



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



**Université Saad DAHLAB BLIDA 1**  
**Faculté de Technologie**

**Département Génie des Procédés**

## **Mémoire**

En vue de l'obtention du diplôme de

**MASTER EN GENIE DES PROCEDES**

**Spécialité : Génie Chimique**

Intitulé du mémoire

**Vérification de Bilan Thermique de l'Unité  
"Fuel Cracking Catalytic" RFCC**

**Présenté par :**

**MELLAK Fatma zohra**

**SALEMKOUR Nadjet**

**Encadré par :**

**M. DADOU Salima (Promotrice)**

**Mr. LARIBI. M (Co-promoteur)**

Promotion 2024

## RESUMES

تتسم عملية التكسير التحفيزي بأهمية كبيرة في تكرير البترول لتحويل أجزاء الهيدروكربونات الثقيلة إلى منتجات أخف وأكثر قيمة في وجود محفز " الزيوليت ". يتحول جزء من الشحنة إلى فحم الكوك كمنتج فرعي للتكسير. تركز أطروحتنا على دراسة وحدة التكسير التحفيزي المائع في مصفاة الجزائر العاصمة. الهدف من هذا العمل هو ضمان التوازن الحراري لقسم التفاعل عن طريق التحقق من توازن المواد والتوازن الحراري لهذه الوحدة. محاكاة تشغيل هذا القسم باستخدام برنامج Aspen Tech Hysys V14، لتقييم تأثير بعض المعاملات على مردود فحم الكوك والمنتجات النهائية. تظهر النتائج مردود فحم الكوك بنسبة 6% وحرارة تفاعل 271,07 lb/BTU.

**الكلمات المفتاحية:** التكسير التحفيزي، محفز " الزيوليت "، فحم الكوك، التوازن الحراري.

The catalytic cracking process is of great importance in field of petroleum refining to convert heavy hydrocarbon fractions into lighter and more valuable products in the presence of the 'Zeolite' catalyst. Part of the feed is converted into coke as sub-product of cracking. Our dissertation focuses on the study of the residual fluid catalytic cracking unit of the Algiers refinery. The aim of this work is to ensure the thermal equilibrium of the reaction section by checking the material balance and the heat balance of this unit. Simulate the operation of this section using Aspen Tech Hysys V14 software, to assess the effect of certain parameters on the coke yield and the finished products. The results show a coke yield of 6% and a reaction heat of 271.07 BTU/lb.

**Keywords:** Catalytic cracking, 'Zeolite' catalyst, coke, heat balance.

Le procédé de craquage catalytique revêt une grande importance dans le domaine du raffinage du pétrole pour convertir les fractions d'hydrocarbures lourds en produits plus légers et plus précieux en présence du catalyseur "Zéolithe". Une partie de la charge est convertie en coke comme sous-produit du craquage. Notre mémoire porte sur l'étude de l'unité de craquage catalytique à fluide résiduel de la raffinerie d'Alger. L'objectif de ce travail consiste à assurer l'équilibre thermique de la section réactionnelle en vérifiant le bilan de matière et le bilan thermique de cette unité. Simuler le fonctionnement de cette section à l'aide du logiciel Aspen Tech Hysys V14, afin d'évaluer l'effet de certains paramètres sur le rendement du coke et en produits finis. Les résultats montrent un rendement du coke de 6% et une chaleur de réaction de 271,07 BTU/lb.

**Mots clé :** Craquage catalytique, catalyseur "Zéolithe", coke, bilan thermique.

## REMERCIEMENTS

*Nous tenons tout d'abord à remercier Dieu le tout puissant de nous avoir donné la force et la volanté pour mener à bien ce modeste travail.*

*Nos sincères remerciement à notre Promotrice Madame Dadou Salima Maitre de Conférences A à l'université de Saad Dahleb Blida 1 au département de génie des procédés pour sa disponibilité et son désir de nous orienter ont été d'une grande importance.*

*No profonds remerciements à notre Co-promoteur Monsieur M. Laribi pour ses précieux conseils et son aide pendant notre stage.*

*Nos vifs remerciements s'adressent à Monsieur H. Benammara Chef de Département de Recherche à la raffinerie d'Alger. Ses expertises approfondies, ses judicieuses orientations et le temps qu'il a consacré pour nous donner le maximum d'informations ont été essentielles pour la réalisation et la réussite de ce mémoire.*

*Nous remercions le corps professoral de notre département Génie Chimique pour la qualité de l'enseignement fourni tout au long de notre parcours. Leurs enseignements nous ont permis d'acquérir les connaissances indispensables pour mener à bien cette recherche.*

*Nous exprimons notre gratitude envers les membres du jury qui ont accepté de consacrer leur temps pour examiner et juger notre travail.*

*Nous tenons également à remercier particulièrement Monsieur M. Hamdoune Ingénieur Process et l'ensemble du personnel des différents départements de la raffinerie d'Alger, qui ont apporté leur aide et répondu à toutes nos questions.*

## LISTE DES SYMBOLES

Symbole	Abréviation
530-C-021	: Colonne principale RFCC
530-R-001	: Riser-réacteur de l'unité RFCC
API	: American Petroleum Institute gravity
ASTM	: American Standard for Testing Material
CCR	: Circulation du catalyseur (Catalyst Circulation Regeneration)
CG	: Concentration des Gaz
C/O	: Cat /Oil (Catalyseur/Huile)
DY	: Dealuminated Y (Zéolithe Y désaluminé)
EFAL	: Extra-Framework Aluminum (Aluminium Extra-Structural)
FCC	: Fluid Catalytic Cracking (Craquage catalytique à lit fluidisé)
FCCU	: Fluid Catalytic Cracking Unit (Unité de Craquage Catalytique Fluide)
GPL	: Gaz de Pétrole Liquéfié (LPG : Liquefied Petroleum Gas)
HCO	: Heavy Cycle Oil
HSE	: Organisation générale de la Sécurité (Hygiène sécurité et Environnement)
HUSY	: Hydrogène Ultrastable Y
HYSYS	: Hyprotech Systems
LCO	: Light Cycle Oil
MAT	: Micro-Activité Test
MC	: Main Column (colonne principale)
MTBE	: Methyl Tertiary Butyl Ether (Ether Méthylique Tertiaire Butylique)
REY	: Rare Earth Zéolithe (Zéolithe de terre rare)
REHY	: Rare Earth Hydrogen Y (Hydrogène de terre rare Y)
REHUSY	: Zéolithe Réutilisé (Reused Hydrogen Ultra-Stable Y)
RFCC	: Residual Fluid Catalytic Cracking (Craquage catalytique des fluides résiduels)
ROT	: Riser Outlet Temperature
RR	: Réacteur-Régénérateur
TAME	: Tertiary Amyl Methyl Ether (Ether Méthylique Tertiaire Amylique)
U100	: Unité de Distillation Atmosphérique (ADU)
U300	: Unité Gaz Plant pour la séparation des GPL
U520	: Unité de Reforming Catalytique

U530 : Unité de craquage catalytique  
UCS : Unit Cell Size (taille de cellule unitaire)  
UOP : Universal Oil Products

# TABLE DES MATIERES

## LISTE DES ILLUSTRATIONS

## LISTE DES GRAPHIQUES

## LISTE DES TABLEAUX

## INTRODUCTION GENERALE 1

### PARTIE 1 : PROCÉDÉ DE CRAQUAGE CATALYTIQUE EN LIT FLUIDISÉ

1.1. Introduction	2
1.2. Présentation de la raffinerie d'Alger	2
1.3. Procédé craquage catalytique en lit fluidisé FCC et son importance dans les raffineries de pétrole	4
1.4. Craquage catalytique des fluides résiduels "RFCC"	4
1.4.1. Caractérisation de la charge	5
1.4.1.1. Propriétés physiques de la charge d'alimentation	5
1.4.1.2. Impuretés	5
1.4.2. Composition des produits	5
1.4.3. Paramètres opératoires de RFCC	6
1.4.3.1. Qualité de la charge	6
1.4.3.2. Température de la charge	6
1.4.3.3. Température du réacteur "ROT"	6
1.4.3.4. Pression du réacteur	7
1.4.3.5. Temps de contact	7
1.4.3.6. Activité du catalyseur	7
1.4.3.7. Débit de recyclage du HCO (High Cycle Oil-Gazole lourd)	7
1.4.3.8. Rapport massique Catalyseur/Huile C/O	8
1.4.3.9. Rendement du coke et delta coke	8
1.4.3.10. Circulation du catalyseur "CCR"	8

1.4.4. Description du procédé de craquage catalytique de l'unité RFCC	9
1.4.4.1. Section Réacteur-Régénérateur (R.R)	9
1.4.4.2. Section colonne principale (Main Column : M.C)	9
1.4.4.3. Section Concentration des Gaz (C.G)	10
1.4.5. Craquage thermique	11
1.4.6. Craquage catalytique	11
1.4.6.1. Mécanisme des réactions de craquage catalytique	12
1.4.6.2. Craquage d'une liaison carbone-carbone	12
1.4.6.3. Réactions d'isomérisation	13
1.4.6.4. Réactions de transfert d'hydrogène	13
1.4.7. Catalyseur du craquage catalytique	14
1.4.7.1. Zéolite	14
1.4.7.2. Structure de zéolite	15
1.4.7.3. Propriétés de la Zéolithe	16
1.4.7.4. Type de zéolithe "Y" utilisé dans le FCC	17
1.4.7.5. Désactivation et régénération des zéolites	17
1.4.8. Formation de coke	18
1.4.9. Produits du procédé RFCC	18
1.4.9.1 Gaz de pétrole liquéfié (GPL)	18
1.4.9.2. Gazoline (essence)	18
1.4.9.3. Gazole léger LCO (Light Cycle Oil)	19
1.4.9.4. Gazole lourd HCO (Heavy Cycle Oil)	19
1.4.9.5. Coke	19
1.5. Conclusion	19

## **PARTIE 2 : CALCUL ET SIMULATION**

2.1. Introduction	20
-------------------	----

2.2. Bilan de matière du RFCC	20
2.2.1. Identification des flux d'entrées et de sorties	22
2.2.2. Calcul de débit du coke	25
2.2.3. Teneur en hydrogène du coke	28
2.2.4. Conversion des produits et le rendement du coke	29
2.3. Bilan thermique du RFCC	30
2.3.1. Bilan thermique de régénérateur du RFCC	33
2.3.1.1. Calcul d'enthalpie de combustion du coke	33
2.3.1.2. Calcul de la chaleur consommée par les flux	35
2.3.1.2.1. Calcul du débit d'eau absorbée	36
2.3.1.2.2. Calcul du débit molaire de gaz de combustion sec	37
2.3.1.2.3. Calcul du débit molaire de carbone du coke	37
2.3.1.2.4. Calcul de débit molaire d'oxygène consommé et le débit molaire d'hydrogène	38
2.3.1.2.5. Calcul de rendement du coke	40
2.3.1.2.6. Calcul de la teneur en hydrogène dans le coke, le rapport massique Air/Coke, $\Delta_{Coke}$ et le rapport C/O	41
2.3.2. Bilan thermique de réacteur	41
2.3.2.1. Calcul de la chaleur consommée par les flux	42
2.4. Simulation	47
2.4.1. Application du logiciel HYSYS	47
2.4.2. Résultats de la simulation	53
2.4.3. Variation des paramètres opératoires	55
2.4.3.1. Paramètres non variables	55
2.4.3.2. Paramètres variables	55
<b>CONCLUSION GENERALE</b>	<b>61</b>



## LISTE DES ILLUSTRATIONS

<b>Figure 1.1</b> : Raffinerie d'Alger- Schéma générale	3
<b>Figure 1.2</b> : Structure générale d'une zéolithe	15
<b>Figure 1.3</b> : Tétraèdre silicium/Aluminium-Oxygène	16
<b>Figure 2.1</b> : Flux d'entrée/sortie de l'unité RFCC	21
<b>Figure 2.2</b> : Réacteur et régénérateur de l'unité RFCC	22
<b>Figure 2.3</b> : Schéma présente les produits entrants et sortants de RFCC	23
<b>Figure 2.4</b> : Bilan thermique réacteur-régénérateur	31
<b>Figure 2.5</b> : Insertion de la liste des composants	48
<b>Figure 2.6</b> : Choix du modèle mathématique (PR)	49
<b>Figure 2.7</b> : Fenêtre d'insertion du type de réacteur	50
<b>Figure 2.8</b> : Fenêtre de la configuration du réacteur	51
<b>Figure 2.9</b> : Fenêtre d'insertion des caractéristiques géométrique du réacteur-régénérateur	51
<b>Figure 2.10</b> : Fenêtre d'insertion du type du catalyseur (Base de données)	52
<b>Figure 2.11</b> : Caractéristique du catalyseur	52
<b>Figure 2.12</b> : Insertion des conditions opératoires de la charge RFCC	53
<b>Figure 2.13</b> : Fenêtre des résultats obtenus	54
<b>Figure 2.14</b> : Fenêtre des résultats en rendement des produits	54
<b>Figure 2.15</b> : Fenêtre de variation de la température du réacteur	55
<b>Figure 2.19</b> : Fenêtre de variation de la micro-activité du catalyseur	59

## LISTE DES GRAPHIQUES

<b>Figure 2.16 :</b> Effet de la température du réacteur sur le rendement du coke et le delta coke	56
<b>Figure 2.17 :</b> Effet de la température du réacteur sur les compositions massiques des produits	57
<b>Figure 2.18 :</b> Effet de la température du réacteur sur la conversion et le rapport massique Cat/Oil	58
<b>Figure 2.20 :</b> Effet de la micro-activité du catalyseur sur le delta coke et le rendement du coke	59
<b>Figure 2.21 :</b> Effet de la micro-activité du catalyseur sur le rapport massique Cat/Oil	59
<b>Figure 2.22 :</b> Effet de la micro-activité du catalyseur sur la température du régénérateur	60

## LISTE DES TABLEAUX

<b>Tableau 2.1 :</b> Débits et densités des produits entrants et sortants d'unité RFCC (données de laboratoire de la raffinerie d'Alger (03/20204))	23
<b>Tableau 2.2 :</b> Equations des débits d'entrées et sorties	24
<b>Tableau 2.3 :</b> Compositions et les masses molaire (données de laboratoire de la raffinerie d'Alger)	25
<b>Tableau 2.4 :</b> Débit du coke, débit molaire de gaz de combustion et débits de chaque composant du flux de gaz de combustion	26
<b>Tableau 2.5 :</b> Le débit molaire de H <sub>2</sub> O formée dans le régénérateur	28
<b>Tableau 2.6 :</b> Teneur en hydrogène du coke	28
<b>Tableau 2.7 :</b> Conversion de débit de la charge de RFCC et le rendement du coke	29
<b>Tableau 2.8 :</b> Résultats du bilan massique	29
<b>Tableau 2.9 :</b> Tableau des données de base	31
<b>Tableau 2.10 :</b> Equations des enthalpies de combustion et du facteur de correction de l'hydrogène	33
<b>Tableau 2.11 :</b> Equations de la chaleur consommée par les flux et les enthalpies côté régénérateur	35
<b>Tableau 2.12 :</b> Equations des débits, de l'humidité et de la pression de vapeur saturé	36
<b>Tableau 2.13 :</b> Equations des débits molaires du gaz de combustion, du Nitrogène et d'Argon et d'air sec	37
<b>Tableau 2.14 :</b> Equation du débit molaire de carbone du coke	38
<b>Tableau 2.15 :</b> Equations des débits molaires d'oxygène consommés et le débit molaire d'hydrogène	38
<b>Tableau 2.16 :</b> Equation du rendement du coke, débit de coke, débit de carbone et débit d'hydrogène	40
<b>Tableau 2.17 :</b> Equation de la teneur en hydrogène, le rapport massique Air/Coke, $\Delta_{Coke}$ et le rapport massique C/O	41
<b>Tableau 2.18 :</b> Equations du bilan énergétique global côté réacteur	42
<b>Tableau 2.19 :</b> Equation de la chaleur consommée par les flux et les enthalpies côté réacteur	43
<b>Tableau 2.20 :</b> Résultats de calcul du bilan énergétique	44

<b>Tableau 2.21</b> : Propriétés de la charge RFCC	49
<b>Tableau 2.22</b> : Conditions opératoires de la charge RFCC	53

***INTRODUCTION***  
***GENERALE***

## INTRODUCTION GENERALE

Le craquage catalytique fluide (FCC) est le cheval de bataille des raffineries modernes de pétrole brut. Son rôle est de convertir une charge de faible valeur et de poids moléculaire élevé (point d'ébullition élevé) en produits plus légers et de plus grande valeur par clivage des liaisons C-C (craquage). Une partie de la charge (généralement 5-6 % en poids) est convertie en coke comme sous-produit du craquage. Celui-ci est brûlé dans le régénérateur FCC, où la chaleur de combustion est utilisée pour fournir l'énergie nécessaire à la vaporisation et au craquage de la charge ; l'unité fonctionne en équilibre thermique. L'amélioration de la métallurgie des dispositifs et des opérations de traitement a permis aux régénérateurs industriels de fonctionner à des températures élevées avec un meilleur taux de combustion du coke et un cycle de fonctionnement plus long.

La section de réaction/régénération peut être vue comme une boucle fermée d'échange de chaleur où le catalyseur est remis en circulation entre un réchauffeur (le régénérateur) et un refroidisseur (le riser).

L'objectif de ce travail, consiste à vérifier le bilan de matière et le bilan thermique de l'unité de craquage catalytique à fluide résiduel. La compréhension de la contribution de la conception du distributeur air/vapeur. L'étude de la température du réacteur et la micro-activité du catalyseur et la simulation de l'unité RFCC.

Ce travail comporte une introduction générale en précisant la problématique et l'objectif du sujet traité ainsi deux parties :

Partie 1 : Expose un aperçu général sur la raffinerie d'Alger et ses différentes structures. Ensuite décrit le procédé de craquage catalytique, les catalyseurs de la raffinerie d'Alger.

Partie 2 : Vérification de bilan de matière, bilan thermique et la simulation de cette dernière unité au moyen du logiciel Aspen Tech HYSYS V14 pour évaluer l'influence de certains paramètres sur le rendement du coke et en produits finis.

Nous donnerons une conclusion vers la fin pour récapituler les résultats trouvés lors de cette étude.

# ***PARTIE 1***

*Plus de la moitié des raffineries de pétrole dans le monde comprennent une opération de craquage catalytique fluide (FCC) qui génère 30 à 50 % de l'essence produite par la raffinerie. Le FCC est généralement l'une des unités de traitement les plus productives et les plus rentables parmi les processus de raffinage.*

*Cette partie présente dans son contenu un ensemble d'informations sur le procédé FCC au niveau de la raffinerie d'Alger.*

# **PARTIE 1**

## **PROCÉDÉ DE CRAQUAGE CATALYTIQUE EN LIT FLUIDISÉ**

### **1.1. Introduction**

L'industrie du raffinage du pétrole transforme le pétrole brut en plus de 2500 produits raffinés, dont l'essence liquéfiée, le kérosène, le carburant diesel, le carburant d'aviation, le mazout, le gaz de pétrole et les huiles lubrifiantes [1].

L'unité de craquage catalytique fluide (FCCU) est un actif critique dans les raffineries, nécessitant des processus optimisés dans le contexte de la conception technique pour traiter une grande variété de charges. Le fonctionnement de l'unité de craquage catalytique doit également être ajusté et maintenu dans des conditions optimales pour une rentabilité maximale.

Cette partie du mémoire mettra l'accent sur :

- Le procédé FCC dans les raffineries de pétrole
- Contrôle du procédé et caractérisation de la charge
- Chimie des réactions et performance du FCC

### **1.2. Présentation de la raffinerie d'Alger**

La raffinerie d'Alger se situe au nord du pays plus précisément au centre à Sidi Rezine (or Sidi Rcine), Baraki à 5km au sud de la ville d'El-Harrach et à 20Km à l'est d'Alger, elle prend une surface de 182 Hectares. Elle a l'avantage d'être dans le plus grand centre de consommation. L'alimentation se fait directement de HASSI MESSOUD avec du condensat provenant des champs de HASSI- R'MEL, afin d'obtenir des coupes pétrolières [2].

La raffinerie d'Alger est équipée des installations suivantes :

- Une unité de distillation atmosphérique (unité 100) ;
- Une unité de craquage catalytique des fluides résiduels (unité 530) ;
- Une unité de reforming catalytique (unité 520) ;
- Une unité gaz plant pour la séparation des GPL (unité 300) ;
- Une unité de mélange (éthylamine) pour la fabrication des essences (normale et super) ;
- Une unité de pomperie pour l'expédition des produits par pipes aux dépôts El Harrach port pétrolier, aéroport Houari Boumediene et au dépôt chiffa (Blida) ;



- Une centrale thermoélectrique pour la production et la distribution des utilités (Électricité, vapeur, air...);
- Deux chaudières vapeur de 47 tonne/h chacune;
- Un groupe turbo alternateur produisant de l'électricité d'une capacité de 6 MW;
- Station de traitement des eaux;
- Un laboratoire de contrôle de la qualité des produits;
- Un port pétrolier équipé de trois postes de chargement pour les exportations, le cabotage ainsi qu'une station de déballastage;
- Une rampe de chargement GPL alimentant les régions du centre du pays (Tizi Ouzou, Chlef, Djelfa);
- Un parc de stockage d'une capacité de 290 000 m<sup>3</sup> dont 105 000 m<sup>3</sup> pour le pétrole brut et 185 000 pour les produits finis et semi-finis, comporte des bacs et des sphères de stockage de différentes capacités, dans lesquels se trouvent le pétrole brut, le solvant lourd, le kérosène, le fuel, le gas-oil ou les sloops. Ces bacs sont reliés par des conduites aux zones U100 (Unité de Distillation Atmosphérique "ADU") et U520 (Unité de Reforming Catalytique) et à l'éthlation
- Les produits finis destinés à la commercialisation sont obtenus en mélangeant des quantités bien précises des produits semi-finis.
- Organisation générale de la sécurité HSE (Hygiène Sécurité et Environnement) [3].

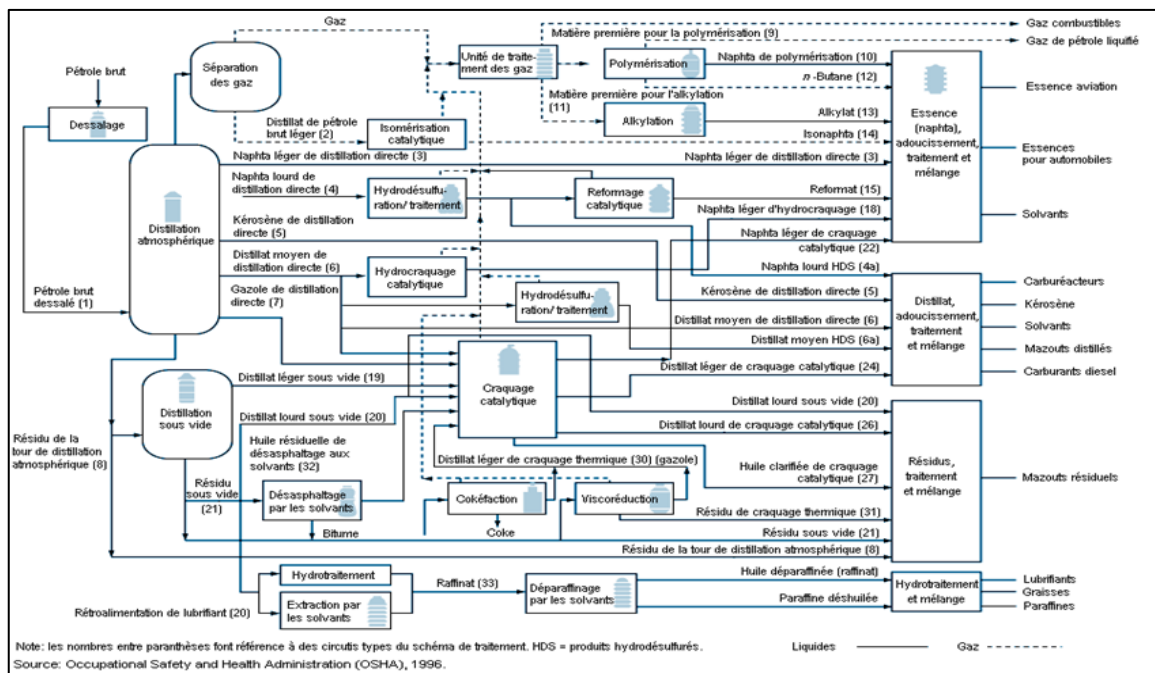


Figure 1.1 : Raffinerie d'Alger- Schéma générale.

### **1.3. Procédé craquage catalytique en lit fluidisé FCC et son importance dans les raffineries de pétrole**

Le processus FCC utilise un catalyseur sous forme de particules très fines [taille moyenne des particules d'environ 70 micromètres], qui se comportent comme un fluide lorsqu'elles sont aérées avec une vapeur. Le catalyseur fluidisé circule en continu entre la zone de réaction et la zone de régénération et sert de véhicule pour transférer la chaleur du régénérateur à l'alimentation en huile et au réacteur [4]. À la différence du craquage thermique, le craquage catalytique consiste à utiliser un catalyseur afin de favoriser la réaction de décomposition des hydrocarbures [5]. En règle générale, le processus de craquage catalytique se déroule à une température d'environ 500°C et à une pression proche de la pression atmosphérique, ce qui le rend moins énergivore que le craquage thermique. Le silicate d'aluminium est le catalyseur le plus fréquemment employé dans le processus de craquage catalytique, également connu sous le nom de zéolite ou catalyseur Zéolitique.

Ce catalyseur offre la possibilité d'accroître la vitesse de réaction et de stimuler la création de produits spécifiques. Les réactions catalytiques de craquage entraînent principalement la formation d'alcane plus léger, comme les alcanes linéaires et ramifiés, ainsi que d'alcènes (hydrocarbures insaturés).

Trois principales parties constituent une unité FCC contemporaine : le réacteur/régénérateur, la section principale de fractionnement/gaz et la section de nettoyage des gaz de combustion/récupération d'énergie [6].

### **1.4. Craquage catalytique des fluides résiduels ‘RFCC’**

Le craquage catalytique joue un rôle essentiel dans le processus de raffinage dans la production d'essences. En utilisant la phase gazeuse et la basse pression, le catalyseur est utilisé comme un caloporteur solide. Le temps de séjour est d'environ une seconde [5].

Les fractions lourdes du pétrole brut sont transformées par l'unité en produits plus légers et de plus grande valeur commerciale, comme le gaz de pétrole liquéfié (GPL), l'essence et le diesel. Dans un lit de particules en mouvement constant, le craquage catalytique se produit en présence d'un catalyseur finement divisé à base de silice et d'alumine, ce qui améliore l'efficacité de la réaction. La technologie permet de maximiser les rendements et d'accroître la souplesse de production, tout en diminuant les dépenses d'exploitation et les émissions de polluants [7].

### **1.4.1. Caractérisation de la charge**

La détermination des caractéristiques physiques et chimiques de l'alimentation est le processus de caractérisation de la charge. Elle occupe une place primordiale dans la surveillance du craquage catalytique. Il est crucial de saisir les caractéristiques du flux d'alimentation et de comprendre leur influence sur les performances de l'unité : La matière première joue un rôle essentiel dans le dépannage, le choix du catalyseur, l'amélioration des unités et l'évaluation ultérieure du processus [8].

En général, on regroupe les hydrocarbures présents dans la charge qui alimente le FCC en paraffines, oléfines, naphtènes et aromatiques (Annexe A) [9].

#### **1.4.1.1. Propriétés physiques de la charge d'alimentation**

L'analyse d'une matière première FCC implique de définir ses caractéristiques chimiques et physiques. Étant donné que les méthodes analytiques avancées, comme la spectrométrie de masse, ne sont pas pratiques au quotidien, on se sert des caractéristiques physiques. Ils offrent une évaluation qualitative de la composition de l'alimentation. En général, le laboratoire de la raffinerie est équipé pour réaliser régulièrement ces tests de propriétés physiques. Les caractéristiques les plus couramment employées incluent : API (American Petroleum Institute gravity), densité, distillation et Conradson (Annexe B) [9].

#### **1.4.1.2. Impuretés**

En général, les charges de FCC sont plus lourdes et renferment des substances contaminantes, ce qui a un impact négatif sur la performance des unités. La plupart des contaminants sont l'azote, le soufre, le nickel, le vanadium et le sodium. Les substances polluantes atteignent le catalyseur FCC, ce qui limite la production de produits de valeur, à l'exception du soufre. Cela entraîne une augmentation des coûts d'exploitation, car il est essentiel de respecter les spécifications des produits et les règlements environnementaux (Annexe C) [9].

### **1.4.2. Composition des produits**

Il est important de noter que la FCC est une réaction cinétique séquentielle, ce qui entraîne une multitude de produits désirés [10]. Plus de 75 % des huiles lourdes peuvent être transformées en hydrocarbures légers tels que les gaz légers (C<sub>4</sub>-), l'essence et les huiles de coupes légères LCO, ce qui peut entraîner la production de fractions plus lourdes telles que le HCO, le slurry et même le coke [11].

### **1.4.3. Paramètres opératoires de RFCC**

Les propriétés de charge d'alimentation et le rendement des produits ciblés peuvent être modifiés grâce au craquage catalytique à lit fluidisé, un processus flexible qui permet de modifier facilement les conditions de fonctionnement de certaines variables opératoires [12]. Les paramètres opératoires essentiels de la section réactionnelle de l'unité RFCC incluent les éléments suivants [13].

#### **1.4.3.1. Qualité de la charge**

Les charges d'alimentation contenant des aromatiques ont une faible quantité d'hydrogène, ce qui les rend résistantes à la conversion aux temps de séjour habituels du FCC [14]. Les molécules d'alimentation jouent un rôle crucial non seulement dans la détermination des réactions qui peuvent se produire, mais également dans la détermination de la qualité des produits FCC [15].

#### **1.4.3.2. Température de la charge**

Si la température de l'alimentation dans un réacteur de craquage augmente, cela diminue la quantité de chaleur nécessaire pour la combustion du catalyseur utilisé dans le régénérateur. En général, la charge d'alimentation est chauffée par échangeur de chaleur avec des flux de produits chauds, un préchauffeur à combustion, ou les deux de manière simultanée. Quand on maintient le débit d'alimentation, le débit de recyclage et la température du réacteur constants pendant que le préchauffage de l'alimentation augmente, on observe les modifications d'exploitation suivantes :

- Le taux de circulation du catalyseur (rapport massique Catalyseur/Huile) est réduit afin de maintenir la température du réacteur constante.
- La diminution du rapport massique Catalyseur/Huile et de l'intensité du procédé entraîne une baisse de la conversion et des rendements associés, y compris le coke.
- En général, la température du régénérateur augmentera.

#### **1.4.3.3. Température du réacteur "ROT"**

À haute température, les réactions de craquage, qui sont des réactions endothermiques, seront favorisées. En ce qui concerne le craquage catalytique, les températures varient de 505 à 540°C. En général, une hausse de la température entraîne une augmentation de la conversion, une production d'essence plus élevée, à condition que la température atteinte ne provoque pas la destruction de l'essence formée par craquage et des rendements du gaz et du coke plus élevés.

La hausse de la température entraîne également une transformation de la composition chimique des produits : une augmentation de la proportion d'oléfines et d'aromatiques, ce qui entraîne notamment une augmentation du nombre d'octane [16].

#### **1.4.3.4. Pression du réacteur**

En général, on règle légèrement la pression dans une unité de craquage catalytique au-dessus de la pression atmosphérique en équilibrant les débits de rendement et de qualité à haute pression [17]. La réduction de la pression dans la zone de réaction permet d'améliorer le rendement du produit de manière thermodynamique. Cependant, il est important de prendre en considération la taille de l'équipement et la pression minimale acceptable lors du choix de la pression du réacteur [15].

#### **1.4.3.5. Temps de contact**

Le temps de contact correspond à la période pendant laquelle le catalyseur et la vapeur d'huile sont en contact dans le riser [18]. En fonction de la configuration du réacteur, de la température de réaction, du rapport massique C/O (Catalyseur/Huile) et du produit désiré, le temps de contact dans le réacteur peut varier [14].

#### **1.4.3.6. Activité du catalyseur**

La capacité de l'unité à réguler la teneur en carbone du catalyseur usé ainsi que la quantité et la qualité du catalyseur frais qui peut être ajouté en continu à l'unité est responsable de l'activité du catalyseur. En règle générale, la quantité de carbone dans le catalyseur régénéré est maintenue au niveau le plus bas afin d'obtenir les bénéfices de sélectivité associés à une faible quantité de carbone dans le catalyseur. L'ajout de catalyseur est en réalité le principal facteur qui influence l'activité du catalyseur [17].

#### **1.4.3.7. Débit de recyclage du HCO (Hight Cycle Oil-Gazole lourd)**

La production de coke par recyclage augmente considérablement avec la température de la zone d'expansion. Les conditions opératoires influencent également la quantité de gazole de recyclage : À mesure que l'intensité du craquage augmente, il y a moins de gazole lourd à recycler. Les hydrocarbures aromatiques et naphthéniques du gazole lourd de recyclage sont partiellement séparés des chaînes paraffiniques qu'ils renferment. Le niveau d'essence de ce gazole est nettement inférieur à celui de l'alimentation.

De plus, lorsqu'il peut être utilisé de manière efficace dans la raffinerie, il est retiré du circuit : il s'agit d'une simple marche. Cependant, en règle générale, il est recommandé de le convertir au maximum en essence.

Il est évident que la quantité produite dépend principalement de la largeur de la coupe, c'est-à-dire de la spécification du point final du gazole léger et de la température autorisée dans la zone d'expansion de la tour primaire de mélange. Elle est restreinte à une température inférieure à celle du réacteur. La production de coke par recyclage augmente considérablement avec la température de la zone d'expansion. Les conditions opératoires influencent également la quantité de gazole de recyclage : À mesure que l'intensité du craquage augmente, il y a moins de gazole lourd à recycler [19].

#### **1.4.3.8. Rapport massique Catalyseur/Huile 'C/O'**

En fonction de la température du catalyseur régénéré et de la sévérité du processus de craquage catalytique, la quantité de catalyseur en contact avec la charge fluctue. L'objectif est de maximiser la conversion en utilisant un rapport massique élevé de Catalyseur/Huile, ce qui encourage la production d'oléfines légères. Le rapport massique entre le catalyseur et l'huile est influencé par la réduction de l'équilibre thermique de l'unité. La présence d'un rapport massique élevé entre le catalyseur et l'huile indique que la réaction aura lieu à une température plus élevée, car le catalyseur et la charge se rétabliront à une température élevée. Cela implique la possibilité de transférer l'énergie dans les réactions. Un rapport massique élevé entre le catalyseur et l'huile peut entraîner une pyrolyse approfondie, ce qui peut encourager les réactions secondaires des oléfines légères et influencer les coûts de production. Il est important d'optimiser la valeur du rapport massique Catalyseur/Huile en fonction de la technologie de craquage catalytique utilisée.

#### **1.4.3.9. Rendement du coke et delta coke**

Le taux de rendement du coke correspond à la proportion de charge convertie en coke. La différence entre le taux de coke sur le catalyseur usé et le taux de coke sur le catalyseur régénéré est appelée delta coke. Les équations suivantes lient ces deux paramètres :

$$\eta_{\text{Coke}} = R_{\text{C/O}} \times \Delta_{\text{Coke}} \quad (\text{Eq. 1.1})$$

$$T_{\text{E.Rég}} = T_{\text{Rx}} + \text{Coeff} \times \Delta_{\text{Coke}} \quad (\text{Eq.1.2})$$

Le bilan thermique entre la partie de réaction et la partie de régénération est représenté par ces relations. Les deux conditions de procédé sont automatiquement atteintes lorsque le bilan thermique est atteint. En fonction de la qualité de la charge d'alimentation et du type de catalyseur, la production de coke est basée uniquement sur la température du riser et de la charge [15].

#### **1.4.3.10. Circulation du catalyseur "CCR"**

Les différentes élévations des cuves et la pression différentielle générée par différentes densités de catalyseur sont responsables de la circulation du catalyseur.

Le comportement du catalyseur fluidisé est extrêmement similaire à celui des fluides liquides classiques. Il est nécessaire de maintenir une circulation fluide du catalyseur en régulant de manière précise l'équilibre de la pression de l'unité, en régulant la pression dans les cuves et en régulant les densités appropriées dans les lits denses et les conduites verticales de catalyseur. L'ouverture de la vanne à tiroir du catalyseur régénéré permet de contrôler la circulation du catalyseur. Il est impossible de mesurer directement le débit de circulation ; il est nécessaire de le calculer en utilisant le bilan thermique ou d'estimer en se basant sur les ouvertures et les chutes de pression des vannes à tiroir du catalyseur régénéré et usé [15].

#### **1.4.4. Description du procédé de craquage catalytique de l'unité RFCC**

Le procédé RFCC (Craquage Catalytique de Fluide Résiduel) est constitué de trois Sections : Section R.R (Réacteur-Régénérateur), Section M.C (Main Column : colonne principale) et enfin Section C.G (Concentration des Gaz).

##### **1.4.4.1. Section Réacteur-Régénérateur (R.R)**

L'écoulement du mélange catalyseur-hydrocarbures dans le réacteur se fait dans une colonne montante appelée Riser. Dans la colonne d'entrée du réacteur, on mélange une charge d'hydrocarbures préchauffés avec le catalyseur régénéré chaud. Cette charge est ensuite combinée avec les hydrocarbures recyclés et vaporisée, puis sa température est portée à la température du réacteur grâce au catalyseur chaud. Au fur et à mesure que le mélange s'écoule dans le réacteur, le craquage se produit sous faible pression et se poursuit jusqu'à ce que les vapeurs d'hydrocarbures soient séparées du catalyseur dans les cyclones du réacteur.

La régénération du catalyseur épuisé permet d'extraire le coke accumulé. Il est alors acheminé vers un séparateur, puis vers un régénérateur où il est mélangé à de l'air préchauffé afin de brûler la majorité des dépôts de coke. Le processus de craquage est optimisé en ajoutant un catalyseur neuf et en éliminant le catalyseur épuisé.

##### **1.4.4.2. Section colonne principale (Main Column : M.C)**

La colonne principale 530-C-021 se compose de 38 plateaux. Son objectif est de diviser la charge en différentes fraction de produits légers résultant du processus de craquage catalytique de la section de réaction et de régénération. D'où on a la récupération du produit en pied de la colonne (Slurry), la récupération du LCO (Light Cycle Oil-Gazole léger), la circulation du HCO (Hight Cycle Oil-Gazole lourd), la récupération du naphta lourd et la récupération des vapeurs de tête LPG (Liquefied petroleum Gas- Gaz de pétrole liquéfié).

Le produit soutiré en pied de colonne (Slurry) subit une séparation sous vide suivie d'une séparation catalytique pour obtenir un produit exempt d'autant de résidus de produits légers qui sont recyclés en reflux dans la colonne principale et le produit obtenu est envoyé dans la section des fuels (section de carburants) passant par une colonne de stripage (décapage) où les vapeurs recueillies sont condensées et envoyées comme reflux dans la colonne principale et les incondensables sont intégrés dans les vapeurs de tête. Les reflux garantissent un équilibre thermique de la colonne.

On soutire le LCO (Light Cycle Oil-Gazole léger) au niveau du plateau 17 de la colonne principale, puis on le mélange avec du naphta lourd, également provenant de la colonne principale. Ensuite, on le strippe à la vapeur d'eau et on le refroidit avant de l'envoyer dans la section des gazoles (section des fuels).

Le HCO (Hight Cycle Oil-Gazole lourd) soutiré au niveau du plateau 9 de la colonne principale est utilisé pour préchauffer la charge. La section de concentration des gaz utilise également une partie de ce soutirage, où le HCO permet de rebouillir l'essence provenant du débutaniseur.

Au niveau du 29<sup>ème</sup> plateau, le naphta lourd est soutiré, puis il est directement mélangé au LCO avant d'être introduit dans la colonne de stripage (décapage). Ensuite, on refroidit le mélange LCO/Naphta lourd avant de l'envoyer dans la section des gazoles (section des fuels). Dans la section de concentration des gaz, une partie du naphta lourd est envoyée en parallèle, le naphta lourd sortant de cette section est dirigé en reflux dans la colonne principale.

Les vapeurs soutirées en tête LPG (Liquefied petroleum Gas- Gaz de pétrole liquéfié) de la colonne principale sont condensées puis recueillies dans un ballon accumulateur de tête. Les vapeurs incondensables et une partie des essences non stabilisées issues de ce ballon sont envoyées dans la section de concentration des gaz.

#### **1.4.4.3. Section Concentration des Gaz (C.G)**

Cette section traite des incondensables provenant du ballon accumulateur en tête de la colonne principale. Cette méthode permet d'obtenir du butane, du propane et le plus grand nombre d'hydrocarbures présents dans les gaz incondensables provenant des autres sections ou unités. Cette section est subdivisée en trois parties : Compression et absorption ; stripage (décapage) et débutanisation ; splittage (séparation) du propane et du butane.

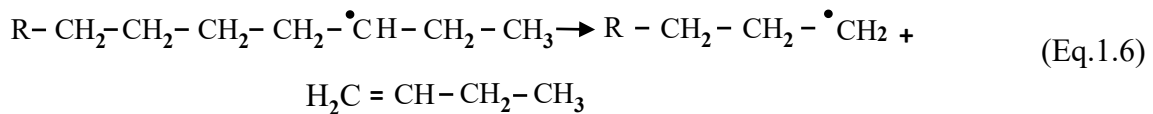
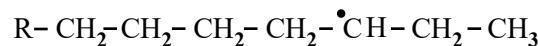
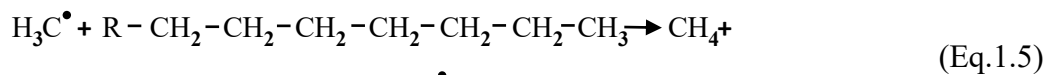
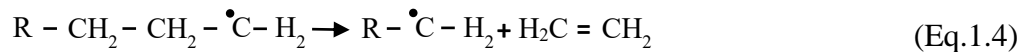


### 1.4.5. Craquage thermique

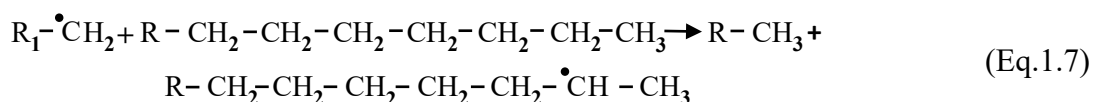
Le craquage thermique était le principal procédé utilisé pour convertir des matières premières de faible valeur en produits plus légers avant l'introduction du craquage catalytique. Ce procédé fonctionne à des températures élevées (800 °F à 1200 °F / 425 °C à 650 °C) sans catalyseur et repose sur la formation de radicaux libres.



Des molécules très réactives qui subissent des scissions alpha et bêta. La scission bêta produit des oléfines (éthylène), des radicaux libres primaires et des alpha-oléfines, tandis que les radicaux libres extraits d'hydrogène forment du méthane et d'autres hydrocarbures plus petits [20].



Les radicaux méthyle et R-•CH<sub>2</sub> peuvent extraire un atome d'hydrogène d'une autre paraffine, formant un radical secondaire et une paraffine plus petite.



Ces réactions produisent des produits riches en C<sub>1</sub>, C<sub>2</sub> et des alpha-oléfines, avec peu de ramification des radicaux libres. L'un des inconvénients du craquage thermique est qu'un pourcentage élevé d'oléfines formées lors des réactions intermédiaires se polymérisent et se condensent directement en coke.

### 1.4.6. Craquage catalytique

Les réactions catalytiques peuvent être classées en deux grandes catégories :

- Le craquage primaire des molécules de gazole ;
- Réarrangement secondaire et remise en rayon des produits fissurés.

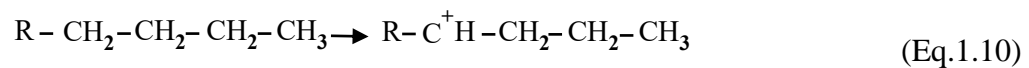
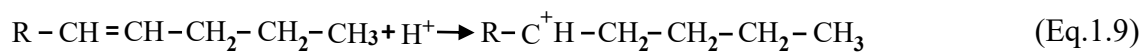
Avant de discuter des mécanismes des réactions, il convient d'examiner le développement du catalyseur FCC et d'examiner ses propriétés de fissuration.

### 1.4.6.1. Mécanisme des réactions de craquage catalytique

Lorsque l'hydrocarbure entre en contact avec le catalyseur régénéré, il se vaporise et forme des carbocations et des ions de carbone chargés positivement. Les carbocations peuvent être des ions carbonium ( $\text{CH}_3^+$ ), formés par l'addition d'un ion hydrogène ( $\text{H}^+$ ) à une molécule de paraffine.

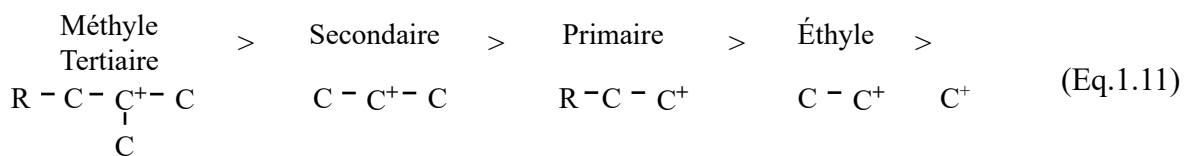


Ou des ions carbénium ( $\text{ReCH}_2^+$ ) créés soit par l'ajout d'une charge positive à une oléfine soit par l'élimination d'un hydrogène et de deux électrons d'une paraffine.



Les sites acides de Bronsted et de Lewis sur le catalyseur génèrent ces ions en donnant des protons ou en éliminant des électrons. La stabilité des carbocations dépend des groupes alkyles attachés, les ions tertiaires étant les plus stables.

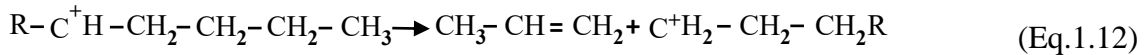
Les ions primaires et secondaires tendent à se réorganiser pour former des ions tertiaires plus stables, expliquant la forte ramification observée lors du craquage catalytique [21].



Les ions carbénium peuvent ensuite subir des réactions de craquage des liaisons C-C, d'isomérisation et de transfert d'hydrogène, influencées par la nature et la force des sites acides du catalyseur [9].

### 1.4.6.2. Craquage d'une liaison carbone-carbone

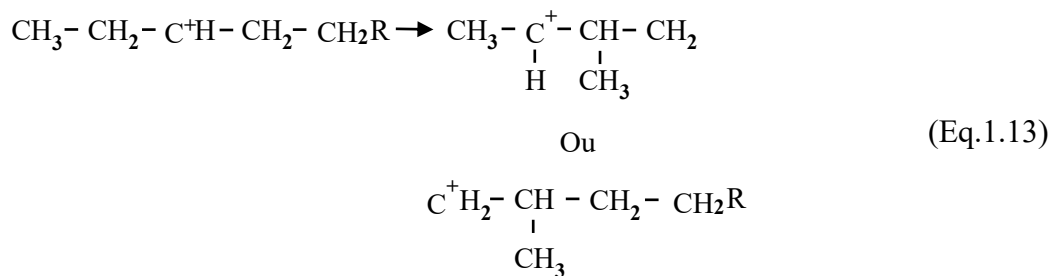
La fissuration, ou bêta-scission, est une caractéristique clé de la fissuration ionique. Elle implique la séparation de la liaison C-C à deux carbones de l'atome de carbone chargé positivement. La bêta-scission est préférable car elle nécessite moins d'énergie que la rupture de la liaison alpha adjacente. Les hydrocarbures à chaîne courte sont moins réactifs que ceux à chaîne longue, et la vitesse des réactions de fissuration diminue avec la longueur décroissante des chaînes. Les chaînes courtes ne permettent pas de former des ions carbénium stables. La bêta-scission produit initialement une oléfine et un nouvel ion carbénium, qui poursuit une série de réactions en chaîne.



Les petits ions carbénium peuvent transférer leur charge positive à de plus grosses molécules, provoquant leur fissuration. La charge positive persiste jusqu'à ce que deux ions se rencontrent. Les petits ions sont plus stables et survivent jusqu'à ce qu'ils transfèrent leur charge à une grosse molécule. La bêta-scission étant une réaction mono-moléculaire et endothermique, elle est favorisée par des températures élevées et continue sans être limitée par l'équilibre [9].

### **1.4.6.3. Réactions d'isomérisation**

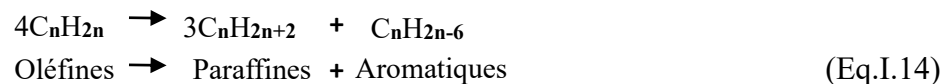
Les réactions d'isomérisation se produisent souvent dans le craquage catalytique, rarement au craquage thermique. Dans le craquage catalytique, les carbocations se réorganisent pour former des ions tertiaires et plus stables qui produisent des molécules ramifiées. (Dans le craquage thermique, les radicaux libres produisent des composés à chaîne normale ou droite.)



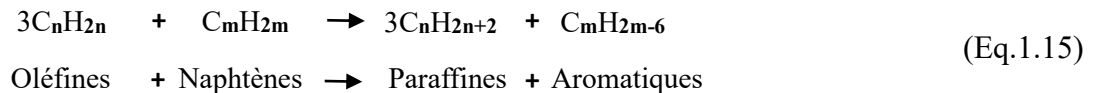
Les avantages de l'isomérisation incluent un indice d'octane plus élevé pour l'essence, la production de substances chimiques de valeur comme le MTBE (éther méthylique tertiaire butylique) et le TAME (éther méthylique tertiaire amylique) pour réduire les émissions automobiles, et un point nuageux inférieur pour le carburant diesel [9].

### **1.4.6.4. Réactions de transfert d'hydrogène**

Le transfert d'hydrogène est plus correctement appelé transfert d'hydrure. C'est une réaction biomoléculaire dans laquelle un réactif est une oléfine. Deux exemples sont la réaction de deux oléfines et la réaction d'une oléfine et d'un naphène. Dans la réaction de deux oléfines, les deux oléfines doivent être adsorbées sur des sites actifs qui sont rapprochés. L'une de ces oléfines devient une paraffine et l'autre devient une cyclo oléfine lorsque l'hydrogène est déplacé de l'une à l'autre. La cyclo oléfine est maintenant transférée à l'hydrogène avec une autre oléfine pour produire une paraffine et une cyclo dioléfine. La cyclo dioléfine se réorganise ensuite pour former une aromatique. La chaîne se termine parce que les aromatiques sont extrêmement stables. Le transfert d'hydrogène des oléfines les convertit en paraffines et aromatiques.



Dans la réaction des naphténes avec les oléfines, les composés naphténiques sont des donneurs d'hydrogène. Ils peuvent réagir avec les oléfines pour produire des paraffines et des aromatiques.



Une zéolite échangée par des terres rares augmente les réactions de transfert d'hydrogène. En termes simples, les terres rares forment des ponts entre deux à trois sites acides dans le cadre du catalyseur. Ce faisant, les terres rares protègent ces sites acides. Parce que le transfert d'hydrogène a besoin de sites acides adjacents, le rapprochement de ces sites avec les terres rares favorise les réactions de transfert d'hydrogène. Les réactions de transfert d'hydrogène augmentent généralement le rendement et la stabilité de l'essence. La réactivité de l'essence est réduite, car le transfert d'hydrogène produit moins d'oléfines. Les oléfines sont les espèces réactives de l'essence pour les réactions secondaires ; par conséquent, les réactions de transfert d'hydrogène réduisent indirectement la « sur craquage » de l'essence [9].

Voici quelques-uns des inconvénients des réactions de transfert d'hydrogène :

- Indice d'octane d'essence inférieur
- Abaisser le niveau d'oléfine légère dans le GPL
- Des aromatiques plus élevés dans l'essence et le LCO
- Abaisser l'oléfine à l'extrémité avant de l'essence.

#### **1.4.7. Catalyseur du craquage catalytique**

Les catalyseurs RFCC se présentent sous la forme de poudres fines avec une granulométrie moyenne typique de 75  $\mu\text{m}$ . Le catalyseur de craquage catalytique à base de zéolites contient :

- ❖ La zéolite Y, généralement avec les oxydes des terres rares
- ❖ La matrice qui peut être inerte ou possède une activité catalytique
- ❖ Les promoteurs et les additives qui peuvent être contenu soit dans la zéolite lui-même ou dans la matrice

##### **1.4.7.1. Zéolite**

La zéolite, ou plus exactement la zéolite Y, est l'ingrédient clé du catalyseur FCC. Il fournit la sélectivité du produit et une grande partie de l'activité catalytique. Les performances du catalyseur dépendent en grande partie de la nature et de la qualité de la zéolithe.

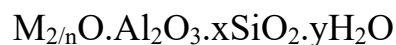
Comprendre la structure, les types, le mécanisme de craquage et les propriétés de la zéolite est essentiel pour choisir le « bon » catalyseur pour produire les rendements souhaités.

Les zéolithes se sont des aluminosilicates cristallins, naturels ou synthétiques, en structures stables présentant une microporosité structurale très régulière, dans laquelle les cations sont aussi mobiles que dans un liquide. Il en résulte des propriétés remarquables, qui expliquent l'intérêt de plus en plus croissant pour ce type de solides. On estime l'importance du marché des zéolithes dans le monde à environs 450 000 tonne/an [9].

#### 1.4.7.2. Structure de zéolite

La zéolite est parfois appelée tamis moléculaire. Ses éléments de base sont les tétraèdres de silice et d'alumine (pyramides). Chaque unité tétraédrique est constituée d'un atome de silicium ou d'aluminium au centre du tétraèdre, avec des atomes d'oxygène aux quatre points. Les réseaux de zéolite ont un réseau de très petits pores. Le diamètre des pores de la zéolite Y est d'environ 8 Å. Ces petits pores, d'une surface intérieure d'environ 600 m<sup>2</sup>/g [9].

On attribue aux zéolithes une formule chimique générale du type :



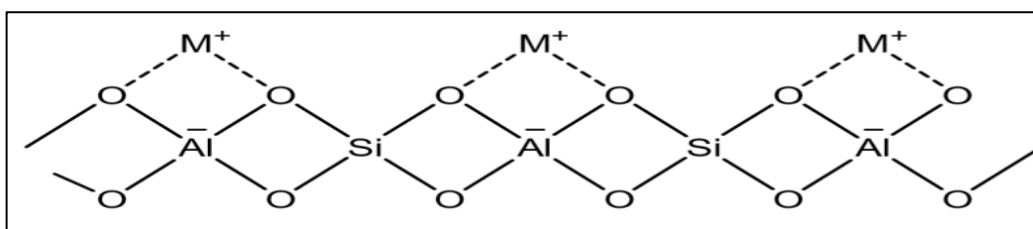
Avec :

**M** : Cation qui compense la charge négative de l'entité structurale élémentaire.

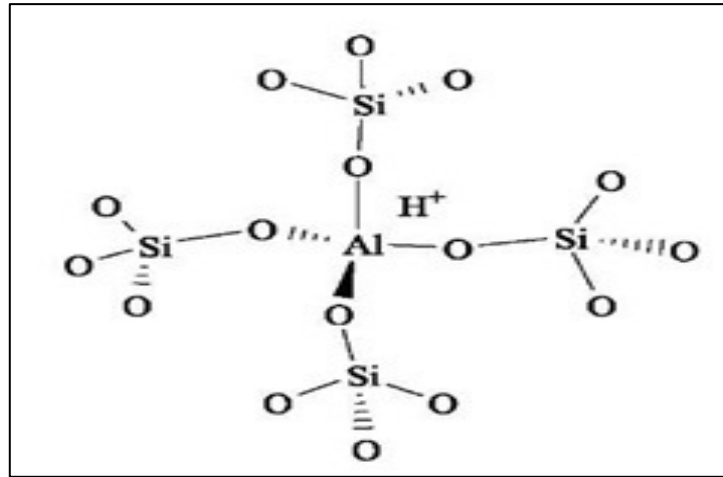
**n** : Valence du cation M.

**y** : Nombre de molécule d'eau par entité structurale élémentaire.

**x** :  $\geq 2$ .



**Figure 1.2** : Structure générale d'une zéolithe.



**Figure 1.3 :** Tétraèdre silicium/Aluminium-Oxygène.

Les pores ne permettent pas l'admission des molécules d'hydrocarbures qui ont un diamètre moléculaire supérieur à 8 Å à 10 Å. Le bloc de construction élémentaire du cristal de zéolite est une cellule unitaire. La taille de cellule unitaire (UCS) est la distance entre les cellules répétitives dans la structure de la zéolite. Une maille élémentaire dans un réseau de zéolite Y fraîche typique contient 192 positions atomiques de charpente : 55 atomes d'aluminium et 137 atomes de silicium. Cela correspond à un rapport molaire (SAR) silice (SiO<sub>2</sub>) sur alumine (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) de 5. L'UCS est un paramètre important pour caractériser la structure de la zéolite.

### 1.4.7.3. Propriétés de la Zéolithe

**Activité :** Capacité du catalyseur à activer la transformation d'une charge en produits. Elle s'exprime en :

- Kg de réactif converti par Kg (ou par litre) de catalyseur et par heure.
- % du réactif converti.
- Mole ou bien g de réactifs transformés par g de catalyseur et par seconde.
- Mole ou bien g de réactifs transformés par m<sup>2</sup> de catalyseur et par seconde.
- Molécules de réactifs transformées par site et par seconde.

**Sélectivité :** Capacité du catalyseur à activer la transformation vers le produit recherché, parmi tous ceux possibles. S'exprime en pour cent (%) par rapport à la fraction de réactif transformé (ou aux produits formés).

**Stabilité :** S'exprime par la durée (minutes, heures, mois, années) pendant laquelle le catalyseur maintient l'activité et/ou la sélectivité visées [22].

#### 1.4.7.4. Type de zéolithe "Y" utilisé dans le FCC

Selon l'activité et la sélectivité désirées, les diverses formes suivantes de la zéolithe Y peuvent être présentes dans les catalyseurs des procédés FCC.

- **REY (Zéolithe de terre rare "Rare Earth Zeolite")** : Cette zéolithe très active grâce à sa forte densité acide (UCS élevée) favorise le transfert d'hydrogène et donc la production de coke et de l'essence à faible indice d'octane à des rendements élevés.
- **HUSY (Hydrogène Ultrastable Y)** : Cette zéolithe qui s'équilibre à de très faible densité acide  $UCS \leq 24,26$  présente une très faible densité acide peu propice au transfert d'hydrogène. Elle permet de réduire la production de coke et d'améliorer l'indice d'octane de l'essence mais avec des rendements un peu plus faibles en cette dernière.
- **REHY (Zéolithe Y du matériau composite) et REHUSY (Zéolithe Réutilisé)** : Elles ont des propriétés intermédiaires entre les deux précédentes, leur performance sont reliées étroitement à la teneur en terre rares.
- **DY (Zéolithe Y désaluminé "Dealuminated Y")** : Des traitements chimiques appropriés de la zéolithe HUSY permettent d'éliminer tout ou partie des EFAL, la zéolithe DY ainsi obtenue présenterait par rapport à la forme HUSY une activité un peu plus élevée et une tendance plus faible à produire du coke [21].

#### 1.4.7.5. Désactivation et régénération des zéolites

Le cokage doit d'abord être considéré comme une véritable réaction [23]. La formation de « coke » fait intervenir de nombreuses étapes successives, la plupart d'entre elles étant biomoléculaires : condensation, transfert d'hydrogène. Généralement, il n'est admis que le « coke » réduit l'activité des catalyseurs poreux par quatre modes :

- Limitation de l'accès des molécules du réactif aux sites actifs d'une cage, intersection de canaux ou canal dans lesquels une molécule de « coke » est localisée.
  - Blocage de cet accès.
  - Limitation.
- Blocage de l'accès du réactif à des sites actifs de cages ne contenant aucune molécule de « coke »

Ces quatre modes de désactivation peuvent successivement exister dans le cas des zéolites tridimensionnelles ne présentant pas de cages pièges (larges cages avec de petites ouvertures).

La régénération des catalyseurs zéolitiques est généralement réalisée par simple combustion du coke sous courant d'air chaud. Le choix des conditions opératoires est particulièrement important pour limiter la dégradation de la structure zéolitique.

### **1.4.8. Formation de coke**

La formation de dépôts de coke a été observée pratiquement dans toutes les unités RFCC en fonctionnement, le dépôt de coke est le plus souvent localisé dans le réacteur (zone de désengagement), riser et couples de cyclones.

Il est essentiellement une réaction qui se produit lors du craquage catalytique. Elle résulte directement du maintien du rapport H/C global entre la charge et les produits de réaction.

La quantité de coke peut varier dans certaines limites et dépend principalement de la charge, du catalyseur utilisé et des conditions opératoires. Mais la formation de coke ne peut être complètement évitée. Le terme « coke » inclut tous les produits qui sont adsorbés de manière irréversible sur le catalyseur ; en d'autres termes, les produits qui ne sont pas éliminés lors du processus de stripping qui se produit lorsque le catalyseur est transféré du réacteur au régénérateur. Il contient donc une gamme de substances de structures chimiques différentes, caractérisées par des ratios H/C relativement faibles.

### **1.4.9. Produits du procédé RFCC**

L'objectif important de la plupart des unités de craquage est de maximiser la conversion de produit lourd issu de l'unité topping (distillation atmosphérique) en essence et GPL.

#### **1.4.9.1. Gaz de pétrole liquéfié (GPL)**

La tête du débutaniseur ou de la colonne de stabilisation est un mélange de C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub>, communément connu sous le nom de GPL. Le propylène et les butylènes sont abondants. Dans un cas à 50 % de conversion, le rendement en hydrogène sur l'alimentation était seulement d'environ 0,1 % en poids, tandis que les rendements combinés en méthane, éthane et éthylène étaient compris entre 1 % et 2 % en poids. En comparaison, les taux de conversion des hydrocarbures C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub> à 50 % sont généralement de 5 % et 10 % respectivement. Le gaz renferme aussi du H<sub>2</sub>S, habituellement en quantité équivalente à la moitié de la teneur en soufre de la charge.

#### **1.4.9.2. Gazoline (essence)**

La Gazoline est classée selon les indices d'octane (conventionnelle, oxygénée et reformulée) en trois catégories : ordinaire, super et premium.

Gazoline ordinaire : ayant un indice d'octane, c'est-à-dire une note, supérieur ou égal à 85 et inférieur à 88.

Gazoline super : ayant un indice d'octane supérieur ou égal à 88 et inférieur ou égal à 90.



Gazoline premium : ayant un indice d'octane supérieur à 90. La gazoline premium et ordinaire sont utilisées en fonction de l'indice d'octane requis. De plus, la gazoline aviation, qui est un mélange complexe d'hydrocarbures relativement volatils, est mélangée à des additifs pour former un carburant adapté aux moteurs d'avion [2].

#### **1.4.9.3. Gazole Léger LCO (Light Cycle Oil)**

Parfois, la demande croissante en essence a occulté l'importance d'autres produits FCC, notamment le gazole léger. On l'emploie fréquemment comme réserve de mélange dans le mazout de chauffage et le diesel. Il est prévu que la demande mondiale de diesel augmente. Cela revêt une importance particulière en hiver, où le prix du LCO peut dépasser celui de l'essence. Dans cette situation, plusieurs raffineurs modifient le fonctionnement du FCC afin d'améliorer le rendement LCO au détriment de l'essence.

#### **1.4.9.4. Gazole lourd HCO (Heavy Cycle Oil)**

Le gazole pour cycle lourd est le flux de la colonne de séparation principale qui se trouve entre le produit LCO et l'huile décantée (OD). Le HCO est fréquemment employé en tant que flux de pompage afin de transmettre la chaleur à l'alimentation fraîche et/ou au rebouilleur du débutaniseur. Si on l'extrait comme produit, on le traite dans un hydrocraqueur ou avec de l'huile décantée.

#### **1.4.9.5. Coke**

Lorsqu'on utilise une unité RFCC "gazole classique", on dépose 5 % du poids de la charge fraîche sur le catalyseur sous forme de coke. La formation du coke est un élément essentiel de l'exploitation du RFCC ; plus de 90 % de la chaleur produite par la combustion du coke dans le régénérateur est utilisée pour craquer la charge et chauffer l'air de combustion et le porteur qui entre dans le régénérateur.

### **1.5. Conclusion**

Dans cette partie nous avons présenté le craquage catalytique de l'unité RFCC (craquage catalytique des fluides résiduels) de la raffinerie d'Alger, mentionné ses produits, présenté le catalyseur utilisé et expliqué la formation du coke. Dans la prochaine partie, nous réaliserons le bilan de matière et le bilan thermique du procédé RFCC et nous allons appliquer le simulateur HYSYS pour effectuer nos calculs en respectant les paramètres utilisés dans l'unité.

# ***PARTIE 2***

*L'invention concerne un procédé permettant de maintenir l'équilibre thermique dans une unité de craquage catalytique à lit fluidisé.*

## **PARTIE 2 : CALCUL ET SIMULATION**

### **2.1. Introduction**

Le craquage catalytique en lit fluidisé (RFCC) est un procédé de conversion des coupes lourdes à longues chaînes hydrocarbonées en coupes légères en présence d'un catalyseur, pour être utilisés dans la fabrication des carburants.

Le procédé RFCC en lit fluidiser se caractérise par un fonctionnement rapide, basé sur l'équation thermique réalisée en permanence entre le réacteur et le régénérateur en trois fonctions :

- Réaction : La charge réagit avec le catalyseur et se divise en différents hydrocarbures.
- Régénération : Réactivation du catalyseur par combustion de coke.
- Fractionnement : Les produits craqués sont séparés en différentes fractions.

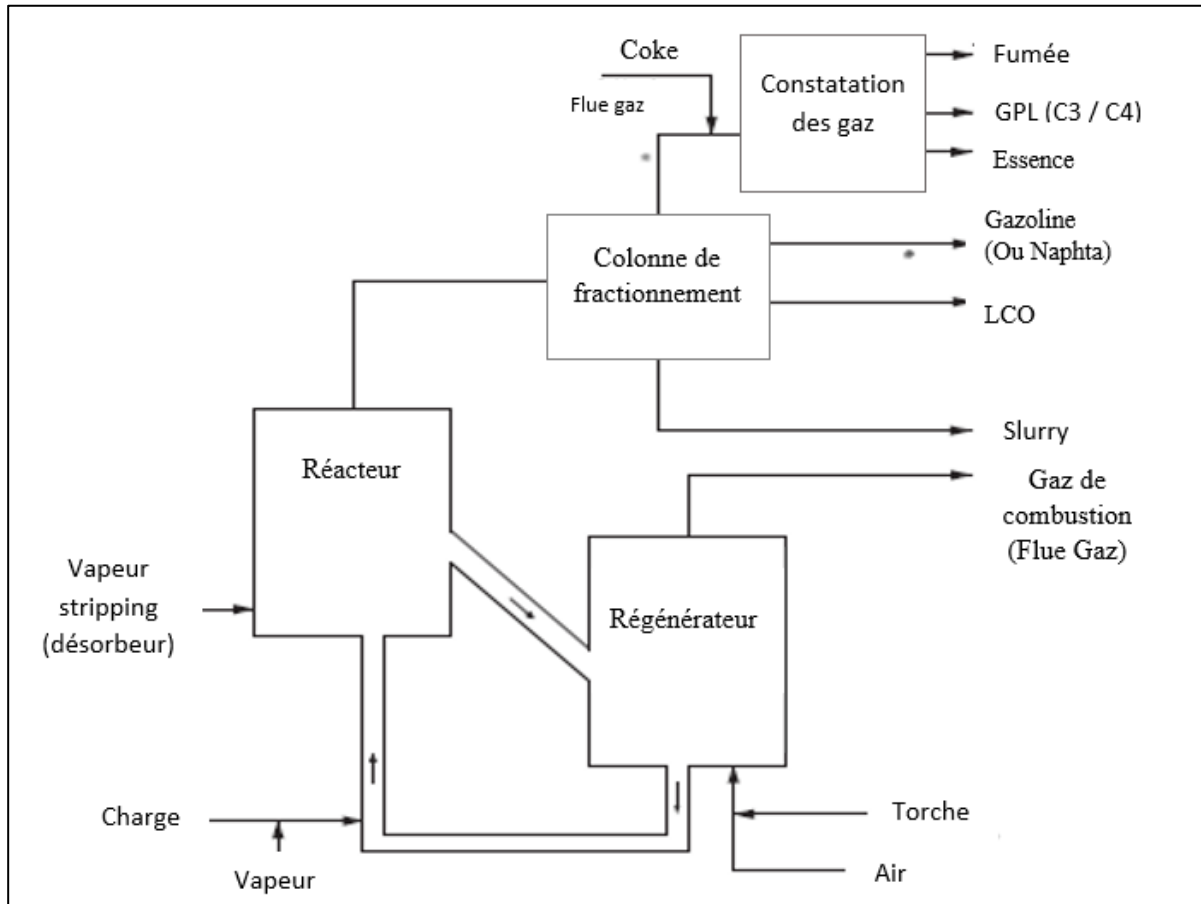
L'équilibre thermique est un outil important pour prédire et évaluer les changements qui affecteront la quantité et la qualité des produits FCC. Toute modification de la qualité des matières premières, des conditions de fonctionnement, du catalyseur ou de la configuration mécanique aura une incidence sur l'équilibre thermique et pour assurer le fonctionnement de ces trois fonctions on doit vérifier le bilan thermique et le rendement du coke de l'unité RFCC (craquage catalytique à fluide résiduel), pour cela notre étude comporte :

- Un calcul des principaux bilans suivants :
  - Bilan matière (Le coke produit dans le réacteur est brûlé dans le régénérateur)
  - Bilan thermique (La chaleur générée par la combustion du coke dans le régénérateur est absorbée dans le réacteur pour vaporiser et craquer la charge.)
- Une simulation et variation des paramètres opératoires : on va essayer de réajuster et varie les paramètres opératoires (la température du réacteur "ROT" et la micro-activité du catalyseur), basé sur l'utilisation de logiciel HYSYS pour obtenir un rendement du coke conforme aux normes.

### **2.2. Bilan de matière du RFCC**

La collecte complète des données devrait être effectuée chaque semaine. Comme les changements dans l'unité sont continus, des enquêtes régulières permettent de distinguer les effets des matières premières, des catalyseurs et des conditions d'exploitation. Une évaluation précise d'une exploitation de craquage de chat exige des données fiables de l'usine. Un équilibrage de poids raisonnable devrait avoir une fermeture de 98 % et 102 %.

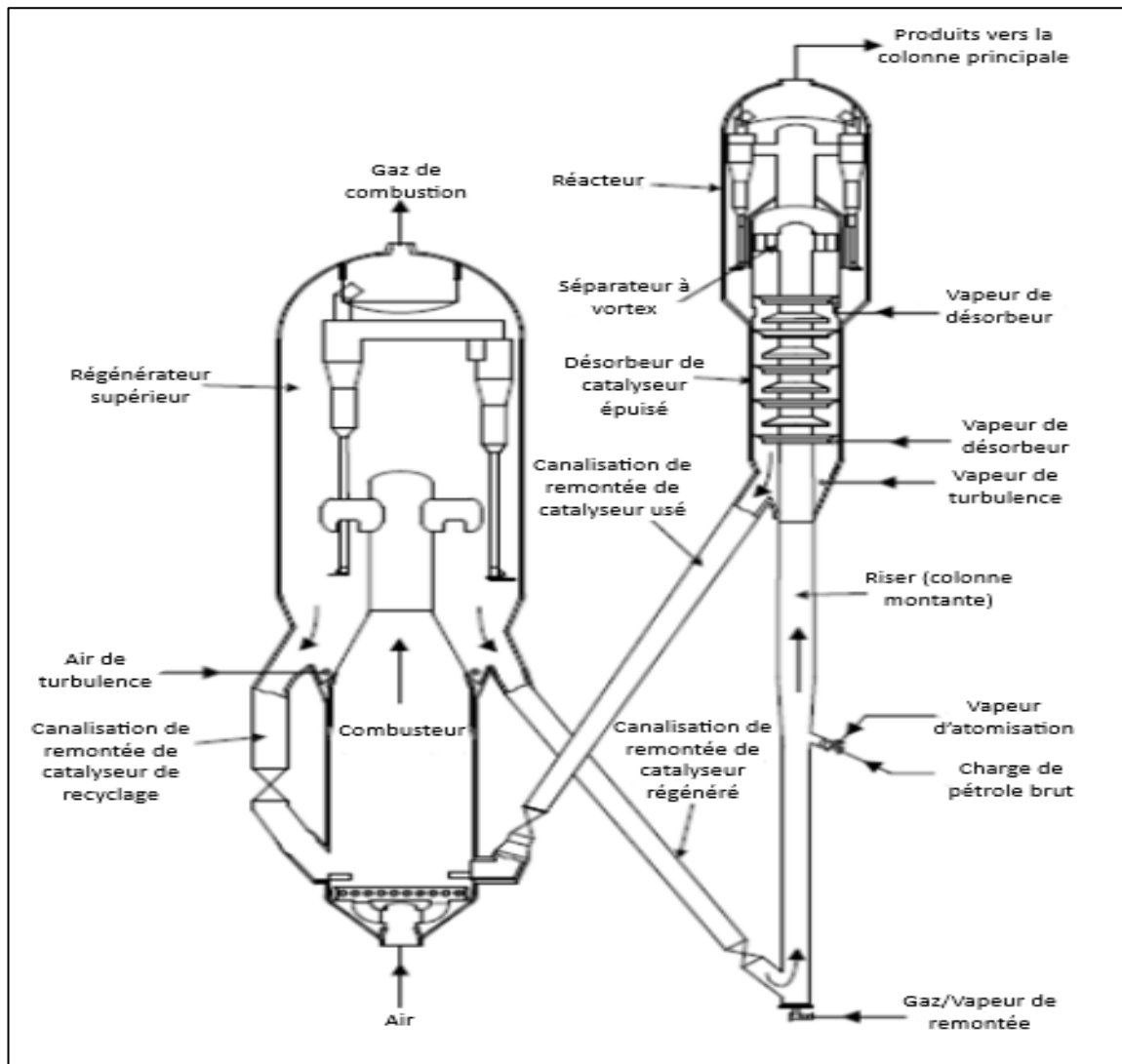
Dans tout exercice d'équilibrage de poids, la première étape consiste à identifier les flux d'entrée et de sortie. Cela se fait habituellement en traçant une ou des enveloppe(s) autour des flux d'entrée et de sortie. Deux exemples de telles enveloppes sont présentés dans la figure (2.1) [9].



**Figure 2.1 :** Flux d'entrée/sortie de l'unité RFCC

L'un des principaux objectifs de l'exercice de bilan massique est de déterminer la composition des produits sortant du réacteur. Les vapeurs d'effluents du réacteur entrant dans le fractionneur principal contiennent des hydrocarbures, de la vapeur et des gaz inertes. En poids, la quantité d'hydrocarbures dans le flux aérien du réacteur est égale à la somme de l'alimentation fraîche et de tout recyclage, moins la partie de l'alimentation qui a été convertie en coke.

Les principales sources de vapeur du réacteur sont : soulever la vapeur vers la colonne montante, atomiser la vapeur vers les buses d'alimentation, la vapeur du dôme du réacteur et décaper la vapeur (Figure 2.2).



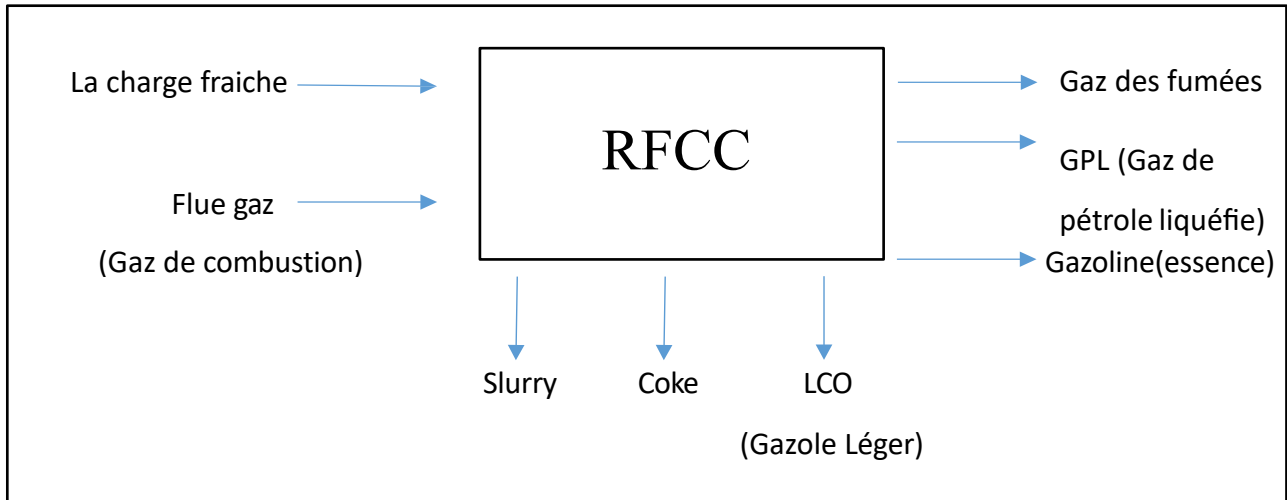
**Figure 2.2 :** Réacteur et régénérateur de l'unité RFCC

Certaines unités FCC peuvent injecter délibérément de l'eau dans le système d'injection d'alimentation dans le cadre de l'élimination de la chaleur du régénérateur. En fonction de la pression du réacteur et du taux de circulation du catalyseur, environ 25 % de la vapeur de décapage est entraînée par le catalyseur usé qui s'écoule vers le régénérateur et doit être déduite.

### **2.2.1. Identification des flux d'entrées et de sorties de l'unité RFCC**

Dans notre étude on veut vérifier le rendement d'une unité de RFCC d'une alimentation de 135,5 m<sup>3</sup>/h qu'est le gazole lourd et le résidu atmosphérique (RCO) en provenance de l'ADU (unité 100). L'effluent provenant du réacteur du RFCC est envoyé vers une colonne de fractionnement qui assure la séparation en produits, depuis les très légers GPL, jusqu'aux produits lourds tels que LCO et slurry dont leur point final avoisine les 650°C.

Le bilan massique est effectué comme suit :



**Figure 2.3** : Schéma représentant les produits entrants et sortants de RFCC

Avec :

$$\checkmark \quad Q_{\text{Entrant}} = Q_{\text{Charge}} + Q_{\text{GC}}$$

$$\checkmark \quad Q_{\text{Sortant}} = Q_{\text{GPL}} + Q_{\text{LCO}} + Q_{\text{Gazoline}} + Q_{\text{Slurry}} + Q_{\text{Coke}} + Q_{\text{Fumées}}$$

Les débits et les densités des produits entrants et sortants de l'unité RFCC (données de laboratoire de la raffinerie d'Alger) sont présentés dans le tableau ci-dessous.

**Tableau 2.1** : Débits et densités des produits entrants et sortants d'unité RFCC (données de laboratoire de la raffinerie d'Alger (03/2024))

	Charges	Valeurs
Charge fraîche	$V_{\text{Charge}}$ : Débit volumique de la charge ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	135,5
	$d_{\text{Charge}}$ : Densité de la charge ( $\text{kg/l}$ )	0,903
Gaz de combustion (Flue gaz)	$Q_{\text{GC}}$ : débit massique de gaz de combustion (tonne/h)	27
Gaz des fumées	$V_{\text{Fumées}}$ : Débit volumique des fumées $\text{Nm}^3/\text{h}$	4800
	$d_{\text{Fumées}}$ : Densité des fumées $\text{Kg}/\text{Nm}^3$	0,75
GPL	$V_{\text{C}_3}$ : Débit volumique de $\text{C}_3$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	10
	$d_{\text{C}_3}$ : Densité de $\text{C}_3$ ( $\text{kg/l}$ )	0,525
	$V_{\text{C}_4}$ : Débit volumique de $\text{C}_4$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	18,75
	$d_{\text{C}_4}$ : Densité de $\text{C}_4$ ( $\text{kg/l}$ )	0,595

Essence (Gazoline)	$V_{\text{Gazoline}}$ : Débit volumique de gazoline ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	73
	$d_{\text{Gazoline}}$ : Densité de gazoline (kg/l)	0,723
LCO	$V_{\text{LCO}}$ : Débit volumique de LCO ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	39
	$d_{\text{LCO}}$ : Densité de LCO (kg/l)	0,892
Slurry	$V_{\text{Slurry}}$ : Débit volumique de slurry ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	8
	$d_{\text{Slurry}}$ : Densité de slurry (kg/l)	1,05

**Tableau 2.2 :** Equations des débits d'entrées et sorties d'unité RFCC

Equations	Paramètres
$Q_{\text{Charge}} = V_{\text{Charge}} \times d_{\text{Charge}}$	$Q_{\text{Charge}}$ : Débit massique de la charge (lb/h) $V_{\text{Charge}}$ : Débit volumique de la charge ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) $d_{\text{Charge}}$ : Densité de la charge (kg/l)
$Q_{\text{Fumées}} = V_{\text{Fumées}} \times d_{\text{Fumées}}$	$Q_{\text{Fumées}}$ : Débit massique des fumées (lb/h) $V_{\text{Fumées}}$ : Débit volumique des fumées ( $\text{Nm}^3/\text{h}$ ) $d_{\text{Fumées}}$ : Densité des fumées ( $\text{Kg}/\text{Nm}^3$ )
$Q_{\text{GPL}} = (V_{\text{C}_4} \times d_{\text{C}_4}) + (V_{\text{C}_3} \times d_{\text{C}_3})$	$Q_{\text{GPL}}$ : Débit massique de gaz de pétrole liquéfié (lb/h) $V_{\text{C}_3}$ : Débit volumique de $\text{C}_3$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) $d_{\text{C}_3}$ : Densité de $\text{C}_3$ (kg/l) $V_{\text{C}_4}$ : Débit volumique de $\text{C}_4$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) $d_{\text{C}_4}$ : Densité de $\text{C}_4$ (kg/l)
$Q_{\text{Gazoline}} = V_{\text{Gazoline}} \times d_{\text{Gazoline}}$	$Q_{\text{Gazoline}}$ : Débit massique de gazoline (lb/h) $V_{\text{Gazoline}}$ : Débit volumique de gazoline ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) $d_{\text{Gazoline}}$ : Densité de gazoline (kg/l)
$Q_{\text{LCO}} = V_{\text{LCO}} \times d_{\text{LCO}}$	$Q_{\text{LCO}}$ : Débit massique de LCO (lb/h) $V_{\text{LCO}}$ : Débit volumique de LCO ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) $d_{\text{LCO}}$ : Densité de LCO (kg/l)
$Q_{\text{Slurry}} = V_{\text{Slurry}} \times d_{\text{Slurry}}$	$Q_{\text{Slurry}}$ : Débit massique de slurry (lb/h) $V_{\text{Slurry}}$ : Débit volumique de slurry ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) $d_{\text{Slurry}}$ : Densité de slurry (kg/l)

$Q_{\text{Coke}} = Q_C + Q_H + Q_S$	$Q_{\text{Coke}}$ : Débit massique de coke dans le gaz de combustion (lb/h)
	$Q_C$ : Débit massique de carbone dans le gaz de combustion (lb/h)
	$Q_H$ : Débit massique d'hydrogène dans le gaz de combustion (lb/h)
	$Q_S$ : Débit massique de soufre dans le gaz de combustion (lb/h)

### 2.2.2. Calcul de débit du coke

Dans le réacteur, une partie de la charge est transformée en coke puis il sera brûlé dans le régénérateur avec le catalyseur usé. La combustion du coke produit du  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_2$  et des traces de  $\text{NO}_x$ . Pour déterminer le rendement du coke, il faut déterminer la quantité d'air sec dans le régénérateur et analyser les gaz de combustion. Il est essentiel d'avoir une analyse précise des gaz de combustion. La teneur en hydrogène du coke se rapporte à la quantité de vapeurs d'hydrocarbures transportées avec le catalyseur usé dans le régénérateur et est une indication de la performance du réacteur-stripper. Le tableau suivant présente les compositions et les masses molaires (données de laboratoire de la raffinerie).

**Tableau 2.3 :** Compositions et les masses molaires (données de laboratoire de la raffinerie d'Alger)

Paramètres	Valeurs
$V_{\text{Air-Humide}}$ : Débit volumique d'air humide (Nm <sup>3</sup> /h)	80000
RH : Humidité Relative (%)	70
$T_{\text{ambiante}}$ : Température ambiante °C (°F)	25 (77)
$X_{\text{Air-sec}}$ : composition de l'air sec (%)	97,2
$X_{\text{at}}$ : Pourcentage de concentration de (azote + argon) dans l'air sec atmosphérique (%)	79,02
$X_{\text{GC}}$ : Pourcentage de concentration de (azote + argon) dans les gaz de combustion (%)	83,05
$X_{\text{O}_2.\text{GC}}$ : Composition d'oxygène dans le gaz de combustion (%)	2,5
$X_{\text{CO}_2.\text{GC}}$ : Composition de $\text{CO}_2$ dans le gaz de combustion (%)	15,5
$X_{\text{SO}_2.\text{GC}}$ : Composition d'oxyde de soufre $\text{SO}_2$ dans le gaz de combustion (%)	0,0671
$X_{(\text{N}_2+\text{Ar})\text{GC}}$ : Composition molaire de nitrogène et d'argon dans le gaz de	82



combustion (%)	
$X_{O_2, Air}$ : Composition d'oxygène dans l'air (%)	21
$M_{CO_2}$ : Masse molaire de $CO_2$ (lb/lbmol)	12
$M_{H_2}$ : Masse molaire de $H_2$ (lb/lbmol)	2,02
$M_S$ : Masse molaire de d'oxyde de soufre (lb/lbmol)	32,1

- Les composants du coke sont le carbone, l'hydrogène et le soufre.
- Le débit de gaz de combustion est calculé à partir du débit d'air sec en utilisant l'azote et l'argon comme éléments de liaison.

**Tableau 2.4** : Débit de coke, débit molaire de gaz de combustion et débits de chaque composant du flux de gaz de combustion

Equations	Paramètres
<b>Débit de coke</b>	
$Q_{Coke} = Q_C + Q_H + Q_S$	$Q_{Coke}$ : Débit massique de coke dans le gaz de combustion (lb/h) $Q_C$ : Débit massique de carbone dans le gaz de combustion (lb/h) $Q_H$ : Débit massique d'hydrogène dans le gaz de combustion (lb/h) $Q_S$ : Débit massique de soufre dans le gaz de combustion (lb/h)
$Q_C = Q_{S.CO_2} \times M_{CO_2}$	$Q_C$ : Débit massique de carbone dans le gaz de combustion (lb/h) $Q_{S.CO_2}$ : Débit molaire de $CO_2$ à la sortie de régénérateur (lb/h) $M_{CO_2}$ : Masse molaire de $CO_2$ (lb/lbmol)
$Q_H = Q_{H_2O} \times M_{H_2}$	$Q_H$ : Débit massique d'hydrogène dans le gaz de combustion (lb/h) $Q_{H_2O}$ : Débit molaire de $H_2O$ formée dans le régénérateur (mol/h) $M_{H_2}$ : Masse molaire de $H_2$ (lb/lbmol)
$Q_S = Q_{S.SO_2} \times M_S$	$Q_S$ : Débit massique de soufre dans le gaz de combustion (lb/h) $Q_{S.SO_2}$ : Débit molaire de $SO_2$ à la sortie de régénérateur (lb/h) $M_S$ : Masse molaire de d'oxyde de soufre (lb/lbmol)
<b>Débits de chaque composant du flux de gaz de combustion</b>	
$Q_{S.CO_2} = X_{CO_2.GC} \times Q_{GC}$	$Q_{S.CO_2}$ : Débit molaire de $CO_2$ à la sortie de régénérateur (mol/h) $X_{CO_2.GC}$ : Composition de $CO_2$ dans le gaz de combustion (%) $Q_{GC}$ : Débit molaire de gaz de combustion (mol/h)

$Q_{S.SO_2} = X_{SO_2.GC} \times Q_{GC}$	$Q_{S.SO_2}$ : Débit molaire de $SO_2$ à la sortie de régénérateur (mol/h) $X_{SO_2.GC}$ : Composition de $SO_2$ dans le gaz de combustion (%) $Q_{GC}$ : Débit molaire de gaz de combustion (mol/h)
$Q_{S.(N_2+Ar)} = X_{S(N_2+Ar)GC} \times Q_{GC}$	$Q_{S.(N_2+Ar)}$ : Débit molaire de $(N_2 + Ar)$ à la sortie de régénérateur (mol/h) $X_{S(N_2+Ar)GC}$ : Composition de $(N_2 + Ar)$ dans le gaz de combustion (%) $Q_{GC}$ : Débit molaire de gaz de combustion (mol/h)
$Q_{S.O_2} = X_{O_2.GC} \times Q_{GC}$	$Q_{S.O_2}$ : Débit molaire d' $O_2$ à la sortie de régénérateur (mol/h) $X_{O_2.GC}$ : Composition d' $O_2$ dans le gaz de combustion (%) $Q_{GC}$ : Débit molaire de gaz de combustion (mol/h)
<b>Débit molaire de gaz de combustion</b>	
$Q_{GC} = \frac{Q_{Air-sec} \times X_{at}}{X_{GC}}$	$Q_{GC}$ : Débit molaire de gaz de combustion (mol/h) $Q_{Air-sec}$ : Débit molaire d'air sec (mol/h) $X_{at}$ : pourcentage de concentration de (azote + argon) dans l'air sec atmosphérique (%) $X_{GC}$ : pourcentage de concentration de (azote + argon) dans le gaz de combustion (%)
$Q_{Air-sec} = V_{Air-humide} \times X_{Air-sec}$	$Q_{Air-sec}$ : Débit molaire d'air sec (mol/h) $X_{Air-sec}$ : Pourcentage de l'air sec (%) $V_{Air-humide}$ : Débit volumique de l'air humide (SCFM)

- On utilise un bilan d'oxygène pour calculer l'eau formée par la combustion du coke et puisque pour chaque mole d' $O_2$  deux moles d'eau sont formées, la quantité d'eau est :

$$Q_{H_2O} = Q_{Comb.O_2} \times 2 \quad (\text{Eq.2.1})$$

**Tableau 2.5** : Le débit molaire de H<sub>2</sub>O formée dans le régénérateur

Equations	Paramètres
$Q_{H_2O} = Q_{Comb.O_2} \times 2$	$Q_{H_2O}$ : Débit molaire de H <sub>2</sub> O formée dans le régénérateur
$Q_{Comb.O_2} = Q_{(S.O_2)total} - Q_{E.O_2}$	$Q_{Comb.O_2}$ : Débit molaire d'O <sub>2</sub> nécessaire pour la combustion (mol/h) $Q_{(S.O_2)total}$ : Débit molaire total d'O <sub>2</sub> à la sortie de régénérateur (mol/h) $Q_{E.O_2}$ : Débit molaire total d'O <sub>2</sub> à l'entrée de régénérateur.
$Q_{(S.O_2)total} = Q_{S.O_2} + Q_{S.CO_2} + Q_{S.SO_2}$	$Q_{(S.O_2)total}$ : Débit molaire total d'O <sub>2</sub> à la sortie de régénérateur (mol/h) $Q_{S.O_2}$ : Débit molaire total d'O <sub>2</sub> à la sortie de régénérateur (mol/h) $Q_{S.CO_2}$ : Débit molaire de CO <sub>2</sub> à la Sortie de régénérateur (mol/h). $Q_{S.SO_2}$ : Débit molaire de SO <sub>2</sub> à La sortie de régénérateur (mol/h).
$Q_{E.O_2} = X_{O_2,Air} \times Q_{Air-Sec}$	$Q_{E.O_2}$ : Débit molaire total d'O <sub>2</sub> à l'entrée de régénérateur (mol/h) $X_{O_2,Air}$ : la composition d'O <sub>2</sub> dans l'air (%) $Q_{Air-sec}$ : Débit molaire d'air sec (mol/h)

### 2.2.3. Teneur en hydrogène du coke

La teneur en hydrogène du coke indique la quantité de vapeurs d'hydrocarbures transportées par le décapant avec le catalyseur utilisé.

**Tableau 2.6** : Teneur en hydrogène du coke

Equation	Paramètre
$TN_{H_2,Coke} = \frac{Q_{H_2}}{Q_{Coke}} \times 100$	$TN_{H_2,Coke}$ : La teneur en hydrogène du coke (%) $Q_{H_2}$ : Débit massique d'hydrogène dans le régénérateur (lb/h) $Q_{Coke}$ : Débit massique du coke (lb /h)

### 2.2.4. Conversion des produits et le rendement du coke

La conversion est définie comme le volume ou le pourcentage en poids de la matière première convertie en essence et autres produits plus légers, y compris le coke. Cependant, la conversion est généralement calculée en soustrayant le pourcentage en volume ou en poids des produits liquides plus lourds que l'essence des produits frais et en divisant par le volume ou le poids des charges fraîches. Ceci est indiqué comme suit :

**Tableau 2.7 :** Conversion des produits de RFCC et le rendement du coke

Equations	Paramètre
$C = \frac{Q_{LCO} + Q_{GPL} + Q_{Gazoline} + Q_{Slurry}}{Q_{Charge}} \times 100$	C : Conversion des produits (%) Q <sub>LCO</sub> : Débit massique de LCO (lb/h) Q <sub>GPL</sub> : Débit massique de GPL (lb/h) Q <sub>Gazoline</sub> : Débit massique de gazoline (lb/h) Q <sub>Slurry</sub> : Débit massique de slurry (lb/h)
$\eta_{Coke} = \left[ \frac{Q_{Coke}}{Q_{Charge}} \right] \times 100$	η <sub>Coke</sub> : Rendement du coke (%)

Le tableau suivant regroupe les résultats du bilan massique :

**Tableau 2.8 :** Résultats du bilan massique

Variables	Valeurs
Q <sub>Air-sec</sub> : Débit molaire d'air sec (mol/h)	7661,87
Q <sub>GC</sub> : Débit molaire de gaz de combustion (mol/h)	7290
Q <sub>S.O<sub>2</sub></sub> : Débit molaire total d'O <sub>2</sub> à la sortie de régénérateur (mol/h)	182,25
Q <sub>S.CO<sub>2</sub></sub> : Débit molaire de CO <sub>2</sub> à la sortie de régénérateur (mol/h)	1129,95
Q <sub>S.SO<sub>2</sub></sub> : Débit molaire de SO <sub>2</sub> à la sortie de régénérateur (mol/h)	48,9159
Q <sub>S.(N<sub>2</sub>+Ar)</sub> : Débit molaire de (N <sub>2</sub> +Ar) à la sortie de régénérateur (mol/h)	5977,8
Q <sub>(S.O<sub>2</sub>)total</sub> : Débit molaire total d'O <sub>2</sub> à la sortie de régénérateur (mol/h)	1361,1159
Q <sub>E.O<sub>2</sub></sub> : : Débit molaire total d'O <sub>2</sub> à l'entrée de régénérateur (mol/h)	1608,99
Q <sub>Comb.O<sub>2</sub></sub> : Débit molaire d'O <sub>2</sub> nécessaire pour la combustion (mol/h)	247,87
Q <sub>H<sub>2</sub>O</sub> : Débit molaire de H <sub>2</sub> O formée dans le régénérateur (mol/h)	495,74
Q <sub>C</sub> : Débit massique de carbone dans le gaz de combustion (lb/h)	13559,4

$Q_H$ : Débit massique d'hydrogène dans le gaz de combustion (lb/h)	1001,39
$Q_S$ : Débit massique de soufre dans le gaz de combustion (lb/h)	1570,20
$Q_{Charge}$ : Débit massique de la charge (lb/h)	269749,58
$Q_{GC}$ : débit massique de gaz de combustion (lb/h)	2480,2
$Q_{Fumées}$ : Débit massique des fumées (lb/h)	7936,63
$Q_{GPL}$ : Débit massique de gaz de pétrole liquéfié (lb/h)	36169,55
$Q_{LCO}$ : Débit massique de LCO (lb/h)	76694,32
$Q_{Gazoline}$ : Débit massique de gazoline (lb/h)	116357,63
$Q_{Slurry}$ : Débit massique de slurry (lb/h)	18518,80
$Q_{Coke}$ : Débit massique de coke dans le gaz de combustion (lb/h)	16130,99
$TN_{H_2.Coke}$ : Teneur en hydrogène dans le coke (%)	6,21
C : Conversion de la charge en produits (%)	91,84
$\eta_{Coke}$ : Rendement du coke (%)	6

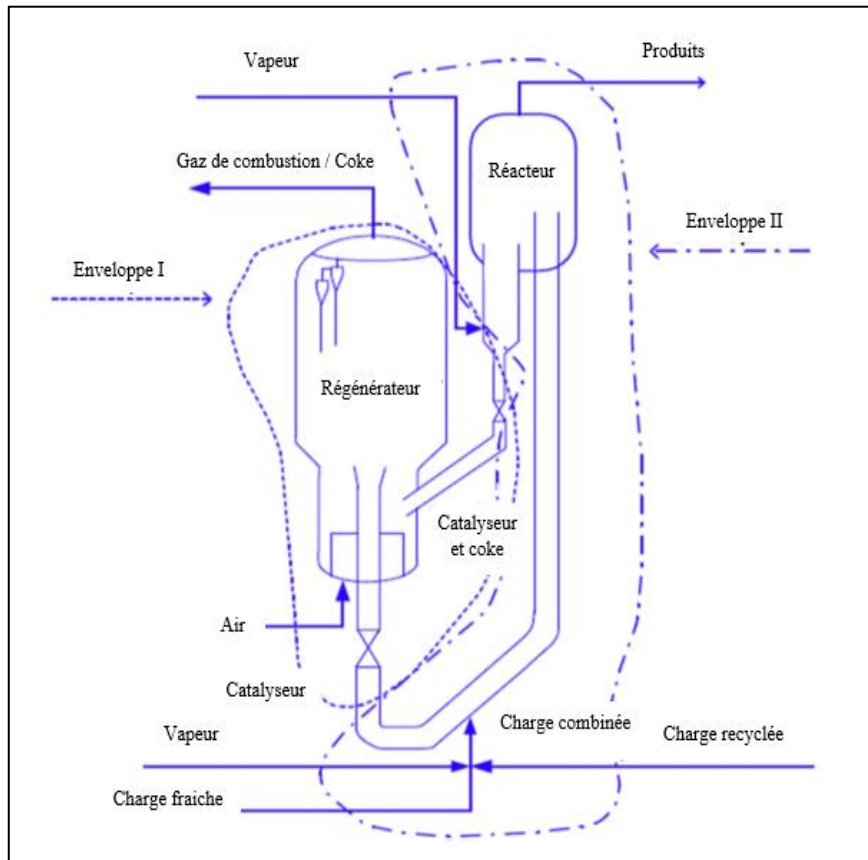
### 2.3. Bilan thermique du RFCC

Il est crucial d'avoir un bilan thermique complet et précis pour une unité RFCC. Il offre la possibilité de mesurer de nombreuses variables essentielles qui sont indispensables pour assurer une surveillance et une optimisation adéquates de l'unité. Un craqueur catalytique est constamment ajusté afin de maintenir un équilibre thermique. Cela implique que les transferts de chaleur entre le réacteur et le régénérateur doivent être équitables. En d'autres termes, l'unité produit et brûle assez de coke pour fournir de l'énergie pour :

- Vaporiser les aliments frais et les flux de recyclage
- Augmenter la température de l'alimentation fraîche, du recyclage et de toute la vapeur à la colonne montante m, de leur état préchauffé à la température du réacteur.
- Fournir la chaleur endothermique de la fissuration.
- Augmenter la température de l'air de combustion entre la température de décharge du ventilateur et la température de phase diluée du régénérateur.
- Compenser les pertes de chaleur du réacteur et du régénérateur dans l'environnement.
- Prévoir divers dissipateurs de chaleur, comme le refroidissement de la vapeur et du catalyseur.

Un bilan thermique peut être effectué autour du réacteur, autour du décapeur-régénérateur et comme bilan thermique global autour du réacteur-régénérateur.

Le bilan thermique décapant-régénérateur peut être utilisé pour calculer le taux de circulation du catalyseur et le rapport massique catalyseur-huile [9].



**Figure 2.4 :** Bilan thermique réacteur-régénérateur

Afin de calculer le bilan, il est nécessaire d'obtenir les débits et les températures des flux d'entrées et de sorties (données provenant de la salle de contrôle CCR de la raffinerie d'Alger), ainsi que la composition des gaz de combustion (résultats des analyses de laboratoire de la raffinerie d'Alger). Les informations essentielles sont exposées dans le tableau ci-dessous :

**Tableau 2.9 :** Tableau des données de base

<b>Variables du processus</b>	<b>Valeurs</b>
$Q_{\text{Charge}}$ : Débit de la charge fraîche (lb/h)	274727
$T_{Rx}$ : Température du réacteur (°F)	948,2
$T_{E.Rég}$ : Température la plus élevée de régénérateur (°F)	1238
$T_{GL}$ : Température du gaz de levage (°F)	100
$T_V$ : Température de la vapeur (°F)	380
$T_{\text{ambiante}}$ : Température ambiante (°F)	77
$T_{MAB}$ : Température du disque de soufflage d'air principal MAB (Main Air Blower Disch) (°F)	399

RH : Humidité relative (%)	70
$Q_{\text{Recyclé}}$ : Débit recycler vers riser MCB (lb/h)	19841,61
$Q_{\text{GL}}$ : Débit du gaz de levage "gaz spongieux" (lb/h)	3250
$Q_{\text{VL}}$ : Débit de vapeur de levage (lb/h)	12900
$Q_{\text{VA}}$ : Débit de vapeur d'atomisation (lb/h)	1800
$Q_{\text{VS}}$ : Débit de vapeur de stripage (lb/h)	5000
$T_{\text{GC}}$ : Température du gaz de combustion (°F)	1364
$T_{\text{Inertes}}$ : Température des inertes (°F)	1364
$Q_{\text{Air total}}$ : Débit d'air total en régénérateur (lb/h)	252585,12
CCR : Taux de circulation du catalyseur (lb/h)	1700000
CCR : Taux de circulation du catalyseur (tonne/min)	12,86
$X_{\text{N}_2,\text{GC}}$ : Composition molaire de nitrogène dans le gaz de combustion (%)	81,03
$X_{(\text{N}_2+\text{Ar})\text{GC}}$ : Composition molaire de N <sub>2</sub> et d'argon dans le gaz de combustion (%)	82
$M_{\text{Air}}$ : Masse molaire d'air (lb/lbmol)	28,97
$X_{\text{O}_2,\text{GC}}$ : Composition d'oxygène dans le gaz de combustion (%)	2,5
$X_{\text{CO}_2,\text{GC}}$ : Composition de dioxyde de carbone CO <sub>2</sub> dans le gaz de combustion (%)	15,5
$X_{\text{CO},\text{GC}}$ : Composition de monoxyde de carbone CO dans le gaz de combustion (%)	0,00207
$X_{\text{SO}_2,\text{GC}}$ : Composition de dioxyde de soufre SO <sub>2</sub> dans le gaz de combustion (%)	0,00671
$X_{\text{O}_2,\text{Air}}$ : Composition d'oxygène dans l'air (%)	21
$X_{\text{NO},\text{GC}}$ : Composition d'oxyde de nitrogène NO dans le gaz de combustion (%)	0,00363
$M_{\text{C}}$ : Masse molaire du carbone (lb/lbmol)	12
$M_{\text{H}_2}$ : Masse molaire d'hydrogène (lb/lbmol)	2,02
$\Delta H_{\text{Pertes.Rég}}$ : Enthalpie des pertes par rayonnement dans le régénérateur (BTU/lbCoke)	250
$C_{\text{pcoke}}$ : Chaleur spécifique de coke (BTU/lb °F)	0,4
$C_{\text{pAir}}$ : Chaleur spécifique d'air (BTU/lb °F)	0,26
$C_{\text{pV}}$ : Chaleur spécifique de la vapeur (BTU/lb °F)	0,485
$C_{\text{pInertes}}$ : Chaleur spécifique des inertes (BTU/lb °F)	0,275
$C_{\text{pGL}}$ : Chaleur spécifique du gaz de levage (BTU/lb °F)	0,5
$H_{\text{CF}}$ : Enthalpie de la charge combinée (BTU/lb)	252
$H_{\text{RX}}$ : Enthalpie de la charge fraîche (BTU/lb)	760
$H_{\text{Recyclé}}$ : Enthalpie recyclée (BTU/lb)	0
$\Delta H_{\text{Pertes.Rx}}$ : Enthalpie des pertes de chaleur par rayonnement dans le réacteur (BTU/lbCharge)	2

### 2.3.1. Bilan thermique de régénérateur du RFCC

Pour étudier le bilan thermique de régénérateur de l'unité RFCC, on applique la méthode de calcul proposée par l'UOP (Produits pétroliers universels - Universal Oil Products)

#### 2.3.1.1. Calcul d'enthalpie de combustion du coke

Une fois les débits de production du coke déterminés, les températures de procédé peuvent être utilisées pour calculer la chaleur de combustion du coke. La chaleur de combustion pour la plupart des réactions de combustion individuelles peut être référencée à travers des références de génie chimique. Tels que le manuel de Perry (FCC Handbook). La plupart des références citent la chaleur typique des valeurs de combustion en énergie par lbmol. Toutefois, cette valeur de chaleur de combustion s'applique généralement à une température de 25°C (77°F). Par conséquent, il devient nécessaire de corriger les valeurs en fonction des températures réelles de notre cas. Les valeurs d'enthalpie de combustion de référence sont applicables à la combustion de H<sub>2</sub> et de composés de carbone à H<sub>2</sub>O et CO<sub>2</sub>. Toutefois, elles ne sont pas entièrement applicables au coke, car le coke n'est pas un composé idéal et ne se comporte pas comme tel. Par conséquent, il devient nécessaire de mettre en œuvre un facteur de correction de l'hydrogène dans les calculs d'enthalpie de combustion pour aider à compenser le mécanisme réel de combustion du coke et l'interaction correspondante entre l'hydrogène et le carbone présent. Les chaleurs de combustion typiques ( $\Delta H_C$ ) pour H<sub>2</sub>O, CO et CO<sub>2</sub>, ainsi que le facteur de correction de l'hydrogène, peuvent être calculés par les équations suivantes :

**Tableau 2.10 :** Equations des enthalpies de combustion et du facteur de correction de l'hydrogène

Equations	Paramètres
$\Delta H_{C.Coke} = \Delta H_C + FC_{H_2}$	$\Delta H_{C.Coke}$ : Enthalpie de la combustion du coke (BTU/h) $\Delta H_C$ : Enthalpie de la combustion totale (BTU/lb) $FC_{H_2}$ : Facteur de correction de l'hydrogène (BTU/h)
$FC_{H_2} = 1133 - (134,64 \times TN_{H_2.Coke})$	$FC_{H_2}$ : Facteur de correction de l'hydrogène (BTU/h) $TN_{H_2.Coke}$ : Teneur en hydrogène dans le coke (%)



$\Delta H_C = \frac{\Delta H_{C.CO} + \Delta H_{C.CO_2} + \Delta H_{C.H_2O}}{Q_{Coke}}$	<p><math>\Delta H_C</math> : Enthalpie de la combustion totale (BTU/lb)</p> <p><math>\Delta H_{C.CO}</math> : Enthalpie de la combustion du monoxyde de carbone CO (BTU/h)</p> <p><math>\Delta H_{C.CO_2}</math> : Enthalpie de la combustion du dioxyde de carbone CO<sub>2</sub> (BTU/h)</p> <p><math>\Delta H_{C.H_2O}</math> : Enthalpie de la combustion d'eau (BTU/h)</p> <p><math>Q_{Coke}</math> : Débit massique du coke (lb/h)</p>
$\Delta H_{C.CO} = \Delta H_{C.CO} \times Q_C$	<p><math>\Delta H_{C.CO}</math> : Enthalpie de la combustion du monoxyde de carbone CO (BTU/h)</p> <p><math>\Delta H_{C.CO}</math> : Enthalpie molaire de la combustion du monoxyde de carbone CO (BTU/lbmol)</p> <p><math>Q_C</math> : Débit molaire de carbone du coke (lbmolC/h)</p>
$\Delta H_{C.CO} = 46216 + 1,47 \times T_{E.Rég}$	<p><math>\Delta H_{C.CO}</math> : Enthalpie molaire de la combustion du monoxyde de carbone CO (BTU/lbmol)</p> <p><math>T_{E.Rég}</math> : Température la plus élevée de régénérateur (°F)</p>
$\Delta H_{C.CO_2} = \Delta H_{C.CO_2} \times Q_C$	<p><math>\Delta H_{C.CO_2}</math> : Enthalpie de la combustion du dioxyde de carbone CO<sub>2</sub> (BTU/h)</p> <p><math>\Delta H_{C.CO_2}</math> : Enthalpie molaire de la combustion du dioxyde de carbone CO<sub>2</sub> (BTU/lbmol)</p> <p><math>Q_C</math> : Débit molaire de carbone du coke (lbmolC/h)</p>
$\Delta H_{C.CO_2} = 169135 + 0,5 \times T_{E.Rég}$	<p><math>\Delta H_{C.CO_2}</math> : Enthalpie molaire de la combustion du dioxyde de carbone CO<sub>2</sub> (BTU/lbmol)</p> <p><math>T_{E.Rég}</math> : Température la plus élevée de régénérateur (°F)</p>
$\Delta H_{C.H_2O} = \Delta H_{C.H_2O} \times (Q_{H_2.H_2O} \div 2)$	<p><math>\Delta H_{C.H_2O}</math> : Enthalpie de la combustion d'eau (BTU/h)</p> <p><math>\Delta H_{C.H_2O}</math> : Enthalpie molaire de la combustion d'eau (BTU/lbmol)</p> <p><math>Q_{H_2.H_2O}</math> : Débit molaire d'hydrogène dans le H<sub>2</sub>O (lbmolH<sub>2</sub>/h)</p>
$\Delta H_{C.H_2O} = 104546 + 1,586 \times T_{E.Rég}$	<p><math>\Delta H_{C.H_2O}</math> : Enthalpie molaire de la combustion d'eau (BTU/lbmol)</p> <p><math>T_{E.Rég}</math> : Température la plus élevée de régénérateur (°F)</p>

### 2.3.1.2. Calcul de la chaleur consommée par les flux

Une fois l'enthalpie de la combustion du coke calculée, il devient possible de calculer la chaleur consommée par les différents flux et composants du régénérateur. La composante d'évacuation de la chaleur impliquera principalement toute fonction de refroidisseur de catalyseur associée au fonctionnement. Ceci est déterminé au moyen d'un ensemble distinct de calculs, mais on peut supposer qu'il s'agit de 58750000 BTU/h. La base du bilan thermique côté régénérateur est fixée à 1 lb de coke et la relation globale décrit comme suit :

**Tableau 2.11** : Equations de la chaleur consommée par les flux et les enthalpies côté régénérateur

Equations	Paramètres
$Q_{\text{Net}} = \Delta H_{\text{C.Coke}} - \Delta H_{\text{Coke}} - \Delta H_{\text{Air}} - \Delta H_{\text{H}_2\text{O}}$ $- \Delta H_{\text{Pertes.Rég}} - \Delta H_{\text{ECh}}$ <p>Et :</p> $Q_{\text{Net}} = mC_p\Delta T \rightarrow m = \frac{Q_{\text{Net}}}{C_p\Delta T}$	$Q_{\text{Net}}$ : Chaleur consommée par les flux (BTU/lbCoke) $\Delta H_{\text{C.Coke}}$ : Enthalpie de la combustion du coke (BTU/h) $\Delta H_{\text{Coke}}$ : Enthalpie de coke (BTU/lbCoke) $\Delta H_{\text{Air}}$ : Enthalpie d'air (BTU/lbCoke) $\Delta H_{\text{H}_2\text{O}}$ : Enthalpie d'eau (BTU/lbCoke) $\Delta H_{\text{Pertes.Rég}}$ : Enthalpie des pertes par rayonnement dans le régénérateur (BTU/lbCoke) $\Delta H_{\text{ECh}}$ : Enthalpie d'évacuation de chaleur (BTU/lbCoke)
$\Delta H_{\text{Coke}} = mC_p\Delta T = C_{p\text{coke}} \times (T_{\text{GC}} - T_{\text{Rx}})$	$\Delta H_{\text{Coke}}$ : Enthalpie de coke (BTU/lbCoke) $C_{p\text{coke}}$ : Chaleur spécifique de coke (BTU/lb °F) $T_{\text{GC}}$ : Température du gaz de combustion (°F) $T_{\text{Rx}}$ : Température du réacteur (°F)
$\Delta H_{\text{Air}} = mC_p\Delta T = R_{\text{Air/Coke}} \times C_{p\text{Air}} \times (T_{\text{GC}} - T_{\text{MAB}})$	$\Delta H_{\text{Air}}$ : Enthalpie d'air (BTU/lbCoke) $R_{\text{Air/Coke}}$ : Rapport massique Air/Coke (lbair/lbcoke) $C_{p\text{Air}}$ : Chaleur spécifique d'air (BTU/lb °F) $T_{\text{GC}}$ : Température du gaz de combustion (°F) $T_{\text{MAB}}$ : Température du disque de soufflage d'air principal MAB (Main Air Blower Disch) (°F)

$\Delta H_{H_2O} = mCp\Delta T = \left(\frac{Q_{Eau\ abs}}{Q_{Coke}}\right) \times Cp_{Air} \times (T_{GC} - T_{MAB})$	$\Delta H_{H_2O}$ : Enthalpie d'eau (BTU/lbCoke) $Q_{Eau\ abs}$ : Débit d'eau absorbée dans l'air (lbH <sub>2</sub> O/h) $Q_{Coke}$ : Débit massique du coke (lbCoke/h) $Cp_{Air}$ : Chaleur spécifique d'air (BTU/lb °F) $T_{GC}$ : Température du gaz de combustion (°F) $T_{MAB}$ : Température du disque de soufflage d'air principal MAB (Main Air Blower Disch) (°F)
$\Delta H_{ECh} = \frac{58750000}{Q_{Coke}}$	$\Delta H_{ECh}$ : Enthalpie d'évacuation de chaleur (BTU/lbCoke) $Q_{Coke}$ : Débit massique du coke (lbCoke/h)

### 2.3.1.2.1. Calcul du débit d'eau absorbée

Le débit d'air sec vers le régénérateur comprendra l'humidité absorbée en fonction de l'humidité relative de l'environnement local. Le débit d'air doit être corrigé à sec pour éliminer les effets de l'humidité absorbée.

**Tableau 2.12** : Equations des débits, de l'humidité et de la pression de vapeur saturée

Equations	Paramètres
$Q_{Eau\ abs} = Q_{Air\ total} - Q_{Air\ Sec}$	$Q_{Eau\ abs}$ : Débit d'eau absorbée dans l'air (lbH <sub>2</sub> O/h) $Q_{Air\ total}$ : Débit d'air total en régénérateur (lb/h) $Q_{Air\ Sec}$ : Débit d'air sec vers le régénérateur (lb/h)
$Q_{Air\ Sec} = \frac{Q_{Air\ total}}{(1 + H)}$	$Q_{Air\ Sec}$ : Débit d'air sec vers le régénérateur (lb/h) $Q_{Air\ total}$ : Débit d'air total en régénérateur (lb/h) $H$ : Humidité dans l'air ambiant (lbH <sub>2</sub> O /lb air sec)
$H = \frac{[0,00622 \times RH \times Pv]}{(14,696 - [0,01 \times RH \times Pv])}$	$H$ : Humidité dans l'air ambiant (lbH <sub>2</sub> O/lb air sec) $RH$ : Humidité relative (%) $PV$ : Pression de vapeur saturée (psia)
$Pv = 10^{\left(6,40375 - \left[\frac{3165,36}{T_{ambiante} + 392,565}\right]\right)}$	$Pv$ : Pression de vapeur saturée (psia) $T_{ambiante}$ : Température ambiante (°F)

### 2.3.1.2.2. Calcul du débit molaire de gaz de combustion sec

Le débit des gaz de combustion diffère du débit d'air principal en raison des produits de combustion et des diluants associés au fonctionnement du régénérateur. Comme il n'y a pas de débitmètre pour le gaz de combustion du régénérateur, cette valeur doit être calculée. Étant donné que l'azote est inerte, il aide à lier le flux de gaz de combustion au flux d'air principal. La teneur en azote et en argon de l'air est donc équivalente à la teneur en azote et en argon des fumées sortant du régénérateur. Comme la concentration typique d'azote et d'argon dans l'air ambiant est de 79 mol%, il devient important de convertir le débit d'air sec en lbmol.

**Tableau 2.13 :** Equation des débits molaires du gaz de combustion, du Nitrogène et d'Argon et d'air sec

Equations	Paramètres
$Q_{GC.Sec} = \frac{Q_{(N_2+Ar) GC}}{\left[ \frac{X_{N_2.GC}}{100} \right]}$	$Q_{GC.Sec}$ : Débit molaire de gaz de combustion sec (lbmolGC/h) $Q_{(N_2+Ar) GC}$ : Débit molaire du Nitrogène et d'Argon dans le gaz de combustion (lbmol/h) $X_{N_2.GC}$ : Composition de nitrogène dans le gaz de combustion (%)
$Q_{(N_2+Ar)GC} = Q_{(N_2+Ar)AirSec}$	$Q_{(N_2+Ar)GC}$ : Débit molaire du Nitrogène et d'Argon dans le gaz de combustion (lbmol/h) $Q_{(N_2+Ar)AirSec}$ : Débit molaire du Nitrogène et d'Argon dans l'air sec (lbmolN <sub>2</sub> /h)
$Q_{(N_2+Ar)AirSec} = Q_{Air Sec} \times 0,79$	$Q_{(N_2+Ar)AirSec}$ : Débit molaire du Nitrogène et d'Argon dans l'air sec (lbmolN <sub>2</sub> /h) $Q_{Air Sec}$ : Débit molaire d'air sec dans le régénérateur (lbmol/h)
$Q_{Air Sec} = \frac{Q_{Air total}}{M_{Air}}$	$Q_{Air Sec}$ : Débit molaire d'air sec dans le régénérateur (lbmol/h) $Q_{Air total}$ : Débit d'air total en régénérateur (lb/h) $M_{Air}$ : Masse molaire d'air (lb/lbmol)

### 2.3.1.2.3. Calcul du débit molaire de carbone du coke

La combustion du coke d'un régénérateur typique pour tout le carbone contenu dans le régénérateur sera fournie par le coke, il devient possible de calculer le débit molaire de carbone du coke sur la base de la composition de CO et de CO<sub>2</sub> du gaz de combustion.

Comme l'indique l'équation stœchiométrique référencée, une mole de carbone est consommée pour chaque mole de CO ou de CO<sub>2</sub> produite dans le régénérateur. Le débit molaire de carbone du coke peut donc être calculé comme suit :

**Tableau 2.14** : Equation du débit molaire de carbone du coke

<b>Equation</b>	$Q_C = Q_{GC.Sec} \times \left[ \frac{X_{CO.GC} + X_{CO_2.GC}}{100} \right]$
<b>Paramètres</b>	<p><math>Q_C</math> : Débit molaire de carbone du coke (lbmolC/h)</p> <p><math>Q_{GC.Sec}</math> : Débit molaire de gaz de combustion sec (lbmolGC/h)</p> <p><math>X_{CO.GC}</math> : Composition de monoxyde de carbone CO dans le gaz de combustion (%)</p> <p><math>X_{CO_2.GC}</math> : Composition de dioxyde de carbone CO<sub>2</sub> dans le gaz de combustion (%)</p>

#### **2.3.1.2.4. Calcul de débit molaire d'oxygène consommé et le débit molaire d'hydrogène**

L'équation stœchiométrique pour la combustion aidera également à développer un équilibre d'oxygène entre l'alimentation principale en air et le gaz de combustion dans le régénérateur. La teneur en oxygène de l'alimentation principale en air et des fumées est connue, ce qui permet de calculer l'oxygène consommé pendant la production de CO, CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, NO et H<sub>2</sub>O. Alors :

**Tableau 2.15** : Equations des débits molaires d'oxygène consommés et le débit molaire d'hydrogène

<b>Equations</b>	<b>Paramètres</b>
$Q_{O_2.CO} = Q_{GC.Sec} \times \left[ \frac{X_{CO.GC}}{100} \right] \times 0,5$	<p><math>Q_{O_2.CO}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans le monoxyde de carbone CO (lbmolO<sub>2</sub>/h)</p> <p><math>Q_{GC.Sec}</math> : Débit molaire de gaz de combustion sec (lbmolGC/h)</p> <p><math>X_{CO.GC}</math> : Composition de monoxyde de carbone CO dans le gaz de combustion (%)</p>
$Q_{O_2.CO_2} = Q_{GC.Sec} \times \left[ \frac{X_{CO_2.GC}}{100} \right]$	<p><math>Q_{O_2.CO_2}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans le dioxyde de carbone CO<sub>2</sub> (lbmolO<sub>2</sub>/h)</p> <p><math>Q_{GC.Sec}</math> : Débit molaire de gaz de combustion sec (lbmolGC/h)</p> <p><math>X_{CO_2.GC}</math> : Composition de dioxyde de carbone CO<sub>2</sub> dans le gaz de combustion (%)</p>

$Q_{O_2.SO_2} = Q_{GC.Sec} \times \left[ \frac{X_{SO_2.GC}}{100} \right]$	<p><math>Q_{O_2.SO_2}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans le dioxyde de soufre <math>SO_2</math> (lbmol<math>O_2</math>/h)</p> <p><math>Q_{GC.Sec}</math> : Débit molaire de gaz de combustion sec (lbmolGC/h)</p> <p><math>X_{SO_2.GC}</math> : Composition de dioxyde de soufre <math>SO_2</math> dans le gaz de combustion (%)</p>
$Q_{O_2.NO} = Q_{GC.Sec} \times \left[ \frac{X_{NO.GC}}{100} \right] \times 0,5$	<p><math>Q_{O_2.NO}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans l'oxyde de nitrogène <math>NO</math> (lbmol<math>O_2</math>/h)</p> <p><math>Q_{GC.Sec}</math> : Débit molaire de gaz de combustion sec (lbmolGC/h)</p> <p><math>X_{NO.GC}</math> : Composition d'oxyde de nitrogène <math>NO</math> dans le gaz de combustion (%)</p>
$Q_{O_2.H_2O} = Q_{O_2.Air} - (Q_{O_2.GC} + Q_{O_2.CO} + Q_{O_2.CO_2} + Q_{O_2.SO_2} + Q_{O_2.NO})$	<p><math>Q_{O_2.H_2O}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans le <math>H_2O</math> (lbmol<math>O_2</math>/h)</p> <p><math>Q_{O_2.Air}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans l'air (lbmol<math>O_2</math>/h)</p> <p><math>Q_{O_2.GC}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans le gaz de combustion (lbmol<math>O_2</math>/h)</p> <p><math>Q_{O_2.CO}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans le <math>CO</math> (lbmol<math>O_2</math>/h)</p> <p><math>Q_{O_2.CO_2}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans le <math>CO_2</math> (lbmol<math>O_2</math>/h)</p> <p><math>Q_{O_2.SO_2}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans le <math>SO_2</math> (lbmol<math>O_2</math>/h)</p> <p><math>Q_{O_2.NO}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans le <math>NO</math> (lbmol<math>O_2</math>/h)</p>
$Q_{O_2.Air} = Q_{Air Sec} \times \frac{X_{O_2.Air}}{100}$	<p><math>Q_{O_2.Air}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans l'air (lbmol<math>O_2</math>/h)</p> <p><math>Q_{Air Sec}</math> : Débit molaire d'air sec dans le régénérateur (lbmol/h)</p> <p><math>X_{O_2.Air}</math> : Composition d'oxygène dans l'air (%)</p>

$Q_{O_2,GC} = Q_{GC,Sec} \times \left( \frac{X_{O_2,GC}}{100} \right)$	<p><math>Q_{O_2,GC}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans le gaz de combustion (lbmolO<sub>2</sub>/h)</p> <p><math>Q_{GC,Sec}</math> : Débit molaire de gaz de combustion sec (lbmolGC/h)</p> <p><math>X_{O_2,GC}</math> : Composition d'oxygène dans le gaz de combustion (%)</p>
$Q_{H_2,H_2O} = Q_{O_2,H_2O} \times 2$	<p><math>Q_{H_2,H_2O}</math> : Débit molaire d'hydrogène dans le H<sub>2</sub>O (lbmolH<sub>2</sub>/h)</p> <p><math>Q_{O_2,H_2O}</math> : Débit molaire d'oxygène consommé dans le H<sub>2</sub>O (lbmolO<sub>2</sub>/h)</p>

### **2.3.1.2.5. Calcul de rendement du coke**

On suppose que le coke alimentant le régénérateur est composé uniquement d'hydrogène et de carbone. Par conséquent, le débit de production du coke peut être estimé au moyen des débits de production individuels de carbone et d'hydrogène dérivés de la composition des gaz de combustions.

**Tableau 2.16** : Equations du rendement du coke, débit du coke, débit de carbone et débit d'hydrogène

Equations	Paramètres
$\eta_{Coke} = \left[ \frac{Q_{Coke}}{Q_{Charge}} \right] \times 100$	<p><math>\eta_{Coke}</math> : Rendement du coke (%)</p> <p><math>Q_{Coke}</math> : Débit massique du coke (lbCoke/h)</p> <p><math>Q_{Charge}</math> : Débit massique de la charge (lb/h)</p>
$Q_{Coke} = Q_C + Q_{H_2}$	<p><math>Q_{Coke}</math> : Débit massique du coke (lbCoke/h)</p> <p><math>Q_C</math> : Débit massique du carbone dans le régénérateur (lbC/h)</p> <p><math>Q_{H_2}</math> : Débit massique d'hydrogène dans le régénérateur (lbH<sub>2</sub>/h)</p>
$Q_C = Q_C \times M_C$	<p><math>Q_C</math> : Débit massique du carbone dans le régénérateur (lbC/h)</p> <p><math>Q_C</math> : Débit molaire de carbone du coke (lbmolC/h)</p> <p><math>M_C</math> : Masse molaire du carbone (lb/lbmol)</p>
$Q_{H_2} = Q_{H_2,H_2O} \times M_{H_2}$	<p><math>Q_{H_2}</math> : Débit massique d'hydrogène dans le régénérateur (lbH<sub>2</sub>/h)</p> <p><math>Q_{H_2,H_2O}</math> : Débit molaire d'hydrogène dans le H<sub>2</sub>O (lbmolH<sub>2</sub>/h)</p> <p><math>M_{H_2}</math> : Masse molaire d'hydrogène (lb/lbmol)</p>

### **2.3.1.2.6. Calcul de la teneur en hydrogène dans le coke, le rapport massique Air/Coke, $\Delta_{Coke}$ et le rapport massique C/O**

L'hydrogène présent dans le coke est un bon indicateur des performances du Réacteur-Stripper. Les unités commerciales fonctionnent généralement avec 6 % à 8 % en poids d'hydrogène dans le coke pendant un fonctionnement normal. Le coke contenant environ 6 % en poids d'hydrogène indiquerait une efficacité de stripping adéquate, tandis que le coke contenant 7 % à 8 % en poids d'hydrogène indiquerait une mauvaise efficacité de stripping. Le taux de circulation du catalyseur permet d'obtenir des détails supplémentaires sur les conditions de fonctionnement, telles que le rapport massique C/O et le delta coke. Ceux-ci sont extrêmement précieux pour la surveillance et l'optimisation des performances et ne peuvent être dérivés que par un équilibre thermique unitaire.

**Tableau 2.17 :** Equation de la teneur en hydrogène, le rapport massique Air/Coke,  $\Delta_{Coke}$  et le rapport massique C/O

<b>Equations</b>	<b>Paramètres</b>
$TN_{H_2.Coke} = \frac{Q_{H_2}}{Q_{Coke}} \times 100$	$TN_{H_2.Coke}$ : Teneur en hydrogène dans le coke (%) $Q_{H_2}$ : Débit massique d'hydrogène dans le régénérateur (lbH <sub>2</sub> /h) $Q_{Coke}$ : Débit massique du coke (lbCoke/h)
$R_{Air/Coke} = \frac{Q_{Air\ Sec}}{Q_{Coke}}$	$R_{Air/Coke}$ : Rapport massique Air/Coke (lbair/lbcoke) $Q_{Air\ Sec}$ : Débit d'air sec vers le régénérateur (lb/h) $Q_{Coke}$ : Débit massique du coke (lbCoke/h)
$\Delta_{Coke} = \frac{Q_{Coke}}{CCR} \times 100$	$\Delta_{Coke}$ : Delta coke (%) $Q_{Coke}$ : Débit massique du coke (lbCoke/h) CCR : Taux de circulation du catalyseur (lb/h)
$R_{C/O} = \frac{CCR}{Q_{Charge}}$	$R_{C/O}$ : Rapport massique Cat/Huile CCR : Taux de circulation du catalyseur (lb/h) $Q_{Charge}$ : Débit massique de la charge (lb/h)

### **2.3.2. Bilan thermique de réacteur**

Une fois le bilan thermique côté régénérateur terminé, l'accent est mis sur le bilan thermique côté réacteur pour aider à mieux surveiller le fonctionnement et les performances globales de l'unité.



Semblable au bilan thermique côté régénérateur, qui utilisait une base de 1 lb de coke, le bilan thermique côté réacteur utilise une base de 1 lb de charge fraîche. Le bilan thermique global côté réacteur peut être exprimé comme suit.

**Tableau 2.18** : Equations du bilan énergétique global côté réacteur

<b>Equations</b>	$Q_{Rx} = \Delta H_{Charge} + \Delta H_{GL} + \Delta H_{Vapeur} + \Delta H_{Inertes} + \Delta H_{Recyclé} + \Delta H_{Pertes.Rx} + \Delta H_{Rx}$ $Q_{Rx} = mCp\Delta T$ $Q_{Rx} = Q_{Net} \times \frac{Q_{Coke}}{Q_{Charge}}$
<b>Paramètres</b>	$Q_{Rx}$ : Chaleur consommée dans le réacteur (BTU/lbCharge) $\Delta H_{Charge}$ : Enthalpie de la charge fraîche (BTU/lbCharge) $\Delta H_{GL}$ : Enthalpie du gaz de levage ‘gaz spongieux’ (BTU/lbCharge) $\Delta H_{Vapeur}$ : Enthalpie de la vapeur (BTU/lbCharge) $\Delta H_{Inertes}$ : Enthalpie des gaz inertes (BTU/lbCharge) $\Delta H_{Recyclé}$ : Enthalpie de la charge recyclée (BTU/lbCharge) $\Delta H_{Pertes.Rx}$ : Enthalpie des pertes de chaleur par rayonnement dans le réacteur (BTU/lbCharge) $\Delta H_{Rx}$ : Chaleur consommée par les flux (BTU/lbCharge) $Q_{Net}$ : Chaleur consommée par les flux (BTU/lbCoke) $Q_{Coke}$ : Débit massique du coke (lbCoke/h) $Q_{Charge}$ : Débit de la charge fraîche (lb/h)

### 2.3.2.1. Calcul de la chaleur consommée par les flux

Les demandes de chaleur côté réacteur seront principalement attribuées à la chaleur consommée par les composants et les flux individuels. Les calculs côté réacteur seront fondés sur 1 lb de charge fraîche. La chaleur consommée par les flux peut être calculée comme suit :

**Tableau 2.19** : Equation de la chaleur consommée par les flux et les enthalpies côté réacteur

Equations	Paramètres
$\Delta H_{Rx} = Q_{Rx} - (\Delta H_{Charge} + \Delta H_{GL} + \Delta H_{Vapeur} + \Delta H_{Inertes} + \Delta H_{Recyclé} + \Delta H_{Pertes.Rx})$	<p><math>\Delta H_{Rx}</math> : Chaleur consommée par les flux (BTU/lbCharge)</p> <p><math>Q_{Rx}</math> : Chaleur consommée dans le réacteur (BTU/lbCharge)</p> <p><math>\Delta H_{Charge}</math> : Enthalpie de la charge fraiche (BTU/lbCharge)</p> <p><math>\Delta H_{GL}</math> : Enthalpie du gaz de levage ‘‘gaz spongieux’’ (BTU/lbCharge)</p> <p><math>\Delta H_{Vapeur}</math> : Enthalpie de la vapeur (BTU/lbCharge)</p> <p><math>\Delta H_{Inertes}</math> : Enthalpie des gaz inertes (BTU/lbCharge)</p> <p><math>\Delta H_{Recyclé}</math> : Enthalpie de la charge recyclée (BTU/lbCharge)</p> <p><math>\Delta H_{Pertes.Rx}</math> : Enthalpie des pertes de chaleur par rayonnement dans le réacteur (BTU/lbCharge)</p>
$\Delta H_{Charge} = H_{Rx} - H_{CF}$	<p><math>\Delta H_{Charge}</math> : Enthalpie de la charge fraiche (BTU/lbCharge)</p> <p><math>H_{Rx}</math> : Enthalpie de la charge fraiche (BTU/lb)</p> <p><math>H_{CF}</math> : Enthalpie de la charge combinée (BTU/lb)</p>
$\Delta H_{GL} = \left( \frac{Q_{GL}}{Q_{Charge}} \right) \times Cp_{GL} \times (T_{Rx} - T_{GL})$	<p><math>\Delta H_{GL}</math> : Enthalpie du gaz de levage ‘‘gaz spongieux’’ (BTU/lbCharge)</p> <p><math>Q_{GL}</math> : Débit du gaz de levage ‘‘gaz spongieux’’ (lb/h)</p> <p><math>Q_{Charge}</math> : Débit de la charge fraiche (lb/h)</p> <p><math>Cp_{GL}</math> : Chaleur spécifique du gaz de levage (BTU/lb °F)</p> <p><math>T_{Rx}</math> : Température du réacteur (°F)</p> <p><math>T_{GL}</math> : Température du gaz de levage (°F)</p>

$\Delta H_{\text{vapeur}} = \left( \frac{Q_{\text{Vt}}}{Q_{\text{Charge}}} \right) \times C_{pV} \times (T_{Rx} - T_V)$	$\Delta H_{\text{vapeur}}$ : Enthalpie de la vapeur (BTU/lbCharge) $Q_{\text{Vt}}$ : Débit de vapeur total (lb/h) $Q_{\text{Charge}}$ : Débit de la charge fraiche (lb/h) $C_{pV}$ : Chaleur spécifique de la vapeur (BTU/lb °F) $T_{Rx}$ : Température du réacteur (°F) $T_V$ : Température de la vapeur (°F)
$Q_{\text{Vt}} = Q_{\text{VL}} + Q_{\text{VA}} + Q_{\text{VS}}$	$Q_{\text{Vt}}$ : Débit de vapeur total (lb/h) $Q_{\text{VL}}$ : Débit de vapeur de de levage (lb/h) $Q_{\text{VA}}$ : Débit de vapeur d'atomisation (lb/h) $Q_{\text{VS}}$ : Débit de vapeur de stripage (lb/h)
$\Delta H_{\text{Inertes}} = \left( \frac{Q_{\text{Inertes}}}{Q_{\text{Charge}}} \right) \times C_{p\text{Inertes}} \times (T_{Rx} - T_{\text{Inertes}})$	$\Delta H_{\text{Inertes}}$ : Enthalpie des gaz inertes (BTU/lbCharge) $Q_{\text{Inertes}}$ : Débit des inertes (lb/h) $Q_{\text{Charge}}$ : Débit de la charge fraiche (lb/h) $C_{p\text{Inertes}}$ : Chaleur spécifique des inertes (BTU/lb°F) $T_{Rx}$ : Température du réacteur (°F) $T_{\text{Inertes}}$ : Température des inertes (°F)
$Q_{\text{Inertes}} = Q_{\text{Air total}} \times \left( \frac{X_{(\text{N}_2+\text{Ar})\text{GC}}}{100} \right)$	$Q_{\text{Inertes}}$ : Débit des inertes (lb/h) $Q_{\text{Air total}}$ : Débit d'air total en régénérateur (lb/h) $X_{(\text{N}_2+\text{Ar})\text{GC}}$ : Composition molaire de nitrogène et d'argon dans le gaz de combustion (%)
$\Delta H_{\text{Recyclé}} = \left( \frac{Q_{\text{Recyclé}}}{Q_{\text{Charge}}} \right) \times (H_{\text{Recyclé}} - H_{\text{CF}})$	$\Delta H_{\text{Recyclé}}$ : Enthalpie de la charge recyclée (BTU/lbCharge) $Q_{\text{Recyclé}}$ : Débit recycler vers riser MCB (lb/h) $Q_{\text{Charge}}$ : Débit de la charge fraiche (lb/h) $H_{\text{Recyclé}}$ : Enthalpie recyclée (BTU/lb) $H_{\text{CF}}$ : Enthalpie de la charge combinée (BTU/lb)

Les résultats du bilan thermique sont présentés dans le tableau suivant :

**Tableau 2.20** : Résultats de calcul du bilan énergétique

Variables	Valeurs
PV : Pression de vapeur saturée (psia)	0,45
H : Humidité dans l'air ambiant (lbH <sub>2</sub> O /lb air sec)	0,013
Q <sub>Air Sec</sub> : Débit d'air sec vers le régénérateur (lb/h)	249114,47

$Q_{\text{Eau abs}}$ : Débit d'eau absorbée dans l'air (lbH <sub>2</sub> O/h)	3470,65
$Q_{\text{Air Sec}}$ : Débit molaire d'air sec dans le régénérateur (lbmol/h)	8718,85
$Q_{(\text{N}_2+\text{Ar})\text{AirSec}}$ : Débit molaire du Nitrogène et d'Argon dans l'air sec (lbmolN <sub>2</sub> /h)	6887,89
$Q_{(\text{N}_2+\text{Ar})\text{GC}}$ : Débit molaire du Nitrogène et d'Argon dans le gaz de combustion (lbmol/h)	6887,89
$Q_{\text{GC.Sec}}$ : Débit molaire de gaz de combustion sec (lbmolGC/h)	8500,42
$Q_{\text{C}}$ : Débit molaire de carbone du coke (lbmolC/h)	1317,74
$Q_{\text{O}_2.\text{Air}}$ : Débit molaire d'oxygène consommé dans l'air (lbmolO <sub>2</sub> /h)	1830,95
$Q_{\text{O}_2.\text{GC}}$ : Débit molaire d'oxygène consommé dans le gaz de combustion (lbmolO <sub>2</sub> /h)	212,51
$Q_{\text{O}_2.\text{NO}}$ : Débit molaire d'oxygène consommé dans le NO (lbmolO <sub>2</sub> /h)	0,154
$Q_{\text{O}_2.\text{SO}_2}$ : Débit molaire d'oxygène consommé dans le SO <sub>2</sub> (lbmolO <sub>2</sub> /h)	0,570
$Q_{\text{O}_2.\text{CO}}$ : Débit molaire d'oxygène consommé dans le CO (lbmolO <sub>2</sub> /h)	0,088
$Q_{\text{O}_2.\text{CO}_2}$ : Débit molaire d'oxygène consommé dans le CO <sub>2</sub> (lbmolO <sub>2</sub> /h)	1317,56
$Q_{\text{O}_2.\text{H}_2\text{O}}$ : Débit molaire d'oxygène consommé dans le H <sub>2</sub> O (lbmolO <sub>2</sub> /h)	300,07
$Q_{\text{H}_2.\text{H}_2\text{O}}$ : Débit molaire d'hydrogène dans le H <sub>2</sub> O (lbmolH <sub>2</sub> /h)	600,14
$Q_{\text{C}}$ : Débit massique du carbone dans le régénérateur (lbC/h)	15812,89
$Q_{\text{H}_2}$ : Débit massique d'hydrogène dans le régénérateur (lbH <sub>2</sub> /h)	1212,28
$Q_{\text{Coke}}$ : Débit massique du coke (lb/h)	17025,18
$\eta_{\text{Coke}}$ : Rendement du coke (%)	6
$\text{TN}_{\text{H}_2.\text{Coke}}$ : Teneur en hydrogène dans le coke (%)	7,12
$R_{\text{Air/Coke}}$ : Rapport massique Air/Coke (lbair/lbcoke)	14,63
$\Delta_{\text{Coke}}$ : Delta coke (%)	1
$R_{\text{C/O}}$ : Rapport massique Cat/Huile	6,18
$\Delta H_{\text{C.CO}}$ : Enthalpie molaire de la combustion du monoxyde de carbone CO (BTU/lbmol)	48035,86
$\Delta H_{\text{C.CO}_2}$ : Enthalpie molaire de la combustion du dioxyde de carbone CO <sub>2</sub> (BTU/lbmol)	169754
$\Delta H_{\text{C.H}_2\text{O}}$ : Enthalpie molaire de la combustion d'eau (BTU/lbmol)	106509,46
$\Delta H_{\text{C.CO}}$ : Enthalpie de la combustion du monoxyde de carbone CO (BTU/h)	63298845,13
$\Delta H_{\text{C.CO}_2}$ : Enthalpie de la combustion du dioxyde de carbone CO <sub>2</sub> (BTU/h)	223691886,8
$\Delta H_{\text{C.H}_2\text{O}}$ : Enthalpie de la combustion d'eau (BTU/h)	319603300,66
$\Delta H_{\text{C}}$ : Enthalpie de la combustion totale (BTU/lb)	18734,07
$\text{FC}_{\text{H}_2}$ : Facteur de correction de l'hydrogène (BTU/h)	174,29
$\Delta H_{\text{C.Coke}}$ : Enthalpie de la combustion du coke (BTU/h)	18908,36
$\Delta H_{\text{Coke}}$ : Enthalpie de coke (BTU/lbCoke)	166,32

$\Delta H_{\text{Air}}$ : Enthalpie d'air (BTU/lbCoke)	3671,19
$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}}$ : Enthalpie d'eau (BTU/lbCoke)	51,14
$\Delta H_{\text{ECh}}$ : Enthalpie d'évacuation de chaleur (BTU/lbCoke)	3450,77
$Q_{\text{Net}}$ : Chaleur consommée par les flux (BTU/lbCoke)	11318,93
$\Delta H_{\text{Charge}}$ : Enthalpie de la charge fraîche (BTU/lbCharge)	508
$\Delta H_{\text{Recyclé}}$ : Enthalpie de la charge recyclée (BTU/lbCharge)	-18,20
$Q_{\text{vt}}$ : Débit de vapeur total (lb/h)	19700
$\Delta H_{\text{Vapeur}}$ : Enthalpie de la vapeur (BTU/lbCharge)	19,76
$Q_{\text{Inertes}}$ : Débit des inertes (lb/h)	207119,79
$\Delta H_{\text{Inertes}}$ : Enthalpie des gaz inertes (BTU/lbCharge)	-86,20
$\Delta H_{\text{GL}}$ : Enthalpie du gaz de levage "gaz spongieux" (BTU/lbCharge)	5,01
$Q_{\text{Rx}}$ : Chaleur consommée dans le réacteur (BTU/lbCharge)	701,44
$\Delta H_{\text{Rx}}$ : Chaleur consommée par les flux (BTU/lbCharge)	271,07

Après avoir examiné les résultats des deux bilans et les avoir référencés selon la norme de l'unité, nous avons constaté :

Un rendement du coke de 6 % par rapport au débit de la charge c'est la quantité nécessaire pour un bon craquage catalytique, ce rendement se situe dans l'intervalle souhaité :

$$5,5 \leq \eta_{\text{Coke}} \leq 9 \quad [15]$$

Le débit massique du coke par le taux de circulation du catalyseur ( $\Delta_{\text{Coke}}$ ) doit être compris entre 0,6 % et 1 %. Lors de notre étude, nous avons obtenu  $\Delta_{\text{Coke}}$  égale à 1 %, se situe dans la plage souhaitée :

$$0,6 \leq \Delta_{\text{Coke}} \leq 1 \quad [15]$$

Grâce à une surveillance régulière du  $\Delta_{\text{Coke}}$  et à des mesures correctives adéquates, il est envisageable d'améliorer les conditions de réaction, de préserver l'activité catalytique du catalyseur et de minimisé la formation de coke nocif. Cela contribue à améliorer l'efficacité globale du procédé RFCC et garantit une production optimale de produits légers de qualité supérieure.

Dans la section de réaction/régénération, il y a une boucle fermée d'échange de chaleur où le catalyseur circule entre un réchauffeur (régénérateur) et un refroidisseur (riser).

En vaporisant et en craquant la charge, le catalyseur chaud est refroidi dans le riser, puis réchauffé dans le régénérateur par combustion du coke produit lors de la réaction de craquage.

En d'autres termes, le rendement du coke de ce procédé adiabatique est principalement celui nécessaire pour satisfaire l'échange thermique.

Après avoir effectué le calcul des différentes enthalpies, nous obtenons la chaleur nécessaire pour les réactions de craquage, qui est de 271,07 BTU/lb de charge.

D'après les données de l'UOP (Produits pétroliers universels - Universal Oil Products), la chaleur de réaction varie entre :

$$180 \text{ BTU/lbCharge} \leq \Delta H_{\text{Rx}} \leq 280 \text{ BTU/lbCharge} \quad [15]$$

En cas de dépassement de cet intervalle de chaleur de réaction, en général, cela peut être causé par une mauvaise qualité des données et/ou des erreurs dans les calculs du bilan thermique.

## **2.4. Simulation**

Dans cette partie on va réaliser une simulation de réacteur et de régénérateur d'unité RFCC, avec le logiciel HYSYS, ensuite on va varier les paramètres opératoires dans le but de savoir leurs influences.

La simulation consiste à représenter un phénomène physique en utilisant des modèles mathématiques simples pour décrire son comportement. En d'autres termes, la simulation permet de représenter les différents phénomènes tels que le transfert de matière et de chaleur, ainsi que les différentes opérations unitaires à l'aide de modèles thermodynamiques, qui traduisent leur comportement par la résolution d'équations analytiques [24]. De nombreux logiciels de simulation des procédés chimiques sont disponibles sur le marché. Une liste non exhaustive des logiciels les plus couramment utilisés à l'échelle mondiale : Aspen, ChemCad, DesignII, Hysys, Ideas, Indiss, Prosim, ProII, Sim42 sont inclus [25].

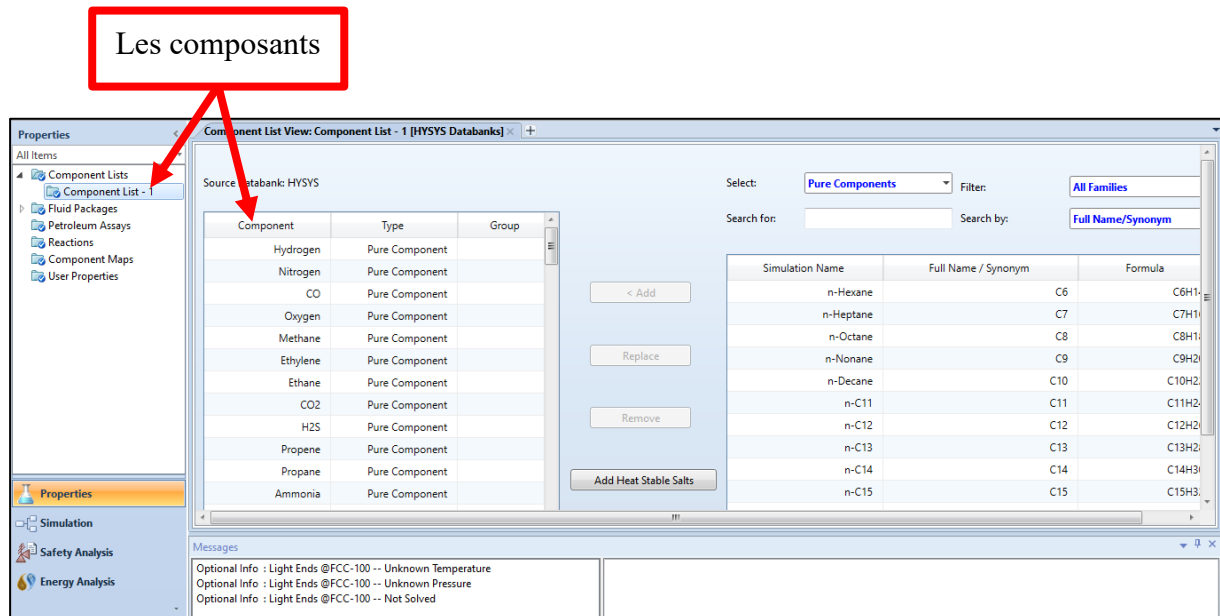
Les procédés chimiques peuvent être classés en deux grandes catégories de simulations : la simulation statique (état stationnaire) et la simulation dynamique (état transitoire). La simulation statique d'un procédé consiste à analyser le comportement du système en régime stabilisé. L'objectif de cette étude est d'analyser les caractéristiques des flux, comme le débit, la température, la fraction vaporisée, etc., ainsi que les bilans de matière et d'énergie.

### **2.4.1. Application du logiciel HYSYS**

HYSYS offre une grande souplesse et est largement utilisé dans le domaine de la simulation. Il présente l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments fondamentaux sont compris. HYSYS a été conçu pour le secteur du pétrole, mais il est également employé dans d'autres domaines chimiques. On effectue les simulations en utilisant les outils des menus.

## A. Introduction des paramètres

Afin de commencer la simulation on doit introduire les composés, la nature de la charge et ses caractéristiques depuis la base des données du simulateur (figure.II.5).



**Figure 2.5 :** Insertion de la liste des composants

On choisit le modèle mathématique Peng-Robinson (PR) à partir du fluide package (figure.2.6), car il est conseillé de l'utiliser pour des applications pétrolières, gazières et pétrochimiques. D'où l'équation du model thermodynamique est la suivante :

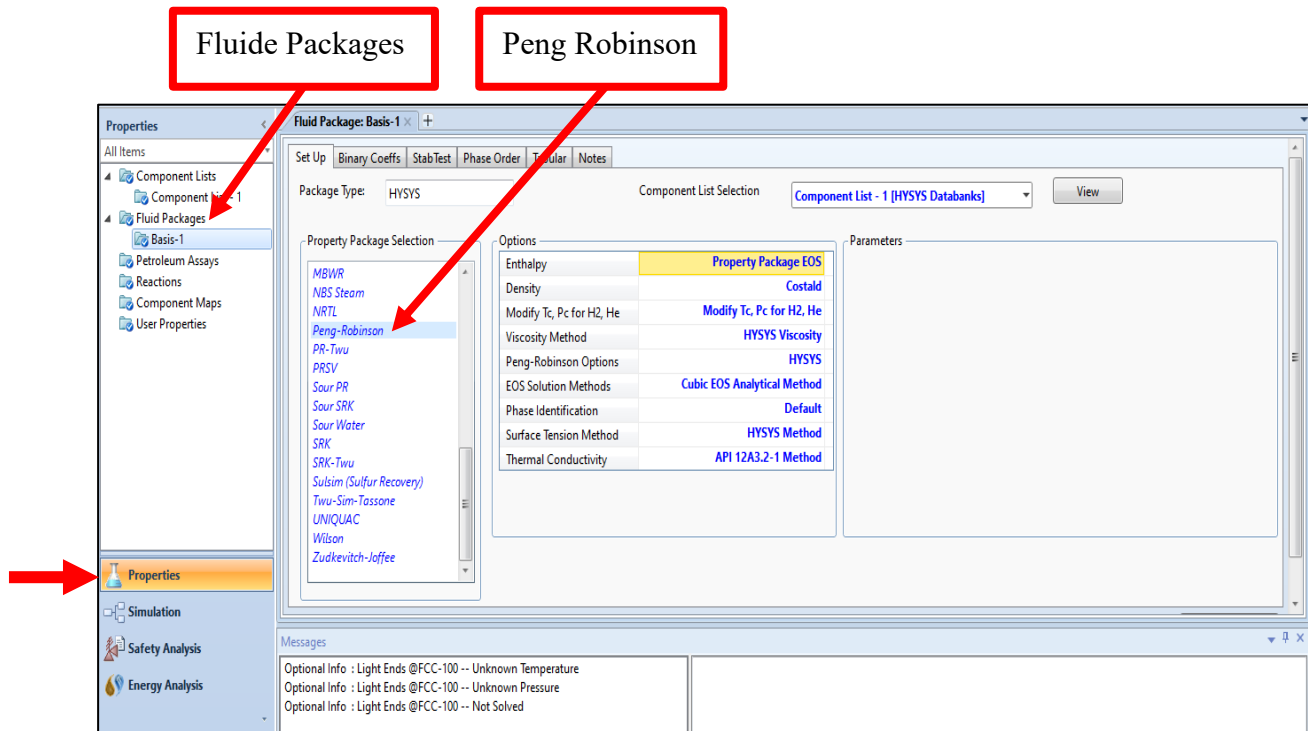
$$P = \frac{RT}{V_m - B} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \quad (\text{Eq.2.2})$$

$$a = \frac{0,45724R^2T_C^2}{P_C} \quad (\text{Eq.2.3})$$

$$b = \frac{0,07780RT_C}{P_C} \quad (\text{Eq.2.4})$$

$$T_r = \frac{T}{T_C} \quad (\text{Eq.2.5})$$

$$\alpha = (1 + (0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2)) \quad (\text{Eq.2.6})$$



**Figure 2.6 :** Choix du modèle mathématique (PR)

La nature de la charge et ses caractéristiques sont illustrées dans le tableau ci-dessous :

**Tableau 2.21 :** Propriétés de la charge RFCC

Propriétés	Variables
Densité à 15 °c	0,915
Degré °API	23,97
K OUP	12,07
Carbone Conradson % en poids	2,1
Viscosité à 100 °C (Pa.s)	17
Soufre total (% en poids)	0,204
Azote total (poids en ppm)	588
Carbone Conradson (% en poids)	4,37
Nikel (ppm en poids)	1
Vanadium (ppm en poids)	1
Sodium (ppm en poids)	0,84
Fer (ppm en poids)	0,21
Paraffines (% en poids)	52,5



Distillation ASTM (American Standard for Testing Material) °C (% en volume liquide)	
P5 %	318
P10 %	362
P30 %	415
P50 %	479
P70 %	585
P90 %	723
P95 %	761

## B. Choix du réacteur et ses caractéristiques

### a. Type du réacteur

Dans la fenêtre simulation et à partir de la palette du modèle on choisit le réacteur-régénérateur de l'unité de craquage catalytique.

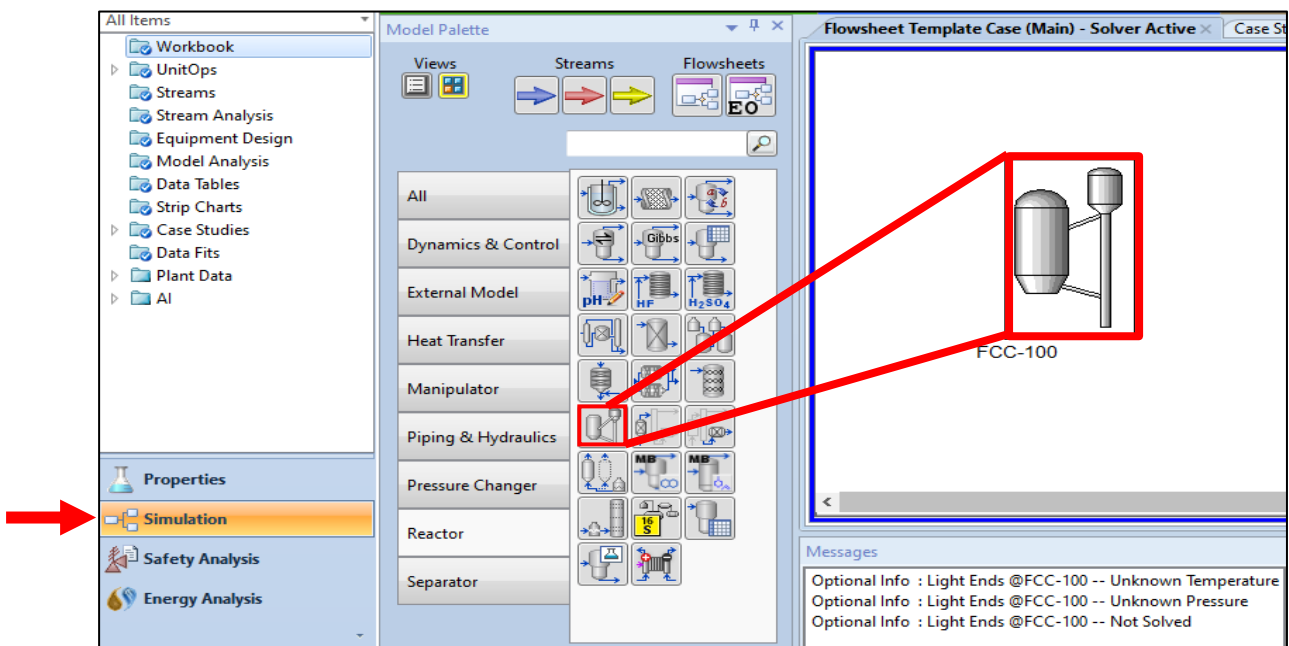
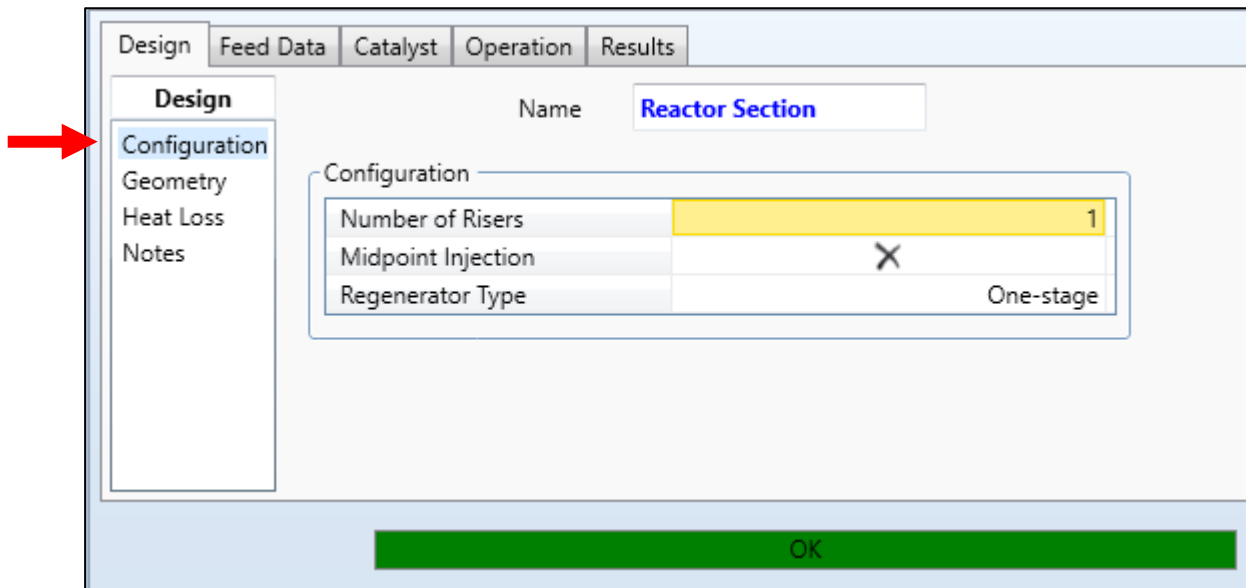


Figure 2.7 : Fenêtre d'insertion du type de réacteur

### b. Configuration du réacteur

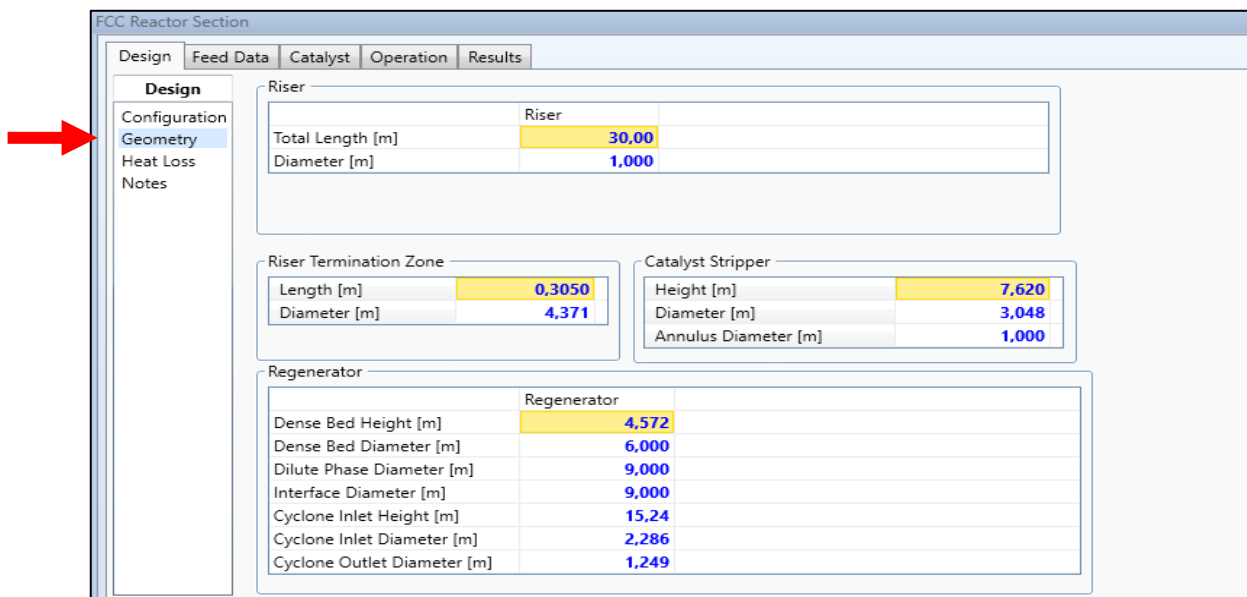
Nous devons saisir les données en fonction du réacteur utilisé dans la raffinerie d'Alger, afin d'obtenir une bonne configuration pour la conception de la simulation. Dans notre cas, le réacteur contient un riser et un étage.



**Figure 2.8 :** Fenêtre de la configuration du réacteur

### C. Géométrie

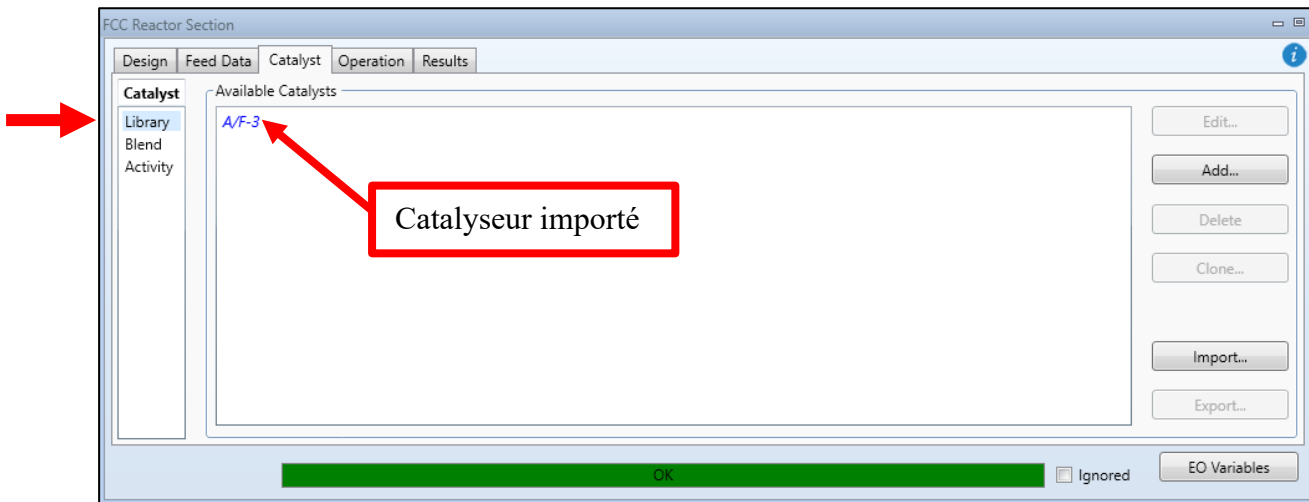
Nous introduirons les différentes dimensions géométriques du réacteur et du régénérateur.



**Figure 2.9 :** Fenêtre d'insertion des caractéristiques géométrique du réacteur-régénérateur

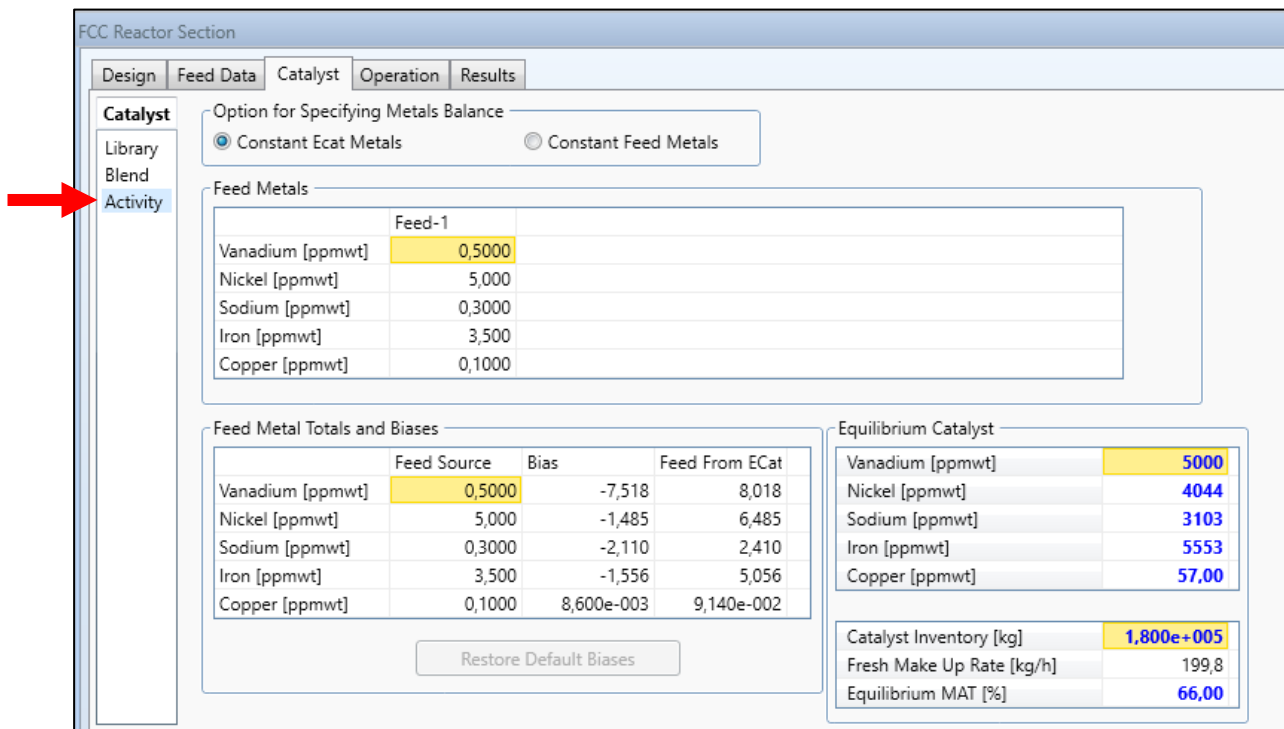
### C. Introduction des conditions opératoires

On importe le type du catalyseur à partir la base des données « FCC catalyst » du simulateur.



**Figure 2.10 :** Fenêtre d'insertion du type du catalyseur (Base des données)

Nous entrons dans le simulateur les propriétés du catalyseur utilisés dans l'unité RFCC.



**Figure 2.11 :** Caractéristique du catalyseur

Nous saisissons les paramètres opératoires de la charge RFCC tels que le débit d'entrée, la température et la pression de la charge, etc.

Feed	Volume Flow [m3/h]	Mass Flow [tonne/h]	Temperature [C]	Pressure [bar_g]	Location	S Processed
Recycled HCO	9,3	9,0	294,0	5,000	Riser	0,5000
Feed-1	135,5	125,0	252,0	5,851	Riser	0,5000

	Riser	Torch	Total
Fresh Feed Volume [m3/h]	135,5	0,0	135,5
Fresh Feed Mass [tonne/h]	125,0	0,0	125,0
Total Feed Volume [m3/h]	144,8	0,0	144,8
Total Feed Mass [tonne/h]	134,0	0,0	134,0
Total Feed Preheat Duty [kJ/h]	-1,036e+006	0,0000	-1,036e+006
Total Feed Temperature [C]	252,0	0,0000	
Steam Mass [tonne/h]	2,140		
Steam to Total Feed Ratio	1,603e-002		
Steam Temperature [C]	250,0		
Steam Pressure [bar_g]	13,70		

**Figure 2.12 :** Insertion des conditions opératoires de la charge RFCC

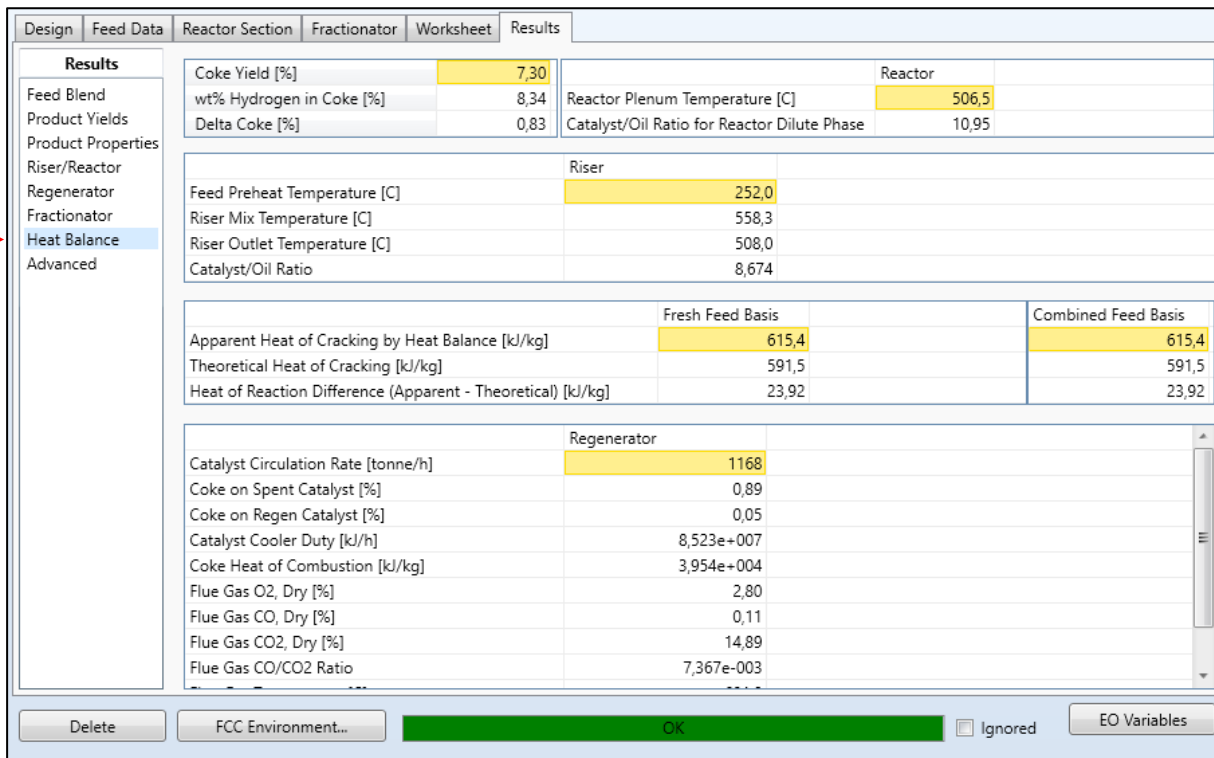
Les conditions opératoires de la charge RFCC sont présentées dans le tableau suivant :

**Tableau 2.22 :** Conditions opératoires de la charge RFCC

Charge	Débit volumique ( $m^3/h$ )	Température (C°)	Pression (bar-g)	Location
HCO	10	294,0	5,000	Riser
Feed-1	135,5	252,0	5,851	Riser

#### **2.4.2. Résultats de la simulation**

Les résultats du bilan thermique de la simulation sont illustrés dans la figure suivante :



Reactor	
Coke Yield [%]	7,30
wt% Hydrogen in Coke [%]	8,34
Delta Coke [%]	0,83
Reactor Plenum Temperature [C]	506,5
Catalyst/Oil Ratio for Reactor Dilute Phase	10,95

Riser	
Feed Preheat Temperature [C]	252,0
Riser Mix Temperature [C]	558,3
Riser Outlet Temperature [C]	508,0
Catalyst/Oil Ratio	8,674

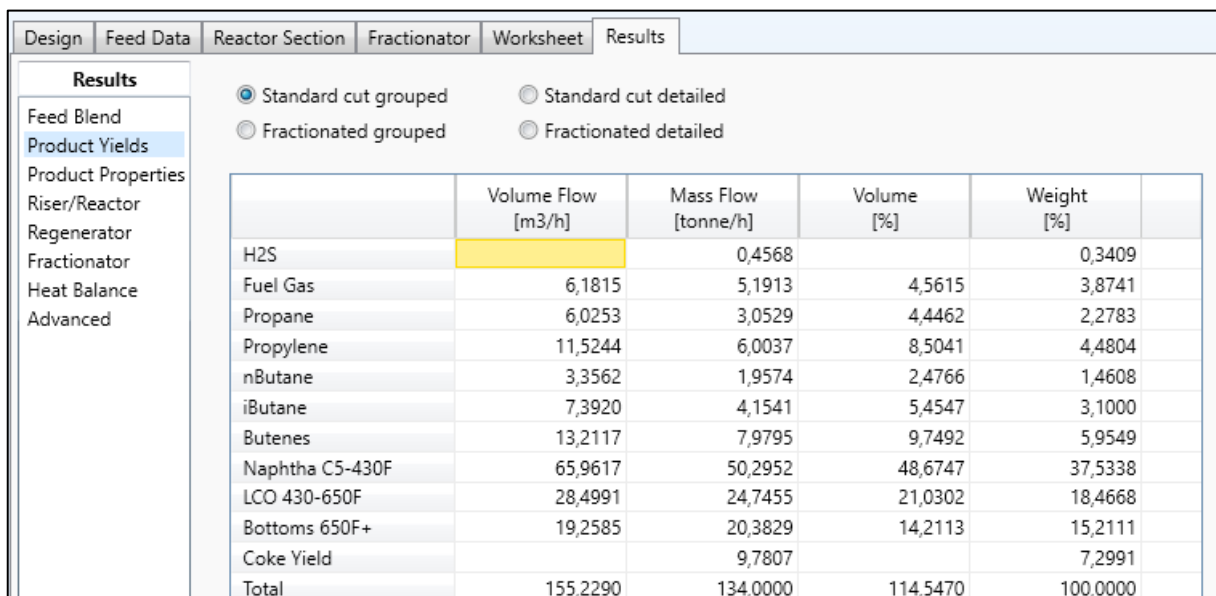
	Fresh Feed Basis	Combined Feed Basis
Apparent Heat of Cracking by Heat Balance [kJ/kg]	615,4	615,4
Theoretical Heat of Cracking [kJ/kg]	591,5	591,5
Heat of Reaction Difference (Apparent - Theoretical) [kJ/kg]	23,92	23,92

Regenerator	
Catalyst Circulation Rate [tonne/h]	1168
Coke on Spent Catalyst [%]	0,89
Coke on Regen Catalyst [%]	0,05
Catalyst Cooler Duty [kJ/h]	8,523e+007
Coke Heat of Combustion [kJ/kg]	3,954e+004
Flue Gas O2, Dry [%]	2,80
Flue Gas CO, Dry [%]	0,11
Flue Gas CO2, Dry [%]	14,89
Flue Gas CO/CO2 Ratio	7,367e-003

**Figure 2.13** : Fenêtre des résultats obtenus

Les résultats en rendement des produits sont illustrés dans la figure suivante :



	Volume Flow [m3/h]	Mass Flow [tonne/h]	Volume [%]	Weight [%]
H2S		0,4568		0,3409
Fuel Gas	6,1815	5,1913	4,5615	3,8741
Propane	6,0253	3,0529	4,4462	2,2783
Propylene	11,5244	6,0037	8,5041	4,4804
nButane	3,3562	1,9574	2,4766	1,4608
iButane	7,3920	4,1541	5,4547	3,1000
Butenes	13,2117	7,9795	9,7492	5,9549
Naphtha C5-430F	65,9617	50,2952	48,6747	37,5338
LCO 430-650F	28,4991	24,7455	21,0302	18,4668
Bottoms 650F+	19,2585	20,3829	14,2113	15,2111
Coke Yield		9,7807		7,2991
Total	155,2290	134,0000	114,5470	100,0000

**Figure 2.14** : Fenêtre des résultats en rendement des produits

Les résultats de la simulation du réacteur et du régénérateur nous ont permis d'obtenir les débits des produits, des débits des produits, un rendement du coke et la chaleur de réaction correspond aux résultats des bilans qui sont conforme aux normes.

On constate que la variation des variables indépendantes "la température de réacteur ROT et la micro-activité de catalyseur " par la fonction « case studies » a une influence considérable sur les

variables dépendantes "le rendement du coke, le delta coke, les débits des produits, le rapport massique Catalyseur/Huile, la conversion et la température de régénérateur "

### 2.4.3. Variation des paramètres opératoires

#### 2.4.3.1. Paramètres non variables

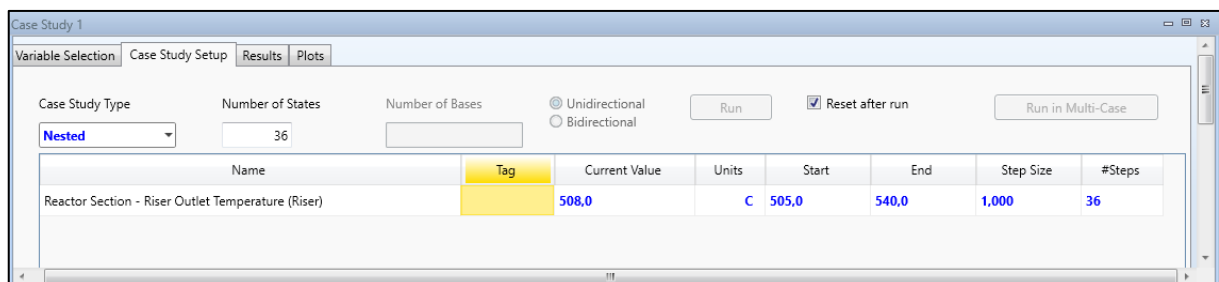
- Température de la charge
- Pression du réacteur
- Temps de contact
- Débit de recyclage du HCO
- Rapport massique Catalyseur/Huile C/O
- Rendement du coke et delta coke
- Circulation du catalyseur "CCR"

#### 2.4.3.2. Paramètres variables

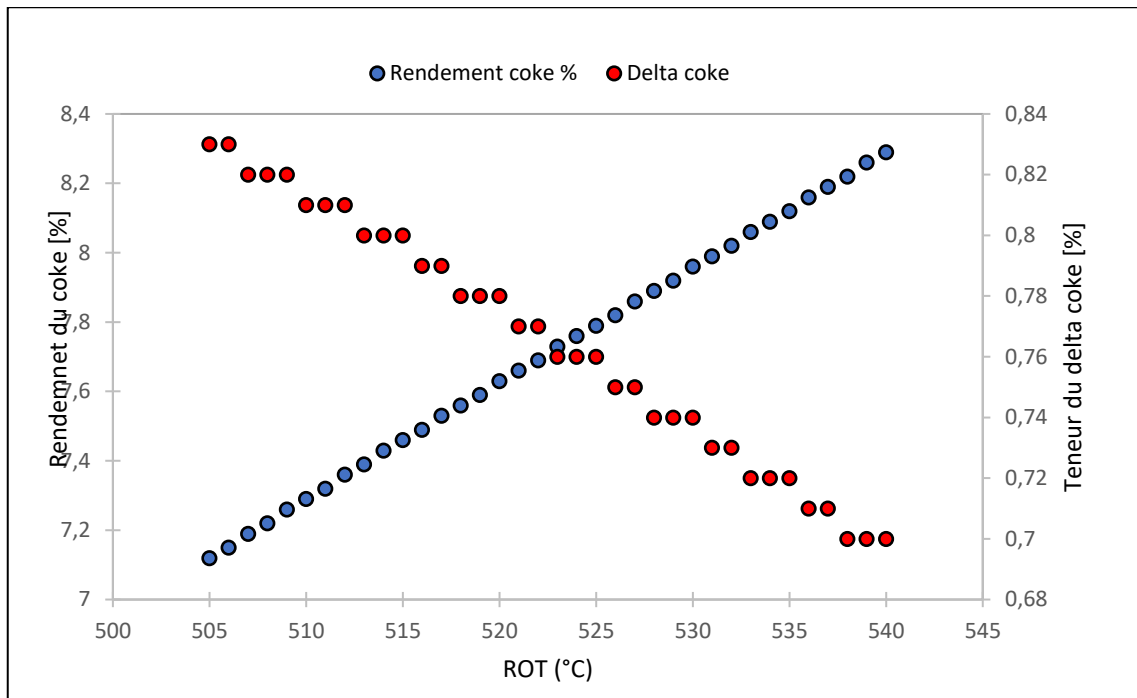
Pour commencer, nous examinons l'effet de la température du réacteur. Cette étude a été réalisée à l'aide du logiciel HYSYS, en utilisant la fonction « case studies », où on a introduit la température du réacteur comme variable indépendante et le rendement du coke, delta coke, la conversion des produits, les pourcentages massiques des produits et le rapport massique cat/oil comme variable dépendante. Ensuite, l'activité du catalyseur a été introduites comme une variable indépendante, tandis que le rendement du coke, delta coke, la température du régénérateur et le rapport massique cat/oil ont été considérés comme des variables dépendantes.

#### **A. Température du réacteur ROT**

La température du réacteur 530-R-001 joue un rôle crucial en étant ajustée afin d'atteindre le taux de conversion souhaité. Les autres paramètres du craquage, tels que la température de la charge d'alimentation et celle du catalyseur régénéré, sont complexement liés à la température du réacteur.



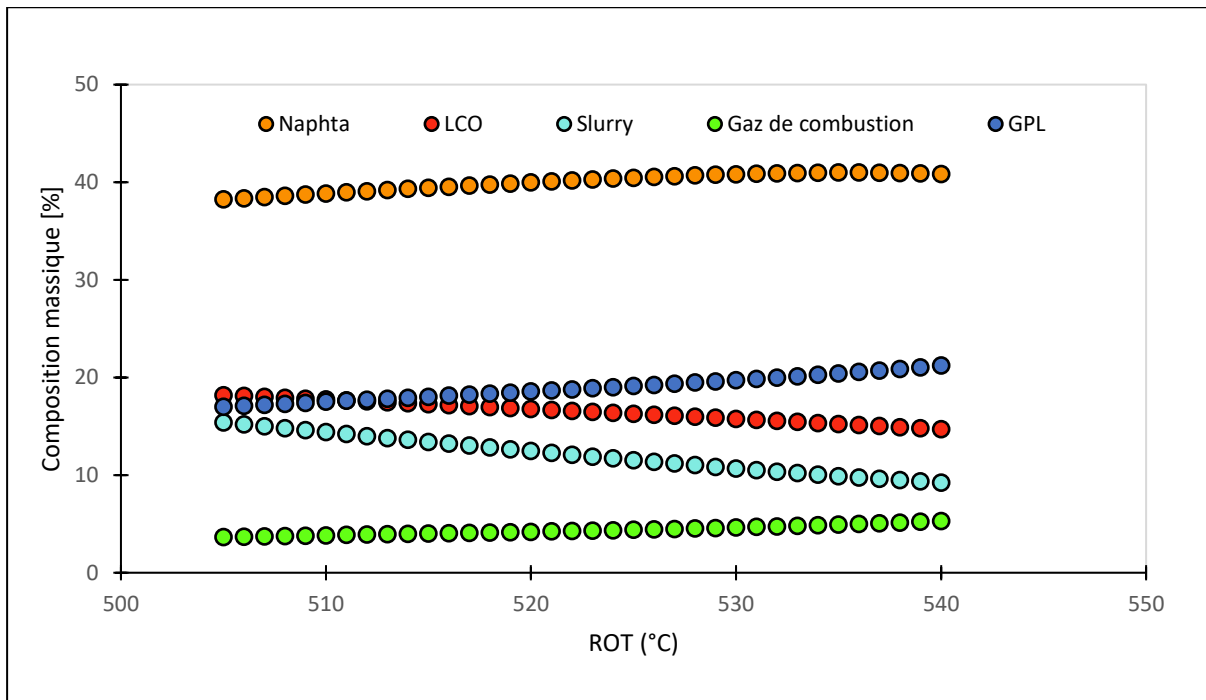
**Figure 2.15 :** Fenêtre de variation de la température du réacteur



**Figure 2.16 :** Effet de la température du réacteur sur le rendement du coke et le delta coke

La figure (2.16) illustre l'effet de la température du réacteur sur le rendement du coke et sur le delta coke. D'où on remarque que la température du réacteur varie de 505°C à 540°C. L'augmentation de la température du réacteur entraîne une légère augmentation du rendement du coke, passant de 7,12 % à 8,29 %. À une température élevée, les réactions endothermiques de craquage seront favorisées. L'augmentation du rendement du coke entraîne une augmentation du débit d'air pour la combustion du coke. Contrairement au delta coke qui subit une légère diminution avec l'augmentation de la température du réacteur, cela indique une augmentation de la teneur de coke sur le catalyseur régénéré. Cependant, la quantité de coke sur le catalyseur utilisé a diminué en raison de l'augmentation du débit d'air.

$$\Delta_{\text{Coke}} = \text{Cat}_{\text{usé}} - \text{Cat}_{\text{régé}} \quad (\text{Eq.2.7})$$



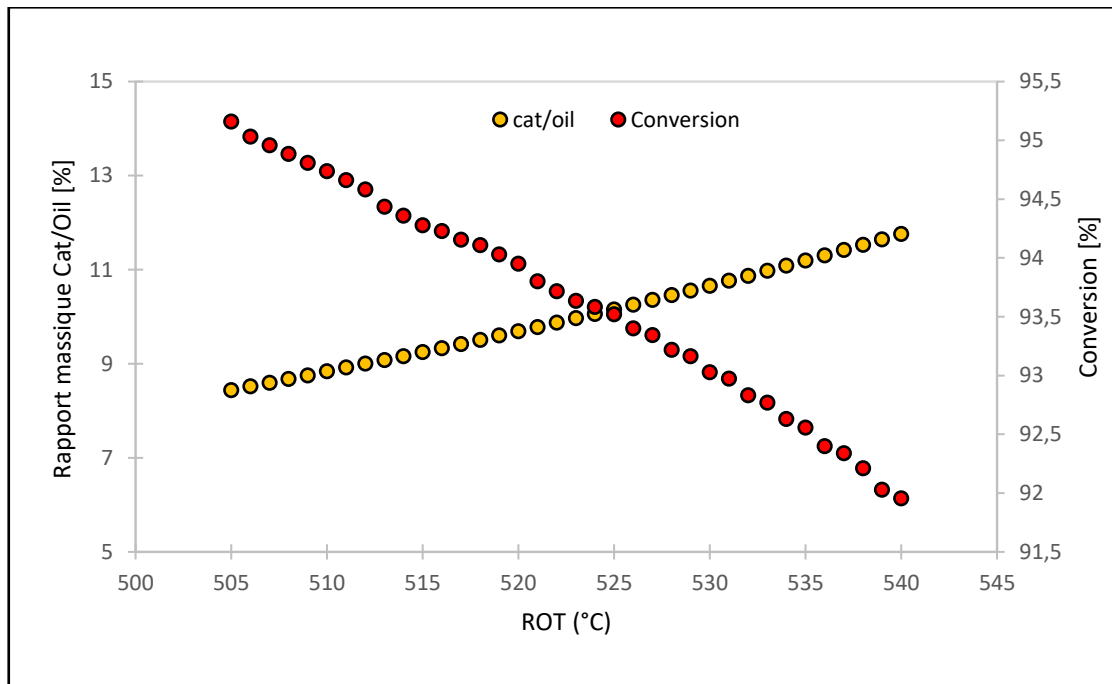
**Figure 2.17 :** Effet de la température du réacteur sur les compositions massiques des produits

La figure (2.17) illustre l'effet de la température du réacteur sur les différentes compositions massiques des produits. D'où on remarque que les compositions massiques du naphta, gaz de combustion et le GPL augmentent avec l'augmentation de la température du réacteur.

La composition massique en naphta (essence) augmente jusqu'au point de « sur craquage », qui se produit habituellement à une température de sortie du riser compris entre 525°C et 535°C environ.

Au-dessus du point de "sur craquage", la composition massique en naphta (essence) diminue à mesure que la température de sortie du riser augmente, tandis que les compositions massiques en GPL et gaz de combustion augmenteront rapidement. Par contre, la composition massique du slurry a diminué avec l'augmentation de la température du réacteur, car il est très aromatique. Cela permet d'obtenir des rendements élevés en C<sub>1</sub> et C<sub>2</sub> (gaz de combustion). Ainsi, le LCO a diminué avec l'augmentation de la température du réacteur.





**Figure 2.18 :** Effet de la température du réacteur sur la conversion et le rapport massique Cat/Oil

La figure (2.18) illustre l'effet de la température du réacteur sur la conversion et le rapport massique Cat/Oil.

D'où on remarque que la conversion diminue avec l'augmentation de la température du réacteur à cause de la diminution du débit de slurry et du LCO qui influe la conversion qui est défini comme suit :

$$\text{Conversion} = \frac{Q_{\text{GPL}} + Q_{\text{LCO}} + Q_{\text{Gazoline}} + Q_{\text{Slurry}}}{Q_{\text{Charge}}} \times 100 \quad (\text{Eq.2.8})$$

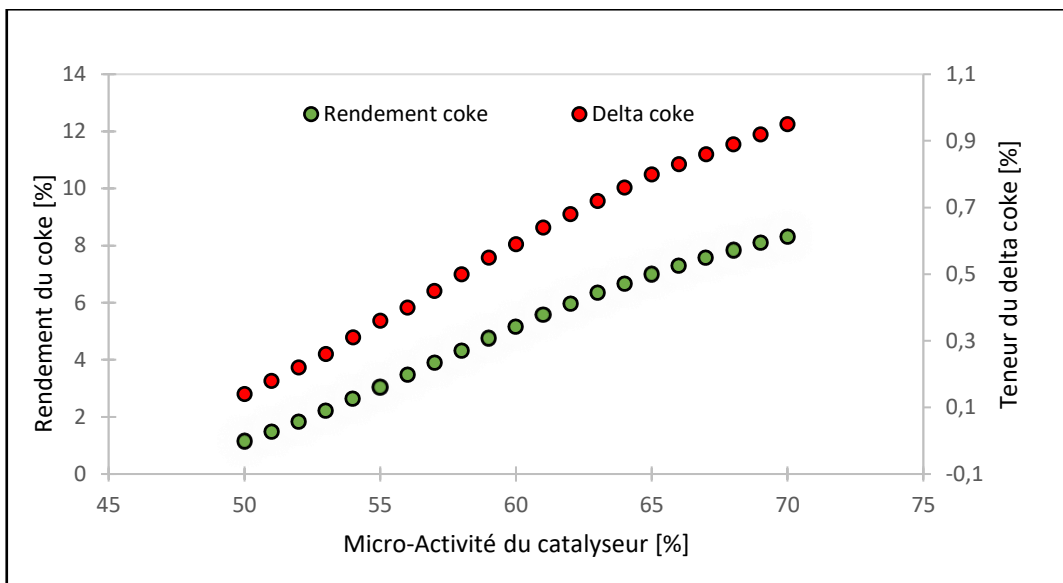
Contrairement au rapport massique Cat/Oil qui augmente avec l'augmentation de la température du réacteur.

### **B. Micro-Activité du catalyseur**

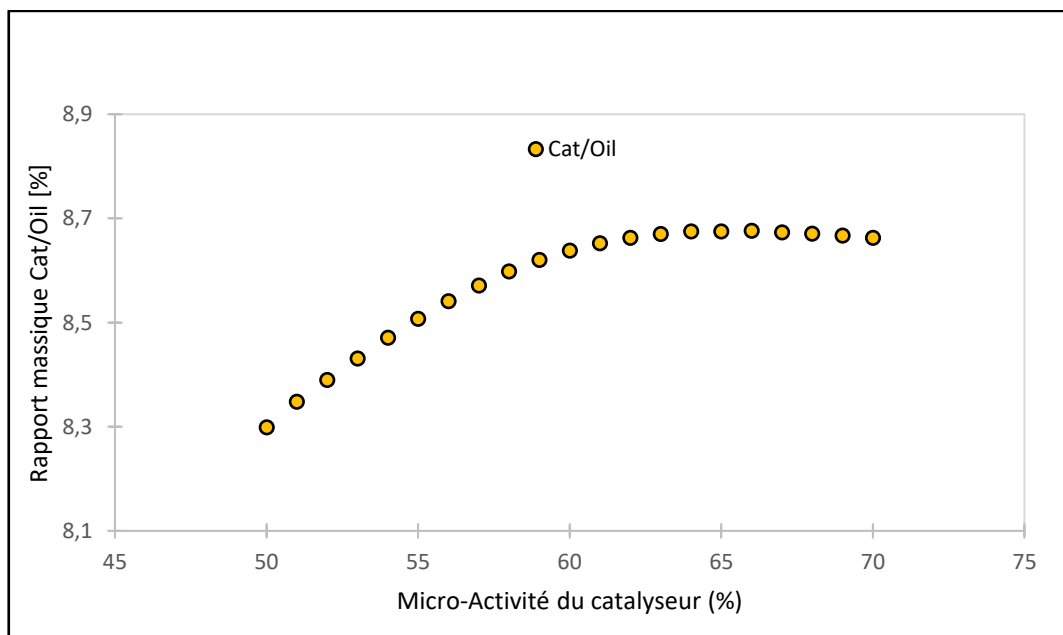
Le catalyseur joue un rôle essentiel dans la performance de l'unité RFCC et les fabricants de catalyseurs l'évaluent lors d'un test de micro-activité en laboratoire (MAT).

Name	Tag	Current Value	Units	Start	End	Step Size	#Steps
Reactor Section - Equilibrium MAT		66,00	%	50,00	70,00	1,000	21

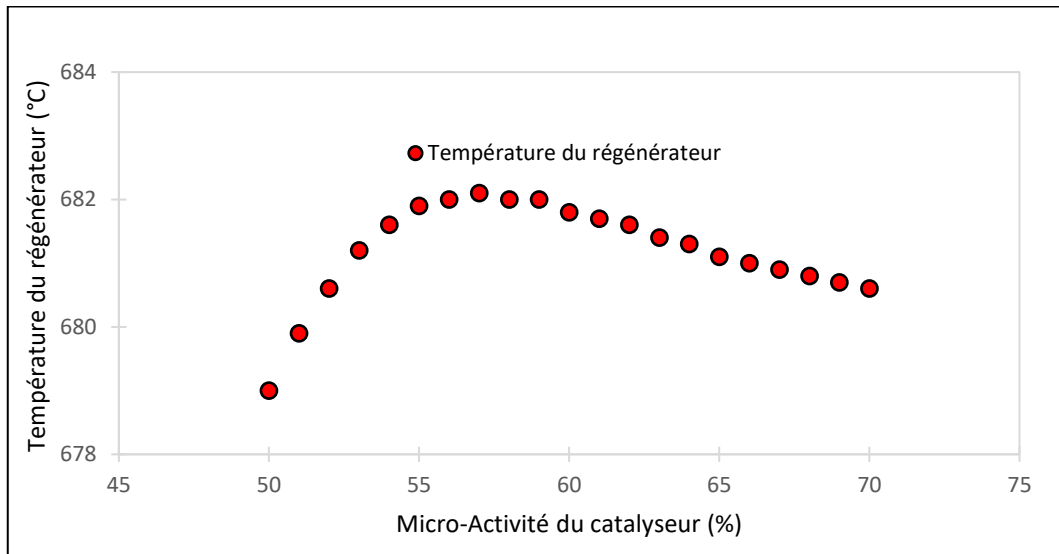
**Figure 2.19** : Fenêtre de variation de la micro-activité du catalyseur



**Figure 2.20** : Effet de la micro-activité du catalyseur sur le delta coke et le rendement du coke



**Figure 2.21** : Effet de la micro-activité du catalyseur sur le rapport massique Cat/Oil



**Figure 2.22 :** Effet de la micro-activité du catalyseur sur la température du régénérateur

D'après la figure (2.20), on peut constater qu'une augmentation de la micro-activité du catalyseur entraîne une diminution de la quantité de catalyseur régénéré et provoque une augmentation de la quantité du catalyseur usé, ainsi qu'une légère augmentation du delta coke.

Selon les figures (2.21) et (2.22), une augmentation de la micro-activité du catalyseur entraîne une augmentation du rapport massique Cat/Oil et du rendement du coke. Cela implique une température élevée du régénérateur et une combustion de coke contrôlée par le débit d'air fourni par le compresseur.

# ***CONCLUSION GENERALE***

## CONCLUSION GENERALE

Le craquage catalytique (RFCC) est l'un des principaux procédés de la raffinerie d'Alger qui offre une grande flexibilité opérationnelle selon lequel les molécules d'hydrocarbures à longues chaînes sont cassées en molécules plus petites. Il est utilisé pour convertir les hydrocarbures à chaînes longues en essence en utilisant comme catalyseur une zéolithe acide du type Y.

Lors de cette procédure, une grande quantité de coke est produite, cette quantité provoque une désactivation rapide du catalyseur, ce qui nécessite sa circulation continue du réacteur vers le régénérateur et vice versa.

A l'issue de notre travail du calcul des bilans "bilan de matière et bilan thermique" et la réalisation de la simulation de fonctionnement de la section réacteur- régénérateur de la raffinerie d'Alger et de ses performances nous avons pu confirmer nos résultats et évaluer globalement l'influence de certains paramètres opératoires, ce qui nous a permis de mieux comprendre le procédé de l'unité RFCC.

Notre objectif principalement étant d'assurer la bonne performance de l'unité RFCC et de garantir une rentabilité à long terme de l'unité. Cette étude visait aussi à étudier l'effet des paramètres majeurs "la température de réacteur et la micro-activité du catalyseur" qui ont un impact significatif sur le rendement du coke, le delta coke, le rendement des produits, la conversion, le rapport massique Cat/Oil et la température du régénérateur. Grâce à la simulation du processus RFCC, nous avons pu modifier les paramètres au cours de cette procédure.

Lors de notre étude on a trouvé :

- Un rendement du coke de 6 %, c'est-à-dire la quantité nécessaire pour assurer l'échange thermique dans la boucle fermée réacteur-régénérateur.
- Un bon  $\Delta_{\text{Coke}}$  avec une valeur de 1 % qui améliore l'efficacité du procédé RFCC et garantit une production optimale de produits légers de haute qualité.
- Une chaleur de réaction de 271,07 BTU/lb de charge qui garantit un bon craquage catalytique.

Nous pouvons conclure que notre simulateur HYSYS basé sur le modèle Peng-Robinson a validé les résultats obtenus lors des bilans et a apporté la possibilité de suivre l'impact des paramètres étudiés.

***REFERENCES***  
***BIBLIOGRAPHIQUES***

## REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] Sun Z., Xia F., Lou Z., Chen X., Zhu N., Yuan H., Shen Y. Innovative process for total petroleum hydrocarbons reduction on oil refinery sludge through microbubble ozonation J. Clean. Prod. 2020.
- [2] Fahim M. A., Alsahhaf T. A., Elkilani A. Fundamentals of petroleum refining. 1st Edition. Oxford: Elsevier, 2010. ISBN: 978-0-444-52785-1. DOI: <https://doi.org/10.1016/C2009-0-16348-1>.
- [3] Leffler W. L. Petroleum Refining in Nontechnical Language. 4th Edition. Oklahoma: Penn Well, 2008. ISBN: 978-1-59370-158-1.
- [4] Gary J. H., Handwerk G. E., Kaiser M. J. Petroleum Refining: Technology and Economics. 5th Edition. New York: CRC Press, 2007. ISBN: 978-0-203-90792-4.
- [5] Wauquier J. P. Pétrole brut : Produits pétroliers, schéma de fabrication. Le raffinage du pétrole. Vol. 1. Paris : Editions TECHNIP, 1994.
- [6] Chen Y. M. Applications for Fluid Catalytic Cracking. In: Yang, W. C. Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems. 1st Edition. New York: Marcel Dekker, Inc, 2003, p. 372.
- [7] Lavergne C., Barrachin T., Zekiri B. Manuel opératoire U-600 - Unité MÉROX. Alger: 2015.
- [8] Sadeghbeigi R. Fluid Catalytic Cracking Handbook: An Expert Guide to the Practical Operation, Design, and Optimization of FCC Units. Second Edition. Massachusetts: Elsevier, 2000. ISBN: 978-0-88415-289-7. DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-88415-289-7.X5000-8>
- [9] Sadeghbeigi R. Fluid Catalytic Cracking Handbook: An Expert Guide to the Practical Operation, Design, and Optimization of FCC Units. 4th Edition. Massachusetts: Elsevier, 2020. ISBN: 978-0-12-812663-9. DOI: <https://doi.org/10.1016/C2016-0-01176-2>.
- [10] Chen Y. M. Recent advances in FCC technology. Powder Technology. 2006, Vol.163, N°1, pp. 2-8. ISSN: 0032-5910. DOI : <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2006.01.001>.
- [11] Haridoss S. A Study on Role of Catalyst used in Catalytic Cracking process in petroleum Refining. International Journal of ChemTech Research. 2017, Vol. 10, No. 7, pp 79-86. ISSN: 0974-4290.
- [12] Mizuno T., Yamazaki H., Takamiya Y., Hasegawa H., Tanaka C., Mitsui T. Effects of the FCC catalyst binder type on propylene production during catalytic cracking of VGO. Applied Catalysis A: General. 2023, Vol. 661, pp. 119214. <https://doi.org/10.1016/j.apcata.2023.119214>.

- [13] Sadeghbeigi R. Fluid Catalytic Cracking Handbook : An Expert Guide to the Practical Operation, Design, and Optimization of FCC Units. 3rd Edition. Massachusetts : Elsevier, 2012. ISBN : 978-0-12-386965-4. DOI : <https://doi.org/10.1016/C2010-0-67291-9>.
- [14] Akah A., Al-Ghrami M. Maximizing propylene production via FCC technology. Applied Petrochemical Research. 2015, Vol. 5, N°. 4, pp. 377-392. ISSN: 2190-5533. DOI : <https://doi.org/10.1007/s13203-015-0104-3>.
- [15] Xu B., Zhang G., et Xie K. Manuel opératoire : U-530 Unité de craquage catalytique du fluide résiduel RFCC. 3rd Edition. Alger : 2018.
- [16] Hadoum S. Elaboration de catalyseurs à base de matières premières locales pour la production d'essences à haut indice d'octane. Thèse de doctorat. Génie Chimique : Alger, Ecole Nationale Polytechnique, 2016.
- [17] Speight J. G. Handbook of Petroleum Refining. Chemical Industries. Floride: CRC Press, 2017. ISBN: 78-1-4665-9160-8.
- [18] Lavergne C., Barrachin T., Zekiri B. Manuel opératoire U-520 – Unité CCR de reformage du naphta. Alger : 2015.
- [19] Otmani S. Valorisation des charges lourdes Compoundées par le craquage catalytique. Thèse de magistère: Génie des procédés chimiques et pharmaceutiques. Boumerdes : Université M'Hamed Bougara, 2006.
- [20] Gates B. C., Katzer J. R., Schuit G. C. A. Chemistry of Catalytic Processes, McGraw-Hill, New York, 1979.
- [21] Venuto P. B., Habib E. T. Fluid Catalytic Cracking with Zeolite Catalysts, Marcel Dekker, Inc., New York, 1979.
- [22] HENGSTEBECK R. J. Petroleum processing principals and application. Department standard oil company, 1959.
- [23] Guisnet M., Magnoux M. Fundamental description of deactivation and regeneration of acid zeolites. Studies in Surface Science and Catalysis. 1994, vol 88, p. 53-68. ISSN: 0167-2991. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0167-2991\(08\)62729-9](https://doi.org/10.1016/S0167-2991(08)62729-9)
- [24] Gouri A. simulation d'un train de traitement de gaza l'aide des outils HYYSYS et PRO II, Ecole nationale supérieure polytechnique - ingénieur en génie chimique, 2009.
- [25] Mahida B. Simulateurs de procédés. Base de données intégré au logiciel HYSYS 2.2, Université Djillali liabes Sidi Bel-Abbes, 2022.



# ***ANNEXES***

## Annexe A

### Hydrocarbure de la charge RFCC

a) Paraffines : sont des hydrocarbures à chaîne droite ou ramifiée dont la formule chimique est  $C_nH_{2n+2}$ . Le nom de chaque élément se termine par ‘-ane’ (propane, isopentane et heptane). En général, les charges d'alimentations de FCC sont principalement paraffiniques. La teneur en carbone paraffinique est généralement compris entre 50 % en poids et 65 % en poids de l'alimentation totale, les stocks paraffiniques sont faciles à craquer et produisent normalement la plus grande quantité de produits liquides totaux. Ils font le plus de gazoline et le moins de gaz combustible, mais aussi le plus faible indice d'octane.

b) Oléfines : sont des composés insaturés dont la formule est  $C_nH_{2n}$ . Le nom de ces composés se termine par ‘-ène’. (Tels que l'éthène (éthylène) et le propène (propylène)).

Comparées aux paraffines, les oléfines sont instables et peuvent réagir avec elles-mêmes ou avec d'autres composés comme l'oxygène et la solution de brome. Les oléfines n'existent pas naturellement, elles apparaissent dans les charges d'alimentations FCC à la suite du prétraitement des alimentations ailleurs. Ces procédés comprennent le craquage thermique et d'autres opérations de craquage catalytique (Ils ne sont pas les matières premières préférées d'une unité de FCC, parce qu'ils se polymérisent souvent pour former produits indésirables, tels que le slurry et le coke).

c) Naphtènes : ( $C_nH_{2n}$ ) ont la même formule que les oléfines, mais leurs caractéristiques sont significativement différentes. Contrairement aux oléfines qui sont composés à chaîne droite, les naphtènes sont des paraffines qui ont été "plié" en un anneau ou une forme cyclique. Naphtènes, comme les paraffines (cyclohexane et méthylcyclohexane). Ils sont des matières premières souhaitables de la FCC parce qu'ils produisent de l'essence à indice d'octane élevé. L'essence dérivée du craquage des naphtènes est plus aromatique et plus lourde que l'essence produite par le craquage des paraffines.

d) Aromatiques : ( $C_nH_{2n-6}$ ) sont semblables aux naphtènes, mais ils contiennent un noyau cyclique non saturé stabilisé par résonance. Les composés aromatiques sont des composés qui contiennent au moins un cycle de benzène. Le cycle de benzène est très stable et ne se fissure pas en petits composants. Les aromatiques ne sont pas une matière première préférée parce que peu de molécules se craquent. Le craquage des aromatiques consiste principalement à briser les chaînes latérales entraînant un rendement excédentaire de gaz combustible. En outre, certains des

composés aromatiques contiennent plusieurs cycles (aromatiques polynucléaires) que peut "compacter" pour former ce qui est communément appelé "fil de poulet". Certains de ces composés aromatiques compactés se retrouveront sur le catalyseur sous forme de résidu de carbone (coke) et d'autres deviendront du slurry.

Par rapport aux paraffines craquantes, le craquage des stocks aromatiques entraîne une baisse de la conversion, une baisse du rendement en essence et un gain de volume en liquide moindre, mais avec un indice d'octane plus élevé.

## Annexe B

### Propriétés physiques de la charge RFCC

a) °API Gravité : La gravité °API mesure la densité d'un hydrocarbure liquide, inversement proportionnelle à la densité SG. Le SG liquide est le poids relatif d'un volume d'échantillon par rapport au poids du même volume d'eau à 60 °F (15,5 °C).

La SG se rapporte à la gravité °API par les équations suivantes :

$$SG (\text{à } 60^{\circ}\text{F}) = \frac{141,5}{131,5 + ^{\circ}\text{API}}$$

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{SG (\text{à } 60^{\circ}\text{F})} + 131,5$$

Les changements dans la densité d'alimentation peuvent avoir importants effets sur les rendements. La surveillance quotidienne de la gravité °API permet l'opérateur de prédire les changements dans le fonctionnement de l'unité.

b) Distillation : La distillation au point d'ébullition est une méthode cruciale pour déterminer la qualité et la composition d'une alimentation. Il indique le poids moléculaire et la teneur en carbone, ainsi que si l'alimentation contient des produits "appropriés" qui pourraient être vendus. Des tests de laboratoire mesurent la température de la vapeur distillée au point d'ébullitions initiales (PI), ainsi qu'au point d'ébullition finale (EP), Trois méthodes ASTM sont actuellement utilisées pour mesurer ces points :

- Le D-86 est la méthode la plus utilisée dans les raffineries et fonctionne sous pression atmosphérique.
- Le D-1160 fonctionne sous vide et est limité à une EP maximale d'environ 1 000°F (538° C).
- D-2887 est une méthode simulée qui mesure la fraction volumique des coupes au point d'ébullition réelle (TBP) en utilisant la chromatographie en phase gazeuse (CG).

c) Viscosité : Viscosité de l'échantillon d'huile est sa composition chimique. À mesure que la viscosité d'un échantillon augmente, les paraffines augmentent, la teneur en hydrogène augmente et la fraction aromatique diminue. Elle est mesurée à deux températures différentes : 1 °F (38 °C) et 210 °F (99 °C). La viscosité de Saybolt (ASTM D-88) est la méthode populaire pour mesurer la

viscosité des huiles, avec deux procédures : viscosimètre universel Saybolt pour huiles légères et viscosimètre à furol Saybolt pour huiles lourdes.

d) Densité : La densité est le rapport entre la masse volumique du liquide et la masse volumique d'un fluide. Dans le cas des produits pétroliers liquides, elle est usuellement reportée en termes de densité relative notée :

$$d_{t_2}^{t_1} = \frac{\text{masse volumique du liquide à } T_1 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{masse volumique de l'eau à } T_2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

e) Conradson : L'essai de Conradson (ASTM D-189) mesure les résidus de carbone par distillation par évaporation et destruction. L'échantillon est placé dans un récipient à échantillon pré-pesé. L'échantillon est chauffé à l'aide d'un brûleur à gaz jusqu'à ce que la vapeur cesse de brûler et qu'aucune fumée bleue ne soit observée. Après refroidissement, le récipient à échantillon est pesé de nouveau pour calculer le pourcentage de résidu de carbone. L'essai, bien que populaire, n'est pas une bonne mesure de la tendance à la formation de coke de l'alimentation FCC parce qu'il indique thermique, plutôt que catalytique, coke. En outre, le test est laborieux et n'est généralement pas reproductible et la procédure a tendance à être subjective.

## Annexe C

### Impuretés présentes dans la charge RFCC

a) Azote : L'azote dans les aliments FCC fait référence aux composés organiques azotés. La teneur en azote des aliments FCC est souvent déclarée comme azote de base et azote total. Ou l'azote total est la somme de l'azote basique et non basique. Les azotés basiques neutralisent les sites acides sur le catalyseur, entraînent une perte de l'activité du catalyseur et une baisse de l'unité de conversion. La combustion de l'azote dans le régénérateur restaure l'activité du catalyseur et l'azote est converti en ammoniac et cyanure (H-CN). La formation de cyanure tend à augmenter avec la gravité de craquage. Certains azotés sont retrouvés dans l'huile à cycle léger (LCO) sous forme de pyroles et de pyridines, où la quantité d'azote dans le LCO dépend de la conversion. Les bruts plus chargés contiennent plus d'azote que les bruts plus légers et l'azote tend à se renfermer dans la partie résiduelle du brut.

b) Soufre : Les premiers FCC contiennent du soufre sous forme de composés organiques comme le mercaptan, le sulfure et les thiophènes. Environ 50 % du soufre de l'alimentation est transformé en H<sub>2</sub>S, tandis que les composés soufrés restants sont plus légers et peuvent être désulfurés par hydrodésulfuration à basse pression. La distribution du soufre dans les produits FCC dépend de facteurs tels que le type de régime alimentaire, le type de catalyseur, la conversion et les conditions de fonctionnement. L'ajout de résidu augmente la teneur en soufre du coke, tandis que les thiophènes non craqués finissent dans l'essence, l'huile à cycle léger et l'huile décantée. En général. Plus la matière première est lourde et aromatique, plus le niveau de soufre dans le coke est élevé.

c) Métaux : Le pétrole brut contient des métaux comme le nickel, le vanadium et le sodium, concentrés dans la zone d'ébullition lourde des fonds atmosphériques ou des résidus sous vide. Ces métaux sont eux-mêmes des catalyseurs et favorisent des réactions indésirables, comme la déshydrogénation et la condensation. Les métaux sont plus actifs lorsqu'elles sont déposées sur le catalyseur de craquage. Le vanadium favorise aussi les réactions de déshydrogénation, il est plus grave que le nickel. Le vanadium ne reste pas à la surface du catalyseur, il migre vers la partie intérieure (zéolite) du catalyseur et détruit la structure cristalline de la zéolite. Les métaux alcalino-terreux en général et le sodium en particulier, sont nuisibles au catalyseur FCC. Le sodium désactive définitivement le catalyseur en neutralisant ses sites acides. Il provient de deux sources principales : le catalyseur frais et les aliments. Ces effets indésirables sont les mêmes, peu importe

son origine. D'autres métaux sont également présents dans les aliments FCC, mais il n'est pas catalytiquement actif. Le fer est également actif que le nickel, mais les aliments contiennent beaucoup moins.