



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE DE 20 AOUT 1955 SKIKDA

FACULTE DE TECHNOLOGIE

DEPARTEMENT DE PETROCHIMIE

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industries Pétrochimiques

Spécialité : Raffinage et Pétrochimie

**Etude et vérification de la capacité des
aéroréfrigérants 200-EA-52 à
remplacer le condenseur 200-E-8 de la
raffinerie de SKIKDA RA1K**

Réalisé par :

Chaib Roumaissa
Khelifi imane

Encadré par :

Dr. Fedia Mehati

Année Universitaire 2022 - 2023

Remerciement

Tout d'abord on remercie dieu qui nous a aidés à réaliser ce modeste travail.

Tous au long de notre stage, nous avons reçu l'aide et l'attention de beaucoup de monde et nous tenons particulièrement à les remercier.

Nous souhaitons encore dire un grand merci à notre encadrant Dr.Fadia Mechaty pour ses judicieux conseils et orientations.

Nous remercions également tous les membres du jury qui nous font l'honneur de juger notre travail.

Nous adressons nos remerciements à tous les enseignants et les enseignantes du département de pétrochimie pour leur contribution dans notre formation et leur disponibilité à orienter les étudiants.

Nous tenons aussi à remercier nos très chers parents, qui ont tout sacrifié pour nous.

Finalement, nos remerciements à tous ceux ou celles qui ont contribué de près ou de loin à l'accomplissement de ce travail.

Dédicace

Avant tout c'est grâce à dieu que je suis arrivée là.

*Je dédie ce simple travail à mes chers parents qui m'ont encouragé à donner le meilleur de moi-même, et qui m'ont fourni **Les moyens** d'être ce que je suis aujourd'hui.*

*Je le dédie aussi à mes chères sœurs **Sarra** et **Rahma**,
A mon cher frère Abderraouf*

*A mon encadrant,
A mon binôme Roumaissa*

*Et à tous mes amis, une carrière pleine de succès, Que dieu
les garde tous.*

Khelifi Imane

Dédicace

A la lumière de ceux qui m'ont éclairé le chemin les deux êtres les plus chers au monde mes chers parents qui m'ont encouragé à donner le meilleur de moi-même et qui m'ont fourni les moyens d'être ce que je suis aujourd'hui.

***A** mes chères sœurs **A**mel et **H**alima*

***A** mes chers frères **C**houaib et **H**amza et ma belle-sœur
Aziza*

***A** mon binôme **I**mane*

***A** mes chères cousines **M**alak et **S**ouhila*

***A** ma nièce **W**issal et mon neveu **A**cil*

***A** toute notre promo raffinage 2018*

***A** tout ceux qui ont semés le bonheur dans ma vie.*

***C**haib **R**oumaïssa*

Résumé

L'échangeur E-8 de l'unité 200 (unité de récupération des aromatiques) est en défaillance totale et il doit être remplacé par un nouvel échangeur. Pour cela on va prouver la non-nécessité de cet échangeur et qu'on peut dépendre uniquement des aéroréfrigérants EA52 pour le bon refroidissement et la condensation totale des produits de tête de la colonne C-55 et d'éliminer l'échangeur E-8. Des simulations de la colonne de récupération de solvant C-55 par Aspen HYSYS ont été effectuées pour deux cas : (i) le cas design, afin de valider le modèle thermodynamique choisi et la modélisation de la simulation. (ii) le cas réel, dont le but est de vérifier le bon fonctionnement de la colonne et déterminer le débit des vapeurs de tête de la colonne C-55 alimentant les aéroréfrigérants EA-52. Des simulations des aéroréfrigérants EA-52 par Aspen EDR ont été faites afin de valider la modélisation des aéroréfrigérants pour le cas design et vérifier leurs capacités à sous refroidir les vapeurs de tête pour les deux cas : actuel, et actuel avec 100% de capacité.

Mots Clés : Aromatiques, Distillation extractive, Echangeur, Aéroréfrigérants, Simulation, Aspen HYSYS, Aspen EDR.

ملخص

المبادل E-8 للوحدة 200 (وحدة استعادة المواد العطرية) في حالة فشل تام ووجب استبداله بمبادل جديد. لهذا سوف نثبت عدم ضرورة هذا المبادل وأنه يمكننا الاعتماد فقط على مبردات الهواء EA 52 للتبريد الجيد والتكثيف الكلي للمنتجات الأعلى لعمود C-55 وللتخلص من المبادل E-8. تم إجراء محاكاة لعمود استرداد المذيبات C-55 بواسطة Aspen HYSYS لحالتين: (I) حالة التصميم: من أجل التحقق من صحة النموذج الديناميكي الحراري المختار ونمذجة المحاكاة. (II) الحالة الحقيقية: والغرض منها هو التحقق من التشغيل الصحيح للعمود وتحديد معدل تدفق الأبخرة العلوية لعمود C-55 الذي يزود مبردات الهواء EA-52. تم إجراء محاكاة للمبردات الجافة EA-52 بواسطة Aspen EDR من أجل التحقق من صحة نمذجة المبردات الجافة لحالة التصميم وللتحقق من قدرتها على التبريد الفرعي للأبخرة العلوية للحالتين الحاليين والحاليين بسعة 100٪.

الكلمات المفتاحية: العطريات، التقطير الاسترجاعي، المبادل، المبردات الجافة، المحاكاة، Aspen HYSYS، Aspen

.EDR

Abstract

The E-8 exchanger of unit 200 (aromatics recovery unit) is in total failure and must be replaced by a new exchanger. For this we will prove the non-necessity of this exchanger and that we can depend only on the EA 52 air coolers for the proper cooling and total condensation of the top products of the C-55 column and to eliminate the need for the E-8 exchanger. Simulations of the C-55 solvent recovery column by Aspen HYSYS have been carried out for two cases: (i) the design case, in order to validate the chosen thermodynamic model and the modeling of the simulation. (ii) the real case, the purpose of which is to check the correct operation of the column and to determine the flow rate of the overhead vapors of the C-55 column supplying the EA-52 air coolers. Simulations of the EA-52 dry coolers by Aspen EDR were made in order to validate the modeling of the dry coolers for the design case and to verify their capacities to subcool the overhead vapors for the two cases: current, and current with 100% capacity.

Keywords: Aromatics, Extractive Distillation, Exchanger, Dry Coolers, Simulation, Aspen HYSYS, Aspen EDR.

Liste des figures

Figure I.1 : situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle à SKIKDA.....	4
Figure I.2 : historique de RA1K.....	5
Figure I.3 : Organigramme de la raffinerie de Skikda RA1K	6
Figure II.1 : molécule de Benzène.....	16
Figure II.2 : La forme résonance et délocalisé de la molécule du benzène.....	16
Figure II.3 : molécule d'ethylbenzène et molécule du toluène	17
Figure II.4 : les formules des xylènes.....	18
Figure II.5 : transformation du toluène en Benzène	20
Figure III.1 : Principe de fonctionnement d'un aéroréfrigérant	23
Figure III.2 : Aéroréfrigérants à air induit.....	25
Figure III.3 : Aéroréfrigérants à air forcé.....	26
Figure III.4 : Types des aéroréfrigérants	28
Figure IV.1 : schéma simplifié de la distillation extractive.....	35
Figure IV.2 : circuit de solvant.....	41
Figure IV.3 : schéma simplifié de la section fractionnement	46
Figure V.1 Diagramme de simulation de la section de distillation extractive (cas design).....	51
Figure V.2 Diagramme de simulation de la section de distillation extractive (cas actuel).....	53
Figure V.3 les paramètres de fonctionnement réels des aéroréfrigérants insérés dans l'EDR.	54
Figure V.4 les paramètres de fonctionnement réels des aéroréfrigérants insérés dans l'EDR	54

Liste des tableaux

Tableau I.1 : capacité des unités avant et après réhabilitation.....	10
Tableau II.1 : Pourcentage des constituants aromatique dans les benzols	14
Tableau II.2 : Les propriétés physiques du Benzène, Toluène et Xylène	15
Tableau II.3 : les caractéristiques physico-chimiques des xylènes	19
Tableau III.1 : comparaison tirage induit/ tirage forcé.....	27
Tableau IV.1 : composition de la charge et les débits des composants pour l'unité 200 selon le design.....	32
Tableau IV.2 : les caractéristiques du techtiv-100.....	33
Tableau V.1 : la composition de la charge de la colonne C-55... ..	50
Tableau V.2 les paramètres de fonctionnement de la colonne C-55... ..	50
Tableau V.3 comparaison des résultats de la simulation de la colonne C-55 données par AspenHYSYS et ceux du cas design.....	51
Tableau V.4 comparaison de la composition des vapeurs de tête de la colonne C-55 données par Aspen HYSYS et celle du cas design	52
Tableau V.5 les paramètres actuels de la colonne c-55	52
Tableau V.6 : paramètres de vapeurs et d'air dans le cas actuel avec 100% de charge.....	55

Liste des abréviations

ARCO	Atlantic rich field company.
GTC	Gleech technologie corporotion.
TECHTIV100	Le nom commercial de Solvant utilisé dans l'extraction.
HS	Hight steam (vapeur haut pression).
MS	Medeam steam (vapeur moyenne pression).
LS	Low steam (vapeur basse pression).
MP	Moto pompe.
S	Bac de stockage (storage).
E	Echangeur.
EA	Aéro.
J	Ejecteur.
V	Ballon (vacuum).
F	Four.
RDC	Colonne à disc rotatif (rotatif disc colomn).
SRC	Colonne de récupération de solvant (solvant recovry colomn).
EDC	Colonne de distillation extractive (extractive distillation colomn).
PIC	Indicateur et contrôleur de présion(presure indicator conroler).
FIC	Indicateur et contrôleur de débit (flow indicator conroler).
LIC	Indicateur et contrôleur de niveau (level indicator conroler).
TIC	Indicateur et contrôleur de température (tempreture indicator conroler).
DTRC	Regitreur et contrôleur de différence de température.
TV	Vanne de température (température valve).
PV	Vanne de pression pressure valve.
AWC	Couleur de l'acide de lavage (acid watch coulor).
D²⁰₄	ρ de constituant à 20 °C / ρ de l'eau à 4 °C.
N²⁰_D	L'indice de réfraction à 20°C par rapport à la rai jaune de sodium (D=583.9nm) .

Table des Matières

Liste des abréviations

Liste des tableaux

Liste des figures

Introduction générale	1
-----------------------------	---

Chapitre I : Présentation de la Raffinerie de Skikda (RA1/K)

Introduction

I.1 Présentation de la Raffinerie de Skikda.....	3
I.1.1 Situation	3
I.1.2 Construction.....	4
I.1.3 Structure hiérarchique de la raffinerie de Skikda.....	5
I.2 Présentation des différentes unités.....	6
I.2.1 Département production I.....	6
I.2.1.1 Les unités 10-11 de Topping.....	7
I.2.1.2 Unités 100 et 103 (unité Magnaforming, platforming).....	7
I.2.1.3 Unité 200 : extraction des aromatiques	7
I.2.1.4 Unité 400 : séparation du paraxylène.....	7
I.2.1.5 Unité 70 : Production de bitume	7
I.2.1.6 Les unités 30-31-104 : Séparation et traitement des gaz.....	8
I.2.1.7 Unités annexes et utilités II.....	8
I.3 Augmentation de capacité par la réhabilitation des unités.....	10
Conclusion	11

Chapitre II : Généralité sur les aromatiques

Introduction.....	12
II.1 Définition des aromatiques.....	12
II.2 Source des aromatiques	12
II.2.1 Le vapocraquage.....	13
II.2.2 Le reforming catalytique	13

II.2.3	Autres sources des aromatiques.....	14
II.3	Propriétés physico-chimiques des aromatiques.....	14
II.3.1	Structures chimiques	15
II.3.1.1	Le benzène et ses homogènes	15
II.3.1.2	Le toluène et les xylènes	17
II.4	Utilisation d'hydrocarbures aromatiques	19
II.4.1	Benzène	19
II.4.2	Toluène	20
II.4.3	Xylènes et éthylbenzene	20
II.4.4	Aromatiques en C ₉ et plus lourds	20
II.5	Différentes Méthodes de séparation des aromatiques	20
II.5.1	L'extraction liquide / liquide	21
II.5.2	La distillation azéotrope	21
II.5.3	La distillation extractive	21
Conclusion.....		22

Chapitre III : Généralité sur les aéroréfrigérants

Introduction.....		23
III.1	Définition	23
III.2	Description de l'aéroréfrigérant	23
III.2.1	Les appareils à tirage induit	24
III.2.2	Les appareils à tirage forcé.....	25
III.3	Choix air induit/air forcé.....	26
III.4	Constitution des aéroréfrigérants	28
III.5	Différents types d'aéroréfrigérants	29
III.5.1	Les réfrigérants secs	29
III.5.2	Les aéroréfrigérants humides	29
III.6	Champ d'application des aéroréfrigérants	29
III.7	Avantages et inconvénients des aéroréfrigérants	30
Conclusion.....		31

Chapitre IV: Présentation de l'unité de récupération des aromatiques U-200

Introduction.....		32
IV.1	Unité de distillation extractive (U-200)	32

IV.2 Description du procédé	34
IV.2.1 Section extraction.....	34
IV.2.1.1 Distillation extractive	34
IV.2.1.2 Récupération du solvant	38
IV.2.1.3 Régénération de solvant	41
IV.2.1.4 Section fractionnement.....	42
IV.3 Facteurs influant sur perte et qualité des solvants	46
IV.4 Facteurs influant sur récupération des aromatiques.....	47
IV.5 Facteurs influant sur pureté aromatique	47
Conclusion.....	47

Chapitre V : Simulation du procédé de distillation extractive

Introduction.....	4
V.1 Objectifs de la simulation	48
V.2 Présentation du logiciel ASPEN HYSYS	48
V.3 Simulation de la colonne de récupération de solvant C-55	49
V.3.1 Simulation du cas de design... ..	50
V.3.2 Simulation du cas actuel.....	52
V.4 Simulation des aéroréfrigérants EA-52 par Aspen EDR	53
V.4.1 Validation par l'EDR du cas design	53
V.4.2 Simulation du cas actuel.....	54
V.4.3 Simulation du cas actuel avec 100% de charge.....	55
Conclusion	55
Conclusion générale	56

Bibliographie

Annexe

INTRODUCTION GÉNÉRALE

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

Le pétrole est un mélange de différents produits hydrocarbonés et non 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 est de les valoriser pour leur utilisation en synthèse pétrochimique. De façon plus marquée, le benzène et le toluène qui sont fréquemment utilisés comme solvants, dans les colles, vernis, peintures, encres, et aussi en tant qu'additifs pour les essences pour augmenter l'indice d'octane [1].

Ainsi l'industrie du pétrole a mis en œuvre plusieurs méthodes de séparation des aromatiques des coupes pétrolières légères, parmi ces méthodes la distillation extractive.

L'unité 200 de la raffinerie de Skikda, est conçue pour récupérer du benzène et du toluène à haute pureté contenus dans une charge appelée le reformat léger provenant d'une unité de reforming catalytique.

L'unité adopta depuis le démarrage de l'extraction liquide-liquide comme procédé de séparation des aromatiques, mais pour la raison de sa faible efficacité, l'unité 200 a été rénové en 2013 dans le cadre de la réhabilitation de la RA1K par l'achat d'une licence d'un nouveau procédé GT-BTX (distillation extractive) et modernisation de l'instrumentation, ce dernier a permis d'augmenter le rendement en aromatiques. 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, l'extraction par solvant s'avère être la technique de séparation la plus appropriée. Elle a l'avantage de délivrer un raffinat riche en paraffines et en naphtènes et un extrait riche en aromatiques.

L'objectif visé dans ce travail est la simulation de la colonne de récupération des aromatiques et des aéroréfrigérants dans le but de vérifier l'efficacité des aéroréfrigérants afin d'éliminer l'échangeur.

Ce manuscrit est subdivisé en cinq chapitres :

- Le premier chapitre présente une vue générale sur le complexe de la raffinerie de SKIKDA RA1K.

- Le deuxième chapitre est consacré aux aromatiques, leurs sources, leurs propriétés et leurs champs d'applications.
- Le troisième chapitre décrit les aéroréfrigérants, leurs modes de tirages et leurs types.
- Le quatrième chapitre présente l'unité de récupération des aromatique U-200.
- Enfin le cinquième chapitre présente les résultats et les discussions de la simulation de la colonne de récupération des aromatiques et des aéroréfrigérants.
- Le manuscrit se termine par une conclusion générale et références bibliographiques.

CHAPITRE I

Présentation de la raffinerie de SKIKDA

Introduction

L'activité principale de la raffinerie de SKIKDA RA1/K est de raffiner le pétrole brut issu de gisement de Hassi Messaoud en produits finis (essences, gasoil, kérosène, aromatiques, butane, propane...etc) et produits semi-finis (fuel, naphta), ces produits sont destinés aux marchés national et international [3].

I.1 La Raffinerie de Skikda (RA1/K)

I.1.1 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 Hessi-Massoud avec une capacité de traitement (18 millions t/an), ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an) [3].

➤ 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 250 hectares. Elle est alimentée en brut algérien par l'unité de transport est ETU de Skikda (c'est une station intermédiaire de Hessi Massoud).

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 [3].



Figure I.1: situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle à SKIKDA [3].

I.1.2 Construction

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

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

- 1ère unité de distillation atmosphérique (U10) → en mars 1980.
- 1ère unité de traitement et séparation des gaz (U-30) → en mars 1980.
- 2ème unité de distillation atmosphérique (U11) → en juin 1980.
- 2ème unité de traitement et séparation des gaz (U-31) → en juin 1980.
- Unité de production des bitumes (distillation sous vide U-70) → en juillet 1980.
- Unité de prétraitement et de reforming catalytique (U-100) → en septembre 1980.

- Unité d'extraction des aromatiques (U-200) → en octobre 1980.
- Unité de séparation du para xylène (U-400).
- Unité de stockage, mélange et expédition (MELEX.U-600)
- Unité d'isomérisation du Xylène (U-500)

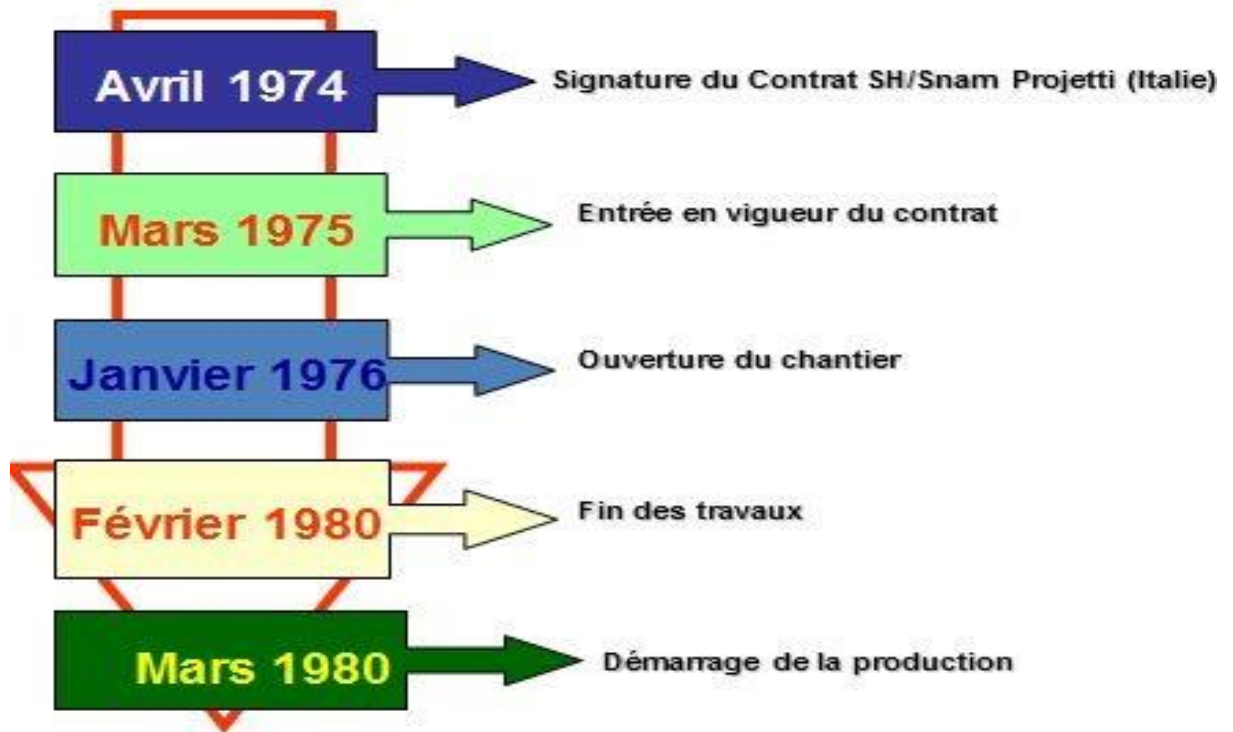


Figure I.2: historique de RA1K [3].

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

Il faut noter qu'il y a deux nouvelles unités, construites par la société japonaise J-G-C Corporation, ces deux unités sont : l'unité de prétraitement et de reforming catalytique (platforming U103) et l'unité de traitement et séparation des gaz (GPL.U104), ces deux unités ont démarré en octobre 1993 [4].

I.1.3 Structure hiérarchique de la raffinerie de Skikda

La structure hiérarchique de la gestion de la raffinerie de Skikda prévoit à son sommet un Directeur duquel dépend cinq services, techniques de ligne, plus deux de adjoints.

La raffinerie de Skikda est organisée comme suit :

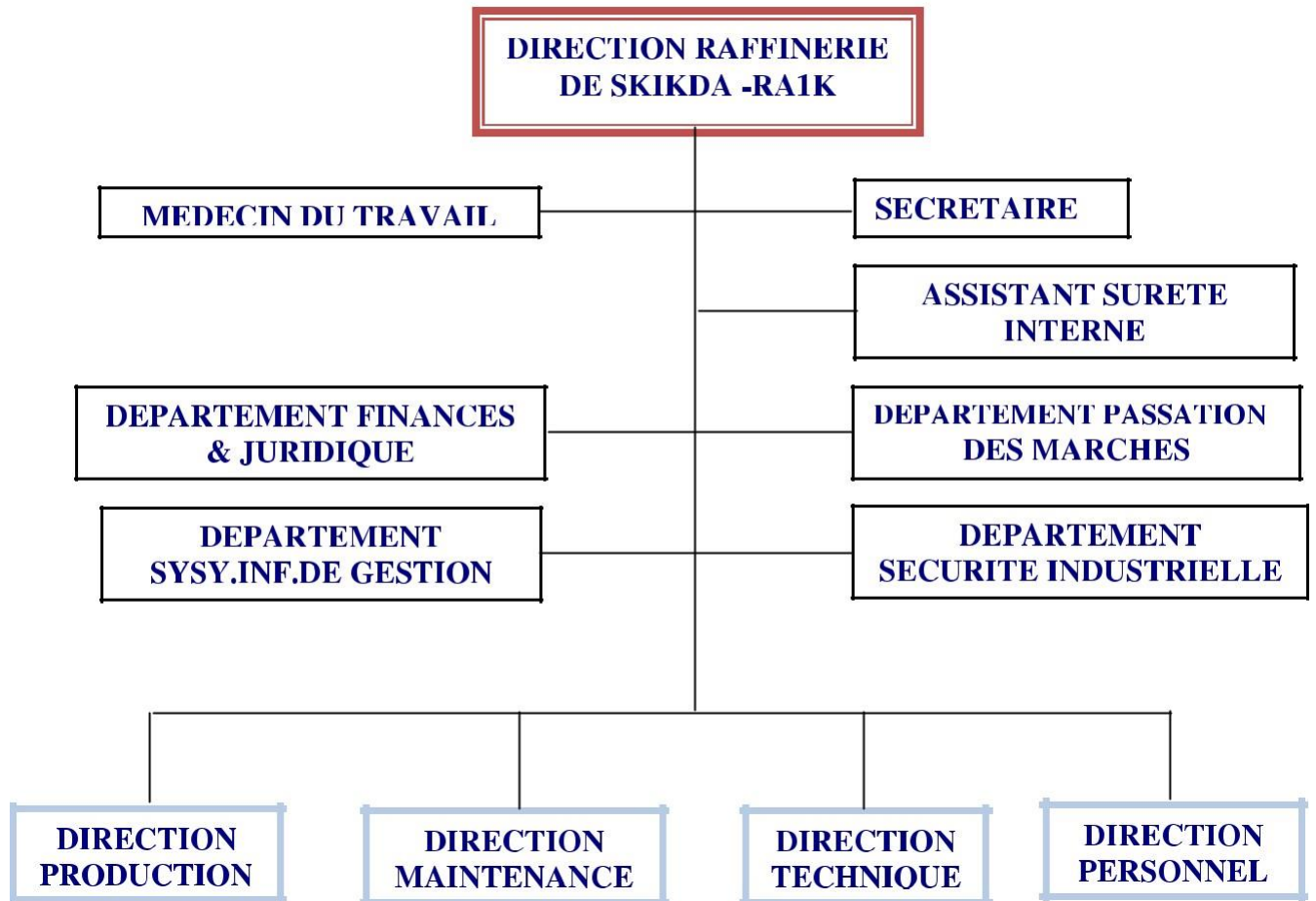


Figure I.3: Organigramme de la raffinerie de Skikda RA1K [3].

I.2 Présentation des différentes unités

I.2.1 Département production I

Il se compose des unités de production suivantes :

- Unités 10-11 de Topping.
- Unité 101/103 de prétraitement : reforming catalytique (PLATFORMING)
- Unité 30/31 et 104 de traitement et séparation des gaz (GPL).
- Unité 200 d'extraction des aromatiques.
- Unité 400 de cristallisation et séparation du para xylène.
- Unité 70 de distillation sous vide (Production des bitumes).
- Unité 500 d'isomérisation des Xylenes [3].

I.2.1.1 Les unités 10-11 de Topping

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (naphta, gas-oil, jet.) ou devront alimenter d'autres unités situées en aval (Magnaforming, Platforming, gaz-plant). Elles traitent le brut de Hessi Massoud avec une capacité annuelle de 15.10^6 t/an pour produire les produits cités [1].

I.2.1.2 Unités 100 et 103 (unité Magnaforming, platforming)

La Magnaforming et le platforming ont pour but de transformer la Naphta moyenne et lourde obtenues du Topping (réformât) utilisé comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences [3].

I.2.1.3 Unité 200 : extraction des aromatiques

L'installation d'extraction des aromatiques a été projeté pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures. La charge est constituée par la coupe de réformât léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C₅ splitter du réformât de l'unité 100 [3].

- Dans le premier stade : les aromatiques sont fractionnées à l'aide d'un solvant sélectif qui est le *Techtiv100*.
- Dans le deuxième stade : le raffinat constitué principalement des hydrocarbures paraffinés est envoyé vers stockage. L'extrait alimente la section fractionnement où il est séparé en benzène, toluène et en aromatiques lourds par distillation.

I.2.1.4 Unité 400 : séparation du paraxylène

Cette unité est conçue à récupérer le paraxylène produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de Magnaforming, elle permet par cristallisation de séparer le paraxylène de l'autre xylène (meta-ortho) et éthyl-benzène. Le paraxylène est commercialisé comme telle, le reste peut être utilisé comme base pour l'obtention des essences ou commercialisé sous forme de mélange xylène pouvant être utilisé comme solvant pour la fabrication des peintures, etc [3].

I.2.1.5 Unité 70 : Production de bitume

L'unité 70 a été conçue pour traiter 295 000 t/an de brut réduit importé (BRI). L'unité se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le produit de fond de colonne est le bitume routier ordinaire qui est envoyé :

- Une partie vers le stockage.
- L'autre partie comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé [3].

I.2.1.6 Les unités 30-31-104 : Séparation et traitement des gaz

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

- Unité 30 : Traite le gaz liquéfié qui vient de l'unité 100 en particulier ceux de la tête de la colonne C_7 où les GPL sont séparés du pentane.
- Unité 31 : Reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping.
- Unité 104 : Elle a été conçue avec la nouvelle unité de Platforming 103 afin de traiter les GPL venant de cette unité.

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

- ✓ Dans le premier stade : On fait subir au gaz un traitement qui consiste à passer la charge qui est le butane, propane, éthane, $H_2 S$ et l'humidité à travers une colonne contenant des tamis moléculaires qui possèdent la propriété de retenir l'humidité et l'acide $H_2 S$ par le phénomène d'adsorption.

Dans le deuxième stade : C'est l'étape de séparation des gaz effectuée par deux colonnes dont le premier (déséthaniser). On fait le stripping des gaz incondensables (C_1 , C_2 , H_2) qu'on envoie à partir de la tête vers le réseau fuel gaz, le produit de fond (butane, propane) alimente la 2^{ème} colonne où le propane est séparé du butane par simple distillation [3].

I.2.1.7 Unités annexes et utilités II

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

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

*** Unité 1020 : Tour de refroidissement**

Elle satisfait d'une manière continue les besoins de la raffinerie en eau de refroidissement, en travaillant en circuit fermé. Les eaux polluées et chaudes proviennent des

unités de production sont traitées chimiquement afin d'éliminer les acides chlorhydriques HCL entraînés dans le circuit puis refroidies à l'aide d'une batterie d'aéro-réfrigérant et enfin renvoyée vers les différentes unités aux moyens des pompes [3].

*** L'unité d'azote**

L'azote est produit à partir de l'air atmosphérique, ce dernier est aspiré puis comprimé à 7,7 bars par des compresseurs (généralement avec des compresseurs à membrane) [3].

*** L'unité 1060 : Circuit vapeur (HS, MS, LS)**

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

- Vapeur haute pression (HS).
- Vapeur moyenne pression (MS).
- Vapeur basse pression (LS).

La vapeur produite dans les grandes chaudières à partir des condensats qui proviennent de circuits vapeurs dans l'unité de production [3].

*** L'unité 1080 : Air comprimé**

L'air atmosphérique est aspiré à travers deux (02) filtres puis comprimé par deux (02) compresseurs.

Une partie de cet air (air service) filtré et comprimé est envoyé vers les différentes unités de production et l'autre partie (air instrument) subit un séchage à travers un lit d'alumine est utilisé dans le système de régulation pneumatique dans les différentes unités de production [3].

➤ **Unité Melex (600)**

Mélange, chargement et expédition, il se compose de :

- Les bacs de stockage des différentes charges et produits des unités.
- Expédition des produits vers les différents dépôts de stockage, exemple : dépôt d'El Kheroub.
- Mélange des gasoils, des essences.
- Contrôle le chargement des produits qui est au niveau du port de Skikda [3].

I.3 Augmentation de capacité par la réhabilitation des unités

Tableau I.1: capacité des unités avant et après réhabilitation [3].

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 Cristallisation Du Paraxylène	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

Conclusion

Ce chapitre a été consacré à la présentation de la raffinerie de SKIKDA, ainsi la présentation de ces différentes unités et leurs capacités de production avant et après la réhabilitation.

CHAPITRE II

Généralités sur les aromatiques

Introduction

La croissance rapide de la production des hydrocarbures aromatiques, benzène, toluène et xylène BTX, d'origine pétrolière et due au large marché de ces grands intermédiaires et à l'existence des procédés du reforming et de pyrolyse de l'essence qui rendent disponible des quantités importantes de coupes riches en aromatiques [4].

II.1 Définition des aromatiques

Les hydrocarbures aromatiques diffèrent des autres hydrocarbures par le fait qu'ils présentent un noyau aromatique, ils possèdent des doubles liaisons en résonances qui les rendant très stables, et le rapport C/H est très élevé. Ils sont considérés comme dérivant d'un hydrocarbure de base le benzène [5].

Un composé organique est dit aromatique quand il satisfait aux critères d'aromaticités suivantes :

- La molécule est cyclique
- La molécule est plane
- La molécule est entièrement conjuguée
- La molécule a $(4n+2)$ électrons, Cette critère est connue sous le nom de Règle de Huckel.

Ils sont très étudiés car ce sont des composés présents dans tous les milieux environnementaux et qui montrent une forte toxicité. D'ailleurs, c'est une des raisons qui a conduit à leur ajout dans la liste des polluants prioritaires par l'agence de protection de l'environnement des États-Unis (EPA US Environmental Protection Agency). Le nombre des hydrocarbures susceptibles d'être rencontrés est sans limite. En effet, non seulement il n'y a pas de limite au nombre de noyaux accolés, mais le nombre d'isomères augmente considérablement avec le nombre de cycles aromatiques. De plus, ils peuvent être alkylés. Les intermédiaires aromatiques les plus recherchés sont le benzène, le toluène et les xylènes (BTX) [6].

II.2 Source des aromatiques

Il convient de noter qu'il n'est plus question d'extraire directement les hydrocarbures aromatiques présents à l'origine dans le pétrole, car les bruts à base d'aromatiques contiennent peu de ces composés.

Plus de 90% des BTX produits dans le monde proviennent des unités de conversion des coupes pétrolières et principalement du reforming catalytique et de vapocraquage du naphta. Les essences de distillation de la houille ne représentent qu'une donnée marginale [7].

Les BTX sont obtenus à partir de :

- Vapocraquage des fractions lourdes issues de la distillation atmosphérique du pétrole brut (naphta, gasoil) pour la production des oléfines légères.
- Reforming catalytique du naphta issu de la distillation atmosphérique du pétrole brut.

II.2.1 Le vapocraquage

Le vapocraquage est la pyrolyse d'hydrocarbures saturés en présence de la vapeur d'eau. Cette technique, qu'on l'appelle aussi "Stream-cracking" consiste à faire passer dans un serpentin, placé dans un four, un mélange d'hydrocarbures et de la vapeur d'eau portées à haute température. Les hydrocarbures sont craqués, les produits de pyrolyse, après une trempe brutale sont séparés. La composition des produits de vapocraquage est en fonction de la charge traitée. Généralement les produits majoritaires de vapocraquage sont les oléfines légères avec une teneur moins importante en aromatiques [8].

II.2.2 Le Reforming catalytique

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

D'une manière générale, le reformage catalytique reste un procédé de raffinage. Suivant certains aspects principaux et applications particulières, il sert à l'obtention des bases pétrochimiques [4 ;8].

II.2.3 Autres sources des aromatiques

Les hydrocarbures aromatiques ne sont pas produits individuellement par synthèse. Cependant, ils peuvent avoir une origine non pétrolière. En effet, lors de la transformation de la houille ou coke nécessaire à la production de fonte brut, il se forme des gaz bruts de cokerie, benzols et des goudrons. Les benzols proviennent essentiellement de la purification du gaz brut et pour une faible part de la distillation du goudron. Les benzols sont traités par l'acide sulfurique ou par hydrosulfuration catalytiques pour les débarrasser des composés sulfurés, oxygénés, ou azoté. Le produit raffiné est ensuite distillé pour donner le benzène brut renfermant les hydrocarbures suivants (%Pds) :

Tableau II.1: Pourcentage des constituants aromatique dans les benzols [9].

Hydrocarbures	Poids %
Légers	2
Benzène	65
Toluène	18
Xylène	6
Ethylbenzène	2
C ⁺⁸	7

En ce qui concerne le goudron, la distillation sous vide en présence de vapeur d'eau surchauffé fournit différentes coupes dont les benzols entre 80°C et 160°C qui constituent 0.5 à 2% poids du goudron et donne par distillation le cyclopentane, benzène, le toluène et les xylènes [4,10].

II.3 Propriété physico-chimiques des aromatiques

Les benzéniques ont tous une odeur. D'où le nom d'aromatiques.

A 20° C et à la pression atmosphérique les premiers benzéniques sont liquides tandis que le naphthalène est solide.

Les hydrocarbures aromatiques benzène, toluène et xylène sont d'excellents solvants mais insoluble dans l'eau et de densité inférieure à celle de l'eau. Ils sont toxiques et provoquent la destruction des globules rouges, ce sont des produits cancérogènes. Cependant, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité [11].

Tableau II.2: Les propriétés physiques du Benzène, Toluène et Xylène [11].

Produit	D ²⁰ ₄	T°C d'ébullition à 0.1 MPa	Point de fusion	Point d'éclair	N ²⁰ _D
Benzène	879	80.1	5.4	11	1.5011
Toluène	866.9	110.6	-95.70	4	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	138.4	-13.14	25	1.4958
Ethyle-Benzène	867	134.2	-92.8	27	1.4959

II.3.1 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 C₆H₆ [12].

II.3.1.1 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 organiques.

Le benzène a pour formule C₆H₆, 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 [13].

La première formule du benzène proposé par KEKULE était :

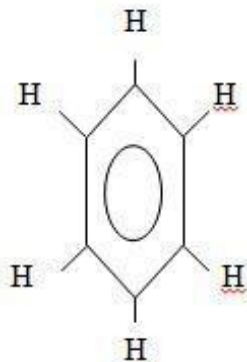


Figure II.1: molécule de Benzène [13].

Le benzène est le dérivé aromatique le plus stable. Ses liaisons font toutes la même longueur, intermédiaire entre une liaison une liaison double et liaison simple. On observe une résonance infinie, c'est-à-dire qu'on retombe sur la même forme de résonance. Cette propriété est stabilisante.



Figure II.2: la forme résonance et délocalisé de la molécule du benzène [13].

❖ Caractérisation et propriété physico – chimiques du benzène

Le benzène est, à température ambiante, un liquide incolore, à forte odeur aromatique, moins dense que l'eau dans laquelle il est pratiquement insoluble (0,180 g pour 100 g à 25 °C). Il est miscible à la plupart des solvants organiques et forme des mélanges azéotropiques avec l'eau, certains alcools et hydrocarbures. Son indice de réfraction élevé, voisin de celui du verre. Sa viscosité est plus faible que celle d'eau [8].

- Masse moléculaire : 78,11 g/mol.
- Température de fusion : 5,5 °C.
- Température de congélation : 5,52 °C.
- Température d'ébullition : 80,1 °C.

- Température d'auto-inflammation : 550°C]
- Densité : 0.88 g/cm³]
- Point d'éclair : -11°C]
- Pression de vapeur saturante : 10 KPa à 20 °C / 12.6KPa à 25 °C]
- Viscosité : 0.65Cp à 20 °C]
- Tension superficielle : 28.9. 10⁻³ N/m à 20 °C] [8].

En spectroscopie d'absorption infrarouge, le benzène présente une bande d'absorption au voisinage de 1 500-1 600 cm⁻¹ due aux vibrations des liaisons carbone-carbone, et plusieurs pics d'absorption entre 650 et 1 000 cm⁻¹ dus aux vibrations des liaisons carbone-hydrogène. La position et l'amplitude de ces derniers pics donnent des informations sur les substitutions éventuelles d'atomes d'hydrogène [4].

II.3.1.2 Le Toluène et les xylènes

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 [4].

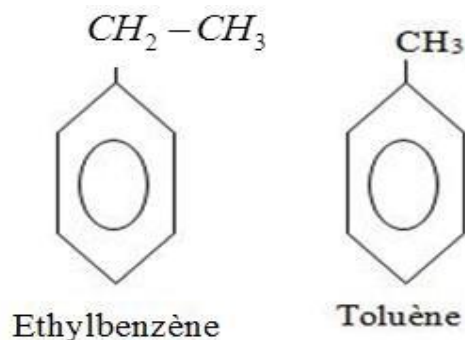


Figure II.3: molécule d'éthylbenzène et molécule du toluène [4].

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

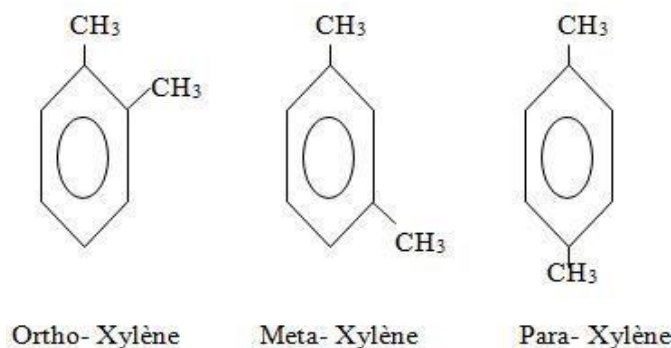


Figure II.4 : les formules des xylènes [4].

❖ Caractérisation et propriété physico – chimiques

➤ Toluène

Le toluène de formule brute C_7H_8 est un liquide volatil 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 Il est pratiquement insoluble dans l'eau (0,535 g/L à 25 °C), mais est miscible à de nombreux solvants organiques (acétone, oxyde de di-éthyle, chloroforme, éthanol...) et solubles dans l'acide acétique glacial.

- Masse moléculaire : 92,14 g/mol
- Température de fusion : - 93 °C
- Température de congélation : -59.4 °C
- Température d'ébullition : 110,6 °C
- Pression de vapeur à 20 °C : 3 kPa
- Masse volumique à 20 °C : 0,867 g/cm³
- Point d'éclair : 7 °C
- Viscosité cinématique : 0.684 m² S⁻¹
- Viscosité dynamique : 0.59.10⁻³ Pas } [8].

➤ Xylène

Le xylène ou di méthylbenzène est un groupe d'hydrocarbures aromatiques dérivés méthylés du benzène. Il est représenté par trois isomères structuraux : 1,2-diméthylbenzène, 1,3-diméthylbenzène et 1,4-diméthylbenzène (appelés respectivement ortho-di méthylbenzène, méta-di méthylbenzène et para-di méthylbenzène). Le xylène technique est un mélange des trois isomères, de composition voisine de méta- (60 %), ortho- (10-25 %) et para- (10-25 %). Les xylènes sont des liquides incolores ayant une odeur caractéristique agréable perceptible à l'odorat

à des concentrations de l'ordre de 1 ppm. Les xylènes sont pratiquement insolubles dans l'eau (0,02 % en poids à 20 °C) mais sont miscibles à la plupart des solvants organiques. En outre, ce sont de très bons solvants des graisses, cires, résines, etc. Dans les conditions normales d'emploi, les xylènes sont des produits stables. Ils réagissent avec de nombreux composés et constituent d'ailleurs des matières premières importantes en synthèse organique [6].

Les caractéristiques physico-chimiques des xylènes sont rassemblées dans le tableau :

Tableau II.3 : Les caractéristiques physico-chimiques des xylènes [6].

	o-Xylène	m-Xylène	P-Xylène
Masse molaire	106,16	106,16	106,16
Point de fusion	-25	-48°C	13 °C
Point d'ébullition	144 °C	139 °C	138 °C
Densité	0,88	0,86	0,86
Pression de vapeur	6,6 hPa à 20 °C	7,9 hPa à 20 °C	8,6 hPa à 20 °C
Indice d'évaporation	13,5	13.55 (éther diéthylique = 1)	13.55 (éther diéthylique = 1)
Point d'éclair	27 à 32 °C (coupelle fermée)	25 à 27°C (coupelle fermée)	25 à 27 °C (coupelle fermée)
Température d'auto inflammation	460°C	530 °C	530 °C
Limites d'explosivité ou d'inflammabilité (envolume % dans l'air)	Limite inférieure : 1,1 % Limite supérieure: 7 %	Limite inférieure : 1,1 % Limite supérieure:7	Limite inférieure : 1,1 % Limite supérieure: 7

II.4 Utilisation d'hydrocarbures aromatiques

II.4.1 Benzène

C'est un précurseur important pour la synthèse de nombreux composés organiques : matière plastiques, caoutchoucs synthétiques, solvant, plastifiants, détergents, parfum, colorants, additifs alimentaires, médicaments, pesticides, explosifs, etc. il est également utilisé comme solvant dans différentes industries, et comme additif antidétonant dans l'essence, le benzène permet d'augmenter l'indice d'octane. Il est produit par l'industrie pétrochimie essentiellement par reformage catalytique, hydrodésalkylation du toluène et vapocraquage [9].

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

II.4.2 Toluène

Le toluène ne sert pas uniquement à la fabrication d'explosifs, mais est également utilisé comme matière première de synthèse (polyuréthane). Il sert également de solvant ou élément de fabrication de peintures, vernis et des additifs pour la fabrication des essences. On s'en sert comme produit de départ pour divers procédés industriels : synthèse du caoutchouc, du phénol, du TNT (trinitrotoluène), du disocyanate de toluène (TDI), nécessaire pour obtenir la mousse de polyuréthane [14].

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 :

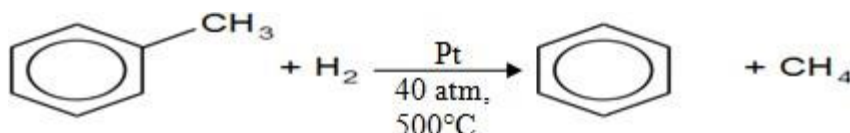


Figure II.5: transformation du toluène en Benzène [6].

II.4.3 Xylènes et éthylbenzène

Le paraxylène est le point de départ de la fabrication du textile artificiel bien connu sous le nom de tergal ou térylène. 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'éthylbenzène peut donner par déshydrogénation du styrène (vinylbenzène). Le mélange des xylènes plus éthylbenzène, est utilisé comme solvant [14].

II.4.4 Aromatiques en C₉ 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 [14].

II.5 Différentes Méthodes de séparation des aromatiques

La séparation des composés aromatiques contenus dans les essences consiste essentiellement en une série d'opérations visant à séparer tout d'abord les produits non aromatiques, puis à isoler chacun des produits aromatiques du mélange. La séparation des mélanges de produits aromatiques de produits non aromatiques est réalisée par des procédés spécifiques aux différents mélanges et aux exigences toujours plus grandes concernant la pureté de chacun des constituants

Les principales techniques utilisées pour extraire, à un haut degré de pureté, les composés aromatiques des essences produits soient par vapocraquage, soit par reformage catalytique, sont la distillation, la cristallisation, l'adsorption, la distillation azéotropique, la distillation extractive et l'extraction par solvant [15].

II.5.1 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 [8].

II.5.2 La distillation azéotropique

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 [8].

II.5.3 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 [15].

- **Mérite du procédé de GT-BTX par rapport 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 [2].

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.
- b. Le système de lavage à l'eau de raffinat n'est pas requis.
- c. Réduction de coût d'investissement.
- d. Contrôle plus simple de procédé [2].

Conclusion

Dans ce chapitre nous avons présenté une vue générale sur les aromatiques, leurs sources, leurs propriétés physiques et leurs utilisations dans les différents domaines. Et vu de l'importance des aromatiques notamment le benzène et le toluène nous avons présenté les méthodes appropriées pour leur séparation.

CHAPITRE III

Généralités sur les aéroréfrigérants

Introduction

Un échangeur de chaleur est un appareil destiné à assurer un transfert de chaleur entre deux (ou plusieurs) fluides. L'échange thermique peut se faire en mélangeant directement les deux fluides, les fluides pouvant être miscibles ou non. L'échange de chaleur peut aussi se faire sans mélanger les fluides, on a alors à faire à des échangeurs à fluides séparés, dans ce cas une ou plusieurs parois étanches sont intercalées entre les fluides. Les premiers aéroréfrigérants sont apparus durant les années 40, mais c'est seulement vers les années 60 que la maîtrise technologique a vraiment commencé [16].

III.1 Définition

Les aéroréfrigérants constituent la troisième grande famille des échangeurs, ils sont constitués de tubes et d'ailettes. On utilise les ailettes pour augmenter la surface d'échange. Les aéroréfrigérants utilisent l'air ambiant comme fluide de refroidissement. Cet air après aspiration par des ventilateurs axiaux traverse des faisceaux de tubes comportant des ailettes extérieures. A l'intérieure de ces tubes circule le fluide à refroidir [17].

III.2 Description de l'aéroréfrigérant

Dans l'échangeur (figure III.1), le fluide à refroidir est mis en circulation par une pompe et traverse un ensemble de tubes dont la paroi extérieure est soumise à une circulation d'air naturelle ou forcée. Le fluide à refroidir peut-être une huile, un gaz, un liquide organique, eau, vapeur, etc.

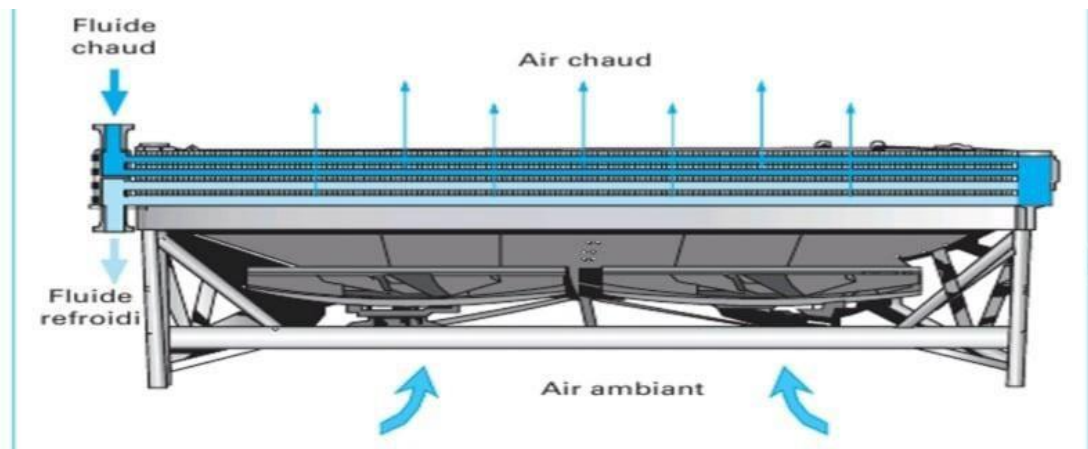


Figure III .1: Principe de fonctionnement d'un aéroréfrigérant [16].

Un aéroréfrigérant est composé d'une surface d'échange et d'un moyen de ventilation. Le fluide à refroidir passant dans des tubes et l'air extérieur passant autour des tubes munis d'ailettes pour augmenter le coefficient d'échange thermique. Cette surface peut être composée de tubes en cuivre et d'ailettes en aluminium, avec des groupes moteurs-ventilateurs pour assurer la circulation de l'air et l'évacuation de la chaleur. A l'intérieur des tubes ailettes circule le produit à condenser ou à réfrigérer. Le faisceau aboutit à des boîtes de distribution ou collecteurs, qui répartissent le débit en une ou plusieurs passes. Ces boîtes de distribution peuvent être à couvercle démontable ou soudé [18].

Dans ce dernier cas, un bouchon fileté se trouve dans l'axe de chaque tube pour permettre le nettoyage. Des ventilateurs produisent la circulation de l'air à travers le faisceau. Dans tous les cas, l'air circule de bas en haut et selon la disposition du ventilateur par rapport au faisceau de tubes, on distingue :

III.2.1 Les appareils à tirage induit

Ce sont des échangeurs à tirage induit, l'air circule dans une tour grâce aux différences de densités dues aux différences de températures entre l'intérieur de la tour et l'extérieur. Les tours peuvent avoir des hauteurs de 150 mètres.

La vitesse de l'air peut dans certains cas être aussi élevée que dans les systèmes utilisant des ventilateurs. D'une manière générale, lorsque les puissances à extraire sont très grandes, l'énergie dépensée dans les ventilateurs devient importante, l'utilisation de ce type d'aéroréfrigérants se justifie. Les centrales thermiques et nucléaires utilisent les aéroréfrigérants à convection naturelle [17].

(Figure III.2) montre que le ventilateur est au-dessus du faisceau.

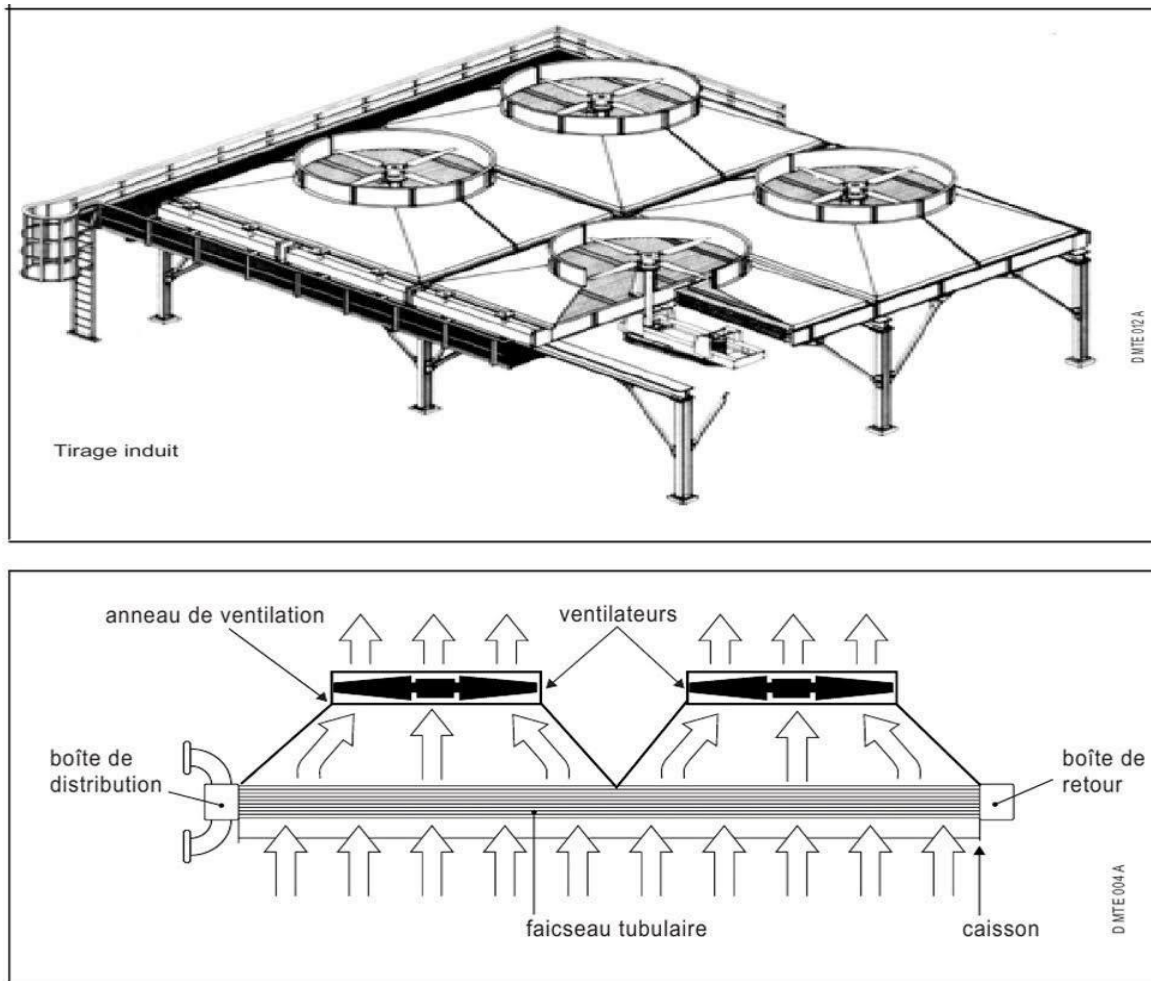


Figure III.2: Aéroréfrigérants à air induit [16].

III.2.2 Les appareils à tirage forcé

On peut les classer selon le mode d'écoulement de l'air par rapport au ventilateur et selon la position du faisceau Voir figures.

L'air de refroidissement peut être soit forcé à travers le faisceau (tirage forcé), soit tiré à travers celui-ci (tirage induit) [17].

(Figure III.3) montre que le ventilateur est sous le faisceau.

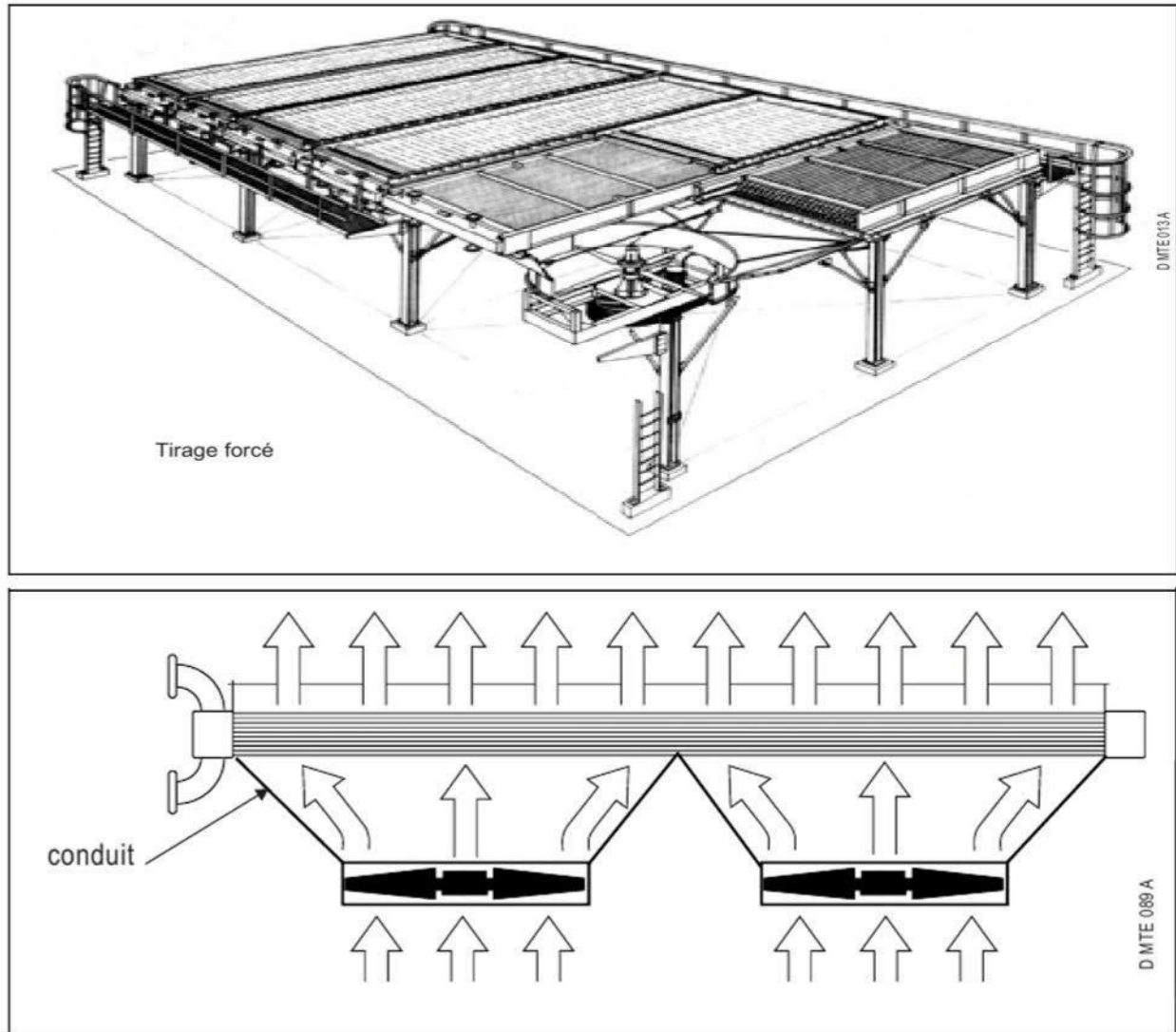


Figure III.3: Aéroréfrigérants à air forcé [16].

III.3 Choix air induit/air forcé

Lorsque deux aéroréfrigérants fournissent le même débit volume d'air, le meilleur refroidissement et le meilleur débit masse est obtenu par aéroréfrigérants à tirage forcé.

Pour obtenir la même efficacité que le tirage forcé, le tirage induit doit fournir plus de puissance [17].

Malgré cet inconvénient, le tirage induit est préféré pour les avantages suivants qu'il procure :

- Une distribution de l'air mieux répartie

- Le niveau de bruit au sol est plus faible qu'en configuration forcée
- La position de la hotte et du ventilateur assure une bonne protection du faisceau contre les conditions climatiques (Pluies, rayonnement).
- L'effet cheminée est favorable à l'air induit
- La vitesse de sortie de l'air chaud est 2 à 2.5 fois plus grande qu'en air forcé, ce qui réduit les risques de recirculation de l'air, notamment en cas de vents latéraux.
- Une protection de la surface d'échange thermique contre certains dommages climatiques extrêmes tels que : verglas, grêle, grosses précipitations, neige et rayonnement solaire.
- La ventilation en tirage induit présente aussi des inconvénients par rapport au tirage forcé.
- Pour un même débit massique d'air en circulation, la puissance du ventilateur en tirage induit est plus grande.
- Les ventilateurs et même les moto-ventilateurs reçoivent l'air chaud tiré dont la température ne doit pas être excessive. 70°C pour des pâles en plastique, et 100°C pour de pâles en aluminium [17].

Tableau III.1: Comparaison Tirage Induit / Tirage Forcé [16].

Tirage induit	Tirage forcé
<ul style="list-style-type: none"> • Faisceau protégé par la hotte, à l'abri des précipitations. • Convection naturelle plus importante. • Moins de risque de recirculation d'air Chaud. • Meilleure disposition de L'ensemble moto- ventilateur. • Davantage de place libre en dessous. • Moins bruyant. • Plus grande facilité de préassemblage. • Meilleure accessibilité au faisceau 	<ul style="list-style-type: none"> • Plus faible consommation de puissance à même puissance thermique. • Meilleure répartition de l'air à travers le faisceau. • Plus grande facilité d'entretien.

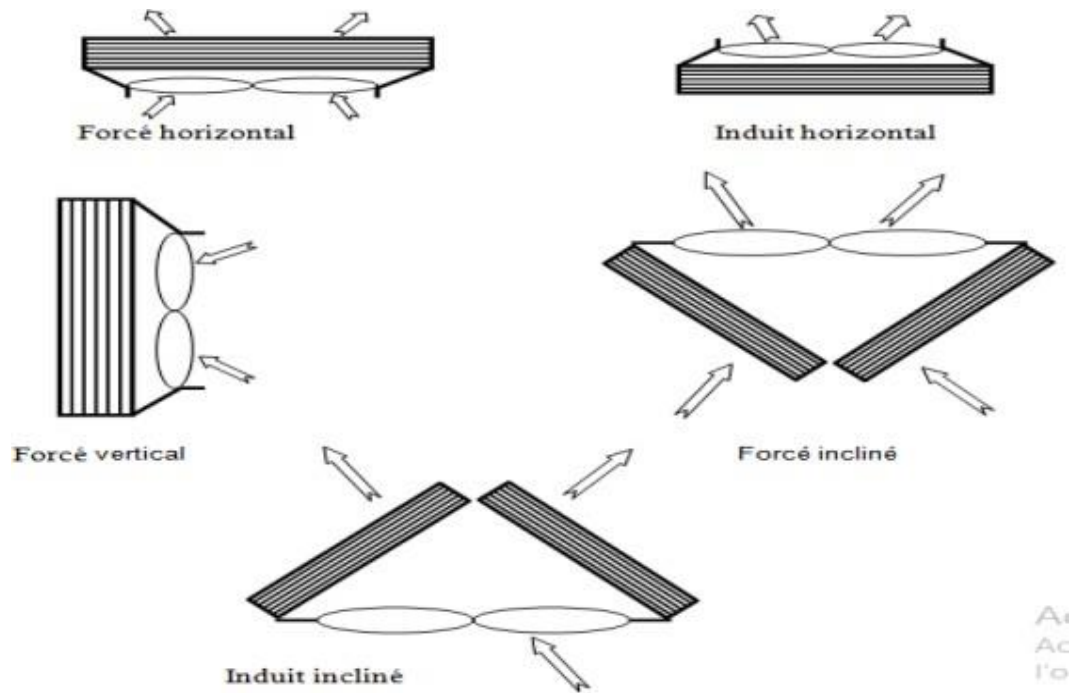


Figure III.4: Types des aéroréfrigérants [17].

III.4 Constitution des aéroréfrigérants

Les aéroréfrigérants sont des appareils de construction simple qui peuvent fonctionner pendant de longues périodes sans incidents. La source principale des pannes est le moto ventilateur, ce dernier constitue un système en mouvement. Ce sont les paliers, les courroies, les roulements et les boîtes à vitesses qui représentent les pannes les plus fréquentes.

Ils sont constitués des éléments principaux suivants :

- Des faisceaux tubulaires ;
- Un collecteur ou système de distribution du fluide chaud ;
- Des ventilateurs ;
- Une boîte de distribution de l'air ;
- Un système de régulation ;
- Une structure métallique de soutien [18].

III.5 Différents types d'aéroréfrigérants

Les aéroréfrigérants ont pour objet de refroidir l'eau d'un circuit. On en distingue deux familles :

III.5.1 Les réfrigérants secs

Ce sont de simples échangeurs de chaleur de type (eau/air), l'eau est maintenue séparée de l'air dans un circuit étanche. Il n'existe aucun contact direct entre l'eau refroidie et l'air réchauffé.

Ces aéroréfrigérants ne rejettent aucun aérosol aqueux.

Ce type de refroidisseurs consiste à refroidir l'eau qui circule dans des batteries de tubes par un fluide auxiliaire (l'air) qui circule à l'extérieur des tubes lisses ou à ailettes [18].

III.5.2 Les aéroréfrigérants humides

Généralement, l'eau à refroidir circule en contact direct d'un flux d'air et à contre-courant de celui-ci, dans une tour. L'eau est refroidie essentiellement par l'évaporation d'une partie d'elle-même (la chaleur latente de vaporisation de l'eau est élevée). La proportion d'eau injectée évaporée représente de l'ordre de 1 % du flux d'eau.

Les aéroréfrigérants humides peuvent se présenter sous des formes variées. L'eau peut couler en un film mince le long de parois ou du garnissage (de composition et de formes variées) d'un corps d'échange. Elle peut être aussi pulvérisée par une rampe. La circulation de l'air peut être à tirage forcé par un ventilateur ou à tirage naturel par "effet cheminée" [18].

III.6 Champ d'application des aéroréfrigérants

Les aéroréfrigérants trouvent leurs utilisations dans plusieurs domaines notamment dans :

- L'industrie pétrochimique.
- Les stations de compression de gaz.
- Le stockage du gaz.
- Les unités de production de PVC, polyéthylène, fibre de verre.
- Les unités de soude caustique.
- Les unités de coke.
- Les unités de transport et manipulation de l'ammoniaque.
- Les unités de caoutchouc.
- L'industrie du froid et conditionnement de l'air [18].

III.7 Avantages et inconvénients des aéroréfrigérants

Avantage

- Disponibilité en quantités illimitées de l'air.
- L'emplacement de l'aéroréfrigérant n'est pas conditionné.
- Les frais d'entretien sont faibles (20 à 30%) par rapport au refroidissement à l'eau.
- Grande pureté de l'air tout le long de l'année.
- Pas de calcaire, de sel ou de dépôts, pas de formation de substances organiques.
- Peu corrosif et peu de problèmes de nettoyage.
- Pas besoin de suivre la qualité de l'air et pas de traitement chimique à faire.
- Peu d'impact sur l'environnement.
- Il est facile de localiser d'éventuelles fuites.
- Pas de problèmes de pollution.
- Corrosion réduite des tubes.
- Coût de maintenance faible [17].

Inconvénients

- L'air est mauvais convecteur, il nécessite par conséquent de munir les tubes d'ailettes.
- L'air ne peut refroidir à des températures basses en raison de sa faible capacité calorifique
- Les variations saisonnières et journalières de la température de l'air changent les performances des aéroréfrigérants.
- La baisse de température augmente la densité de l'air et peut charger les ventilateurs si ceux ne sont pas correctement dimensionnés.
- Les aéroréfrigérants ne doivent pas être placés à proximité de gros obstacles, tels que bâtiments, arbres, etc..., la circulation pourrait être gênée.
- Les ventilateurs génèrent des bruits qui peuvent être importants [17].

Conclusion

Dans ce chapitre a été dévoué au aéroréfrigérants, on a présenté leurs types, les avantages et les inconvénients, leurs modes de fonctionnement, les avantages et les inconvénients, ainsi leurs constructions et leurs champs d'application.

CHAPITRE IV

*présentation de l'unité de récupération des
aromatiques U-200*

Introduction

La réhabilitation de l'usine d'aromatique se compose de la rénovation des unités existantes (unité de magnaforming, d'extraction d'aromatiques et de paraxylène) pour l'augmentation de la production du benzène et du paraxylène ainsi qu'une nouvelle unité d'isomérisation pour convertir presque tous les xylènes en paraxylènes.

La technologie de distillation extractive pour l'extraction des aromatiques a été commercialisé avec succès, cette technologie dispose une formulation exclusive de solvant commercialement disponible qui présente la haute sélectivité et capacité, l'opérabilité améliorée, et moins d'équipements de procédé requis [1].

IV.1 Unité de distillation extractive (U-200)

L'unité 200 est conçue pour récupérer le benzène et le toluène à haute pureté. La charge est constituée par la coupe de reformat léger provenant du bac de stockage S32 de la charge 100-C-5 splitter de reformat, elle est constituée essentiellement de C6 et C7 des paraffine et d'aromatiques selon le tableau ci-dessous, 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 [2].

Figure IV.1: composition de la charge et les débits des composants pour l'unité 200 selon le design [2].

Composition	Wt%	Kg/h
C4 paraffines	0.05	41.4
C5 paraffines	1.58	1240.0
C6 paraffines	32.03	25109.3
C7 paraffines	23.7	18576.4
C8 paraffines	0.12	94.5
C9 paraffines	0.0	0.0
C5 oléfines	Trace	0.3
C6 oléfines	0.85	666.0
C7 oléfines	0.49	384.2
C8 oléfines	Trace	0.4

C5/C6 naphta	1.63	1280.4
C6 naphtènes	0.65	509.2
C7 naphtènes	1.64	1284.8
C8 naphtènes	5.05	38.6
Benzène	31.47	24667.9
Toluène	5.72	4486.9
C8 aromatiques	trace	1.3
Total	100	78382

Choix du solvant utilisé dans la distillation extractive

Le solvant employé dans la distillation extractive dans l'industrie doit satisfaire les critères suivants :

- Capacité à changer de façon significative la volatilité relative du composant clé.
- Solubilité dans les composants d'alimentation sans mener à la formation de biphases.
- Facilement séparable des produits inférieurs.
- Peu coûteux et aisément disponible.
- Stable aux températures de distillation et de séparation du solvant.

Le solvant utilisé dans ce procédé « récupération des aromatiques » est le techtiv-100sm où le 1.1-dioxyde tétrahydrothiophène, ces caractéristiques sont les suivantes [2] :

Tableau IV.2 : les caractéristiques du techtiv-100sm [2].

Formule chimique	C₄H₈O₂S, C₅H₁₀O₂S
Solvant techtiv-100SM	>90
Eau	< 3
Forme	Liquide
Odeur	Caractéristique
Poids moléculaire	120
Température de fusion	10°C – 27°C
Température d'ébullition	278 °c – 292 °c
Température de décomposition	>220°C
Température de solidification	+ 27°C

Point d'éclair	177 °c
Point d'inflammabilité	197 °c
Pression de vapeur	19.4 HPA à 150 °c
Densité	1.245 – 1.275 g/cm ³ à 20 °c
Solubilité	Solubilité dans l'eau 1.266 g/cm ³ à 20°c
Viscosité	10 MPA.S à 30 °c

Le techtiv-100sm est un solvant ayant une faible toxicité et il ne semble pas présenté de danger appréciable quand on le manipule. Les études n'ont donné aucune indication d'éventuels effets. Le danger de la vapeur à température ambiante est minime [2].

IV.2 Description du procédé

L'unité 200 se compose de deux sections

- Section distillation extractive.
- Section fractionnement.

IV.2.1 Section distillation extractive

La section extraction comprend :

IV.2.1.1 Distillation extractive

Le principe de base de la distillation extractive est la modification de la volatilité relative des composants en présence d'un solvant sélectif puissant. Dans un mélange contenant des aromatiques et des non aromatiques, la volatilité relative des composants non aromatiques est améliorée par rapport à celles des composants aromatiques par la présence du solvant. Cette amélioration permet aux non aromatiques d'être distillé en tête (partie supérieure) de la colonne conventionnelle de distillation, tandis que les aromatiques sont récupérées au fond de la colonne.

Le solvant utilisé dans le procédé de GP-BTX est un mélange exclusif, techtiv-100sm, ce qui permet d'avoir une performance excellente du procédé [19].

Le schéma d'enchaînement des opérations pour le procédé GP-BTX est présenté ci-dessous et il se compose de deux colonnes principales :

- Une colonne de distillation extractive (EDC).
- Une colonne de récupération de solvant.

principal peut être réalisé de manière très similaire à celle d'une colonne de distillation régulière [19].

Description du schéma de la section de distillation extractive

L'alimentation aromatique, à partir du bac de charge de l'extraction (600-S-32), est introduite dans l'unité à partir de la limite de batterie. Elle est préchauffée dans le préchauffeur de l'alimentation 200-E-51, et envoyée à la colonne de distillation extractive 200-C-51. Le moyen de chauffage de l'échangeur de préchauffage de l'alimentation est le solvant chaud en circulation. La température de l'alimentation en ajustant le débit de solvant chaud envoyé. Le solvant chaud est utilisé comme moyen de chauffage pour une série d'échangeurs de chaleur. Après le préchauffage d'alimentation, il est utilisé pour le préchauffeur de l'eau 200-E-15 et ensuite pour le préchauffeur de l'extrait, 200-E-52. La température sortie de l'eau à partir de 200-E-15 en ajustant le débit de solvant chaud envoyer, le réchauffeur de l'extrait 200-E-52, aidera à contrôler la température de sortie. Après réchauffage de l'extrait aromatique dans le préchauffeur de l'extrait, 200-E-52, le solvant pauvre est enfin refroidi dans le refroidisseur, 200-EA-1 et est envoyé, sous contrôle de débit, au sommet de la colonne EDC. La température du solvant pauvre en ajustant le débit du solvant chaud envoyé vers le refroidisseur de solvant 200-EA-1. Il est concluant de contrôler la température d'alimentation du solvant pauvre à $\pm 1-2^{\circ}\text{C}$ 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, opérant en cascade avec le niveau de liquide au fond de la SRC.

La charge d'extraction alimente la colonne EDC en trois positions (31^{ème} plateau, 35^{ème} plateau, 39^{ème} plateau) mais une seule position en service lorsque l'unité est en marche, ces positions sont en fonction de la composition de la charge [2].

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 produits de tête sont des non-aromatique appelé **RAFFINAT**. La température doit être suffisamment faible pour assurer la condensation totale 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).

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 [2].

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 6,0 (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 [2].

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.

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) [2].

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 positive en tête. La pression d'exploitation d'EDC est contrôlée 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 surpression de colonne est évitée par le verrouillage qui coupe l'alimentation de chaleur aux rebouilleurs [2].

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

- Température de sommet 86°C – 89°C
- Température de fond 165°C -166°C
- Pression de sommet 0.67 Kg/ cm²
- Pression de fond 1.27 Kg/ cm²

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) [2].

IV.2.1.2 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 3ème 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 séparées 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 strippées 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).

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 [2].

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.

Toutes aromatiques humides recueillies dans 200-V-52 peuvent être manuellement drainées dans le système de drainage fermé des hydrocarbures (close drain) [2].

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

- Température de sommet : 63 °C- 64 °C
- Température de fond : 175 °C
- Pression de sommet : -0.38 Kg/ cm²
- Pression de fond : -0.21 Kg/ cm²

Dans la colonne de récupération de solvant SRC on fait 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 procédé 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 [2].

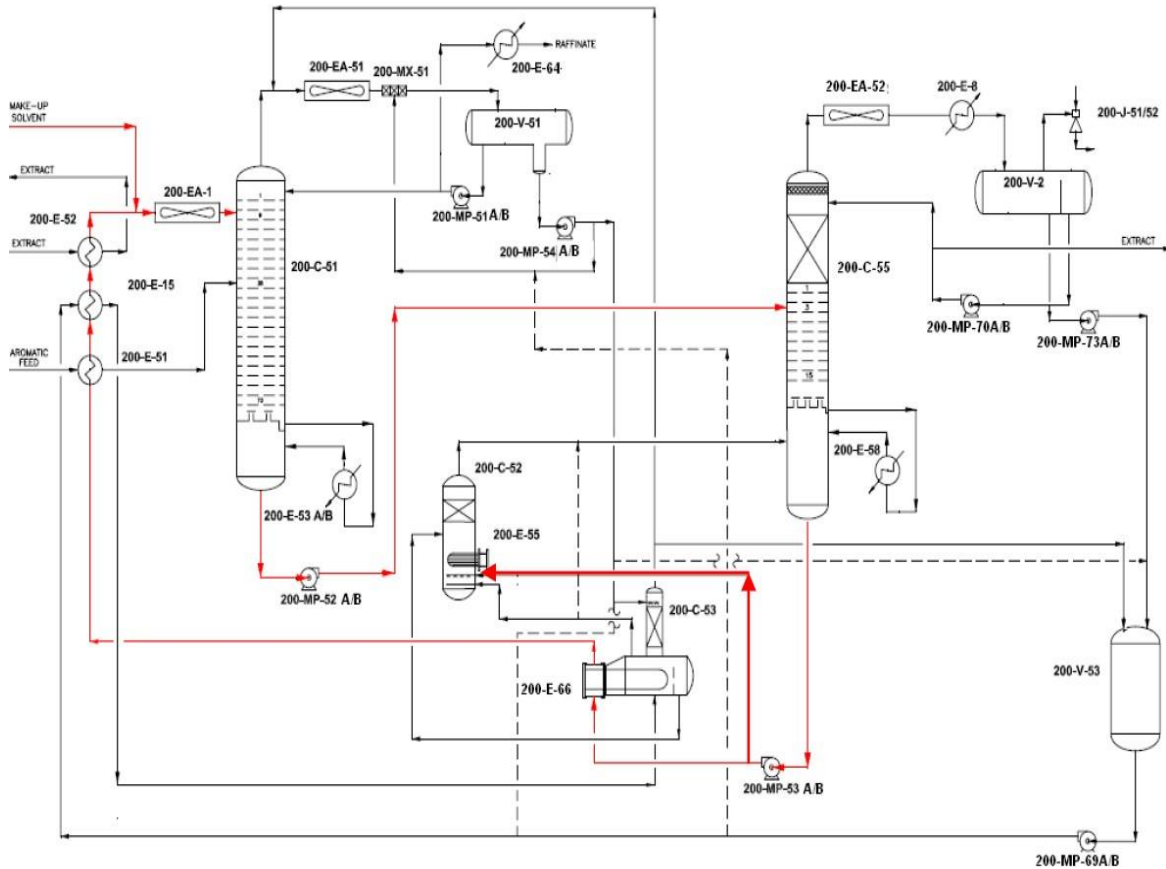


Figure IV.2: circuit de solvant [2].

IV.2.1.3 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 [2].

IV.2.1.4 Section fractionnement

(a) 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 d'obtenir une pureté requise du produit [2].

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 [2].

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

- Température de sommet 959 °C
- Température de fond 137BC
- Pression de sommet 0.57 Kg/ cm²
- Pression de fond 1.06 Kg/ cm²

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 brûleurs (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 C₈ 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 [2].

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 les condenseurs 200-EA-53, et sous-refroidis 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 [2].

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/ cm²
- Pression de fond : 1.06 Kg/ cm²

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) [2].

(b) 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/ cm²
- Pression de fond 0.7 Kg/ cm²

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 [2].

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.

IV.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 Ratio de reflux
- Teneur en hydrocarbure dans solvant pauvre [2].

IV.5 Facteurs influant sur pureté aromatique

Les facteurs influant à la pureté aromatique 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 [2].

Conclusion

Dans ce chapitre on a présenté l'unité de récupération des aromatiques U-200, ces différentes sections (section extraction, section fractionnement) ainsi que la description du procédé

CHAPITRE V

Etude par simulation

Introduction

Ce chapitre consiste à simuler par le logiciel HYSYS, la section distillation extractive plus exactement la colonne de récupération de solvant, les aéroréfrigérants, dans le but de vérifier l'efficacité des aéroréfrigérants pour l'élimination de l'échangeur.

Ainsi, la simulation suit étapes distinctes :

- La simulation du cas design afin de confirmer le choix du modèle thermodynamique choisis et de vérifier l'exactitude de la simulation.
- La simulation du cas réel et ceci dans le but de l'utilisé par la suite pour confirmer le bon fonctionnement de la colonne.
- La simulation des aéroréfrigérants détaillée par ASPEN EDR.

Problématique

L'échangeur E-8 de l'unité 200 (unité de récupération des aromatiques) est en défaillance totale et il doit être remplacé par un nouvel échangeur. Pour cela on va prouver la non-nécessité de cet échangeur et l'efficacité des aéroréfrigérants.

V.1 Objectifs de la simulation

Les objectifs majeurs de la simulation des procédés sont les suivants :

- Résoudre les équations de bilans de matière et d'énergie pour l'ensemble des appareils du procédé.
- Calculer les caractéristiques (débit, composition, température, pression, propriétés physiques) pour tous les fluides qui circulent entre les appareils.
- Estimer les coûts d'investissement et de fonctionnement dans un contexte de développement durable, et l'impact sur l'environnement et la sécurité.
- Optimiser les conditions de fonctionnement du procédé.

V.2 Présentation du logiciel ASPEN HYSYS

Le logiciel de simulation ASPEN HYSYS est un programme pilote dans le processus de modélisation, développé par la société canadienne HYPROTECH puis racheté par l'un des principaux éditeurs mondiaux de logiciels optimisant les opérations des industries de transformation dans le secteur de l'énergie et des produits chimiques ASPENTECH .Cet outil de conception, d'optimisation et de suivi des performances de production de pétrole et de gaz, de

traitement de gaz, de raffinage du pétrole, etc..., dispose d'une grande importante base de données sur les corps purs et incorporés, et d'une interface graphique pour la construction du diagramme des procédés (PFD Process Flow Diagram). Pour établir une simulation avec le logiciel ASPEN HYSYS, l'utilisateur doit procéder comme suit :

- Spécifier les constituants chimiques en présence ainsi que leurs propriétés physico-chimiques.
- Choisir un modèle thermodynamique convenable.
- Etablir le schéma PFD de la section d'étude.
- Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.
- Exécuter le programme de simulation.
- Interpréter les résultats.

En effet, le modèle thermodynamique utilise les propriétés des constituants chimiques choisis pour pouvoir évaluer le comportement et déterminer les propriétés thermodynamiques, volumiques ainsi que l'état physique des mélanges lorsqu'ils sont soumis à l'ensemble des conditions opératoires du procédé simulé. Généralement, on travaille avec les modèles thermodynamiques de base telle que les équations d'état du gaz parfait ou du gaz réel parmi lesquelles : Peng-Robinson (P-R), SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK), souvent utilisés pour les hydrocarbures, NRTL.

Dans ce présent travail, on a utilisé la version 11 d'ASPEN HYSYS.

V.3 Simulation de la colonne de récupération de solvant C-55

V.3.1 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 valider le choix du modèle thermodynamique mais aussi de vérifier l'exactitude de la simulation.

Le choix du modèle thermodynamique

Le choix du modèle thermodynamique est un facteur indispensable pour la réussite de la simulation. Il est principalement dicté par la fiabilité et la validité dans le domaine opératoire considéré.

Le modèle thermodynamique choisi est : NRTL car c'est le modèle favorable pour Les caractéristiques de la charge (la polarité) alimentant l'unité.

Vérification du cas design

Tableau V.1: composition de la charge de la colonne C-55

Composition	Fraction massique
Benzène	0.0735
Toluène	0.0125
C8 Aromtics (Para, Méta, Ortho xylène)	0
Techtiv-100	0.9111
Eau	0.0029

Tableau V.2: paramètres de fonctionnement de la colonne C-55

Paramètres	Design
Débit (m ³ /h)	243.75
Température (°C)	151.6
Pression (kg/cm ² g)	-0.38
Viscosité (cp)	1.32
Poids moléculaires	113.34

Le diagramme de simulation de l'unité de récupération de solvant (Unité200) réalisé par le logiciel ASPEN HYSYS est représenté sur la figure ci-dessous :

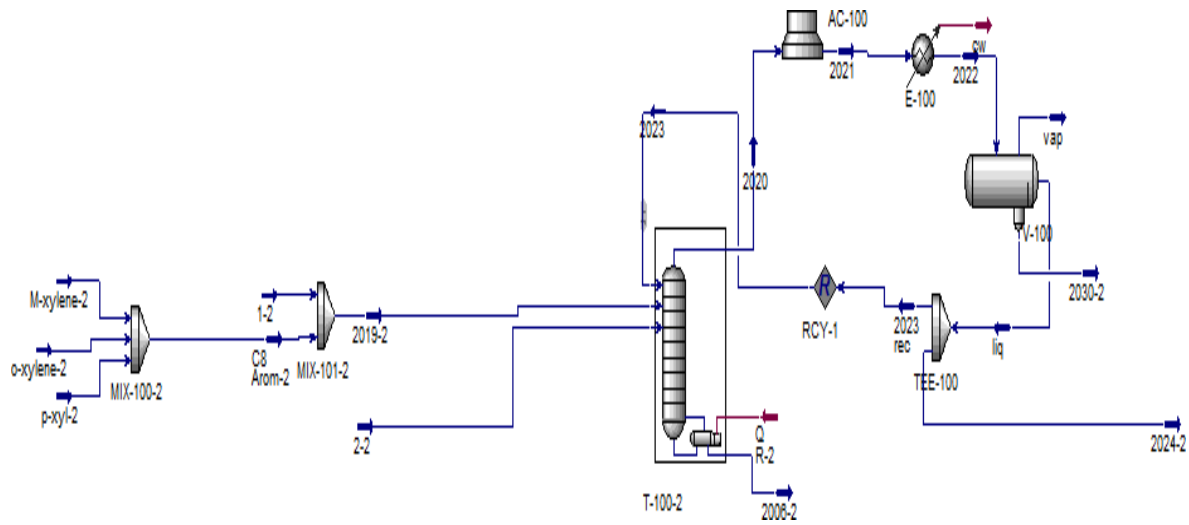


Figure V.1: Diagramme de simulation de la colonne de récupération de solvant (cas design).

Pour valider notre simulation ainsi que le choix du modèle thermodynamique, on compare les résultats de la simulation avec ceux du cas design.

Tableau V.3: comparaison des résultats de la simulation de la colonne C-55 données par Aspen HYSYS et ceux du cas design

Paramètres	Design	HYSYS	Ecart* %
Température de tête (°C)	63	65.49	3.95
Cp des vapeurs de tête (kcal/kg.°C)	0.28	0.295	5.53
Viscosité (cp)	0.01	0.01	0
Poids moléculaires	63.10	62.81	0.45

$$Ecart = \frac{|V_{design} - V_{simulé}|}{V_{design}} * 110000 \dots \dots \dots \text{Eq V.1}$$

Tableau V.4: comparaison de la composition des vapeurs de tête de la colonne C-55 données par Aspen HYSYS et celle du cas design

Composition	Design	HYSYS	Ecart %
Fraction massique			
Benzène	0.81	0.80	1.23
Toluène	0.12	0.13	8.33
C8 Aromatiques	0	0	0
Techtiv-100	0	0	0
eau	0.08	0.08	0

On remarque que les valeurs (les paramètres et la composition) données par le constructeur et celles obtenues par la simulation sont très proches (écart est inférieure à 10%) ce qui valide notre simulation.

V.3.2 Simulation du cas actuel

Tableau V.5: paramètres actuels de la colonne C-55

Paramètres	Design	Actuel
Débit (m³/h)	243.75	130
Température de tête (°C)	63	66.7
Température de fond (°C)	175	176.4
Pression de tête (kg/cm²g)	-0.38	-0.383
Pression de fond (kg/cm²g)	-0.21	-0.205

Après la validation de la simulation du cas design de la section de distillation extractive, nous allons reproduire la simulation de l'unité avec les paramètres actuels afin de vérifier le bon fonctionnement de la colonne et déterminer le débit des vapeurs de tête de la colonne C-55 qui alimentent l'aéroréfrigérant.

	Tubeside		Airside	Recent		Previous	
				Hotside	Coldside	Hotside	Coldside
Program calculation mode	Rating / Checking			Rating / Checking		Simulation	
Process Conditions							
Mass flow rate	kg/h	38667	2640000	38667	2640000	38667	971137
Inlet Pressure	kPa	64		64	NA	64	NA
Outlet Pressure	kPa			63,2	NA		NA
Inlet temperature	°C	65,61	38	65,62	38	65,61	38
Outlet temperature	°C	50		49,94	44,92	49,84	56,83
Inlet vapor fraction		1		1	NA	0,9994851	NA
Outlet vapor fraction				0	NA	0	NA
Heat Load	kW			5126,3	NA	5126	NA
Initial Heat Load	kW			5125,2	NA	5126	NA
Process Input							
Allowable pressure drop	kPa	10,64	0,2	10,64	0,2	10,64	0,2
Fouling resistance	m ² -K/W	0	0	0	0	0	0
Calculated Results							
Pressure drop	Pa			677,1	79		

Figure V.3: paramètres et résultats des aéroréfrigérants du cas design sur la page Process/Console sur l'EDR

L'EDR a donné la même température 50°C que celle de design.

V.4.2 Simulation du cas Actuel

Après la validation du modèle, on a procédé au changement des paramètres d'entrée de l'échangeur par celles du cas actuel :

	Tubeside		Airside	Recent		Previous	
				Hotside	Coldside	Hotside	Coldside
Program calculation mode	Rating / Checking			Rating / Checking		Simulation	
Process Conditions							
Mass flow rate	kg/h	19924	2640000	19924	2640000	19924	1305888
Inlet Pressure	kPa	64		64	NA	64	NA
Outlet Pressure	kPa			63,22	NA		NA
Inlet temperature	°C	66,47	38	66,47	38	66,47	38
Outlet temperature	°C	40		40	41,69	38,04	45,48
Inlet vapor fraction		0,9999959		0,9999959	NA	0,9996747	NA
Outlet vapor fraction				0	NA	0	NA
Heat Load	kW			2722,1	NA	2740,3	NA
Initial Heat Load	kW			2722,1	NA	2740,3	NA
Process Input							
Allowable pressure drop	kPa	10,64	0,2	10,64	0,2	10,64	0,2
Fouling resistance	m ² -K/W	0	0	0	0	0	0
Calculated Results							
Pressure drop	Pa			760,6	21		

Figure V.4: paramètres et résultats des aéroréfrigérants du cas actuel sur la page Process/Console sur l’EDR

Les résultats obtenus montrent que l’aeroréfrigérant seul est capable d’atteindre la température désirée (40°C), qui est la même qui s’affiche sur site actuel, sans passer par l’échangeur E-8.

V.4.3 Simulation du cas actuel avec 100% de charge

Pour ce cas, on a utilisé la simulation précédente avec un débit d’alimentation de la colonne de 100%.

Tableau V.6: paramètres de vapeurs et d’air dans le cas actuel avec 100% de charge.

Paramètres	Coté vapeur	Coté air
Débit (kg/h)	38415	2640000
Température entrée (°C)	73.83	38
Température sortie (°C)	40.01	45.31

Les résultats obtenus montrent que même en utilisant une charge maximale de 100%, l’aeroréfrigérant seul est toujours capable d’atteindre la température désirée (40°C) sans passer par l’échangeur E-8.

Conclusion

Dans ce chapitre, on a vérifié la capacité des aéroréfrigérants EA-52 à sous refroidir les vapeurs de tête de la colonne C-55.

Les résultats obtenus montrent que les aéroréfrigérants sont capable d'atteindre la température désirée.

CONCLUSION GÉNÉRALE

La présente étude s'est réalisée dans le cadre de préparation du mémoire de fin d'étude. Un stage de courte durée au sein de l'unité de récupération des aromatique U-200 de la raffinerie RA1K nous a permis de constater que l'échangeur E8 est en défaillance, et le complexe a entamé la procédure d'achat d'un nouveau échangeur.

Pour cela on a réalisé une étude sur les aéroréfrigérants EA-52 pour vérifier leurs capacités de refroidir les vapeurs de tête de la colonne C-55 sans passer par l'échangeur E-8.

Deux simulations de la colonne de récupération de solvant C-55 ont été effectuées :

- Simulation du cas design, afin de valider notre modélisation ainsi que le choix du modèle thermodynamique.
- ✓ On a trouvé que les valeurs (les paramètres et la composition) données par le constructeur et celles obtenues par la simulation sont très proches (écart est inférieure à 10%) ce qui valide notre simulation.
 - Simulation du cas actuel, dans le but de vérifier le bon fonctionnement de la colonne et déterminer le débit de produits de tête de la colonne C-55.
- ✓ cette simulation a permis d'estimer le débit des vapeurs alimentant les aéroréfrigérants.

Des simulations des aéroréfrigérants EA-52 par Aspen EDR ont été faites afin de valider la modélisation des aéroréfrigérants pour le cas design et vérifier leurs capacités à sous refroidir les vapeurs de tête pour les deux cas : actuel et actuel avec 100% de capacité.

- ✓ L'EDR a donné la même température 50°C que celle de design.
- ✓ Les résultats obtenus montrent que l'aéroréfrigérant seul est capable d'atteindre la température désirée (40°C), qui est la même qui s'affiche sur site actuel, sans passer par l'échangeur E-8, même en utilisant une charge maximale de 100%.

En conclusion les résultats montrent qu'on peut dépendre uniquement des aéroréfrigérants EA-52 pour sous refroidir les produits de tête de la colonne C-55 et de suspendre ainsi l'utilisation de l'échangeur E-8.

Bibliographie

- [1] SONATRACH formation IAP cour de procédé de raffinage ; (2017).
- [2] Manuelle opératoire unité 200.
- [3] Groupe 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 0.8 décembre 2014 “ ; Raffinerie de SKIKDA RA1K ; 2017.
- [4] F-ALARIO, M-BARRAQUE et C-MARCILLY «BTX : Benzène, Toluène, Xylene». Technique de l'ingénieur J6175, (2005).
- [5] P.WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome II (2^{ème} édition 1972 –Paris).
- [6] A.GASI et M.TEBIZ «Extraction des aromatiques : Etude vérificative de la colonne de fractionnement du benzène U200-C7» INH de Boumerdes, (2021)
- [7] J.P, WAVOUIER « procédé de séparation, le raffinage du pétrole » Edition Technip (1998)
- [8] F-ALARIO, M-BARRAQUE et C-MARCILLY «Traitement des essences aromatique pour la pétrochimie». Technique de l'ingénieur, traité des procédé J5920.
- [9] S.HAMIDI, M.LARIBI et M.HANANCHA, «amélioration de la teneur en précurseur d'aromatique dans la naphta intermédiaire de la colonne de fractionnement des essences», El oued, 2018.
- [10] V.PROSKOURIQKOV et A.DRABKINE «la chimie du pétrole et du gaz». Edition MIR. (1986)
- [11] D. ZOUGAB; «extraction des hydrocarbures aromatiques à partir d'une coupe pétrolière par microémulsion»; Université M'Hamed Bouguerra ex INH de Boumerdes, 2007.
- [12] <http://Wikipédia % benzène % toluène%>.
- [13] S. AMIOUR. « étude de l'unité de l'extraction des aromatiques et calcul de vérification des sections de fractionnement de la raffinerie de SKIKDA » ; 2007.
- [14] R. PERRIN & J.P SHARFF : « Chimie industrielle » ; Paris 1993
- [15] Pierre Whittier.
- [16] G.RIGOT “Transmission et Échange de Chaleur” Les Éditions Parisienne (1991).
- [17] .MIMOUN. Hadji, «Exploitation des aéro-réfrigérants» IAP/BOUMERDES/GRP (2020).

- [18] FORMATION PROFESSIONNALISANTE PRO/RCP3 - Ingénieurs
Maintenance Technologie - Opération - Maintenance des équipements thermiques
Hassi Messaoud (2015).
- [19] Engineer to innovate Société National De Raffinage De Pétrole / SKIKDA
Refinery, Merits of GT-BTX Technologie.

Annexe A : Datasheet de la colonne de récupération de solvant 200-C-55

9	Packing type	250G Structured			
10					
11	Description		Top section - Packing Bed		
12	Zone		Top	Top	Top
13	Stage		1	1	1
14	Bed No.		1	1	1
15	Loadings:		100%	110%	35%
16					
17	Vapor:				
18	Vapor Flow Rate	kg/hr	44638	49102	15623
19	Density	kg/m3	1.454	1.454	1.454
20	Volumetric Flowrate	m3/hr	30700.14	36840	10745
21	Viscosity	cP	0.0085	0.0085	0.0085
22	Liquid				
23	Liquid Flow Rate	kg/hr	12228	13451	4280
24	Liquid Density	kg/m3	834.54	834.5	834.5
25	Volumetric Flowrate	m3/hr	14.65	16.12	5.13
26	Surface Tension	dyne/cm	24.00	24.00	24.00
27	Viscosity	cP	0.37	0.37	0.37
28	System Factor		1.00	1.00	1.00
29					
30	Calculated Output				
31	Capacity	%	43	47	15
32	Pressure Drop,	mm liq./m	14.4	17.8	4
33		mBar/m	1.18	1.46	0.33
34		mBar/Bed	7	8	1.8

Annexe B : Datasheet des aéroréfrigérants 200- EA-52

PROJECT NAME:		Aromatics Plant Rehabilitation		PROJECT NO.	1NAF001004	
UNIT:		Aromatics Recovery Unit		ITEM:	200- EA-2 / 200-EA-52	
CUSTOMER:		Naftec Skikda Refinery				
PROCESS AREA:		Extraction				
SERVICE:		SRC Condenser		Prepared:	LC	
1 NO. UNITS		NO. BAYS/UNIT		Checked:	MC	
2 CODE		ASME SEC. VIII, Div. 1, API661		DRAFT	INDUCED FORCED	
3 NOMINAL HEAT EXCHANGED		6.03 Mmkcal/hr		MTD (CORRECTED)		�C
4 DESIGN HEAT EXCHANGED		1.20 X 6.030 Mmkcal/hr				
5 TRANSFER RATE		-FINNED TUBE		-BARE TUBE		W/m ² �C
6 SURFACE		-FINNED TUBE		-BARE TUBE		m ²
7 PERFORMANCE						
8 FLUID CIRCULATED		Aromatic Extract			IN	OUT
9 TOTAL FLUID ENTERING		1.2 x 43,746		kg/hr	DENSITY - VAPOR	1.447
10		IN	OUT		VISCOSITY - LIQUID	0.462
11 - VAPOR		1.2 x 43,746		kg/hr	- VAPOR	0.00881
12 - LIQUID		1.2 x 43,746		kg/hr	- LIQUID	0.473
13 - STEAM				kg/hr	- VAPOR	0.284
14 - NONCOND.				kg/hr	THERMAL COND. - LIQUID	0.1193
15 VAPOR CONDENSED				kg/hr	- VAPOR	0.0126
16 STEAM CONDENSED				kg/hr	LATENT HEAT	Refer condensing curve
17 TEMPERATURE		63.5	50	�C	FOULING FACTOR	0.0002
18 DEW POINT / BUBBLE POINT		63.47 / 51.64		�C	INLET PRESSURE	- 0.35
19 DENSITY - LIQUID		859.05		kg/m ³	PRESS. DROP ALLOW.	0.07
20 PERFORMANCE DATA - AIR SIDE						
21 MASS VELOCITY				kg/s-m ²	TEMPERATURE IN	Dry bulb temp. 38
22 AIR QUANTITY / UNIT				kg/hr	OUT	�C
23 AIR QUANTITY / FAN				act. m ³ /s	MINIMUM DESIGN TEMP	�C
24 ACTUAL STATIC PRESS.				mmAq	BAROM. PRESS	mmHg(m)
25 CONSTRUCTION						

Annexe D : Propriétés du solvant techtiv-100

8.4.1 Extractive Distillation Solvent, Tectivsm - 100

8.4.1.1 Composition

The components in the solvent system, Tectivsm -100 used for the GT-BTXSM process, are completely accepted by the refining and the petrochemical industry. The anchor component in the solvent blend is sulfolane. Additionally, the solvent blend will contain co-solvent components, stabilization agents, intermediates, and water, composition-adjusted to provide optimum extractive distillation performance. The primary properties of the solvent blend are shown below.

Selected Physical Properties of Tectivsm -100 Extraction Solvent *

Normal BP	282 - 288°C
Vapor Pressure @150°C	19.4 Kpa
Freezing Point	9°C **
Specific Gravity @ 20°C	1.26 g/cm ³
Dynamic Viscosity @ 30°C	10 mPa
Solubility :	Miscible in H ₂ O, alcohols, acids, most organic compounds
Stability	Thermally stable at design/operating conditions
Reactivity	Non-reactive to feed components

*Please refer to the MSDS sheets for further information.

**Freezing point is reduced by the addition of aqueous co-solvent to > 27.5°C

SECTION 9: PHYSICAL AND CHEMICAL PROPERTIES

Physical State	Liquid	Vapor Pressure	14.6 mmHg /19.4 hPa (150°C)
Color	Colorless/Pale straw	Vapor Density	4.2g/L (Air=1)
Odor	Characteristic, oily	Density	1.25 –1.261g/mL (20°C)
pH (Concentration)	9-10 (1:1 with Water)	Solubility	1266g/L in water (20°C)
Freezing/Melting Point	10°C – 27°C	Molecular Weight	N/A
Boiling Point	282°C – 290°C	Autoignition Temperature	528°C
Flash Point (Method)	177°C (Closed cup)	Decomposition Temperature	>220°C
Lower Explosion Limit	Not determined.	Viscosity (Temperature)	10mPa·s (30°C)
Upper Explosion Limit	Not determined.	Partition Coefficient	-0.77 log (n-octanol/water)