



République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université 20 août 1955-SKIKDA



Faculté de Technologie Département de Pétrochimie

## Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

## Master

Filière: Industries Pétrochimiques

Spécialité: Génie Pétrochimique

### Thème:

Vérification et optimisation par HYSYS du Splitter II de  
l'unité 10 de RA1K pour séparer la charge  
de deux naphta B et C

**Réalisés par:**

**Bousselaya Bader Eddine**

**Harouadi Zine Eddine**

**Encadrée par:**

**Dr. Saadi Chahrazed**

**Année Universitaire 2023/2024**

## **Résumé :**

Notre travail consiste à étudier la séparation du naphta B et C au moyen de la simulation HYSYS ASPEN de La colonne de séparation 10-C-61 sélectionnée présent dans le complexe RA1K afin d'optimiser le processus de séparation des naphtas B et C. par le logiciel de simulation HYSYS ASPEN version 11, en utilisant un modèle dynamique et l'équation thermodynamique de Robinson Peng pour le cas réel et design afin de vérifier les paramètres d'optimisation à appliquer. Nous avons déterminé les profils de plusieurs paramètres de la colonne de séparation en fonction du temps, en plus de nombre de plateaux afin d'augmenter la qualité de la naphta B,C

Mots clés : ASPEN, colonne de séparation, naphta B et C, simulation, optimisation...

## **Abstract:**

Our work involves studying the separation of naphtha B and C using HYSYS ASPEN simulation of the selected separation column 10-C-61 present in the RA1K complex, in order to optimize the process of separating naphthas B and C. This will be achieved using HYSYS ASPEN version 11 software, employing a dynamic model and the Robinson Peng thermodynamic equation for the real case and design to verify the optimization parameters to be applied. We have determined the profiles of several parameters of the separation column over time, in addition to the number of trays, to increase the quality of naphtha B and C.

Keywords: ASPEN, separation column, naphtha B and C, simulation, optimization...

## ملخص :

عملنا يتضمن دراسة فصل النفطأ B و C باستخدام محاكاة HYSYS ASPEN لعمود الفصل المختار 10 C-61- الموجود في مجمع RA1K ، بهدف تحسين عملية فصل النفطأ B و C. سيتم تحقيق ذلك باستخدام برنامج ASPEN HYSYS الإصدار 11، وذلك بتوظيف نموذج ديناميكي ومعادلة روبنسون بينج الديناميكية الحرارية للحالة الواقعية والتصميم للتحقق من معايير التحسين التي سيتم تطبيقها. لقد قمنا بتحديث ملفات تعريف عدة معايير لعمود الفصل. بمرور الوقت، بالإضافة إلى عدد الصواني، لتحسين جودة النفطأ B و C

الكلمات المفتاحية ASPEN ، عمود الفصل، النفطأ B و C ، المحاكاة، التحسين...

## **Remerciements :**

Je tiens avant tout à exprimer ma gratitude envers Dieu Tout-Puissant, qui m'a accordé la force, la patience, le courage et la volonté nécessaires pour accomplir ce modeste travail.

Nous souhaitons tout particulièrement exprimer notre reconnaissance à notre directrice de mémoire, Madame Chahrazed Saadi, à l'Université 20 Août 1955-Skikda, pour sa proposition et son orientation dans ce travail. Son soutien, sa disponibilité, ses précieux conseils pédagogiques, ainsi que ses connaissances scientifiques et techniques fondamentales, nous ont permis d'acquérir une grande confiance et de mener à bien ce travail tout au long de cette mémoire.

Nous exprimons notre gratitude aux enseignants du département de pétrochimie de l'Université 20 Août 1955-Skikda.

Je remercie également les membres du jury pour avoir accepté de juger notre travail.

Nous souhaitons également remercier tous ceux qui ont contribué, directement ou indirectement, au succès de ce travail.

Enfin, un grand merci à tous les membres de notre famille, en particulier nos parents et tous ceux qui nous sont chers, pour leur soutien et leurs encouragements constants en toutes circonstances. Nous leur dédions ce travail.

**Dédicace :**

**À nos chers parents, sources inépuisables d'amour et d'affection, en reconnaissance de leurs sincères sacrifices pour notre éducation et notre formation.**

**À nos chers frères et sœurs qui nous ont aidés par leur présence à surmonter des expériences difficiles, ainsi qu'à leurs familles.**

**À la famille de BOUSSELAYA et BENTAILA**

**À la famille de HAROUADI et BEN DJEMAA**

**Notre deuxième famille, promotion 2024. À notre famille,**

**À nos amis, à tous ceux que nous aimons et à ceux qui nous aiment.**

**À tous ceux qui nous ont aidés directement ou indirectement.**

**BOUSSELAYA BADER EDDINE**

**HAROUADI ZINE EDDINE**

## Liste des abréviations

**10-C-61:** la colonne de séparation

**a et b :** sont des constants spécifiques à chaque gaz

**A:** les aromatiques

**API:** American petroleum institute

**ASTM:** American society for testing and materials

**C :** carbone

**C<sub>11</sub>:** Undécane

**C<sub>5+</sub> :** pentane plus

**GPL:** gaz de pétrole liquéfié

**MS BLOC:** Motor Spirit BLOC

**PF:** Point final

**H :** hydrogène

**HGO:** Gasoil lourd

**LGO:** Gasoil léger

**MON:** Nombre d'octane moteur

**NB:** naphta B

**NC:** naphta C

**D86:** ASTM

**NOR:** Nombre d'octane Recherche

**P :** la pression

**PI:** Point initial

**P:** les paraffines

**N:** les naphènes

**PR EOS :** l'équation d'état de Peng & Robinson

**R :** la constant des gaz parfaits

**RA1K:** Raffinerie de Skikda 01

**RSH :** racine sulfuré hydryl

**IBP :** initial boiling point

**FBP :** final boiling point

**Sonatrach :** Société Nationale pour la Recherche, la Production, le Transport, la Transformation, et la Commercialisation des Hydrocarbures

**T :** la température

**TEB:** température d'ébullition

**PTE :** Plomb Tétra Ethyle

**PTM** : Plomb Tétra méthyle

**ppm** : partie par million

**TVR**: Tension de vapeur Reid

**V<sub>m</sub>** : le volume molaire

**T<sub>c</sub>** : la température critique

**P<sub>c</sub>** : la pression critique

**α** : une fonction de la température et du facteur acentrique du fluide

**ω** : le facteur acentrique

## liste des figures

<b>Figure</b>	<b>Titre</b>	<b>page</b>
<b>Figure I-1</b>	situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle à Skikda.	<b>7</b>
<b>Figure I-2</b>	schéma représentatif d'une colonne de distillation atmosphérique.	<b>13</b>
<b>Figure II-1</b>	Schéma du procédé de distillation atmosphérique.	<b>16</b>
<b>Figure II-2</b>	procédé d'hydrocraquage à deux étages.	<b>18</b>
<b>Figure II-3</b>	Schéma de procédé cokéfaction différée.	<b>19</b>
<b>Figure II-4</b>	Schéma du procédé de cokéfaction en continue.	<b>20</b>
<b>Figure IV-1</b>	diagramme de simulation (PFD) de la colonne de séparation 10-C-61	<b>33</b>
<b>Figure IV-2</b>	profile de température en fonction de nombre des plateaux (cas design)	<b>36</b>
<b>Figure IV-3</b>	Profil de pression en fonction de nombre des plateaux (cas design).	<b>37</b>
<b>Figure IV-4</b>	profile de débit en fonction de nombre des plateaux (cas design)	<b>37</b>
<b>Figure IV-5</b>	schéma de procédé (colonne de séparation 10-C-61)	<b>40</b>
<b>Figure IV-6</b>	le profil de température en fonction de nombre des plateaux (cas actuel).	<b>43</b>
<b>Figure IV-7</b>	Profil de pression en fonction de nombre des plateaux (cas actuel).	<b>44</b>
<b>Figure IV-8</b>	profile de débit en fonction de nombre des plateaux (cas actuel)	<b>44</b>

## Liste des tableaux

<b>Tableau</b>	<b>Titre</b>	<b>page</b>
<b>Tableau I-1</b>	démarrage progressif des unités de production	<b>8</b>
<b>Tableau II-2</b>	les standards propriétés de charge du Naphta B et C	<b>22</b>
<b>Tableau II-2</b>	Les principales caractéristiques du naphta	<b>24</b>
<b>Tableau IV-1</b>	les caractéristiques de la charge	<b>34</b>
<b>Tableau IV-2</b>	Paramètres opératoires de la colonne de séparation 10-C-61 cas de design.	<b>35</b>
<b>Tableau IV-5</b>	les propriétés de naphta B	<b>38</b>
<b>Tableau IV-6</b>	les propriétés de naphta C	<b>39</b>
<b>Tableau IV-7</b>	la caractéristique de la charge 10-C-61	<b>41</b>
<b>Tableau IV-8</b>	paramètres opératoires de la colonne de séparation 10-C-61 cas actuel	<b>42</b>
<b>Tableau IV-9</b>	les propriétés de naphta B	<b>45</b>
<b>Tableau IV-10</b>	Les propriétés de naphta C	<b>46</b>
<b>Tableau IV-11</b>	comparaison entre paramètres opératoires de la colonne de séparation du cas design et du actuel	<b>47</b>
<b>Tableau IV-12</b>	l'erreur des propriétés de différents paramètres entre un cas de design et un cas actuel de naphta B	<b>48</b>
<b>Tableau IV-13</b>	l'erreur des propriétés de différents paramètres entre un cas de design et un cas actuel de naphta C	<b>49</b>
<b>Tableau IV-14</b>	Les températures de distillation ASTM, à °C pour le Naphta B, en fonction du débit de fond variant	<b>50</b>
<b>Tableau IV-15</b>	les températures de distillation ASTM, à °C pour le Naphta C, en fonction du débit de fond variant	<b>52</b>
<b>Tableau IV-16</b>	Impact de la température du fond et le débit de reflux sur la TVR	<b>53</b>
<b>Tableau IV-17</b>	Impact de la température du fond et le débit de reflux sur la TVR (autre mesure)	<b>54</b>

# Sommaire

Résumé : .....	
La liste des abréviations : .....	
La liste des figures : .....	
La liste des tableaux .....	
Introduction .....	1
Chapitre 01 : Généralités sur le pétrole .....	3
1. Aperçu sur le pétrole .....	4
2. Composition de pétrole brut.....	4
Les hydrocarbures .....	4
Les autres composants.....	4
3. les procédés de raffinage .....	5
Le raffinage en Algérie.....	5
La raffinerie de Skikda .....	7
4. Topping .....	8
5. Notion sur la distillation.....	9
Chapitre 02 : Généralité sur le naphta.....	14
Naphta .....	15
1 Type de naphta .....	15
2 Procèdes d'obtention de naphta .....	16
La distillation initial de pétrole brut.....	16
Hydrocraquage .....	17
Cokéfaction.....	18
3. caractérisation et spécification de naphta .....	20
Indice d'octane.....	20
Tension de vapeur.....	21
La densité.....	21

3.6. Teneur en soufre.....	21
3.4. Distillation ASTM .....	21
4. Différent traitement de naphta .....	22
Chapitre 03 : la simulation .....	25
Problématique.....	26
1. définition de simulation.....	26
2. Les différents simulateurs .....	26
3. Présentation de HYSYSS.....	26
Domaine d'utilisation .....	27
3.3. Les principales utilisations de HYSYS .....	28
4. Modèle thermodynamique.....	28
5. L'équation d'état .....	29
6. Caractéristiques clés et applications.....	31
Prédiction du comportement des phases .....	31
Industrie pétrolière et gazière .....	31
Conception de procédés chimiques .....	31
Précision pour les substances non polaires.....	31
Chapitre 04 : simulation et optimisation.....	32
I. La simulation du cas design de l'unité 10.....	33
1. La Simulation du cas design de la colonne de séparation.....	33
2. Le choix du modèle thermodynamique.....	35
Paramètres opératoires de la colonne de séparation C-10-61 cas de design.....	35
3. Cas design.....	35
Les profils de température, pression et de débit .....	35
Les propriétés de la colonne de séparation .....	38
4. Cas actuel .....	40
Simulation du cas actuel de la colonne de séparation C-10-61: .....	40

<b>Les caractéristiques de la charge.....</b>	<b>40</b>
<b>Le choix du modèle thermodynamique.....</b>	<b>42</b>
<b>Les profils de température, pression et de débit.....</b>	<b>43</b>
<b>Les propriétés de la colonne de séparation.....</b>	<b>45</b>
<b>    Comparaison entre les propriétés de colonne de séparation dans le cas actuel et design.....</b>	<b>47</b>
<b>5. Optimisation.....</b>	<b>49</b>
<b>    Optimisation du séparateur II.....</b>	<b>49</b>
<b>    Impact de débit de fond sur distillation ASTM à °C.....</b>	<b>50</b>
<b>6. Analyse.....</b>	<b>51</b>
<b>    Analyse des Températures de Distillation ASTM pour le Naphta B : 6.1.1</b>	
<b>Interprétation.....</b>	<b>51</b>
<b>    Analyse des Températures de Distillation ASTM pour le Naphta C.....</b>	<b>52</b>
<b>7. Impact de la température du fond et le débit de reflux sur la TVR.....</b>	<b>53</b>
<b>    Naphta B.....</b>	<b>53</b>
<b>    Naphta C.....</b>	<b>54</b>
<b>Conclusion générale.....</b>	<b>56</b>
<b>Référence bibliographiques.....</b>	<b>58</b>
<b>Annexes.....</b>	<b>60</b>

## **Introduction**

### **Introduction générale**

Le pétrole joue un rôle central dans l'économie mondiale, représentant la plus grande part du commerce international de matières premières en valeur et en volume. Il est une ressource énergétique essentielle pour l'économie, influençant directement les prix des biens et services et les cycles économiques mondiaux. Cependant, son exploitation et son utilisation sont également source de controverses géopolitiques et environnementales importantes. La géopolitique du pétrole est marquée par la concentration géographique de la production et des réserves, ce qui rend les pays producteurs très influents dans les négociations internationales. De plus, l'exploitation pétrolière a des conséquences négatives importantes sur le plan environnemental, notamment le réchauffement climatique et la pollution des sites d'exploitation [1]. En résumé, le pétrole est une ressource énergétique essentielle pour l'économie, mais son exploitation et son utilisation sont également source de controverses géopolitiques et environnementales importantes [2]. .

La distillation atmosphérique est un procédé essentiel dans le raffinage du pétrole, consistant à séparer les fractions d'hydrocarbures contenus dans le pétrole brut en fonction des températures d'ébullition. Elle est la première étape du raffinage et permet d'obtenir des produits tels que les gaz combustibles, le GPL, le naphta, le kérosène, le diesel et le fioul.

Le pétrole brut est acheminé dans une colonne de distillation après avoir été chauffé et vaporisé, puis refroidi et condensé en différentes fractions, qui sont ensuite collectées à des hauteurs distinctes de la colonne. Cette étape est cruciale pour obtenir les produits finis nécessaires à la production de carburants et d'autres produits chimiques.

La qualité du naphta est un aspect essentiel dans le raffinage du pétrole, car elle influence directement la production de produits finis. Le naphta semi-produit issu directement de l'unité de distillation atmosphérique pour être envoyé vers la section MS BLOC, où on produit le reformat et l'isomère, des produits à haut indice d'octane servant de base dans la composition des essences.

Nous pensons à améliorer la quantité du naphta B et C et pour le faire, nous avons procédé à réaliser une simulation avec le logiciel HYSYS d'une colonne de distillation avec des modifications de certains paramètres de la colonne pour vérifier l'influence de chacun sur la séparation.

## **Introduction**

Ce manuscrit est divisé en quatre chapitres : le premier est consacré aux notions sur le pétrole et les procédés de raffinage .....

Le second est des généralités sur le naphta

Le troisième est dédié à donner un aperçu sur le programme HYSYS

Le quatrième est le dernier quand à lui, il est consacré à la simulation et les interprétations des résultats.

**Chapitre 01 :**  
**Généralités sur le pétrole**

## 1. Aperçu sur le pétrole :

Le pétrole brut est un mélange liquide complexe d'hydrocarbures, c'est-à-dire de combinaisons chimiques de carbone (C) et d'hydrogène (H). Le pétrole est généralement extrait du sous-sol (bassins sédimentaires) où il occupe les vides des roches poreuses appelés « roches réservoirs ». Le pétrole brut contient de faibles quantités de soufre, ainsi que des traces d'azote, d'oxygène et de métaux [3].

## 2. Composition de pétrole brut :

### Les hydrocarbures :

Le pétrole brut est formé essentiellement d'hydrocarbures (arrangement exclusive de carbone et d'hydrogène), où le carbone représente 83 à 87% en poids et l'hydrogène 10 à 14%. Les hydrocarbures contenus dans le pétrole sont regroupés en trois familles [3]:

- Les paraffines (Alcanes)
- Les naphènes (Cyclo-alcanes)
- Les aromatiques (Anneau de benzène)

### Les autres composants :

### Les composés sulfurés :

Les composés sulfurés sont présents dans le pétrole brut sous forme de composés organiques sulfurés, le sulfure d'hydrogène  $H_2S$  est le seul composé non organique présent dans le brut. La présence des composés sulfurés dans le brut est nuisible à cause de leurs caractères corrosifs.

Les composés organiques sulfurés sont généralement classés en deux groupes les composés acides et les composés non acides [4]:

- Les composés acides  $R-SH$  sont des composés corrosifs de forte odeur: Thiols ou mercaptans.
- Les composés non acides sont non corrosifs et peu odorants. Les thiophènes, les sulfides et les disulfides.

### **Les composés azotés :**

Ils sont indésirables dans le pétrole et les produits pétroliers, ils sont toxiques pour les catalyseurs [3].

### **Les composés oxygénés :**

Pratiquement tous les pétroles renferment des composés oxygénés, ce sont des homologues de phénol et des acides naphthéniques R-COOH qui se concentrent principalement dans les gasoils et les huiles.

Les acides naphthéniques forment un bon additif pour les huiles (qui augmente la détergence), et peuvent être aussi utilisés comme engrais ou comme aliments des poulets [3].

### **3. les procédés de raffinage :**

Le raffinage du pétrole est une industrie lourde qui transforme le pétrole brut, en produits énergétiques et non énergétiques cette transformation s'effectue dans les raffineries qui sont des usines à feux continus, automatisées et très complexes qui se diversifient selon la gamme des produits fabriqués et la qualité des pétroles bruts comparée aux exigences du marché.

#### **Le raffinage en Algérie :**

L'histoire du raffinage en Algérie est étroitement liée à l'évolution de l'industrie pétrolière dans le pays, qui possède d'importantes réserves de pétrole et de gaz naturel. Voici un aperçu des étapes clés de cette histoire :

#### **L'industrie pétrolière, découverte et dates importantes :**

##### **Découverte du Pétrole:**

La découverte de grands gisements de pétrole à Hassid Messaoud (1956), dans le Sahara algérien, marque le début de l'industrie pétrolière en Algérie. Cette découverte a été réalisée par la compagnie française SN Repal, une filiale de la Compagnie Française des Pétroles (devenue Total) [5].

##### **Indépendance et création de Sonatrach:**

Entre les années (1963-1964), Après l'indépendance de l'Algérie en 1962, le gouvernement algérien a nationalisé l'industrie pétrolière. En 1963, Sonatrach (Société Nationale pour la Recherche, la Production, le Transport, la Transformation, et la Commercialisation des Hydrocarbures) a été créée pour gérer les ressources pétrolières et gazières du pays [5].

## **Développement des raffineries en Algérie :**

### **Raffinerie de Skikda :**

La première grande raffinerie d'Algérie a été construite à Skikda (1964). Elle est devenue opérationnelle en 1970 et reste l'une des plus grandes raffineries du pays, avec une capacité de traitement d'environ 335 000 barils par jour [6].

### **3.1.2.2 Raffinerie d'Arzew**

Située près d'Oran (1972), cette raffinerie a été mise en service pour traiter le pétrole brut et produire des produits pétroliers raffinés [6].

### **Élargissement et actualisation :**

### **Raffinerie de Hassid Messaoud :**

Située dans le bassin pétrolier de Hassid Messaoud (1979), cette raffinerie a été construite pour traiter le pétrole brut extrait localement [6].

### **Raffinerie d'Alger :**

Initialement construite dans les années 1960 (1964, modernisée en 2009), cette raffinerie a subi plusieurs phases de modernisation pour améliorer sa capacité de traitement et sa technologie [6].

## **Défis et Opportunités Modernes des raffineries :**

### **Projets récents :**

Le gouvernement algérien et Sonatrach ont lancé plusieurs projets pour moderniser les infrastructures de raffinage existantes et en construire de nouvelles. Cela inclut l'expansion de la capacité de la raffinerie de Skikda et la modernisation de la raffinerie de Hassid Messaoud. D'autres projets pour de nouvelles raffineries, comme celles de Biskra et de Tiaret, ont été proposés pour augmenter la capacité de raffinage nationale et réduire la dépendance aux importations de produits pétroliers raffinés [9-10].

### **Importance stratégique à enlever :**

### **Rôle dans l'économie :**

L'industrie du raffinage joue un rôle crucial dans l'économie algérienne en fournissant des produits pétroliers nécessaires pour la consommation domestique et en générant des revenus d'exportation. La diversification et la modernisation de cette industrie sont essentielles pour la sécurité énergétique et le développement économique du pays [5-6].

## La raffinerie de Skikda :

### Présentation de la raffinerie de Skikda :

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

### 3.2.2 Situation :

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares.

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

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

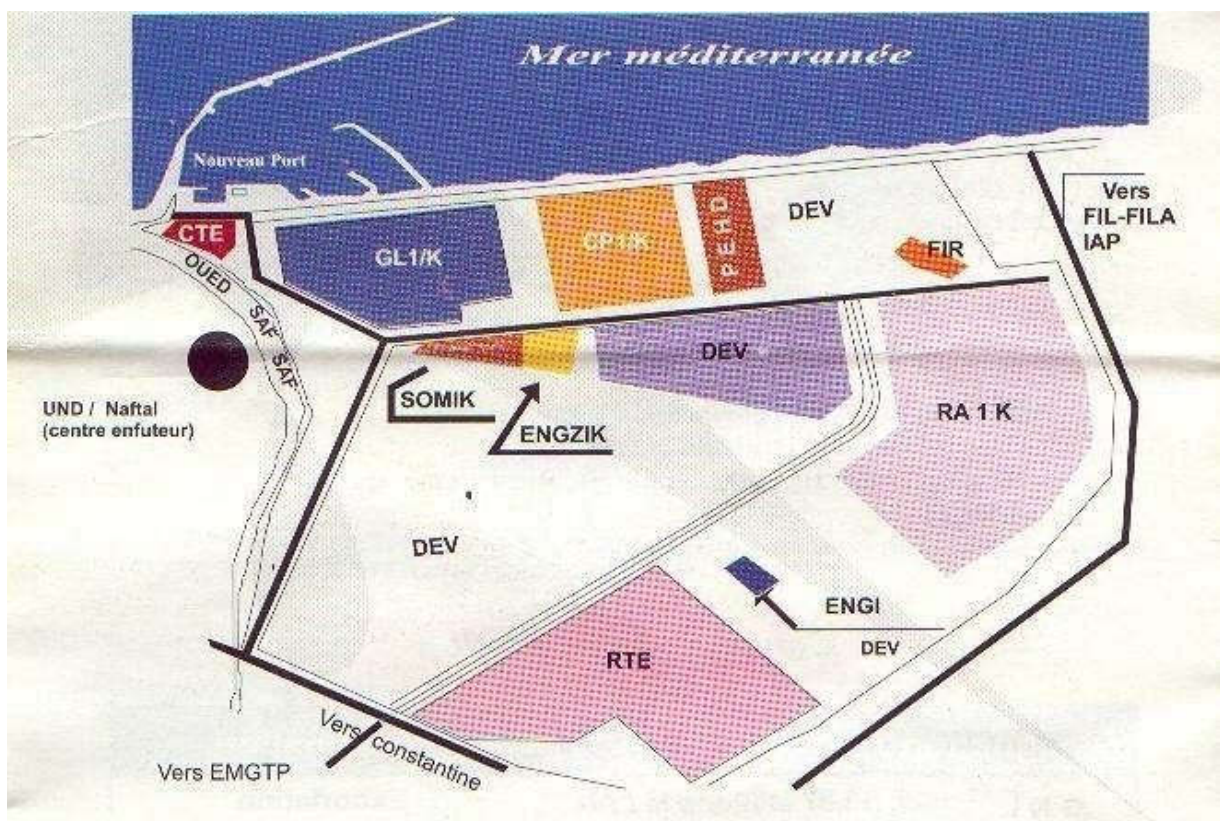


Figure I-1 : situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle a Skikda [3]

### 3.2.3. Construction :

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

été mis en vigueur du contrat une année après (le 11 mars 1975) assisté par la sous irai tance de trois principales sociétés nationales: SONATRO, SONATIBA et SNMETAL Le démarrage du chantier a commencé le 02 janvier 1976, et pris la fin de mars 1980 [5].

**Tableau I-1:démarrage progressif des unités de production [5]**

<b>Procède capacité</b>	<b>T/an</b>	<b>Date</b>
<b>Topping(U10)</b>	7.500.000	1980
<b>Topping(U11)</b>	7.500.000	1980
<b>Séparation GPL(U30)</b>	306.500	1980
<b>Séparation GPL(U31)</b>	283.000	1980
<b>Extraction et fractionnement des aromatiques(U200)</b>	285.000	1980
<b>Cristallisation du paraxylène(U400)</b>	430.000	1980
<b>Distillation sous vide et oxydation de bitume (U70)</b>	277.000	1980
<b>Reforming catalytique(U103)</b>	1.165.000	1993
<b>Séparation GPL(U104)</b>	96.000	1993
<b>Parc de stockage(U600)</b>	2.700.000m <sup>3</sup>	1980 ; 1993

#### **4. Topping :**

Le Topping en pétrochimie fait référence à la distillation initiale du pétrole brut ou du pétrole, processus de premier ordre, qui consiste à fractionner le pétrole brut en diverses coupes telles que le gaz, le naphta, le carburant pour avion et/ou le kérosène, le diesel, et autres... dans une raffinerie. Il est caractérisée par la complexité chimique de la charge, l'existence de multiples flux latéraux de produits dont la teneur en hydrocarbures légers est ajustée dans des colonnes de stripping, et la chaleur nécessaire pour vaporiser les produits, qui est donnée avec l'alimentation du four de charge et échangée avec les produits de la tour.

Il existe deux types de tours utilisées dans le processus de Topping : Type I et Type II :

**La tour de Type I**, toute la chaleur est extraite dans la tête du condenseur, de sorte que le condensat n'a pas le niveau de chaleur approprié pour obtenir une bonne récupération de chaleur. Cela entraîne une augmentation des charges internes de liquide et de vapeur dans la tour du bas vers le haut.

**La Tour de Type II** est utilisée, où le fluide est extrait d'un plateau entre deux extractions latérales de produit, et il échange de la chaleur avec un autre flux du processus (généralement du pétrole brut) et revient pour introduire quelques plateaux au-dessus. Cette opération réduit la zone pour la tête du condenseur, la consommation de carburant du four de charge, les charges internes de liquide et de vapeur au-dessus du retour du reflux circulant dans la tour, et permet l'utilisation d'une tour de section mineure dans cette zone [9].

### **Topping de la raffinerie de Skikda :**

L'Unité de Distillation de Brut-I (Unité n°10) de la raffinerie de Skikda, en Algérie, fait l'objet d'une modernisation pour traiter 27 000 tonnes métriques par jour de brut provenant de Hassi Messaoud dans le cadre du projet de Réhabilitation. L'unité de stripping d'eau acide (AWS) située au sein de l'unité 10 est également modernisée pour gérer l'augmentation du débit d'eau acide due aux développements des unités 10 et 11. Ce projet vise à améliorer la capacité de traitement et l'efficacité de l'unité de distillation de brut et des installations associées, garantissant ainsi une meilleure performance opérationnelle et une conformité environnementale accrue [10].

### **5. Notion sur la distillation :**

La distillation est un processus de séparation qui nécessite la reconnaissance et l'utilisation de différences entre les composants d'un mélange. Nous séparons de nombreux composés en détectant une différence dans une des propriétés physiques, comme la couleur, la taille, le poids, les formes, par exemple. Elle nécessite également une action en fonction de ces informations. La séparation par distillation implique une différence de points d'ébullition de deux ou plusieurs composants. Ces composés présents dans le pétrole brut, qui sont au nombre de milliers. Beaucoup de ces composants ont des propriétés physiques similaires, y compris des points d'ébullition qui peuvent différer de quelques degrés seulement. Par conséquent, il est difficile de les séparer par distillation seule. D'autres méthodes de séparation sont alors utilisées dans une raffinerie, telles que l'extraction avec un solvant, la cristallisation et l'absorption. Néanmoins, la distillation est la méthode la plus courante.

Heureusement, il est rarement nécessaire de disposer de composés purs et souvent suffisants

de séparer des groupes de composés les uns des autres en fonction de leur plage d'ébullition. Si le pétrole brut était un produit final, il ne serait qu'un carburant de bas grade ayant du mal à s'imposer contre le charbon. Mais, si nous le séparons à des nombreux composés, ils seront considérablement plus précieux que le pétrole brut lui-même. Certains de ces groupes sont des produits comme le fuel, kérosène, d'autres peuvent être des matières premières pour alimenter les unités de traitement où elles sont chimiquement transformées en produits plus bénéfiques [11].

### **Distillation industrielle :**

#### **La distillation atmosphérique :**

La première étape de raffinage consiste à séparer les différents hydrocarbures en fonction de leur température d'ébullition. Les deux principaux procédés de séparation sont [12] [13] [14] :

La distillation atmosphérique et la distillation sous vide.

A l'issue de cette étape, on obtient des produits appelés (bases).

Le brut est chauffé à environ 350°C, puis distillé dans une colonne de 40 à 60 m de hauteur. Dans cette colonne, les produits sont séparés en fonction de leur température d'ébullition et sous une pression de 1 à 3 atmosphères.

Les produits les plus légers (basse température d'ébullition environ 30°C) sont récupérés en haut de la colonne tandis que les plus lourds (haute température d'ébullition, plus de 375°C) se concentrent en bas de la colonne. En effet, les hydrocarbures les plus lourds restent sous forme liquide tandis que les molécules de masse faible ou moyenne passent à l'état de vapeur et s'élèvent dans la colonne. À la cour de leurs montées elles se refroidissent et reviennent à l'état liquide et sont collectées aux différents étages des plateaux. Chaque étage de la colonne de distillation correspond une température moyenne située entre les points de rosée (condensation) et de bulle (vaporisation) des produits que l'on souhaite récupérer, la figure 1 page représente un schéma simplifié d'une colonne de distillation atmosphérique.

#### **Note :**

La pression dans la colonne diminue de bas en haut.

A partir de la colonne de distillation on obtient : Un produit de tête (gaz non condensable, GPL, essence totale). Trois coupes latérales (kérosène, gasoil léger, gasoil lourd). Un résidu atmosphérique au fond.

Chacun des produits latéraux de la colonne principale à sa propre colonne de stripping ou sont éliminés les plus légers. Le stripping s'effectue à l'aide de la vapeur à basse pression, surchauffée pour le gasoil léger et lourd, et par rebouillage du kérosène [13].

### **Description de la colonne de distillation industrielle :**

La colonne de distillation est un appareil cylindrique vertical avec une hauteur qui dépend du nombre de plateaux qu'il contient et la distance entre eux. Les plateaux sont de types à clapet qui permettent d'assurer un contact intime entre la phase liquide descendante et la phase vapeur ascendante. Elle est constituée de trois zones :

#### **Zone d'alimentation ou zone de flash :**

C'est la zone d'injection de la charge chauffée à une température de 350°C, ou s'effectue la séparation en phase liquide et en phase vapeur. Elle doit assurer une bonne séparation des phases et protéger les parois contre l'érosion, pour cela, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placée verticalement. Il est compris entre le 5<sup>ème</sup> et le 6<sup>ème</sup> plateau [14].

#### **Zone de rectification :**

On effectue la rectification à partir des plateaux qui varie entre 42 à 46 plateaux.

Elle permet d'obtenir des produits légers par le stripping et les soutirages allant du gaz jusqu'au gasoil lourd [14]

#### **Zone d'épuisement :**

Elle se trouve à la partie basse de la colonne, comprend environ 5 plateaux.

A partir de cette zone, on obtient le résidu atmosphérique qui est utilisé comme matière première à la distillation sous vide pour la production des huiles lubrifiantes, avec l'injection de la vapeur d'eau surchauffée et sous basse pression pour éliminer les constituants les plus volatiles restant dans le résidu [14].

#### **Stripping :**

En général les produits soutirés soit du fond de la colonne, soit latéralement ne sont pas corrects en leur point initial, ce qui incite à effectuer une opération de correction pour ces

soutirages, et afin de limiter la teneur en hydrocarbures légers, par l'injection de la vapeur d'eau surchauffée à 400°C et à basse pression. Le stripping du kérosène et le solvant lourd qui nécessitent une absence totale d'eau se fait par rebouillage [14].

### **Soutirage :**

Les soutirages latéraux, à partir de la partie inférieure de la colonne vers le haut ont pour fonction d'absorber une quantité de la chaleur soit : kérosène, gasoil

Léger, gasoil lourd [14].

### **Reflux :**

Afin de contrôler la température dans les différentes parties de la colonne, on utilise les reflux suivants :

#### **Reflux de tête :**

Il est injecté au sommet de la colonne, ce sont les vapeurs de tête à l'état liquide après une condensation à une température qui varie généralement entre 40 à 45 °C, ce qui permet de régler la température en tête de la colonne. La quantité de reflux de tête varie de 2 à 4 fois plus grand que la quantité d'essence légère [14].

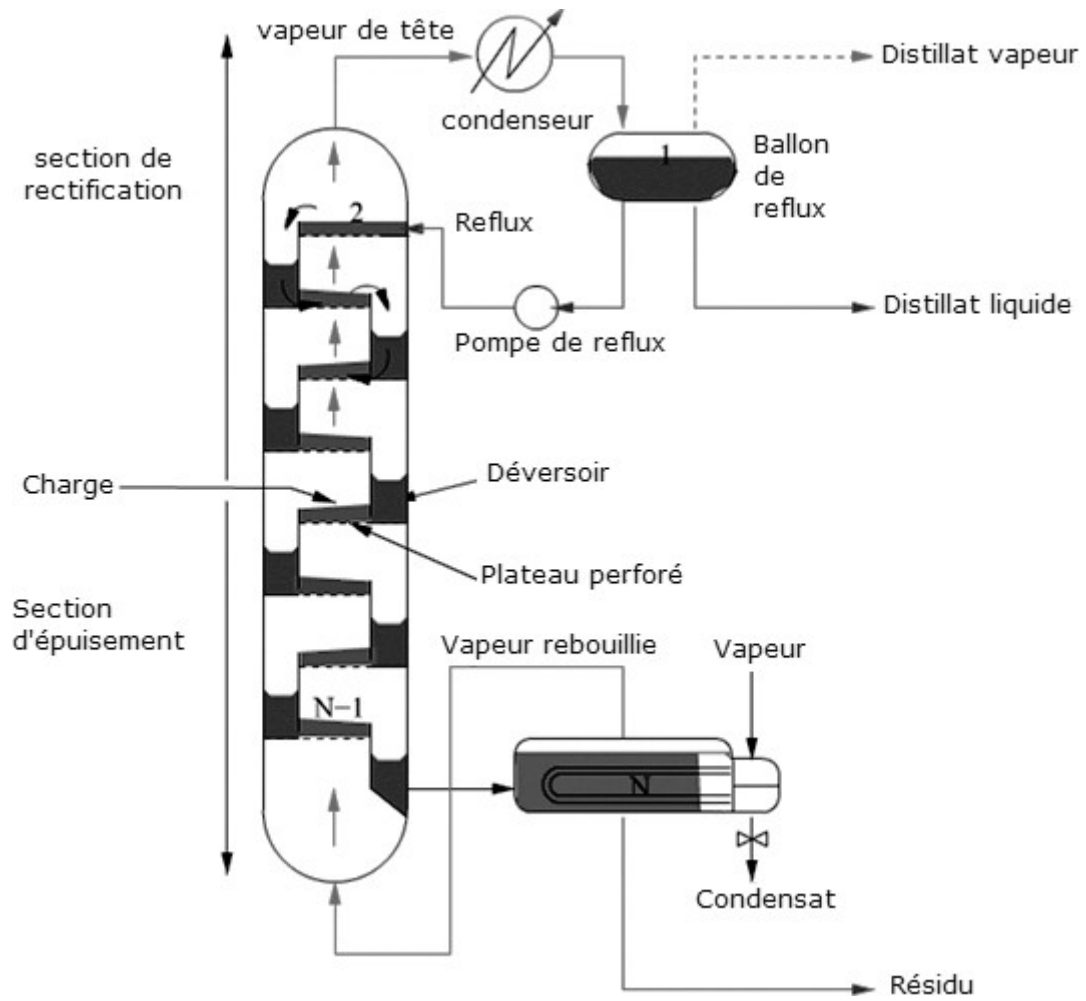
#### **Reflux chaud :**

Il est injecté au fond de la colonne après son chauffage par le rebouilleur pour augmenter la température du résidu afin d'évaporer les constituants les plus volatils.

Reflux circulant intermédiaire et reflux circulant intérieur :

Ils sont utilisés pour contrôler la température le long de la colonne au niveau des plateaux de soutirages latéraux. Il y a deux reflux [14] :

- Une fraction entre le gasoil léger et le gasoil lourd
- Une fraction entre le gasoil lourd et le résidu.



**FigureI-2: schéma représentatif d'une colonne de distillation atmosphérique [15]**

## **Chapitre 02 : Généralité sur le naphta**

**Naphta :**

Le naphta est un liquide d'un mélange d'hydrocarbures légers issus de la distillation du pétrole brut, Le naphta est donc un des intermédiaires industriels qui n'ont aucune utilisation pour la consommation finale, sert de matière à la pétrochimie, sa composition est assez proche de celle de l'essence, allant de C<sub>5</sub> à C<sub>11</sub>, à des température (35°C à 180°C) le naphta peut être incolore ou de couleur brune, il permet notamment de produire de l'éthylène propylène, qui permettent lui-même de produire des matières plastiques Au totale 15 à 30% du pétrole brut est transformé en naphta dans les raffineries [16].

**1 Type de naphta :****Naphta léger :**

Le naphta léger (C<sub>5</sub>-C<sub>6</sub>) est généralement constitué de composés d'hydrocarbures ayant un point d'ébullition plus bas. Il est couramment utilisé comme matière première dans l'industrie pétrochimique pour produire de l'éthylène et du propylène, qui servent d'éléments de base pour les plastiques, les fibres synthétiques et divers produits chimiques.

De plus, le naphta léger est utilisé comme solvant dans des industries telles que la peinture et les revêtements, où il aide à dissoudre et à disperser les pigments et les résines. Sa faible viscosité et sa haute volatilité en font un choix idéal pour diluer les peintures et faciliter une bonne application.

Un exemple mettant en avant l'utilisation du naphta léger peut être trouvé dans la production d'essence. En reformant ou en mélangeant du naphta léger avec d'autres hydrocarbures, il est possible d'obtenir une essence présentant des indices d'octane souhaitables.

**Naphta moyen**

Le naphta moyen (C<sub>7</sub>-C<sub>9</sub>) est une fraction du pétrole brut, se situant entre le naphta léger et le naphta lourd en termes de températures de distillation.

**Naphta lourd :**

(C<sub>7</sub>-C<sub>11</sub> ou 82 à 193) à faible indice d'octane (20 à 50) qui servira de charge pour le reforming catalytique. Le but de ce procédé est essentiellement de convertir les molécules paraffinées et naphthéniques en composants aromatiques à haut indice d'octane. Le produit de cette unité est appelé reformat [3].



**Hydrocraquage :**

L'hydrocraquage est un procédé d'hydrogénation catalytique dans lequel les charges d'alimentation de poids moléculaire élevé sont converties et hydrogénées pour réduire le poids moléculaire. Ce procédé se déroule en présence d'hydrogène et de catalyseurs spéciaux bi fonctionnels, Comprenant une Fonction acide généralement basée sur le nickel ou le platine, qui favorisent l'hydrogénation, caractérisée par une faible résistance au soufre et à l'azote. Et une Fonction métallique Pour éliminer les impuretés dans l'alimentation telle que le soufre, l'azote et les métaux.

La charge de substance aromatique lourde est convertie en produit plus légers (naphta) à très forte pression et à des températures assez élevées. La réaction d'hydrocraquage est exothermique .L'effluent du premier réacteur à étage est envoyé vers un séparateur. Le produit de fond de ce dernier est envoyé au deuxième réacteur, comme c'est illustré sur la figure II.2.

**Condition de procédé d'hydrocraquage :****Premier Réacteur :**

**Température :** La température dans le premier réacteur est généralement comprise entre 150°C et 300°C.

**Pression :** La pression dans le premier réacteur est très élevée, généralement comprise entre 150 et 200 bars.

**Catalyseur :** Le catalyseur utilisé dans le premier réacteur a un rapport d'hydrogénation / acidité élevé, ce qui permet d'éliminer le soufre et l'azote.

**Séparateur :**

**Rôle :** Le séparateur est utilisé pour séparer l'hydrogène des produits de réaction.

**Fonctionnement :** L'hydrogène est séparé dans le séparateur à haute pression et recyclé vers le réacteur.

**Second Réacteur :**

**Température :** La température dans le second réacteur est généralement comprise entre 150°C et 300°C.

**Pression :** La pression dans le second réacteur est très élevée, généralement comprise entre 150 et 200 bars.

**Catalyseur** : Le catalyseur utilisé dans le second réacteur a un rapport d'hydrogénation / acidité faible, ce qui maximise la production de naphta.

**Réaction** : La réaction d'hydrocraquage est exothermique, ce qui signifie qu'elle libère de la chaleur. Cette chaleur est utilisée pour maintenir la température du réacteur.

**Produit Final :**

**Composition** : Le produit final est généralement composé de naphta, un mélange d'hydrocarbures légers.

**Utilisation** : Le naphta est utilisé comme carburant pour les centrales thermiques à turbines à gaz, ainsi que comme base pour la composition des essences.

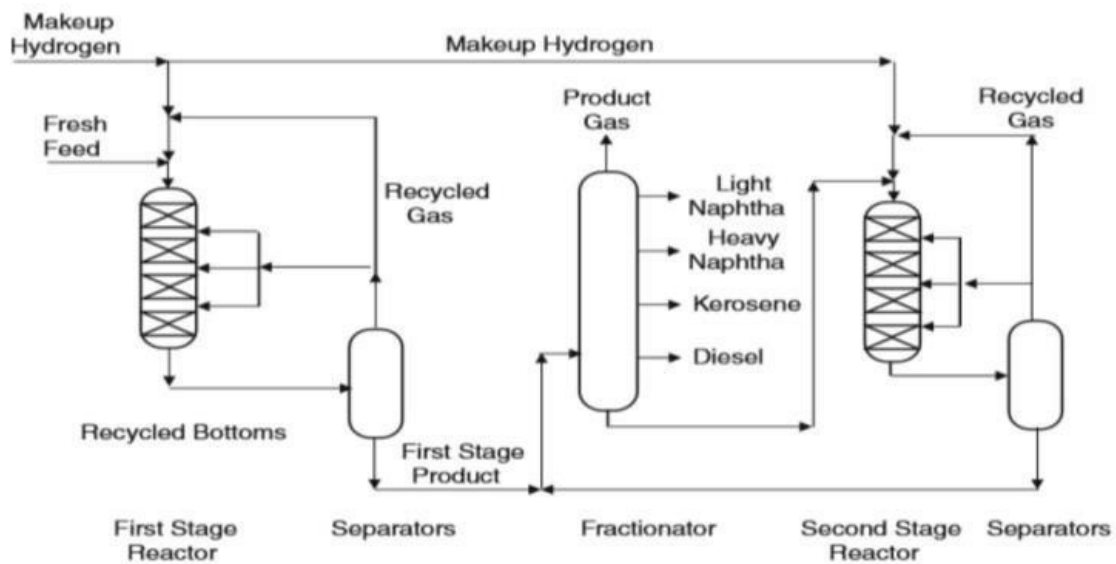


Figure II-2 : procédé d'hydrocraquage à deux étages (avant) les conditions

**Cokéfaction :**

**Cokéfaction différée :**

Dans la cokéfaction différée, le produit passe d'abord dans une colonne de fractionnement, pour la séparation des hydrocarbures légers, puis est combiné à de l'huile lourde de recyclage. Les fractions lourdes sont envoyées au four de cokéfaction et portées à des températures élevées à basse pression pour empêcher la cokéfaction prématurée dans les tubes du réchauffeur, ce qui donne une vaporisation partielle et un craquage modéré. Le mélange liquide/vapeur est envoyé, par pompage, du réchauffeur vers un ou plusieurs ballons de cokéfaction où la matière chaude est maintenue pendant environ vingt-quatre heures à une basse pression, jusqu'à ce qu'elle soit transformée par craquage en produits plus légers.

Lorsque le coke atteint un niveau prédéterminé dans le ballon, on oriente le mélange vers un autre ballon pour maintenir la continuité du procédé.

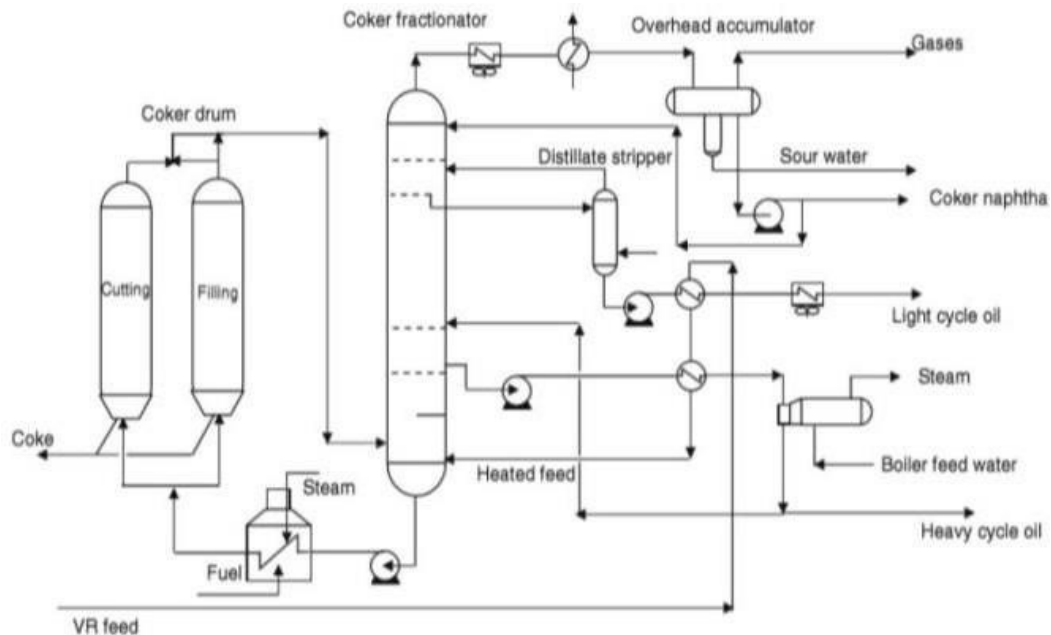


Figure II-3 : Schéma de procédé cokéfaction différée.

**Cokéfaction en continu :**

La cokéfaction en continu (par contact ou sur lit fluidisé) est un procédé réalisé sur lit mobile à des pressions plus basses et à des Températures plus élevées que la cokéfaction différée.

Dans la cokéfaction en Continu, le craquage thermique est réalisé grâce à la chaleur transférée à la charge dans un réacteur, à partir des particules chaudes de coke recyclé. Les gaz et les vapeurs sont soutirés du réacteur et refroidis pour arrêter la réaction, puis fractionnés. Le coke obtenu est acheminé vers un ballon tampon, puis vers un distributeur et un Trieur où les plus grosses particules sont éliminées. Il s'agit d'un procédé automatique où le coke et la charge circulent en continu et où la cokéfaction a lieu tant dans le réacteur que dans le ballon tampon

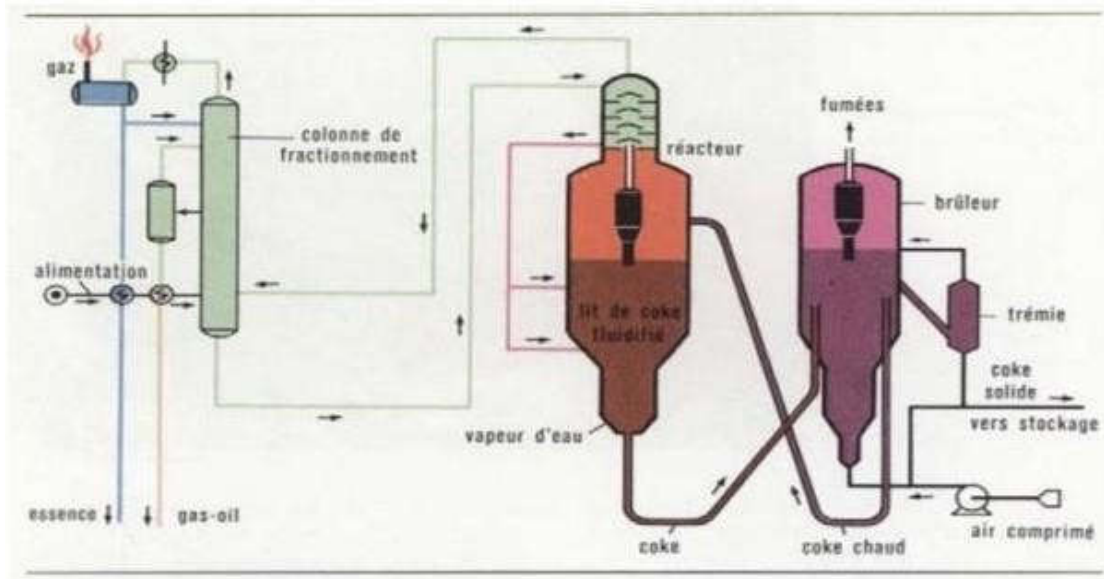


Figure II-4 : Schéma du procédé de cokéfaction en continu.

### 3. caractérisation et spécification de naphta :

#### Indice d'octane :

L'indice d'octane est une caractéristique essentielle qui détermine la qualité de l'essence et ces conditions optimales d'utilisation sont liées au rendement thermodynamique du moteur qui lui, augmente quand le taux de compression augmente: c'est le rapport entre le volume du cylindre lorsque le piston a été repoussé vers le bas par la détente des gaz, et le volume lorsque le piston est en haut du cylindre. Plus le taux de compression du moteur est élevé, plus celui-ci est performant. Toutefois, le phénomène de cliquetis ou autoallumage du carburant limite le taux de compression, et sa manifestation peut fortement endommager les différents éléments du moteur. Une solution consiste à augmenter l'indice d'octane du carburant [18].

On entend parler d'un supercarburant, caractérisé par son indice d'octane, recherche (RON: mesuré dans des conditions de vitesse et d'accélération faibles), et l'indice d'octane moteur (MON: déterminé dans des conditions d'essais plus sévères). Les iso paraffines et les aromatiques ont un indice d'octane très élevé, par contre les normales paraffines et les oléfines ainsi que les naphènes ont un indice d'octane bas [18].

**Tension de vapeur :**

La tension de vapeur d'un hydrocarbure pur mesure la tendance des molécules à s'échapper de la phase liquide pour construire une phase vapeur en équilibre avec la phase liquide, la tension de vapeur est une fonction de la température. La tension de vapeur Reid (T.V.R) mesure la teneur en fractions légères dans l'essence (naphta) et caractérise sa volatilité et les pertes au cours du transport et de stockage [18].

**La densité :**

La densité est le rapport du poids d'un certain volume d'échantillon à une température au poids du même volume d'eau à une température standard.

La densité ne caractérise pas la qualité de produit léger mais, elle règle dans une certaine mesure la puissance et la consommation du moteur.

Si la densité diminue, l'essence est légère, le flotteur descend dans le liquide et le niveau de l'essence augmente au niveau de gicleur, ce qui entraîne une augmentation de la consommation. Le mélange carburé trop riche indiquera que des hydrocarbures n'ont pas été brûlés, c'est-à-dire mauvaise combustion et la puissance du moteur diminue avec un encrassement des bougies [18].

**Note:**

Généralement les flotteurs sont tarés pour des densités environ 0,65-0,85 g/cm<sup>3</sup>

**3.6. Teneur en soufre :**

La présence de l'anhydride sulfureux et sulfurique en présence de vapeur d'eau forme le H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> qui est très corrosif.

**4. Les conditions et paramètre d'obtention de naphta****Distillation ASTM :**

La distillation ASTM (American Society of Testing Material) s'effectue au laboratoire, est utilisée pour les fractions pétrolières (naphta, kérosène, gasoil, fuel)

L'appareil comporte un ballon qui est chauffé par un bec Bunsen ou par une résistance électrique, les vapeurs de la fraction sont condensées par un mélange d'eau et de glace puis recueillis dans une éprouvette graduée. Au début on note la température d'apparition de la première goutte du condensat (point initial de la distillation) ensuite les températures sont relevées lorsque 5, 10, 20...90 et 95%. Et enfin la température maximale enregistrée (point

## Chapitre 02 :

## Généralité sur le naphta

final), en connaissant les pourcentages de distillat et du résidu qui permet de tracer la courbe : température en fonction du % total du distillat, à pression atmosphérique, le plus souvent on définit sur cette courbe quelque repère tels que le point initial PI et le point final PF. Issu de cette distillation dite courbe de distillation (ASTM). La différence entre la température finale et initiale permet de comparer les qualités des produits distillés

Ce tableau représente les standards propriétés de charge du Naphta B et C

**Tableau II – 1 : Les standards propriétés de charge du Naphta B et C [19]**

Propriétés	Naphta B	Naphta C
TVR à 37.8°C, kg/cm <sup>2</sup>	0.146	0.018
Distillation ASTM, °C		
Point initial	68	
5% vol.	83	142
10% vol.	87	149
30% vol.	95	150
50% vol.	105	156
70% vol.	117	161
90% vol.	135	168
95% vol.	142	172
Point final	175	180 (185 max)
P % vol.	66.47	63.47
N % vol.	26.10	22.24
A % vol.	7.43	14.29

## 5. Différent traitement de naphta :

Le traitement du naphta est une étape cruciale dans le processus de raffinage du pétrole brut. On citera les principales étapes du traitement du naphta :

### Hydrotraitement :

L'objectif principal de prétraitement de naphta (hydro traiteur) consiste à épurer la fraction du naphta pour que celui-ci puisse être utilisé comme charge

Les trois types de réactions de base qui se déroulent dans l'unité hydrotraitement [20]:

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

**Élimination du soufre :**

Pour le catalyseur bimétallique, la charge de naphta doit contenir moins de 0,5 ppm en poids de soufre, pour optimiser les caractéristiques de sélectivité et de stabilité du catalyseur. En général, l'Élimination du soufre dans le procès d'hydrotraitement est relativement facile et pour une exploitation meilleure la teneur en soufre doit être maintenue largement en dessous de 0,5 ppm en poids. L'exploitation commerciale de l'hydrotraiteur à 0,2 ppm en poids de soufre ou moins est courante [20].

**Élimination de l'azote :**

L'Élimination de l'azote est bien plus difficile que l'Élimination du soufre dans l'hydrotraitement du naphta. Le taux de dénitrification se situe à près d'un cinquième du taux de désulfurisation. Dans la plupart des cas, le naphta provenant de la colonne de distillation contient beaucoup moins d'azote que le soufre, mais il faut faire attention pour s'assurer que le naphta qui alimente le catalyseur bimétallique contient 0,5 ppm poids maximum et, normalement, bien moins. Se transforme en ammoniac et, plus tard, au contact avec le chlorure du gaz de recyclage, il forme du chlorure d'ammoniac [20]

**Élimination de l'oxygène :**

L'oxygène organiquement combiné, comme par exemple les phénols, est éliminé dans l'unité d'hydrotraitement du naphta par hydrogénation du pont d'hydroxyl-carbone, formant de l'eau et les molécules aromatiques correspondantes [20].

Les propriétés de naphtha sont résumées dans le tableau ci-dessous:

**Tableau II – 2 : Les principales caractéristiques du naphtha**

Composition	Mélange d'hydrocarbures légers issu de la distillation du pétrole, composé principalement d'alcanes, de cyclo alcanes et d'aromatiques
Densité	Environ 0,65 - 0,85g/cm <sup>3</sup>
Volatilité	Point d'ébullition relativement basse d'environ 30° C à 200 °C, ce qui en fait un liquide très volatil
Tension de vapeur REID(TVR)	Environ 2g/cm
Nombre d'octane Recherche(NOR)	40-60 pour le naphtha léger Non spécifié explicitement pour le naphtha lourd
Teneur en soufre	0,1-1,5% en poids
Teneur mercaptans(RSH)	10-100 ppm
Point d'aniline	40-60°C
Teneur aromatique	10-30% en volume pour le naphtha léger Inférieure ou égale à 1,5 % en poids
Chaîne carbonées	Généralement de 5 à 12 atomes de carbone

# Chapitre 03 : la simulation

**Problématique et objectif:**

La qualité du naphtha est toujours un point important recherché par les raffineurs du secteur pétrolier, car elle influence directement la production de produits finis et /ou encore semi finis. Cette coupe issue directement de l'unité de distillation atmosphérique pour être envoyé vers les autres sections, surtout la naphtha B et C et pour le faire, nous nous sommes intéressés à augmenter la qualité de cette coupe par une simulation avec le logiciel HYSYS de la colonne de distillation atmosphérique C-10-61 de l'unité RA1K avec des modifications de certains paramètres pour avoir des valeurs réelles des paramètres et les conditions .pour les appliquées

**1. définition de simulation :**

La simulation est généralement employée dans divers domaines de l'ingénierie et de la recherche. Avant de l'implanter, elle permet d'étudier le comportement d'un système et d'améliorer son fonctionnement en testant diverses solutions et conditions opératoires. La méthode repose sur la création d'un modèle de système qui permet de réaliser des scénarios en déduisant le comportement du système physique étudié.

Un modèle n'est pas une image précise de la réalité physique, mais il ne peut restituer que les caractéristiques les plus essentielles du système étudié

**2. Les différents simulateurs :**

Les simulateurs industriels les plus connus et utilisés mondialement sont :

- ASPEN PLUS (Aspen Technologies)
- Design II de (WinSim)
- ECLIPSE et Petrel, offerts par Schlumberger Information Solutions (SIS)

**3. Présentation de HYSYSS :**

Aspen HYSYS est un logiciel utilisé pour la simulation de procédés chimiques. Il s'agit d'un outil de modélisation de processus leader sur le marché pour la conception, l'optimisation, la planification des activités, la gestion des actifs et le suivi des performances. Grâce à sa précision, il est largement utilisé dans des industries telles que la production de pétrole et de gaz, le traitement du gaz, le raffinage du pétrole et les industries de séparation de l'air. L'étude montre les avantages de HYSYS et les raisons pour lesquelles il est préféré à d'autres logiciels. Ces conférences présentent le fonctionnement de HYSYS dans divers domaines de la chimie. Aspen HYSYS est un élément central des applications d'ingénierie Aspen ONE

## **Chapitre 03 :**

## **la simulation**

d'Aspen Tech. Aspen HYSYS s'est imposé comme un simulateur de processus très intuitif et facile à utiliser dans l'industrie du raffinage du pétrole et du gaz. Les utilisateurs ayant peu de connaissances préalables d'Aspen HYSYS peuvent s'initier et se former à ses capacités de modélisation. Parmi les fonctionnalités très intuitives, citons un diagramme de processus hautement interactif permettant de construire et de naviguer dans des simulations de grande envergure. Le programme fournit également un environnement de modélisation des colonnes de distillation très flexible et facile à utiliser. En outre, la nature interactive de HYSYS permet aux utilisateurs de construire et d'utiliser leurs modèles rapidement et efficacement. Aspen HYSYS offre une base thermodynamique complète pour le calcul précis des propriétés physiques, des propriétés de transport et du comportement des phases pour les industries du pétrole, du gaz et du raffinage. Une bibliothèque complète de modèles d'opérations unitaires comprenant la distillation, les réacteurs, les opérations de transfert de chaleur, les équipements rotatifs, les contrôleurs et les opérations logiques dans les environnements stables et dynamiques[21].

### **Domaine d'utilisation :**

#### **Industrie pétrolière :**

HYSYS peut simuler une grande variété de procédés chimiques comme la production de méthanol, d'ammoniac, de polymères, etc...

#### **Simulation de Procédés :**

HYSYS permet de simuler les procédés industriels de l'industrie gazière, de raffinage et de la pétrochimie en mode stationnaire et dynamique. Cela permet d'établir des bilans de matière et d'énergie, de déterminer les performances des équipements, et d'optimiser les conditions de fonctionnement du procédé [22].

#### **Modèle Thermodynamique :**

Pour l'étude des propriétés des gaz réels ou des mélanges les plus complexes, HYSYS utilise des équations d'état qui lient les paramètres d'équilibre du système, notamment dans le domaine des hydrocarbures [22].

#### **Domaine d'Application :**

Les simulateurs existants tels que Aspen plus, CHEMCAD, HYSIM, HYSYS, et pro-II sont très utilisés dans l'industrie pétrolière pour concevoir de nouvelles unités et optimiser les

procédés industriels. HYSYS est considéré comme l'un des logiciels de simulation les plus performants [22].

**Structure Générale :**

Le simulateur est utilisé lors de la conception d'un procédé industriel pour établir des bilans de matière et d'énergie, déterminer les performances des équipements, et optimiser les conditions de fonctionnement du procédé [22].

**Caractéristiques :**

HYSYS est un simulateur de conception "object-oriented" qui permet de créer des modèles rigoureux statique et dynamique pour le design des unités. Il est conçu pour traiter une vaste gamme de problèmes allant des séparations bi et triphasées simples à la compression, la distillation, et la transformation chimique [22].

**Industrie chimique et pétrochimique :**

HYSYS peut simuler une grande variété de procédés chimiques comme la production de méthanol, d'ammoniac, de polymères, etc... [22].

**Industrie pharmaceutique et bio technologique:**

HYSYS est utilisé pour modéliser des procédés de fermentation, de purification, etc...

**Industrie des gaz industriels:**

HYSYS permet de simuler des procédés de séparation des gaz comme l'air, la production d'oxygène, d'azote, etc...

**Les principales utilisations de HYSYS :**

- La conception de nouveaux procédés : dimensionnement des équipements, analyse du fonctionnement, optimisation
- L'optimisation de procédés existants
- L'évaluation de changements sur les conditions opératoires
- Le suivi et le contrôle des procédés en temps réel

**4. Modèle thermodynamique :**

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions de

pression et de température recommandé. Parmi les modèles thermodynamiques existants on distingue:

- Modèles basés sur les équations d'état.
- Modèles d'activité.
- Modèles hétérogènes.

### 5. L'équation d'état :

#### Soave :

En physique et en thermodynamique, l'équation d'état de Redlich-Kwong est une équation empirique et algébrique qui relie la température, la pression et le volume des gaz. Elle est généralement plus précise que l'équation de van der Waals et l'équation du gaz idéal à des températures supérieures à la température critique. Elle a été formulée par Otto Redlich et Joseph Neng Shun Kwong en 1949. Elle a montré qu'une équation d'état cubique à deux paramètres pouvait bien refléter la réalité dans de nombreuses situations, parallèlement au modèle beaucoup plus compliqué de Beattie-Bridgman et à l'équation de Benedict-Webb-Rubin qui étaient utilisés à l'époque. L'équation de Redlich-Kwong a fait l'objet de nombreuses révisions et modifications, afin d'améliorer sa précision en termes de prédiction des propriétés en phase gazeuse d'un plus grand nombre de composés, ainsi que pour mieux simuler les conditions à plus basse température, notamment les équilibres vapeur-liquide [23].

Son équation également connue sous le nom d'équation d'état de Soave-Redlich- Kwong (SRK), est une amélioration de l'équation d'état de Redlich-Kwong:

$$P = \frac{RT}{V-B} - \frac{a(T)}{V(V+b)} \dots\dots(1)$$

Constantes a et b sont définies comme suit :

$$a = 0.42748 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \dots\dots(2)$$

$$b = 0.08664 \frac{RT_c}{P_c} \dots\dots(3)$$

**Utilisation :**

L'équation d'état de Soave-Redlich-Kwong (SRK) est très utilisée pour calculer les propriétés thermodynamiques des mélanges de gaz et de liquides, en particulier dans les industries pétrochimique et chimique. Elle permet de prédire des valeurs telles que [23]. :

- Les équilibres liquide-vapeur sous pression
- Les densités en phase liquide
- Les tensions de vapeur

**Peng Robinson**

Depuis sa publication en 1976, l'équation d'état de Peng & Robinson (PR EoS) est devenue l'un des modèles les plus utiles et les plus utilisés pour les calculs thermodynamiques et volumétriques dans les domaines industriels et universitaires. Afin d'explorer le développement autour d'elle et certaines applications générales où elle a été appliquée, y compris ses modifications les plus connues [24].

Son équation d'état modèle thermodynamique largement utilisé pour prédire le comportement des gaz réels et des liquides. Elle est particulièrement utile dans les domaines du génie chimique et de la chimie physique pour la conception et l'analyse des procédés impliquant des fluides, tels que le traitement des gaz et le raffinage du pétrole [24]. Elle est donnée par :

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a}{Vm^2 + 2bVm - b^2} \dots \dots (4)$$

Les paramètres **a** et **b** sont définis comme suit :

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} [1 + k(1 - Tt)]^2 \dots \dots (5)$$

$$b = 0.07780 \frac{RT_c}{P_c} \dots \dots (6)$$

- **P** est la pression
- **R** est la constant des gaz parfaits
- **T** est la température
- **V<sub>m</sub>** est le volume molaire
- **a** et **b** sont des constants spécifiques à chaque gaz
- **α** est une fonction de la température et du facteur acentrique du fluide

- $T_c$  est la température critique
- $P_c$  est la pression critique
- $T_t = \frac{T}{T_c}$  est la température réduite.
- $k = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2$ , avec  $\omega$  étant le facteur acentrique

## 6. Caractéristiques clés et applications

### Prédiction du comportement des phases :

L'équation PR est capable de prédire le comportement des phases des substances pures et des mélanges, y compris les équilibres vapeur-liquide [25].

### Industrie pétrolière et gazière :

Elle est largement utilisée dans l'industrie du pétrole et du gaz pour modéliser le comportement des hydrocarbures [25].

### Conception de procédés chimiques :

Elle aide à la conception et à l'optimisation des procédés impliquant des gaz et des liquides [25].

### Précision pour les substances non polaires :

L'équation PR est particulièrement précise pour les substances non polaires et légèrement polaires [25].

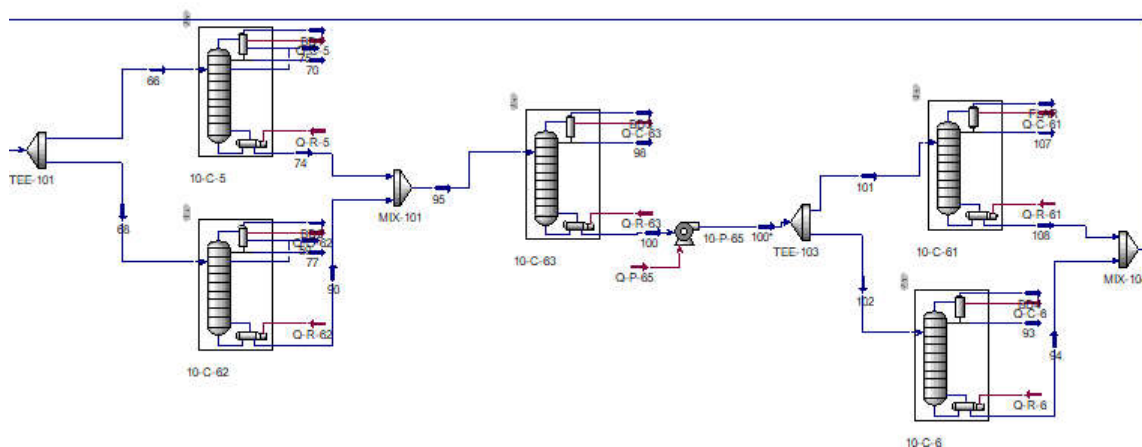
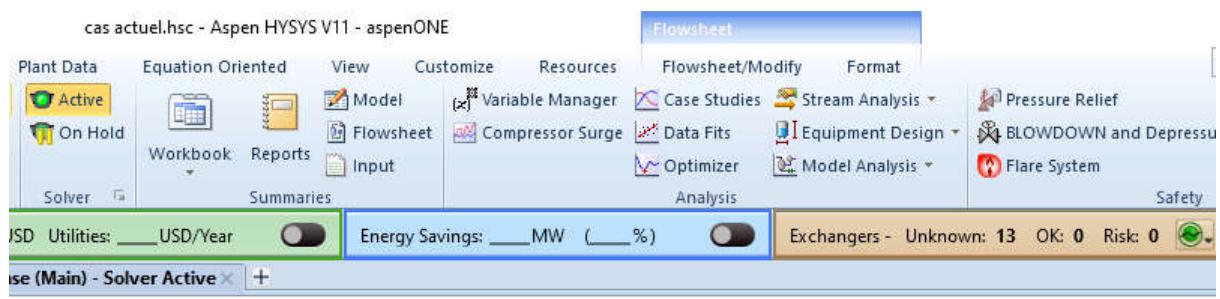
**Chapitre 04 :**  
**Simulation et optimisation**

## I. La simulation du cas design de l'unité 10

Pour le développement dans le cas réel, il est nécessaire de réaliser une simulation de vérification de l'état de conception de la colonne de séparation C10-61 du complexe RA1K. Les étapes de base à suivre, comme la saisie des données, le choix du modèle thermodynamique et de l'algorithme de simulation, seront présentées, afin d'assurer une convergence efficace et rapide. Toutes ces informations seront détaillées ci-dessous.

### 1. La Simulation du cas design de la colonne de séparation:

La colonne de séparation 10-C-61 Est schématisée selon le programme hysys si dessous avec une interface du logiciel:



**Figure IV-1 : diagramme de simulation (PFD) de la colonne de séparation C-10-61**

La simulation du cas du cas design repose sur l'introduction de la nature de la charge et de sa composition.

Tableau IV-1 : les caractéristiques de la charge

Composition	Fraction Molaire	Composition	Fraction molaire	composition	Fraction molaire
H2O	7,74E-31	19*	0	58*	0
Cyclo nonane	1,63E-02	20*	0	59*	0
Cyclo octane	7,37E-02	21*	0	60*	0
m-Xylène	0	22*	0	61*	0
1M4-Benzène	0	23*	0	62*	1,31E-30
p-Xylène	0	24*	0	63*	0
o-Xylène	0	25*	0	64*	0
Toluène	2,22E-02	26*	0	65*	0
Benzène	1,89E-02	27*	0	66*	0
Cyclo heptane	0	28*	0	67*	0
Cyclo hexane	0,14657724	29*	0	68*	0
Cyclopentane	1,01E-04	30*	0	69*	0
n-Décane	0	31*	0	70*	0
n-Nonane	4,04E-02	32*	0	71*	0
n-Octane	0,13543722	33*	0	72*	0
n-Heptane	0,16806767	34*	0	73*	0
n-Hexane	0,15100691	35*	0	74*	0
n-Pentane	7,12E-06	36*	0	75*	0
n-Butane	2,28E-15	37*	0		
Propane	2,68E-30	38*	0		
Ethane	1,00E-30	39*	0		
Méthane	0	40*	0		
1*	7,93E-02	41*	0		
2*	7,67E-02	42*	0		
3*	4,93E-02	43*	0		
4*	1,86E-02	44*	0		
5*	3,12E-03	45*	0		
6*	3,46E-04	46*	0		
7*	1,58E-05	47*	0		
8*	1,42E-08	48*	0		
9*	1,96E-12	49*	0		
10*	3,46E-16	50*	0		
11*	2,74E-20	51*	0		
12*	1,17E-24	52*	0		
13*	5,21E-29	53*	0		
14*	0	54*	1.13E-30		
15*	0	55*	0		
16*	0	56*	0		
17*	0	57*	0		
18*	0				

## 2. Le choix du modèle thermodynamique :

L'équation de Peng Robinson est le modèle thermodynamique choisi. Étant donné qu'elle résout de manière rigoureuse tous les systèmes composés de systèmes monophasés, biphasés ou triphasés, elle présente un rendement et une précision élevés et convient à multiples conditions.

### Paramètres opératoires de la colonne de séparation C-10-61 cas de design

Les paramètres opératoires de la colonne de séparation C-10-61 cas de design sont regroupés dans le tableau II-2 :

**Tableau IV-2 : Paramètres opératoires de la colonne de séparation C10-61 cas de design.**

<b>Nombre de Plateau</b>	<b>36</b>
<b>Le niveau d'alimentation de la charge</b>	27
<b>La pression dans le ballon de reflux</b>	0,7
<b>La pression de tête Kg/cm2g</b>	0.986
<b>La pression au fond Kg/cm2g</b>	1,4
<b>Le taux de reflux</b>	0,85
<b>Débit d'alimentation (Kg/h)</b>	182549
<b>Débit de reflux (Kg/h)</b>	1,34E+05
<b>Débit de fond (Kg/h)</b>	25419,095
<b>Débit de distillat (Kg/h)</b>	157129,9
<b>Frais généraux (dessus) (Kg/h)</b>	1,46E-03
<b>Température d'alimentation °C</b>	135,94
<b>Température des fonds °C</b>	209,52
<b>Température de tête °C</b>	147,41
<b>Température de reflux °C</b>	106,19

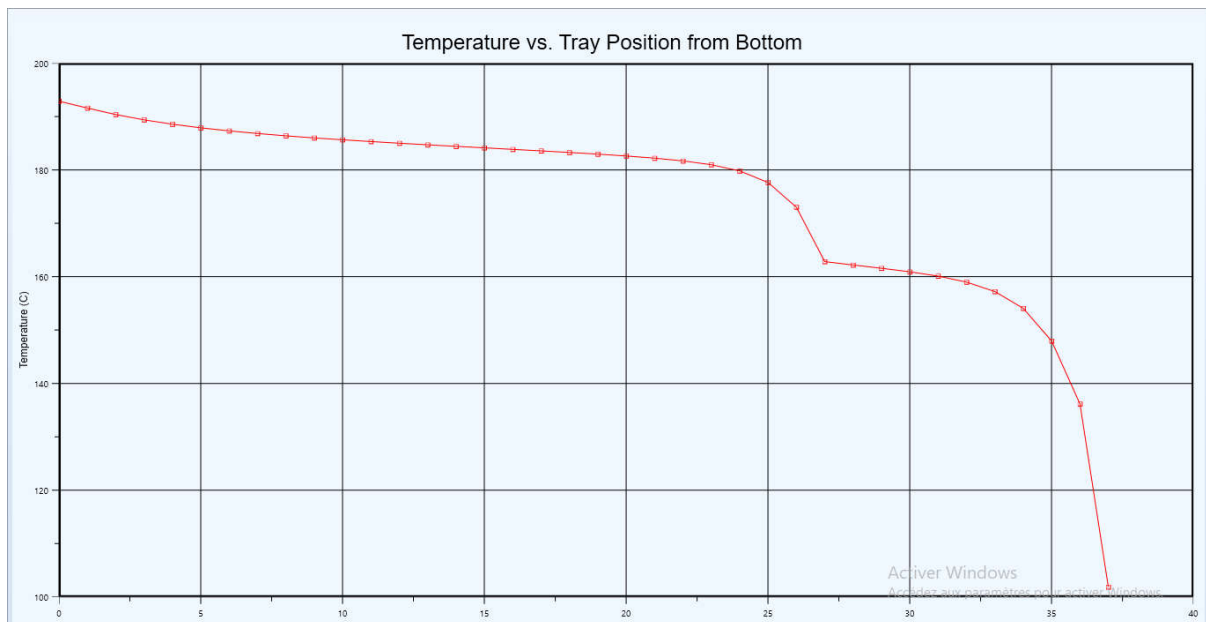
## 3. Cas design :

### Les profils de température, pression et de débit :

Toutes les graphiques de simulation du cas de design ont été regroupées dans cette section, incluant le profil de température (**Figure IV-1**), le profil de pression (**Figure IV-2**) et le profil de débit (**Figure IV-3**)

## Le profil de température :

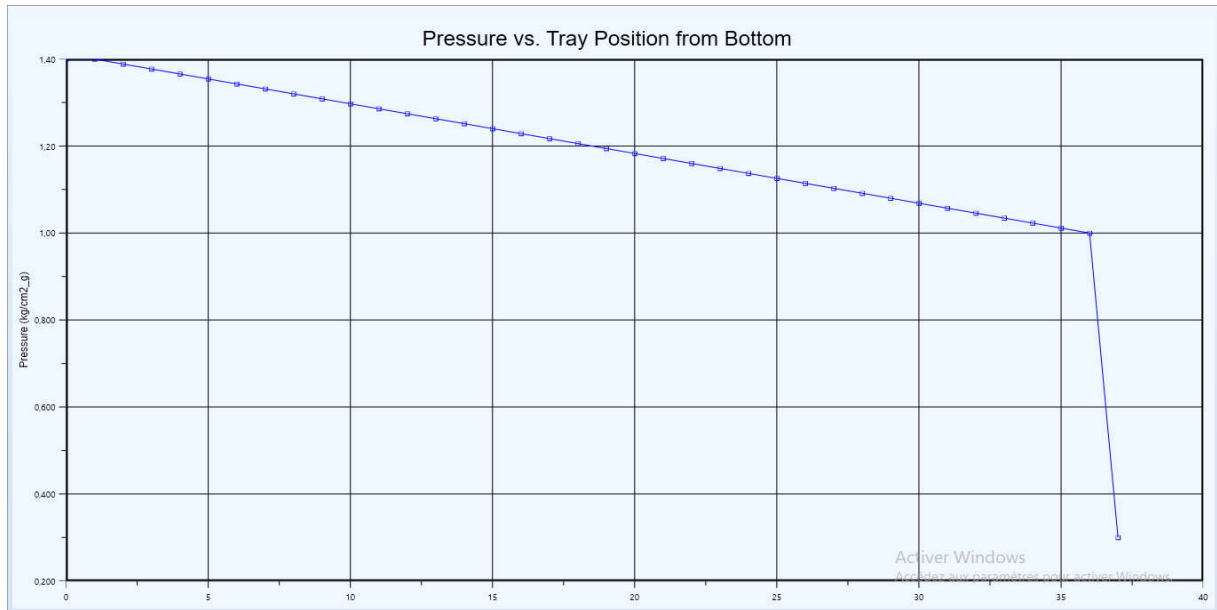
Le profil de température en fonction du nombre de plateaux pour le cas design est représenté. Chaque plateau de colonne présente des températures de liquide et de vapeur qui fluctuent progressivement du sommet vers le haut, ce qui est causé par le rebouilleur de la colonne. Il est observé que le profil de température subit une baisse de température à chaque fois que le nombre d'étages augmente.



**Figure IV-2 : profil de température en fonction de nombre des plateaux (cas design)**

## Le profil de pression :

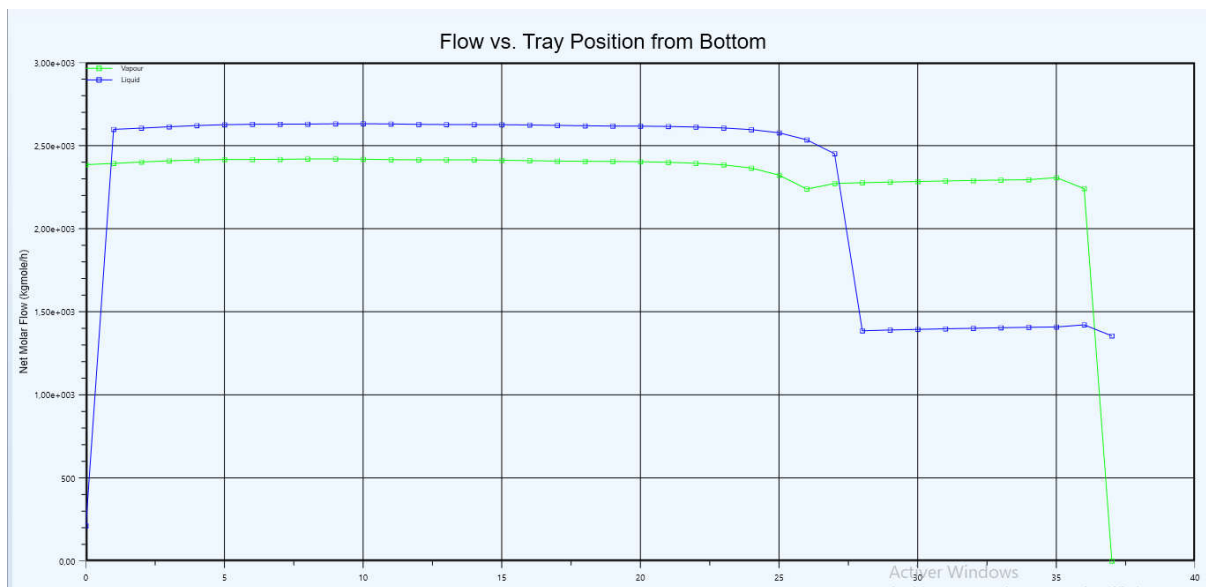
Le profil de pression pour le cas design. Elle met en évidence la variation graduelle des pressions de liquide et de vapeur de chaque plateau de la colonne, depuis le bas jusqu'au haut. Le profil de pression évolue de manière normale tout au long de la colonne (la pression diminue du premier plateau en bas jusqu'au dernier plateau de tête).



**Figure IV-3 : Profil de pression en fonction de nombre des plateaux (cas design)**

**Le profil de débit :**

Le profil de débit correspond au cas de design. La modification interprète la fluctuation de la fraction liquide et de la vapeur. Le débit de liquide dans la section de rectification est plus élevé que celui de vapeur, comme le montrent les figures. Dans la section d'épuisement, le débit de vapeur augmente soudainement par rapport à celui de la phase liquide.



**Figure IV-4 : profile de débit en fonction de nombre des plateaux (cas design)**

Les propriétés de la colonne de séparation :  
 Les propriétés de la colonne de séparation de naphta B sont définit dans le ce dessous :

**Tableau IV-3 : les propriétés de naphta B**

<b>PROPRIETES</b>	<b>NBCAS DESIGN</b>
<b>Reid VP at 37.8 °C [kg/cm2_g]</b>	<b>0,146</b>
<b>Densité</b>	<b>0,65</b>
<b>API</b>	<b>61,29</b>
<b>Masse moléculaire</b>	<b>101.5</b>
<b>IBP</b>	<b>77,43</b>
<b>5% vol.</b>	<b>85,35</b>
<b>10% vol.</b>	<b>86,77</b>
<b>30% vol.</b>	<b>94,83</b>
<b>50% vol.</b>	<b>99,84</b>
<b>70% vol.</b>	<b>131</b>
<b>90% vol.</b>	<b>139,66</b>
<b>95% vol.</b>	<b>149,62</b>
<b>FBP</b>	<b>165,08</b>
<b>P % vol.</b>	<b>66,47</b>
<b>N % vol.</b>	<b>26,1</b>
<b>A % vol.</b>	<b>7,43</b>

Le tableau suivant représente les propriétés de naphta C :

**Tableau IV-4 : les propriétés de naphta C**

PROPRIETES	NC DESIGN
Reid VP at 37.8 °C [kg/cm2_g]	0,018
Densité	0,6
API	50,43
Masse moléculaire	127
IBP	163,73
5% vol.	165,74
10% vol.	166,04
30% vol.	167,39
50% vol.	171,08
70% vol.	171,99
90% vol.	178
95% vol.	185
FBP	204,63
P % vol.	63,47
N % vol.	22,24
A % vol.	14,29

#### 4. Cas actuel :

**Simulation du cas actuel de la colonne de séparation C-10-61:** Le Schéma ce dessous représente la simulation du procédé (PED) :

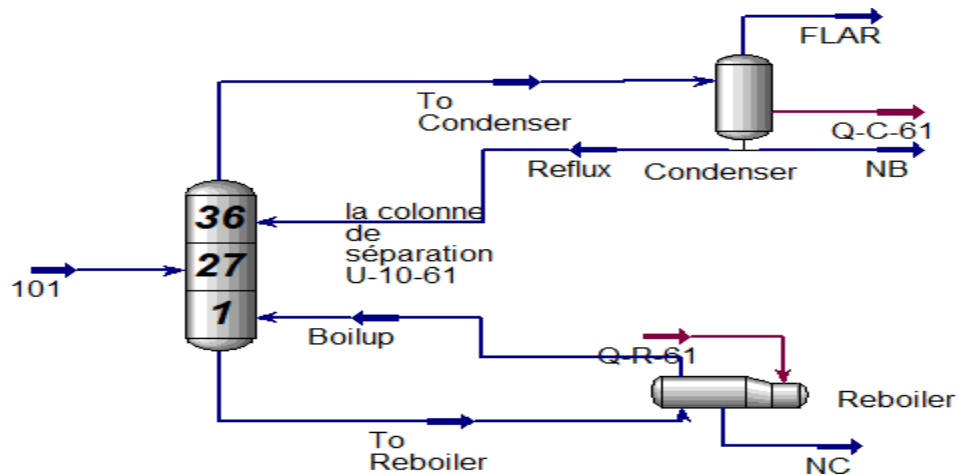


Figure IV-5 : schéma de procédé (colonne de séparation C-10-61)

#### Les caractéristiques de la charge :

Les caractéristiques physico-chimiques, comme la nature de la charge, les produits finaux et les paramètres opératoires, ont été prises en considération pour la simulation du cas actuel. Ces données sont regroupées dans le tableau.

Tableau IV-5 : la caractéristique de la charge U-10-61

Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire
Hydrogène	0	33M-1-Butane	0	310-320C*	0
Nitrogène	0	H2O	8,30E-31	320-330C*	0
CO	0	36-40C*	2,03E-02	330-340C*	0
Oxygène	0	40-50C*	1,39E-02	340-350C*	0
Méthane	0	50-60C*	2,93E-02	350-360C*	0
Ethylène	0	60-70C*	7,23E-02	360-370C*	0
Ethane	0	70-80C*	7,21E-02	370-380C*	0
CO2	0	80-90C*	7,76E-02	380-390C*	0
H2S	0	90-100C*	0,12998853	390-400C*	0
Propène	0	100-110C*	0,10294435	400-410C*	0
Propane	1,09E-24	110-120C*	9,64E-02	410-420C*	0
i-Butane	2,02E-13	120-130C*	9,50E-02	420-430C*	0
i-Butène	0	130-140C*	8,16E-02	430-440C*	0
1-Butene	0	140-150C*	7,42E-02	440-450C*	0
13-Butadiene	0	150-160C*	6,36E-02	450-460C*	0
n-Butane	2,65E-09	160-170C*	5,11E-02	460-480C*	0
cis2-Butene	0	170-180C*	1,59E-02	480-500C*	0
tr2-Butene	0	180-190C*	3,17E-03	500-520C*	0
i-Pentane	1,45E-04	190-200C*	3,98E-04	520-540C*	0
1-Pentene	0	200-210C*	4,54E-05	540-560C*	0
2M-1-butene	0	210-220C*	4,45E-06	560-580C*	0
n-Pentane	0	220-230C*	3,08E-07	580-600C*	0
3M-1-butene	0	230-240C*	5,74E-10	600-625C*	0
2M-2-butene	0	240-250C*	1,72E-13	625-650C*	0
2M-13-C4==	0	250-260C*	3,95E-17	650-675C*	0
tr2-Pentene	0	260-270C*	6,90E-21	675-700C*	0
cis2-Pentene	0	270-280C*	1,03E-24	700-725C*	0
Cyclopentane	0	280-290C*	1,16E-28	725-750C*	0
Cyclopentane	0	290-300C*	0	750-775C*	0
22-Mpropane	0	300-310C*	0	775-800C*	0
				800-825C*	0
				825-850C*	0
				850+C*	0

### Le choix du modèle thermodynamique :

La simulation du cas actuel est réalisée sur la colonne de séparation C-10-61 en utilisant le modèle thermodynamique Peng Robinson.

**Tableau IV-5 : paramètres opératoires de la colonne de séparation C-10-61 cas actuel**

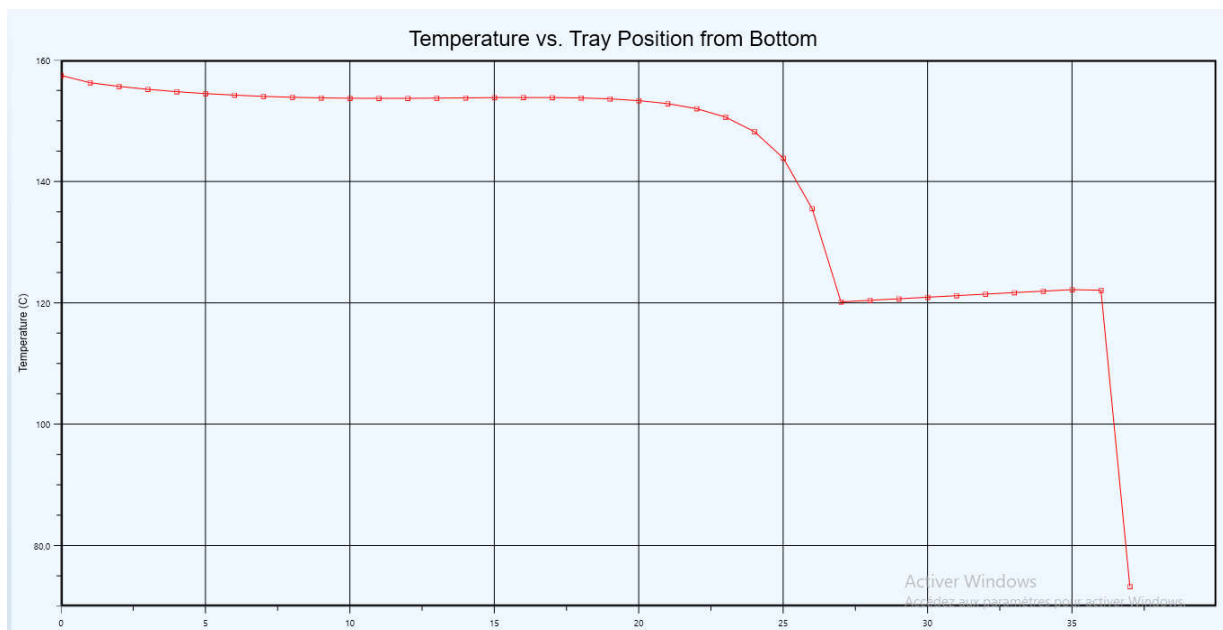
<b>Nombre de Plateau</b>	<b>36</b>
<b>Le niveau d'alimentation de la charge</b>	<b>27eme</b>
La pression de tête Kg/cm <sup>2</sup> g	<b>0,986</b>
<b>La pression dans le ballon de reflux Kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>0,568</b>
<b>La pression au fond Kg/cm<sup>2</sup>g</b>	<b>0,825</b>
<b>Le taux de reflux</b>	<b>13.14</b>
<b>Débit d'alimentation (Kg/h)</b>	<b>120288</b>
<b>Débit de reflux (Kg/h)</b>	<b>2000</b>
<b>Débit de fond (Kg/h)</b>	<b>12909.98</b>
<b>Débit de distillat (Kg/h)</b>	<b>152128.42</b>
<b>Frais généraux (dessus) (Kg/h)</b>	<b>0.01135</b>
<b>Température d'alimentation °C</b>	<b>103,5</b>
<b>Température des fonds °C</b>	<b>156,28</b>
<b>Température de tête °C</b>	<b>122,08</b>
<b>Température de reflux °C</b>	<b>73,24</b>

### Les profils de température, pression et de débit :

Toutes les graphiques de simulation du cas actuel ont été regroupées dans cette section, incluant le profil de température (**Figure IV- 7**), le profil de pression (**Figure IV-8**) et le profil de débit (**Figure IV -9**)

#### Profil de température :

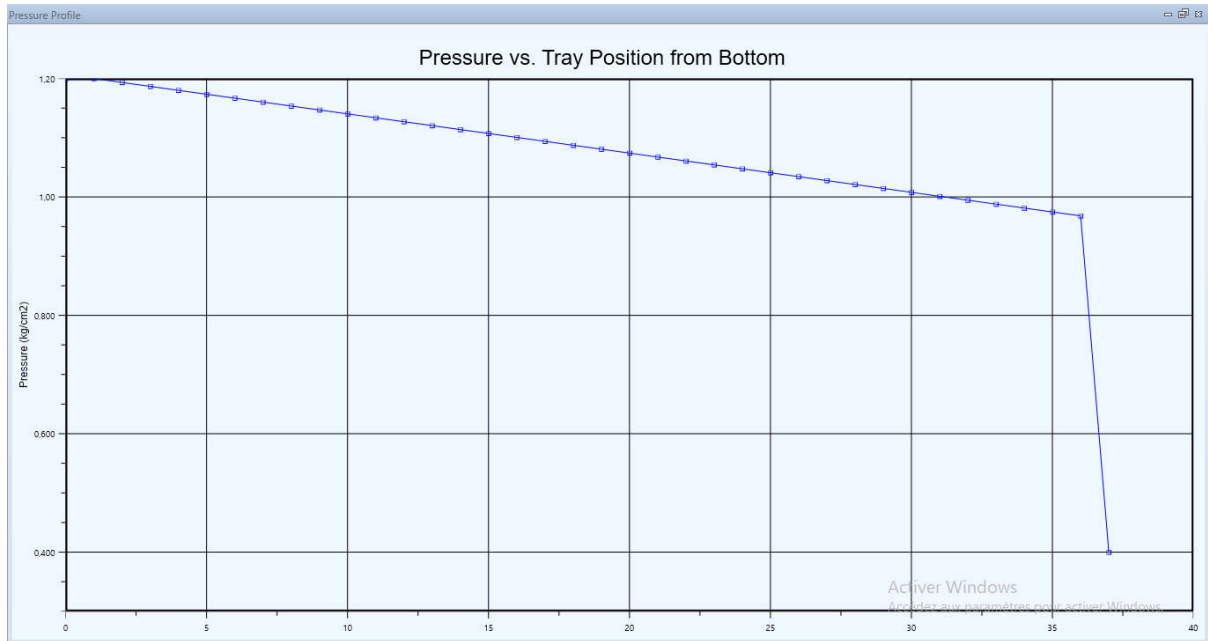
Il est évident que nous avons obtenu pratiquement les mêmes résultats que dans le cas réel (une diminution de la température)



**Figure IV- 6 : représente le profil de température en fonction de nombre des plateaux (cas actuel).**

**Profil de pression :**

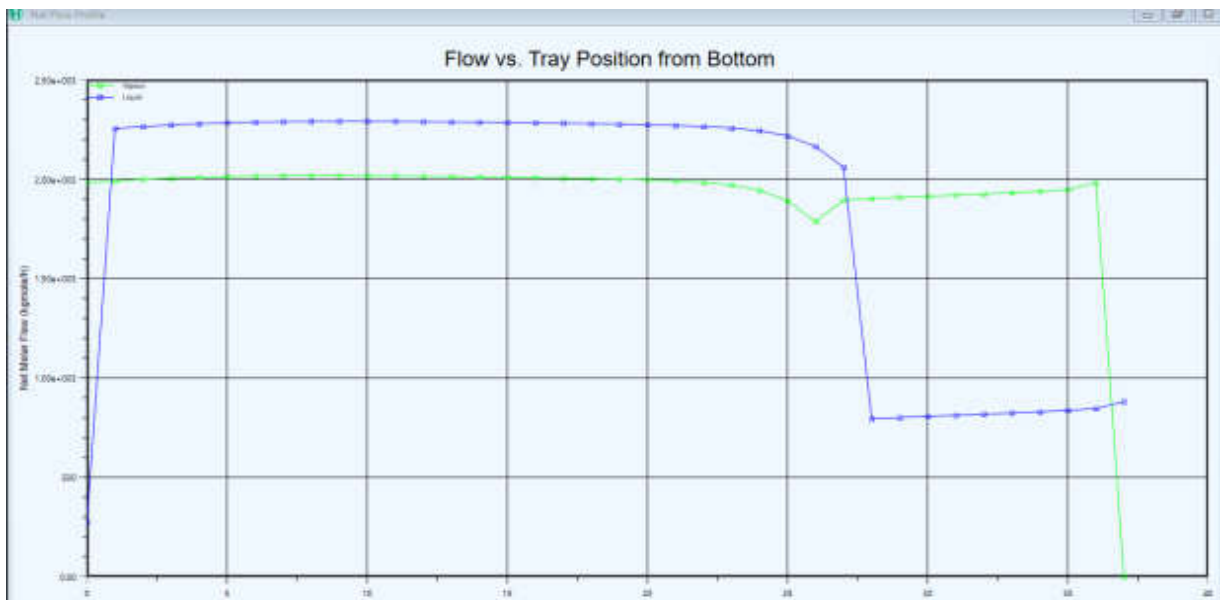
Les résultats obtenus dans cette situation sont presque les mêmes à ceux du cas de design.



**Figure IV-7 : Profil de pression en fonction de nombre des plateaux (cas actuel).**

**Profil de débit :**

Les résultats obtenus dans cette situation sont presque les mêmes à ceux du cas de design.



**Figure IV -8 : profil de débit en fonction de nombre des plateaux (cas actuel)**

### Les propriétés de la colonne de séparation :

Dans le tableau suivant on vue les propriétés de naphta B dans la colonne de séparation à cas actuel :

**Tableau IV-6 : les propriétés de naphta B**

<b>PROPRIETES</b>	<b>NB CAS ACTUEL</b>
<b>Reid VP at 37.8 °C [kg/cm2_g]</b>	<b>0,166</b>
<b>Densité</b>	<b>0,68</b>
<b>API</b>	<b>61,40</b>
<b>Masse moléculaire</b>	<b>104</b>
<b>IBP</b>	<b>62,9</b>
<b>5% vol.</b>	<b>79,09</b>
<b>10% vol.</b>	<b>86,85</b>
<b>30% vol.</b>	<b>99,78</b>
<b>50% vol.</b>	<b>109,58</b>
<b>70% vol.</b>	<b>122,66</b>
<b>90% vol.</b>	<b>138,62</b>
<b>95% vol.</b>	<b>141,4</b>
<b>FBP</b>	<b>167,83</b>
<b>P % vol.</b>	<b>50,64</b>
<b>N % vol.</b>	<b>44,85</b>
<b>A % vol.</b>	<b>4,5</b>

Ce tableau représente les propriétés de naphta C de colonne de séparation dans le cas actuel :

**Tableau IV-7 : Les propriétés de naphta C**

<b>PROPRIETES</b>	<b>NC ACTUEL</b>
<b>Reid VP at 37.8°C [kg/cm2_g]</b>	<b>0.0082</b>
<b>densité</b>	<b>0,66</b>
<b>API</b>	<b>50.08</b>
<b>Masse moluculaire</b>	<b>138,17</b>
<b>IBP</b>	<b>159,21</b>
<b>5% vol.</b>	<b>157.04</b>
<b>10% vol.</b>	<b>161,59</b>
<b>30% vol.</b>	<b>162,42</b>
<b>50% vol.</b>	<b>163,62</b>
<b>70% vol.</b>	<b>165,49</b>
<b>90% vol.</b>	<b>169,37</b>
<b>95% vol.</b>	<b>174.03</b>
<b>FBP</b>	<b>196,41</b>
<b>P % vol.</b>	<b>43,61</b>
<b>N % vol.</b>	<b>44,46</b>
<b>A % vol.</b>	<b>11,92</b>

### Comparaison entre les propriétés de colonne de séparation dans le cas actuel et design :

On a fait une comparaison entre les propriétés de cas design et de cas actuel les résultats sont apparaitre dans le tableau suivant :

**Tableau IV-8 : comparaison entre paramètres opératoires de la colonne de séparation du cas design et du actuel**

Paramètres opératoires	Cas design	Cas actuel
Nombre de Plateau	36	36
Le niveau d'alimentation de la charge	27	27
La pression de tête Kg/cm <sup>2</sup> g	1	0,968
La pression dans le ballon de reflux Kg/cm <sup>2</sup> g	0,7	0,568
La pression au fond Kg/cm <sup>2</sup> g	1,4	1.2
Le taux de reflux	0,85	13.14
Débit d'alimentation (Kg/h)	182549	120288
Débit de reflux (Kg/h)	134000	2000
Débit de fond (Kg/h)	25419,095	11309.98
Débit de distillat (Kg/h)	157129,9	152128.42
Frais généraux (dessus) (Kg/h)	0.00146	0.01135
Température d'alimentation °C	135,94	103,5
Température des fonds °C	209,52	156,28
Température de tête °C	147,41	122,08
Température de reflux °C	106,19	102

**L'erreur****Calcule d'erreur entre cas design et cas actuel : (naphta b)**

Pour calculer l'erreur nous utilisons l'équation suivant :

$$E = \frac{\text{cas actuel} - \text{cas design}}{\text{cas design}} \times 100 \quad \dots (7)$$

**E : Erreur**

Par utilisation de cet équation, nous avons compris c'est résultat :

**Tableau IV-9 : l'erreur des propriétés de différents paramètres entre un cas de design et un cas actuel de naphta B**

PROPRIETES	NB CAS DESIGN	NB CAS ACTUEL	L'erreur %
Reid VP at 37.8 °C [kg/cm2_g]	0,146	0,166	13,7
densité	0,65	0,68	4,61
API	61,29	61.40	0,18
Masse moluculaire	101.5	104	2.46
IBP	77,43	62,9	18,76
5% vol.	85,35	79,09	7.33
10% vol.	86,77	86,85	0,09
30% vol.	94,83	99,78	5,21
50% vol.	99,84	109,58	9,75
70% vol.	131	122,66	6,36
90% vol.	139,66	138,62	0,74
95% vol.	149,62	141,4	5.5
FBP	165,08	167,83	1,6
P % vol.	66,47	50,64	23,81
N % vol.	26,1	44,85	71,8
A % vol.	7,43	4,5	39,4

### Calcul de l'erreur entre cas design et cas actuel : (naphta C)

**Tableau IV-10 : l'erreur des propriétés de différents paramètres entre un cas de design et un cas actuel de naphta C**

PROPRIETES	NC DESIGN	NC ACTUEL	L'erreur %
Reid VP at 37.8 °C [kg/cm2_g]	0,018	0.0082	55,56
densité	0,6	0,66	10
API	50,43	50.08	0,7
Masse moléculaire	127	138,17	28.79
IBP	163,73	155,33	5,06
5% vol.	165,74	157,04	5.25
10% vol.	166,04	161,59	2,7
30% vol.	167,39	162,42	2,9
50% vol.	171,08	163,62	4,36
70% vol.	171,99	165,49	3,77
90% vol.	178	169,37	4,8
95% vol.	185	174,03	5,9
FBP	204,63	196,41	4,01
P % vol.	63,47	43,61	31,3
N % vol.	22,24	44,46	99,9
A % vol.	14,29	11,92	16,28

## 5. Optimisation :

### Optimisation du séparateur II :

Étant donné que les spécifications actuelles ne permettent pas d'obtenir un produit de qualité due à une séparation incomplète entre les deux naphta B et C , nous avons essayé de connaître l'impact des principaux paramètres d'exploitation sur la séparation entre les deux fractions. Et d'étudier une possibilité d'optimisation ces paramètres à séparer le naphta.

Nous avons procédé à des simulations préliminaires en utilisant des données d'essais réels (essais opérationnels) pour modifier le débit de fond et le taux de reflux en fonction de la

température de fond.

Ces simulations ont pour but de trouver les conditions d'exploitation idéales afin d'améliorer l'efficacité de la séparation et la qualité du naphta B et C

### **Impact de débit de fond sur distillation ASTM à °C :**

#### **Naphta B :**

Ce tableau présente les températures de distillation ASTM, à °C pour le Naphta B, en fonction du débit de fond variant de 11 à 7 m<sup>3</sup>/h. Chaque colonne correspond à un débit de fond spécifique, et chaque ligne indique la température à laquelle une certaine fraction volumique du naphta est distillée. On observe que les températures de distillation augmentent légèrement avec la diminution du débit de fond, ce qui peut être attribué à une meilleure séparation des composants légers et lourds à des débits plus faibles. Ce tableau est crucial pour comprendre le comportement du Naphta B sous différentes conditions de traitement et pour optimiser les opérations de distillation.

**Tableau IV- 11 : Les températures de distillation ASTM, à °C pour le Naphta B, en fonction du débit de fond variant**

<b>Débit de fond (m3/h)</b>	<b>11</b>	<b>10</b>	<b>9</b>	<b>8</b>	<b>7</b>
<b>IBP</b>	62,93	63	63,08	63,15	63,22
<b>5% vol.</b>	80,02	81,16	82,31	83,45	84,59
<b>10% vol.</b>	86,90	87,04	87,18	87,32	87,46
<b>30% vol.</b>	99,84	100,02	100,21	100,39	100,58
<b>50% vol.</b>	109,67	109,97	110,27	110,58	110,88
<b>70% vol.</b>	122,78	123,19	123,60	124,02	124,45
<b>90% vol.</b>	138,82	139,44	140,06	140,74	141,41
<b>95% vol.</b>	141,9	142,8	143,60	144,47	145,30
<b>FBP</b>	167,96	168,37	168,79	169,25	169,71

## 6. Analyse :

### Analyse des Températures de Distillation ASTM pour le Naphta B :

#### Interprétation :

Les températures de distillation augmentent légèrement à mesure que le débit de fond diminue. Cette tendance est visible pour toutes les fractions volumiques mesurées (IBP, 5% vol., etc...).

#### IBP (Initial Boiling Point)

La température de l'IBP passe de 62,93 °C à 63,22 °C lorsque le débit de fond diminue de 11 à 7 m<sup>3</sup>/h. L'augmentation est relativement faible, indiquant une légère amélioration de la séparation des composants les plus légers.

#### Températures de distillation pour différentes fractions volumiques :

- La température pour le 5% vol. augmente de 80,02 °C à 84,59 °C.
- La température pour le 50% vol. augmente de 109,67 °C à 110,88 °C.
- La température pour le 95% vol. augmente de 141,9 °C à 145,30 °C.
- Ces augmentations montrent que les températures de distillation pour des volumes croissants augmentent avec la diminution du débit de fond.

#### FBP (Final Boiling Point):

- La température du FBP augmente de 167,96 °C à 169,71 °C, indiquant une meilleure séparation des composants les plus lourds à des débits de fond plus faibles.

- **Naphta C :**

De même, le tableau ci-dessous présente toujours les températures de distillation ASTM, à°C pour le Naphta C, en fonction du débit de fond variant de 11 à 7 m<sup>3</sup>/h.

On observe que les températures de distillation augmentent légèrement avec la diminution du débit de fond, ce qui peut être attribué à une meilleure séparation des composants légers et lourds à des débits plus faibles.

**Tableau IV-12 : les températures de distillation ASTM, à °C pour le Naphta C, en fonction du débit de fond variant**

Débit de Fond m <sup>3</sup> /h ASTM	11	10	9	8	7
<b>IBP</b>	159,47	160,44	161,66	162,95	163,69
<b>5% vol.</b>	158,77	159,93	160,02	161,59	162,28
<b>10% vol.</b>	161,88	163,06	164,17	164,64	165,33
<b>30% vol.</b>	162,69	163,60	164,46	165,12	165,83
<b>50% vol.</b>	163,84	164,62	165,35	166	166,73
<b>70% vol.</b>	165,68	166,36	167,05	167,76	168,57
<b>90% vol.</b>	169,55	170,16	170,77	171,39	172,08
<b>95% vol.</b>	172,07	173,57	174,17	175,69	176,27
<b>FBP</b>	196,56	197,11	197,65	198,18	198,77

### Analyse des Températures de Distillation ASTM pour le Naphta C :

#### Interprétation :

De même pour les points finaux et initiaux, nous avons simulé par hysys nous avons obtenus un écart très élevé d'erreurs pour les cas à 5% et 95%

#### IBP (Initial Boiling Point):

La température de l'IBP passe de 159,48°C à 163,70°C lorsque le débit de fond diminue de 11 m<sup>3</sup>/h à 7 m<sup>3</sup>/h. L'augmentation est relativement faible, indiquant une légère amélioration de la séparation des composants les plus légers.

#### Températures de distillation pour différentes fractions volumiques:

- La température pour le 5% vol. augmente de 158,77°C à 162,28°C.
- La température pour le 30% vol. augmente de 162,68°C à 166,84°C.
- La température pour le 95% vol. augmente de 172,6°C à 176,27°C.

Ces augmentations montrent que les températures de distillation pour des volumes croissants augmentent avec la diminution du débit de fond, renforçant l'idée d'une séparation plus nette des composants légers et intermédiaires.

**FBP (Final Boiling Point):**

La température du FBP augmente de 196,57°C à 198,78°C, indiquant une meilleure séparation des composants les plus lourds à des débits de fond plus faibles.

**7. Impact de la température du fond et le débit de reflux sur la TVR**

Les conditions actuelles de la colonne de séparation sont : le débit de reflux (2 m<sup>3</sup>/h) et la température du fond (156,28°C).

La température du fond de la colonne 209,52°C selon le cas de design. Notre étude consiste à déterminer l'intervalle de l'optimisation en variant chaque fois le débit de reflux en fonction de la température du fond de la colonne et enregistrer la TVR au naphta B et C. Les deux tableaux regroupent les valeurs de la TVR du Naphta B et C, qui représentent aux températures d'échauffement et les débits de reflux.

**Naphta B :**

Toute modification est mentionnée sur le tableau de débit de font de reflux et les températures de fond de la colonne sur la TVR

**Tableau IV-13 : Impact de la température du fond et le débit de reflux sur la TVR**

Débit De reflux Température de fond	7	12	17
<b>160</b>	0,16449	0.165	0,16496
<b>165</b>	0,16064	0,16074	0,16083
<b>170</b>	0,15893	0,15897	0,15901
<b>175</b>	0.15831	0.15832	0.15834

**Données du tableau :**

- Volume de sortie (m<sup>3</sup>/h) : 7, 12, 17
- La température du fond varie entre 160, 165, 170 et 175.
- TVR : Valeurs spécifiques pour chaque combinaison de température et de débit de reflux.

**Interprétation :**

**Une température de 160°C :** Au fur et à mesure que le débit de reflux augmente, le TVR diminue légèrement.

**À une température de 165°C :** Valeurs de la TVR sont un peu plus basses que celles à 160°C.

La valeur de la TVR fluctue entre 0.16064 (7 m<sup>3</sup>/h) et 0.16083 (17 m<sup>3</sup>/h).

**À une température de 170°C :** les valeurs de la TVR continuent de baisser légèrement.

La valeur de la TVR fluctue entre 0.15893 (7 m<sup>3</sup>/h) et 0.15901 (17 m<sup>3</sup>/h).

**À une température de 175°C :** les valeurs de la TVR sont encore inférieures.

La valeur de la TVR fluctue entre 0.15831 (7 m<sup>3</sup>/h) et 0.15834 (17 m<sup>3</sup>/h).

Lorsque la température d'échauffement au fond de la colonne est comprise entre 160°C et 175°C, on observe une TVR est proche à 0.148 psi, ce qui indique que la température d'échauffement actuelle ne permet pas de réduire la TVR du Naphtha B.

**Naphta C :**

**Tableau IV-14 : Impact de la température du fond et le débit de reflux sur la TVR  
(autre mesure)**

Débit De reflux Température de fond	7	12	17
<b>160</b>	7,33E-03	7,33E-03	7,33E-03
<b>165</b>	5,88E-03	5,88E-03	5,88E-03
<b>170</b>	4,66E-03	4,66E-03	4,66E-03
<b>175</b>	3,71E-03	3,71E-03	3,71E-03

**Données du tableau :**

- Débit de reflux (m<sup>3</sup>/h) : 7, 12, 17
- Température du fond (°C) : 160, 165, 170, 175
- TVR : Valeurs spécifiques pour chaque combinaison de température et de débit de reflux, exprimées en unités plus petites (e.g. 7.33E-03)

**Interprétation :****Une température de 160°C :**

Le TVR reste constant à chaque débit de reflux : 7.33E-03.

**Une température de 165°C :**

les valeurs de la TVR sont un peu plus basses que celles à 160°C. Pour chaque débit de reflux, la TVR reste constante à 5,88E-03.

**Une température de 170°C :**

Les valeurs de la TVR ne cessent de baisser. Chaque débit de reflux a une TVR de 4,66E-03.

**Une température de 175°C.**

Les niveaux de TVR sont encore plus faibles. Chaque débit de reflux a une TVR de 3,71E-03.

Lorsque la température d'échauffement au fond de la colonne est comprise entre 160°C et 175°C, on observe une TVR inférieure ou égale à 0.01 psi, ce qui indique que la température d'échauffement actuelle permet de réduire la TVR du Naphta

## Conclusion générale

### Conclusion générale :

Notre passage à l'unité de topping la distillation atmosphérique a permis d'approfondir les connaissances théoriques et pratiques dans le domaine du raffinage du pétrole. À travers l'analyse des opérations de topping à la raffinerie de Skikda, nous avons pu observer le fractionnement initial du pétrole brut en différents produits comme le naphta, le kérosène et le diesel... Constituant une étape cruciale dans la chaîne de production pétrochimique.

La simulation entre le cas design et le cas actuel a montré des différences dans les paramètres suivants : les valeurs de l'ASTM, PNA, la densité, TVR,... Ces écarts sont causés par l'usure des équipements de la colonne et l'unité topping.

Les différentes simulations par la modification des paramètres tels que débit du fond pour régler l'ASTM , et celle de la TVR le changement de la température du fond ...Nous ont permis de déterminer les conditions optimales pour améliorer la séparation dans la colonne de distillation. Il apparaît qu'une température de fond plus élevée, associée à un débit de reflux adéquat. De plus, la diminution du débit de fond favorise une meilleure séparation des composants B et C. Les ajustements réalisés de ces paramètres peuvent conduire à une amélioration significative de la pureté des produits finaux.

Nous avons encore vu que les erreurs relevés sur les valeurs de PNA et la masse moléculaire sont dus à la qualité de la charge. Et pour remédier à cette insuffisance, on peut additionner par l'ajustement de la colonne les produits lourds.

Et en finale, et pour améliorer le rendement et la qualité en PNA dans la naphta B et C, on procède à étudier les paramètres de la colonne de distillation, notamment la température de fond et le débit de reflux, qui sont essentielle pour le perfectionnement de la colonne.

## **Recommandation**

En fin, nous recommandons que :

Un bon traitement de la charge pour qu'elle soit en norme pour la colonne de distillation, ce que induit à adapter les différents traitements.

La maintenance des équipements de topping et même le changement de certains carrément pour minimiser la valeur et la qualité des produits distillés notamment en naphta B, C.

Application des modèles de simulation et d'optimisation en commençant par la distillation atmosphérique (source de la charge).

Simulation des paramètres, et utilisation d'autres programmes de modélisation pour trouver des valeurs à appliquer des paramètres de marche sur la colonne de distillation atmosphérique pour satisfaire la demande au naphta B et C

## Référence bibliographiques

- [1] Ph, COPINSCHI, Quelles alternatives au pétrole, le pétrole quel avenir, édition cairn.info (2010).
- [2] M, DUROUSSET, le marché du pétrole, collection HISTEGE, (1999)
- [3] B.SOLTANI, Généralité sur le pétrole, cours, promotion génie pétrochimique, 2022-2023
- [4] J.P, WAUQUIER, Changement du Ballon de Flash par une Colonne de Pré distillation avec une Augmentation de 16% de la Capacité de l'Unité de Distillation Atmosphérique (, Le Raffinage Du Pétrole Brut, Procédés De Séparation Edition Techniq , Tome II, (1998).
- [5] <https://www.connaissancedesenergies.org/tribune-actualite-energies/50-ans-apres-la-nationalisation-du-petrole-algerien-reste-au-coeur-du-conflit-memorial>, en ligne, consulté le 02/04/2024
- [6] <https://www.histoire-et-histoires-by-sophia-ammadou-kaci.com/2018/06/le-26-juin-1956-le-petrole-en-ligne>, en ligne, consulté le 02/04/2024
- [7] <https://histoires-by-sophia-ammadou-kaci.com/2018/06/le-26-juin-1956-le-petrole-jaillit.html>, en ligne consulté le 02/04/2024
- [8] M. TOUIKER, Généralités Sur Le Raffinage, Ecole Des Techniques Pétrolières De Skikda, IAP-CU SKIKDA (2006).
- [9] I.SEBTI, H.R.KARA, Simulation du système de refroidissement du résidu dans l'unité TOPPING RA1K-Skikda, mémoire master, université de Guelma, (2021)
- [10] <http://dx.doi.org/10.5772/intechopen.90394A>. Serge-Bertrand and R. R. Mingasov, Crude Distillation Unit (CDU), (2020)
- [11] Manuel opératoire, Process Description for Crude Distillation Unit – I Doc. No : 6648-0010-5-PS-ML-0001F, sonatrach, 2010.
- [12] N. S. BELINSKAYA, Professional Course in English “Fundamentals of Petroleum Refining ” Unit 6. Atmospheric Distillation of Crude, Tomsk polytechnic university, (2016).
- [13] I.KAID AMEUR et A. KHELIL Simulation par Aspen Hysys d'un procédé de distillation réactive en régime dynamique, mémoire de master, université de Mostaganem, 2019/2020
- [14] <https://en.wikipedia.org/wiki/Distillation>, en ligne, consulté le 02/04/2024
- [15] S. RODE, Séparations thermiques en génie des procédés, distillation , air humide, séchage.éditeur ellips. 2021.
- [16] J. Schwartzenruber, De la Thermodynamique aux Procédés : concepts et simulations, site de l'école des mines de Paris, <http://nte.mines-albi.fr/Thermo/co/Thermo.html>, Octobre 2007

- [17] <https://fastercapital.com/fr/contenu/Naphta---le-produit-polyvalent-derive-des-liquides-de-gaz-naturel.html>. sortie actualisé en 13 juin 2024, consulté le 02/04/2024.
- [18] J.P. WAUQUIER, « Le Raffinage du pétrole, pétrole brut, produits pétroliers schémas de fabrication », Edition Technip 1994
- [19] V. RAPINEL, N. ROMBAUT, N. RAKOTOMANOMANA, A. VALLAGEAS, F. CHEMAT, Gaz liquéfiés comme solvants alternatifs appliqués à l'éco-extraction du végétal, technique d'ingénieurs, 2021
- [20] manuel d'exploitation NAFTEO, document sonatrach,
- [21] <https://www.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/raffinage-petrolier>, en ligne, consulté le 02/04/2024.
- [22] <https://www.scribd.com/document/464479160/HYSYS-2020-pdf>, Aspenhytech, aspen HYSYS, K.W.HAMEED, simulation and design chemical process using aspen hysys, biochemical technology department, (2020)
- [23] <https://www.rishabheng.com/blog/process-simulation-and-modeling-using-aspen-hysys-software/>, [revolutionizing process-simulation-and-modeling-using-aspen-hysys-software/en](https://www.rishabheng.com/blog/process-simulation-and-modeling-using-aspen-hysys-software/en) ligne, consulté le 07/04/2024
- [24] <https://dirensmines-paristech.fr/Sites/Thoip/fr/co/calcul-fluides-reels.html>, Méthodologie du calcul des propriétés thermodynamiques et des équilibres de phase des corps purs, en ligne, consulté le 07/04/2024
- [25] [https://hal.science/file/index/docid/233838/filename/ajp-jphysrad\\_1943\\_4\\_7\\_129\\_0.pdf](https://hal.science/file/index/docid/233838/filename/ajp-jphysrad_1943_4_7_129_0.pdf), E. DARMOIS « La thermodynamique des solutions » consulté le 13 juillet 2022)wikipidia.com

## Annexes :

### Annexe A :

SKIKDA REFINERY REHABILITATION & ADAPTATION PROJECT								
MATERIAL BALANCE FOR CRUDE DISTILLATION UNIT - I								
Stream Name	Feed	Desalter Water	Steam	S. No	Component	NBP °C	MW	Sp Gr
Flow Rate (Kg/hr)	1130618	70004	14421	1	NBP[1]151*	150.84	115.64	0.773
Composition, wt%				2	NBP[1]162*	161.93	121.52	0.784
H2O	0.50	100.00	100.00	3	NBP[1]173*	173.49	127.27	0.793
C1	0.00	0.00	0.00	4	NBP[1]185*	184.90	133.11	0.801
C2	0.05	0.00	0.00	5	NBP[1]197*	196.77	140.33	0.809
C3	0.87	0.00	0.00	6	NBP[1]208*	208.07	147.45	0.817
C4P	2.93	0.00	0.00	7	NBP[1]220*	219.94	155.37	0.822
C5P	3.60	0.00	0.00	8	NBP[1]231*	231.32	163.46	0.828
C6P	3.48	0.00	0.00	9	NBP[1]243*	243.30	171.98	0.836
C7P	4.19	0.00	0.00	10	NBP[1]254*	254.39	180.43	0.842
C8P	3.91	0.00	0.00	11	NBP[1]266*	265.87	188.90	0.846
C9P	1.44	0.00	0.00	12	NBP[1]278*	277.85	198.20	0.849
C10P	-	-	-	13	NBP[1]290*	289.70	208.87	0.852
C5N	0.16	0.00	0.00	14	NBP[1]301*	301.34	221.29	0.854
C6N	3.07	0.00	0.00	15	NBP[1]313*	312.92	234.30	0.856
C7N	-	-	-	16	NBP[1]324*	324.36	246.24	0.860
C8N	2.31	0.00	0.00	17	NBP[1]336*	335.91	256.47	0.869
C9N	0.92	0.00	0.00	18	NBP[1]348*	347.65	266.51	0.878
C6A	0.38	0.00	0.00	19	NBP[1]359*	359.42	277.63	0.886
C7A	0.51	0.00	0.00	20	NBP[1]367*	367.00	285.33	0.890
C8A	0.74	0.00	0.00	21	NBP[1]371*	370.96	289.20	0.892
C9A	-	-	-	22	NBP[1]375*	374.88	292.92	0.894
NBP[1]151*	2.61	0.00	0.00	23	NBP[1]379*	378.83	296.39	0.896
NBP[1]162*	3.01	0.00	0.00	24	NBP[1]383*	382.89	299.70	0.897
NBP[1]173*	2.63	0.00	0.00	25	NBP[1]387*	386.86	303.02	0.898
NBP[1]185*	2.72	0.00	0.00	26	NBP[1]391*	390.80	306.58	0.900
NBP[1]197*	2.76	0.00	0.00	27	NBP[1]395*	394.77	310.51	0.901
NBP[1]208*	2.67	0.00	0.00	28	NBP[1]399*	398.74	314.75	0.902
NBP[1]220*	2.56	0.00	0.00	29	NBP[1]403*	402.72	319.19	0.904
NBP[1]231*	2.47	0.00	0.00	30	NBP[1]407*	406.69	323.86	0.905
NBP[1]243*	2.54	0.00	0.00	31	NBP[1]411*	410.60	328.61	0.907
NBP[1]254*	2.45	0.00	0.00	32	NBP[1]415*	414.64	333.25	0.908
NBP[1]266*	1.88	0.00	0.00	33	NBP[1]419*	418.61	338.00	0.910
NBP[1]278*	1.54	0.00	0.00	34	NBP[1]423*	422.62	343.21	0.911
NBP[1]290*	1.57	0.00	0.00	35	NBP[1]427*	426.66	349.01	0.913
NBP[1]301*	1.80	0.00	0.00	36	NBP[1]431*	430.62	354.92	0.916
NBP[1]313*	2.03	0.00	0.00	37	NBP[1]434*	434.49	359.53	0.918
NBP[1]324*	2.14	0.00	0.00	38	NBP[1]438*	438.47	363.53	0.921
NBP[1]336*	2.10	0.00	0.00	39	NBP[1]442*	442.44	367.38	0.923



SKIKDA REFINERY REHABILITATION &  
ADAPTATION PROJECT  
**MATERIAL BALANCE FOR CRUDE  
DISTILLATION UNIT - I**



Stream Name	Feed	Desalter Water	Steam	S. No	Component	NBP °C	MW	Sp Gr
NBP[1]348*	2.12	0.00	0.00	40	NBP[1]447*	446.54	371.92	0.926
NBP[1]359*	2.39	0.00	0.00	41	NBP[1]450*	450.39	377.23	0.928
NBP[1]367*	0.90	0.00	0.00	42	NBP[1]454*	454.26	382.91	0.931
NBP[1]371*	0.91	0.00	0.00	43	NBP[1]458*	458.40	387.91	0.933
NBP[1]375*	0.89	0.00	0.00	44	NBP[1]462*	462.40	392.24	0.936
NBP[1]379*	0.82	0.00	0.00	45	NBP[1]466*	466.31	396.48	0.938
NBP[1]383*	0.75	0.00	0.00	46	NBP[1]470*	470.28	400.62	0.940
NBP[1]387*	0.72	0.00	0.00	47	NBP[1]474*	474.24	404.68	0.942
NBP[1]391*	0.73	0.00	0.00	48	NBP[1]478*	478.21	408.66	0.944
				49	NBP[1]482*	482.18	412.69	0.946
				50	NBP[1]486*	486.16	417.00	0.948
				51	NBP[1]490*	490.14	421.55	0.949
				52	NBP[1]494*	494.12	426.07	0.950
				53	NBP[1]498*	498.09	430.45	0.951
				54	NBP[1]502*	502.07	434.70	0.953
				55	NBP[1]506*	506.05	438.85	0.954
				56	NBP[1]510*	510.03	442.88	0.956
				57	NBP[1]514*	514.00	446.80	0.958
				58	NBP[1]518*	517.97	450.63	0.960
				59	NBP[1]522*	521.96	454.37	0.962
				60	NBP[1]526*	525.94	457.94	0.964
				61	NBP[1]530*	529.90	461.38	0.967
				62	NBP[1]534*	533.87	464.80	0.969
				63	NBP[1]538*	537.85	468.26	0.972
				64	NBP[1]542*	541.83	471.77	0.974
				65	NBP[1]546*	545.80	475.36	0.976
				66	NBP[1]550*	549.77	479.04	0.979
				67	NBP[1]554*	553.73	482.79	0.981
				68	NBP[1]558*	557.75	486.62	0.983
				69	NBP[1]562*	561.73	490.57	0.985
				70	NBP[1]566*	565.71	494.67	0.987
				71	NBP[1]570*	569.67	498.96	0.989
				72	NBP[1]574*	573.63	503.46	0.990
				73	NBP[1]578*	577.59	508.23	0.992
				74	NBP[1]582*	581.56	513.30	0.994
				75	NBP[1]586*	585.54	518.73	0.995

STREAM ID	UNIT	96	97	98	99	100
NAME		C-6_TOP	C-6_TOP_78	NAP_AP	C-6_REFLUXP	NAP_B+C
PHASE		VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
TEMPERATURE	C	57	40	40	40	133
PRESSURE	KG/CM2G	1.0	0.6	8.0	6.7	1.4
* TOTAL STREAM *						
RATE	KG/HR	320777	320777	43942	276835	295332
RATE	KG-MOL/HR	4436.3	4436.3	607.7	3828.6	2810.2
ENTHALPY	M*KCAL/HR	-151.635	-180.673	-24.733	-155.836	-119.160
(BULK) DENSITY	KG/M3	5.6	609.2	609.8	609.7	629.6
MW	KG/KG MOLE	72.3	72.3	72.3	72.3	105.1
WT FRAC LIQUID		0.0	1.0	1.0	1.0	1.0
CRIT. TEMP	C	196.1	196.1	196.1	196.1	292.3
CRIT. PRES.	KG/CM2	33.7	33.7	33.7	33.7	29.0
RVP	PSIA	16.77	16.77	16.77	16.77	2.00

## Annexe B :

Résumé des flux provenant de la section de distillation atmosphérique

STREAM ID	UNIT	1	2	3	4	5
NAME		CRUDE INLET	CRUDE TO E-107	CRUDE TO E-72	CRUDE FROM E72	CRUDE TO E-2
PHASE		LIQUID	LIQUID	LIQUID	Wet LIQUID	Wet LIQUID
TEMPERATURE	C	15	20	33	55	50
PRESSURE	KG/CM2G	0.3	15.5	14.8	14.1	10.7
* TOTAL STREAM *						
RATE	KG/HR	1130618	1200622	1200622	1200622	1127730
RATE	KG-MOL/HR	7844.5	11730.4	11730.4	11730.4	7684.2
ENTHALPY	M*KCAL/HR	-601.298	-864.620	-856.948	-843.120	-571.298
(BULK) DENSITY	KG/M3	803.1	810.8	800.7	783.0	776.1
MW	KG/KG MOLE	144.1	102.4	102.4	102.4	146.8
WT FRAC LIQUID		1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
CRIT. TEMP	C	346.1	355.4	355.4	355.4	345.5
CRIT. PRES.	KG/CM2	33.4	96.7	96.7	96.7	29.5
RVP	PSIA	11.27	11.27	11.27	11.27	11.27

Annexe C :

Le TBP du pétrole brut de la raffinerie de SKIKDA



## TELECOPIE DE RESULTATS

<b>De : Mme K. BOUFADENE</b> Le Chef de Département Caractérisation des Produits Pétroliers Stabilisés Direction Gisements Division Laboratoires  Tél : 06 70 22 88 10 E-mail : Karima.Boufadene@Sonatrach.dz	<b>A : Mr. B. DENDANI</b> Le Chef de Département Laboratoires  Société : SONATRACH - Activité RPC - Raffinerie de SKIKDA - RA1K  Pays : ALGERIE
Réf. : 5267DG/23	Télécopie :-
Nombre de pages : Sept (07) pages	Email: Boudjema.Dendani@Sonatrach.dz
Date : 04/06/2023 Signature : 	

**OBJET :** Echantillonnage et caractérisation du pétrole alimentant la raffinerie de SKIKDA « RA1K »

**VIRéf :** Demande de travail (Email) du 08/05/2023

Suite à la demande de travail sus-référencée, nous vous transmettons ci-après, les résultats préliminaires des analyses du pétrole prélevé au niveau de la pompe de charge, alimentant l'unité Topping Unité 11 de la raffinerie de SKIKDA RA1K.

La caractérisation de ce pétrole consiste à la détermination de ses principales caractéristiques physico-chimiques et sa distillation TBP en coupes étroites jusqu'à une température maximale de 380°C. Le résidu atmosphérique issu de cette distillation TBP est fractionné sous une pression réduite en vue de récupérer une fraction type Fuel et un résidu sous vide. Les rendements en différents produits énergétiques et non énergétiques, sont également calculés.

Ce pétrole a été prélevé par notre personnel lors de la mission d'échantillonnage programmée en Mai 2023, et réceptionné le 14/05/2023 au niveau de la Division Laboratoires.

Le rapport de l'étude de caractérisation ~~sera~~ du pétrole de vous sera transmis ultérieurement.

Meilleures Salutations  
 Le chef de Département  
 Caractérisation des Produits  
 Pétroliers Stabilisés  
 Mme. BOUFADENE .K

## TELECOPIE DE RESULTATS

**Tableau II.2 :** Résultats de la distillation TBP du pétrole alimentant la raffinerie de SKIKDA « RA1K »

N° Fractions	Température en °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	*Masse volumique à 20 °C, g/cm <sup>3</sup>	*Masse volumique à 15 °C, g/cm <sup>3</sup>	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de réfraction à 20°C	KUOP
Légers Cr	<15	3,1	3,1	-	0,6623	4,4	4,4	-	-
1	15 - 65	6,3	9,4	0,6452	0,6501	7,6	12,0	-	-
2	65 - 70	0,9	10,3	0,6832	0,6879	1,0	13,0	1,3861	12,34
3	70 - 75	0,8	11,1	0,6933	0,6980	0,9	13,9	1,3904	12,22
4	75 - 80	0,7	11,8	0,7012	0,7059	0,8	14,7	1,3942	12,14
5	80 - 85	0,7	12,5	0,7067	0,7114	0,8	15,5	1,3967	12,10
6	85 - 90	1,0	13,5	0,7106	0,7152	1,1	16,6	1,3985	12,10
7	90 - 95	1,4	14,9	0,7146	0,7192	1,5	18,1	1,4008	12,08
8	95 - 100	1,6	16,5	0,7203	0,7249	1,6	19,9	1,4039	12,04
9	100 - 105	1,3	17,8	0,7257	0,7303	1,4	21,3	1,4066	12,01
10	105 - 110	1,2	19,0	0,7289	0,7335	1,3	22,6	1,4084	12,01
11	110 - 115	1,2	20,2	0,7305	0,7351	1,3	23,9	1,4094	12,03
12	115 - 120	1,3	21,5	0,7324	0,7370	1,4	25,3	1,4107	12,05
13	120 - 125	1,4	22,9	0,7364	0,7410	1,5	26,8	1,4132	12,04
14	125 - 130	1,2	24,1	0,7426	0,7471	1,3	28,1	1,4167	11,99
15	130 - 135	1,2	25,3	0,7484	0,7530	1,3	29,4	1,4202	11,96
16	135 - 140	1,2	26,5	0,7523	0,7568	1,2	30,6	1,4222	11,94
17	140 - 145	1,2	27,7	0,7545	0,7590	1,3	31,9	1,4231	11,96
18	145 - 150	1,2	28,9	0,7570	0,7616	1,3	33,2	1,4246	11,96
19	150 - 155	1,2	30,1	0,7610	0,7655	1,3	34,5	1,4268	11,94
20	155 - 160	1,2	31,3	0,7655	0,7700	1,3	35,8	1,4293	11,92
21	160 - 165	1,3	32,6	0,7695	0,7738	1,4	37,2	1,4317	11,91
22	165 - 170	1,4	34,0	0,7724	0,7766	1,4	38,6	1,4334	11,91
23	170 - 175	1,1	35,1	0,7740	0,7782	1,1	39,7	1,4342	11,93
24	175 - 180	1,0	36,1	0,7763	0,7804	1,1	40,8	1,4355	11,94
25	180 - 185	1,0	37,1	0,7768	0,7826	1,1	41,9	1,4364	11,95
26	185 - 190	1,2	38,3	0,7814	0,7853	1,2	43,1	1,4380	11,95
27	190 - 195	1,1	39,4	0,7844	0,7882	1,1	44,2	1,4398	11,95
28	195 - 200	1,0	40,4	0,7872	0,7910	1,0	45,2	1,4409	11,95
29	200 - 205	1,0	41,4	0,7895	0,7933	1,0	46,2	1,4420	11,96
30	205 - 210	1,1	42,5	0,7911	0,7949	1,1	47,3	1,4427	11,98
31	210 - 215	1,1	43,6	0,7928	0,7965	1,1	48,4	1,4435	11,99
32	215 - 220	1,0	44,6	0,7957	0,7994	1,0	49,4	1,4450	11,99

## TELECOPIE DE RESULTATS

**Tableau II.2:** Résultats de la distillation TBP du pétrole alimentant la raffinerie de SKIKDA « RA1K » (suite)

N° Fractions	Température en °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	*Masse volumique à 20 °C, g/cm <sup>3</sup>	*Masse volumique à 15 °C, g/cm <sup>3</sup>	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de réfraction à 20°C	KLADP
33	220 - 230	2,3	46,9	0,8062	0,8069	2,2	51,6	1,4498	11,91
34	230 - 240	2,2	49,1	0,8084	0,8121	2,1	53,7	1,4522	11,94
35	240 - 250	2,1	51,2	0,8161	0,8187	2,1	55,8	1,4582	11,92
36	250 - 260	2,1	53,3	0,8203	0,8239	2,0	57,8	1,4694	11,92
37	260 - 270	2,0	55,3	0,8249	0,8285	1,9	59,7	1,4618	11,93
38	270 - 280	2,0	57,3	0,8298	0,8334	1,9	61,6	1,4647	11,93
39	280 - 290	1,9	58,2	0,8316	0,8352	1,8	63,4	1,4654	11,98
40	290 - 300	1,7	60,9	0,8345	0,8381	1,6	65,0	1,4678	12,01
41	300 - 310	1,7	62,6	0,8374	0,8410	1,6	66,6	1,4679	12,04
42	310 - 320	2,4	65,0	0,8417	0,8452	2,2	68,8	1,4702	12,05
43	320 - 330	1,6	66,6	0,8472	0,8507	1,5	70,3	1,4734	12,04
44	330 - 340	1,6	68,2	0,8524	0,8558	1,5	71,8	1,4765	12,03
45	340 - 350	1,6	69,8	0,8565	0,8601	1,5	73,3	1,4790	12,04
46	350 - 360	1,7	71,5	0,8595	0,8631	1,6	74,9	1,4808	12,06
47	360 - 370	1,4	72,9	0,8621	0,8656	1,3	76,2	1,4819	12,09
48	370 - 380	1,6	74,5	0,8641	0,8676	1,4	77,6	1,4829	12,12
Résidu	380+	25,5	100,0	-	0,9119	22,4	100,0	-	-

\* Tous les résultats d'essais repérés par le symbole \* sont effectués sous le couvert de l'accréditation \*

### N.B.:

- Le point initial "PI" de la distillation TBP de ce pétrole est égale à 15 °C.
- La masse volumique de la coupe C5 est calculée à partir de la composition chromatographique.
- La masse volumique de Résidu atmosphérique a été mesurée à une température égale à 70°C et elle est égale à 0,8734 g/cm<sup>3</sup>.
- La détermination de la masse volumique de Résidu atmosphérique n'est pas couverte par l'accréditation.
- La conversion des masses volumiques de 20°C à 15 °C des différentes fractions pétrolées, est effectuée selon les tables 53B de l'ASTM D1250, après annulation de la correction incorporée dans ces tables pour représenter l'expansion thermique du verre de l'évaporimètre. Le verre de la cellule du densimètre n'est pas soumis à la dilatation.









