

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

UNIVERSITÉ BADJI MOKHTAR - ANNABA  
BADJI MOKHTAR – ANNABA UNIVERSITY



جامعة باجي مختار – عنابة

Faculté : TECHNOLOGIE

Département : GENIE DES PROCEDES

Domaine : SCIENCES ET TECHNOLOGIES

Filière : GENIE DES PROCEDES

Spécialité : GENIE CHIMIQUE

Mémoire

Présenté en vue de l'obtention du Diplôme de Master

Thème:

**SIMULATION ET ETUDE COMPARATIVE ENTRE LE  
NOUVEAU ET L'ANCIEN PROCEDE D'EXTRACTION DES  
AROMATIQUES D'UNITE DE RECUPERATION DES  
AROMATIQUES (U200 -Ra1K-)**

Présenté par : *ATAILIA Nour El Eslem*

*BOUNOUR Ahmed Saleh Eddine*

Encadrant : *SAMAR Mohamed El Hadi*

Professeur

Badji Mokhtar-Annaba.

**Jury de Soutenance :**

Derradji Ahmed	Professeur	Badji Mokhtae-Annaba	Président
Samar Mohamed El Hadi	Professeur	Badji Mokhtae-Annaba	Encadrant
Kherrat Rochdi	Professeur	Badji Mokhtae-Annaba	Examineur

Année Universitaire : 2022/2023

# Remerciements

Nous tenons tout d'abord à exprimer nos sentiments de gratitude et de reconnaissances au bon dieu le tout puissant de nous avoir guidé et éclairé le chemin.

Nous tenons à remercier très vivement monsieur le Professeur Mohamed El Hadi Semar de nous avoir fait l'honneur de diriger ce travail. Nous le remercions pour tous ses aides, apports, remarques, conseils et orientation pour finaliser ce projet.

Nous remercions l'équipe de l'unité 200 à raffinerie de Skikda et spécialement Mr Hamza Ghadbane et Abedlkader Bellili, pour tous leur aides et leurs orientations.

Nous remercions les membre de jury qui ont accepté de juger ce travail.

Pr Ahmed Derradji, qui nous a fait l'honneur de présider le jury.

Pr Rochdi Kherrat qui nous a fait l'honneur de nous accorder son précieux temps pour examiner ce travail.

Nous tenons aussi à remercier l'ensemble du corps enseignant du département de génie Chimique de l'université Badji Mokhtar-ANNABA pour les efforts qu'ils ont fournis afin de bien nous former.

Un dernier remerciement à tous ceux qui ont contribué , de loin ou de près, à l'accomplissement de ce travail.

# Dédicace

*je dédie ce travail à ...*

*En premier lieu à mes parents, sans lesquels je n'y serai jamais ici, qui me sont d'un grand soutien par leurs sacrifices et leurs encouragements.*

*Que Dieu les garde.*

*A tous mes amis : Houssem, Zakaria, Edine. Sans oublier les autres.*

*A toute ma promotion d'ingénieurs en Génie chimique.  
2021/2023.*

*A toutes personnes qui m'aiment.*

  
NOURELESLEM

# Dédicace

*Merci à Genio, celui qui m'a maintenu en avant, Zach,*

*Seeliya, Aya, Asma et Mei,*

*Ceux qui m'ont tenu compagnie, à Sam et Dean.W. et Chuck*

*Shurley qui m'ont impacté positivement dans ma vie*

*AHMED*

## ملخص

نظرًا للاستخدامات العديدة له، فإن البنزين هو واحد من المنتجات الأكثر طلبًا في السوق العالمية، ومن هنا يتجلى الاهتمام في زيادة إنتاجه. بالمقابل، يُعتبر التولوين تحصيل حاصل، ويُستخدم بشكل خاص في إنتاج مادة تي إن تي (ثلاثي نيترات التولوين).

سيتم تركيز جهودنا في هذا العمل على محاكاة ودراسة المقارنة بين الطريقة الجديدة والقديمة لاستخراج المركبات العطرية. توضح هذه المحاكاة والدراسة أن التقطير الاستخراجي هو واحد من أكثر العمليات فعالية في صناعة البتروكيماويات من حيث القدرة الإنتاجية والحد الأدنى لفقدان المذيب، حيث يتم استخدام مذيب techtiv100 مزيج من السولفولان ( $C_4H_8SO_2$ ) و ( $C_5H_{10}SO_2$ ).

على الجانب الآخر، في العملية القديمة (استخلاص السائل من السائل)، يتم استخدام السولفولان كمذيب انتقائي والذي يعد أقل فعالية في استخلاص المركبات العطرية.

**الكلمات الرئيسية:** البنزين، التقطير الاستخلاصي، المقارنة، برنامج HYSYS، المحاكاة، استخلاص سائل-سائل،

Techtiv100.

## Abstract

Due to its numerous uses, benzene is one of the most sought-after products in the international market, which is why there is an interest in increasing its production. On the other hand, toluene is a foregone conclusion, especially in its use for the production of TNT (Toluene Tetranitrate). Our work will focus on simulating and conducting a comparative study between the new and the old extraction processes for aromatics. This simulation and study demonstrate that extractive distillation is one of the most efficient processes in the petrochemical industry in terms of production capacity and minimal solvent loss. The solvent used is techtiv100, a mixture of sulfolane ( $C_4H_8SO_2$ ) and  $C_5H_{10}SO_2$ . However, in liquid-liquid extraction, sulfolane used as a selective solvent is less effective in recovering aromatics.

**Keywords:** Benzene, Extractive Distillation, Comparison, HYSYS software, Simulation, Liquid liquid Extraction, Techtiv100.

## Résumé

En raison de ces nombreuses utilisations, le benzène est l'un des produits le plus recherché dans le marché international, d'où l'intérêt d'augmenter sa production, par contre le toluène est une conclusion d'avance, ses utilisations notamment dans la production du TNT (Tétra nitrates du Toluène).

Notre travail se portera sur simulation et étude comparative entre le nouveau et l'ancien procédé d'extraction et des aromatiques.

Cette simulation et étude montrent que la distillation extractive est l'un des procédés les plus efficaces dans l'industrie pétrochimique d'un point de vue capacité de production et perte minimale du solvant, dont le solvant utilisé est le techtiv100 (mélange du sulfolane ( $C_4H_8SO_2$ ) et  $C_5H_{10}SO_2$ ). Par contre dans l'extraction liquide liquide le sulfolane utilisé comme solvant sélectif qui est moins efficace dans la récupération des aromatiques.

**Mots clés:** Benzène, Distillation extractive, Comparaison, Logiciel HYSYS, Simulation, Extraction liquide liquide, Techtiv100.

# Sommaire

LISTE DES ABREVIATIONS

LISTE DES FIGURES

LISTE DES TABLEAUX

INTRODUCTION GENERALE ..... 01

## CHAPITRE I : GENERALITES SUR LES AROMATIQUES

I-1 Généralités .....	04
I-1.1 Source des aromatiques.....	04
I-1.2 Propriétés physiques .....	04
I-1.2.1 Structures chimiques.....	04
I-1.2.1.a Le benzène et ses homologues .....	05
I-1.2.1.b Le Toluène et les xylènes.....	05
I-1.3 Utilisation d'Hydrocarbures aromatiques .....	06
I-1.3.a Benzène .....	06
I-1.3.b Toluène .....	06
I-1.3.c Xylènes et éthylbenzene.....	07
I-1.3.d Aromatiques C <sub>9</sub> en et plus lourds .....	07
I-1.4 Différentes Méthodes de séparation des aromatiques.....	07
I-1.4.1 L'extraction liquide / liquide .....	07
I-1.4.2 La distillation azéotropique.....	07
I-1.4.3 La distillation extractive .....	08

## CHAPITRE II : UNITE D'AFFECTATION EXTRACTION DES AROMATIQUE

II-1 Description de l'unité .....	10
II-1.1 But de l'installation .....	10
II-1.2 Qu'est-ce qu'une Distillation extractive (ED) ? .....	11
II-2 Historique sur l'unité .....	13
II-2.1 Ancien unité (extraction liquide /liquide).....	13
II-2.1.a Section extraction .....	13

II-2.1.b Section de fractionnement .....	16
II-2.1.1 Capacité et produits de l'unité .....	18
II-2.1.2 Déroulement de procédé.....	18
II-2.2 Nouveau procédé .....	19
II-2.2.1 Description de nouveau procédé .....	19
II-2.2.1.a Propriétés de solvant (Tectiv100).....	21
II-2.2.2 section d'extraction.....	21
II-2.2.2.1 Colonne de distillation extractive .....	21
II-2.2.2.2 Récupération du solvant .....	24
II-2.2.2.3 Régénération de solvant.....	27
II-2.2.2.4 Génération de vapeur et circuit d'eau .....	28
II-2.3 Section fractionnement .....	30
II-2.3.1 Fractionnement de benzène .....	30
II-2.3.2 Fractionnement de toluène.....	33
II-2.3.3 Traitement d'argile.....	34
II-3 Facteurs influant sur perte et qualité des solvants .....	35
II-4 Facteurs influant sur récupération des aromatiques .....	35
II-5 Facteurs influant sur pureté aromatique .....	35
II-6 Liaison avec le laboratoire.....	36
II-6.1 Les méthodes d'analyse dans le laboratoire pour l'unité 200 .....	36
II-6.1.1 L'analyse de la couleur par la méthode de couleur d'acide de lavage (norme ASTM D 848).....	36
II-6.1.2 L'analyse de la composition par la chromatographie en phase gazeuse. ....	36
II-6.1.3 Détermination de la densité à 15°C par la norme (ASTM 4052-96).....	37
II-6.2 Les analyses de routine.....	38

### CHAPITRE III : COMPARAISON ENTRE LE PROCEDE ARCO ET GTC

III- Comparaison entre la distillation extractive et l'extraction liq/liq.....	40
III-1 Mérite du procédé de GT-BTX par rapport l'extraction Liq /Liq (LLE).....	40
III-1.1 Nombre d'équipements nécessaires .....	40
III-1.2 Contrôle Du procédé .....	42
III-1.3 Régénération du solvant.....	42
III-1.4 Charge .....	42
III-1.5 Comparaison entre les consommations en utilités avec notre unité actuelle .....	45
III-1.6 Coût de l'investissement .....	46
III-1.7 Comparaison avec d'autres procédés de récupération des aromatiques .....	47

III-2 Les avantages de distillation extractive.....	48
---	----

## CHAPITRE VI : SIMULATION DU PROCEDE DE DISTILLATION EXTRACTIVE

IV-Introduction.....	50
IV-1 Description du simulateur HYSYS .....	50
IV-2 Simulation du procédé .....	51
IV-2.1 Simulation du cas de design.....	51
IV-2.2 Le choix du modèle thermodynamique.....	51
IV-2.3 Le schéma de la simulation de la section distillation extractive par le HYSYS .....	51
IV-2.4 Résultats de la simulation par rapport aux données du constructeur .....	52
IV-2.4.1 Les débits massiques du raffinat et du solvant riche (kg/h).....	52
IV-2.4.2 La composition du Raffinat « fraction massique » .....	52
IV-2.4.3 La Composition Solvant riche « fraction massique » .....	53
IV-3 Simulation du cas réel .....	54
IV-3.1 Composition de la charge.....	54
IV-3.2 Composition du Raffinat « fraction massique ».....	55
IV-4 Optimisation des paramètres de marche .....	56
IV-5 Etude économique.....	57
IV-6 Evaluation des pertes en benzène pour les deux procédés.....	57

## CHAPITRE V : SECURITE

V-1 Sécurité générale .....	59
V-1.1 Service d'intervention .....	59
V-1.2 Service de prévention .....	59
V-1.3 Service surveillance.....	59
V-2 Les incendies .....	60
V-2.1 Généralités.....	60
V-2.2 Moyens de lutte contre les incendies.....	60
V-2.2.1 Obligations .....	60
V-2.2.2 Interdictions.....	61
V-2.2.3 Extinction .....	61
V-3 Types de permis ou autorisation de travail.....	61
V-3.1 Le permis de feu ou autorisation de travail à chaud.....	61
V-3.2 Le permis ordinaire ou autorisation de travail à froid.....	61

V-3.3 Le permis de pénétrer ou autorisation d'entrée .....	61
V-3.4 Autorisation pour travaux de fouille .....	62
V-3.5 Permis pour utilisation de sources radioactives .....	62
V-4 Alertes .....	62
V-4.1 Alerte simple .....	62
V-4.2 Alerte jaune .....	62
V-4.3 Alerte générale .....	63
V-5 Points de rassemblements.....	63
V-6 Sécurité particulière.....	64
V-6.1 Toxicité du Tectiv100 .....	64
V-6.2 Toxicité Des Aromatiques.....	65
V-6.2.1 Toxicité de benzène.....	65
V-6.2.2 Toxicité du toluène et des xylènes .....	66
V-6.3 Risque des aromatiques .....	66
V-6.4 Prévention du benzolisme .....	67
V-6.4.1 Prévention médicale .....	67
V-6.4.2 Prévention technique .....	67
CONCLUSION GENERALE .....	69
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES .....	72
ANNEX .....	74

# LISTE DES ABREVIATIONS

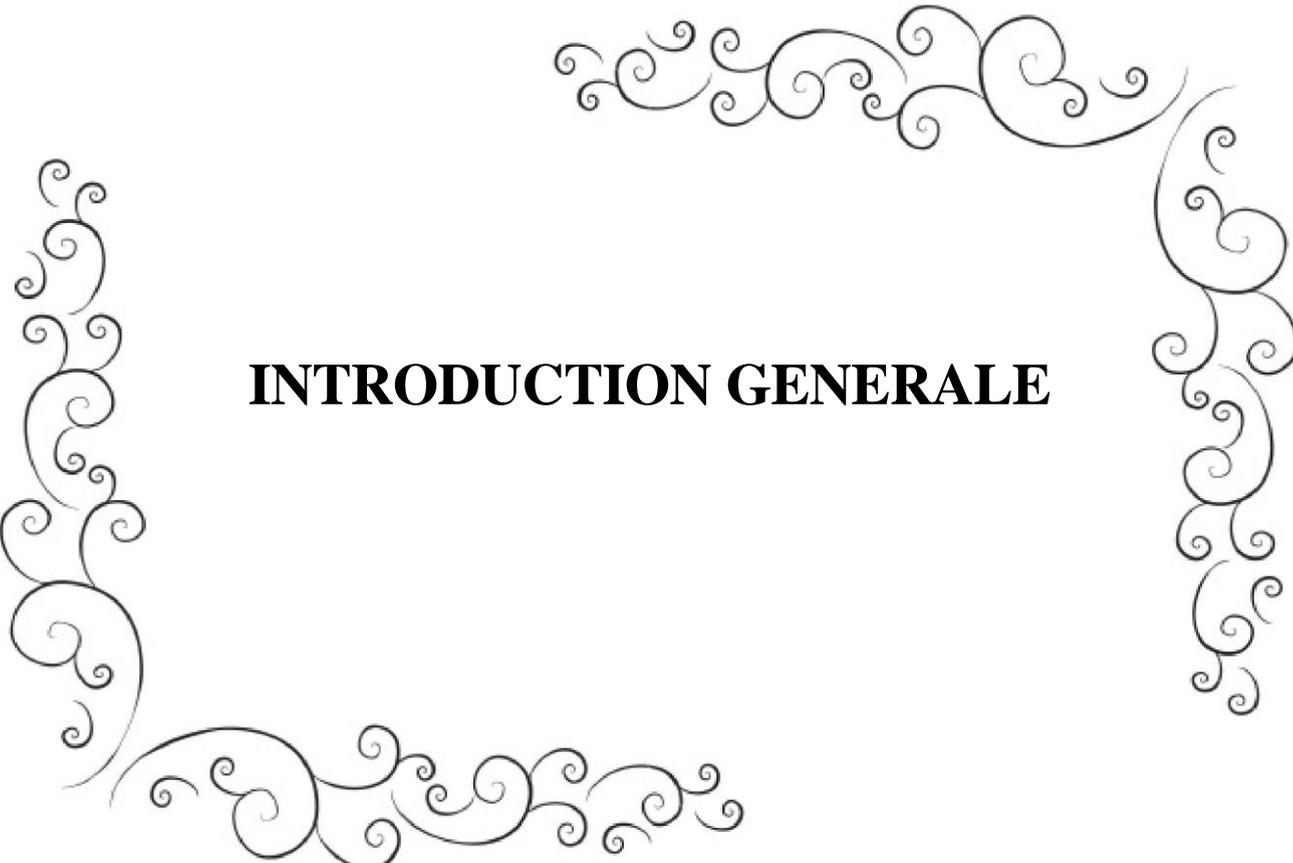
<b>ARCO</b>	Atlantic Rich Field Company
<b>GTC</b>	Gleech Technologie Corporation
<b>TECHTIV100</b>	Le nom commercial de Solvant utilisé dans l'extraction
<b>HS</b>	Hight steam (vapeur haut pression)
<b>MS</b>	Meduim Steam (vapeur moyenne pression)
<b>LS</b>	Low steam (vapeur basse pression)
<b>MP</b>	Moto pompe
<b>S</b>	Bac de stockage (Storage)
<b>C</b>	colonne
<b>E</b>	Echangeur
<b>EA</b>	Aéro
<b>J</b>	Ejecteur
<b>V</b>	Ballon (vacuum)
<b>F</b>	Four
<b>P</b>	Pression
<b>T</b>	Température
<b>L</b>	Débit
<b>DTIC</b>	Regitreur et contrôleur de différence de température
<b>RDC</b>	Colonne à disc rotatif (rotatif disc column)
<b>SRC</b>	Colonne de récupération de solvant (solvant recovry column)
<b>EDC</b>	Colonne de distillation extractive (extractive distillation column)
<b>LLE</b>	Extraction liquide-liquide (Liquid-Liquid Extraction)
<b>PIC</b>	Indicateur et contrôleur de présion(presure indicator controler)
<b>FIC</b>	Indicateur et contrôleur de débit (flow indicator controler)
<b>LIC</b>	Indicateur et contrôleur de niveau ( level indicator controler)
<b>TIC</b>	Indicateur et contrôleur de température ( tempreture indicator controler)
<b>DTRC</b>	Regitreur et contrôleur de différence de température
<b>TV</b>	Vanne de température (température valve)
<b>PV</b>	Vanne de pression pressure valve
<b>AWC</b>	Couleur de l'acide de lavage ( acid watch color)
<b>D<sub>4</sub><sup>20</sup></b>	$\frac{\rho_{\text{de constituant à } 20^{\circ}C}}{\rho_{\text{de l'eau à } 4^{\circ}C}}$
<b>N<sub>D</sub><sup>20</sup></b>	L'indice de réfraction à 20°C par rapport à la rai jaune de sodium (D=583.9nm)

# LISTES DES FIGURES

Fig II-1 : schéma simplifié de la distillation extractive .....	12
Fig II-2 : Schéma simplifié de la section extraction (ancien procédé) .....	15
Fig II-3 : Schéma simplifié de la section fractionnement (ancien procédé) .....	17
Fig II-4 : Schéma de l'unité 200 (neveu procédé) .....	20
Fig II-5 : circuit de solvant .....	27
Fig II-6 : circuit d'eau.....	29
Fig III-1 : la réduction de nombre de colonne par le nouveau procédé GTC.....	41
Fig III-2 : Domaine d'application des deux procédés en matière de charge .....	43
Fig VI-1 : Schéma de la simulation de la section distillation extractive .....	51
Fig V-1 : organigramme du département sécurité .....	59

# LISTE DES TABLEAUX

Tableau I-1 : Les propriétés physiques du Benzène, Toluène et Xylène .....	06
Tableau II-1 : Composition de la charge pour l'unité 200 selon le design .....	11
Tableau II-2 : Caractéristiques commerciales du benzène.....	37
Tableau II-3 : Caractéristiques commerciales du Toluène.....	37
Tableau II-4 : Les analyses de 25/04/2023.....	38
Tableau II-5 : Les analyses de 26/04/2023.....	38
Tableau III-1 : Comparaison avec d'autres solvants de distillation extractive .....	44
Tableau III-2 : Comparaison entre ARCO et GTC en consommation en utilités .....	45
Tableau III-3 : Performances réelles de GTC selon le design.....	46
Tableau III-4 : Comparaison en terme économique.....	47
Tableau III-5 : Résumé de comparaison entre le procédé GTC et ARCO .....	47
Tableau IV-1 : Comparaison entre les débits massiques donnés par la simulation et le design du raffinat et du solvant riche .....	52
Tableau IV-2 : Comparaison de la composition du raffinat entre la simulation et le design.....	52
Tableau IV-3 : Comparaison de la composition du solvant riche entre la simulation et le design.....	53
Tableau IV-4 : Comparaison entre la composition de la charge le 24/04/2023 et la composition de la charge du design.....	54
Tableau IV-5 : Comparaison entre la composition du raffinat donnée par La simulation et celle Obtenue par l'analyse chromatographique.....	55
Tableau IV-6 : Résultats de simulation des paramètres de marche.....	56
Tableau V-1 : Seuil maximal des substances toxiques dans l'air .....	65
Tableau V-2 : Caractéristiques physiques de certains aromatiques .....	66

A decorative border composed of elegant, black scrollwork and flourishes. The border is arranged in a rectangular shape, with the top and bottom edges featuring a series of connected, flowing scrolls. The left and right sides are formed by vertical, cascading scrollwork that tapers towards the corners. The overall style is reminiscent of classic calligraphic or Art Nouveau decorative elements.

# **INTRODUCTION GENERALE**

### INTRODUCTION GENERALE

L'industrie du pétrole est parmi les industries de fractionnement et de transformation des matières naturelles qui connaissent une évolution très rapide.

De nos jours, le problème de ressources énergétiques se pose de façon très sérieuse. Malgré les grands efforts employés pour remplacer le pétrole, il demeure toujours la source d'énergie la plus sûre pour le prochain avenir.

Actuellement, la chimie a pris un développement considérable dans le domaine de l'exploitation des hydrocarbures, dérivés du traitement du pétrole.[1]

Le traitement du pétrole est effectué dans les raffineries. Le principe de fonctionnement d'une raffinerie se base sur la différence qui existe généralement entre les points d'ébullitions des différents groupes d'hydrocarbures qui constituent le pétrole.

Les raffineries sont des usines conçues pour séparer et transformer le pétrole en produit semi-fini, qui est utilisé comme charge pour d'autres unités dans le cadre d'obtenir des produits recherchés. [2]

Le pétrole est un mélange de différents produits hydrocarbonés. Il contient des composés aromatiques qui se trouvent essentiellement après distillation dans le naphta. Les hydrocarbures aromatiques sont utilisés dans des différentes branches de l'industrie, d'où la nécessité de les valoriser pour leur utilisation en synthèse pétrochimique. Cette extraction concerne essentiellement le benzène, le toluène, les trois isomères de xylènes et l'éthylbenzène. Ces composés sont utilisés comme matières premières pour la synthèse des polyamides, polyesters, pour la fabrication des fibres artificielles et aussi dans la production des solvants. Ceci a fait l'objet de nombreuses recherches. [2]

Pour extraire ces aromatiques aux paraffines et aux naphthènes, l'extraction par solvant s'avère être la technique de séparation la mieux appropriée. Elle a l'avantage de délivrer un raffinat riche en paraffines et en naphthènes et un extrait riche en aromatiques.

Les procédés d'extraction par solvant sont déjà anciens, ils ont pour précurseur, le procédé EDELEANU en 1907, basé sur l'utilisation d'anhydride sulfureux liquide comme solvant, d'autres solvants et surtout le phénol et le furfural sont plus utilisés.

On voit donc apparaître progressivement des nouveaux procédés avec des solvants plus efficaces tels que le di éthylène-glycol, le tétra éthylène-glycol, le sulfolane, etc.

Malgré que le taux d'extraction est élevé, le procédé d'extraction des hydrocarbures aromatiques nécessite un apport énergétique assez important, qui est lié directement au prix de revient de ces aromatiques. [1]

L'unité en question (U200) se situe à la raffinerie de SKIKDA ; elle est destinée à extraire des aromatiques contenus dans la charge (reformat léger) provenant d'une unité de reforming catalytique (U100). Le solvant utilisé dans le procédé est le *Techtiv100* qui a pour formule chimique :  $C_5H_{10}SO_2$ . [3]

# **CHAPITRE I : GENERALITES SUR LES AROMATIQUES**

## I-1 Généralités :

### I-1.1 Source des aromatiques :

Le développement considérable de la pétrochimie, lié à la croissance des industries de production de matière première élastique, fibres synthétiques, détergents et de nombreux autres produits de chimie organique demande chaque année des quantités plus importantes de matières première hydrocarbonées. Hors les gaz naturels et les fractions pétrolières obtenus après le fractionnement primaire du brut par distillation sont principalement constitués d'hydrocarbures saturés (Paraffine et Naphtène) dont la réactivité chimique s'avère médiocre. Pour cela il faut s'adresser à des hydrocarbures insaturés de nature aliphatique et aromatique, qui, en raison de leurs nombreuses possibilités réactionnelles, présentent sur le plan de synthèse organique une flexibilité d'emploi remarquable de vapocraquage. Le vapocraquage consiste en la pyrolyse d'hydrocarbures saturés. Exemple : le gaz naturel ou pétrole en présence de vapeur d'eau.

Le vapocraquage produit en premier lieu l'éthylène; mais aussi du Propylène et secondairement, selon la charge utilisée, une coupe sécante de butadiène et une coupe C5+ à forte teneur en aromatiques et plus particulièrement en Benzène. [4]

Dans notre unité d'affectation (*U200*) nous utilisons le reformat léger provenant de l'unité 100 (*magnaforming*) qui est obtenu par reformation du naphta 'B' comme source des aromatique.[3]

### I-1.2 Propriétés physiques :

#### I-1.2.1 Structures chimiques :

Les aromatiques sont des hydrocarbures très stable grâce à la circulation libre des électrons autour du cycle, de formule générale  $C_nH_{2n-6}$ . Les aromatiques diffèrent des autres hydrocarbures par le fait qu'ils présentent un noyau aromatique. Et leur rapport C/H est trop élevé. Ils sont considérés pendant longtemps comme dérivants d'un hydrocarbure de base  $C_6H_6$ . Ils sont toxiques et provoquent la destruction des globules rouge, ce sont des produits cancérigènes, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité. [5]

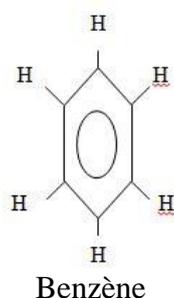
### I-1.2.1.a Le benzène et ses homologues :

Le benzène, le composé homologue le plus simple de la série des hydrocarbures aromatiques, est une molécule cyclique plane, comprenant six atomes de carbone disposés selon un hexagone régulier. Il s'agit d'un produit volatil, incolore et dégageant une odeur caractéristique. Il est soluble dans l'eau à raison 1000 mg/L et miscible dans de nombreux solvants organique. [5]

Le benzène a pour formule  $C_6H_6$ , tous les H sont identiques car la substitution d'un seul des six hydrogènes par un radical ne fournit qu'un seul composé.

La molécule doit être donc symétrique.

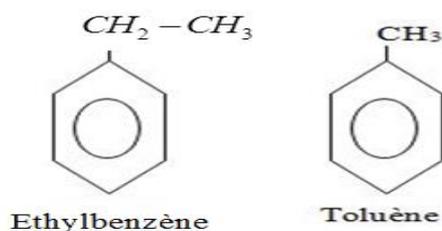
La première formule du benzène proposée par KEKULE était :



### I-1.2.1.b Le Toluène et les xylène :

Le toluène, l'éthylbenzène et les xylènes appartiennent à la série de composés organiques connus sous le nom d'alkyl benzène. Ce sont des aromatiques à noyau monocyclique auquel s'attachent divers groupes d'alkyles. Le toluène et l'éthylbenzène contiennent respectivement un groupe alkyle, tandis que les xylènes contiennent deux groupes méthyle.

Le toluène de formule brute  $C_7H_8$  est un liquide clair et incolore à la température ambiante émettant une odeur forte et sucrée semblable à celle du benzène, sa densité est de 0.8869 à 20°C, le toluène est légèrement soluble dans l'eau douce à 25°C (535mg/l). [5]



Elle repende aussi du fait que si des groupes (Y) trois isomères pouvaient exister :

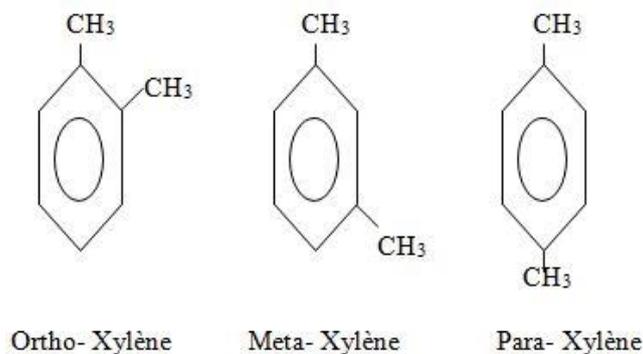


Tableau I-1 : Les propriétés physiques du Benzène, Toluène et Xylène. [6]

Produit	$D_4^{20}$	T ° C D'ébullition à 0.1 MPa	Point de fusion	Point d'éclair	$N_D^{20}$
Benzène	879,0	80,1	5,4	11	1,5011
Toluène	866,9	110,6	-95,70	04	1,4969
O-xylène	880,2	144,4	-28	17	1,5054
M-xylène	864,2	139,1	-54	27	1,4972
P-xylène	861,0	138,4	-13.14	25	1,4958
Ethyle- benzène	867,0	134,2	-92,8	27	1,4959

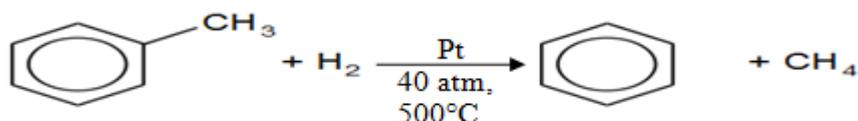
### I-1.3 Utilisation d'Hydrocarbures aromatiques :

#### I-1.3.a Benzène :

En Algérie la totalité du Benzène produit est destiné pour le marché extérieur.[7]

#### I-1.3.b Toluène :

Le toluène ne sert pas uniquement à la fabrication d'explosifs, mais est également utilisé comme matière première de synthèse ( polyuréthane ) et comme solvant de peinture. Le manque de Benzène des années 1959 et 1960 a conduit certains fabricants à construire des unités de hydrodésalkylation pour transformer le Toluène en Benzène selon la réaction :



Et comme des additifs pour la fabrication des essences. [7]

### **I-1.3.c Xylènes et éthylbenzene :**

Le paraxylène est le point de départ de la fabrication du textile artificiel bien connu sous le nom de tergal ou terylène. L'ortho xylène entre dans la fabrication de plastifiants, de polyesters et des peintures Glycéro – phtaliques. Le méta xylène est également une matière première pour la fabrication des polyesters. L'éthylbenzene peut donner par déshydrogénation du styrène (vinylbenzène). Le mélange des xylènes plus éthylbenzène, est utilisé comme solvant. [7]

### **I-1.3.d Aromatiques en C<sub>9</sub> et plus lourds :**

A partir de cette coupe, on fabrique par distillation différents solvants, connus dans l'industrie des peintures sous le nom solvant – naphta. [7]

### **I-1.4 Différentes Méthodes de séparation des aromatiques :**

Les principales techniques utilisées pour extraire, à un haut degré de pureté, les composés aromatiques des essences produits soit par vapocraquage, soit par reformage catalytique, sont la distillation, la cristallisation, l'adsorption, la distillation azéotrope, la distillation extractive et l'extraction par solvant. [7]

#### **I-1.4.1 L'extraction liquide / liquide:**

Elle utilise un solvant qui forme une phase liquide homogène avec la fraction d'aromatiques. Il est choisi en fonction de sa solubilité. Cette séparation se fait dans des extracteurs (RDC), ou l'on obtient deux phases l'une contenant les produits indésirables, l'autre contenant les aromatiques et le solvant. Une deuxième étape est alors nécessaire pour séparer le solvant des produits désirés. Cette séparation se fait dans une colonne de distillation simple à cause de la différence entre les points d'ébullition du solvant et de nos produits. Il est à noter que la sélectivité du solvant doit être combinée d'une manière optimale avec le rapport solvant/charge.

#### **I-1.4.2 La distillation azéotrope:**

Cette opération emploie un solvant à bas point d'ébullition qui a une affinité avec les hydrocarbures non aromatiques, dans la seconde étape de traitement on sépare le solvant du raffinat par distillation simple.

**I-1.4.3 La distillation extractive:**

Cette dernière emploie un solvant à haut point d'ébullition ayant une affinité pour les hydrocarbures aromatiques, le solvant emprisonne ces derniers au fond de la colonne de distillation en agissant sur leur volatilité : comme exemple ; la température du benzène augmente de **37.8 °C** alors que celle du cyclohexane augmente de **10.55 °C** seulement.

On récupère alors la fraction des hydrocarbures non aromatiques au sommet de la colonne et la fraction de solvant riche (en aromatiques) au fond, une deuxième séparation par distillation est nécessaire pour récupérer les aromatiques et recycler le solvant.

**CHAPITRE II : UNITE**  
**D'AFFECTATION (U200) EXTRACTION**  
**DES AROMATIQUE**

## II-1 DESCRIPTION DE L'UNITE

### Introduction :

La technologie de distillation extractive GT-BTX pour l'extraction des aromatiques a été commercialisée avec succès avec ses plusieurs avantages pour des procédés compétents dans les domaines les plus significatifs de conception et d'opération. La technologie de GTC dispose formulation exclusive de solvant commercialement disponible qui présente la haute sélectivité et capacité, l'opérabilité beaucoup améliorée, et moins d'équipement de procédé requis. Tous ces avantages résultent des investissements de capitaux moins pesants, la consommation d'énergie et le coût d'exploitation plus faible.[8]

Cette technologie a été choisie par la Société Nationale de Raffinage de Pétrole, Sonatrach pour la rénovation de l'ancien unité des Aromatiques U-200 à la raffinerie de Skikda, en Algérie dans le cadre du Projet de réhabilitation de l'usine d'Aromatiques, en remplacement de la section existante d'extraction liquide-liquide par une nouvelle unité de distillation extractive en utilisant la technologie GT-BTX. La technologie de distillation extractive a été fourni pour augmenter la capacité de l'unité pour la production de benzène et de toluène.[8]

Le projet de réhabilitation de l'usine d'Aromatiques se compose de la rénovation d'une série des unités existantes (unités de Magnaforming, d'Extraction d'aromatiques et de paraxylène) avec le but principal de l'augmentation de la production de benzène et de paraxylène et cet objectif a été atteint en rénovant les unités existantes et en incluant une nouvelle unité de procède (unité d'Isomérisation) pour convertir presque tous les xylènes en paraxylènes.

L'unité ancienne U200 a été rénovée, en convertissant le système existant d'extraction liquide-liquide à la technologie de distillation extractive utilisant GTC GT-BTX.[8]

### II-1.1 But de l'installation :

L'installation d'extraction d'aromatique a été projetée pour extraire de reformat léger des aromatiques qui seront fractionnés par la suite en Benzène et Toluène avec une pureté requise (99.99%).

La charge est constituée par la coupe de reformat léger provenant du bac de stockage S32 de la colonne 100-C-5 splitter de reformat. [09]

La charge est constituée essentiellement de C6 et C7 soit 67% des paraffines (Non Aromatique), et 33% d'aromatiques ; Leurs points d'ébullition étant très proches, ce qui rend la séparation pratiquement impossible par distillation ; On procède donc à un type différent de séparation qui est la distillation extractive avec un solvant sélectif pour les aromatiques. [09]

Le tableau suivant représente la composition de la charge conçue pour la distillation extractive selon le design :

Tableau II-1: Composition de la charge pour l'unité 200 selon le design [09]

Composition	wt %	Kg/hr
C4 Paraffines	0.06	41.4
C5Paraffines	1.68	1244.7
C6 Paraffines	32.56	24174. 9
C7 Paraffines	22.99	17067.9
C8 Paraffines	0.08	62.7
C9 Paraffines	0.00	0.00
C5 Oléfines	0.00	0.3
C6 Oléfines	0.93	692.2
C7 Oléfines	0.53	395.5
C8 Oléfines	0.00	0.5
C5/C6 Naphta.	1.67	1242.6
C6 Naphtènes	0.68	505.9
C7 Naphtènes	0.78	580.3
C8 Naphtènes	0.03	22.4
Benzène	32.36	24029.1
Toluène	5.64	4189.2
C8 Aromatiques	0.00	1.2
TOTAL	100	74251

## II-1.2 Qu'est-ce qu'une Distillation extractive (ED) ?

La distillation extractive est un procédé liquide-vapeur adapté aux coupes contenant des composés de familles différentes ayant des volatilités proches. Cette opération utilise un tiers constituant, ou solvant, afin d'effectuer une séparation de nature chimique. Le solvant crée ou augmente les différences de volatilités entre les composés à séparer.

Cette méthode s'appliquait généralement à la production, à un haut niveau de pureté, d'un seul constituant d'une coupe relativement étroite (exemple du benzène de la coupe C6). Elle est maintenant étendue à l'extraction des BTX d'un reformat complet. [09]

La distillation extractive est une combinaison entre deux méthodes de séparation, l'un est la séparation physique par distillation basé sur les point d'ébullition des constituants de la charge l'autre est la séparation chimique par solvant sélectif.

Dans un mélange contenant des aromatiques et non aromatiques, la volatilité relative des composants non-aromatiques est améliorée par rapport celle des composants aromatiques dans la présence du solvant. Cette amélioration permet des non aromatiques d'être distillé à la tête (partie supérieure) dans une colonne conventionnelle de distillation, tandis que les aromatiques sont récupérés au fond de la colonne. Le solvant utilisé dans le procédé de GT-BTX est le mélange exclusif, Tectiv-100, ce qui rend possible d'avoir la performance excellente de procédé. [09]

Le schéma d'enchaînement des opérations pour le procédé de GT-BTX est présenté ci-dessous et il se compose de deux tours principales: une colonne de distillation extractive (EDC) et une autre colonne de récupération de solvant (SRC).

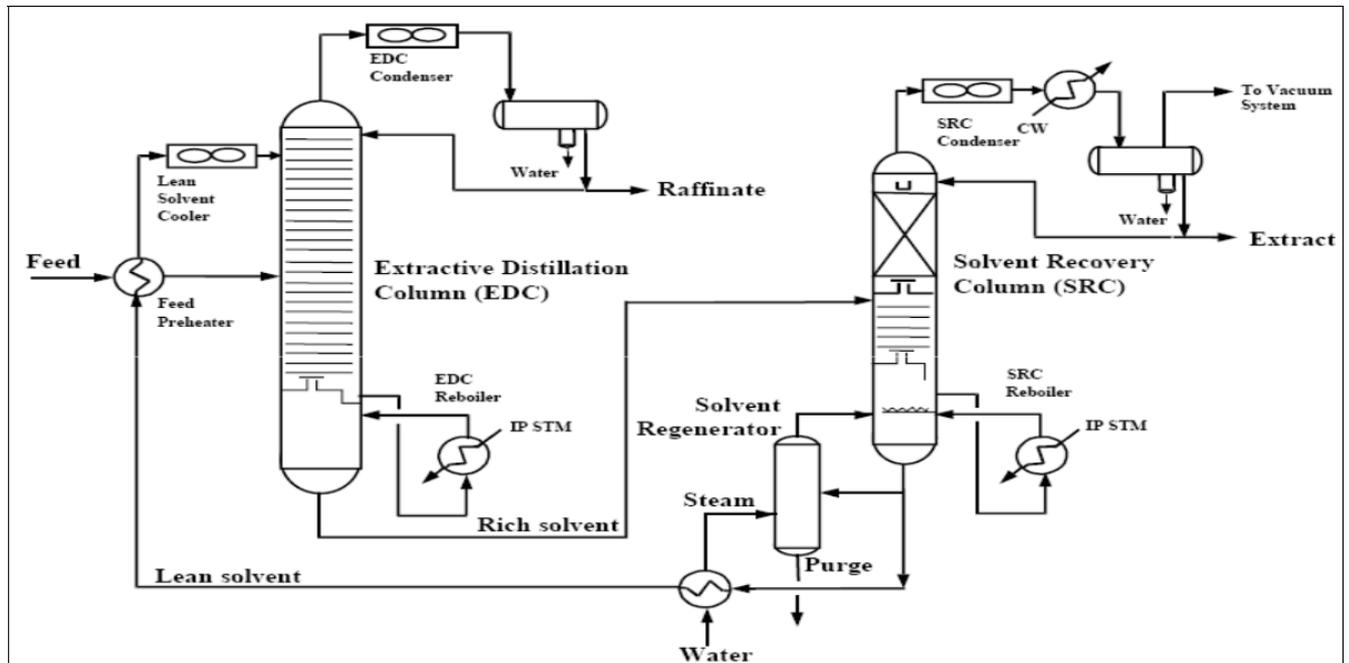


Fig II-1 : Schéma simplifié de la distillation extractive. [09]

La charge est préchauffée avec le solvant pauvre chaud circulant et elle est alimentée au mi-point dans l'EDC. Le solvant pauvre est alimenté au point supérieur et il extrait sélectivement les aromatiques dans le fond de la tour dans l'opération de distillation vapeur / liquide. L'hydrocarbure non-aromatique sort par haut de la colonne et il passe à travers un condenseur. Une partie des flux de tête (partie supérieure) retourne au sommet de la colonne comme reflux. Il lave à contre-courant tout solvant entraîné. [09]

Le solvant riche venant du fond de l'EDC est acheminé à la SRC, où les aromatiques sont stripés de tête (partie supérieure). La vapeur de stripage est utilisée pour faciliter le stripping des hydrocarbures. La SRC est exploitée sous vide pour réduire le point d'ébullition à la base de la colonne. Le solvant pauvre venant du fond de la SRC passe à travers l'ensemble des échangeurs de chaleur, pour la récupération de chaleur, avant de retourner à l'EDC.

Les produits aromatiques de tête venant de la SRC sont condensés et retirés comme extrait et envoyés à la section de B/T d'après-fractionnement pour la suite de procédé par distillation, afin de produire des produits finaux, le benzène et le toluène de haute pureté. [09]

L'eau provenant de la tête (partie supérieure) de la SRC est collectée et vaporisée avec du solvant chaud, et elle est utilisée comme moyen de stripage. Un régénérateur de solvant est utilisé pour traiter en permanence une petite partie de la circulation du solvant pauvre. Le régénérateur distille le solvant loin des produits de décomposition lourdes, qui sont purgées périodiquement à partir du fond de régénérateur. Comme la séparation de base dans le procédé de GT-BTX est obtenue par distillation, le fonctionnement de l'unité est très simple et intuitive. Le contrôle des paramètres du procédé principal peut être réalisé de manière très similaire à celle d'une colonne de distillation régulière. [09]

## **II-2 Historique sur l'unité :**

### **II-2.1 Ancien unité (extraction liquide /liquide) :**

L'unité est basée dans son procédé (ARCO) sur deux méthodes de séparation :

#### **II-2.1.a Section extraction :**

La charge qui est du reformat léger provenant du bac S32 est envoyée au moyen de la pompe 200MP1 à la première colonne 200-C-1 à disques rotatifs dont le débit est contrôlé par le régulateur FRC1. L'alimentation se fait par la partie basse de la colonne.

Le solvant qui est dans notre cas le sulfolane entre par la zone haute de la colonne, qui fait que les deux produits sont introduits à contre-courant. [10]

Les colonnes à disques rotatifs appelées aussi RDC, sont des colonnes munies d'un rotor interne constitué par un arbre qui les traverse longitudinalement. Sur cet arbre est emboîté un certain nombre de disque (plateaux).

La colonne C1 (RDC1) comporte 70 semi-disques (plateaux)

La colonne C2 (RDC2) comporte 40 semi-disques (plateaux)

La colonne C 3 (stripper de l'extrait)

La colonne C 4 (stripper de l'eau)

La colonne C 5 (SRC) colonne de récupération de solvant

Le principe de fonctionnement de la colonne d'extraction peut être comparé à un agitateur central qui mélange les deux phases.

A travers les semi-disques, la partie lourde descend vers le fond de la colonne, c'est un mélange de sulfolane et aromatiques (solvant riche) dissous appelé **EXTRAIT RICHE**, tandis que la partie légère se déplace vers le haut de la colonne composée de non aromatiques c'est un composée pauvre en aromatiques appelé **RAFFINAT**. [10]

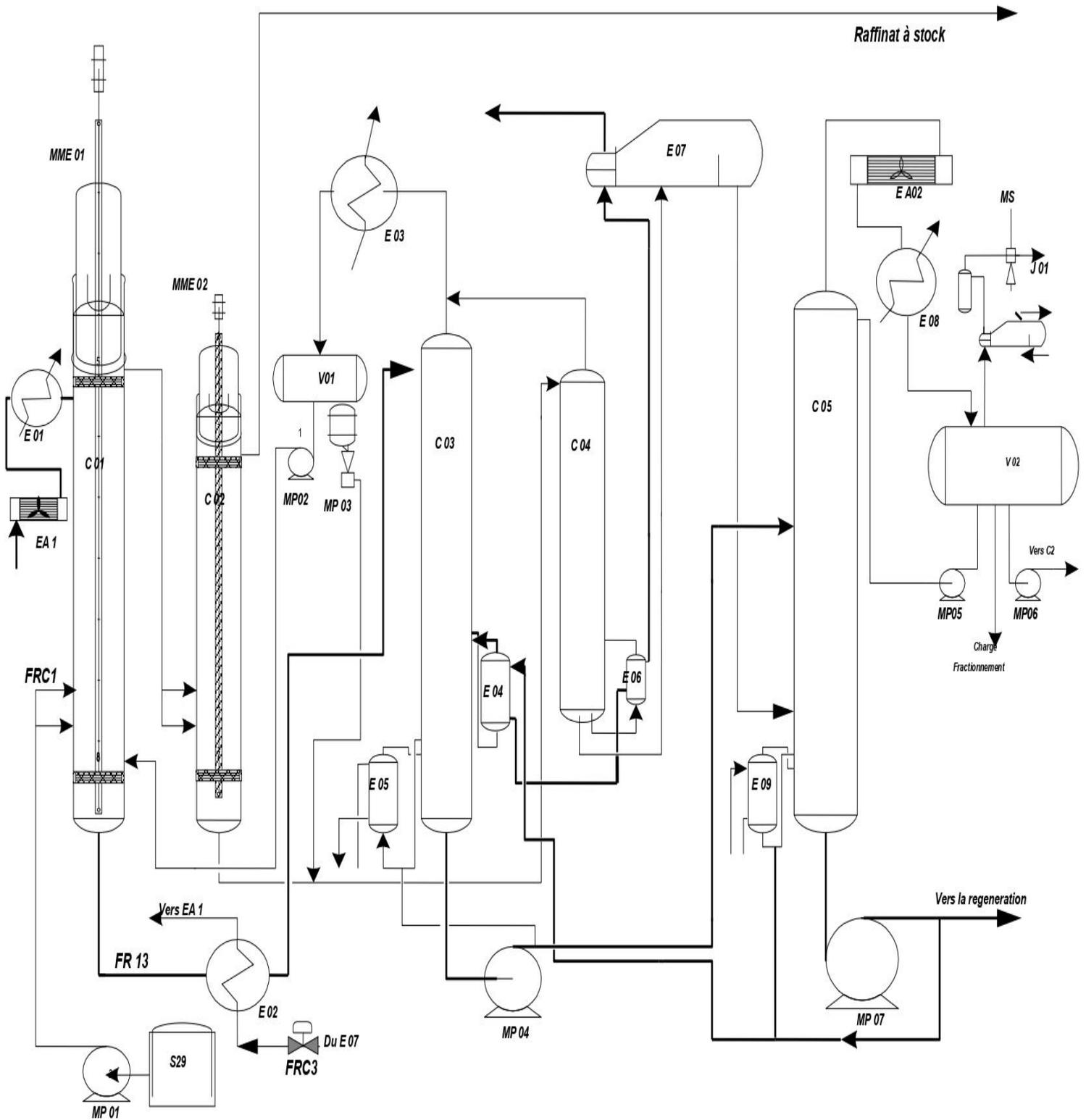


Fig II-2 : Schéma simplifié de la section extraction (ancien procédé) [10]

Le contenu de la colonne d'extraction se compose de trois phases :

1. La phase inférieure de solvant riche en aromatiques (extrait).
2. Une phase intermédiaire qui contient l'émulsion des deux phases.
3. Une phase supérieure constituée d'hydrocarbures non aromatiques (raffinat).

### **II-2.1.b Section de fractionnement :**

Elle est destinée à séparer le benzène du toluène par un simple procédé de distillation.

C'est une section qui comprend une colonne de benzène, une colonne de toluène pour l'élimination des xylènes contenus dans la charge et d'autres équipements auxiliaires nécessaires à la fabrication et la séparation des produits.

La charge une fois traitée, sort du fond de la colonne à la terre et entre dans la colonne de benzène C7.

Latéralement de la zone supérieure, au niveau du 7ème plateau, on extrait le benzène avec haute pureté (99.99%) sous le contrôle d'un régulateur de différence de température DTRC7 entre le 7ème et le 15ème plateau de la colonne en cascade avec le régulateur de débit FRC29. (11)

Le solvant utilisé est le sulfolane qui est un hydrocarbure avec la formule suivante :



#### **Remarque :**

Le sulfolane est solide à la température ambiante et pour le rendre pompable, il est vendu avec 5% d'eau.

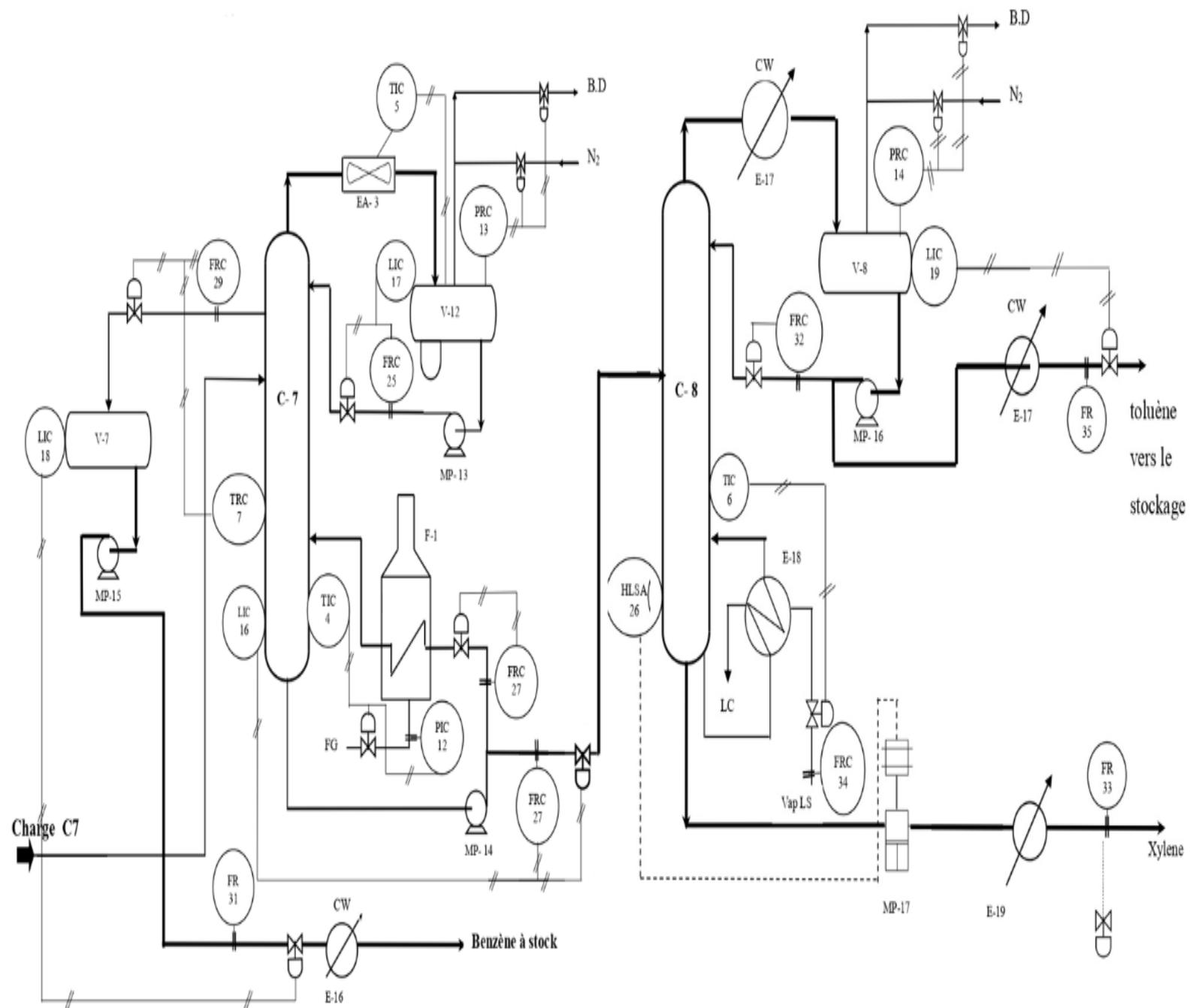


Fig II-3 : Schéma simplifié de la section fractionnement (ancien procédé) [10]

### II-2.1.1 Capacité et produits de l'unité :

L'unité est capable de traiter 285000 t/an de reformat léger dérivé de brut HASSI MESSAOUD.

La capacité de production est de 90000 t/an de Benzène et de 5000 t/an de Toluène.

L'unité rénovée permet des rendements plus élevés de récupération des aromatiques, une pureté la plus grande des produits de benzène et l'efficacité énergétique améliorée.

### II-2.1.2 Déroulement de procédé:

Le procédé d'extraction se base sur la nature polaire du solvant. Apte à solubiliser surtout les aromatique.

Pour obtenir le degré de rendement voulu dans l'extraction, on est obligé de solubiliser même les paraffines, mais les légères étant déjà plus solubles. Au fond de la colonne d'extraction on aura une phase contenant solvant aromatique paraffines légères.

La phase successive exige l'élimination totale des paraffines qui, après l'extraction, est facilitée par l'absence de paraffines lourdes avec des points d'ébullition plus près de ceux des aromatiques, mais surtout la présence de solvant rend plus aisée l'extraction des paraffines légères : Ce type d'extraction est complètement différent de ceux qui se vérifient dans les strippers normaux de raffinerie car le sulfolane modifie le comportement (volatilité) des hydrocarbures de façon à ce que les paraffines se comportent comme hydrocarbures légers même si elles bouillent à une température plus élevée que celle des aromatiques ; en définitive le sulfolane augmente la volatilité des paraffines et diminue celle des aromatiques (extraction liquide / liquide).

En combinant donc les phases d'extraction et de stripping on peut obtenir une séparation très nette entre aromatiques et non aromatiques.

Pour une condition économique de procédé complet une perte minimum de solvant est requise; il faut donc récupérer le sulfolane présent de façon inévitable dans la phase non aromatique avec d'autres parties aromatiques : Dans ce but on effectue une extraction avec de l'eau (qui dissout préférentiellement sulfolane et aromatiques) malgré cela, on a des pertes des solvants qui n'est pas acceptable.

Le sulfolane dans les conditions normales n'est pas corrosif mais une fois réchauffé, il est sujet à se décomposer; les produits de cette décomposition sont des catalyseurs pour la succession de décomposition, sont très corrosifs et même dangereux. [10]

Pour cette raison, aussi bien la colonne de séparation aromatiques-sulfolane (200-C-5) que la colonne de régénération du solvant (200-C-6) travaille sous vide de façon à abaisser la température de fonctionnement.

La colonne 200-C-6 a pour but de garantir la pureté du sulfolane en éliminant par distillation les produits lourds dus à la décomposition thermique qui se produit en tout cas.

Etant donné que même le contact avec l'oxygène provoque la décomposition du sulfolane, tout le système d'extraction des aromatiques est tamponné avec de l'azote.

Après la récupération (200-C-5), le benzène et le toluène sont séparés par la distillation qui est aisée du fait de la différence entre leurs points d'ébullition : respectivement 80,1°C et 100,8°C à 1 atm. [10]

Avant le fractionnement, le benzène et toluène sont soumis à un traitement à la terre dans les colonnes à remplissage 200-V-5 A/B où les composés non saturés contenus dans la charge initiale et les produits de décomposition de sulfolane sont éliminés par adsorption. [10]

## **II-2.2 Nouveau procédé :**

### **II-2.2.1 Description de nouveau procédé**

La description du procédé est basée sur le diagramme d'enchaînement des opérations et le diagramme de tuyauterie et d'Instrumentation. La configuration de GTC procède global implique les sections suivantes:

La section d'extraction comprend :

- Distillation extractive;
- Récupération de solvant;
- Régénération de solvant;
- Générateur de vapeur et circuit d'eau.

La section fractionnement comprend :

- Traitement d'argile;
- Fractionnement de benzène;
- Fractionnement de toluène.

Système de stockage de solvant

- Stockage d'extrait ;

L'unité est conçue pour traiter une capacité de 62000 t/an.

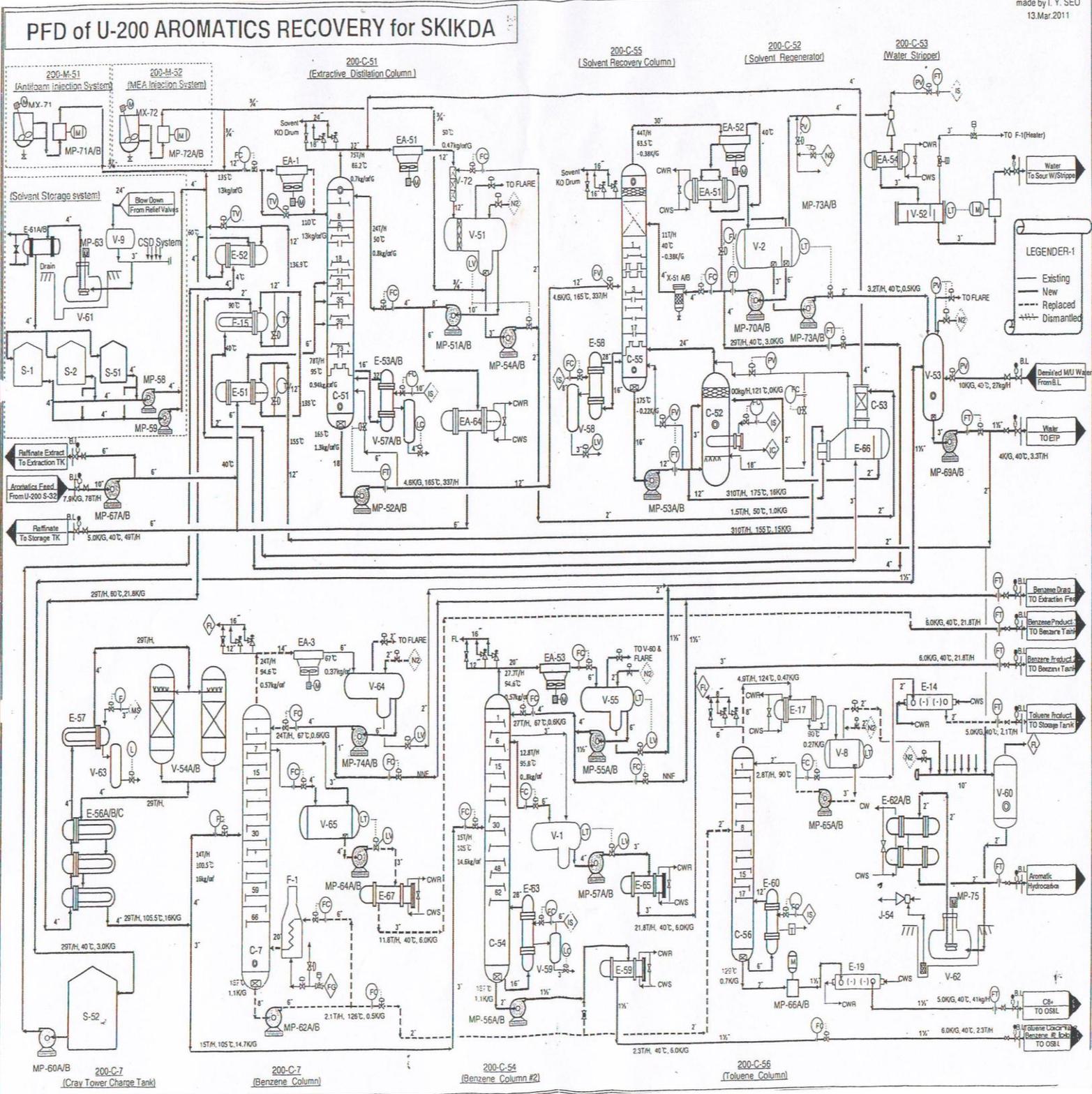


Fig II-4 : Schéma de l'unité 200 (nouveau procédé) [11]

### II-2.2.1.a Propriétés de solvant (Techtiv100) : [11]

Les propriétés physiques de Techtiv -100 Solvant d'extraction sont :

Point d'ébullition : 282 - 288°C

Pression de vapeur à 150°C : 19.4 hPa

Point de congélation : 9°C

Poids spécifique à 20°C : 1.26 g/cm<sup>3</sup>

Viscosité Dynamique à 30°C : 10 mPa.s

Solubilité : Miscible dans  $H_2O$ , alcools, acides, composants plus organiques

Stabilité : Thermiquement stable aux conditions de calcul / service

Réactivité : Non-réactif à composants d'alimentation

### II-2.2.2 section d'extraction :

#### II-2.2.2.1 Colonne de distillation extractive :

L'alimentation des aromatiques à partir de la limite de batterie est introduite à l'unité du bac de charge d'extraction (600-S-32), préchauffée par l'échange avec le solvant pauvre dans 200-E-51. et alimentée à un débit contrôlé avec (200-FIC-1201) à la colonne de distillation extractive 200-C-51. La température d'alimentation est contrôlée (200 TIC-1102) en ajustant le débit de solvant chaud envoyé au préchauffeur d'alimentation à travers une ligne de bypass (200 TV-1102). [11]

Après le chauffage jusqu'à l'extraction des aromatiques dans le préchauffeur d'extrait, 200-E-52, le solvant pauvre est enfin refroidi dans le refroidisseur de solvant pauvre, 200-EA-1 et alimenté à un débit contrôlé au sommet de la colonne d'EDC. La température de solvant pauvre est contrôlée (200-TIC-1201) en ajustant le débit de solvant chaud envoyé vers le refroidisseur de solvant 200-EA-1, grâce à une ligne de bypass (200 TV-1201).

Il est essentiel de contrôler la température d'alimentation de solvant pauvre à +/-1-2°C pour assurer un fonctionnement stable de la colonne EDC, la température de solvant pauvre influence également sur la récupération des aromatiques dans la colonne de distillation extractive.

Le débit de solvant pauvre envoyé à l'EDC est contrôlé par 200 FIC-1101 opérant en cascade avec le niveau de liquide au fond de la SRC (200-LIC-1502). Le débit de solvant pauvre est autocontrôlé aussi longtemps que le niveau de liquide au fond de SRC reste dans une gamme normale (entre 40-60%). [11]

La charge d'extraction aliment la colonne EDC à partir de la pompe 200-MP-67A/B en trois positions (31<sup>ème</sup> plateau, 35<sup>ème</sup> plateau, 39<sup>ème</sup> plateau) mais une seule position en service lorsque l'unité est en marche, ces position sont en fonction de la composition de la charge.

Les vapeurs de tête de la colonne 200-C51 sont totalement condensées dans le condenseur d'EDC 200-EA-51. La température du liquide de la tête est contrôlée par la boucle de commande 200- TIC-1301, ces produit de tête sont des non-aromatique appelé **RAFFINAT**. La température doit être suffisamment faible pour assurer la condensation total des vapeurs de tête. Pendant ce temps-là le liquide ne doit pas être trop sous-refroidi afin de minimiser la capacité de rebouilleur. Ceci est réalisé en contrôlant le nombre des ventilateurs de refroidisseur d'air en service, qui est requis pour maintenir le point consigne (set up point) du 200 TIC-1301-boucle de commande.

Le raffinat est envoyé à travers un mélangeur statique 200-MX-51 pour faire le lavage du raffinat, après on l'envoie vers le ballon 200-V-51. L'eau décantée dans le mamelon de 200-V-51 est pompée par la pompe 200-MP-54A/B à un débit contrôlé (200-FIC-1302). [11]

L'eau décantée sur le pot de purge d'eau est envoyée sous le contrôle de niveau (200 LIC-1402) aux stripeurs l'eau, 200-C-53 par la pompe 200-MP-54 A/B

Afin de protéger les équipements contre la corrosion, il est nécessaire de neutraliser tout composé acide éventuellement formé. La neutralisation de la matière dans la distillation extractive et dans les colonnes de récupération est nécessaire à partir du haut de la tour au bas.

Avec la neutralisation du système de circulation d'eau. Le dosage de MEA est utilisé pour maintenir le pH de solvant dans la gamme de 5,5 à 6,5 (à une dilution 1:1 avec de l'eau).

Le pH de la boucle de circulation d'eau est également maintenu par l'addition de MEA, en maintenant le pH entre environ 6,5 et 7,5. Le MEA est ajouté, quand il est nécessaire, au fond de la botte de l'eau du récepteur de tête d'EDC en utilisant le système d'injection MEA 200-M-52.

La partie hydrocarbure dans le ballon 200-V-51(raffinat) est pompée par la pompe de reflux d'EDC 200-MP-51 A/B, une partie à débit contrôlé, retourné à la colonne comme reflux, le reste raffinat (non aromatique) est refroidi dans le refroidisseur de raffinat 200-E-64, avant d'être envoyé au stockage (600-S-22, 23, 35,36). Le produit de raffinat est envoyé à la limite de la batterie à débit contrôlé (200 FIC-1301) de fonctionnement en cascade avec le niveau de liquide dans l'EDC, 200 LIC-1401. [11]

La colonne de distillation extractive 200- C-51 est réchauffée avec deux rebouilleurs mono tubulaires thermosiphons à vapeur 200-E-53 A/B, en utilisant la vapeur LS comme milieu de chauffage. L'entrée de chaleur au rebouilleur de vapeur est réglée en contrôlant le débit de vapeur (200-FIC-1203 / 1207) en cascade avec la température du fond d'EDC (200-TIC-1203H). Ainsi, la température de fond de colonne est contrôlée. Le condensât de vapeur de chaque rebouilleur est envoyé à la limite de la batterie grâce à un pot de condensats (200-V-57 A / B) à débit contrôlé (200-LV-1202 / 1203) basé sur le contrôle de niveau dans le pot de condensats (200-LIC -1202/1203).

Le niveau de liquide de fond dans la colonne EDC est contrôlé (200-LIC-1201) par le débit de fond (200-FIC-1501) envoyé à la colonne de récupération de solvant (SRC) 200 C 55. Le liquide de fond d'EDC, le solvant riche, est pompé par 200-MP-52A/B, à la colonne de récupération de solvant 200-C-55.

La colonne de distillation extractive fonctionne sous une pression légèrement positif en tête. La pression d'exploitation d'EDC est contrôlé par l'appoint/relâche de la pression de gamme divisée (200-PV-1201 A/B) sur le récepteur de tête d'EDC.

Une augmentation de la pression de service de la colonne peut être détectée par une alarme sur 200 PIC-1201, qui est fixé aux conditions de fonctionnement maximale de la colonne. La suppression de colonne est évitée par le verrouillage qui coupe l'alimentation de chaleur aux rebouilleurs.

Les conditions de service d'EDC (la colonne de distillation extractive 200-C-51) sont :

- - Température de sommet             $86^{\circ}\text{C} - 89^{\circ}\text{C}$
- Température de fond                 $165^{\circ}\text{C} - 166^{\circ}\text{C}$
- Pression de sommet                 $0.67 \text{ Kg}/\text{cm}^2$
- Pression de fond                       $1.27 \text{ Kg}/\text{cm}^2$

Une caractéristique importante de GT-BTX, le système de distillation extractive est le contrôle des performances d'extraction aromatique grâce à la composition du solvant / charge. La conception GTC comprend également la possibilité d'addition d'eau au fond de la colonne de distillation extractive, 200-C-51. Ce n'est pas appliqué dans des conditions normales d'exploitation, et quand il est nécessaire, l'eau est introduite à une quantité contrôlée (mesurée par 200FI-1208). [11]

### II-2.2.2 Récupération du solvant :

La récupération du solvant est effectuée dans la colonne de récupération de solvant, 200-C-55. Le solvant riche (solvant plus aromatiques) à partir de la colonne de distillation extractive (EDC) 200-C-51 alimente la colonne de récupération de solvant (SRC) 200-C-55 sur le 3<sup>ème</sup> plateau.

La colonne 200-C-55 contient 17 plateaux avec un garnissage au-dessus de l'alimentation. Le garnissage assure que les aromatiques volatiles sont complètement séparés du solvant. Le solvant pauvre est récupéré au fond de la colonne et il est recyclé vers la colonne de distillation extractive, 200-C-51, tandis que les aromatiques sont strippés de tête, le débit d'alimentation de SRC est contrôlé (200-FIC-1501) par le contrôle de niveau (200-LIC-1201) sur le fond d'EDC (200-C-51). [11]

Par ailleurs, la vapeur de stripage provenant du circuit d'eau sera injectée au fond de la colonne afin d'aider le stripage des aromatiques. Les vapeurs de tête (aromatiques + eau) sont totalement condensées dans le condenseur de SRC 200-EA-52 et elles sont sous-refroidies dans le refroidisseur de tête, 200-E-8. Le liquide de tête est accumulé dans le ballon d'accumulation colonne récupération de solvant (200-V-2).

La température de sortie de 200-EA-52 sera suivie par 200-TI-1602 avec l'alarme à la température haute / basse. , ballon d'accumulation colonne récupération 200-V-2 est pompé par la pompe de reflux SRC 200-MP-70A/B, une partie comme retour de reflux pour la colonne SRC, le débit contrôlé par (200-FIC-1505), et le reste extrait des aromatiques envoyé sur le contrôle de niveau (200-LIC-1602 /200-FIC-1601) au bac de charge fractionnement 200-S-52.

L'eau de procède dans le produit de tête de SRC est séparé des aromatiques dans le récepteur de tête de SRC. L'eau décantée est envoyée par MP-200-73A/B sur contrôle du niveau de l'interface (200-LIC-1601), au réservoir tampon de l'eau 200-V-53 pour la circulation supplémentaire dans le procède. Tous les non-condensables dans le système de passage à travers les condenseurs de SRC (200-EA-52) et le récepteur de tête de SRC (200 V 2, ballon d'accumulation colonne récupération) passeront au système de vide d'éjecteur 200-J-51/52. Le vide dans la colonne est contrôlé par 200-PIC-1502 la boucle de contrôle.

Les éjecteurs à vapeur fonctionnent avec la vapeur LS, alimentée à une pression constante contrôlée par 200-PIC-1701. Le débit de vapeur est mesuré par 200-FI-1701, les éjecteurs sont de deux dimensions différentes selon des exigences de vide et les fuites d'air. Les vapeurs à la sortie de l'éjecteur contiennent surtout des vapeurs de l'eau avec des traces des aromatiques. Les vapeurs sont condensées dans 200-E-54 (condenseur avec eau ) et elles sont recueillies dans 200-V-52, tout reste non condensables des vapeurs dans 200-V-52 sont éliminés en les envoyant à 200-F-1 la chambre de combustion de four. Lorsque le four est en arrêt, le verrouillage détournera le flux de ventilation dans l'atmosphère.

Le ballon du condensat de l'éjecteur fonctionne toujours à une pression suffisante pour que les vapeurs circulent dans la chambre de combustion de four. Les liquides recueillis dans 200-V-52 sont phase-séparés en eau et hydrocarbures. L'eau est prélevée à partir de 200-V-52 par pompe du condensat de l'éjecteur, 200-MP-61 A/B, et elle est envoyé à la limite de batterie au système de traitement de l'eau, les pompes 200-MP-61 A/B fonctionnent avec le niveau du ballon 200-V-52.

Toute aromatiques humides recueillies dans 200-V-52 peut être manuellement drainées dans le système de drainage fermé des hydrocarbures (close drain). [11]

Les conditions de service de la colonne de récupération de solvant 200-C-55, sont les suivants :

- Température de sommet : 63 °C- 64 °C
- Température de fond : 175 °C
- Pression de sommet : -0.38 Kg/  $cm^2$
- Pression de fond : -0.21 Kg/  $cm^2$

Dans la colonne de récupération de solvant SRC on faire le chauffage avec rebouilleur 200-E-58 en utilisant la vapeur LS comme source de chauffage.

Le niveau dans les fonds de la colonne de récupération de solvant SRC est contrôlé par l'indication du niveau (200-LIC-1502) en cascade avec un régulateur de débit (200- FIC-1101) sur la ligne de solvant pauvre à 200-AE-1 le refroidisseur de solvant.

Pour les écarts de niveau de fond normal de SRC, Le contrôle de flux du solvant pauvre sera réinitialisé par un sélecteur de signal haut / bas de la commande de niveau pour maintenir le niveau de la SRC entre 40 - 60%. Cela est essentiel pour un service stable de la colonne de distillation extractive. Le flux de solvant peut également être réinitialisé manuellement en fonction de la considération de rapport du solvant /charge, selon la nécessité des variations d'alimentation de procède qui arrive de temps en temps. La pression de service de la colonne de récupération de solvant est contrôlée par le régulateur de pression (200 PIC-1502), qui règle le flux d'azote vers les éjecteurs 200-J-51 / 52.

Une petite partie du solvant pauvre venant du fond de la colonne de SRC (200-C-55) est acheminée à un débit contrôlé (200-FIC-1804) vers le régénérateur de solvant 200-C-52.

Le solvant pauvre à partir du fond de SRC 200-C-55 est pompé par la pompe de fond de SRC 200-MP-53A /B, à travers une série d'échangeurs de chaleur (200-E-51, 200-E-52, 200-E-15) pour récupérer la chaleur, puis renvoyé vers la colonne de distillation extractive 200-C-51.

Tout d'abord, le solvant pauvre est utilisé comme source de réchauffage pour vaporiser l'eau de procédé dans le générateur de vapeur 200-E-66.

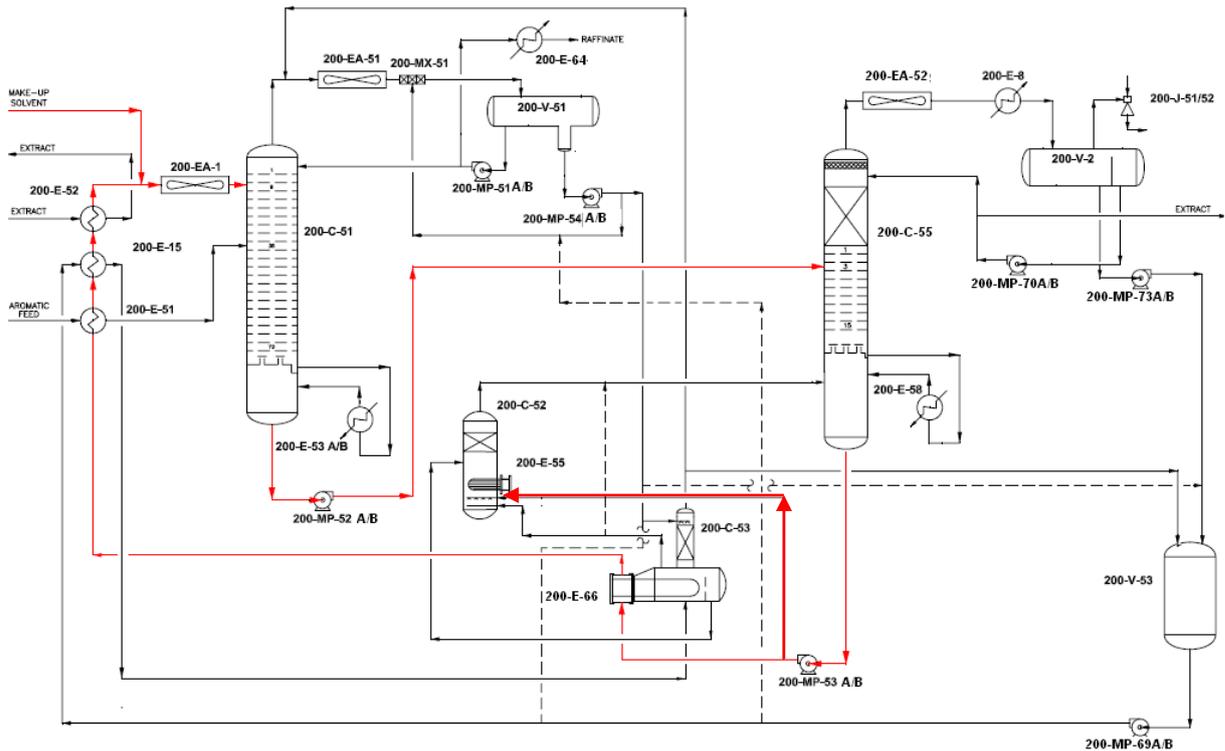


Fig II-5 : Circuit de solvant [11]

### II-2.2.2.3 Régénération de solvant :

Le solvant est stable dans des conditions de service normal. Toutefois, après une période de temps, le solvant peut se dégrader lentement à température élevée ou une fuite d'air vers le procédé. Les produits de dégradation sont de nature acide (corrosif).

Pour éviter cette corrosion due à la dégradation de solvant on injecte le Mono-Ethanol Amine (MEA) dans deux points :

Avant les refroidisseurs de solvant pauvre (200-EA-1).

Dans le mamelon de ballon du récepteur de tête d'EDC (200-V-51) pour ajuster le PH du solvant et de l'eau entre 6,5 et 7,5.

La vapeur de stripage générée dans le générateur de vapeur 200-E-66 est envoyée au régénérateur de solvant (200-C-52) afin d'aider la vaporisation du solvant. De plus, un rebouilleur interne 200-E-55 qui fonctionne avec la vapeur LS, est prévu dans le ballon pour alimenter la chaleur supplémentaire pour la régénération. La température de régénérateur de solvant au niveau de 175°C est à maintenir.

Le produit de vapeur de tête de 200-C-52 est composé de vapeur et de tout le solvant vaporisé est envoyé à la colonne de récupération de solvant SRC, comme milieu de stripage.

Le régénérateur de solvant est directement relié au fond de SRC et à cause de cela il fonctionne à la même pression de fond de SRC.

Tous les composants lourds de dégradation vont s'accumuler dans le fond de la colonne de régénérateur de solvant et ils sont purgés manuellement à travers un petit tuyau. [11]

#### **II-2.2.2.4 Génération de vapeur et circuit d'eau :**

La récupération de chaleur à partir du solvant pauvre chaud est exécutée par une série d'échangeurs de chaleur, comme mentionnée ci-dessus. L'un d'entre ces échangeurs est le générateur de vapeur 200-E-66, où la vapeur est produite à partir de l'eau de procédé qui est utilisée comme le milieu de chauffage solvant pauvre.

L'eau de procédé à partir des endroits différents dans l'unité est collectée et elle est récupérée. La boucle de l'eau dans le procédé de distillation extractive est généralement fermée, mais si l'alimentation d'hydrocarbure contient de l'eau appréciable, ou une fuite d'utilité intérieur se développe, le niveau d'eau peut augmenter en dépassant le niveau d'utilisation du procédé, tout excès d'eau peut être purgée d'un ou plusieurs endroits dans l'unité une fois que les impuretés d'hydrocarbures et du solvant sont abordées.

L'eau de procédé à partir du ballon d'accumulation de la colonne de récupération (200-V-2), accumulée dans le réservoir tampon de l'eau 200-V-53 est pompée par 200-MP-69A/ B.

D'abord, au préchauffeur d'eau 200-E-15 pour préchauffer l'eau de procédé jusqu'à 95°C l'échange se fait avec le solvant pauvre et puis au générateur de vapeur 200-E-66. Cet échangeur va vaporiser l'eau de procédé de préchauffage produisant la vapeur de stripage en utilisant le solvant pauvre chaud comme milieu de chauffage.

La vapeur de stripage générée dans 200-E-66 est utilisée pour faciliter le procédé de stripage dans la colonne de la SRC et la vaporisation du solvant dans le régénérateur de solvant.

L'eau provenant du mamelon du ballon (200-V-51) est pompée par la pompe 200-MP-54A/B vers le stripeur d'eau 200-C-53, où toute trace d'hydrocarbures contenus dans la phase aqueuse est strippée. Une petite portion de la vapeur produite dans le générateur de vapeur 200-E-66 fournit la chaleur qui est nécessaire pour l'évacuation des non-aromatiques dans les 200-C-53, stripeur d'eau. La vapeur de tête de stripeur y compris des hydrocarbures non-aromatiques est acheminée vers le condenseur d'EDC 200-EA-51 et les hydrocarbures provenant du stripeur d'eau est déplacés vers le produit de raffinât. Le niveau d'eau dans le générateur de vapeur 200-E-66 est contrôlé par un sélecteur de signal (200-FY-190I), soit par la purge de l'eau plus ou moins à 200-C-52 régénérateur de solvants, ou soit par le contrôle de l'eau envoyée par 200-MP-69A/B vers le générateur de vapeur 200-E-66 (via réchauffeur d'eau). [11]

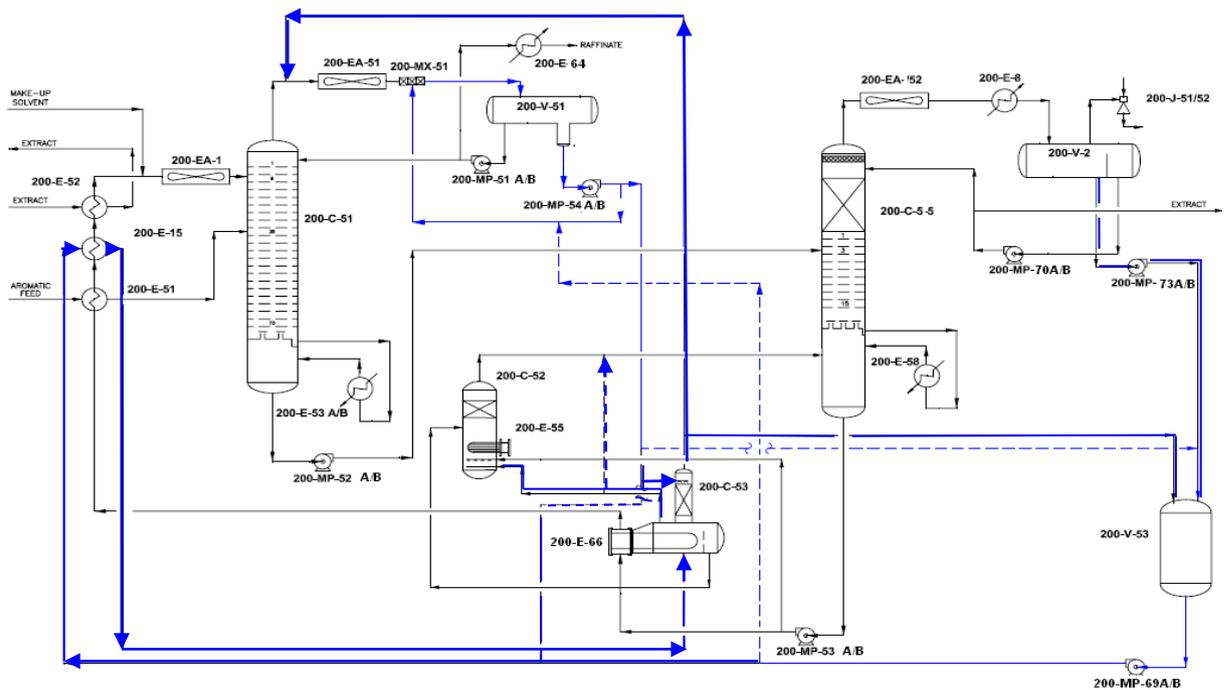


Fig II-6 : Circuit d'eau [11]

## II-2.3 Section fractionnement :

### II-2.3.1 Fractionnement de benzène :

L'alimentation des aromatiques traités à l'argile est sous le contrôle de débit et de pression et elle est envoyée au système de fractionnement du benzène. Deux colonnes de benzène 200-C-7 et 200-C-54 seront utilisées pour la réalisation de fractionnement.

L'alimentation à la première colonne de benzène d'abord, 200-C-7 sera envoyé à un point milieu. Le produit de haute pureté du benzène est soutiré au côté de liquide près du sommet de la colonne, recueillies dans le ballon 200-V-65, et pompé par 200-MP-64 A/B, avant d'être refroidi à 40 °C dans le refroidisseur 200-E-67 en utilisant l'eau de refroidissement.

Le débit du produit de benzène est contrôlé en cascade avec un contrôleur de température différentielle de plateau (200-FIC-2202 / 200-DTIC-2102) entre le plateau # 5 et # 16, afin de obtenu une pureté requise du produit.

Les vapeurs de tête (benzène drag) sont condensées dans les aéros 200-EA-3, et sous-refroidis, le liquide de tête sous-refroidi et recueillis dans le ballon 200-V-64 est envoyé par MP-200-74 A /B une partie pour le reflux de la colonne 200-C-7 avec le débit contrôlé en cascade avec le contrôle de niveau du ballon 200-V-64 avec (200-FIC-2101/200-LIC-2202).

L'eau condensée est séparée au pot de purge d'eau et elle est envoyée par gravité vers le ballon 200-V-53.

Les conditions de service de la colonne de benzène, 200 - C-7 sont les suivants:

- Température de sommet 95<sup>0</sup>C
- Température de fond 137<sup>0</sup>C
- Pression de sommet 0.57 Kg/cm<sup>2</sup>
- Pression de fond 1.06 Kg/cm<sup>2</sup>

La pression de tête est contrôlée par 200 PIC-2202, un contrôle de la gamme séparée avec l'addition / l'enlèvement d'azote au ballon (200-V-64).

Si la pression augmente dans le ballon jusqu'à ce que devient supérieure à la pression de tarage (200-PIC-2202), les vapeurs en excès sont purgées vers système de torche (Blow down) par l'intermédiaire du ballon (200-V-60), en ouvrant la vanne de contrôle 200 -PV-2202B vers la ligne de torche.

Par contre, si la pression dans le ballon (200-V-64) est inférieure à la valeur de tarage, un flux d'azote alimente ce ballon par l'ouverture automatique de la vanne de contrôle secondaire 200-PV-2202A Installée sur l'alimentation d'azote.

Le chauffage de la colonne de benzène est effectué par un four à trois bruleurs (200-F-1) mais considérés comme un rebouilleur. L'entrée de chaleur dans le four est réglée en contrôlant le gaz combustible qui est envoyé au four en cascade avec la température du plateau n° 59 de colonne de benzène, 200-TIC-2101G en cascade avec 200 - PIC-2115.

Le produit de fond de la colonne de benzène 200 - C-7 est pompé par la pompe 200-MP-62 A/B vers la colonne de toluène, 200-C-56 pour séparer le toluène en tête et les traces de C<sub>8</sub> au fond.

L'alimentation de la colonne secondaire de benzène le 200-C-54 sera envoyée à un point intermédiaire avec un débit contrôlé (200-FIC-2301). Le produit de haute pureté du benzène est extrait comme l'extrait latéral liquide près du sommet de la colonne et il est collecté dans 200-V-1 accumulateurs de benzène #2, et il est pompé par 200-MP-57A/B, avant d'être refroidie dans le refroidisseur 200-E-65.

Le débit du produit de benzène est contrôlé en cascade avec un contrôleur de température différentielle de plateau sur les plateaux au-dessus et au-dessous de l'extrait latéral (200-FIC-2401/200-TDIC-2302D) entre le plateau # 5 et # 19 afin de maintenir la qualité du produit dans la gamme requise.

Les vapeurs de tête (benzène drag#2) sont condensées dans le condenseur 200-EA-53, et sous-refroidi afin de minimiser toute perte d'hydrocarbures. La température de sortie de 200-EA-53 sera contrôlée par 200-TIC-2401, en ajustant le nombre de ventilateurs en service.

Le liquide de tête sous-refroidi et recueillis dans le ballon 200-V-55, il est envoyé par 200-MP-55 A/B la pompe de reflux du benzène, avec le débit contrôlé en cascade et avec le contrôle de niveau dans ballon (200-FIC-2402 / 200-LIC-2401).

L'eau condensée est séparée au pot de purge d'eau, et elle est envoyée sur le contrôle de niveau (200-LIC-2402) par la gravité au réservoir tampon de l'eau 200-V-53.

Les conditions de service de la colonne de benzène, 200 - C-54 est comme suit:

- Température de sommet : 95°C
- Température de fond : 137°C
- Pression de sommet : 0.57 Kg/cm<sup>2</sup>
- Pression de fond : 1.06 Kg/cm<sup>2</sup>

La pression de tête est contrôlée par 200 PIC-2401, un contrôle de la gamme séparée avec l'addition / l'enlèvement d'azote au ballon de benzène #2 (200-V-55).

Si la pression augmente dans le ballon jusqu'à ce que devient supérieure à la pression de tarage (200-PIC-2401), les vapeurs en excès sont purgées vers système de torche (Blow down) par l'intermédiaire du ballon (200-V-60), en ouvrant la vanne de contrôle 200-PV-2401B vers la ligne de torche.

Par contre, si la pression dans ballon (200-V-55) est inférieure à la valeur de tarage, un flux d'azote alimente ce ballon par l'ouverture automatique de la vanne de contrôle secondaire 200-PV-2401A Installée sur l'alimentation d'azote.

Le rebouillage de la colonne de benzène #2, 200-C-54 réalisé par le rebouilleur 200-E-63, qui est un rebouilleur thermosiphon vertical, en utilisant la vapeur LS comme milieu de chauffage. L'entrée de chaleur au rebouilleur de benzène est contrôlée en cascade par le contrôleur de température (200-FIC-2302/200-TIC-2302H) du plateau #57 de la colonne de benzène.

Le condensat de vapeur du rebouilleur est envoyé à la limite de batterie en passant par un pot de condensats, 200-V-59, à débit contrôlé basé sur le contrôle de niveau dans le pot de condensats (200-LIC-2302).

Le produit de fond de colonne de benzène 200-C-54 est envoyé par MP-200-56A/B à la limite de batterie comme produit concentré (toluène brut). Le niveau de liquide dans le fond de 200-C-54 est contrôlé par une boucle de contrôle de niveau en cascade avec le débit du produit de fond (200-LIC-2301 / 200-FIC-2303) qui est envoyé à la limite de batterie (600-S-30, 31, 33,34). [11]

### II-2.3.2 Fractionnement de toluène :

L'alimentation de la colonne de toluène est sous le contrôle de débit par 200-FIC-2103 en cascade avec 200 - LIC-2101, et elle est envoyée au milieu de la colonne de toluène 200-C-56. Les vapeurs de tête de la colonne de toluène sont totalement condensées dans le condenseur de toluène 200 -E-17, et le liquide condensé est recueilli dans le ballon (200-V-8), et pompé par la pompe de reflux du toluène 200-MP-65 A / B, une partie à débit contrôlé (200- FIC-2501), qui retourne à la colonne comme reflux et le reste envoyer vers 200-E-14 pour se refroidi puis envoyer à la limite de batterie (600-S-39,40) comme produit de toluène, cette opération se fait sur contrôle de niveau (200 - FIC-2601 en cascade avec (200-LIC-2601 ).

Les conditions de service de la colonne de toluène, 200 - C-56 sont les suivants:

- Température de sommet 124°C - 124.5°C
- Température de fond 129°C-130°C
- Pression de sommet 0.47 Kg/  $cm^2$
- Pression de fond 0.7 Kg/  $cm^2$

La pression de tête est contrôlée par 200 PIC-2602, un contrôle de la gamme séparée avec l'addition / l'enlèvement d'azote au ballon de toluène (200-V-8).

Si la pression augmente dans le ballon jusqu'à ce que devient supérieure à la pression de tarage (200-PIC-2602), les vapeurs en excès sont purgées vers système de torche (Blow down) par l'intermédiaire du ballon (200-V-60), en ouvrant la vanne de contrôle 200 -PV-2602B vers la ligne de torche.

Par contre, si la pression dans ballon (200-V-8) est inférieure à la valeur de tarage, un flux d'azote alimente ce ballon par l'ouverture automatique de la vanne de contrôle secondaire 200-PV-2602A Installée sur l'alimentation d'azote.

Dans la colonne de toluène 200-C-56 le rebouillage se fait par thermosiphon 200-E-60 utilisant la vapeur à LS. L'entrée de chaleur au rebouilleur de vapeur est contrôlée par le flux de vapeur en cascade avec la température de fond de colonne température (200-TIC-2503 A & 200-FIC-2502). Ainsi, la température de fond de colonne est contrôlée.

Le niveau inférieur de liquide dans la colonne de toluène est contrôlé par 200-LAH-2502/200-LAL-2502 contrôle de niveau avec le signal de démarrage/arrêt à la pompe de moteur au fond de colonne de toluène 200-MP-66 A/B en raison d'un très faible débit de fond du produit. Le produit de fond est refroidi dans 200-E-19 et il est envoyée par 200-MP-66 A/B à la limite de batterie. (600-S-30, 31, 33,34). [11]

### II-2.3.3 Traitement d'argile :

Les produits extraits aromatiques de la section d'extraction, stockés dans le bac de charge 200-S-52, sont pompés par la pompe de charge 200-MP-60A/B, à la section fractionnement, après avoir été préchauffé dans le préchauffeur d'extraction 200-E-52 avec le solvant pauvre chaud.

L'extrait des aromatiques préchauffé est envoyé aux échangeurs d'alimentation/d'effluent 200-E-56 A/B/C pour le réchauffement supplémentaire. L'étape finale est le réchauffeur 200-E-57, avec la vapeur MS, qui réchauffe l'alimentation jusqu'à la température de service appropriée, entre 175-95°C.

Les tours d'argile 200-V-54 A/B sont chargés avec de l'argile acide activé. L'argile élimine sélectivement les traces de contaminants qui peuvent empêcher de répondre à la spécification finale du benzène en absorbant partiellement les composés oléfiniques/ di oléfiniques et en agissant comme catalyseur acide de les polymériser en matériaux de haute température d'ébullition, qui sont enlevés au produit du fond de la colonne de benzène / toluène.

La pression des sorties des tours d'argile est contrôlée pour être supérieure à  $17,5\text{Kg}/\text{cm}^2$  g afin de maintenir les hydrocarbures à la tour d'argile sous la phase liquide à 195°C de température de service.

Les tours d'argile destinées pour éliminer les traces de l'humidité, les corps qui influent sur la couleur des produits de l'unité sont principalement :

- Les Oléfines, Dioléfines présents dans la charge.
- Thiophène, présent aussi dans la charge.
- Des polymères, dus à la dégradation du Tectiv-100. [11]

**II-3 Facteurs influant sur perte et qualité des solvants :**

Les facteurs influant sur les pertes et la qualité des solvants sont comme suit :

- Dégradation.
- Neutralisation.
- Perte de solvant dans raffinât.
- Perte de solvant dans extrait.

**II-4 Facteurs influant sur récupération des aromatiques :**

Les facteurs influant sur la récupération des aromatiques à un débit donné sont :

Taux de solvant et composition des alimentations Colonne d'ED

- localisation d'alimentation.
- Température au fond d'EDC.
- Teneur en eau dans solvant.
- Teneur en aromatiques dans solvant.
- Température d'alimentation.
- Teneur en hydrocarbure dans solvant pauvre.

**II-5 Facteurs influant sur pureté aromatique :**

Les facteurs influant à la pureté aromatiques à un débit donné sont:

- Débit de solvant.
- Pression d'EDC / de SRC.
- Teneur en eau dans solvant.
- Température d'alimentation de la colonne ED.
- Température de fond de la colonne ED.
- Température du solvant pauvre.
- Ratio de reflux.

## II-6 Liaison avec le laboratoire

L'unité de production et le laboratoire sont tout le temps en communication pour garantir la production de produit tel qu'ils sont demandés au marché, et minimiser les pertes surtout du solvant. Chaque jour il y a des prises d'échantillon sur les différentes parties de l'unité (V51 ,V2, fond C51, benzene#1, benzene#2,toluene#1, toluene#2,ainsi que les bac de charge extraction et fractionnement respectivement S32,S52 ) pour effectuer les bilans de matières, et le contrôle du composition et la densité de la charge et les produits finies (benzène, toluène) ainsi que la couleur de l'acide de lavage (AWC) pour le benzène et le toluène (trois fois par jour) , ce type d'analyse s'appelle les analyses de routine.

### II-6.1 Les méthodes d'analyse dans le laboratoire pour l'unité 200 :

#### II-6.1.1 L'analyse de la couleur par la méthode de couleur d'acide de lavage (norme ASTM D 848) :

Cette méthode est visuel basé sur la comparaison de la couleur de la couche acide avec celle des solutions de références déjà préparés et numérotés de 0 à 14 chaque numéros correspondant à une couleur.

Le but de cette analyse c'est que le marché exige une certaine couleur des aromatiques qui est inférieure ou égale à 1. Dans le laboratoire en prend une quantité de l'acide sulfurique  $H_2SO_4$  égal à 7ml, en lui rajoute une quantité suffisante d'échantillon d'aromatique jusqu'à atteindre 28ml, on mélange bien pendant 45 second, et si il y a présence d'impureté ils vont réagir avec l'acide et vont donner une couleur, on laisse reposer le tube d'essai pendant 5 min, cette dernière est comparée aux autres couleurs des produits de référence qui sont début de 0 jusqu'à +14.

#### II-6.1.2 L'analyse de la composition par la chromatographie en phase gazeuse :

Est une méthode d'analyse qualitative et quantitative permettant de séparer les différents constituants d'un mélange liquide ou gazeux.

- Qualitativement, cela permet d'identifier les constituants d'un mélange.
- Quantitativement, cela permet de donner la composition d'un mélange.

Il permet de déterminer la composition du composé aromatique ainsi que la charge (reformat léger) par l'injection d'un microlitre dans un chromatographe, et la composition est donnée par des surfaces de pique et le temps d'apparition de chaque constituant qui est étalonné dans l'appareil précédemment.

### II-6.1.3 Détermination de la densité à 15°C par la norme (ASTM 4052-96) :

Seringue de 2ml, on injecte l'eau distillé et dégazé pour calibrer à 15°C, on injecte en continu le produit par l'intermédiaire de la seringue jusqu'à on élimine les bulles d'air dans le capillaire de l'appareil.

A la fin on lit le résultat de densité directement sur l'écran.

#### ➤ Caractéristiques commerciales du benzène :

Tableau II-2 : Caractéristiques commerciales du benzène

Densité relative à 15 °C	0.883 – 0.886
Non aromatique (% V)	0.13
Benzène (% V)	99.83
Toluène (% V)	0.04
Couleur	≤1

#### ➤ Caractéristiques commerciales du Toluène :

Tableau II-3 : Caractéristiques commerciales du Toluène

Densité relative à 15 °C	0.87 – 0.872
Non aromatique (% V)	0.01
Benzène (% V)	0.1
Toluène (% V)	99.89
Couleur	+1

## II-6.2 Les analyses de routine :

Tableau II-4 : Les analyses de 24/04/2023 à 19H:00(ANNEX V)

	charge extraction	v2	v51	benz#2
Non- aromatique	75.76	0.04	92.60	0.01
Benzène	17.48	69.32	7.36	99.98
Toluène	6.76	30.64	0.04	0.01
C <sub>8</sub> Aromatique	/	/	/	/
solvant	/	abs	abs	/
PH	/	/	/	/
AWC	/	/	/	+1

Tableau II-5 : Les analyses de 25/04/2023 à 7H:00. (ANNEX VI)

	charge extraction	v2	v51	benz#2
Non- aromatique	76.07	0.06	93.03	0.01
Benzène	17.46	64.95	6.96	99.98
Toluène	6.47	33.99	0.01	0.01
C <sub>8</sub> Aromatique	/	/	/	/
solvant	/	abs	abs	/
PH	/	/	/	/
AWC	/	/	/	+1

**CHAPITRE III : ETUDE SPECIFIQUE  
COMPARAISON ENTRE LE PROCEDE  
ARCO ET GTC**

### **III- Comparaison entre la distillation extractive et l'extraction liq/liq :**

#### **Introduction :**

SONATRACH décide de choisir le procédé GTC pour la rénovation de l'unité 200, cette réhabilitation est basée sur l'étude de toutes les possibilités sur tous les plans, donc, il nous paraît nécessaire de comparer le procédé proposé par **GTC** avec l'ancien procédé proposé par **ARCO**.

#### **III-1 Mérite du procédé de GT-BTX par rapport l'extraction de Liquide-Liquide (LLE)**

Les moyens traditionnels de purification des matières d'alimentation aromatiques, tel que BTX, est la distillation extractive (ED) utilisée en conjonction avec extraction liquide-liquide (LLE). GTC a pris ce procédé fondamental et il a amélioré les opérations de transfert de masse éprouvées, en optimisant le solvant et les équipements, il en résulte un système autonome de distillation extractive et il évite de recycler l'hydrocarbure et il réduit le nombre total des équipements et aussi il réduit la consommation des utilités.

Nous avons donc cherché à comparer la flexibilité, la performance, les coûts d'investissements et de production.

Il en a résulté les points suivants :

##### **III-1.1 Nombre d'équipements nécessaires :**

A cause de mélange intime entre le solvant (sulfolane) et la charge d'extraction (reformat léger) les procédés d'extraction liquide/liquide nécessitent une étape supplémentaire afin de récupérer le solvant du raffinat et de l'extrait.

Dans un mélange contenant des aromatiques et non aromatiques, la volatilité relative des composants non-aromatiques est améliorée par rapport celle des composants aromatiques dans la présence du solvant.

La différence du point d'ébullition entre le solvant riche et les non-aromatiques qui favorise la distillation extractive et évite l'entraînement du solvant par les produits en circulation et évite ainsi le besoin d'un quelconque traitement du raffinat ou de l'extrait.

Les pertes de solvant sont minimisées de manière maximale et en cas d'opération normale le contenu de solvant du raffinat ou des produits d'extrait se maintient à un niveau très limité (**1-2 ppm** en opération normale).

La technologie de distillation extractive requiert seulement l'exploitation de **2** colonnes au lieu de **5** dans le cas de procédés liquide/liquide. Le résultat est un coût capital moindre, une surface d'implantation moindre, une opération plus facile.

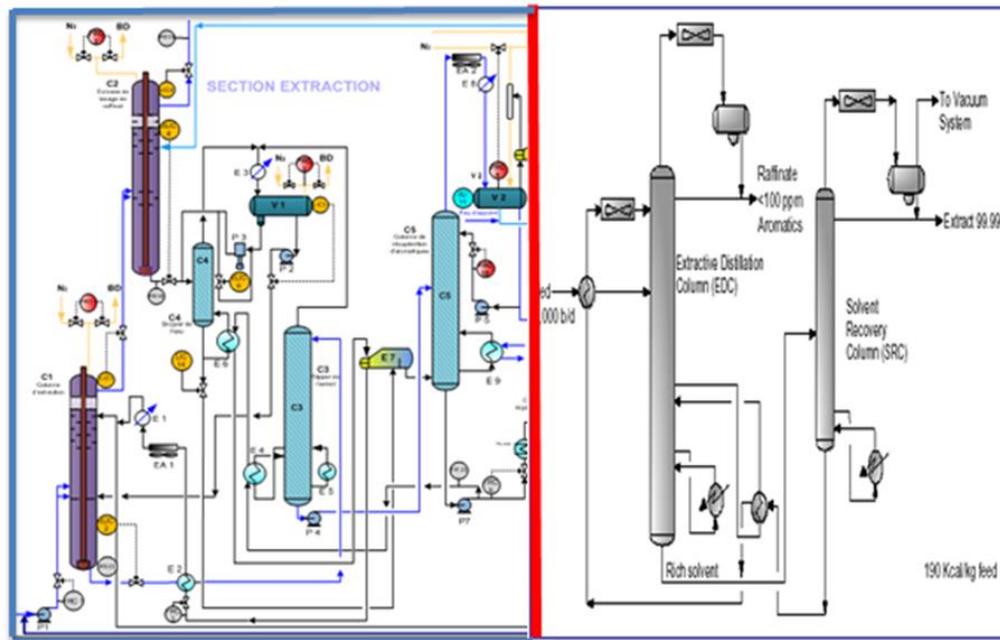


Fig III-1 : La réduction de nombre de colonne par le nouveau procédé GTC

L'équipement utilisé dans la distillation extractive est réduit à deux simples colonnes de distillation à plateau de clapet, facile à opérer, la maintenance est moindre. Par contre, dans le procédé d'extraction liquide/liquide des équipements comme les extracteurs comportant des disques rotatifs avec un moteur électrique qui nécessite la variation de nombre de tours et se caractérise par une fiabilité réduite et nécessite un entretien plus important.

L'unité de distillation extractive est une unité de récupération d'aromatiques qui peut fonctionner sans problème jusqu'à une durée de **4 ans** sans arrêt pour l'entretien annuel.

### III-1.2 Contrôle Du procédé :

La distillation extractive est basée sur une technique de séparation vapeur/liquide et offre une flexibilité pour contrôler les variables de procédés critiques basé sur le DCS dans la salle de contrôle. Par conséquent les procédures de démarrage, d'exploitation et d'arrêt sont plus simples.

La colonne de distillation extractive contient deux phase seulement vapeur dans la tête comme raffinat pauvre en aromatiques et liquide dans le fond comme extrait riche en aromatiques, ce qui facilite le contrôle des paramètres de procédé (P, T, L).

La manipulation du procédé de distillation extractive demeure plus simple à cause de la nature même du procédé de distillation qui est connu et maîtrisé par les opérateurs et les ingénieurs en raffinage.

Par contre, le procédé d'extraction liquide/liquide est plus complexe, puisqu'il demande un équilibre entre les trois phases (raffinat, extrait, une émulsion entre les deux phases précédentes), ce qui rend le réglage de débit de recyclage, et débit de solvant, plus de ça le contrôle se fait par la pneumatique.

### III-1.3 Régénération du solvant :

Le système **GTC** intégrant le régénérateur de solvant dans le système **SRC** éliminera tout problème relatif à la continuité opérationnelle du fonctionnement de cette unité (pas de rupture de production). Le régénérateur de solvant est intégré avec le générateur de vapeur de stripping et la colonne de récupération du solvant.

Par contre, la régénération de solvant dans le procédé d'extraction liquide/liquide se fait on discontinue, ce qui oblige l'arrêt de l'unité.

### III-1.4 Charge :

L'estimation de GTC montre que pour le même contenu en oxygène dans la charge le procédé de distillation extractive est environ 100 fois moins corrosif que les technologies d'extraction liquide/liquide.

Concernant la composition, l'opérabilité et la flexibilité les charges sont aussi des critères de choix et de sélection des procédés de récupération des BTX.

L'extraction liquide/liquide est limitée par le nombre de carbone par l'inefficacité du solvant à extraire proprement les composés aromatiques plus lourds dans la phase liquide.

Le processus de GT-BTX n'a pas ces limitations. Les Composants légers vont facilement au jet de raffinat sans recirculation interne en raison de leur haute volatilité. Les composés aromatiques plus lourds sont complètement récupérés en dépit de leur forte attraction dans le solvant en raison de leur point d'ébullition plus élevés .

En termes de contenu en composés aromatiques de matière de base, le système de LLE ne peut pas directement traiter les alimentations riches, parce qu'il n'y aura pas de séparation de phases avec des charges contenant plus de (75% – 80%) de composés aromatiques. Avec le contenu très bas de composés aromatiques, le taux de solvant de circulation dans des systèmes de LLE devient trop haut pour être économique.

Le processus de GT-BTX n'exige pas une séparation de phase et peut efficacement fonctionner à travers pratiquement la gamme entière du contenu en composés aromatiques dans la charge.

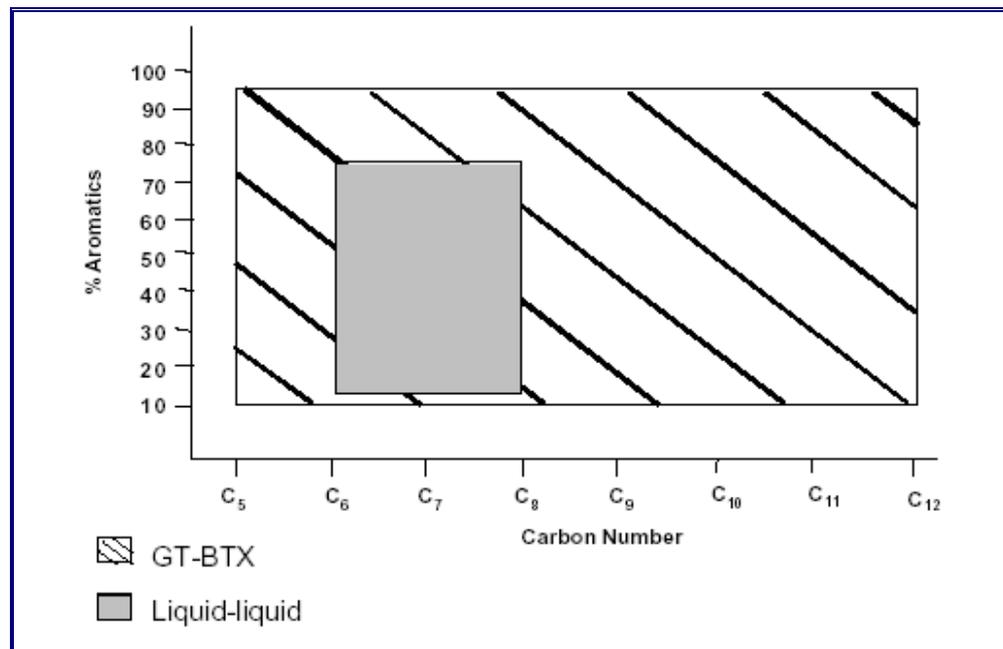


Fig III-2 : Domaine d'application des deux procédés en matière de charge

Tableau III-1 : Comparaison avec d'autres solvants de distillation extractive.

SOLVENT	Volatilité Relative
Techtiv-100	2.44
Sulfolane	2.00
N-methylpyrrolidone	1.95
N-formylmorpholine	1.89
Glycol blends	1.35

➤ **Commentaire :**

Plus la valeur de la volatilité relative est grande plus la séparation est efficace, (cas de Techtive100).

Le Techtive100 permet de maintenir une sélectivité appropriée entre les composés aromatiques et non aromatiques dans l'EDC. En effet, il affiche une meilleure sélectivité à une teneur en hydrocarbures plus faible par rapport à la teneur en solvant. Cela se traduit directement par une volatilité relative très élevée. Il est donc important de noter que plus la teneur en aromatiques dans la charge est élevée, plus le rapport solvant/charge doit être élevé pour maintenir une sélectivité adéquate.

Le Techtive100 a tendance à absorber plus facilement les composés aromatiques. Par conséquent, il est essentiel d'utiliser un solvant adéquat capable de modifier la volatilité de manière à ce que le benzène soit moins volatil que les composés non aromatiques (raffinat).

### III-1.5 Comparaison entre les consommations en utilités avec notre unité actuelle:

Tableau III-2 : Comparaison entre ARCO et GTC en consommation en utilités.

Utilités				
Consommation de l'Utilité	Vapeur 30 bar	Eau de refroidissement	Fuel gaz (enthalpie) procédé	Electricité
	T/h	m <sup>3</sup> /h	kcal/h	Kwatt/h
U 200 (test de performance 1983) production de 90000 t/an de benzène	20.221	182.6	3.36	427
Unité 200 réhabilitée Production de 180000 t/an de benzène	41,1	136.5	2,8	480

On a préféré faire la comparaison entre deux cas réels, le premier est celui du test de performance de **1983** ; le deuxième est celui des consommations prévues pour la nouvelle unité. En prenant en compte la différence entre la nouvelle capacité de production qui est supérieure à la capacité initiale, on en déduit l'impact de la diminution de la consommation énergétique sur le coût de la production et donc sur le prix de vente. On note cependant l'augmentation de la consommation en eau de refroidissement due à la nature même du procédé de distillation extractive qui est un procédé thermo chimique et donc l'opération se fait à de plus hautes températures que celles de l'extraction liquide/liquide, mais aussi l'augmentation des capacités dans la section fractionnement.

**III-1.6 Coût de l'investissement :**

Après le choix de rénovation de l'ancienne unité et car la réhabilitation ne touche pas les équipements on bonne état (C7, V2, F1, E8, E17, E19...etc.), cette réhabilitation c'est un gain pour Sonatrach.

On remarque que pour approximativement les mêmes capacités de traitement, la rénovation d'une unité est plus intéressant financièrement que l'installation d'une nouvelle unité.

La durée d'amortissement en est aussi plus courte donc plus rentable. La rénovation des installations déjà existantes se révèle plus avantageuse en coût mais aussi indéniablement en temps de réalisation de l'ouvrage.

Etant donné que les informations théoriques ne peuvent suffire à elles seules à confirmer les performances d'un procédé (comme dans le cas de l'extraction liquide/liquide ou l'unité n'a pu finalement tenir les promesses souhaitées, nous nous sommes intéressé aux performances réelles du procédé GT-BTX<sup>SM</sup> et les résultats sont représentés dans le tableau ci-dessous : ces valeurs font partie de la feuille de marche d'une journée normale ou le taux de marche est de 100% .

Tableau III-3 : Performances réelles de GTC selon le design.

<b>Paramètres</b>	<b>Résultats</b>
<b>Charge de la colonne de « EDC » (Baril par jour)</b>	<b>26,42</b>
<b>Pureté en benzène (% pds)</b>	<b>99,995</b>
<b>Pureté en toluène (% pds)</b>	<b>99,99</b>
<b>Taux de récup du benzène (% pds)</b>	<b>99,9</b>
<b>Taux de récup du toluène (% pds)</b>	<b>99,99</b>
<b>Solvant dans le raffinat (ppm)</b>	<b>&lt;1</b>
<b>Solvant dans l'extrait (ppm)</b>	<b>&lt;1</b>
<b>Aromatiques dans le raffinat (ppm)</b>	<b>0,01</b>
<b>Consommation d'énergie (kcal/kg)</b>	<b>190</b>

Tableau III-4: Comparaison en terme économique.

	<b>Réhabilitation d'une unité de distillation extractive</b>	<b>Expansion d'une unité d'extraction liquide- liquide</b>
<b>Charge (reformat) tonnes</b>	<b>4000</b>	<b>3500</b>
<b>Coût de l'installation (millions \$)</b>	<b>3,5</b>	<b>6,5</b>
<b>Durée d'amortissement (années)</b>	<b>1,2</b>	<b>2,2</b>
<b>Rendement</b>	<b>85%</b>	<b>44%</b>

**III-1.7 Comparaison avec d'autres procédés de récupération des aromatiques :**

Tableau III-5 : Résumé de comparaison entre le procédé GTC et ARCO.

<b>Éléments</b>	<b>GT -BTX</b>	<b>Extraction Liquide- Liquide</b>	<b>Autres systèmes d'ED</b>
<b>Nombre d'équipements nécessaires</b>	<b>2</b>	<b>5</b>	<b>2-3</b>
<b>Coût d'investissement</b>	<b>Base</b>	<b>Base +30 à 40%</b>	<b>Base +30%</b>
<b>Taux de récupération des aromatiques (% pds)</b>	<b>99,9</b>	<b>&lt;98</b>	<b>&lt;98</b>
<b>Pureté des aromatiques (% pds)</b>	<b>99,99</b>	<b>&lt;99,9</b>	<b>&lt;99,9</b>
<b>Consommation en énergie</b>	<b>Base</b>	<b>Base plus 20% à 30%</b>	<b>Base plus 20% à 30%</b>
<b>Flexibilité de la charge</b>	<b>C5- C9</b>	<b>C6-C8</b>	<b>C6-C7 seulement</b>
<b>Contrôle du procédé</b>	<b>Facile et direct</b>	<b>Recyclages multiples</b>	<b>Facile</b>
<b>Consommation du solvant</b>	<b>base</b>	<b>Base + 60 %</b>	<b>Base +30 %</b>
<b>Dimension de l'unité</b>	<b>Base</b>	<b>Base + 50%</b>	<b>Base +30 %</b>

### **III-2 Les avantages de distillation extractive:**

L'utilisation de la distillation extractive comme une opération autonome est excellente pour les quatre raisons suivantes :

#### **a. Séparation facile et claire entre hydrocarbures non-aromatiques et aromatiques :**

Les colonnes de distillation extractive (EDC) éliminent les composés non aromatiques en augmentant leur volatilité relative en présence de solvants.

Par conséquent, les systèmes ED n'utilisent pas le recyclage interne des hydrocarbures au bas de la colonne, comme c'est le cas du reflux du stripper dans les systèmes d'extraction liquide-liquide, qui est nécessaire pour la solubilité des hydrocarbures non-aromatiques plus légers dans la phase liquide au fond de la région riche en solvant.

#### **b. Le système de lavage à l'eau de raffinât n'est pas requis :**

Le système ED ne nécessite pas de tour séparée de lavage à l'eau pour éliminer le solvant du raffinât. Dans la distillation extractive, le solvant à haute ébullition est introduit dans une opération de distillation et la séparation entre les hydrocarbures et le solvant est fonction de la volatilité relative. La volatilité du solvant est la plus basse, par rapport aux autres composants, de telle sorte qu'il va au fond de la tour. À l'opposé de l'extraction liquide-liquide; où il y a une certaine solubilité du solvant dans le raffinât, au sommet de la colonne d'extraction, qui nécessite une étape supplémentaire pour la récupération du solvant par lavage à l'eau du raffinât dans une autre colonne, à part.

#### **c. Réduction de coût d'investissement :**

Le coût d'investissement du système autonome ED est beaucoup plus bas que celui du système d'extraction liquide-liquide, car il évite l'exigence d'un grand contacteur liquide-liquide

#### **d. Contrôle plus simple du procédé :**

Dans le système ED, le bilan matière peut être directement contrôlé par l'entrée du rebouilleur. Contrairement au procédé d'extraction LL, où le rebouilleur du stripper, contrôle la séparation des aromatiques / non aromatiques en contrôlant simplement la quantité de recyclage interne. Dans le procédé de distillation extractive, en présence du solvant, les hydrocarbures non-aromatiques les plus lourds doivent être plus volatiles que les aromatiques plus légers. Pour les charges à large intervalle du point d'ébullition, le rapport du solvant sur la charge et la teneur en co-solvant peuvent être ajustés pour s'adapter aux changements raisonnables de qualité des alimentations.

**CHAPITRE IV : SIMULATION DU  
PROCEDE DE DISTILLATION  
EXTRACTIVE**

## **IV-Introduction**

Ce chapitre consiste à simuler par le logiciel HYSYS, la section distillation extractive plus exactement la colonne de la distillation extractive, dans le but de trouver les paramètres de marche les mieux adaptés pour minimiser les pertes de Benzène.

Ainsi, la simulation suit trois étapes distinctes :

La simulation du cas design afin de confirmer le choix du modèle thermodynamique choisit et de vérifier l'exactitude de la simulation.

La simulation du cas réel et ceci dans le but de l'utiliser par la suite pour optimiser les paramètres de marche.

L'optimisation des paramètres de marche afin d'obtenir les pertes selon le design.

### **IV-1 Description du simulateur HYSYS**

Le Hysys est un logiciel de simulation des procédés de génie chimie, développé par la société canadienne HYPROTECH. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant de la séparation bi et tri phasique simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique [12].

Ce logiciel est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées.

Il est aussi utilisé pour modéliser les unités existantes et assurer que les équipements sont par spécifications performants, ainsi évaluer et améliorer les procédés existants. Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent ce logiciel pour faire des calculs rapides en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.

Dans ce chapitre on va simuler la section distillation extractive de l'unité 200 en pratique dont l'objectif est de trouver les conditions optimales de marche pour réduire la quantité de benzène perdue dans le raffinant conforme à celui de design.

## IV-2 Simulation du procédé

### IV-2.1 Simulation du cas de design

Dans cette partie, on va simuler la section de distillation extractive en utilisant les données du constructeur (design), la simulation du cas design va nous permettre non seulement de confirmer le choix du modèle thermodynamique mais aussi de vérifier l'exactitude de la simulation.

Les données du cas design sont mentionnées dans les annexes.

### IV-2.2 Le choix du modèle thermodynamique

Le modèle thermodynamique choisit est : l'équation de UNIQUAQ car c'est le modèle recommandé dans le cas de la distillation extractive avec une charge multi composante.

### IV-2.3 Le schéma de la simulation de la section distillation extractive par le HYSYS

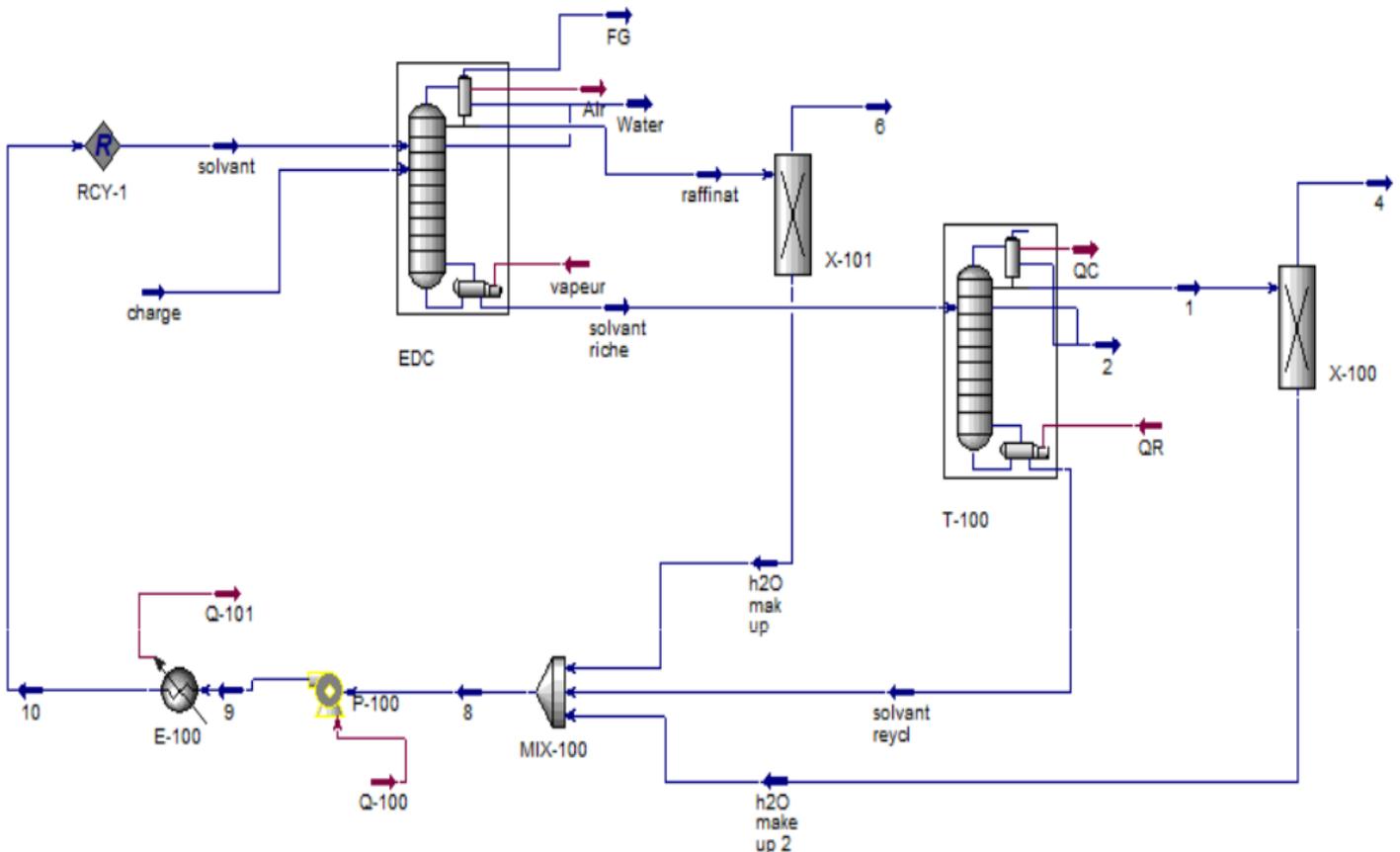


Fig IV-1: Schéma de la simulation de la section distillation extractive

## IV-2.4 Résultats de la simulation par rapport aux données du constructeur

Pour confirmer le choix du modèle thermodynamique on compare les résultats donnés par le logiciel HYSYS aux résultats design, en termes de débit et de composition du raffinat et du solvant riche.

### IV-2.4.1 Les débits massiques du raffinat et du solvant riche (kg/h)

Tableau IV-1: Comparaison entre les débits massiques donnés par la simulation et le design du raffinat et du solvant riche.

Débit massiques (Kg/h)		
	Simulation (HYSYS)	Design
<b>Raffinat</b>	49 100	49 273
<b>Solvant riche</b>	336 900	337 304

On remarque que les débits obtenus de la simulation sont proches à ceux donnés par le design, ce qui confirme le choix du modèle thermodynamique et la simulation.

### IV-2.4.2 La composition du Raffinat « fraction massique »

Tableau IV-2: Comparaison de la composition du raffinat entre la simulation et le design

Fraction massique		
	Simulation par (HYSYS)	Design
<b>C<sub>4</sub> paraffines</b>	0.09	0.09
<b>C<sub>5</sub> paraffines</b>	2.66	2.70
<b>C<sub>6</sub> paraffines</b>	51.46	52.42
<b>C<sub>7</sub> paraffines</b>	36.32	37.01
<b>C<sub>8</sub> paraffines</b>	0.12	0.14
<b>C<sub>9</sub> paraffines</b>	0.00	0.00
<b>C<sub>5</sub> oléfines</b>	0.00	0.00
<b>C<sub>6</sub> oléfines</b>	1.07	1.5
<b>C<sub>7</sub> oléfines</b>	0.38	0.86
<b>C<sub>8</sub> oléfines</b>	0.00	0.00
<b>C<sub>5</sub> naphtènes</b>	2.64	2.69
<b>C<sub>6</sub> naphtènes</b>	1.47	1.10
<b>C<sub>7</sub> naphtènes</b>	0.84	1.26
<b>C<sub>8</sub> naphtènes</b>	0.00	0.05
<b>Benzène</b>	0.16	0.16
<b>Toluène</b>	0.00	0.00
<b>C<sub>8</sub> aromatiques</b>	0.00	0.00
<b>Techtiv-100</b>	0.00	0.00
<b>H<sub>2</sub>O</b>	1.33	0.03

On remarque que les valeurs obtenues par simulation se rapprochent des données du constructeur ce qui confirme à nouveau le choix du modèle thermodynamique et la simulation.

Les différences constatées entre la composition du raffinat obtenue par la simulation et celle donnée par le design sont dues aux coefficients d'interactions existants dans la base de données du HYSYS.

De telle manière l'absence de certains coefficients ou l'incertitude de ces derniers sont à l'origine des différences constatées.

### **IV-2.4.3 La Composition Solvant riche « fraction massique »**

Tableau IV-3: Comparaison de la composition du solvant riche entre la simulation et le design.

<b>Fraction massique</b>		
	<b>Simulation par (HYSYS)</b>	<b>Design</b>
<b>C4 paraffines</b>	0.00	0.00
<b>C5 paraffines</b>	0.00	0.00
<b>C6 paraffines</b>	0.00	0.00
<b>C7 paraffines</b>	0.00	0.00
<b>C8 paraffines</b>	0.00	0.00
<b>C9 paraffines</b>	0.00	0.00
<b>C5 oléfines</b>	0.00	0.00
<b>C6 oléfines</b>	0.00	0.00
<b>C7 oléfines</b>	0.12	0.00
<b>C8 oléfines</b>	0.01	0.00
<b>C5 naphtènes</b>	0.00	0.00
<b>C6 naphtènes</b>	0.00	0.00
<b>C7 naphtènes</b>	0.00	0.00
<b>C8 naphtènes</b>	0.00	0.00
<b>Benzène</b>	7.18	7.40
<b>Toluène</b>	1.29	1.29
<b>C8 aromatiques</b>	0.00	0.00
<b>Techtiv-100</b>	90.86	91.01
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0.53	0.29

On remarque que les valeurs données par le constructeur et celles obtenues de la simulation sont très proches ce qui confirme le choix du modèle thermodynamique.

On remarque que les résultats obtenus de la simulation sont presque identiques aux données du design, les anomalies constatées sont dues aux coefficients d'interactions estimés par le HYSYS.

### IV-3 Simulation du cas réel

Après la confirmation du choix du modèle thermodynamique de la section de distillation extractive, nous allons reproduire la simulation de l'unité en tenant en compte du changement de la charge ainsi que les conditions de service appliquées, dans l'optique de vérifier la possibilité de réduire les pertes en Benzène.

Les données utilisées pour cette simulation sont celles d'un cas réel de l'année 2023.

#### IV-3.1 Composition de la charge

La qualité de charge utilisée est celle des bulletins d'analyses du laboratoire de la RA1K.

Tableau IV-4 : Comparaison entre la composition de la charge le 24/04/2023 et la composition de la charge du design.

	<b>La composition de la Charge réelle (24/04/2023)</b>	<b>La composition de la Charge selon le Design</b>
<b>C4 paraffines</b>	0.05	0.06
<b>C5 paraffines</b>	2.51	1.68
<b>C6 paraffines</b>	37.43	32.56
<b>C7 paraffines</b>	23.57	22.99
<b>C8 paraffines</b>	1.69	0.08
<b>C9 paraffines</b>	0.00	0.00
<b>C5 oléfines</b>	0.07	0.00
<b>C6 oléfines</b>	1.14	0.93
<b>C7 oléfines</b>	0.80	0.53
<b>C8 oléfines</b>	0.04	0.00
<b>C5 naphènes</b>	0.21	1.67
<b>C6 naphènes</b>	0.98	0.68
<b>C7 naphènes</b>	0.76	0.78
<b>C8 naphènes</b>	0.07	0.03
<b>Benzène</b>	22.27	32.36
<b>Toluène</b>	8.41	5.64
<b>C8 aromatiques</b>	0.00	0.00
<b>Techtiv-100</b>	0.00	0.00
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0.00	0.00

On remarque que la composition de la charge de la journée 24/04/2023 est différente de celle du design ce qui engendre un changement de paramètre de service.

### IV-3.2 Composition du Raffinat « fraction massique »

En comparant les résultats donnés par l'analyse au laboratoire avec des données d'analyse de design aux résultat donnés par la simulation.

Tableau IV-5: Comparaison entre la composition du raffinat donnée par la simulation et celle Obtenue par l'analyse chromatographique.

	Résultats d'analyse par design	Résultats d'analyse chromatographique donnés par laboratoire Ra1K (cas réel) 24/04/2023	Simulation Par (HYSYS) 24/04/2023
C4 paraffines	0.09	0.05	0.18
C5 paraffines	2.70	1.67	2.14
C6 paraffines	52.42	34.94	58.52
C7 paraffines	37	40.70	35.10
C8 paraffines	0.14	1.32	0.49
C9 paraffines	0.00	0.00	0.00
C5 oléfines	0.00	0.07	0.19
C6 oléfines	1.50	1.92	0.86
C7 oléfines	0.86	1.69	0.00
C8 oléfines	0.00	0.03	0.00
C5 naphtènes	2.69	0.18	0.62
C6 naphtènes	1.10	3.18	0.53
C7 naphtènes	1.26	2.72	0.00
C8 naphtènes	0.05	0.31	0.00
C9 naphtènes	0.00	0.00	0.00
Benzène	<b>0.16</b>	<b>7.36</b>	<b>1.12</b>
Toluène	0.00	0.04	0.00
C8 aromatiques	0.00	0.00	0.00
Techtiv-100	0.00	0.00	0.00
H <sub>2</sub> O	0.03	0.00	0.25

Dans le cas réel, la comparaison entre les résultats de la composition du raffinat par la simulation " HYSYS" et par l'analyse de design montre que les résultats sont proches ce qui confirme le choix du modèle thermodynamique. Mais entre la simulation et l'analyse chromatographique, on remarque qu'il y'a un écart important entre les deux valeurs de benzène sont dues aux coefficients d'interactions estimés par le HYSYS.

#### IV-4 Optimisation des paramètres de marche

Dans cette partie, on va essayer d'optimiser les paramètres de la colonne EDC afin de stabiliser la section et de minimiser les pertes.

Pour ce faire, on a choisi la journée 24/04/2023 déjà étudiée et modifier dans le simulateur HYSYS quelques paramètres de la colonne EDC afin de se rapprocher de la plage design des pertes de benzène l'intervalle est de 0.07 à 0.16 %.

Tableau IV-6: Résultats de simulation des paramètres de marche

Les conditions de marches de La colonne	Design	Valeur cas Réel par HYSYS	Valeurs des Cas design Obtenues par HYSYS
T° tête °C	89,1	91,3	91,3
T° fond °C	165	167	160
P° tête (kg/cm2_g)	0,67	0,62	0,68
P° fond (kg/cm2_g)	1.27	1.15	1.15
Reflux (R/F)	0,34	0,29	0,29
% benzène dans la charge	32,36	22.27	22.27
Solvant / Charge (S/C)	1,66-2,5	1.04	1.04
T° solvant à l'entrée °C	100-110	88	100
T° charge à l'entrée °C	93,4	72.5	80
Les pertes de benzène (%)	<b>0,07-0.16</b>	<b>1.12</b>	<b>0.11</b>

Pour minimiser les pertes de benzène, on remarque les paramètres actuels et la qualité de la charge s'éloignent considérablement de la plage design ce qui augmentent les pertes dans le raffinat selon nos résultats à travers le HYSYS.

A cet effet, il y a lieu de se rapprocher de la plage design dès que possible.

### IV-5 Etude économique

Le nouveau procédé distillation extractive produit par jour 493,15 tonnes de benzène. Le prix d'une tonne de benzène est de 1650 \$, soit une rentrée d'argent par jour de  $493,15 \times 1650\$ = 789040 \$$  soit par année une rente de 287999600 \$. Par contre l'ancien procédé par extraction liquide-liquide la production du benzène par est de 246,57 tonnes par jour, donc la moitié, le nouveau procédé produit le double de l'ancien qui est économique est avantageux. Donc le gain en dollar obtenu par le nouveau procédé, est : La production journalière de l'ancien est de 246,57T/j soit en\$  $246,57 \times 1000 \$ = 246570\$$  soit par année = 89998050\$. D'où le gain apporté par le nouveau procédé est de :

$$287999600 - 8999805 = \mathbf{198001550 \$/an.}$$

La réhabilitation de l'ancien pour obtenir un nouveau procédé a coûté 3500000\$. Donc la réhabilitation sera amortie en moins d'une année avec un bénéfice de :

$$198001550 - 3500000 = \mathbf{194501550\$}.$$

### IV-6 Evaluation des pertes en benzène pour les deux procédés

Les pertes générées par le nouveau procédé sont évaluées à 7,36% par rapport à la quantité de la charge des non aromatiques récupéré dans le raffinat.

Ces pertes sont estimées par jour de 100 % de taux de marche équivalent 109m<sup>3</sup>/h c à-d :  $2265,45T/J \times 75,76/100 = 1716,30T/J$ .

Les pertes sont estimées  $1716,30 \times 7,36/100 = 126,31$  Tonnes/ jour soit un manque à gagner pour une année de 76070197 \$.

Pour l'ancien procédé les pertes en benzène sont évaluées 12,23% par rapport à la quantité des non aromatiques récupère dans la tête de RDC comme raffinat.

Dans ce procédé le taux de marche 100% équivalent 88m<sup>3</sup>/h, c.-à-d : 1828,99T/J qui est presque la moitié du charge de nouveau procédé. Ce qui récupère une quantité de Raffinat égale  $1828,99T/J \times 74,86/100 = 1369,18T/J$  et engendre des pertes de benzène égale :  $1369,18 \times 12,23/100 = 167,45 T/J$ . Ces pertes peuvent être dangereuses d'un point de vue environnement et les retombées sur la santé du personnel et du voisinage (cancer, maladie respiratoire, etc.). parce que le raffina rentre dans la production des essences.

# **CHAPITRE V : SECURITE**

**V-1 SECURITE GENERALE :**

Le département chargé de la sécurité du complexe compte tout état de causes mettant en danger le complexe et son personnel.[13]

Il est compose de servies :

**V-1.1 Service d'intervention :**

Il se charge de toute intervention d'urgence conter tout incendie que déclare dans la raffinerie.

**V-1.2 Service de prévention :**

Ce service qui commande tout le matériel nécessaire pour prendre toutes les précautions afin d'éliminer tout dégât matériel et humain.

**V-1.3 Service surveillance :**

Assurer le contrôle systématique des mouvements humains et matériels et la surveillance des locaux annexes ainsi que les bords immédiats complexes.[13]

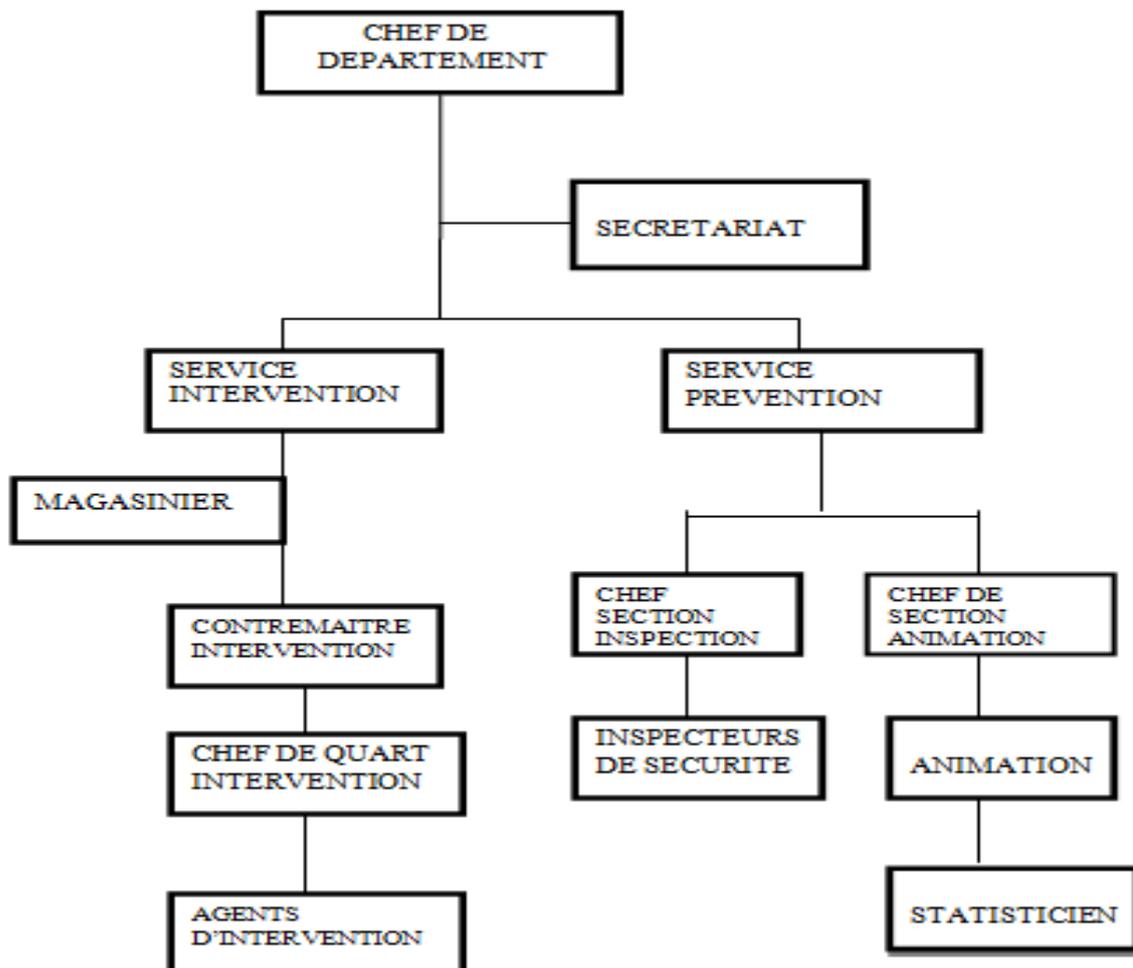


Fig V-1 : Organigramme du département sécurité.[13]

## **V-2 Les incendies :**

### **V-2.1 Généralités :**

Les produits pétroliers traités dans les unités de production sont inflammables et peuvent être explosifs.

L'incendie est une combustion vive résultant de l'action de l'oxygène sur le combustible.

Trois conditions nécessaires pour qu'il y ait une combustion (triangle de feu) :

- Présence d'un combustible
- Présence de l'oxygène
- Présence de la source d'inflammation.

Les bases de prévention d'une incendie consistent à éliminer au moins une de ces conditions pour suffire à cette condition il faut :

- Eviter d'atteindre les points d'auto inflammation des hydrocarbures.
- Eviter le contact des hydrocarbures avec l'oxygène en créant un milieu inerte.
- Opérer hors du domaine d'explosivité des hydrocarbures.
- Supprimer toutes possibilités de création d'une source d'amorçage (étincelle).
- Pour les limites d'explosivité, les valeurs sont données en pourcentage volumique des hydrocarbures par rapport à l'air.

### **V-2.2 Moyens de lutte contre les incendies :**

Comme matériel de première intervention, on utilise les extincteurs et suivants l'ampleur et la gravité de l'incendie on peut utiliser aussi les colonnes sèches et les robinets d'incendie armés.

#### **V-2.2.1 Obligations :**

- Port de casque de sécurité obligatoire à l'extérieur des locaux.
- Port des équipements de sécurité appropriés : gants, chaussures de sécurité, lunettes, écrans ou masques, tabliers, etc.[14]

**V-2.2.2 Interdictions :**

- De fumer hors des fumoirs.
- D'allumer des feux.
- De filmer ou de photographier.
- De dormir sur les installations.
- D'utiliser les résistances électriques.
- De nettoyer objets ou vêtements à l'aide d'hydrocarbures.
- De laver et sécher des vêtements.
- Encombrer les voies d'accès et de circulation. [14]

**V-2.2.3 Extinction :**

- Feux secs (bois, textile) utilisé : eau, mousse, sable.
- Feux gras (hydrocarbures, peintures) utiliser : poudre, mousse.
- Feux de gaz : fermer les vannes, refroidir l'équipement.
- Feux électriques: couper le courant, utiliser le  $CO_2$  et la poudre. [14]

**V-3 Types de permis ou autorisation de travail :****V-3.1 Le permis de feu ou autorisation de travail à chaud :**

Pour tous les travaux à feu nu pouvant créer des étincelles ou des produits chauds susceptibles d'enflammer un mélange de vapeurs, un contrôle d'atmosphère s'impose puisqu'on va mettre en oeuvre une énergie d'activation, il ne faut à aucun prix que l'élément combustibles s'y ajoute. [14]

**V-3.2 Le permis ordinaire ou autorisation de travail à froid :**

Est utilisé pour tout travail à l'intérieur de la zone d'exploitation (démontage d'un appareil, entretien d'un équipement...).

**V-3.3 Le permis de pénétrer ou autorisation d'entrée :**

Nul n'ignore par exemple le danger qu'il y aurait à pénétrer dans une capacité (colonne, bac...) sans s'être assuré au préalable par des contrôles répétés que l'atmosphère y est parfaitement respirable et ne comporte aucun risque d'intoxication.

Il nécessite l'intervention du service prévention et des mesures de concentrations en oxygène (teneur suffisante d'air respirable) et la recherche des substances toxiques ou dangereuses ayant pu être contenues ou présente dans la capacité ou l'appareil. [14]

### **V-3.4 Autorisation pour travaux de fouille :**

Pour tous les travaux d'excavation, pour la sécurité de tous il faut connaître les lieux où s'exécuteront ces travaux et signaler tous les dangers par exemple canalisation et câbles d'électricité et d'instrumentation enterrés. [14]

### **V-3.5 Permis pour utilisation de sources radioactives :**

Autorisation utilisée pour le contrôle des soudures. La zone doit être signalée par des pancartes (à trèfle rouge) et balisée par des rubans pour protéger les travailleurs des dangers d'irradiation.

L'emploi des sources radioactives est soumis à des mesures particulières, ne sont admis à opérer que des personnes habituées, choisies en fonction de leurs connaissances et de leur fonction.

- Tout permis est : Valable exclusivement dans un lieu donné, pour une opération ou travail donné et limite au temps du travail.
- La propreté des sols, le lavage des flaques de produits inflammables, le nettoyage des appareils et des installations est des éléments de sécurité importants puisqu'ils éliminent l'élément combustible.

### **V-4 Alertes :**

#### **V-4.1 Alerte simple :**

C'est une alerte qui est déclenchée à la suite d'un incident qu'on peut mettre aisément sous contrôle avec l'intervention d'une équipe de sécurité. Elle peut être aussi maîtrisée par l'équipe de production de l'unité ou les agents de maintenance en utilisant les moyens d'intervention existant sur place. [14]

#### **V-4.2 Alerte jaune :**

02 coups de sirène de 15 secondes espacés de 02 secondes, c'est une alerte qui est déclenchée à la suite d'un incident grave qui exige une intervention en force et bien coordonnée.

**Ex :** Grand incendie, importante fuite de gaz, rupture d'une tuyauterie, inondation...

### V-4.3 Alerte générale :

4 coups de 15 secondes espacés de 02 secondes, c'est une alerte qui est déclenchée à la suite d'un incident pouvant mettre en danger toutes les installations du complexe et la vie des travailleurs. [14]

**Ex:** Tremblement de terre, bombardement, propagation d'un incendie à plusieurs unités.

Cette alerte donne lieu à l'évacuation totale des unités.

### V-5 Points de rassemblements :

- Poste 1: parking A.D.M (F,ADM/SOC ,M,D)
- Poste 2 : devant l'atelier maintenance (G, T, A, P, I)
- Poste 3 : DRH (Personnel DRH)
- Poste 4 : poste de garde.

La fin d'alerte est déclarée par un (01) coup de sirène de 60 secondes.

Pour avertir directement le service intervention, un certain nombre de moyens sont disponibles dans la raffinerie : boîtes d'alarme ou téléphones.

#### ➤ Alarmes par boutons :

Celui qui donne l'alarme doit savoir que :

Tous les boutons se trouvent à l'extérieur déclenche automatiquement l'alarme une fois la vitre brisée. Par contre les boutons à l'intérieur doivent être poussés.

#### ➤ Alarmes par téléphone :

Celui qui donne l'alarme doit préciser :

- ✓ Son nom et prénom, sa fonction, le lieu exact de l'incident, la nature et l'ampleur du danger (Feu, Fuite, etc...). [14]

#### ➤ Que faire lorsqu'on est témoin d'un incendie ?

Lorsque c'est un début de feu que l'on vient à être témoin, le tout premier réflexe doit être de faire prévenir le service intervention et on peut alors attaquer le feu à l'aide des moyens disponibles extincteurs à poudres... dont il importe toujours de connaître l'emplacement et le fonctionnement.

Cette première action sera de circonscrire le feu (l'empêcher de se propager et ralentir son développement) en attendant l'arrivée du service intervention.

La rapidité de cette action est essentielle.[13]

Les moyens dont disposent les travailleurs diffèrent surtout par les agents extincteurs qu'ils mettent en oeuvre : ce sont les agents extincteurs qui éteignent le feu.

Les principaux agents extincteurs généralement utilisés au complexe sont : les poudres, l'eau, les mousses, la vapeur d'eau, le CO<sub>2</sub>.

Avec un extincteur l'attaque doit se faire à la base des flammes et dans le sens du vent.

Des exercices d'entraînement à la lutte contre l'incendie avec extinction de feux réels sur un terrain spécialement aménagé (école à feu) sont organisés fréquemment dans la raffinerie de façon à familiariser tout le personnel avec la conduite à tenir en cas de sinistre.[13]

### **V-6 Sécurité particulière :**

Pour organiser les mesures de sécurité, l'unité 200 à certaines spécifications qu'il faut prendre en considération.

Les installations technologiques sont dotées d'appareils et machines de grande dimensions en plein d'air, fonctionnent de jour comme nuit 24/24.

Les produits sont soumis lors de leur traitement à de différents paramètres d'ou risque d'incendies car les produits sont inflammables.

Le plus par des réactifs chimiques sont toxiques.[13]

#### **V-6.1 Toxicité du Tectiv100 :**

Le Tectiv100 peut être classé comme un produit chimique relativement nocif et toxique si on n'a pas fait les précautions appropriées.

Les précautions générales de sécurité s'appliquent à tous les produits chimiques, elle doit être prise :

- éviter toute possibilité d'aspiration du vapeur de solvant.
- Il faut éviter le contact prolonger avec la peau, ce produit provoque une irritation minime sur la peau et sur les yeux. [14]

## V-6.2 Toxicité Des Aromatiques :

Les aromatiques, et en particulier le benzène, peuvent exercer une action toxique sur l'organisme humaine si l'on ne prend pas les précautions convenables pour éviter leur contacte avec la peau donc les d'anges que l'on rencontre dans l'unité 200 sont :

- L'incendie.
- Risque d'explosion.
- Risque d'intoxication.
- Maladie professionnelle.
- Accident de travail courant.
- Risque chimique.

Le tableau ci-dessous représente le seuil maximal des substances toxiques dans l'air.

Tableau V-1 : Seuil maximal des substances toxiques dans l'air[14]

Hydrocarbures	PPM	mg/m <sup>3</sup>
Benzène	10	30
Toluène	100	375
Xylène	100	435

### V-6.2.1 Toxicité de benzène :

Les aromatiques en général sont des produits très toxiques, plus particulièrement le benzène provoque une maladie professionnelle appelée : BENZOLISME

- Le benzène a une action dissolvante sur les lipides du sang.
- L'introduction du benzène dans l'organisme entraîne des troubles nerveux et cérébraux.
- La toxicité est liée parfois à la transformation des substances dans l'organisme.

Exemple : l'éthylène-glycol, se transforme dans l'organisme en acide oxalique (substance plus dangereuse). [14]

On distingue deux niveaux d'intoxications :

#### ➤ Intoxication aiguë :

- Une atmosphère contenant 10 à 15mg de benzène par litre d'air est accidentelle après un séjour d'une heure.
- Une atmosphère contenant 60mg de benzène par litre d'air est mortelle après 5 min.

### ➤ Intoxication chronique :

Des troubles peuvent apparaître après un séjour de longue durée dans une atmosphère dont le taux benzénique est de l'ordre de 0.1mg/l d'air ou même moins. [14]

### V-6.2.2 Toxicité du toluène et des xylènes :

En matière d'intoxication aiguë, la toxicité du toluène et des xylènes est analogue à celle du benzène.

En ce qui concerne l'intoxication chronique, les résultats sont différents, pour la raison que le toluène et surtout les xylènes sont moins volatils que le benzène.

Les seuils de toxicité sont les suivants :

- toluène : 200ppm (soit 750mg/m<sup>3</sup> d'air)
- xylène : 100ppm (soit 435mg/m<sup>3</sup> d'air)

### V-6.3 Risque des aromatiques :

Le principe de prévention d'un incendie consiste à éliminer au moins une de ces conditions, pour cela il faut :

- opérer hors de l'intervalle d'explosivité des hydrocarbures.
- Eviter d'atteindre les points d'auto-inflammation.
- Eviter le contact des hydrocarbures avec l'oxygène en créant un milieu inerte.
- Supprimer toute possibilité de création d'une source d'inflammation (étincelle).

Les limites d'explosivités et les points d'éclair ainsi que les points d'auto-inflammation sont représenté dans le tableau ci-dessous :

Tableau V-2: Caractéristiques physiques de certains aromatiques.

PRODUITS	POINT D'ECLAIR °C	POINT D'AUTO-INFLAMMATION °C	LIMITES D'EXPLOSIVITES	
			Inférieur % volumique	Supérieur % volumique
BENZENE	11	555	1.2	8.0
TOULENE	6	535	1.2	7.0
ORTHOXYLENE	25	525	1.1	7.0
METAXYLENE	30	465	1.0	7.6
PARAXYLENE	25	525	1.1	7.0

**V-6.4 PREVENTION DU BENZOLISME :**

Les mesures pour remédier à un risque toxique peuvent être divisées en deux groupes :

**V-6.4.1 Prévention médicale :**

Les mesures de prévention médicale consistent surtout à suivre l'état de santé des travailleurs en leur faisant des visites médicales périodiques.

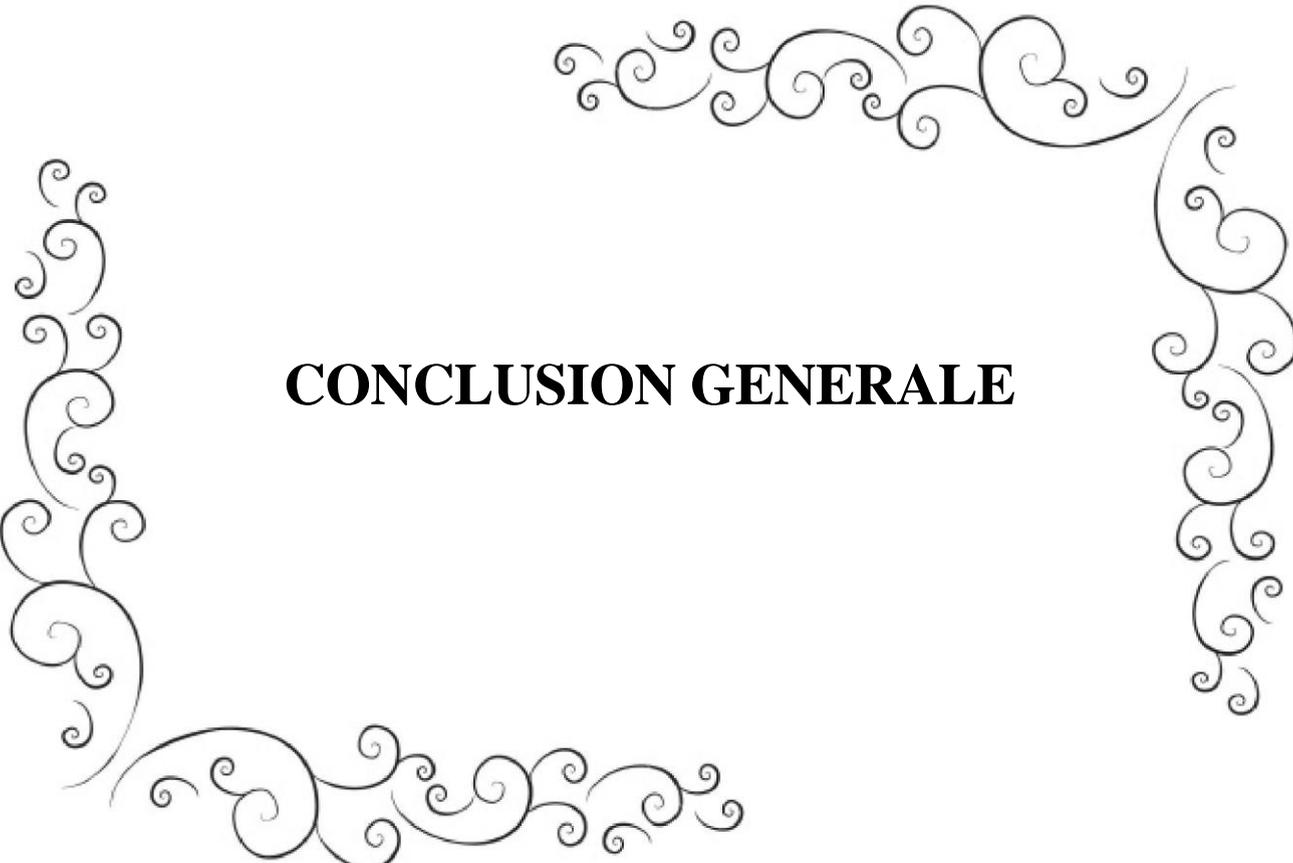
L'ouvrier doit éviter aussi de son côté les contacts fréquents avec les hydrocarbures. [14]

**V-6.4.2 Prévention technique :**

Pour les mesures de prévention technique, des systèmes de contrôle de l'atmosphère des lieux de travail doivent être installés.

Les ouvriers doivent être munis d'appareils et d'équipements de protection individuelle efficace.

L'utilisation d'autres produits comme solvant au lieu du benzène quand cela est possible fait partie aussi des mesures de protection technique. [14]

A decorative border composed of elegant, black scrollwork and flourishes. The border is rectangular, with the top and bottom edges featuring a series of connected, flowing scrolls. The left and right sides are composed of vertical, repeating scroll patterns that curve inward at the corners.

**CONCLUSION GENERALE**

### CONCLUSION GENERALE

Les hydrocarbures aromatiques ont une grande importance dans le domaine de la pétrochimie comme matières premières pour l'obtention de divers produits finis

D'après la comparaison qu'on a effectué on conclut que la rénovation de l'unité 200 touche plus particulièrement la section d'extraction mais, la section fractionnement reste identique avec l'ajout uniquement de la deuxième colonne pour benzène pour augmenter la capacité de production du benzène jusqu'à 180000 t/an.

Le degré de pureté des produits obtenus est toujours dans l'intervalle des exigences du marché extérieur (99.99%).

A cause des problèmes de stabilité de l'unité où on a été affecté, nous nous sommes donc limités à l'étude comparative entre le nouveau et l'ancien procédé de séparation des aromatiques.

On conclut, que les problèmes qui influent sur la stabilisation de l'unité 200 sont :

- La variation de la composition de la charge en aromatiques provenant de l'unité du reforming catalytique U100.
- Les fuites de vapeur au niveau des rebouilleurs.

Le solvant utilisé est le Tectiv100 quand il se dégrade il devient acide et parmi ses produits de décomposition des polymères très acides provoquant la dégradation du métal par corrosion de même que ces polymères provoquent le bouchage des tuyères, mais heureusement dans le procédé GTC on travaille à basse température (<200°C) ce qui minimise cette dégradation.

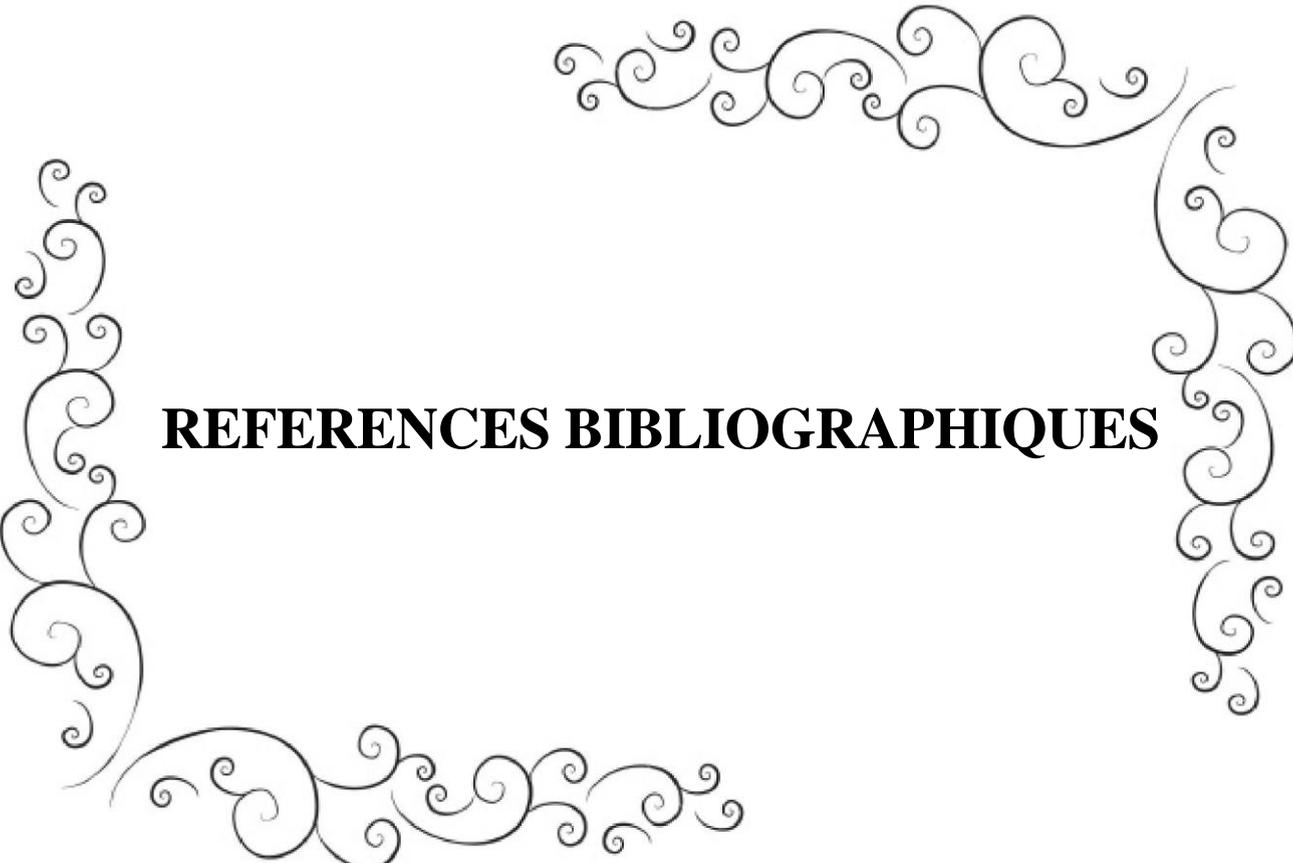
L'avantage du procédé de distillation extractive a doublé la production, pour une consommation en électricité, en gaz et en vapeur presque égale, le seul inconvénient le débit d'eau de refroidissement car le procédé fonctionne à des températures < 200°C.

De même que la rénovation d'une unité est plus intéressante financièrement que l'installation d'une nouvelle unité car la durée d'amortissement est plus courte, le temps de réalisation de l'ouvrage aussi et que la réhabilitation a gardé les équipements on bonne état (C7, V2, F1, E17, E8...etc.), cette réhabilitation est un gain pour la Sonatrach.

La comparaison entre les résultats des pertes en benzène déduite de la composition du raffinat par la simulation " HYSYS" et par analyse pour le cas design sont très proches (1,12 par simulation et 0,16 pour le design), ce qui confirme le choix du modèle thermodynamique. Par contre par l'analyse chromatographique ; on remarque qu'il y a un écart important de 7,36. On pense que cet écart est dû à un problème d'imprécision d'analyse, ou à l'appareil de chromatographie mal étalonné ?

D'après la partie économique le nouveau procédé est plus rentable, car on a un gain annuel de **287999600\$**. De même que les pertes en benzène par le nouveau procédé sont : **126,31T/J**, contre **164,30T/J** par l'ancien ce qui justifie le choix du nouveau procédé.

Notre durée de formation effectuée au sein de l'université nous a permis de découvrir le milieu industriel avec tous ces avantages et ses inconvénients, ainsi que certains équipements étudiés durant la formation. Comme nous avons pu acquérir plusieurs connaissances concernant notre domaine.

A decorative border composed of elegant, black scrollwork and flourishes. The border is rectangular, with the top and bottom edges featuring a series of connected, flowing scrolls. The left and right sides are also decorated with vertical scrollwork, creating a frame around the central text.

**REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES**

# REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUE

[1] SONATRACH Formation IAP Cours de procédé de Raffinage ;2017.

[2] Guerran Abd El-Majid et Belghaul Walid, mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en génie chimique « Remplacement du ballon de flash par une colonne de pré distillation avec une augmentation de la capacité de 16% » ; Université de Boumerdes ; promotion 2006-2007.

[3] Aval Naftec spa Raffinerie de Skikda « Présentation de la Raffinerie de Skikda ».

[4] AMIOUR Samir, Ingénieur en génie des procédés option raffinage Faculté des hydrocarbures (1ères JOURNEES NATIONALES SUR LE TRATEMENT, LE STOCKAGE, LE TRANSPORT ET LA DISTRIBUTION DES HYDROCARBURES).

[5] S.AMIOUR, étude de l'unité d'extraction des aromatiques et calcul de vérification de section de fractionnement de la raffinerie de Skikda, 1ères JNTSTD, 2007.

[6] J. P. WAUQUIER. Le raffinage du pétrole : Procédés de séparation, Technip, Paris, 1998.

[7] R.GHAI, Extraction des aromatiques Etude d'un échangeur E2-200, Mémoire de licence, université de Skikda, 2005.

[8] Group Samsung Engineering «Manuelle opératoire pour l'unité d'extraction des aromatique(U-200) Ra1K».Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie.

[9] Engineer to innovate, Société Nationale De Raffinage De Pétrole /Skikda Refinery, Merits of GT-BTX Technology.

[10] Manuel Opératoire Aromatique U200 MO-PROD-12 (ancien procédé).

[11] Manuel Opératoire Aromatique U200(nouveau procédé), Process Variable, Société Nationale De Raffinage De Pétrole / Skikda Refinery, Merits of GT-BTX Technology; Rev2.

[12]Manuel du HYSYS.

[13] Manuel des procédures – document SONATRACH.

[14] Manuel d'opération et de maintenance, raffinerie de Skikda, Samsung Engineering, 219P (03/04/2012).

[15] Group de travail RA1k « Rapport de diagnostic de mise en conformité des et du planning de mise en œuvre du programme en application Du Décret exécutif N 14-349 du 08 décembre 2014 » ; Raffinerie de SKIKDA-RA1k ;2017.

# ANNEXE I : HISTORIQUE ET PRESENTATION DE LA Ra1K

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

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

A partir du 01 Janvier 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en Entreprise Nationale de Raffinage et de Distribution de Produits Pétroliers (ERDP-NAFTAL).[15]

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

- ✓ Unité NAFTAL de Raffinage.
- ✓ Unité NAFTAL de Distribution.
- ✓ Unité NAFTAL Portuaire.
- ✓ Unité NAFTAL de Maintenance

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

A compter du 25 Août 1987 et par décret N°87-190 fut créé l'entreprise nationale "NAFTEC" de l'entreprise nationale NAFTAL et mise en place le 02 Janvier 1988. L'entreprise "NAFTEC" a pour mission de promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie du raffinage : traitement du pétrole brut et du condensât, ainsi que du brut réduit importé (BRI) en vue d'obtenir des produits raffinés destinés à la consommation nationale et à l'exportation.

Le nombre total des travailleurs est environ : 3500 travailleurs, présents sur l'ensemble de trois (03) raffineries (Skikda, Alger, Arzew) plus la direction générale.

La capacité totale de l'entreprise "NAFTEC" seulement est de (24.791.100 t/an). [15]

TableauI-1: La capacité totale de l'entreprise "NAFTEC"[15]

<b>Raffinerie</b>	<b>Capacité de traitement</b>
De Skikda (RA1/K)	Pétrole brut : 15.000.000 t/an Brut réduit importé : 277.000 t/an
D'Alger (RA1/G)	Pétrole brut : 2.700.000 t/an
D'Arzew (RA1/Z)	Pétrole brut : 2.500.000 t/an
D'Arzew (RA2/Z)	Brut réduit importé : 320.000 t/an G.P.L: 1.000.000 t/an
De Hassi Messaoud (RA1/HS)	Pétrole brut : 1.236.500 t/an

Actuellement, Sonatrach gère l'ensemble des quatre (04) raffineries se trouvant dans les villes de : Skikda, Alger, Arzew et Hassi Messaoud.

Sonatrach « Société Nationale pour la Recherche, la Production, le Transport, la Transformation, et la Commercialisation des Hydrocarbures s.p.a » est une entreprise publique algérienne et un acteur majeur de l'industrie pétrolière.

Sonatrach est une compagnie nationale algérienne d'envergure internationale ; c'est la clé de voûte de l'économie algérienne.

Le groupe pétrolier et gazier Sonatrach intervient dans l'exploration, la production, le transport par canalisation, la transformation et la commercialisation des hydrocarbures et de leurs dérivés.

Sonatrach se développe également dans les activités de pétrochimie, de génération électrique, d'énergies nouvelles et renouvelables, de dessalement d'eau de mer et d'exploitation minière.

La création de Sonatrach, le 31 décembre 1963, répond au souci d'une mobilisation des ressources de la rente pétrolière perçue très tôt comme un élément moteur dans le développement de l'Algérie. Au fil des années, elle devient un puissant élément d'intégration nationale et de stabilité et de développement économique et social.

Sonatrach opère en Algérie et dans plusieurs régions du monde, notamment en Afrique (Mali, Tunisie, Niger, Libye, Égypte, Mauritanie), en Europe (Espagne, Italie, Portugal, Grande-Bretagne, France), en Amérique latine (Pérou) et aux États-Unis.

L'entreprise emploie 41204 salariés (120 000 avec ses filiales), génère 30 % du PNB de l'Algérie. En 2005, sa production est de 232,3 millions de TEP, dont 11,7 % (24 millions de TEP) pour le marché intérieur.

En 2009, son chiffre d'affaires s'élevait à 77 milliards US\$. Par le chiffre d'affaires, Sonatrach est de loin la première compagnie africaine.

Sonatrach est le 12<sup>ème</sup> groupe pétrolier au niveau mondial, le premier en Afrique et dans le Bassin méditerranéen, le 4<sup>ème</sup> exportateur de GNL, le 3<sup>ème</sup> exportateur de GPL et le 5<sup>ème</sup> exportateur de gaz naturel.

## **I-2 La Raffinerie de Skikda (RA1/K) :**

### **I-2.1 Présentation de la Raffinerie de Skikda :**

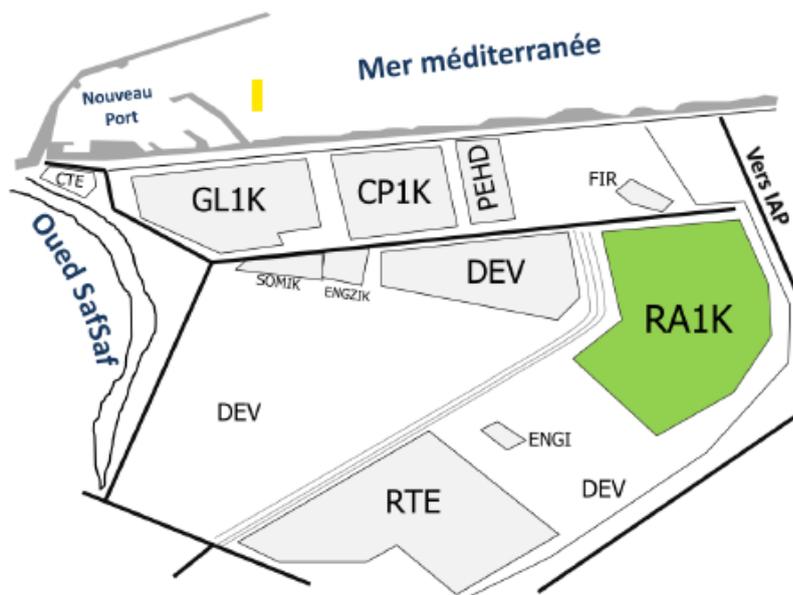
Le complexe de raffinerie de pétrole de SKIKDA (RA1/K), a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi-Messaoud avec une capacité de traitement (15 millions t/an), ainsi que le brut réduit importé (295.000 t/an). [15]

## I-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 Hassi 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. [15]



FigI-1 : Situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle à SKIKDA

## I-3 Présentation des différentes unités

Il se compose des unités de production suivantes :

### I-3.1 Département production I :

- Unité 10/11 de distillation atmosphérique (TOPPING) ;
- Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique du Naphta B;
- Unité 101/103 de prétraitement : reforming catalytique du Naphta 80% B avec 20% ;
- Unité 30/31 et 104 de traitement et séparation des gaz (GPL) ;
- Unité 70 de distillation sous vide (Production des bitumes) ;
- Unité 200 d'extraction des aromatiques ;
- Unité 400 de cristallisation et séparation du para xylène ;
- Unité 500 de l'isomérisation du o-m xylène et éthyle-benzène en P-xylène ;
- Unité 700 de l'hydrotraitement du Naphta A ;

- Unité 701 de l'isomérisation du Naphta A ;
- Unité 702 de l'hydrotraitement du Naphta A ;
- Unité 703 de l'isomérisation du Naphta A ;
- Unités 900-901 de purification de l'Hydrogène.

### I-3.2 Département production II

- Unité 600 de stockage, mélange et expédition Est, Sud et Nord.
- Unités annexes et utilités sont :
- Unité 63 pour la déminéralisation des eaux ;
- Unité 1061 de polissage (traitement) de condensat ;
- Unité 1111 de production de l'Azote ;
- Unité 1082 de production de l'air service et l'air instrument ;
- Unité 1100 de traitement des effluents, tours de refroidissement, eaux de service et eaux anti-incendie ;
- Unité 1101 de traitement des effluents (nouvelle unité 2013) ;
- Unités 1050-1051 : centrale thermique électrique et utilités (CTE 1&2).
- 

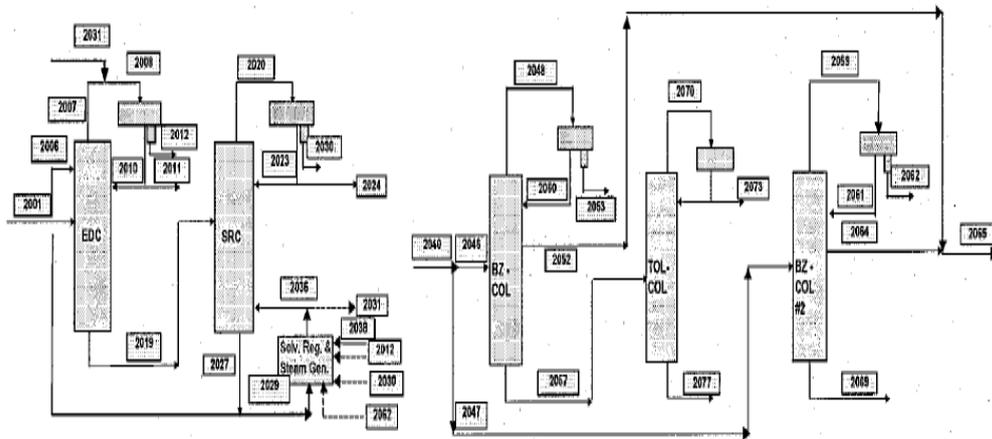
Tableau I-2 : Capacité des unités avant et après réhabilitation [15]

Unites De Production	Reference	Capacité Avant T/An	Capacité Actuelle T/An
U. Distillation N°I	10	7,500,000	8 291 000
U. Distillation N°II	11	7,500,000	8 291 000
Gas Plant – I	30	306,500	331 500
Gas Plant – II	31	283,000	331 500
Gas Plant – III	104	96,000	Revamping Instrument
Unité Prétraitement Naphta	100	1,165,000	Revamping Instrument
Magnaforming	100	1,165,000	1,174,600
Splitter Du Platformat	100	-	989,950
(Reforming II)	101 & 103	1,165,000	Revamping Instrument
Unite De Recuperation Des Aromatiques	200	285.000	627,100
Unité De Crystallization Du Parraxylene	400	430,000	1,782,800
Unité D'isomerisation Des Xylenes	500	-	1,380,400
Unité De Distillation Sous Vide	U 70	270 000	Revamping Instrument
Unité De Bitumes Oxydés	U70	25 000	Revamping Instrument

# ANNEX II : MATERIAL BALANCE

		AROMATICS EXTRACTION SECTION																														
		FEED				PRODUCT				PRODUCT				PRODUCT																		
Stream Number	204RE	206RE	207RE	208RE	2010RE	2011RE	2012RE	2019RE	2020RE	2023RE	2024RE	2027RE	2029RE	2030RE	2031RE	2036RE	2038RE															
Stream Description	Feed to EDC	Lean Solvent to EDC	EDC Ovhld vapor	EDC Vapor Cond.	EDC Reflux	Raffinate to Sty BL	EDC wtr to wtr strg	EDC Bottoms to SRC	SRC ovhld vapor	SRC Reflux	Extract to Storage	SRC Blms	Ln Solv to Reg	SRC wtr to Sty Dntr	Water strp ovhld	Strip Steam to SRC	Make-up Water															
Stream Phase	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor	Liquid															
Total Mass Rate, Kg/hr	74251	297002	70217	70317	22715	46119	1484	323751	42389	10956	28173	298802	1800	3259	100	6484	27															
Composition	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr														
C4 Paraffins	0.06	41.4	0.00	0.00	0.09	61.8	0.09	61.7	0.09	20.4	0.09	41.4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C5 Paraffins	1.68	1244.7	0.00	0.00	2.65	1857.7	2.64	1857.7	2.70	813.1	2.70	1244.7	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C6 Paraffins	32.59	24174.8	0.00	0.00	51.39	36081.9	51.31	36081.9	52.42	11907.0	52.42	24174.8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C7 Paraffins	22.90	17067.9	0.00	0.00	36.28	25474.5	36.23	25474.4	37.01	8405.6	37.01	17067.9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C8 Paraffins	0.08	62.7	0.00	0.00	0.13	93.6	0.13	92.9	0.14	30.9	0.14	62.7	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C9 Paraffins	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C5 Olefins	0.00	0.3	0.00	0.00	0.4	0.00	0.4	0.00	0.1	0.00	0.3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C6 Olefins	0.93	692.2	0.00	0.00	1.47	1033.1	1.47	1033.0	1.50	340.9	1.50	692.2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C7 Olefins	0.53	395.5	0.00	0.00	0.84	590.3	0.84	590.4	0.86	194.8	0.86	395.5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C8 Olefins	0.00	0.5	0.00	0.00	0.7	0.00	0.7	0.00	0.2	0.00	0.5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C5C6 Naph. (CP+MCP)	1.67	1242.6	0.00	0.00	2.64	1854.6	2.64	1854.6	2.69	612.0	2.69	1242.6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C6 Naphthenes (CH)	0.69	505.9	0.00	0.00	1.08	785.0	1.07	785.1	1.10	249.2	1.10	505.9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C7 Naphthenes	0.78	580.3	0.00	0.00	1.23	896.2	1.23	896.2	1.26	285.9	1.26	580.3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C8 Naphthenes	0.05	22.4	0.00	0.00	0.05	31.9	0.05	31.9	0.05	10.5	0.05	22.4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
Benzene	32.36	24029.1	0.00	0.00	0.7	103.4	0.16	110.5	0.16	30.4	0.16	74.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
Toluene	5.64	4189.2	0.00	0.00	0.3	0.00	0.1	0.00	0.1	0.00	0.2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
C8 Aromatics	0.00	1.2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
Techn-100	0.00	0.0	99.21	29455.5	0.00	0.0	0.00	0.3	0.00	0.1	0.00	0.2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00														
Water	0.00	0.0	0.79	2344.2	2.01	1411.9	2.14	1504.7	0.03	6.8	0.03	13.8	100.00	1484.0	0.29	939.9	7.76	3289.4	0.10													
<b>TOTAL</b>	<b>100.0</b>	<b>74251</b>	<b>100.0</b>	<b>297002</b>	<b>100.0</b>	<b>70217</b>	<b>100.0</b>	<b>70317</b>	<b>100.0</b>	<b>22715</b>	<b>100.0</b>	<b>46119</b>	<b>100.0</b>	<b>1484</b>	<b>100.0</b>	<b>323751</b>	<b>100.0</b>	<b>42389</b>	<b>100.0</b>	<b>10956</b>	<b>100.0</b>	<b>28173</b>	<b>100.0</b>	<b>298802</b>	<b>100.0</b>	<b>1800</b>	<b>100.0</b>	<b>3259</b>	<b>100.0</b>	<b>6484</b>	<b>100.0</b>	<b>27</b>

		POST FRACTIONATION SECTION																																
		FEED				PRODUCT				PRODUCT				PRODUCT																				
Stream Number	204RE	204RE	204RE	204RE	205RE	205RE	205RE	205RE	206RE	206RE	206RE	206RE	206RE	206RE	207RE	207RE	207RE																	
Stream Description	Extract from Storage	Feed to Bz Col	Feed to Bz col #2	Bz col ovhld vapor	Bz col reflux	Benzene product	Bz Column Water	Tol Col Feed	Bz col #2 ovhld vapor	Bz col #2 reflux	Bz Column Water	Benzene product #2	Bz pdt to Sty BL	Tol. Conc. to BL	Tol Col Ovhld vap	Tol pdt to Sty BL	Tol Blms to Sty BL																	
Stream Phase	Liquid	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid	Liquid	Water	Mixed	Vapor	Liquid	Water	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid	Liquid																	
Total Mass Rate, Kg/hr	28173	14000	14173	24426	24412	11906	13	2081	25928	25914	13	12051	23957	2107	4805	2040	41																	
Composition	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr	wt %	Kg/hr																
C4 Paraffins	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
C5 Paraffins	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
C6 Paraffins	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
C7 Paraffins	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
C8 Paraffins	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
C9 Paraffins	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
C5 Olefins	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
C6 Olefins	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
C7 Olefins	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
C8 Olefins	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
C5C6 Naph. (CP+MCP)	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
C6 Naphthenes (CH)	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
C7 Naphthenes	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
C8 Naphthenes	0.00	1.0	0.00	0.5	0.00	0.5	0.00	0.00	0.02	0.5	0.00	0.00	0.00	0.02	0.5	0.01	0.5																	
Benzene	85.03	23955.1	85.03	11903.9	85.03	12051.2	99.67	24345.8	99.72	24344.8	99.98	11903.6	0.00	0.00	0.1	99.67	25943.0																	
Toluene	14.87	4189.0	14.87	2081.6	14.87	2107.4	0.00	0.1	0.02	1.8	0.00	0.00	0.00	0.9994	2079.9	0.00	0.1																	
C8 Aromatics	0.00	1.2	0.00	0.6	0.00	0.6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
Techn-100	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00																	
Water	0.10	26.8	0.10	13.3	0.10	13.5	0.33	80.3	0.29	67.2	0.00	0.2	100.00	13.1	0.00	0.00	0.33																	
<b>TOTAL</b>	<b>100.0</b>	<b>28173</b>	<b>100.0</b>	<b>14000</b>	<b>100.0</b>	<b>14173</b>	<b>100.0</b>	<b>24426</b>	<b>100.0</b>	<b>24412</b>	<b>100.0</b>	<b>11906</b>	<b>100.0</b>	<b>13</b>	<b>100.0</b>	<b>2081</b>	<b>100.0</b>	<b>25928</b>	<b>100.0</b>	<b>25914</b>	<b>100.0</b>	<b>13</b>	<b>100.0</b>	<b>12051</b>	<b>100.0</b>	<b>23957</b>	<b>100.0</b>	<b>2107</b>	<b>100.0</b>	<b>4805</b>	<b>100.0</b>	<b>2040</b>	<b>100.0</b>	<b>41</b>



## ANNEX III : SOLVENT RECOVERY

Stream Number		2018RS	2019RS	2020RS	2021RS	2022RS	2023RS	2024RS	2025RS	2026RS	2027RS	2028RS	2029RS	2030RS	2036RS
Stream Description		EDC Bottoms to SRC	SRC Feed	SRC overhead vapor	SRC ovh'd vapor condens	SRC Overhead Liq to Receiver	SRC Reflux	Extract to Storage	SRC Steam Reb In	SRC Steam Reb Out	SRC Bottoms	Lean Solvent to Steam gen	Lean Solvent to Reg	SRC Water to Surge Drum	Strip Steam to SRC
Stream Phase		Liquid	Mixed	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor
Temperature	C	165.1	151.6	63.5	50.0	40.0	40.1	40.1	157.4	174.9	175.0	175.0	175.0	40.0	175.3
Pressure	kg/cm2g	2.50	-0.38	-0.38	-0.45	-0.50	-0.38	3.00	-0.23	-0.22	-0.21	15.90	15.90	0.50	-0.20
Mole Flow	kg-mol/hr	2976.4	2976.4	688.3	688.3	688.3	142.2	365.6	2760.3	2760.3	2707.8	2691.9	16.0	180.5	277.6
Weight Flow	kg/hr	337304	337304	43746	43746	43746	11337	29152	312680	312680	311443	309608	1835	3258	6548
Total Sp. Enthalpy	kcal/kg	62.51	62.51	160.94	23.08	18.30	16.64	16.64	58.68	67.93	66.10	66.12	66.12	40.23	528.29
Enthalpy	x 10 <sup>6</sup> Kcal/hr	21.09	21.09	7.04	1.01	0.80	0.19	0.49	18.35	21.24	20.59	20.47	0.12	0.13	3.46
Molecular Weight		113.33	113.33	63.55	63.55	63.55	79.73	79.73	113.28	113.28	115.02	115.02	115.02	18.05	23.59
Vapor Pressure	kg/cm2	2.30	1.77	0.94	0.54	0.30	0.30	0.30	0.81	1.07	0.83	0.83	0.83	0.30	8.67
Critical Pressure	kg/cm2	52.29	52.29	95.90	95.90	95.90	49.84	49.84	60.85	60.85	57.85	57.85	57.85	225.46	215.91
True Critical T	C	520.9	520.9	314.8	314.8	314.8	293.7	293.7	544.3	544.3	547.4	547.4	547.4	374.2	384.2
Vapor Phase															
Volume Flow (Std)	m3/hr		6343.56	15427.95						1216.85					6221.39
Volume Flow (Flwg)	m3/hr		15366.12	30222.54						2523.93					12713.74
Mole Flow	kg-mol/hr		283.0	688.3						54.3					277.6
Weight Flow	kg/hr		20176	43746						1283					6548
Vapor Sp. Enthalpy	kcal/kg		169.78	160.94						527.55					528.29
Specific Heat	kcal/kg-C		0.31	0.28						0.25					0.25
Molecular Weight			71.29	63.55						23.62					23.59
Density (Std)	KG/M3		3.18	2.84						1.05					1.05
Density (Flwg)	KG/M3		1.31	1.45						0.51					0.52
Viscosity	CP		0.01	0.01						0.01					0.01
Conductivity	kcal/hr-m-C		0.02	0.01						0.03					0.03
Compressibility			1.00	1.00						1.00					1.00
CP/CV Ratio			1.10	1.12						1.52					1.52
Liquid Phase															
Volume Flow (Std)	m3/hr	276.53	254.09		49.17	49.17	12.85	33.05	247.55	246.34	246.36	244.93	1.45	3.26	
Volume Flow (Flwg)	m3/hr	307.85	279.12		50.92	50.46	13.19	33.92	273.03	275.13	275.20	273.19	1.62	3.33	
Mole Flow	kg-mol/hr	2976.4	2893.4		688.3	688.3	142.2	365.6	2760.3	2706.0	2707.8	2691.9	16.0	180.5	
Weight Flow	kg/hr	337304	317127		43746	43746	11337	29152	312680	311397	311443	309608	1835	3258	
Molecular Weight		113.33	117.74		63.55	63.55	79.73	79.73	113.28	115.08	115.02	115.02	115.02	18.05	
Liquid Sp. Enthalpy	kcal/kg	62.51	55.69		23.08	18.30	16.64	16.64	58.68	66.04	66.10	66.12	66.12	40.23	
Specific Heat	kcal/kg-C	0.44	0.43		0.47	0.42	0.39	0.39	0.43	0.44	0.44	0.44	0.44	0.86	
UOP K factor		8.07	7.87		9.71	9.71	9.78	9.78	7.92	7.91	7.91	7.91	7.91	8.76	
Density (Flwg)	kg/m3	1095.7	1136.2		859.0	867.0	858.4	859.4	1145.2	1131.8	1131.7	1133.3	1133.3	977.3	
Density (Std)	kg/m3	1219.8	1248.1		889.7	889.7	882.0	882.0	1263.1	1264.1	1264.1	1264.1	1264.1	998.3	
Surface Tension	dyne/cm	23.49	25.12		36.54	37.88	26.60	26.60	26.64	25.14	25.14	25.13	25.13	69.57	
Conductivity	kcal/hr-m-C	0.11	0.12		0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.11	0.11	0.11	0.11	0.53	
Viscosity	CP	1.02	1.32		0.46	0.53	0.49	0.49	1.23	1.09	1.09	1.09	1.09	0.65	

# ANNEX IV : EXTRACTIVE DISTILLATION

Stream Number		2001RS	2002RS	2007RS	2008RS	2009RS	2010RS	2011RS	2012RS	2013RS	2014RS	2015RS	2016RS	2018RS	2032RS	2033RS	2004RS	2005RS	2006RS	2031RS	2033RS	2034RS	2040RS	2041RS	
Stream Description		Preheated Feed to EDC	Preheated Feed to EDC	EDC Overhead vapor	EDC Vapor Condens	EDC Overhead Liq to Receiver	EDC Reflux	Raffinate to Storage	EDC Water to water strip	EDC Water to Mixer	EDC Steam Reb In	EDC Steam Reb Out	EDC Bottoms	EDC Bottoms to SRC	Lean Solv to Feed Preheater	Lean Solv to Water Preheater	Lean Solv to Ext Preheater	Lean Solv to Cooler	Lean Solvent to EDC	Water strip overhead	Water to Preheater	Water from Preheater	Extract from Clay Tower Chg Pump	Frac Feed to Fd/Exch	
Stream Phase		Liquid	Mixed	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	
Temperature	C	40.0	93.4	89.1	50.0	50.0	50.0	40.0	50.0	50.0	119.9	165.0	165.0	165.1	155.0	138.0	136.9	135.1	110.0	118.8	40.0	90.0	40.0	60.0	
Pressure	kg/cm2g	4.97	0.94	0.67	0.47	0.42	0.80	5.00	1.00	0.50	1.25	1.27	1.27	2.50	15.10	14.40	13.70	13.00	0.80	0.97	4.20	1.00	22.50	21.80	
Mole Flow	kg-mol/hr	906.5	906.5	889.5	894.8	1194.5	267.5	543.2	84.0	299.7	3940.0	3940.0	2976.4	2976.4	2691.9	2691.9	2691.9	2691.9	2691.9	5.2	162.9	162.9	365.6	365.6	
Weight Flow	kg/hr	78382	78382	74955	75055	80455	24269	49273	1513	5400	399980	399980	337304	337304	309608	309608	309608	309608	309608	100	3300	3300	29152	29152	
Total Sp. Enthalpy	kcal/kg	19.46	47.88	132.29	25.10	25.69	24.81	19.31	48.81	48.81	45.43	62.01	62.48	62.51	57.38	50.18	49.71	48.96	38.77	610.51	40.23	84.47	16.94	24.90	
Enthalpy	x 10 <sup>6</sup> Kcal/hr	1.53	3.75	9.92	1.88	2.15	0.60	0.95	0.07	0.25	18.17	32.80	21.08	21.09	17.76	15.54	15.39	15.16	12.00	0.06	0.13	0.28	0.49	0.73	
Molecular Weight		86.47	86.47	84.26	83.88	67.35	90.70	90.70	18.02	18.02	101.52	101.52	113.33	113.33	115.02	115.02	115.02	115.02	115.02	19.07	18.05	18.05	79.73	79.73	
Vapor Pressure	kg/cm2	0.36	1.98	5.95	0.68	0.68	0.68	0.46	0.68	0.68	2.28	5.86	2.30	2.30	0.60	0.43	0.42	0.41	0.22	914.08	0.30	1.24	0.30	0.59	
Critical Pressure	kg/cm2	37.87	37.87	47.90	48.92	93.25	30.63	30.63	225.55	225.55	61.85	61.85	52.29	52.29	57.85	57.85	57.85	57.85	57.85	222.48	225.47	225.47	49.84	49.84	
True Critical T	C	261.1	261.1	251.5	252.2	282.8	239.6	239.6	374.2	374.2	470.4	470.4	520.9	520.9	547.4	547.4	547.4	547.4	547.4	372.7	374.2	374.2	293.7	293.7	
Vapor Phase																									
Volume Flow (Std)	m3/hr		240.92	1938.19							21590.20													117.52	
Volume Flow (Flwg)	m3/hr		159.47	16070.48							15945.90													86.09	
Mole Flow	kg-mol/hr		10.7	889.5							963.2													5.2	
Weight Flow	kg/hr		912	74955							62655													100	
Vapor Sp. Enthalpy	kcal/kg		125.96	132.29							187.12													610.51	
Specific Heat	kcal/kg-C		0.43	0.42							0.30													0.45	
Molecular Weight			84.83	84.26							65.05													19.07	
Density (Std)	KGM3		3.78	3.76							2.90													0.85	
Density (Flwg)	KGM3		5.72	4.66							4.03													1.16	
Viscosity	CP		0.01	0.01							0.01													0.91	
Conductivity	kcal/hr-m-C		0.02	0.02							0.02													0.92	
Compressibility			0.94	1.00							1.00													0.99	
CP/CV Ratio			1.07	1.06							1.11													1.32	
Liquid Phase																									
Volume Flow (Std)	m3/hr	106.10	104.84		110.61	116.02	36.00	73.09	1.82	5.41	346.48	276.55	276.53	276.53	244.93	244.93	244.93	244.93	244.93			3.31	3.31	33.05	33.05
Volume Flow (Flwg)	m3/hr	109.18	116.50		115.82	121.39	37.51	75.32	1.56	5.57	375.12	307.91	307.86	307.85	269.22	265.99	265.79	265.46	260.90			3.38	3.54	33.86	34.64
Mole Flow	kg-mol/hr	906.5	895.7		894.8	1194.5	267.5	543.2	84.0	299.7	3940.0	2976.7	2976.4	2976.4	2691.9	2691.9	2691.9	2691.9	2691.9			182.9	182.9	365.6	365.6
Weight Flow	kg/hr	78382	77470		75055	80455	24269	49273	1513	5400	399980	337325	337304	337304	309608	309608	309608	309608	309608			3300	3300	29152	29152
Molecular Weight		86.47	86.49		83.88	67.35	90.70	90.70	18.02	18.02	101.52	113.32	113.33	113.33	115.02	115.02	115.02	115.02	115.02			18.05	18.05	79.73	79.73
Liquid Sp. Enthalpy	kcal/kg	19.46	46.96		25.10	26.69	24.81	19.31	48.81	48.81	45.43	62.49	62.48	62.51	57.38	50.18	49.71	48.96	38.77			40.23	84.47	16.94	24.90
Specific Heat	kcal/kg-C	0.48	0.55		0.56	0.58	0.55	0.54	0.87	0.87	0.43	0.44	0.44	0.44	0.43	0.42	0.42	0.42	0.40			0.86	0.91	0.39	0.41
UOP K factor		11.59	11.59		12.57	12.32	12.65	12.65	8.76	8.76	8.32	8.07	8.07	8.07	7.91	7.91	7.91	7.91	7.91			8.76	8.76	9.78	9.78
Density (Flwg)	kg/m3	717.9	685.0		646.0	652.8	647.0	654.2	968.9	968.9	1066.3	1095.5	1095.6	1095.7	1150.0	1164.0	1164.9	1166.3	1186.7			977.3	933.0	861.0	841.6
Density (Std)	kg/m3	738.7	736.9		678.6	693.5	674.1	674.1	998.6	998.6	1154.4	1219.8	1219.8	1219.8	1264.1	1264.1	1264.1	1264.1	1264.1			998.3	998.3	882.0	882.0
Surface Tension	dynes/cm	20.49	14.57		20.50	32.44	15.57	16.59	68.07	68.07	26.95	23.49	23.49	23.49	26.48	28.01	28.10	28.26	30.44			69.57	61.17	26.61	24.08
Conductivity	kcal/hr-m-C	0.10	0.69		0.09	0.10	0.09	0.09	0.55	0.55	0.12	0.11	0.11	0.11	0.12	0.12	0.12	0.12	0.13			0.53	0.56	0.12	0.11
Viscosity	CP	0.36	0.21		0.28	0.33	0.28	0.28	0.54	0.54	1.10	1.02	1.02	1.02	1.29	1.52	1.54	1.57	2.10			0.65	0.31	0.49	0.39

# ANNEX V : DAILY REPORT(24/04/2023)


**Activité Aval**  
**Division Raffinage**  
**Raffinerie de Sidkda**  
**DEPARTEMENT TECHNIQUE**  
**SERVICE LABORATOIRE**

UNITE 200

JOURNEE DU : 24/04/2023

## Rapport Journalier

ECHANTILLONS ANALYSE	Charge • extrait	Charge fraction	Raffinat	Benzène	Toluène	Reflux V.1	Solvant pauvre	Solvant riche	T.C.1	Fond C1	Eau V.1	Reflux C.7
Densité à 15 °C												
H.C. totales % PDS												
Composition chromat												
- Non aromat. % PDS	71,76	0,04	92,60	90,1								
- Benzène % PDS	17,48	69,32	77,36	99,98								
- Xylène % PDS	6,76	30,64	0,10	0,01								
- Sulfolane PPM												
Eau % volume	Sulfolane		ABS	ABS								
PH												
A.W.C.				+1								
HEURE	19h00		00h00									

ECHANTILLONS ANALYSE	Charge • extrait	Charge fraction	Raffinat	Benzène	Toluène	Reflux V.1	Solvant pauvre	Solvant riche	T.C.1	Fond C1	Eau V.1	Reflux C.7
Densité à 15 °C												
H.C. totales % PDS												
Composition chromat												
- Non aromat. % PDS												
- Benzène % PDS												
- Toluène % PDS												
- Xylène % PDS												
- Sulfolane PPM												
Eau % volume												
PH												
A.W.C.												
HEURE												

• Chef de Service Laboratoire :

# ANNEX VI : DAILY REPORT(25/04/2023)


**Activité Aval**  
**Division Raffinage**  
**Raffinerie de Skikda**  
**DEPARTEMENT TECHNIQUE**  
**SERVICE LABORATOIRE**

UNITE 200

JOURNEE DU : 25/04/2023

## Rapport Journalier

ECHANTILLONS ANALYSE	Charge = extrait	Charge fraction	Raffinat V.1	Benzène M	Toluène	Reflux V.1	Solvent peuvre	Solvent riche	T.C.1	Fond C1	Eau V.1	Reflux C.7
Densité à 15 °C												
H.C. totales % PDS												
Composition chromat												
- Non aromat. % PDS	76,07	0,06	93,03	0,04								
- Benzène % PDS	17,46	64,05	6,06	99,98								
- Xylène % PDS	6,47	34,99	0,04	0,04								
- Sulfolane PPM												
Eau % volume			ABS	ABS								
PH												
A.W.C.				+1								
HEURE			07H00			13H00						

ECHANTILLONS ANALYSE	Charge = extrait	Charge fraction	Raffinat	Benzène	Toluène	Reflux V.1	Solvent peuvre	Solvent riche	T.C.1	Fond C1	Eau V.1	Reflux C.7
Densité à 15 °C												
H.C. totales % PDS												
Composition chromat												
- Non aromat. % PDS												
- Benzène % PDS												
- Toluène % PDS												
- Xylène % PDS												
- Sulfolane PPM												
Eau % volume												
PH												
A.W.C.												
HEURE												

**Chef de Service Laboratoire :**