/h)	0.0001	44.0185			

Hyprotech Ltd.

HYSYS v3.2 (Build 5029)

Page 5 of 7



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: D:\DRIDG.HSC

Unit Set: SI

Distillation: 10-C-6 @Main (continued)

SUMMARY

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Recoveries

	NA	NL		
14 Flow Rate (kgmole/h)	637.5816	2.619229e+03		
15	—	—		
16 i-Butane (%)	99.5539	0.4461		
17 n-Butane (%)	98.5158	1.4842		
18 i-Pentane (%)	89.1447	10.8553		
19 n-Pentane (%)	84.4426	15.5574		
20 n-Hexane (%)	15.4433	84.5567		
21 n-Heptane (%)	0.0588	99.9412		
22 n-Octane (%)	0.0023	99.9977		
23 n-Nonane (%)	0.0003	99.9997		
24 n-Decane (%)	0.0001	99.9999		
25 Cyclopentane (%)	74.0272	25.9728		
26 Cyclohexane (%)	1.8407	98.1593		
27 Methylcyclopentane (%)	8.2454	91.7546		
28 1,1-Dimethylcyclopentane (%)	0.3313	99.6687		
29 2,4,4-Trimethylpentane (%)	0.0641	99.9359		
30 Cyclooctane (%)	0.0080	100.0000		
31 Cyclodecane (%)	0.0000	100.0000		
32 Benzene (%)	9.0139	90.9861		
33 Toluene (%)	0.0257	99.9743		
34 p-Xylene (%)	0.0010	99.9990		
35 Cumene (%)	0.0003	99.9997		

COLUMN PROFILES

Reflux Ratio: 3.900 Reboil Ratio: 9.496e-002 The Flows Option is Selected Flow Basis: Molar

Column Profiles Flows

	Temperature (C)	Pressure (kPa)	Net Liq (kgmole/h)	Net Vap (kgmole/h)	Net Feed (kgmole/h)	Net Draws (kgmole/h)
41 Condenser	-2.614	24.52	2487	—	—	637.6
42 36 Main TS	31.04	83.36	2786	3124	—	—
43 35 Main TS	38.63	84.90	2722	3426	—	—
44 34 Main TS	45.10	86.44	2649	3360	—	—
45 33 Main TS	51.05	87.98	2606	3287	—	—
46 32 Main TS	55.75	89.52	2583	3244	—	—
47 31 Main TS	59.25	91.06	2557	3220	—	—
48 30 Main TS	62.58	92.60	2425	3194	—	—
49 29 Main TS	72.80	94.14	2076	3063	889.1	—
50 28 Main TS	68.33	95.68	2002	1824	—	—
51 27 Main TS	68.56	97.23	1998	1751	—	—
52 26 Main TS	69.21	98.77	2000	1746	—	—
53 25 Main TS	69.84	100.3	2003	1749	—	—
54 24 Main TS	70.44	101.8	2005	1751	—	—
55 23 Main TS	71.03	103.4	2008	1754	—	—
56 22 Main TS	71.63	104.9	2009	1756	—	—
57 21 Main TS	72.25	106.5	2011	1758	—	—
58 20 Main TS	72.92	108.0	2012	1759	—	—
59 19 Main TS	73.67	109.6	2011	1760	—	—
60 18 Main TS	74.56	111.1	2010	1760	—	—
61 17 Main TS	75.66	112.6	2005	1758	—	—
62 16 Main TS	77.12	114.2	1994	1753	—	—
63 15 Main TS	79.32	115.7	1962	1742	—	—
64 14 Main TS	84.06	117.3	1799	1711	—	—
65 13 Main TS	106.6	118.8	3038	1547	2368	—
66 12 Main TS	101.5	120.3	2904	418.6	—	—
67 11 Main TS	99.57	121.9	2857	285.1	—	—
68 10 Main TS	98.72	123.4	2837	238.2	—	—



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: D:\DRD\G.HSC

Unit Set: SI

Distillation: 10-C-5 @Main (continued)

COLUMN PROFILES

	Temperature (C)	Pressure (kPa)	Net Liq (kgmole/h)	Net Vap (kgmole/h)	Net Feed (kgmole/h)	Net Draws (kgmole/h)
9_Main TS	98.35	125.0	2828	217.7	—	—
8_Main TS	98.25	126.5	2826	208.9	—	—
7_Main TS	98.30	128.0	2827	206.4	—	—
6_Main TS	98.46	129.6	2831	207.7	—	—
5_Main TS	98.69	131.1	2836	211.5	—	—
4_Main TS	98.98	132.7	2843	216.9	—	—
3_Main TS	99.34	134.2	2851	223.6	—	—
2_Main TS	99.77	135.6	2859	231.3	—	—
1_Main TS	100.5	137.3	2868	240.0	—	—
Reboiler	104.1	137.3	—	248.8	—	2619

Column Profiles Energy

	Temperature (C)	Liquid Enthalpy (kJ/mole)	Vapour Enthalpy (kJ/mole)	Heat Loss (kJ/h)
Condenser	-2.614	-1.792e+005	-1.520e+005	—
36_Main TS	31.04	-1.741e+005	-1.478e+005	—
35_Main TS	38.63	-1.734e+005	-1.464e+005	—
34_Main TS	45.10	-1.729e+005	-1.452e+005	—
33_Main TS	51.05	-1.725e+005	-1.443e+005	—
32_Main TS	55.75	-1.719e+005	-1.435e+005	—
31_Main TS	59.25	-1.712e+005	-1.428e+005	—
30_Main TS	62.58	-1.703e+005	-1.420e+005	—
29_Main TS	72.80	-1.693e+005	-1.401e+005	—
28_Main TS	68.33	-1.702e+005	-1.407e+005	—
27_Main TS	68.56	-1.701e+005	-1.406e+005	—
26_Main TS	69.21	-1.699e+005	-1.404e+005	—
25_Main TS	69.94	-1.696e+005	-1.402e+005	—
24_Main TS	70.44	-1.694e+005	-1.399e+005	—
23_Main TS	71.03	-1.691e+005	-1.397e+005	—
22_Main TS	71.63	-1.688e+005	-1.394e+005	—
21_Main TS	72.25	-1.685e+005	-1.391e+005	—
20_Main TS	72.92	-1.681e+005	-1.387e+005	—
19_Main TS	73.67	-1.678e+005	-1.383e+005	—
18_Main TS	74.56	-1.674e+005	-1.379e+005	—
17_Main TS	75.66	-1.670e+005	-1.374e+005	—
16_Main TS	77.12	-1.667e+005	-1.369e+005	—
15_Main TS	79.32	-1.665e+005	-1.364e+005	—
14_Main TS	84.06	-1.660e+005	-1.356e+005	—
13_Main TS	106.6	-1.656e+005	-1.325e+005	—
12_Main TS	101.5	-1.713e+005	-1.332e+005	—
11_Main TS	99.57	-1.720e+005	-1.335e+005	—
10_Main TS	98.72	-1.722e+005	-1.336e+005	—
9_Main TS	98.35	-1.724e+005	-1.337e+005	—
8_Main TS	98.25	-1.724e+005	-1.337e+005	—
7_Main TS	98.30	-1.724e+005	-1.337e+005	—
6_Main TS	98.46	-1.723e+005	-1.337e+005	—
5_Main TS	98.69	-1.722e+005	-1.337e+005	—
4_Main TS	98.98	-1.722e+005	-1.336e+005	—
3_Main TS	99.34	-1.720e+005	-1.335e+005	—
2_Main TS	99.77	-1.719e+005	-1.334e+005	—
1_Main TS	100.5	-1.717e+005	-1.333e+005	—
Reboiler	104.1	-1.717e+005	-1.325e+005	—

VARIABLES

Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: D:\DRIDG\HSC

Unit Set: SI

Distillation: 2ème SPLITTER @Main

CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION
QT	Reboiler	
NL	18_Main TS	Distillation 10-C-6

Outlet Stream

STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION
QS	Condenser	
NB	Condenser	
NC	Reboiler	

MONITOR

Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
Reflux Ratio	0.4000 *	0.4000	1.330e-003	1.000e-002 *	1.000e-002 *	On	On	On
Distillate Rate	330.0 m3/h *	330.1 m3/h	1.816e-004	1.000e-002 *	1.000 m3/h *	On	On	On
Reflux Rate	—	132.0 m3/h	—	1.000e-002 *	1.000 m3/h *	Off	On	Off
Bottoms Prod Rate	—	45.94 m3/h	—	1.000e-002 *	1.000 m3/h *	Off	On	Off

SPECS

Column Specification Parameters

Reflux Ratio

Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	—	Upper Bound:	—
Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Specification:	—		

Distillate Rate

Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	—	Upper Bound:	—
Stream:	NB	Flow Basis:	Std Ideal Vd				

Reflux Rate

Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	—	Upper Bound:	—
Stage:	Condenser	Flow Basis:	Std Ideal Vd	Liquid Specification:	—		

Bottoms Prod Rate

Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	—	Upper Bound:	—
Stream:	NC	Flow Basis:	Std Ideal Vd				

PROFILES

General Parameters

Sub-Flow Sheet:	2ème SPLITTER (COL2)	Number of Stages:	30 *
-----------------	----------------------	-------------------	------

Profile Estimates

	Temperature (C)	Net Liquid (m3/h)	Net Vapour (m3/h)
Condenser	90.00 *	132.0	5.607e-019
30_Main TS	124.0 *	146.3	462.1
29_Main TS	115.4	144.3	478.4
28_Main TS	120.7	140.3	474.3
27_Main TS	123.7	137.0	470.4
26_Main TS	125.7	134.4	467.1
25_Main TS	127.1	132.2	464.5
24_Main TS	128.3	130.4	462.3
23_Main TS	129.2	128.9	460.5
22_Main TS	130.0	127.6	458.9
21_Main TS	130.7	126.9	457.6
20_Main TS	131.1	126.1	457.0
19_Main TS	130.5	147.2	459.1
18_Main TS	124.1	506.7	477.3
17_Main TS	141.0	526.7	463.8



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: D:\DRIDG.HSC

Unit Set: SI

Distillation: 2ème SPLITTER @Main (continued)

Profile Estimates

		Temperature (C)	Net Liquid (m3/h)	Net Vapour (m3/h)
12	16_Main TS	154.0	546.2	490.7
13	15_Main TS	162.5	560.4	500.2
14	14_Main TS	166.0	568.1	514.5
15	13_Main TS	171.8	574.2	523.2
16	12_Main TS	174.4	577.1	528.2
17	11_Main TS	176.5	578.8	531.2
18	10_Main TS	178.1	579.8	532.9
19	9_Main TS	179.4	580.3	533.8
20	8_Main TS	180.6	580.4	534.3
21	7_Main TS	181.6	580.2	534.5
22	6_Main TS	182.5	579.7	534.3
23	5_Main TS	183.4	578.9	533.8
24	4_Main TS	184.3	577.8	533.0
25	3_Main TS	185.1	576.2	531.8
26	2_Main TS	186.0	574.1	530.2
27	1_Main TS	186.9	571.5	528.1
28	Reboiler	201.0 *	45.94	525.5

SIDE STRIPPERS

SIDE RECTIFIERS

Other Equipment in Column Flowsheet

PROPERTIES

Properties : NL

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
40	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
41	Temperature: (C)	104.1	104.1
42	Pressure: (kPa)	137.3	137.3
43	Molar Flow (kgmole/h)	2619	0.1030
44	Mass Flow (t/h)	2.745e+005	9.385
45	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	376.0	1.340e-002
46	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.717e+005	-1.325e+005
47	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1639	-1453
48	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	124.5	175.2
49	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.189	1.920
50	Heat Flow (t/h)	-4.496e+006	-1.365e+004
51	Molar Density (kgmole/m3)	6.197	4.590e-002
52	Mass Density (kg/m3)	649.4	4.187
53	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	729.9	701.2
54	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	734.1	705.7
55	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	250.5	176.0
56	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.391	1.930
57	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1036	1.863e-002
58	Viscosity (cP)	0.2407	7.677e-003
59	Surface Tension (dyn/cm)	14.13	—
60	Molecular Weight	104.8	91.23
61	Z Factor	—	0.9637

Properties : NB

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
64	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
65	Temperature: (C)	44.73	44.73
66	Pressure: (kPa)	24.52	24.52
67	Molar Flow (kgmole/h)	2347	0.0000
68	Mass Flow (t/h)	2.379e+005	0.0000



TEAM LND
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: D:\DRID3.HSC

Unit Set: SI

Distillation: 2ème SPLITTER @Main (continued)

Properties : NB

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
11	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	330.1	0.0000	330.1
12	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.815e+005	-1.804e+005	-1.815e+005
13	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1791	-1594	-1791
14	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	79.07	157.4	79.07
15	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.7801	1.787	0.7801
16	Heat Flow (kJ/h)	-4.261e+008	0.0000	-4.261e+008
17	Molar Density (kgmole/m3)	6.894	9.389e-003	6.894
18	Mass Density (kg/m3)	698.8	0.8270	698.8
19	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	720.8	693.4	720.8
20	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	725.1	698.0	725.1
21	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	212.9	145.3	212.9
22	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.100	1.650	2.100
23	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1173	1.364e-002	0.1173
24	Viscosity (cP)	0.3796	6.395e-003	0.3796
25	Surface Tension (dyne/cm)	19.11	-	19.11
26	Molecular Weight	101.4	88.08	101.4
27	Z Factor	1.345e-003	0.9880	1.345e-003

Properties : NC

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
29	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
30	Temperature (C)	187.8	187.8	187.8
31	Pressure (kPa)	137.3	137.3	137.3
32	Molar Flow (kgmole/h)	272.0	0.0000	272.0
33	Mass Flow (kg/h)	3.653e+004	0.0000	3.653e+004
34	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	45.94	0.0000	45.94
35	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.771e+005	-1.411e+005	-1.771e+005
36	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1318	-1050	-1318
37	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	225.0	321.2	225.0
38	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.675	2.389	1.675
39	Heat Flow (kJ/h)	-4.816e+007	0.0000	-4.816e+007
40	Molar Density (kgmole/m3)	4.813	3.802e-002	4.813
41	Mass Density (kg/m3)	646.6	5.112	646.6
42	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	795.2	789.2	795.2
43	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	797.6	792.3	797.6
44	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	356.3	290.8	356.3
45	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.652	2.163	2.652
46	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1007	2.035e-002	0.1007
47	Viscosity (cP)	0.2124	7.612e-003	0.2124
48	Surface Tension (dyne/cm)	12.92	-	12.92
49	Molecular Weight	134.3	134.4	134.3
50	Z Factor	7.442e-003	0.9421	7.442e-003

SUMMARY

54	Flow Basis:	Molar	The composition option is selected		
55	Feed Composition				
56		NI			
57	Flow Rate (kgmole/h)	2.619229e+03			
58		-			
59	i-Butane	0.0000			
60	n-Butane	0.0000			
61	i-Pentane	0.0124			
62	n-Pentane	0.0176			
63	n-Hexane	0.1652			
64	n-Heptane	0.1556			
65	n-Octane	0.1367			
66	n-Nonane	0.0702			
67	n-Decane	0.0628			
68	Cyclopentane	0.0023			



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: D:\DRID3.HSC

Unit Set: SI

Distillation: 2ème SPLITTER @Main (continued)

SUMMARY

	NL				
12	Cyclohexane	0.0287			
13	Myclopentan	0.0285			
14	11Mycpenta	0.1035			
15	244M1pentene	0.0460			
16	Cyclonane	0.0595			
17	Cyclodecane	0.0101			
18	Benzene	0.0174			
19	Toluene	0.0316			
20	p-Xylene	0.0350			
21	Cumene	0.0168			

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Feed Flows

	NL				
25	Flow Rate (kgmole/h)	2.619229e+03			
26		—			
27	i-Butane (kgmole/h)	0.0196			
28	n-Butane (kgmole/h)	0.0651			
29	i-Pentane (kgmole/h)	32.4637			
30	n-Pentane (kgmole/h)	46.5258			
31	n-Hexane (kgmole/h)	432.6118			
32	n-Heptane (kgmole/h)	407.5247			
33	n-Octane (kgmole/h)	357.9645			
34	n-Nonane (kgmole/h)	183.6384			
35	n-Decane (kgmole/h)	164.4845			
36	Cyclopentane (kgmole/h)	5.9015			
37	Cyclohexane (kgmole/h)	75.0610			
38	Myclopentan (kgmole/h)	74.7071			
39	11Mycpenta (kgmole/h)	271.2105			
40	244M1pentene (kgmole/h)	120.5850			
41	Cyclonane (kgmole/h)	155.7804			
42	Cyclodecane (kgmole/h)	26.3579			
43	Benzene (kgmole/h)	45.6651			
44	Toluene (kgmole/h)	82.6505			
45	p-Xylene (kgmole/h)	91.5632			
46	Cumene (kgmole/h)	44.0185			

Products

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Compositions

	NB	NC			
51	Flow Rate (kgmole/h)	2.347266e+03	271.9622		
52		—	—		
53	i-Butane	0.0000	0.0000		
54	n-Butane	0.0000	0.0000		
55	i-Pentane	0.0136	0.0000		
56	n-Pentane	0.0198	0.0000		
57	n-Hexane	0.1844	0.0000		
58	n-Heptane	0.1736	0.0000		
59	n-Octane	0.1525	0.0000		
60	n-Nonane	0.0781	0.0021		
61	n-Decane	0.0214	0.4202		
62	Cyclopentane	0.0025	0.0000		
63	Cyclohexane	0.0320	0.0000		
64	Myclopentan	0.0318	0.0000		
65	11Mycpenta	0.1155	0.0000		
66	244M1pentene	0.0514	0.0000		
67	Cyclonane	0.0106	0.4797		
68	Cyclodecane	0.0000	0.0968		



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: D:\DRID3.HSC

Unit Set: SI

Distillation: 2ème SPLITTER @Main (continued)

SUMMARY

	NB	NC		
12 Benzene	0.0195	0.0000		
13 Toluene	0.0352	0.0000		
14 p-Xylene	0.0390	0.0000		
15 Cumene	0.0186	0.0012		

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Flows

	NB	NC		
19 Flow Rate (kgmole/h)	2.347266e+03	271.9622		
20	—	—		
21 i-Butane (kgmole/h)	0.0196	0.0000		
22 n-Butane (kgmole/h)	0.0651	0.0000		
23 i-Pentane (kgmole/h)	32.4637	0.0000		
24 n-Pentane (kgmole/h)	46.5258	0.0000		
25 n-Hexane (kgmole/h)	432.8118	0.0000		
26 n-Heptane (kgmole/h)	407.5247	0.0000		
27 n-Octane (kgmole/h)	357.9641	0.0004		
28 n-Nonane (kgmole/h)	183.2794	0.5590		
29 n-Decane (kgmole/h)	50.2118	114.2727		
30 Cyclopentane (kgmole/h)	5.9015	0.0000		
31 Cyclohexane (kgmole/h)	75.0910	0.0000		
32 Methylcyclopentan (kgmole/h)	74.7071	0.0000		
33 11Methylcyclopentan (kgmole/h)	271.2105	0.0000		
34 244Methylpentene (kgmole/h)	120.5850	0.0000		
35 Cyclononane (kgmole/h)	25.3081	130.4722		
36 Cyclododecane (kgmole/h)	0.0271	26.3308		
37 Benzene (kgmole/h)	45.6651	0.0000		
38 Toluene (kgmole/h)	82.6505	0.0000		
39 p-Xylene (kgmole/h)	91.5580	0.0052		
40 Cumene (kgmole/h)	43.6966	0.3219		

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Recoveries

	NB	NC		
44 Flow Rate (kgmole/h)	2.347266e+03	271.9622		
45	—	—		
46 i-Butane (%)	100.0000	0.0000		
47 n-Butane (%)	100.0000	0.0000		
48 i-Pentane (%)	100.0000	0.0000		
49 n-Pentane (%)	100.0000	0.0000		
50 n-Hexane (%)	100.0000	0.0000		
51 n-Heptane (%)	100.0000	0.0000		
52 n-Octane (%)	99.9999	0.0001		
53 n-Nonane (%)	99.6959	0.3041		
54 n-Decane (%)	30.5268	69.4732		
55 Cyclopentane (%)	100.0000	0.0000		
56 Cyclohexane (%)	100.0000	0.0000		
57 Methylcyclopentan (%)	100.0000	0.0000		
58 11Methylcyclopentan (%)	100.0000	0.0000		
59 244Methylpentene (%)	100.0000	0.0000		
60 Cyclononane (%)	16.2460	83.7540		
61 Cyclododecane (%)	0.1027	99.8973		
62 Benzene (%)	100.0000	0.0000		
63 Toluene (%)	100.0000	0.0000		
64 p-Xylene (%)	99.9943	0.0057		
65 Cumene (%)	99.2688	0.7312		

COLUMN PROFILES

68 Reflux Ratio: 0.4000	Reboil Ratio: 11.34	The Flows Option is Selected	Flow Basis: Molar
-------------------------	---------------------	------------------------------	-------------------

Hyprotech Ltd.

HYSYS v3.2 (Build 5029)

Page 5 of 7



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: D:\DRODGLHSC

Unit Set: SI

Distillation: 2^{ème} SPLITTER @Main (continued)

COLUMN PROFILES

Column Profiles Flows

	Temperature (C)	Pressure (kPa)	Net Liq (kgmole/h)	Net Vap (kgmole/h)	Net Feed (kgmole/h)	Net Draws (kgmole/h)
13	Condenser	44.73	938.9	—	—	2347
14	30_Main TS	103.5	972.6	3286	—	—
15	29_Main TS	115.4	913.7	3320	—	—
16	28_Main TS	120.7	874.7	3261	—	—
17	27_Main TS	123.7	847.8	3222	—	—
18	26_Main TS	125.7	808.0	3195	—	—
19	25_Main TS	127.1	813.4	3175	—	—
20	24_Main TS	128.3	801.8	3161	—	—
21	23_Main TS	129.2	792.5	3149	—	—
22	22_Main TS	130.0	785.1	3140	—	—
23	21_Main TS	130.7	781.6	3132	—	—
24	20_Main TS	131.1	796.0	3129	—	—
25	19_Main TS	130.5	809.4	3143	—	—
26	18_Main TS	124.1	824.0	3257	2619	—
27	17_Main TS	141.0	821.3	2968	—	—
28	16_Main TS	154.0	825.3	2941	—	—
29	15_Main TS	162.5	829.3	2961	—	—
30	14_Main TS	168.0	831.6	3021	—	—
31	13_Main TS	171.8	833.3	3046	—	—
32	12_Main TS	174.4	834.2	3061	—	—
33	11_Main TS	176.5	834.8	3070	—	—
34	10_Main TS	178.1	835.2	3076	—	—
35	9_Main TS	179.4	835.6	3080	—	—
36	8_Main TS	180.6	835.9	3084	—	—
37	7_Main TS	181.6	836.1	3087	—	—
38	6_Main TS	182.5	836.3	3089	—	—
39	5_Main TS	183.4	836.4	3091	—	—
40	4_Main TS	184.3	836.4	3092	—	—
41	3_Main TS	185.1	836.3	3093	—	—
42	2_Main TS	186.0	836.1	3091	—	—
43	1_Main TS	186.9	835.7	3089	—	—
44	Reboiler	187.8	—	3085	—	272.0

Column Profiles Energy

	Temperature (C)	Liquid Enthalpy (kJ/kgmole)	Vapour Enthalpy (kJ/kgmole)	Heat Loss (LJ/h)
47	Condenser	44.73	-1.815e+005	-1.404e+005
48	30_Main TS	103.5	-1.806e+005	-1.360e+005
49	29_Main TS	115.4	-1.848e+005	-1.362e+005
50	28_Main TS	120.7	-1.876e+005	-1.366e+005
51	27_Main TS	123.7	-1.892e+005	-1.368e+005
52	26_Main TS	125.7	-1.900e+005	-1.368e+005
53	25_Main TS	127.1	-1.902e+005	-1.366e+005
54	24_Main TS	128.3	-1.901e+005	-1.364e+005
55	23_Main TS	129.2	-1.897e+005	-1.362e+005
56	22_Main TS	130.0	-1.892e+005	-1.359e+005
57	21_Main TS	130.7	-1.886e+005	-1.357e+005
58	20_Main TS	131.1	-1.880e+005	-1.355e+005
59	19_Main TS	130.5	-1.875e+005	-1.356e+005
60	18_Main TS	124.1	-1.825e+005	-1.373e+005
61	17_Main TS	141.0	-1.862e+005	-1.408e+005
62	16_Main TS	154.0	-1.853e+005	-1.444e+005
63	15_Main TS	162.5	-1.896e+005	-1.473e+005
64	14_Main TS	168.0	-1.906e+005	-1.493e+005
65	13_Main TS	171.8	-1.911e+005	-1.507e+005
66	12_Main TS	174.4	-1.914e+005	-1.515e+005
67	11_Main TS	176.5	-1.914e+005	-1.519e+005
68	10_Main TS	178.1	-1.912e+005	-1.520e+005

Résumé :

A cause de l'augmentation de la demande sur la production des matières finies basées sur **les hydrocarbures aromatiques**, la coupe « **Naphta intermédiaire** » est requise à contenir des grandes fractions **aromatiques**.

Dans l'unité de **Topping** à la Raffinerie de Skikda (**RA1K**), la **Naphta intermédiaire** dite **Naphta B** est issue d'une colonne **Splitter** qui sépare l'essence stabilisée en trois coupes : **Naphta A**, **Naphta B** et **naphta C**.

Le mauvais fonctionnement du **Splitter** se traduit par une mauvaise qualité de la coupe intermédiaire (**Naphta B**) pauvre au **précurseurs d'aromatiques**, en faisant d'abord une simulation du **Splitter** par l'augmentation du débit de reflux de tête qui améliore la qualité du **Naphta B**, mais ne règle pas le problème des débits vapeurs et liquides le long du **Splitter** due à la possibilité d'engorgement de vapeur.

En conclusion, il est évident qu'avec l'optimisation des différents paramètres possibles de l'installation actuelle du **Splitter** ne permet pas d'avoir la coupe de **Naphta B** requise, nous proposons d'étudier la possibilité d'installer un deuxième **Splitter** et montre par simulation qui avec cette **Splitter** on aura les paramètres requis.

Abstract:

Because of the increased demand on the production of finished materials based on **aromatic hydrocarbons**, the "**intermediate naphtha**" cut is required to contain large **aromatic** fractions.

In the unity of **Topping** in the refinery of Skikda (**RA1K**), **intermediate naphtha** said (**Naphtha B**) comes from a column **Splitter** that separates the stabilized gasoline into three fractions: **Naphtha A**, **Naphtha B** and **Naphtha C**.

Malfunction **Splitter** results in a poor quality of the intermediate cut (**naphtha B**) poor in **aromatic precursors**, by first making a simulation of the **Splitter** by increased overhead reflux flow which improves the quality of **Naphtha B**, but does not address the liquid and vapor flow problem along the **Splitter** due to steam flooding of possibility. In conclusion, it is evident that with the optimization of the different possible settings of the current installation of the **Splitter** does not have the **Naphtha B** cut required, we propose to study the possibility of installing a second **Splitter** and simulation shows that with this **Splitter** there will be the required parameters.