



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



TISSEMSILT

Visa du chef de département des
Sciences et Technologies

Signature:.....

Date:.....

*Mémoire de fin d'études pour l'obtention du diplôme de master
Académique en « pétrochimie et raffinage »*

Conversion des aromatiques en BTX

Encadreur : *M.LOUCIF MAA*

Signature:.....

Date:.....

Réalisé par :

*KENNOUCHE Mériem
KASSED Amina*

Membres du jury :

M. M KHERRAB MAA (Examineur)

M. M.BIDAOUI MCA (président)

M. S. KAAS MAA (Président)

M.M. LOUCIF MAA (Encadreur)

Centre universitaire de Tissemsilt

Centre universitaire de Tissemsilt

Centre universitaire de Tissemsilt

Centre universitaire de Tissemsilt

Tissemsilt – 2018/2019

Dédicace

J'ai le grand honneur de dédier ce modeste travail :

A celle qui m'a donné la vie le symbole de tendresse, qui s'est sacrifiée pour mon bonheur et m'a réussite, à m'a mère au ciel Rahimaha Allah

A mon père , école de mon enfance, qui a été mon ombre durant toute les années des études, et qui q veillé tout au long de ma vie à

m'encourager, à me donner l'aide et ,me protéger

A ma grande mère

A toutes mes sœurs et mes frères

A toute la famille Kassed

A toutes mes chères amies LINDA,HANANE,SOUAD, HADJIRA et
WALIDA.

A MINA

Dédicace

Merci Allah (mon dieu) de m'avoir donné la capacité d'écrire et de réfléchir, la force d'y croire, la patience d'aller jusqu'au bout du rêve et le bonheur de lever mes mains vers le ciel et de dire

Ya Kayoum

*Je dédie ce modeste travail aux êtres les plus chers de ma vie:
mon Père qui n'a pas cessé de m'encourager pour donner le meilleur de moi-même. aucune dédicace ne serait exprimer mes sentiments, que dieu te préserve et te procure santé et longue vie
à celle qui m'a donné la vie, le symbole de tendresse, qui s'est sacrifiée pour mon bonheur et ma réussite, à ma mère*

A tous ceux qui me sont chers:

Mes frères :(nadir et mohamed)

A mes amis : fatiha , ikram , fatima, soumia , dalal, hanan , amina

Mériem

Remercîments

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

Je tiens à exprimer mes remerciements à

Mre. M.Loucif

pour L'encadrement et le suivi.

Je tiens à remercier vivement les membres des jury Mr.M.BIDAOUI et

Mr.S.Kaas

Je tiens à remercier tous les enseignants de spécialité génie de raffinage

Nous tenons à notifier un remerciement spécial à monsieur Mr S.Megueleb ,

Mr M.Baaziz .Mr A.Mouy pour ses précieux conseils et ses explications

pédagogiques qui nous ont permis d'aboutir à ce résultat.

On adresse nos profonds remerciement à Mr MrM.Ouchefouni Mr M.boulahdd

pour leurs documentations qui ont été bénéfiques dans la réalisation de ce

mémoire.

Que tous ceux que nous n'avons pas cités, et qui nous ont aidés de près ou de

loin, reçoivent nos sincères remerciements.

Sommaire

| | |
|---|----|
| Dédicace | |
| Remerciements | |
| Liste des abréviations | |
| Liste des Tableaux | |
| Liste des Figures | |
| Chapitre1 :présentation de la raffinerie de skikda RA1/K | |
| I.1. Historique et présentation de NAFTEC..... | 10 |
| I.2 Présentation générale de la raffinerie de Skikda..... | 11 |
| I.2.1 Situation géographique | 11 |
| I.2.2 Objectifs : | 11 |
| I.2.3 Construction | 12 |
| I.2.4 Présentation des différentes unités : | 12 |
| I.2.4.1 Département production..... | 12 |
| I.2.4.2 Unités annexes et utilités..... | 12 |
| I.2.5 Description des unités de département production : | 13 |
| Chapitre I I :GENARALITE SUR LES HYDROCARBURES | |
| II. INTRODUCTION À LA CHIMIE ORGANIQUE DES | 17 |
| II.1. GÉNÉRALITÉS | 17 |
| II.2. ORIGINE DES HYDROCARBURES..... | 17 |
| II.3. LES SIX DIFFÉRENTS GROUPE D’HYDROCARBURES | 17 |
| II.3.1. LE GROUPE DES ALCANES | 17 |
| II.3.2. LE GROUPE DES ALCÈNES..... | 18 |
| II.3.3. LE GROUPE DES ALCYNES | 18 |
| II.3.4. LE GROUPE DES CYCLANES | 19 |
| II.3.5. LE GROUPE DES AROMATIQUES..... | 19 |
| II.3.6. LE GROUPE DES CYCLÈNES | 19 |
| Chapitre III :Source et extraction des aromatiques | |
| III.1 Les aromatiques : | 21 |
| III.1.1 Source des aromatiques : Le pétrole contient des composés | 21 |
| III.1.2 La structures chimiques de composition aromatique : | 21 |
| III.1.2.1 Le Benzène : | 21 |
| III.1.2.2 Le Toluène : | 22 |
| III.1.3 Propriétés physiques : | 23 |
| III.1.4 Utilisation des hydrocarbures aromatiques : | 24 |
| III.1.4.1 Benzène : | 24 |
| III.1.4.2 Toluène : | 24 |
| III.1.4.3 Xylènes et éthylbenzène : | 24 |
| III.1.4.4 Aromatiques en C9 et plus lourds : | 24 |
| III.1.5 Différentes méthodes de séparation des aromatiques : | 24 |
| III.1.5.1 Le reforming catalytique : | 25 |
| III.1.5.2 Le steam-cracking : | 25 |
| Chapitre IV :Description des procédés | |
| IV.1 Description de procédé d’extraction des aromatiques | 27 |
| IV.1.1. But de l’installation : | 27 |
| IV.1.2 Les Méthodes de séparation..... | 28 |
| IV.1.2.1 Extraction liquide - liquide: | 28 |
| IV.1.2.2 Fractionnement..... | 28 |
| IV.1.3 Les Sections De L’unité | 28 |
| IV.1.3.2Section De Régénération | 30 |
| IV.1.3.3 Section de Traitement à La Terre | 31 |

| | |
|---|----|
| IV1.3.4 Section Fractionnement..... | 32 |
| IV.2. Unité 400..... | 33 |
| IV.2.1. Nécessité du procédé..... | 33 |
| IV.2.3. Les étapes du procédé de cristallisation..... | 35 |
| IV.2.4. Présentation de l'unité 400..... | 35 |
| IV.2.4.1. Section splitter..... | 35 |
| IV.2.4.2. Section de cristallisation..... | 35 |
| IV.2.4.3. Fluide gélifiant..... | 36 |
| IV.2.4.4. Traiteurs d'argile..... | 36 |
| IV.2.5. Description de l'unité..... | 37 |
| IV.2.5.1. Splitter des xylènes..... | 37 |
| IV.2.5.2. Cristallisation du paraxylène..... | 39 |
| IV.2.5.3. Système de réfrigération..... | 42 |
| IV.2.5.4. La couverture de l'azote..... | 42 |
| IV.3. Unité 500..... | 42 |
| IV.3. 1. Description de processus..... | 42 |
| IV.3.1.1. Section de réacteur d'isomérisation..... | 43 |
| IV.3.1.2. Section de déhéptaniseur..... | 44 |
| IV.3.1.3. Section de débutaniseur..... | 46 |
| Chapitre v :Partie calcul | |
| V.1. Introduction..... | 49 |
| V.1.2.Calcul du dimensionnement du réacteur..... | 49 |
| IV1.3.Calcul du bilan de matière et du bilan thermique..... | 49 |
| V.1.3.1. Bilan de matière..... | 50 |
| IV.3. Conclusion..... | 59 |
| Partie II: Etude spécifique (centrifugeuse de production X-52 A/B)..... | 60 |
| V.2 .Introduction..... | 60 |
| V.2.3.2. Cadre de machine:..... | 63 |
| V.2.3.3.Rotor avec Paliers :..... | 63 |
| CONCLUSION..... | 74 |
| Bibliographie..... | 71 |

Liste des abréviations

API : American Petroleum Institute.

RA/G : Raffinerie d'Alger.

RA/HS : Nouvelle raffinerie de HASSI Messaoud 2.

RA/Z : Raffinerie d'Arzew. RA/K : Raffinerie Skikda.

BHM : Brut HASSI Messaoud.

UTBS : Unité de Traitement Brut Sud.

CIS : Centre Industriel Sud.

GPL : Gaz de pétrole liquéfié.

BTX : Benzène, Toluène, Xylène.

HA : hydrocarbure aromatique.

OX : Ortho Xylène.

PX : Para Xylène.

MX : Méta Xylène.

EB : Ethylbenzène.

d420 : Densité.

μ : Viscosité.

Tf : Température de fusion.

Tb : Température d'ébullition.

PPM : Une partie par million

Liste des Tableaux

| | |
|--|--|
| Tableau I.1 : Répartition de la capacité totale de transformation de l'entreprise..... | |
| Tableau III.1 : Composition massique des hydrocarbures aromatiques | |
| Tableau III.2 : Les concentrations maximales des substances toxiques dans l'air pour un travail quotidien en huit heures | |
| Tableau III.3 : Les propriétés physiques du Benzène, Toluène et Xylène | |
| Tableau IV.1 : Principaux propriétés de Sulfolane | |
| Tableau IV.2: quelques caractéristiques physiques des isomères xylènes..... | |
| Tableau V.1:Les propriétés physiques de la charge de réacteur..... | |
| Tableau V.2:Les paramètres de fonctionnement | |
| Tableau. V.3 : Bilan des produits entrants et sortants | |
| Tableau. V. 4: bilan matière partiel du réacteur..... | |
| Tableau. V. 5 : Calcul des enthalpies..... | |
| Tableau V.6 : Récapitulation des résultats..... | |
| Tableau V.7 Données de calcul des Centrifugeuses à 1 ère étape..... | |
| Tableau V.8 Données de calcul des centrifugeuses des produits de 2ème étape..... | |
| Tableau V.9 Données de calcul des centrifugeuses de recuperation à 2 ^{ème} étape..... | |

Liste des Figures

| | |
|--|--|
| Figure I.1 Situation de la raffinerie de Skikda..... | |
| Figure I.2 Schéma présentant les unités de production de la raffinerie de Skikda..... | |
| Figure II.1: Propane | |
| Figure II.2: Glycol..... | |
| Figure II.3: Éthylamine..... | |
| Figure II.4 : Alcane : Ethane – C ₂ H ₆ | |
| Figure II.5: Alcène : Ethène – C ₂ H ₄ | |
| Figure II.6: Les cyclanes..... | |
| Figure II.7:Radical Phényle C ₆ H ₅ | |
| Figure II:8 Benzène C ₆ H ₆ le..... | |
| Figure. I II.1 : Formule de benzène..... | |
| Figure. I II.2 : Formule de toluène..... | |
| Figure. III.3 : Formule d' Xylène..... | |
| Figure. IV.1 : Formule de sulfolane..... | |
| Figure. IV.2 : Schéma simplifié de la section d'extraction..... | |
| Figure. IV.3 : Schéma simplifié de la section régénération..... | |
| Figure. IV.4 : Schéma simplifié de la section de traitement à la terre..... | |
| Figure. IV.5 : Schéma simplifié de la colonne de benzène C-7..... | |
| Figures IV.6:formules développés des xylènes et de l'éthylbenzène..... | |
| Figure IV.7: Diagramme d'équilibre méta et para xylène..... | |
| Figure IV.8 : Schéma technologique de l'unité 400 (section splitter)..... | |
| Figure IV.9 : Schéma technologique de l'unité 400 (section cristallisation du paraxylène)... | |
| Figure IV.10: système de refroidissement | |
| Figure IV.11: schéma d'un cristalliseur..... | |
| Figure IV.12. Section de réacteur d'isomérisation..... | |
| Figure IV.13 : Schéma technologique de l'unité 500 (section déhéptaniseur)..... | |
| Figure IV.9 : Schéma technologique de l'unité 500 (section débutaniseur)..... | |
| Figure V.1.emplacement de la centrifuge de production X-52A/B..... | |
| Figure V.2.schéma de conception d'une centrifugeuse à poussoir..... | |
| Figure V.3 Section active dans une centrifugeuse a poussoir..... | |

Résumé :

En raison de la forte augmentation de la production d'hydrocarbures aromatiques: le benzène, le toluène et xylènes BTX à partir de pétrole en raison de la grande activité de leurs marchés surtout avec la disponibilité de grandes quantités de ces fractions aromatiques dans le pétrole.

Cette étude comporte deux parties principales, la première présente une étude théorique sur les trois procédés d'extraction des aromatique , l'extraction par solvant , cristallisation de xylène L'isomérisation des xylènes , la seconde partie comporte le calcul du réacteur (bilan matière, thermique et le dimensionnement du réacteur) . avec une étude spécifique de la centrifugeuse de production de l'unité de cristallisation

la réhabilitation de la raffinerie de Skikda spécialement avec les nouvelles unités a été pour principal débouché la production des carburants. Dans une moindre mesure, ils doivent aussi répondre à la demande en matières premières aromatiques de l'industrie pétrochimique, et de la demande de marché mondiale .

Les mots clé : hydrocarbures aromatiques, d'extraction des aromatique, cristallisation, pétrochimique

Abstract

Due to the strong increase in production of aromatic hydrocarbons: benzene, toluene and BTX xylenes from petroleum due to the high activity of their markets especially with the availability of large quantities of these aromatic fractions in petroleum

This study comprises two main parts the first presents a theoretical study on the three processes of extraction of aromatics, extraction by solvent, crystallization of xylene The isomerization of xylenes, the second part involves the calculation of the reactor (balance material, thermal and the sizing of the reactor). with a specific study of the production centrifuge of the crystallization unit

Rehabilitation of the Skikda refinery, especially with the new units, was the main outlet for the production of fuels. To a lesser extent, they must also meet the demand for aromatic raw materials from the petrochemical industry, and global market demand.

Key words: aromatic hydrocarbons, aromatic extraction, crystallization, petrochemical

الملخص

بسبب الزيادة الكبيرة في انتاج الهيدروكربونات العطرية بنزنتولين و اكسيلين من النفط بسبب النشاط الكبير لاسواقها وخاصة مع توفر كمية كبيرة من هذه الكسور العطرية في البترول

تتكون هذه الدراسة من جزاين رئيسيين يقدم الاول دراسة نظرية على الطرائق الثلاث لاستخراج المواد العطرية الاستخلاص بالمدييات تبلور الاكسيلين نظائر الاكسيلين

يشتمل الجزء الثاني على حساب المفاعل توازن المواد الحرارة وتغيير حجم الاكسيلين مع دراسة محددة لحجم الطرد المركزي لوحة التنظير

كانت اعادة مصفاة سكيكدة وخاصة مع الوحدات الجديدة هي المنفذ الرئيسي لانتاج الوقود كذلك يجب عليهم ايضا تلبية الطلب على المواد الخام العطرية من صناعة البتروكيمياويات والطلب في السوق العالمية

الكلمات المفتاحية: الهيدروكربونات العطرية ، الاستخراج العطري ، التبلور ، البتروكيمياويات

INTRODUCTION GENERALE

Introduction générale

Introduction générale :

Le pétrole est un mélange de différents produits hydrocarbonés. Il contient des composés aromatiques qui se trouvent essentiellement dans le naphta. Les composés aromatiques sont utilisés dans des différentes branches de l'industrie, d'où la nécessité de les valoriser pour leur utilisation en synthèse pétrochimique. L'industrie du pétrole a mis en oeuvre plusieurs méthodes de séparation des aromatiques soit de coupes lubrifiantes ou des coupes pétrolières légères, parmi ces méthodes que on a vue Dans le cadre de la formation un stage pratique a été organisé qui a duré 2 semaines à la zone industrielle de SKIKDA.

La raffinerie de SKIKDARA1K été le complexe ou on a passé mon stage pratique et particulièrement les unités d'extraction des aromatique l'unité 200 séparation de benzène et toluène par solvant l'unité de récupération de paraxylène (U400), elle est destinée à séparerle paraxylène contenu dans la charge (reformat lourd) provenant d'une unité de reforming catalytique (U100) et l'unité d'isomérisation pour maximise la production de para xylène

Pourquoi on utilise ces procédés ? et le procédé de cristallisation en particulier ?

Ce travail traite les parties suivantes :

- Description de la raffinerie de SKIKDA.
- Source et extraction des aromatique
- Description des procedes
- calcul du réacteur (bilan matière, thermique et le dimensionnement du réacteur) une étude spécifique de la centrifugeuse de production

Chapitre I

Présentation de la raffinerie de skikda RA1/K

I.1. Historique et présentation de NAFTEC

A l'origine le raffinage a été une activité intégrée dans la société SONATRACH. En janvier 1982 le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en entreprise nationale de raffinage et distribution des produits pétroliers ERDP. L'ERDP créée par décret 80-101 du 06 avril 1980 dans le cadre de la restructuration de la SONATRACH, mise en place le 02 janvier 1982, l'ERDP est placée sous tutelle du ministère de l'énergie et des industries pétrochimiques. À partir du 02 février 1985 l'ERDP a été transformée sous le nom commercial qui est la NAFTAL, cette dernière est subdivisée en quatre unités à savoir :

- * Unité NAFTAL de raffinage.
- * Unité NAFTAL de distribution.
- * Unité NAFTAL de maintenance.
- * Unité NAFTAL portuaire [1].

L'effectif de l'entreprise NAFTAL est d'environ 35000 travailleurs, elle est présentée sur tout le territoire national [2].

A compter du 25 août 1987 et par décret 87 des faits créent l'entreprise nationale NAFTEC de l'entreprise nationale NAFTAL et mise en place le 02 janvier 1988. Elle a pour mission de promouvoir, de développer, de gérer et d'organiser l'industrie de raffinage ; le traitement du pétrole brut et du condensât ainsi que du brut réduit importé en vue d'obtenir des produits raffinés destinés à la consommation nationale et à l'exportation. Le nombre total des travailleurs est environ 4500 travailleurs présents sur l'ensemble des trois raffineries avec la direction générale [2].

Actuellement l'entreprise nationale de raffinage de pétrole gère l'ensemble des quatre raffineries se trouvant dans les villes de : Skikda, Alger, Arzew, Hassi Messaoud. La capacité totale de transformation de l'entreprise est de 26491100 t/an et elle est répartie comme suite [1] :

Tableau I.1 : Répartition de la capacité totale de transformation de l'entreprise

| Raffinerie | Capacité de traitement |
|------------------------------------|--|
| De Skikda (RA.1K) | Pétrole brut : 15000000 t/an Brut réduit importé : 271100 t/an |
| D'Alger (RA.1G) | Pétrole brut : 2700000 t/an |
| D'Arzew (RA.1Z) D'Arzew (RA.2Z) | Pétrole brut : 2500000 t/an Brut réduit importé : 320000 t/an G.P.L : 1000000 t/an Condensât stabilisé : 3000000 t/an |
| De Hassi Messaoud (RA.1HS) | Pétrole brut : 1400000 t/an |

I.2 Présentation générale de la raffinerie de Skikda

Le complexe de raffinage du pétrole de Skikda a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud et le brut mélange d'Arzew avec une capacité de traitement (15 millions t/an) ainsi que le brut réduit importé (277000 t/an) [2].

I.2.1 Situation géographique

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

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

Le 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 de la raffinerie de Skikda.

I.2.2 Objectifs :

Les objectifs sont au nombre de deux(2) et consiste essentiellement à :

- ❖ Continuer à assurer la couverture des besoins du marché nationale en produits raffinés (sur le plan quantitatif et qualitatif),
- ❖ Continuer à offrir des produits raffinés destinés à l'exportation et qui répondent aux normes en vigueur sur les marchés ciblés [4].

I.2.3 Construction

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

Le démarrage du chantier a commencé le 02 janvier 1976, et pris la fin de mars 1980, 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). —————> Déc. 2014
- ❖ Unité 'isomérisation du mélange xylène (U-500) —————> Janvier 2015
- ❖ Unités d'isomérisation (700/701-702/703). —————> en août 2013.
- ❖ Unité de stockage, mélange et expédition (MELEX.U-600).

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.

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.2.4 Présentation des différentes unités :

I.2.4.1 Département production

Il se compose des unités de production suivantes :

- ❖ Unité 10/11 de distillation atmosphérique (TOPING).
- ❖ Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique (MAGNAFORMING).
- ❖ Unité 101/103 de prétraitement : reforming catalytique (PLATFORMING).
- ❖ Unité 30/31-104 de traitement et séparation des gaz (GPL).
- ❖ Unité 200 d'extraction des aromatique.
- ❖ Unité 400 de cristallisation et séparation du paraxylène.
- ❖ Unité 500 d'isomérisation de m-xylène en paraxylène.
- ❖ Unité 70 de distillation sou vide (Production des bitumes).
- ❖ Unités 700/701-702/703 d'isomérisation.

I.2.4.2 Unités annexes et utilités

- ❖ Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MELEX).
- ❖ Unité 62 pour la déminéralisation des eaux.
- ❖ Unité 1050 : central thermique, électrique et utilités (C.T.E) [3].

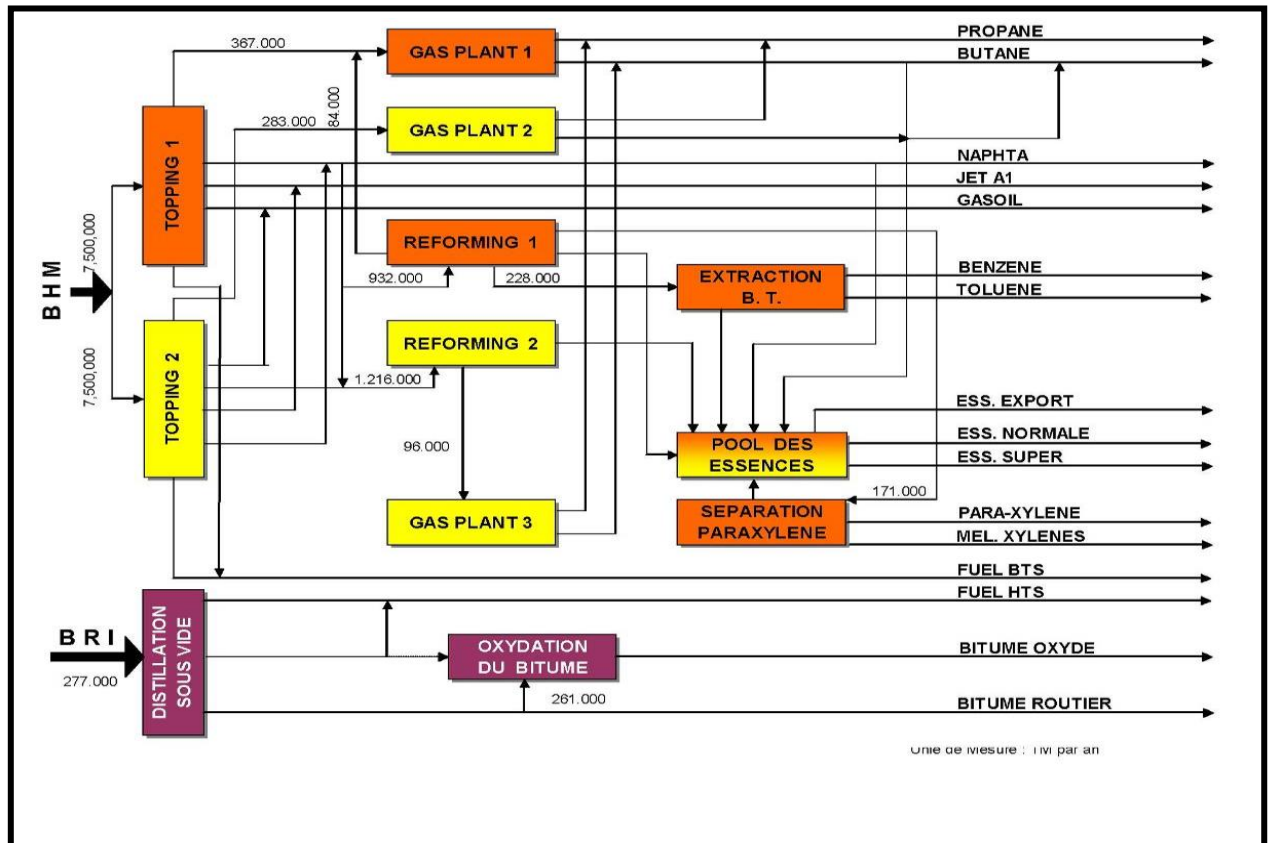


Figure I.2 Schéma présentant les unités de production de la raffinerie de Skikda.

I.2.5 Description des unités de département production :

➤ 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...etc.) ou devant alimenter d’autres unités situées en aval (Magnaforming, Platforming, gaz-plant). Elles traitent le brut de Hassi Messaoud avec une capacité annuelle de 15.10^6 t/an.

➤ Les Unités 100 et 103 (Unités 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.

➤ L’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 purs.

La charge est constitué par la coupe de réformât léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C₅ splitter du réformât de l’unité 100.

- Dans le premier stade : les aromatiques sont fractionnés à l’aide d’un solvant sélectif qui est le Sulfo.

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

➤ L'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 (méta-ortho) et éthylbenzène. 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.

➤ L'Unité 500 (isomérisation du m-xylène)

L'installation d'isomérisation des aromatiques a été projeté pour récupérer de filtrat des cristalliseurs de l'Unité 400 (destinés pour l'extraction du paraxylène) qui sera fractionnée par la suite en benzène et paraxylène, l'isomérisat obtenu sera séparé en deux fractions essentielles :

- Une fraction riche en benzène envoyée vers l'Unité 200 ;
- L'autre riche en paraxylène envoyée vers l'Unité 400.

Le but principal de cette unité est d'augmenter la production en paraxylène.

➤ L'Unité MELEX (600)

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

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

➤ L'Unité 70 (Production de Bitume)

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 t/an de brut réduit importé (BRI). Elle 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.

➤ Les Unités 30-31-104 (Séparation et Traitement des Gaz)

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

- Unité 30 : Traite le gaz liquide qui vient de l'unité 100 en particulier ceux de tête de la colonne C₇ où les GPL sont séparés du pentane.
- Unité 31 : Reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping.
- Unité 104 : Elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de Platforming 103 afin de traiter les GPL venant de cette unité [6].

➤ La Centrale Thermoélectrique (Cte 1050)

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

- Unité 1020 : Tour de refroidissement

Elle satisfait d'une manière continue les besoins de la raffinerie en eau de refroidissement, en travaillant en circuit fermé. Les eaux polluées et chaudes proviennent des unités de production sont traitées chimiquement afin d'éliminer les acides chlorhydriques HCL entraînés dans le circuit puis

refroidies à l'aide d'une batterie d'aéro-réfrigérant et enfin renvoyée vers les différentes unités aux moyens des pompes.

- L'unité d'azote

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

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

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

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

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

- L'unité 1080 : Air comprimé

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

Une partie de cet air filtré et comprimé est envoyé vers les différentes unités de production et l'autre partie subite un séchage à travers un lit d'alumine peut être utilisé dans le système de régulation pneumatique dans les différentes unités de production [5].

- Les Unités d'Isomérisation (700/701-702/703)

Le procédé d'isomérisation est devenu pour le raffineur un outil précieux pour élargir la gamme de ses produits et améliorer leurs qualités, tout en augmentant la flexibilité d'opération et leur rentabilité. De plus, la production de ces constituants à haute indice d'octane, mais exempts d'aromatiques, permet de réduire la contribution au pool essence du reformât, riche en aromatiques, améliorant ainsi la qualité de l'essence en terme de protection de l'environnement, ce qui est aujourd'hui un facteur très important.

Dans la raffinerie de Skikda on a installé deux trains pour l'isomérisation de la fraction légère des essences produite aux Topping (U10&U11) afin de fournir un additif sans aromatiques à la poule des essences pour la fabrication des carburants [4].

Chapitre II

LES HYDROCARBURES

II. INTRODUCTION À LA CHIMIE ORGANIQUE

DES HYDROCARBURES

II.1. GÉNÉRALITÉS

La chimie organique étudie les molécules qui comportent des atomes de carbone et d'hydrogène. C'est le point commun entre toutes les molécules organiques, certaines molécules ne vont comporter que des atomes de carbone et d'hydrogène, d'autres contiendront aussi d'autres atomes (par exemple des atomes d'oxygène, d'azote)

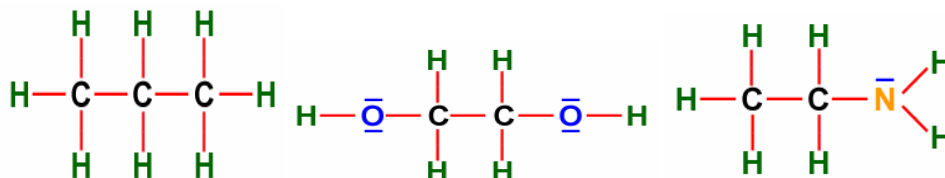


Figure II.1: Propane

Figure II.2: Glycol

Figure II.3: Éthylamine

Il existe donc une grande variété de molécules organiques, ce qui les rend différentes les unes des autres c'est le nombre et les différents types d'atomes qui les constituent.

Une autre caractéristique qui peut différencier ces molécules est leur structure (une liaison simple ou une double liaison entre deux atomes par exemple), et la façon dont ces arrangements se font dans l'espace (molécule plane ou non)

Physiquement à chaque molécule donnée correspondent des caractéristiques précises, certaines molécules qui ont un comportement physico-chimique proche sont regroupées en familles et permettent ainsi en première approche d'étudier les caractéristiques d'une famille donnée.

Dans le cadre de ce thème nous concentrerons sur l'étude des molécules d'hydrocarbures qui sont uniquement composés de carbone et d'hydrogène, cette famille est divisée en 6 groupes mais les 5 plus importants sont les alcanes ou les paraffines, les alcènes ou les oléfines (ancien nom)

les alcynes ou les acétyléniques, les cyclanes ou cycloalcanes ou les naphthéniques, les aromatiques.[5]

II.2. ORIGINE DES HYDROCARBURES

Les hydrocarbures fossiles sont les constituants des pétroles et des gaz naturels, ils proviennent de la décomposition de matières organiques accumulées il y a plus de 500 millions d'années.

Ce sont des composés (des molécules organiques) formés uniquement de carbone et d'hydrogène, toutefois ces hydrocarbures sont mélangés à d'autres éléments souvent indésirables (azote, oxygène, soufre ...).

Un pétrole est toujours majoritairement constitué d'hydrocarbures et, parmi ceux-ci, les alcanes sont les composés prépondérants (jusqu'à plus de quarante atomes de carbone).

On y trouve aussi des cyclanes, des aromatiques, des produits soufrés, azotés, oxygénés en quantité variable suivant le gisement.

Il va donc falloir séparer ces divers produits (distillation), les transformer chimiquement (craquage et reformage), les purifier (raffinage proprement dit) pour obtenir des produits utilisables.

Toutes ces opérations se font dans les raffineries et l'ensemble est appelé le raffinage.[5]

II.3. LES SIX DIFFÉRENTS GROUPES D'HYDROCARBURES

II.3.1. LE GROUPE DES ALCANES

Les alcanes : C_nH_{2n+2} (ou hydrocarbures aliphatiques saturés):

Ce sont des molécules dont la chaîne d'atomes de carbones est uniquement composée de liaisons simples (chaque atome de carbone possède 4 liaisons, soit avec des atomes H soit avec des atomes C pour former une chaîne).

Toutes les liaisons possibles du Carbone sont utilisées, c'est pourquoi on appelle ces molécules des hydrocarbures aliphatiques saturés.

Formule générale des alcanes : C_nH_{2n+2} , que leur squelette carboné soit linéaire ou ramifié.

On fait une distinction entre les molécules normales (n) à structure linéaire en chaînes et les isomolécules (i) à structure ramifiée (iso comme isomère)

A partir de cinq atomes de carbone, les alcanes sont liquides ou solides à l'état naturel (nous dirons couramment que les liquides sont les C5+).[5]

II.3.2. LE GROUPE DES ALCÈNES

Les alcènes C_nH_{2n} (ou hydrocarbures non saturés ayant une seule double liaison) :

Les alcènes sont des hydrocarbures insaturés possédant une seule double liaison. Leur formule générale dérive donc de celle des alcanes en supprimant 2 atomes H.

Les alcènes sont aussi appelés les oléfines, littéralement « pour faire de l'huile » car ils ont tendance à rester liquides quand ils se refroidissent.

Le nom d'un alcène se déduit du nom de l'alcane correspondant en remplaçant la terminaison -ane par la terminaison -ène.

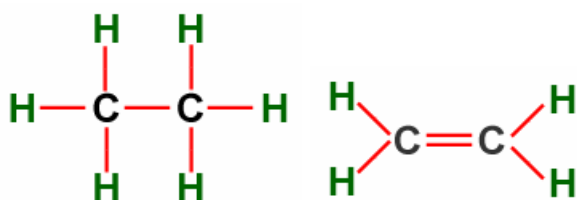


Figure II.4 : Alcane : Ethane – C_2H_6

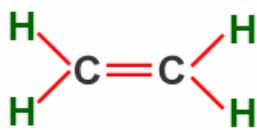


Figure II.5: Alcène : Ethène – C_2H_4

II.3.3. LE GROUPE DES ALCYNES

Les Alcyne : C_nH_{2n-2} (ou hydrocarbures non saturés ayant une seule triple liaison) :

Un alcyne est un hydrocarbure dont la molécule comporte une liaison triple carbone-carbone.

Les alcyne sont donc bien des Hydrocarbures Insaturés, car un même atome de carbone, n'est pas entouré par 4 éléments distincts, et ce à cause de la triple liaison entre les carbones.

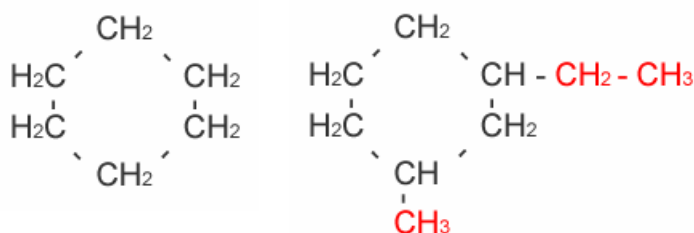
Rappelons la structure de la molécule d'éthyne, communément appelé acétylène (terminaison trompeuse car elle fait penser à la famille des alcènes) :

| Compos | Électrons externes | Modèle de Lewis |
|--|--|-----------------|
| C_2H_2 Ethyne (acétylène) | C : 4 électrons externes H : 1 électron externe $(4)2 + (1)2 = 10$ électrons 5 doubles liaisons | |

II.3.4. LE GROUPE DES CYCLANES

Les Cyclanes : C_nH_{2n} (ou hydrocarbures alicycliques saturés):

Exemples :



C_6H_{12}

Cyclohexane

1-éthyl-3-méthylcyclohexane

Figure II.6: Les cyclanes

C_9H_{18}

II.3.5. LE GROUPE DES CYCLÈNES

(ou hydrocarbures alicycliques insaturés):

Les Cyclènes sont des hydrocarbures alicycliques insaturés possédant une ou plusieurs liaisons doubles (C=C)[6]

II.3.6. LE GROUPE DES AROMATIQUES

(ou hydrocarbures non saturés ayant un cycle benzénique) :

Les aromatiques sont des hydrocarbures insaturés possédant un ou plusieurs radicaux « phényle » (voir représentation ci-dessous) reliés à des chaînes carbonées.

Le nombre de carbones est au minimum de 6.

: Formule brute : C_6H_5-Y : C_6H_5 est le radical phényle et Y une molécule attachée à ce radical.

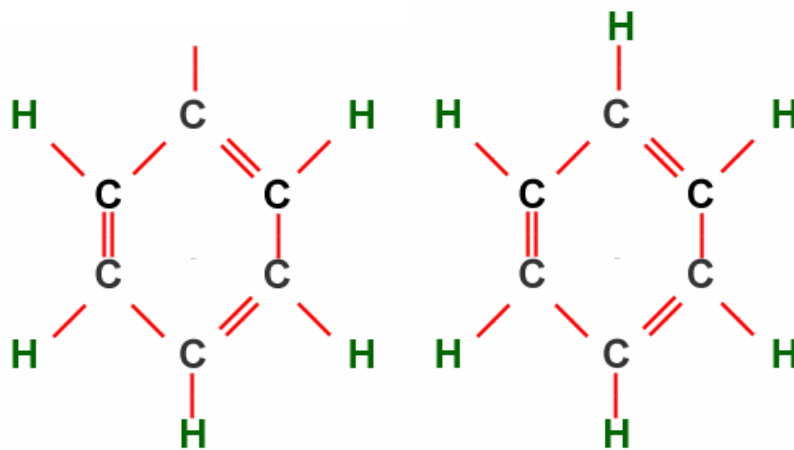


Figure II.7:
Radical Phényle C_6H_5

Figure II.8:
Benzène C_6H_6

Le benzène C_6H_6 est le plus simple des hydrocarbures aromatiques[6]

Chapitre III

Source et extraction des aromatiques

III.1 Les aromatiques :

III.1.1 Source des aromatiques :

Le pétrole contient des composés aromatiques, qui se retrouvent essentiellement, après distillation du pétrole, dans le naphta (dont ils représentent jusqu'à 20 % de la masse). Une simple séparation des aromatiques ne suffit pas aux besoins du marché, il faut en synthétiser à partir des autres hydrocarbures. Pour cela on effectue soit un reformage catalytique du naphta, soit un vapocraquage des coupes plus lourdes (gazoiles). On peut aussi extraire les aromatiques de la houille (charbon), mais cette voie tend à disparaître et ne représente aujourd'hui que 5 % des capacités de productions en Europe de l'Ouest et 2 % aux États-Unis. Enfin, certains aromatiques moins utilisés (toluène ou méta xylène) peuvent être convertis en benzène, para xylène ou ortho xylène [10].

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

Les essences de pyrolyse ne dépendent pas en principe de la nature de la charge on constate ainsi que les deux sources d'aromatique possible ont des compositions très différentes de sortie que selon les besoins du marché l'une ou l'autre peut être employée. On peut aussi avoir les Hydrocarbures aromatiques (B.T.X) à partir des benzols c'est à dire, lors de la transformation de la bouille en coke nécessaire à la production de fonte brute, il se forme des gaz bruts ou gaz de cokerie, des benzols et du goudron.

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

Tableau III.1: Composition massique des hydrocarbures aromatiques [10]

| Hydrocarbures | % massique |
|---------------|------------|
| Légers | 2 |
| Benzène | 65 |
| Toluène | 18 |
| Xylène | 6 |
| Ethylbenzène | 2 |

III.1.2 La structures chimiques de composition aromatique :

Les aromatiques sont des HC 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 trais élevé.

- Ils sont considères pendant longtemps comme dérivants d'un HC de base.
- Ils sont toxiques et provoquent la destruction des globules rouge, ce sont des produits cancérigènes pendant, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité [8].

III.1.2.1 Le Benzène :

Le benzène à pour formule C_6H_6 , tous les hydrogènes sont identiques car la substitution d'un seul des six hydrogènes par un radical ne fournit qu'un seul compose. La molécule doit être donc symétrique. La première formule du benzène propose par KEKULE était [8] :

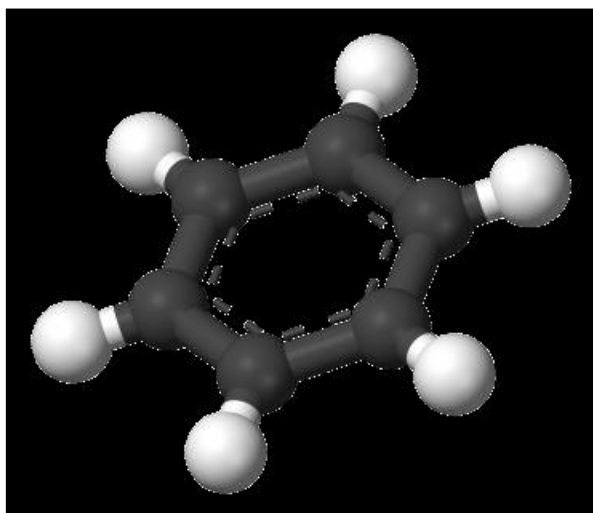


Figure. III.1 : Formule de benzène.

III.1.2.2 Le Toluène :

Le toluène de formule brute C_7H_8 , est un liquide clair et incolore à la température ambiante, émettant une odeur forte et sucrée semblable à celle du benzène, sa densité de 0.8869 à $20^\circ C$. Le toluène est légèrement soluble dans l'eau douce à $25^\circ C$ [8].

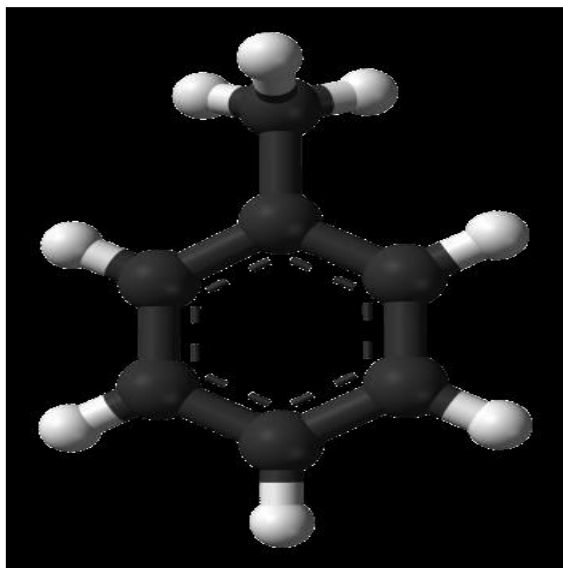


Figure. III.2 : Formule de toluène.

Elle repende aussi du fait que si de groupe d'Xylène :

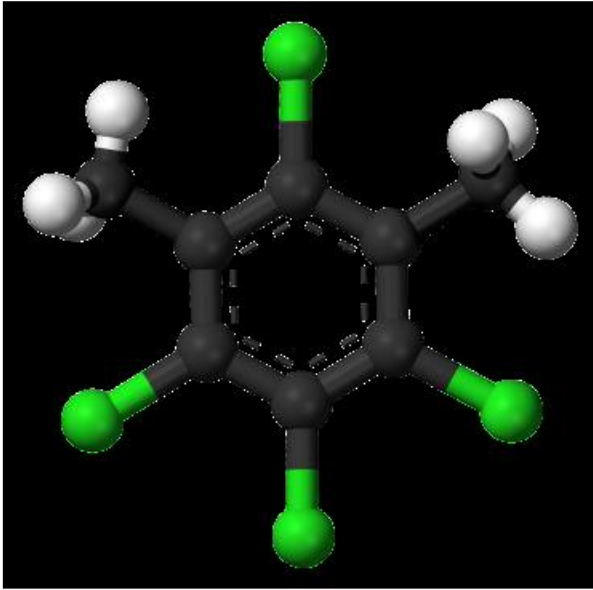


Figure. III.3 : Formule d' Xylène.

L'Xylène contient trois isomères [8] :

- Ortho Xylène.
- Meta Xylène.
- Para Xylène.

III.1.3 Propriétés physiques :

L'hydrocarbure aromatique : benzène, toluène et xylène sont d'excellents solvants mais insolubles dans l'eau et de densité inférieure à celle de l'eau.

Ils sont toxiques et provoquent la destruction des globules rouges. Cependant, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité.

Tableau III.2 : Les concentrations maximales des substances toxiques dans l'air pour un travail quotidien en huit heures [9].

| HC | PPM | Mg/m3 |
|---------|------|-------|
| Benzène | 10 | 30 |
| Toluène | 100 | 375 |
| Xylène | 1000 | 435 |

Tableau III.3 : Les propriétés physiques du Benzène, Toluène et Xylène [9].

| Aromatiques | T d'ébullition (°C) | Solubilité dans l'eau | Point d'éclair |
|--------------|---------------------|-----------------------|----------------|
| Benzène | 80 | insoluble | -11 |
| Toluène | 111 | Insoluble | 4 |
| Ortho-xylène | 144 | insoluble | 17 |
| Meta-xylène | 139 | insoluble | 27 |
| Para-xylène | 138 | insoluble | 25 |

III.1.4 Utilisation des hydrocarbures aromatiques :

III.1.4.1 Benzène :

La totalité du benzène produit à Donges est utilisé sur place pour la synthèse de l'isopropylbenzène et sert par conséquent à la préparation du phénol, lui-même, matière première de la fabrication du nylon [11].

III.1.4.2 Toluène :

Le toluène ne sert pas uniquement à la fabrication d'explosifs, mais est également utilisé comme matière première de synthèse (polyuréthane) et comme solvant de peinture. Le manque de benzène des années 1959 et 1960 a conduit certains fabricants à construire des unités de désalkylation pour transformer le toluène en benzène [11].

III.1.4.3 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. Le mélange des xylènes et d'éthylbenzène est utilisé comme solvant [11].

III.1.4.4 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 [11].

III.1.5 Différentes méthodes de séparation des aromatiques :

En dehors des produits liquides issus de la distillation de la houille, les hydrocarbures aromatiques proviennent essentiellement soit des reformats, soit des essences de pyrolyse de naphta. La teneur en aromatiques des effluents de reformage catalytique varie selon la composition de la charge et également suivant la sévérité de l'opération. Plus la sévérité de l'opération augmente, plus on obtient une teneur en aromatiques élevée [9].

On constate que les deux sources d'aromatiques (reformat et essences de pyrolyse) offrent des compositions très différentes, de sorte que selon la demande du marché, l'une ou l'autre peut être employée. S'il convient de produire essentiellement du benzène, l'essence de pyrolyse est en principe la mieux adaptée, si au contraire on recherche les xylènes, le reformat devient la matière première indispensable [10].

Parmi les procédés d'obtention des hydrocarbures aromatiques citons :

- Le reforming catalytique.
- Le steam-cracking.
- Extraction par solvant sélectif.

III.1.5.1 Le reforming catalytique :

Le but essentiel du reformage catalytique était la transformation des coupes pétrolières à faible indice d'octane couramment appelées naphthes, en base pour carburants à haut indice d'octane. Il existe maintenant des techniques fonctionnant à plus haute sévérité où la production d'aromatiques est optimisée.

Le reforming catalytique est donc principalement un procédé de raffinage, très largement décrit par ailleurs dans divers ouvrages spécialisés [10].

III.1.5.2 Le steam-cracking :

De nombreuses techniques de pyrolyse ont été expérimentées. Cependant la pyrolyse des hydrocarbures mélangés à la vapeur d'eau des tubes chauffés par des brûleurs, s'est universellement répandue et constitue actuellement le procédé quasi unique de fabrication des oléfines. Cette technique, généralement appelée steam-cracking sert également à la fabrication des hydrocarbures aromatiques en particulier le benzène.

On peut employer de nombreuses techniques pour extraire à haut degré de pureté les composés aromatiques des essences produites, soit dans le steam-cracking, soit dans le reforming catalytique. Ces traitements reposent pour la plupart sur des processus physico-chimiques et sont parfois sur le plan économique, plus spécifiques de certains types de charge ou de certaines conditions d'opération bien qu'ils soient, en principe, aptes à traiter tous les types d'essences aromatiques. Ce sont : la cristallisation, adsorption, la distillation, la distillation azéotropique, la distillation extractive et l'extraction par solvant [10].

Chapitre IV

Description des procédés

IV.1 Description de procédé d'extraction des aromatiques :

IV.1.1. But de l'installation :

L'installation d'extraction d'aromatique a été projetée pour extraire de l'essence reformée légère des aromatiques qui seront fractionnés par la suite en Benzène et Toluène très pur.

La charge est constituée par la coupe de reformat léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne 100-C-5 splitter de reformat.

La charge est constituée essentiellement de C6 et C7 soit 67% des paraffiniques, et 33% d'aromatiques ; Leurs points d'ébullition étant très proches, ce qui rend la séparation quasiment impossible par distillation ; On procède donc à un type différent de séparation qui est l'extraction avec un solvant) [7].

Le solvant utilisé dans ce procédé est le sulfolane ou le 1,1-dioxyde tétrahydrothiophène (C₄H₈O₂S) [7].

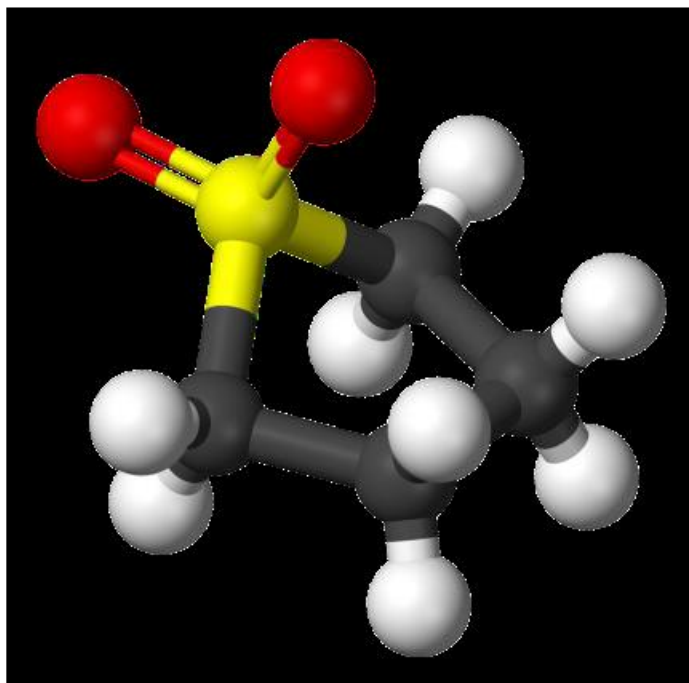



Figure. IV.1 : Formule de sulfolane.

Tableau IV.1 : Principaux propriétés de Sulfolane [7]

| Solvant | Formule | M | Tf | Tb | ρ (kg/m ³) à | μ (mPa.s)/ θ |
|-----------|---|------|------|------|-------------------------------|---|
| (g/mole) | (°C) | (°C) | 20°C | (°C) | | |
| Sulfolane |  | | | | 120,2 | 27,6 287 1266 10,3/30 2,5/100 |

IV.1.2 Les Méthodes de séparation : **L'unité est basée dans son procédé sur deux méthodes de séparation :**

IV.1.2.1 Extraction liquide - liquide:

L'extraction liquide-liquide est un procédé important parmi les procédés physico-chimiques de séparation des divers constituants d'un mélange. Il s'est considérablement développé dans l'industrie depuis quelques années. Basé sur la différence de solubilité des substances entre plusieurs liquides, cette méthode est en général, plus économique que les procédés purement chimiques, qui nécessitent souvent des produits coûteux [10].

IV1.2.2 Fractionnement : C'est un procédé de distillation qui permet une séparation aisée des liquides a point d'ébullition rapprochés ou susceptible de former un azéotrope, et de nécessite qu'une dépense d'énergie moins importante [11].

IV1.3 Les Sections De L'unité : L'unité est divisée en quatre sections :

IV1.3.1 Section D'extraction : La charge qui est du reformât léger provenant du bac S29 est envoyée au moyen de la pompe 200MP1 à la première colonne 200-C-1 à disques rotatifs dont le débit est contrôlé par le régulateur FRC1. L'alimentation se fait par la partie basse de la colonne [8].

Le solvant qui est dans notre cas le sulfolane entre par la zone haute de la colonne, qui fait que les deux produits sont introduits à contre courant. Les colonnes à disques rotatifs appelées aussi RDC, sont des colonnes munies d'un rotor interne constitué par un arbre qui les traverse longitudinalement. Sur cet arbre est emboîté un certain nombre de disque (plateaux).

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

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

Ces plateaux tournent avec l'arbre entraîné à l'aide d'un moteur électrique à une vitesse de 33 trs/min pour le RDC1 avec possibilité de variation jusqu'à 50 trs/min et de 90 trs/min pour le RDC2 avec possibilité de variation jusqu'à 120 trs/min [6].

Sur la chemise interne de la colonne sont montés des semi-disques fixes alternes avec ceux rotatifs. Le principe de fonctionnement de la colonne d'extraction peut être comparé à un agitateur central qui mélange les deux phases. A travers les semi-disques, la partie lourde

descend vers le fond de la colonne, c'est un mélange de sulfolane et aromatiques dissous appelé EXTRAIT RICHE, tandis que la partie légère se déplace vers le haut de la colonne composée de non aromatiques appelé RAFFINAT.

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

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

Le niveau de fond est contrôlé par un régulateur de niveau interphase (différentiel de niveau DLIC2), tandis que le niveau de la partie supérieure est contrôlé par un régulateur de niveau (LIC1). De la tête du RDC1 sort le raffinat qui entre ensuite dans la zone basse de la colonne de lavage (RDC2) afin d'éliminer toute trace de sulfolane [11].

La récupération du solvant est obtenue en lavant le produit de tête du RDC1 avec de l'eau envoyée dans la partie haute du RDC2 qui a le même principe de fonctionnement et de mélange que la colonne d'extraction. De cette colonne on obtient à partir du fond un mélange eau-sulfolane, et en tête le raffinat lavé, envoyé au stockage sous contrôle d'un régulateur de niveau (LIC3).

. Les pressions du système dans le RDC1 et RDC2 sont contrôlées par les régulateurs de pression PRC1 et PRC2. Du fond de l'extracteur RDC1 le solvant riche en aromatiques (extrait), alimente le stripper de l'extrait (colonne C3) après préchauffage dans l'échangeur E2.

L'énergie nécessaire pour le fonctionnement de cette colonne est assurée par le rebouilleur E5 grâce à la vapeur désurchauffée à moyenne pression sous le contrôle d'un régulateur de débit en cascade avec le régulateur de température à la sortie FRC4/TRC1. A l'entrée de la colonne, l'extrait se libère des hydrocarbures non aromatiques qui sont obtenus en tête de colonne puis condensés avec le produit de tête du stripper de l'eau (colonne C4) dans le condenseur E3. La pression du système est contrôlée par un régulateur de pression PRC3 et la PRC24 pour la colonne C4. Le mélange condensé est recueilli dans l'accumulateur V1 ou l'eau décantée est recyclée à l'aide de pompes alternatives sous contrôle d'un différentiel de niveau DLIC6 dans le stripper C4 en même temps que l'eau de lavage provenant de l'extracteur RDC2 sous contrôle d'un différentiel de niveau DLIC4, les hydrocarbures sont envoyés au moyen de la motopompe MP2 vers le RDC1 comme reflux sous le contrôle du régulateur de niveau LIC5. Du fond du stripper de l'extrait contrôlé par le régulateur LIC7, le solvant riche en aromatiques est envoyé à l'aide de la motopompe MP4 vers la colonne de récupération des aromatiques C5 qui fonctionne en légère dépression grâce à un éjecteur à vapeur J1 ou le système est contrôlé par un régulateur de pression PRC5. Les aromatiques ainsi que l'eau provenant du stripper de l'eau sont condensés dans une batterie d'aéro-réfrigérants et refroidis dans le refroidisseur E8, puis recueillis dans l'accumulateur V2, doté d'une chicane qui permet la séparation d'eau des hydrocarbures. Une partie des aromatiques sert comme reflux à la colonne sous le contrôle du régulateur de débit FRC10 en cascade avec le régulateur de niveau du ballon LIC10, tandis que l'eau décantée est recyclée comme eau de lavage en tête du RDC2 au moyen de la motopompe MP6 contrôlée par le régulateur de débit FRC6. Du fond de la colonne de récupération des aromatiques, au moyen de la motopompe MP7, le solvant pauvre est de nouveau injecté en tête du RDC1 tout en cédant de la chaleur dans les échangeurs successivement E4, E6, E7, E2.

L'énergie nécessaire pour la séparation au sein de la colonne C5 est fournie par le rebouilleur E9, utilisant de la vapeur désurchauffée, contrôlée par un régulateur de débit de vapeur FRC9 en cascade avec un régulateur de température à la sortie du rebouilleur TRC2. Une partie du fond de la colonne de récupération des aromatiques est destinée à alimenter la section de régénération toujours à l'aide de la pompe MP7 et sous contrôle du régulateur de débit FRC6 [11].

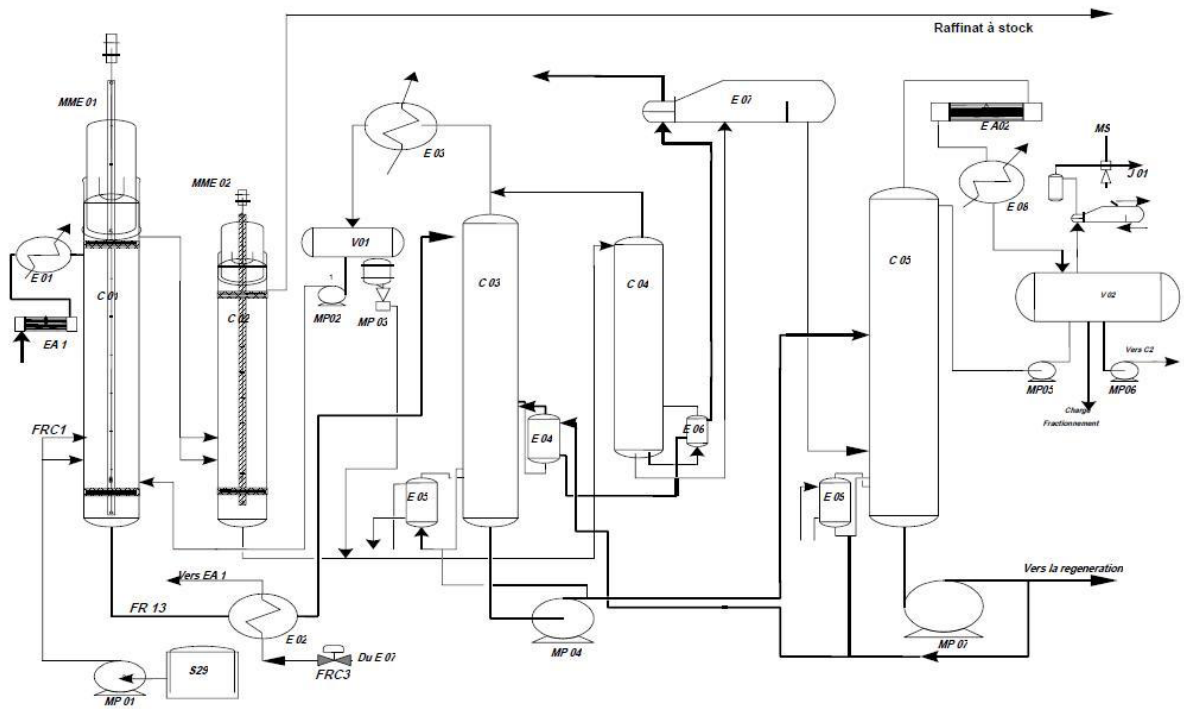


Figure. IV.2 : Schéma simplifié de la section d'extraction

IV1.3.2 Section De Régénération :

Le but de cette section consiste à purifier le sulfolane en le débarrassant de tous les polymères. La charge provenant du fond C5 est préchauffée dans le E10 à l'aide de la vapeur sous le contrôle du régulateur de débit FRC7, entre dans la colonne qui travaille sous vide grâce à l'éjecteur à vapeur J2, où tout le système est contrôlé par le régulateur de pression PRC4, afin d'éviter la dégradation du sulfolane. Les vapeurs de sulfolane purifiées sont condensées dans le condenseur E11, puis accumulées dans le ballon V3 et au moyen de motopompe MP8 le sulfolane est recycle vers le RDC1 sous contrôle du régulateur de niveau LIC9. A partir du fond de la colonne, le produit de décomposition est envoyé de façon discontinue au moyen d'une pompe alternative normalement vers une cuve d'où elle est enlevée après avoir été refroidie. L'autre partie est recyclée vers le fond de la colonne. L'énergie nécessaire de fonctionnement de cette colonne est fournie par le rebouilleur à vapeur E12 sous contrôle du régulateur de débit de vapeur FRC12 [8].

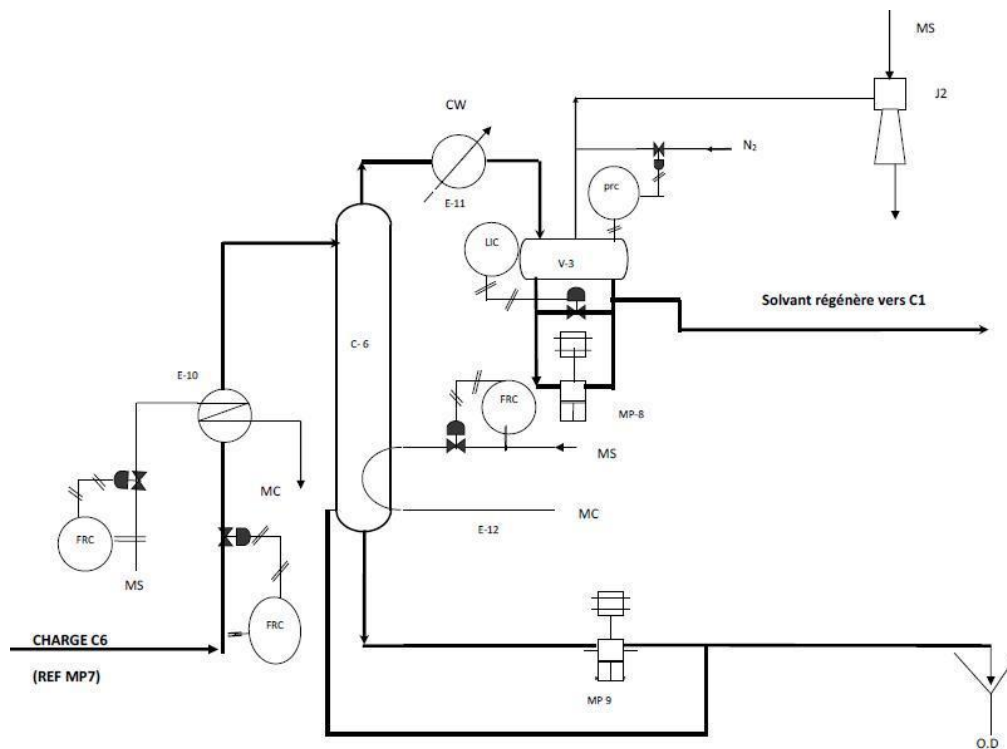


Figure. IV.3 : Schéma simplifié de la section régénération

IV1.3.3 Section de Traitement à La Terre :

L'importance des aromatiques (benzène, toluène) dans les synthèses pétrochimiques nécessitent des spécifications internationales, dont l'absence totale des oléfines et di-oléfines est la plus importante. Pour satisfaire cette spécification, l'unité de production d'aromatiques dispose d'une section de traitement de ces produits (section d'adsorption) avant leurs séparations. La charge composée de benzène, toluène et d'impuretés est préchauffée dans le pré chauffeur E14 avec les aromatiques traités, puis chauffée dans le E15 à l'aide de la vapeur sous contrôle de régulateur de température TRC3, alimente du haut de la colonne d'adsorption V32/33 contenant de la terre activée ou la pression est réglée par le régulateur PIC12. Le produit traité (débarassé des impuretés) sort du fond de l'adsorbent en cédant ces calories dans le E14 et alimente la section de fractionnement [11].

De la tête de la colonne, le toluène rectifié est condensé dans le E17 et accumule dans le ballon V8 d'où une partie est recyclée vers la colonne par la MP16 comme reflux tandis que le reste est envoyé à stockage. Le produit de fond de la colonne (produit lourd) est envoyé par la MP17 à travers le E19 vers le Bac des hydrocarbures lourds de l'unité 400 (S33/34) ou avec le raffinat (S35/36) [11].

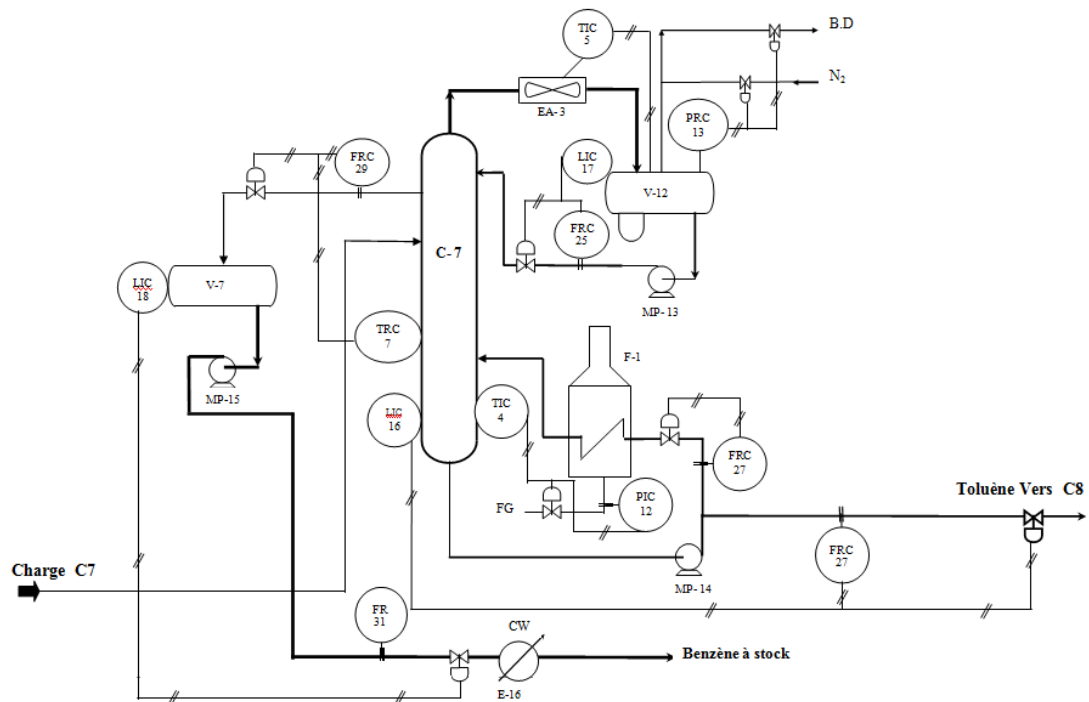


Figure. IV.5 : Schéma simplifié de la colonne de benzène C-7

IV.2. Unité400

IV.2.1. Nécessité du procédé

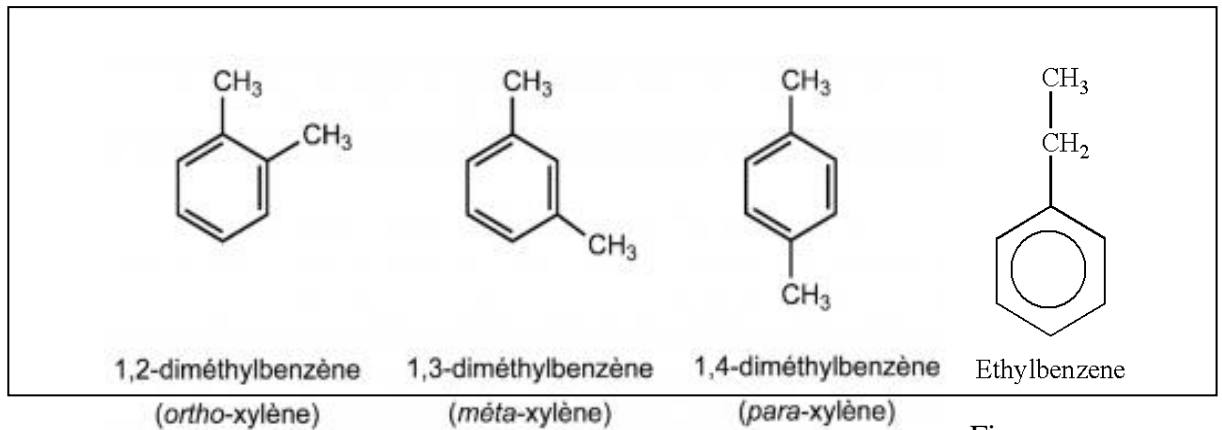
Le tableau nous donne les températures d'ébullition et de fusion des xylènes ainsi que l'éthyle benzène de même formule brut.[12]

Tableau IV.2: quelques caractéristiques physiques des isomères xylènes

| | Point d'ébullition °C | Point de fusion °C |
|--------------|-----------------------|--------------------|
| Paraxylène | 138.4 | 13.2 |
| Metaxylène | 139.1 | - 53.5 |
| Orthoxylène | 144.4 | - 27 |
| Ethylbenzène | 136.2 | - 92.8 |

D'après le tableau ci-dessus, l'extraction du paraxylène du mélange par distillation fractionnée est pratiquement impossible vue que la différence de température d'ébullition est de 1°C dans le cas du paraxylène et le métaxylène. Donc le procédé de cristallisation s'impose.[12]

Dans les figures sont schématisées les formules développées des produits constituant la charge dont on extrait le paraxylène.[12]



Figures

IV.6:formules développés des xylènes et de l'éthylbenzène.

IV.2.2. Diagramme d'équilibre du mélange méta et para xylène :

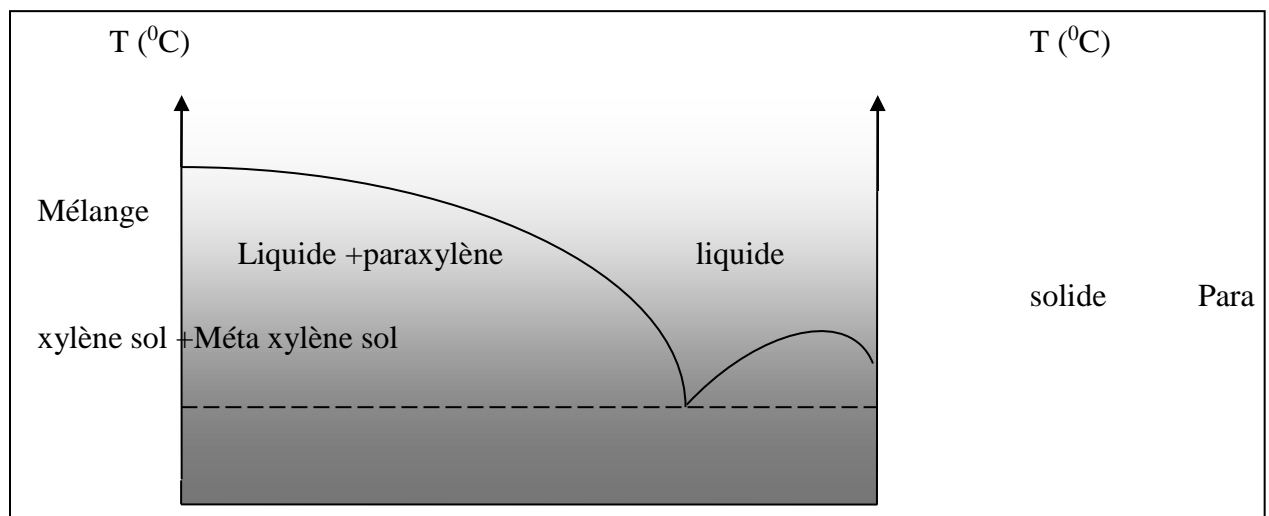


Figure IV.7: Diagramme d'équilibre méta et para xylène

Ce diagramme d'équilibre représente un point eutectique lors du refroidissement du mélange méta plus paraxylène. Le paraxylène commence à se cristalliser à partir de la température correspondante à sa concentration. Au fur et à mesure que ce dernier se solidifie, sa concentration dans le mélange liquide diminue et celle du métaxylène augmente. Donc le paraxylène exige de plus en plus une température plus basse pour se cristalliser davantage jusqu'au point eutectique où le métaxylène à son tour passe à l'état solide avec le paraxylène le tout à la température constante cette fois ici.[12]

Ce diagramme concerne le mélange binaire paraxylène-métaxylène, l'eutectique dans ce genre de diagramme conduit à un taux de récupération limité.

Le mélange réel contient en plus de paraxylène, métaxylène, de l'orthoxylène et l'éthylbenzène. La présence de ces derniers affecte le diagramme d'équilibre mais d'une manière avantageuse car le point eutectique devient plus bas et les taux de récupération sont améliorés.[12]

IV.2.3. Les étapes du procédé de cristallisation

1. La distillation de la charge se fait pour séparer les coupes qui ne nécessitent pas la cristallisation, les aromatiques lourds et une partie de l'orthoxylène.
2. Le pré refroidissement de la charge en contre-courant se fait avec la liqueur- mère elle-même, celle-ci est issue de la centrifugation du premier stade, la charge dans une série de deux cristallisoirs opérant entre -45 et -48°C pour le premier stade, et entre -59 et -62°C pour le deuxième stade.
3. La séparation par centrifugation se fait pour avoir des cristaux de paraxylène, les screen effluents sont recyclés et la liqueur appelée filtrat, est destinée au stockage.
4. La fusion des cristaux et leur passage au cristallisoir du deuxième stade, qui opère entre -3 et +3°C.
5. Les cristaux, de pureté supérieure sont séparés et en même temps lavés avec du toluène. Les screen effluents et la liqueur mère sont recyclés.[12]

IV.2.4. Présentation de l'unité 400

Cette unité se compose de deux sections : la section splitter et la section cristallisation.

IV.2.4.1. Section splitter

La charge qui provient du fond de la colonne C6 de l'unité 100 (Reforming catalytique) contient le mélange xylène (Méta, Ortho et Para) ainsi que l'isomère Ethylbenzène et les aromatiques lourds (C₉ et plus).

Cette section comporte essentiellement une colonne de distillation (C51 A/B) ayant 132 plateaux.

Elle est installée en deux colonnes, vu que l'installation en une seule colonne aura une hauteur exagérée en possédant un nombre d'étage important à cause de la difficulté de séparer l'isomère orthoxylène qu'on récupéré au fond avec les aromatiques lourds. [12]

IV.2.4.2. Section de cristallisation

Dans cette section, on se trouve face à une charge comportant deux isomères dont les points d'ébullition ont moins d'un degré de différence à savoir le métaxylène et le paraxylène. Donc un procédé de distillation est incapable de les séparer et c'est là que la cristallisation s'impose et on joue sur la température de la solidification.

La cristallisation s'effectue en deux stades :

Le premier stade englobe 3 trains en parallèle où chaque train contient deux cristallisoirs en série et une centrifugeuse. Les premiers cristallisoirs baissent la température à - 49 °C et les suivants jusqu'à -64 °C et débouche sur trois centrifugeuses placées en parallèle ainsi les cristaux du paraxylène sont isolés du liquide, fusionnés et envoyés au deuxième stade de cristallisation sous forme d'un liquide. Dans le deuxième stade le produit passe dans deux autres cristallisoirs et quatre centrifugeuses. A l'issue de ce stade, on a un paraxylène pas assez pur pour pouvoir le stocker, donc on procède au lavage par le paraxylène lui-même qui a été fusionné et stocké dans le premier stade.

Le para xylène est produit dans cette unité avec une pureté de 99,8% les 0,2 qui reste sont généralement les non aromatiques.[12]

IV.2.4.3. Fluide gélifiant

Stade I : dans ce cas le fluide réfrigérant est l'éthylène (C_2H_4)

Stade II: dans ce cas le fluide réfrigérant est le propane (C_3H_8).

IV.2.4.4. Traiteurs d'argile

Les tours d'argile sont fournies pour enlever des quantités de traces de contaminants des oléfines du courant d'alimentation de cristallisation. La présence des oléfines empêchera les produits du paraxylène de remplir les spécifications de coloration de lavage à l'acide. Cela exige que la concentration d'oléfines et de dioléfines soit réduite à de bas niveaux de ppm.

Les traiteurs d'argile se composent de deux tours d'argile qui fonctionnent en série pour maximiser la vie de l'argile. La température d'entrée augmente lorsque la conversion des oléfines diminue[12].

IV.2.5. Description de l'unité
IV.2.5.1. Splitter des xylènes

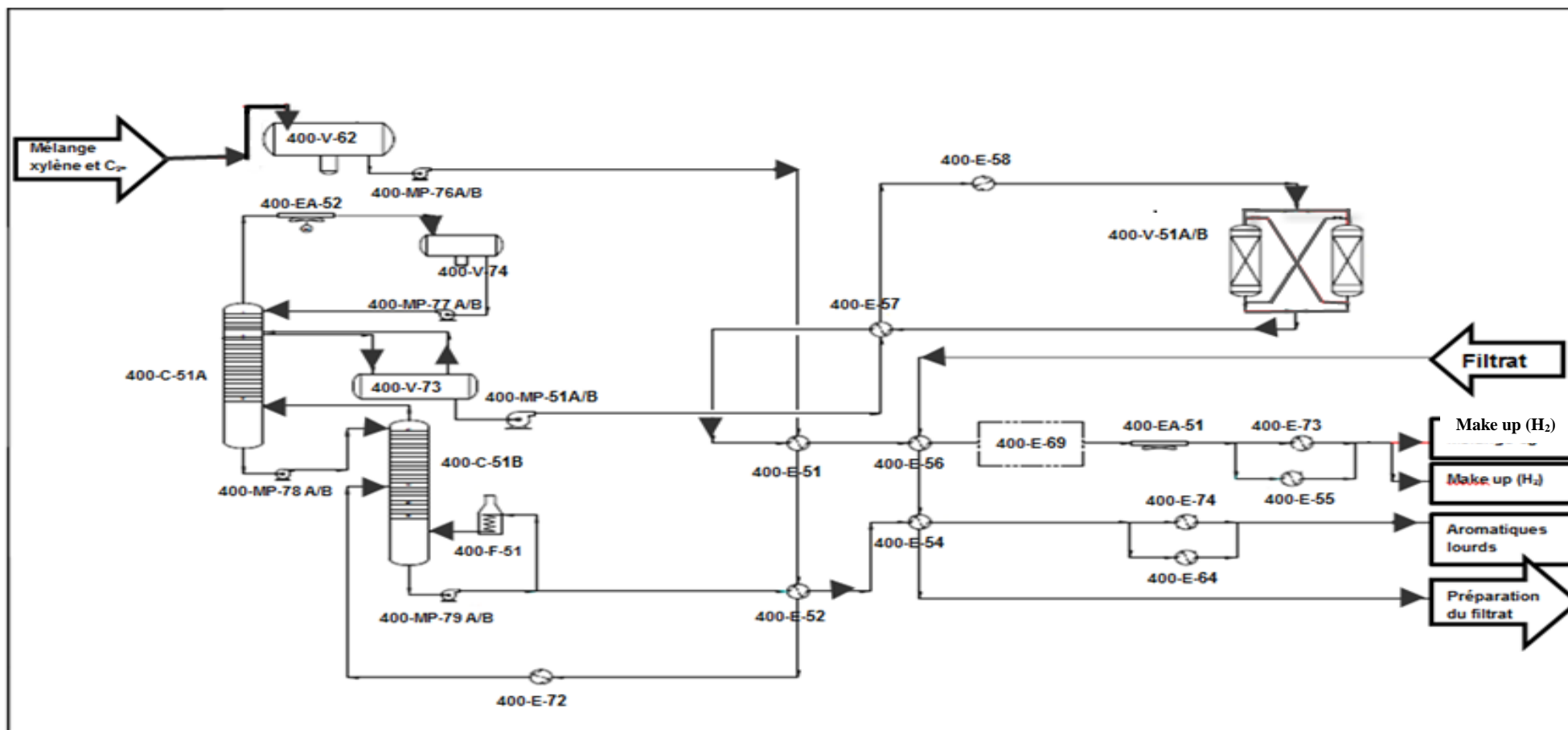


Figure IV.8 : Schéma technologique de l'unité 400 (section splitter)

Les xylènes provenant du fond de la colonne 100-C-6/C-52 du Magnaforming sont aspirés du réservoir S-232 à l'aide de la pompe MP-74A/B et préchauffé dans les échangeurs 400-E-51/52/72 (158°C) vont comme charge à la colonne 400-C-51 (splitter des xylènes).[12]

La colonne 400-C-51 est une grosse colonne de diamètre 4,2m constituée pratiquement par deux colonnes que l'on peut imaginer comme montées l'une sur l'autre, avec 132 plateaux.

Le produit du fond de la première colonne entre dans la zone de tête de la seconde colonne, tandis que le distillat de tête de la deuxième colonne rentre au fond de la première colonne.

La chaleur de la distillation est fournie par le four rebouilleur 400-F-51(205°C)

A la tête de la première colonne on a un reflux total sans extraction qui a pour but de séparer d'éventuelles traces d'eau.[12]

Latéralement sur la première colonne du plateau N° 6 on a l'extraction d'un mélange contenant tout le paraxylène et les isomères.

Ce mélange accumulé dans le receveur 400-V-73 et après le refroidissement avec de l'eau dans les réfrigérants 400-E-57/58, il passe à travers les tours d'argile qui va ensuite alimenter la section de cristallisation.[12]

Le produit provenant du fond de la deuxième colonne au moyen de la pompe 400-MP-79A/B et sous contrôle de niveau est envoyé au stockage. Ce produit constitué des aromatiques C₉₊ et l'orthoxyène.[12]

IV.2.5.2. Cristallisation du paraxylène

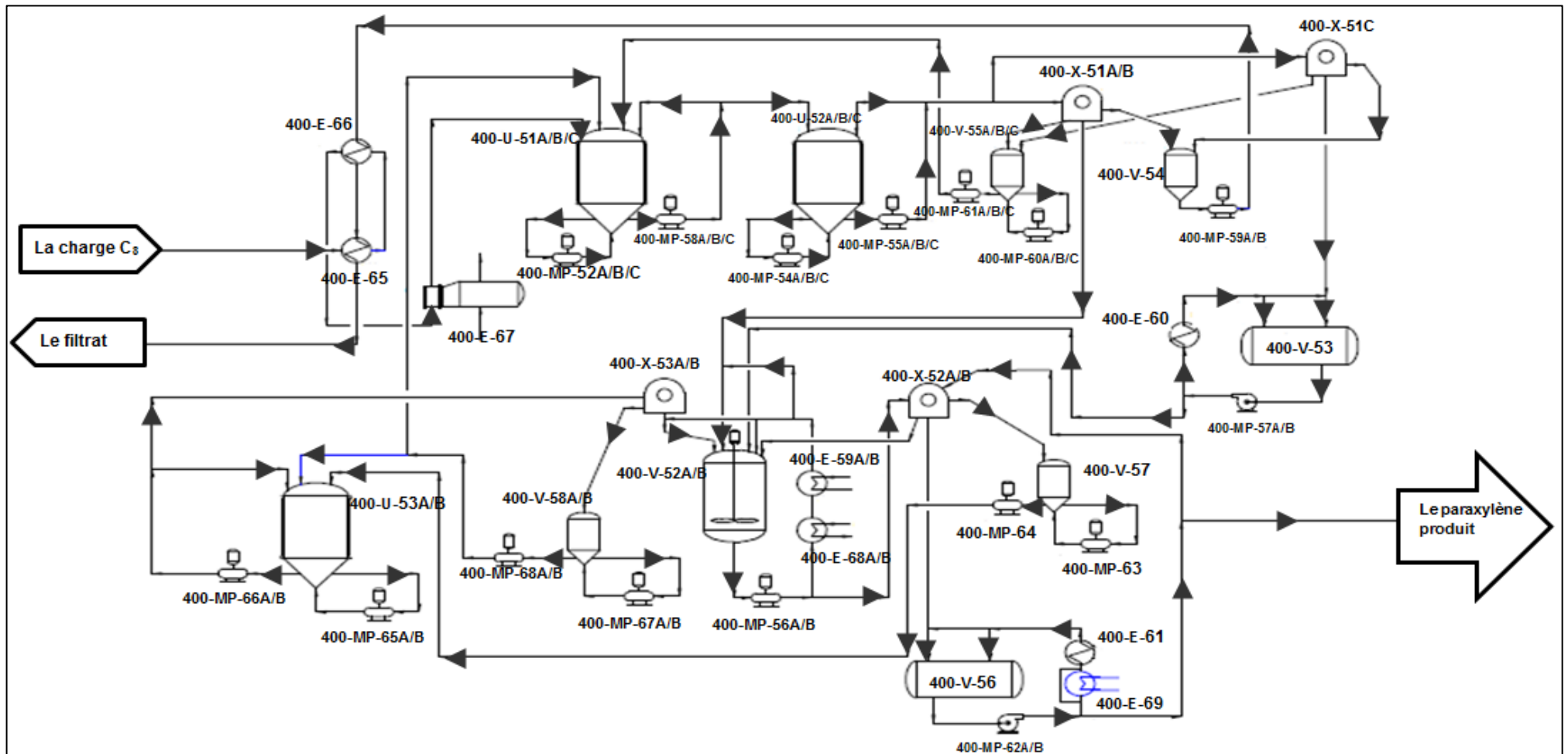
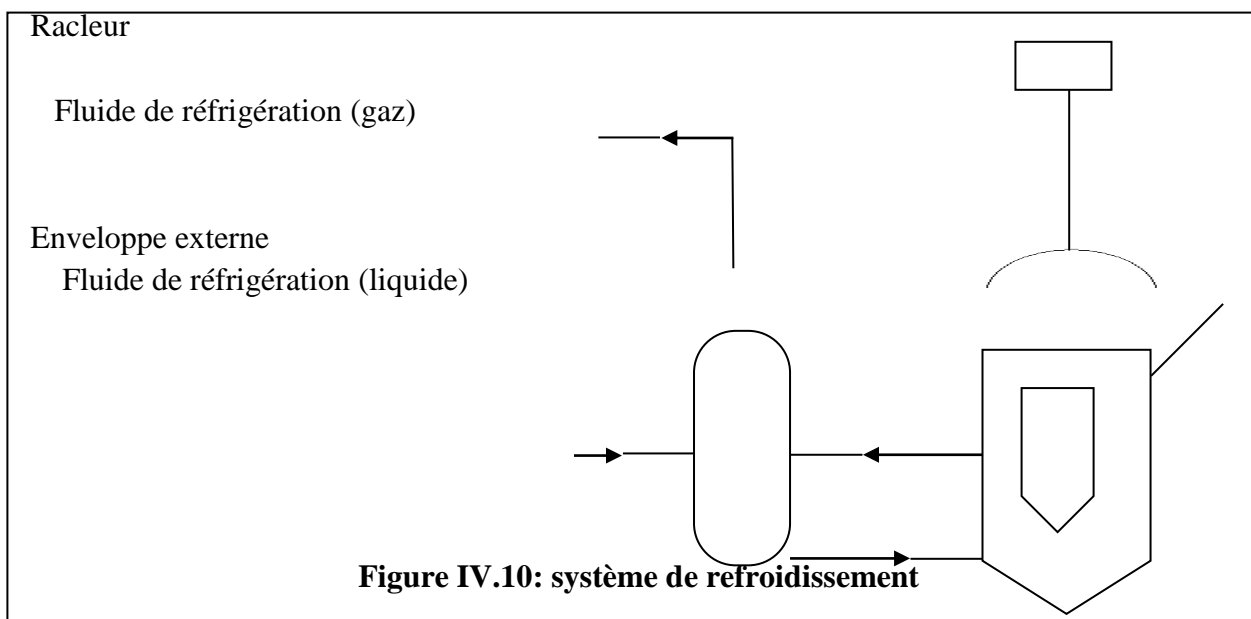


Figure IV.9 : Schéma technologique de l'unité 400 (section cristallisation du paraxylène)

Le mélange paraxylènes plus isomères que nous avons déjà vu, subi un premier refroidissement à -28°C à travers une série d'échangeurs, ensuite entre dans le premier stade de cristallisation pour être refroidit jusqu'à (-49°C) . [12]

Le cristalliseur est un récipient cylindrique vertical, de 3m de diamètre, avec un fond conique et une enveloppe externe. Dans cette dernière le fluide réfrigérant est l'éthylène pour le premier stade, le propane pour le deuxième stade ; les cristalliseurs sont munis d'agitateur racleur, ceci a pour d'objectif d'empêcher tous le dépôt des cristaux sur les parois pouvant gêner le transfert de chaleur d'une part, et l'obtention des cristaux de taille homogène, d'autre part. L'agitateur tourne avec une vitesse angulaire de 11 tour /min



Le premier stade de cristallisation est composé de trois trains parallèles.

Chaque train a deux cristalliseurs en série :

400-U-51 A/B/C et 400-U-52 A/B/C.

Chaque cristalliseur se compose de deux sections enveloppées qui fournissent de l'éthylène sous forme de vapeur pour refroidir le contenu du cristalliseur. Ce dernier est doté de deux pompes, la première a pour rôle d'empêcher l'agglomération des cristaux au fond du cristalliseur, et la deuxième aspire le liquide à un certain niveau de l'équipement et le refoule au sommet de la centrifugeuse, sa fonction est le transfert du produit d'un cristalliseur vers un autre ou d'un cristalliseur vers les centrifugeuses. [12]

A la sortie du cristalliseur 400-U-52 A/B/C, on obtient des cristaux de paraxylène en suspension dans le liquide. Ce mélange de cristaux liquide est envoyé directement aux centrifugeuses du premier stade X-51A/B et X-51C. [12]

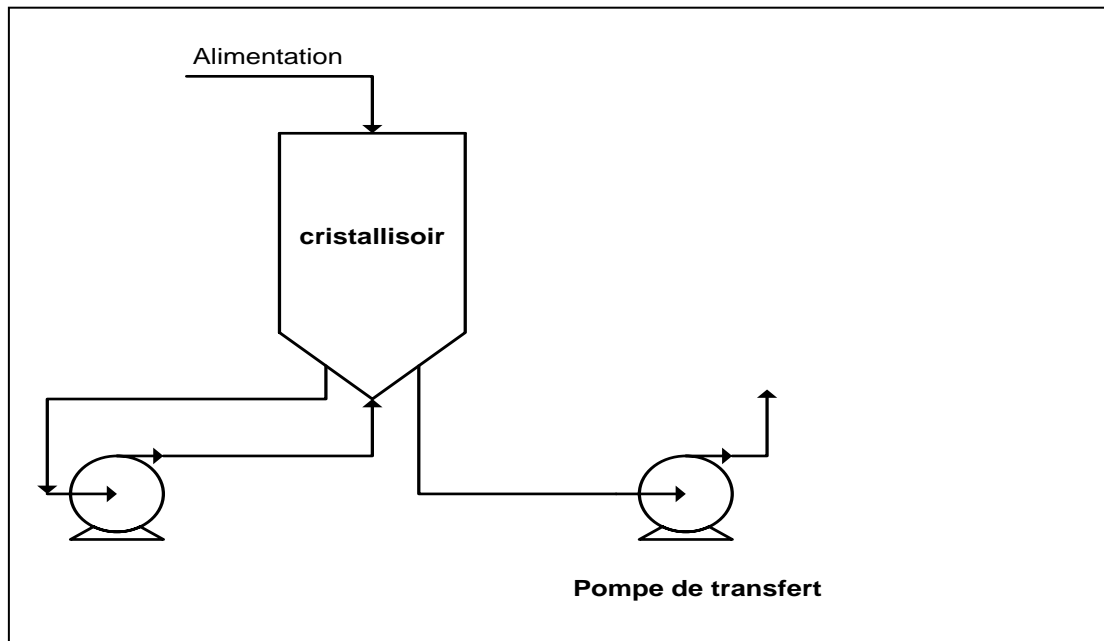


Figure IV.11: schéma d'un cristalliseur

Les centrifugeuses du premier stade séparent chacune le produit en trois courant :

Le premier courant allant vers le ballon 400-V-55 A/B riche en paraxylène (screen effluents) est recyclé vers le premier stade de cristallisation via les pompes de transfert des effluents 400-MP-61A/B/C.[12]

Le deuxième courant qui est le filtrat, après un séjour dans le ballon 400-V-54, ce produit est réchauffé de -64°C à 20°C en échangeant de la chaleur avec la charge de la cristallisation. Le filtrat obtenu au niveau de ce stade est pauvre en paraxylène (9,6%), il sera acheminé vers l'unité d'isomérisation de xylènes (U-500) pour obtenir un rendement maximal en paraxylène. [12]

Le troisième courant, qui est le paraxylène solide, sous forme de cristaux secs avec une pureté d'environ 89.1%. Les centrifugeuses X-51A/B déchargent leurs cristaux dans les ballons de fusion 400-V-52A/B, et la centrifugeuse 400-X-51C décharge leurs cristaux dans le ballon de fusion intermédiaire 400-V-53. Dans ce dernier les cristaux sont fondus à 100% en liquide pour faciliter le transport vers les ballons 400-V-52A/B afin de maintenir une concentration optimale des solides (45%), ainsi que pour le lavage des cristaux au niveau du ballon 400-V-52A/B afin d'augmenter leurs pureté jusqu'à 99.8%

Le deuxième stade comprend deux cristalliseurs 400-U-53A/B et quatre centrifugeuses X-52A/B et X-53A/B.[12]

Après cristallisation, le produit est acheminé vers les centrifugeuses du deuxième stade, dont ces dernières le divisent à leurs tours en trois courants :

Un premier courant allant vers le ballon 400-V-57 et ensuite recyclé vers le deuxième stade de cristallisation dans les cristalliseurs 400-U-53A/B au moyen de la pompe 400-MP-64

Un deuxième courant, (les screen effluents) qui sont aussi recyclés aux ballons 400-V-52A/B et qui sont riches en paraxylène (95.7%).[12]

Un troisième courant, qui est les cristaux de paraxylène avec une pureté de 99.8%, qui chutent verticalement dans le ballon 400-V-56. Les cristaux sont ainsi fusionnés par la circulation qui se fait à l'aide de la pompe 400-MP-62A/B.[12]

Au final, le paraxylène obtenu est envoyé vers le stockage.

IV.2.5.3. Système de réfrigération

Le système de refroidissement est constitué par deux cycles frigorigènes, un par l'éthylène, et l'autre par le propane étant donné que l'on a besoin de deux niveaux de températures.

Le premier cycle est constitué d'un compresseur qui comprime l'éthylène qui sera refroidi par l'eau et ensuite par le propane du second cycle. En exploitant la chaleur d'évaporation de l'éthylène, on obtient la réfrigération voulue par l'éthylène évaporé.

Le deuxième cycle est réalisé de la même manière en utilisant seulement de l'eau comme réfrigérant du propane.[12]

IV.2.5.4. La couverture de l'azote

Les cristalliseurs et centrifugeuses sont dotés d'une couverture d'azote à une pression légèrement supérieure à la pression atmosphérique, cette couverture sert à empêcher toute pénétration d'air humide. Si l'eau arrive à pénétrer, elle va se cristalliser et influencer sur la pureté du para xylène[12].

IV.3. Unité 500

IV.3. 1. Description de processus

La nouvelle unité d'isomérisation est basée sur la technologie de GT-IsomPXSM de GTC pour le désalkylation catalytique de l'éthylbenzène en benzène et l'isomérisation de l'orthoxylène et du métaxylène en paraxylène. Le filtrat provenant de l'unité de cristallisation du paraxylène avec l'hydrogène recyclé et d'appoint, forment un mélange. Ce dernier sera converti en un mélange équilibré en isomères de xylène, de benzène, de toluène et des composés aromatiques lourds.

Une section de fractionnement d'isomérisation nous permet d'avoir une coupe riche en benzène-toluène qui sera envoyé vers l'unité 200 pour le rétablissement de composés aromatiques, et une coupe riche en composés aromatiques C₈₊ qui subira par la suite une transformation dans l'unité 400 pour récupérer le paraxylène.[12].

IV.3.1.1. Section de réacteur d'isomérisation

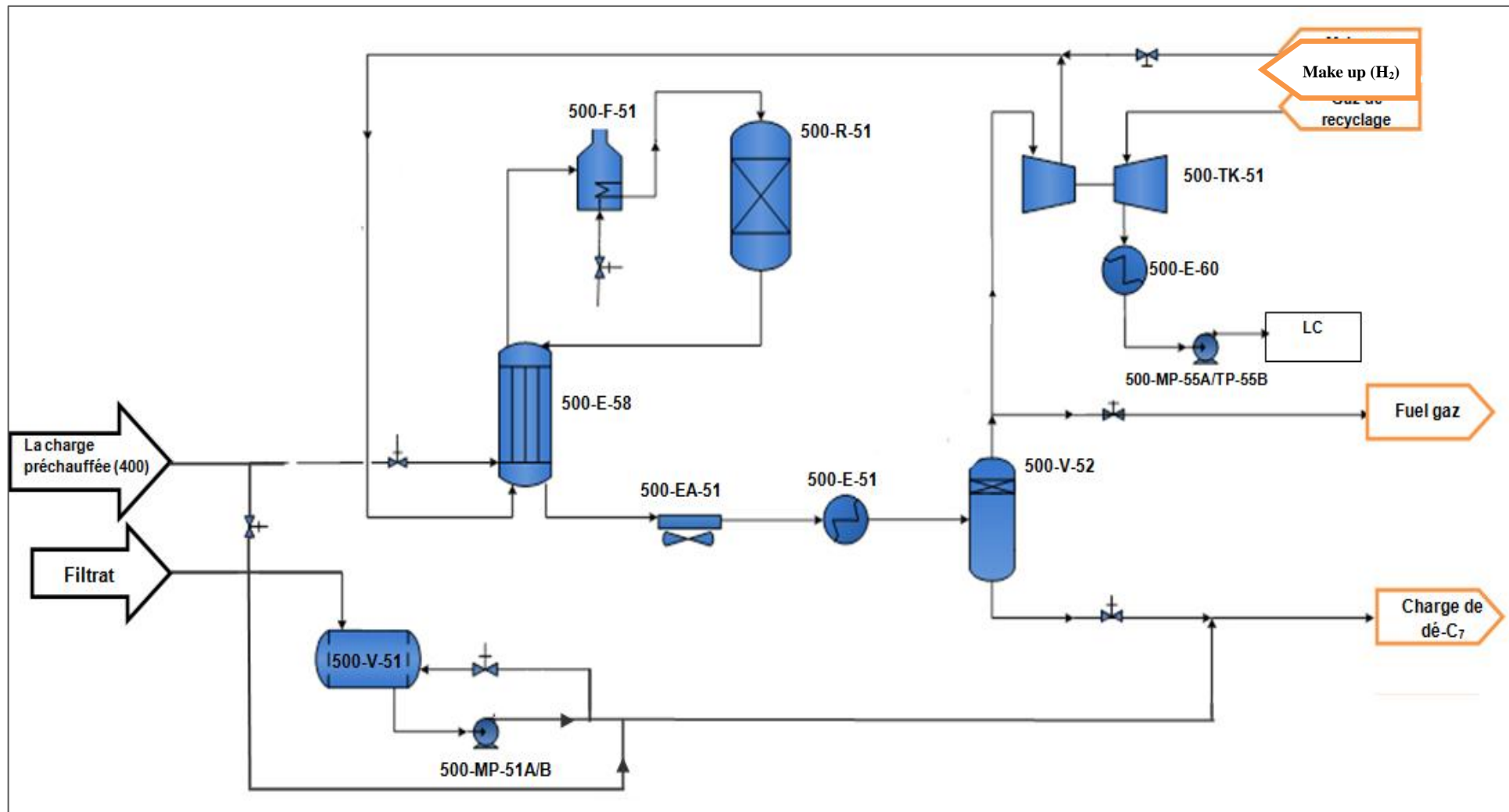


Figure IV.12 : Schéma technologique de l'unité 500 (section de réacteur d'isomérisation)

Tout le filtrat à partir de l'unité 400 (unité de cristallisation du paraxylène) est collecté dans le ballon de charge (500-V-51) puis refoulé à travers la pompe de charge (500-MP-51 A/B) en deux flux distincts. Le 1^{er} flux subi un préchauffage par les échangeurs (400-E-56/54) pour alimenter le réacteur via l'échangeur à plaques "PACKINOX", le 2^{ème} flux by-pass

Le gaz de recyclage boosté par le compresseur (500-TK-51) avec l'hydrogène frais ou d'appoint à 38 °C et à 22 kg/cm², sont introduits au circuit catalytique en se mélangeant avec la charge à l'entrée de l'échangeur à plaques "PACKINOX" (500-E-58), en passant dans le serpentin du four (500-F-51) afin d'obtenir la température requise, puis vers le réacteur (500-R-51).[12]

La charge combinée passe par le lit catalytique dans le réacteur (500-R-51), les réactions d'isomérisation et de désalkylation se produisent, la température de sortie du réacteur augmente jusqu'à 10°C due aux réactions exothermiques. La perte globale de xylènes dans le réacteur est en général autour 1.5 % poids et la conversion d'EB est typiquement à 70%. À mesure que la désactivation de catalyseur augmente au cours du temps d'opération, l'isomérisation, les conversions et les taux de désalkylation diminuent.

L'effluent du réacteur est refroidi à 140-150°C, après qu'il a cédé son énergie dans l'échangeur (500-E-58). Ce dernier est partiellement condensé à 58°C par l'aéro-réfrigérant (500-EA-51), puis à 40°C par le 'trimcooler' (500-E-51), et finalement envoyé au séparateur (500-V-52) avec une pression de 12Kg/cm².

Le séparateur (500-V-52) est un ballon vertical où l'hydrogène comprenant quelques gaz légers est séparé des hydrocarbures liquides. Le fond du ballon est acheminé vers le déhéptaniseur (500-C-51) après avoir été préchauffé dans l'échangeur de fond (500-E-52).[12]

IV.3.1.2. Section de déhéptaniseur

La fraction liquide d'hydrocarbure du séparateur (500-V-52) entre au milieu du déhéptaniseur (500-C-51) après avoir été préchauffé au sein de l'échangeur (500-E-52).

La fonction du déhéptaniseur est d'éliminer la coupe C7- comprenant l'hydrogène dissout.

Les vapeurs de tête (500-C-51) sont partiellement condensées dans le (500-EA-52) et refroidies plus loin à 35°C au condenseur (500-E-53). Les off-gaz sont séparés de la fraction liquide dans le ballon de reflux du déhéptaniseur (500-V-53)

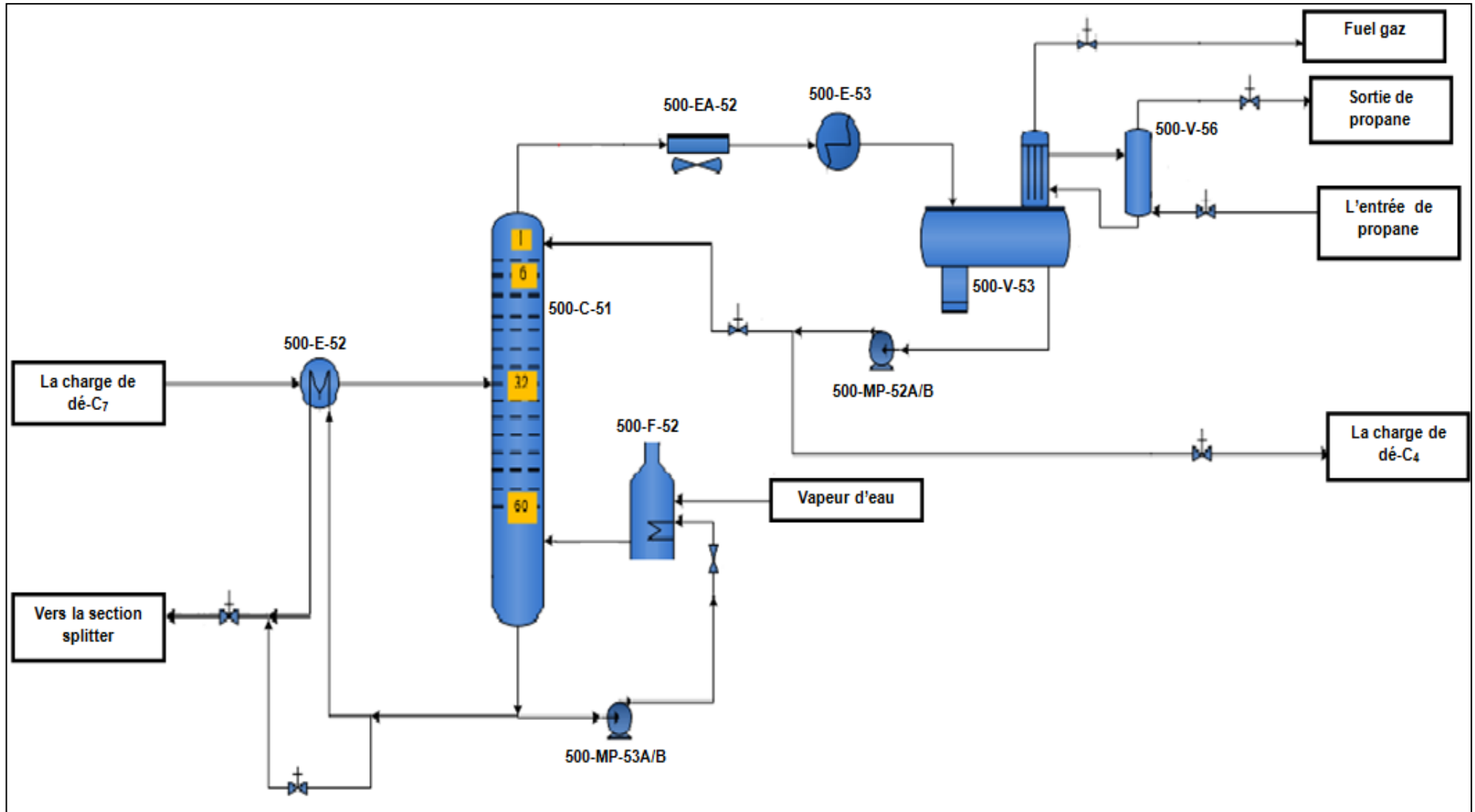


Figure IV.13 : Schéma technologique de l'unité 500 (section déhéptaniseur)

Une partie de la fraction liquide est pompée de nouveau au déhéptaniseur comme reflux et l'autre partie servira de charge d'alimentation pour le débutaniseur à travers la pompe de reflux (500-MP-52A/B).

Le propane à partir de l'unité de cristallisation du paraxylène (Unité 400) est employé comme réfrigérant pour condenser tous les condensables des off-gaz.

Le chauffage de la colonne de déhéptaniseur est assuré par le rebouilleur (500-F-52). Le produit du fond de la colonne est séparé en deux parties, une partie sera réintroduite de nouveau au fond de la colonne après être passée au rebouilleur (500-F-52), cette circulation est assurée par la pompe (500-MP-53A/B). L'autre partie du produit de fond sera tout d'abord refroidie par l'échangeur (500-E-52) avant d'être envoyée à l'unité de cristallisation du paraxylène.[12]

IV.3.1.3. Section de débutaniseur

La fraction liquide provenant du fond du (500-V-53), alimente le débutaniseur (500-C-52) après avoir été préchauffée dans l'échangeur (500-E-54). La fonction du débutaniseur est d'éliminer les gaz légers et de récupérer le maximum de la coupe C6/C7 aromatiques qui sera envoyée à l'unité de récupération des aromatiques (unité 200) pour la séparation de benzène et de toluène.

L'approvisionnement de la chaleur nécessaire pour le bon fonctionnement de la colonne, est assuré par le rebouilleur de type générateur de vapeur MP. Les hydrocarbures légers montent vers la tête de la colonne tandis que la partie liquide descend vers le fond de la colonne. Les vapeurs de tête sont partiellement condensées par le condenseur de tête 500-E-56 jusqu'à 35°C.

Les off-gaz sont séparés de la fraction lourde dans le ballon de reflux 500-V-54. Une partie de cette fraction est utilisée comme reflux pour le débutaniseur, et l'autre partie restante est acheminée directement vers le Magnaforming.

Le produit de fond est acheminé vers l'unité de récupération des aromatiques.

Les trois flux arrivant du (500-V-52), (500-V-53), (500-V-54) sont mélangés avant d'être envoyés au collecteur de fuel gaz [12].

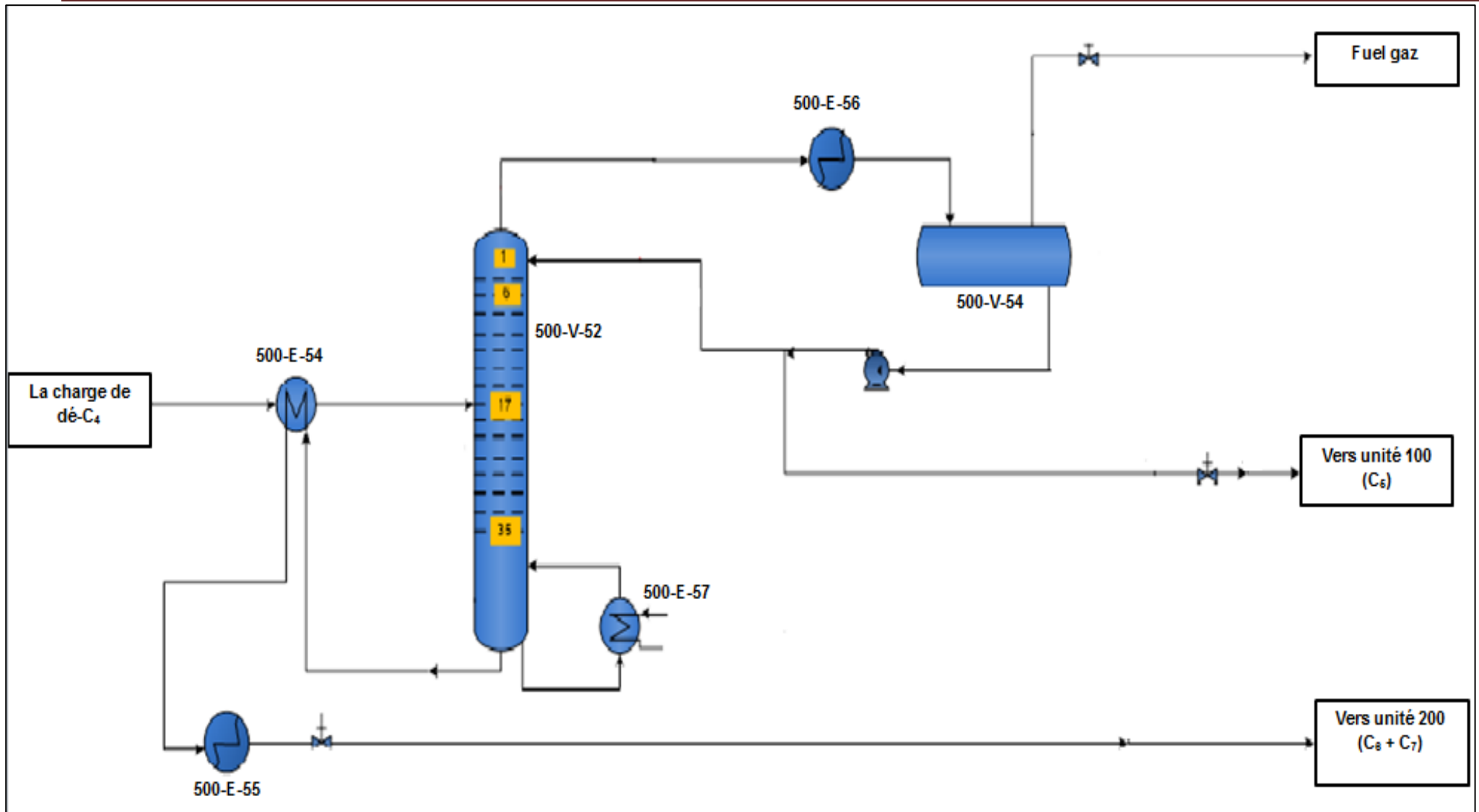


Figure IV.13 : Schéma technologique de l'unité 500 (section débutaniseur)

Chapitre v

Partie calcul

Chapitre V Partie calcul

V.1. Introduction

Le dimensionnement d'un équipement est une opération très complexe dans la mesure où les paramètres de son fonctionnement, les caractéristiques physiques et chimiques des matières qui véhiculent ne sont pas toujours disponibles. La plus part du temps, des estimations et suppositions sont suivies par des itérations afin d'aboutir aux valeurs dimensionnelles les plus proches et donc les plus précises. Dans le cadre de l'unité d'isomérisation où nous sommes affectées, (GTC Technologie) nous nous sommes limitées au calcul du dimensionnement du réacteur en se basant sur les données thermodynamiques et cinétiques des réactions d'isomérisation.

V.1.2. Calcul du dimensionnement du réacteur

Bien que le réacteur ne présente qu'une faible part dans l'investissement total d'une installation, il est au cœur de la production, car c'est un appareil décisif afin d'obtenir un produit de qualité optimal et rentable.

Généralement, on retrouve, lorsqu'on étudie le fonctionnement de ces réacteurs, des notions spécifiques à ce type d'équipements. Notre travail consiste à élaborer les bilans de matière et thermique des réactions et pour cela, il est nécessaire avant tous de déterminer certaines caractéristiques physiques des effluents circulants dans le réacteur.

IV1.3. Calcul du bilan de matière et du bilan thermique

On utilise comme charge : le filtrat provenant de l'unité 400 (unité de cristallisation du paraxylène), le gaz de recyclage et le gaz d'appoint H₂(Make up) qui vont alimenter le réacteur.

Les propriétés physiques de la charge sont mentionnées ci-dessous :

Tableau V.1: Les propriétés physiques de la charge de réacteur

| Distillation ASTM | PI | 5% | 10% | 20% | 30% | 40% | 50% | 60% | 70% | 80% | 90% | 95% | PF |
|----------------------|-----|-----|-----|-------|-----|-----|-------|-----|-----|-------|-----|-----|-----|
| °C | 137 | 138 | 139 | 139.5 | 140 | 140 | 140.5 | 141 | 141 | 141.5 | 142 | 143 | 157 |

Tableau V.2: Les paramètres de fonctionnement

| Température | Réacteur |
|-----------------------|--------------------------|
| Température d'entrée | 343 °C |
| Température de sortie | 353 °C |
| ΔT | 10 °C |
| Pression d'entrée | 12-13 Kg/cm ² |
| Pression de sortie | 11-12 Kg/cm ² |
| ΔP | 1 Kg/cm ² |

- Interprétation

La température de fonctionnement du réacteur est relativement basse par rapport à celle de design (380°C), parce que la conversion de l'éthylbenzène est supérieure à 60% c'est-à-dire que le catalyseur se trouvant dans le réacteur est fortement actif, donc actuellement on n'a pas besoin d'augmenter la température.

Chapitre V Partie calcul

V.1.3.1. Bilan de matière

L'objectif principal de notre travail est de calculer le bilan de matière d'un réacteur à lit fixe de l'unité d'isomérisation avec une capacité de production de 100%, et pour le faire on applique la loi de conservation de masse :

$$\text{ENTREE} = \text{SORTIE}$$

La charge totale entrant dans le réacteur : 256 512.08 kg/h

- Détermination des débits
 - A. A l'entrée
 - Débit du filtrat : 173 963.4 kg/h
 - Débit du gaz de recyclage : 82 316.13 kg/h
 - Débit du gaz d'appoint (H_2) : 232.55 kg/h
 - B. A la sortie
 - Débit de la charge qui alimente la colonne 500-C-51 (déhéptaniseur) : 173 891.99 kg/h
 - Débit du fuel gaz : 303.96 kg/h
 - Débit du gaz de recyclage : 82 316.13 kg/h

Tableau. V.3 : Bilan des produits entrants et sortants

| Constituants | % massique | Débit (kg/h) |
|----------------------------------|------------|--------------|
| Entré | | |
| • Filtrat | 67.82 | 173 963.40 |
| • Gaz d'appoint (H_2) | 0.09 | 232.55 |
| • Gaz de recyclage | 32.09 | 82 316.13 |
| Total | 100 | 256 512.08 |
| Sortie | | |
| • La charge de C51 | 67.79 | 173 891.99 |
| • Le fuel gaz | 0.11 | 303.96 |
| • Gaz de recyclage | 32.09 | 82 316.13 |
| Total | 100 | 256 512.08 |

D'après ce tableau, on remarque que la loi de conservation de masse est vérifiée
Entrée = Sortie.

Chapitre V Partie calcul

Tableau. V. 4: bilan matière partiel du réacteur

| Constituants | A l'entrée | | A la sortie | |
|-----------------|------------|--------------|-------------|--------------|
| | %massique | Débit (Kg/h) | %massique | Débit (Kg/h) |
| Non aromatiques | 1.18 | 3 026.96 | 1.57 | 4 016.90 |
| Benzène | 0.06 | 156.57 | 1.19 | 3 043.11 |
| Toluène | 0.77 | 1 965.79 | 1.78 | 4 573.36 |
| Orthoxylène | 17.86 | 45 821.96 | 13.46 | 34 534.95 |
| Paraxylène | 6.42 | 16 456.94 | 14.28 | 36 621.65 |
| Métaxylène | 38.15 | 97 871.81 | 32.03 | 82 163.97 |
| Ethylbenzène | 1.89 | 4 853.58 | 0.71 | 1 825.87 |
| C9 aromatiques | 1.49 | 3 809.80 | 2.77 | 7 112.18 |
| Hydrogène | 7.69 | 19 716.78 | 7.71 | 19 788.2 |
| C1 | 0.77 | 1 983.82 | 0.77 | 1 983.82 |
| C2 | 14.69 | 37 684.32 | 14.69 | 37 684.32 |
| C3 | 6.85 | 17 574.49 | 6.85 | 17 574.49 |
| i-C4 | 0.53 | 1 349.98 | 0.53 | 1 349.98 |
| n-C4 | 0.79 | 2 016.75 | 0.79 | 2 016.75 |
| i-C5 | 0.20 | 502.13 | 0.20 | 502.13 |
| n-C5 | 0.16 | 419.81 | 0.16 | 419.81 |
| C6 | 0.51 | 1 300.59 | 0.51 | 1 300.59 |
| Total | 100 | 256 512.08 | 100 | 256 512.08 |

Le calcul de bilan matière nous a permis de déterminer la composition chimique de la charge qui alimente le réacteur d'isomérisation.

- Note

- Au laboratoire d'analyse, nous avons utilisé les méthodes chromatographiques et la distillation A.S.T.M pour déterminer les caractéristiques physico-chimiques de la charge.

La transformation de l'éthylbenzène par isomérisation en xylène ou désalkylation en benzène ce sont des réactions très rapides par rapport aux autres réactions.

Ainsi que la réaction de la dismutation ou la transalkylation qui, à partir de toluène et d'hydrocarbures aromatiques à 9 atomes de carbone ou plus (C₉+), permettent la production accrue de benzène et surtout de xylènes.

V.1.3.2. Bilan thermique

Pour calculer ce bilan, nous avons besoin des enthalpies de chaque produit

- Calcul des enthalpies des constituants qui composent le filtrat

Chapitre V Partie calcul

Tableau. V. 5 : Calcul des enthalpies

| Compositions | M | Entrée du réacteur T=343 °C | | | | Sortie du réacteur T=353 °C | | | |
|-----------------|------------|--------------------------------|------------------|--------------------|-----------------------------|--|------------------|--------------------|-----------------------------|
| | | (Kg/Kmol) | % Y _i | % Y _i ' | H _i (Kcal/Kg) | Y _i '*H _i (Kcal/Kg) | % Y _i | % Y _i ' | H _i (Kcal/Kg) |
| Non aromatiques | 114 | 1.74 | 1.62 | 1 066.73 | 17.28 | 2.31 | 2.15 | 1133.13 | 24.36 |
| Benzène | 78 | 0.09 | 0.12 | 303.18 | 0.36 | 1.75 | 2.38 | 311.64 | 7.42 |
| Toluène | 92 | 1.13 | 1.31 | 316.77 | 4.15 | 2.63 | 3.01 | 325.66 | 9.80 |
| O-xylène | 106 | 26.34 | 26.40 | 330.9 | 87.36 | 19.86 | 19.71 | 339.87 | 66.99 |
| E. Benzène | 106 | 2.79 | 2.80 | 333.57 | 9.34 | 1.05 | 1.05 | 342.71 | 3.60 |
| P-xylène | 106 | 9.46 | 9.48 | 325.14 | 30.82 | 21.06 | 21.11 | 334.08 | 70.52 |
| M-xylène | 106 | 56.26 | 56.37 | 328.11 | 184.96 | 47.05 | 47.17 | 348.14 | 164.22 |
| C9 aromatiques | 120 | 2.19 | 1.90 | 761.46 | 14.47 | 4.09 | 3.42 | 783.66 | 26.80 |
| Total | 817 | 100 | 100 | 3765.86 | 348.74 | 100 | 100 | 3918.89 | 373.71 |

Sachant que : $H = C_p * T$

H : L'enthalpie de formation en [Kcal/Kg].

C_p : La chaleur spécifique molaire en [Kcal /Kg. °K] .

T : La température d'entrée ou de sortie du réacteur en [°K].

Pour calculer l'enthalpie du filtrat on applique la loi suivante :

$$H_T = \sum_{i=1}^n Y'_i * H_i$$

Y_i' : % molaire de chaque constituant.

H_i : L'enthalpie de formation de chaque constituant.

L'enthalpie de filtrat à l'entrée du réacteur = 348.74 Kcal/Kg

- Calcul d'enthalpie de gaz d'appoint (il est composé de 100% d'hydrogène H₂)

On a: H_{G.d'appoint} = C_p * T

C_p: La chaleur spécifique molaire de l'hydrogène en [Kcal/Kg. °K].

T: La température d'entrée du gaz d'appoint en [°K].

A.N: H_{G.d'appoint} = 3.505 * 293.26

Donc: H_{G.d'appoint} = 1027.88 Kcal/Kg

**H_{G.d'appoint} = 1027.88
Kcal/Kg**

- Détermination de la température de sortie du réacteur

Pour déterminer la température de sortie du réacteur, on calcule d'abord la quantité de chaleur à la sortie de ce dernier (Q_s).

Vu que les réactions d'isomérisation et de désalkylation d'EB sont exothermiques, on peut définir que la quantité de chaleur à la sortie du réacteur est égale à la somme de quantité de chaleur de la charge à l'entrée et la quantité de chaleur dégagée par les réactions moins la quantité de chaleur perdue.

Chapitre V Partie calcul

$$Q_S = Q_E + Q_R - Q_P$$

- Calcul de la quantité de chaleur à l'entrée

| | Constituants | Débits | H | Q |
|------------|-----------------|------------|---------|---------------|
| A l'entrée | • Filtrat | 173 963.40 | 348.74 | 60 667 996.12 |
| | • Gaz d'appoint | 232.55 | 1027.88 | 239 033.49 |
| Total | | 174 195.95 | 1376.62 | 60 907 029.61 |

Sachant que : $Q_i = H_i * G_i$

Q : quantité de chaleur (Kcal/h)

H: enthalpies (Kcal/Kg)

G: debit (Kg/h)

D'après le $Q_E = 60\,907\,029.61$ Kcal/h tableau :

- Calcul de la quantité de chaleur dégagée par les réactions

On a : $Q_R = (G_{\text{filtrat}}/M_{\text{filtrat}}) \sum (\Delta H_{Ri} * Y'_i * \eta_i)$

G_{filtrat} : Le débit de filtrat en [Kg/h].

M_{filtrat} : La masse molaire moyenne de filtrat en [Kg/Kmol].

Elle est calculée en utilisant la loi suivante : $M_{\text{filtrat}} = \sum M_i * Y'_i$

η_i : taux de conversion de chaque constituant

ΔH_{Ri} : l'enthalpie de réaction

On a: $M_{\text{filtrat}} = 106.18$ Kg/Kmol

Donc: $Q_R = 143\,145.43$ Kcal/h

$$Q_R = 143\,145.43 \text{ Kcal/h}$$

- Calcul de la quantité de chaleur totale Q_T

On a: $Q_T = Q_E + Q_R$

A.N: $Q_T = 60\,907\,029.61 + 143\,145.43$

Donc : $Q_T = 61\,050\,175.04$ Kcal /h

$$Q_T = 61\,050\,175.04 \text{ Kcal}$$

- Calcul de la quantité de chaleur perdue Q_P

Chapitre V Partie calcul

$$Q_p = 4\% Q_T$$

$$Q_p = 2\,442\,007 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_p = 2\,442\,007$$

- Calcul de la quantité de chaleur de sortie Q_s

$$Q_s = Q_T - Q_p$$

$$Q_s = 58\,608\,168.04 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_s = 58\,608\,168.04 \text{ Kcal/h}$$

- Calcul de l'enthalpie à la sortie

$$\text{On a : } H_s = Q_s / G_{\text{filtrat}}$$

H_s : L'enthalpie de sortie de réacteur en [Kcal/Kg].

Q_s : La quantité de chaleur à la sortie de réacteur en [Kcal/h].

$$H_s = 336.89 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_s = 336.89 \text{ Kcal/Kg}$$

- Calcul de la température de sortie du réacteur T_s

$$\text{On a : } T_s = H_s / C_{Ps}$$

$$\text{Et } C_{Ps} = \sum C_{pi} \cdot y'_i$$

$$\text{Donc : } C_{Ps} = 0.54 \text{ Kcal/Kg} \cdot ^\circ\text{K}$$

$$\text{Et } T_s = 351^\circ\text{C}$$

$$T_s = 351^\circ\text{C}$$

- Interprétation

D'après ce calcul, on remarque qu'il y a une différence de 8°C entre la température d'entrée et celle de sortie de réacteur, cela est dû à l'exothermicité des réactions d'isomérisation.

IV.2.2. La géométrie du réacteur

Le volume du catalyseur (d'après GTC Technologie) il est estimé à 89 m^3

- Calcul du volume total du mélange (charge + Gaz d'appoint H_2 + gaz de recyclage)

$$\text{On a } V_{\text{total}} = V_{\text{charge}} + V_{\text{gaz}}$$

V_{total} : le volume total du mélange.

V_{charge} : le volume de la charge (filtrat).

V_{gaz} : le volume occupé par le gaz (gaz de recyclage + gaz d'appoint)

Sachant que : $V_{\text{gaz}} = V_{G.d'appoint} + V_{\text{gaz de recyclage}}$

$$V_{\text{charge}} = n RTZ / P$$

- Le calcul de Z dépend de T_r et P_r (température et pression réduites)

Pour déterminer ces paramètres, on doit d'abord trouver T_c et P_c (la température et pression critiques)

T_c : température critique, elle est donnée par la formule suivante :

$$T_c = 1.05 t_m + 160$$

t_m : température moyenne de la charge : $t_m = t_v + s$

D'après les températures de la distillation ASTM

Chapitre V Partie calcul

$$t_v = (T_{10\%} + 2T_{50\%} + T_{90\%}) / 4$$

$$t_v = 140.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_v = 140.5$$

$$s = (T_{70\%} - T_{10\%}) / 60$$

$$s = 0.033$$

$$s = 0.033$$

Où $T_{90\%}$, $T_{70\%}$, $T_{50\%}$ et $T_{10\%}$ sont les températures d'ébullition obtenues respectivement pour 90%, 70%, 50% et 10% distillé

On trouve : $t_m = 140.533 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$s = 0.033$$

Alors la température critique : $T_c = (1.05 * 140.533) + 160 = 307.56 \text{ } ^\circ\text{C}$

Donc : $T_c = 580.56 \text{ } ^\circ\text{K}$

$$T_c = 580.56 \text{ } ^\circ\text{K}$$

P_c : pression critique, elle est donnée par la formule suivante :

$$P_c = C * T_c / M_c$$

M_c : Masse molaire de la charge et qui est égale à 106.18 kg/k mol

C : Constante caractéristique du type des hydrocarbures prédominants dans le produit pétrolier considéré, elle est donnée par l'expression :

$$C = 5.53 + 0.885 * \frac{T_{70\%} - T_{10\%}}{70\% - 10\%}$$

Où $T_{70\%}$ et $T_{10\%}$ sont les températures d'ébullition obtenues respectivement pour 70% et 10% distillé, soit : $T_{70\%} = 171 \text{ } ^\circ\text{C}$ et $T_{10\%} = 139 \text{ } ^\circ\text{C}$

Alors $C = 5.56$

D'où la valeur de la pression critique est de : $P_c = 30.40 \text{ atm}$

$$P_c = 30.40 \text{ atm}$$

Donc la pression et la température réduite sont

$$P_r = P / P_c = 0.38$$

$$T_r = T / T_c = 1.06$$

T et P sont la température et pression des conditions opératoires

D'après le diagramme $Z = f(P_r, T_r)$ Annexe 3

On trouve : $Z = 0.82$

$$Z = 0.82$$

$$D'où : V_{\text{charge}} = \frac{173\,963.4 * 0.082 * (343 + 273) * 0.83}{11.62 * 106.18}$$

$$V_{\text{charge}} = 5\,840.06 \text{ m}^3$$

$$V_{G. \text{ d'appoint}} = \frac{232.55 * 0.082 * 616 * 1}{11.62 * 2}$$

$$V_{G. \text{ d'appoint}} = 506.32 \text{ m}^3$$

Chapitre V Partie calcul

$$V_{\text{gaz de recyclage}} = \frac{82\,316.13 \cdot 0.082 \cdot 616 \cdot 0.82}{11.62 \cdot 7.12}$$

$$V_{\text{gaz de recyclage}} = 6\,357.94 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{gaz}} = 506.32 + 6\,357.94$$

$$V_{\text{gaz}} = 6\,864.26 \text{ m}^3$$

$$\text{Le volume totale : } V_{\text{total}} = 5\,840.06 + 6\,840.26 = 12\,704.32 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total}} = 12\,704.32 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total}} = 12\,704.32$$

- Calcul de la vitesse linéaire admissible (W)

Elle est donnée par l'expression suivante

$$W = A \sqrt{\frac{\rho_{\text{cat}} \cdot D}{\rho_{\text{eff}}}}$$

W : vitesse linéaire admissible.

D : diamètre du grain du catalyseur est égale à 1.5 mm

A : coefficient qui varie entre 0.8 et 1.2 (0.8 pour les réacteurs cylindriques avec une entrée axiale et 1.2 pour les réacteurs cylindriques avec une entrée radiale)

ρ_{cat} : masse volumique du catalyseur est égale à 700 kg/m³

ρ_{eff} : masse volumique des effluents aux conditions de service, elle est donnée par l'expression :

$$\rho_{\text{eff}} = m_{\text{tot}} / V_{\text{total}}$$

$$m_{\text{tot}} = m_{\text{charge}} + m_{\text{gaz}}$$

$$m_{\text{tot}} = 256\,512.08 \text{ Kg}$$

$$\text{Donc: } \rho_{\text{eff}} = 256\,512 / 12\,704.32$$

$$\rho_{\text{eff}} = 20.19 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{D'où } W = 0.8 \sqrt{\frac{700 \cdot 0.0015}{20.19}}$$

$$W = 0.19 \text{ m/s}$$

$$W = 0.19$$

- Calcul de la surface utile du réacteur

Elle est donnée par l'expression suivante :

$$S = V_{\text{total}} / (W \cdot 3600)$$

S: la surface utile du réacteur.

$$S = 12\,704.32 / (0.19 \cdot 3600)$$

$$S = 15.60 \text{ m}^2$$

$$S = 15.60 \text{ m}^2$$

- Calcul de la hauteur du catalyseur

Elle est donnée par l'expression suivante :

$$H_{\text{cat}} = V_{\text{cat}} / S$$

Chapitre V Partie calcul

H_{cat} : la hauteur de catalyseur.

V_{cat} : le volume du catalyseur.

S : la surface utile du réacteur.

$$H_{cat} = 89 / 15.60$$

$$H_{cat} = 5.71 \text{ m}$$

$$H_{cat} = 5.71 \text{ m}$$

- Calcul de la hauteur du réacteur

A partir des données que nous avons sur le réacteur de l'unité 500 (unité d'isomérisation) où le catalyseur occupe 60% du volume du réacteur, on peut déterminer la hauteur du réacteur :

$$H_{réacteur} = H_{cat} / 0.6$$

$$H_{réacteur} = 5.71 / 0.6$$

$$H_{réacteur} = 9.52 \text{ m}$$

$$H_{réacteur} = 9.52$$

- Calcul du diamètre du réacteur

Il est donné par l'expression suivante :

$$V_{cat} = \pi * R^2 * H_{cat}$$

$$R = \sqrt{\frac{V_{cat}}{\pi * H_{cat}}}$$

$$R = 2.2 \text{ m}$$

$$\text{Donc : } D = 2 * R$$

$$D = 2 * 2.2$$

$$D = 4.4 \text{ m}$$

$$D = 4.4 \text{ m}$$

Chapitre V Partie calcul

Tableau V.6 : Récapitulation des résultats

| | |
|---|---------------------------------|
| Type de réacteur | Réacteur catalytique à lit fixe |
| Débit massique de la charge (charge + gaz) à l'entrée et sortie de réacteur en (kg/h) | 256 512.08 |
| La quantité de chaleur totale à l'entrée du réacteur en (kcal/h) | 60 907 029.61 |
| La quantité de chaleur totale à la sortie du réacteur en (kcal/h) | 58 608 168.04 |
| Température d'entré du réacteur (°C) | 343 |
| Température de sortie du réacteur (°C) | 353 |
| Volume du catalyseur dans le réacteur | 89 m ³ |
| Surface du réacteur | 15.60 m ² |
| Hauteur du réacteur | 9.52 m |
| Hauteur du catalyseur | 5.71 m |
| Diamètre du réacteur | 4.4 m |

- Calcul de la conversion de l'éthylbenzène

La sévérité d'opération peut être représentée par la conversion d'éthylbenzène à travers le réacteur.

$$\text{Conversion EB} = \frac{\text{EB dans l'alimentation} - \text{EB dans le effluents du réacteur}}{\text{EB dans l'alimentation}} * 100\%$$

$$\text{Conversion EB} = \frac{2.79 - 1.05}{2.79} * 100\%$$

$$\text{Conversion EB} = 63 \%$$

Conversion EB = 63

IV.3. Conclusion

L'unité d'isomérisation sert à augmenter la teneur de paraxylène dans le mélange xylène tout en convertissant le métaxylène ainsi qu'une faible quantité de l'orthoxyène en paraxylène et l'éthylbenzène en benzène.

La réaction d'isomérisation se déroule en présence de gaz d'hydrogène pour éviter les réactions de cokéfaction et l'empoisonnement du catalyseur ce qui le rend capable de convertir une grande quantité d'éthylbenzène avec une température relativement basse par rapport à celle de design.

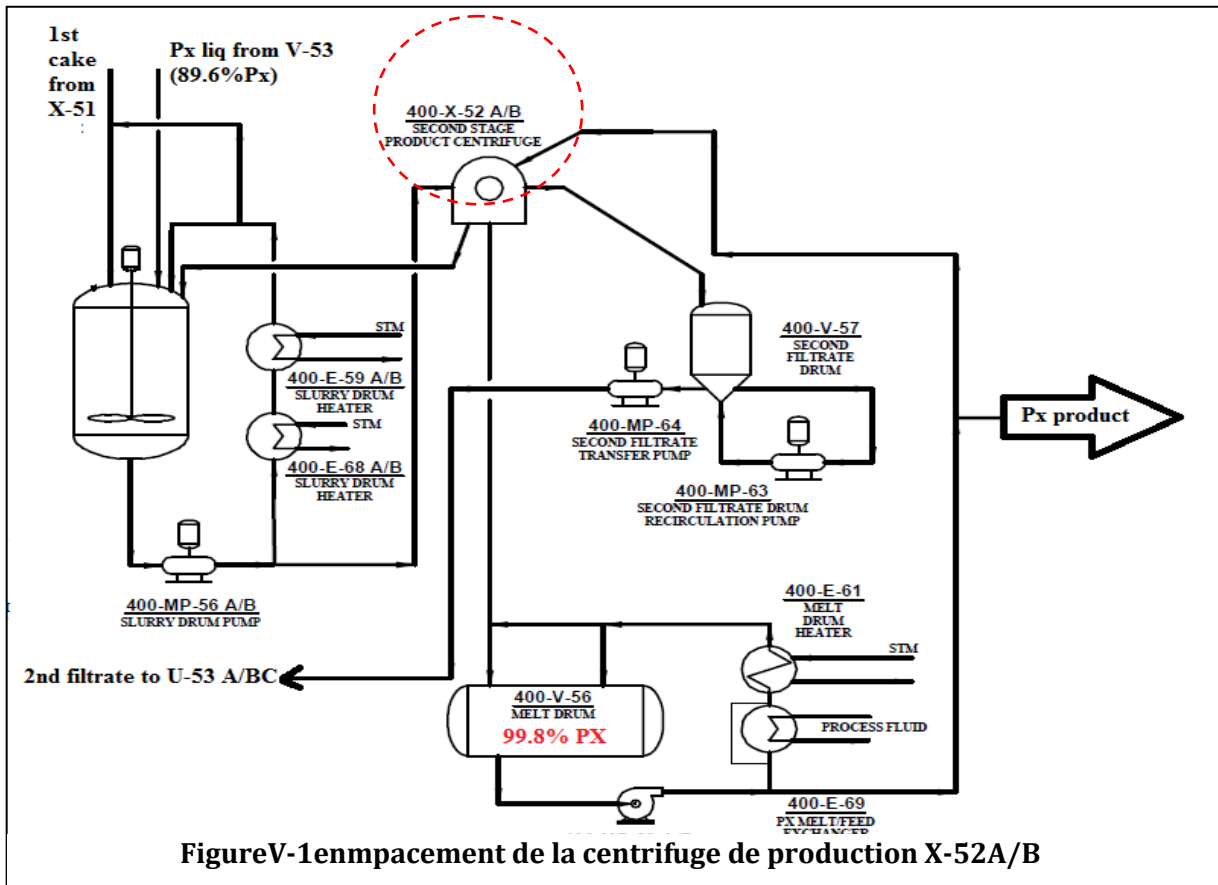
Partie II: Etude spécifique (centrifugeuse de production X-52 A/B)

V.2 .Introduction

Les centrifugeuses sont utilisées dans le procédé de cristallisation du paraxylène pour séparer les cristaux du paraxylène des courants de liquides des xylènes mixtes. Le procédé utilise 7 centrifugeuses au total à trois différents emplacements dans le procédé, dans la section à étape froide de l'usine ; les Centrifugeuses à première étape (400-X-51A/B/C) séparent les cristaux du paraxylène du filtrat, pour cette application, où la haute récupération des cristaux est critique et que l'humidité de gâteau est secondaire, les trois centrifugeuses à bol perforé en parallèle sont employées.

Le mélange des boues du tambour de fusion dans la section du paraxylène à haute pureté est traité dans les Centrifugeuses 400-X- 52A/B des produits de 2^{ème} étape. Deux centrifugeuses à pousoir en parallèle avec lavage sont utilisées à cet emplacement pour produire les produits à haute-pureté.

Le mélange des boues des Cristalliseurs à étape chaude est traité dans les Centrifugeuses de récupération à 2^{ème} étape 400-X-53A/B. Ces centrifugeuses sont également deux centrifugeuses à



pousoir en parallèle, mais elles ne demandent pas de lavage, étant donné que les produits ne seront pas collectés à cet emplacement.

Chapitre V Partie calcul

V.2.1 Centrifugeuses à pousoir:

V.2.1.1 Méthode d'opération :

La centrifugeuse à pousoir fonctionne de manière continue et totalement automatique, Les boues sont alimentées de façon continue à travers le tuyau d'alimentation dans un accélérateur/distributeur d'alimentation, tournant à vitesse de panier et les boues passent en étant uniformément distribuées et pré-accélérées sur le tamis à fentes pour l'assèchement initial et la formation de gâteau.

Les solides de gâteau sont poussés par le panier oscillant à l'intérieur de la zone d'alimentation vers le refoulement.

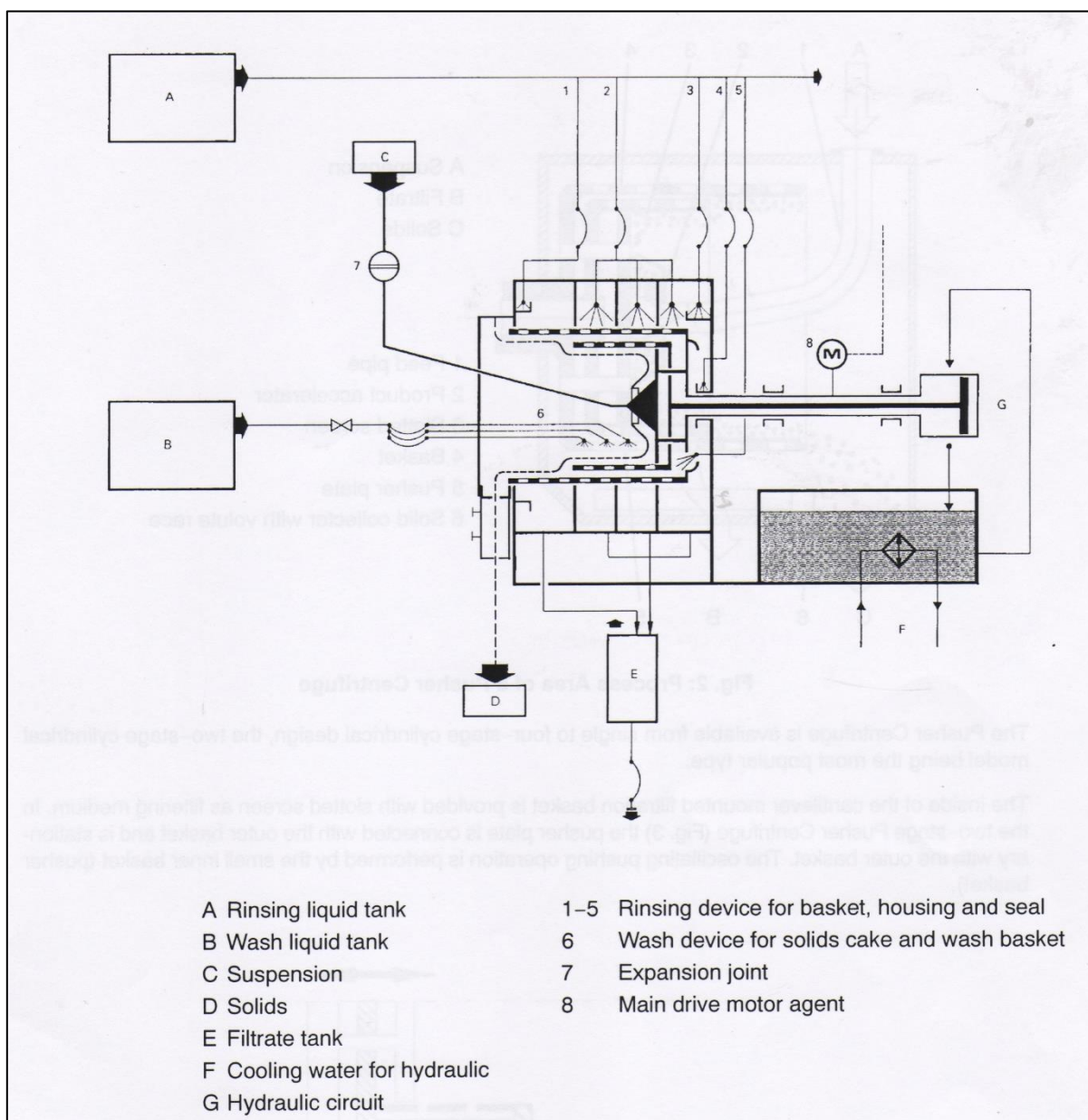


Figure V-1 Schéma de conception d'une centrifugeuse à pousoir

Ce convoyage du gâteau demande la formation rapide de gâteau et le drainage du liquide-mère dans un intervalle de temps pour accomplir la résistance de cisaillement nécessaire du gâteau pour permettre la transmission des forces de poussée sans flambage ou cisaillement de gâteau.

Par conséquent, le pré-épaississement efficace des boues est exigé pour accomplir la formation rapide du gâteau et les taux élevés de rendement.

Chapitre V Partie calcul

Lorsque les solides de gâteau sont poussés en intervalles uniformes sur le tamis à fentes, un lavage à déplacement peut s'appliquer dans des différentes étapes par les tuyaux de lavage ajustables afin de déplacer le liqueur-mère avec la liqueur de lavage.

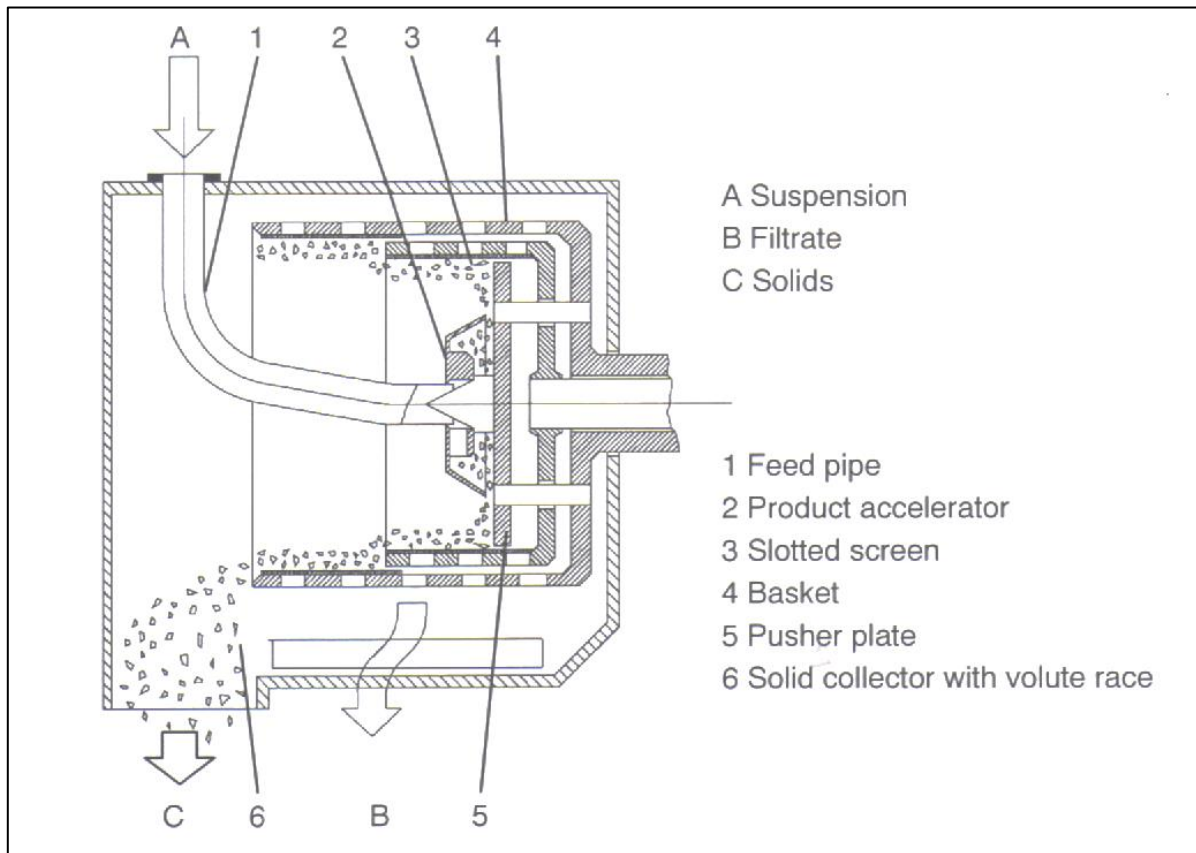


Figure V-2 Section active dans une centrifugeuse à poussoir

Le liqueur-mère et les liqueurs de lavage peuvent être séparés dans le boîtier de filtrat avec chicanes et déchargés séparément.

V.2.3 Construction de la centrifugeuse à poussoir

La centrifugeuse se compose des composants de base suivants :

- Boîtier de collection des liquides et des solides avec les dispositifs d'alimentation et de lavage
- Rotor du cadre de machine (Réservoir hydraulique) avec paliers Conducteurs de rotor et de poussoir
- Mécanisme et contrôle de poussoir
- Fondation

V.2.3.1 Boîtier de collection des liquides et des solides (Boîtier de procédé)

Le boîtier entourant les parties de rotor est conçu pour collecter le filtrat dans la partie arrière et les solides dans la partie devant afin de les décharger séparément. Le boîtier est construit de plaque d'alliage soudée et est bridé au cadre de machine.

Le boîtier de collection des liquides est divisé en deux ou plus de chambres pour permettre le refoulement séparé de liqueur-mère et de liqueurs de lavage, si souhaité. La bride de sortie du filtrat étend à travers la largeur totale du boîtier afin de permettre le drainage sans entrave du filtrat.

Chapitre V Partie calcul

Le boîtier de refoulement des solides est conçu comme le boîtier de refoulement large bridé pour une goulotte de collection des solides. Le boîtier peut être équipé d'une volute (gouttière de refoulement des solides) avec roues rotatives pour le refoulement tangentiel des solides vers la goulotte de collection des solides, si souhaité.

Deux (2) tuyaux de lavage de gâteau sont fournis pour laver du gâteau mobile, le cas échéant. Les tuyaux de lavage sont fournis de buses et sont totalement ajustables.

Les items suivants sont raccordés au boîtier :

- Porte pivotante équipée d'une fenêtre d'inspection et d'essuie-glace.
- Deux (2) couvertures d'inspection boulonnées sur le côté du boîtier des filtrats. Branchements de rinçage à différents emplacements pour nettoyage périodique du tamis, du rotor et des surfaces internes de boîtier.
- Séparation des chicanes et de la chambre de purge avec branchements pour étanchéité du boîtier de procédé de la centrifugeuse contre le rotor.

V.2.3.2. Cadre de machine:

Le cadre de machine est fabriqué de plaque lourde en acier soudée et est conçu pour monter le boîtier bridé de la centrifugeuse, le rotor avec paliers, le rotor et le conducteur de poussoir, et le mécanisme de poussoir. Le cadre de machine est également utilisé comme réservoir contenant de l'huile hydraulique. Tous les composants sont facilement accessibles à travers de grandes couvertures d'accès. Le rotor est enlevé du cadre de machine comme un composant simple de l'arrière du boîtier de procédé (élimination d'enlèvement de la tuyauterie de procédé), en simplifiant donc la maintenance et minimisant le temps d'arrêt.

V.2.3.3. Rotor avec Paliers :

Le rotor se compose des composants de base suivants :

- Panier(s) avec tamis à fentes

Le rotor de la centrifugeuse à poussoir est monté sur console. La plaque de poussoir (ou panier interne en cas de conception à deux étages) est montée vers l'arbre de poussoir, et le panier externe plus grand est monté vers l'arbre creux.

Les paniers sont construits d'alliage coulé. Les paniers sont fournis de ponts de support de tamis circumférentiel machiné, tandis que les trous de drainage sont situés dans les sillons entre les ponts afin de faciliter le drainage du filtrat et d'améliorer la séparation des filtrats. Les paniers sont entièrement machinés et individuellement et dynamiquement équilibrés. Les paniers sont connectés aux arbres par les branchements boulonnés avec boulons à haute résistance. Le branchement boulonné est scellé de la zone du procédé. Les tamis à fentes sont installés dans les paniers et se composent de barres soudées, axialement disposées. Les segments de tamis sont sécurisés contre le déplacement axial par bagues de refoulement détachables.

- B. Plaque à poussoir avec distributeur d'alimentation

La plaque à poussoir est fournie d'une bague d'usure échangeable pour protection de l'usure de la plaque à poussoir et d'un tamis dans la zone d'alimentation. La plaque à poussoir est montée en arrière du panier externe avec postes. Le distributeur d'alimentation est construit avec soudure et est attaché à la plaque à poussoir. L'accélération d'alimentation a lieu dans le distributeur, et est améliorée par une roue spéciale raccordée dans le distributeur.

- C. Arbre creux avec paliers

Chapitre V Partie calcul

L'arbre creux est appuyé dans les paliers à rouleaux, qui sont lubrifiés par huile du système hydraulique. A cause du grand diamètre du palier à rouleaux à l'extrémité du panier, le palier est intrinsèquement surdimensionné par rapport au chargement et à la vie de service.

➤ D. Arbre de poussoir et piston de poussoir

L'arbre de poussoir est appuyé sur bagues à l'extrémité de panier (section humide) et sur chaque côté du point d'introduction d'huile à haute pression près du piston de poussoir à l'extrémité hydraulique (section sèche). La lubrification est fournie par l'huile hydraulique. L'arbre de poussoir est adapté à l'arbre creux au piston de poussoir pour empêcher la rotation relative entre les deux composants.

➤ E. Scellements entre la section humide et la section sèche

Afin de sceller entre le boîtier de procédé et l'assemblage rotatif, un joint mécanique est utilisé, avec le fluide tampon de fusion du paraxylène. Pour sceller entre l'arbre de poussoir et l'arbre creux à la section humide, un dispositif radial double est utilisé.

Conducteur de rotor et de poussoir

Conducteur de rotor : Au moyen d'un moteur à induction à cage accouplé au rotor via poulie et courroies trapézoïdale à conducteur électrique.

Conducteur de poussoir : Au moyen d'un moteur à induction à cage (montage horizontal avec bride) accouplé directement via un accouplement flexible à la pompe d'huile.

Mécanisme et contrôle de poussoir

Le mouvement réciproque de l'arbre de poussoir est accompli hydrauliquement et est effectué par un piston connecté à l'arbre de poussoir en marche dans un cylindre connecté à l'arbre creux. La longueur de course est fixée. Le contrôle du flux d'huile au piston principal est par une unité de pré-contrôle assemblée dans le piston principal.

Le flux d'huile nécessaire est livré d'une pompe de déplacement positif avec bagues à cames remplaçables pour ajuster le débit d'huile, le cas échéant. Le système hydraulique comprend les composants suivants facilement accessibles :

- Vanne de contrôle hydraulique avec vanne de pré-contrôle et vanne de contrôle principal Soupape de surpression
- Système d'huile refroidie à l'eau
- Jauges de pression et de niveau
- Transmetteur de température d'huile, interrupteur de pression d'huile, interrupteur à bas niveau de réservoir d'huile Fondation

L'isolation de vibration est fournie entre la centrifugeuse à poussoir et la structure.

V.2.4. Conditions opératoires:

Les tables ci-dessous présentent les spécifications du procédé des centrifugeuses. Les paramètres pour les conditions de l'opération normale et maximum sont fournis. Toute information est pour une machine. Le taux de réduction (turn-down) de chaque centrifugeuse est de 50% de la capacité nominale, et la capacité maximum est de 115% de la capacité nominale. Chaque machine doit être capable de fonctionner à l'une des conditions ci-dessus.

Chapitre V Partie calcul

V.2.4.1 Centrifugeuses à 1^{ère} étape 400-X-51 A/B/C :

Nombre de Machines : 3

Type de Machine : Bol perforé

Paramètres de procédé (par machine-pour 3 machines)

Tableau V.7 Données de calcul des Centrifugeuses à 1 ère étape

| | Capacité nominale | Capacité maximum |
|--|-------------------|------------------|
| Alimentation - débit, kg/h | 80,930 | 93,070 |
| , m3/hr des boues | 82.6 | 95.0 |
| - teneurs en solides, pds% | 19.00 | 19.00 |
| - température, °C | -64 | -64 |
| - viscosité de liquide, Cp | 3.1 | 3.1 |
| Humidité de gâteau, pds%, max | 12.0% | 12.0% |
| Max. perte des solides dans le filtrat primaire, pds% des solides d'alimentation | 0.5% | 0.5% |
| Max. perte des solides dans le filtrat secondaire, pds% des solides d'alimentation | 25.0% | 25.0% |
| Max. perte des liquides dans le filtrat secondaire, pds% des liquides d'alimentation | 10.0% | 10.0% |

V.2.4.2 Centrifugeuses des produits de 2^{ème} étape 400-X-52 A/B-

Nombre des machines : 2

Type de machine : Poussoir

Paramètres de procédé (par machine) :

Tableau V.8 Données de calcul des centrifugeuses des produits de 2ème étape

| | Capacité nominale | Capacité maximum |
|-------------------------------------|-------------------|------------------|
| Alimentation - débit, kg/h | 38,282 | 44,024 |
| m3/hr des boues | 40.8 | 46.9 |
| - teneur en solides, pds% | 45% | 45% |
| - température, °C | 8.1 | 8.1 |
| - viscosité de liquide, cP | 0.76 | 0.76 |
| Lavage du paraxylène - débit, kg/hr | 3,438 | 3,954 |
| , m3/hr | 4.0 | 4.6 |
| - température, °C | 20.0 | 20.0 |
| - viscosité, cP | 0.64 | 0.64 |
| Humidité de gâteau, pds%, max | 5.0% | 5.0% |

V.2.4.3 Centrifugeuses de récupération à 2ème étape 400-X-53 A/B-

Nombre de Machines : 2

Type de Machine : Poussoir

Paramètre de procédé (par machine) :

Chapitre V Partie calcul

Tableau V.9 Données de calcul des centrifugeuses de recuperation à 2^{ème} étape

| | Capacité nominale | Capacité maximum |
|--|-------------------|------------------|
| Alimentation - débit, kg/h | 30,808 | 35,429 |
| , m3/hr des boues | 32.1 | 36.9 |
| - teneur en solides, pds% | 45% | 45% |
| - température, °C | -4.8 | -4.8 |
| - viscosité de liquide, Cp | 0.92 | 0.92 |
| Humidité de gâteau, pds%, max | 5.0% | 5.0% |
| Max. perte de solides dans le filtrat, pds% des solides d'alimentation | 5.0% | 5.0% |

V.2.4 Problèmes pendant l'exploitation

Il y a beaucoup de types de problèmes qui peuvent se produire dans l'Unité 400. Une liste des problèmes qui peuvent se produire communément, et des solutions potentielles à ces problèmes sont présentées ci-après :

V.2.4.1 Basse pureté des produits du paraxylène :

➤ Causes possibles :

- 1) Bas débit du liquide de lavage aux centrifugeuses des produits
- 2) Haute humidité de gâteau aux centrifugeuses des produits

➤ Solutions possibles :

- 1) Vérifier le taux de lavage et ajuster à la gamme correcte.
- 2) Vérifier la pureté de PX du gâteau des centrifugeuses et effectuer le contre-lavage du panier de la centrifugeuse.

V.2.4.2 Basse récupération du paraxylène

➤ Causes possibles :

- 1) Basse teneur en PX dans l'alimentation
- 2) Forte perte de gâteau dans les centrifugeuses à première étape
- 3) Haute température dans 400-U-52 A/B/C

➤ Solutions possibles :

- 1) Assurer que la teneur en PX dans l'alimentation est dans la gamme normale ~22%.
- 2) Vérifier la composition du courant du filtrat et laver la centrifugeuse si nécessaire.
- 3) Vérifier la température dans le cristalliseur et baisser la température si nécessaire.

V.2.4.3 Débit réduit avec grande ouverture des vannes de contrôle d'alimentation

➤ Causes possibles :

- 1) Bouchage de 400-E-67
- 2) Bouchage de 400-E-66A~H

➤ Solutions possibles :

- 1) Vérifier la température de l'éthylène du refroidisseur d'alimentation fraîche et la température de sortie du côté de procédé, assurer qu'elles sont au-dessus du point de congélation de l'alimentation. Si l'échangeur est bouché, dévier l'échangeur et déboucher avec rinçage à chaud.
- 2) Vérifier les températures d'échangeur pour déterminer quel faisceau est bouché. Déboucher le serpentин affecté au moyen de rinçage à chaud après avoir dérivé le filtrat.

Chapitre V Partie calcul

V.2.4.4 Ampérage des pompes des boues bouchage de refoulement aspiration :

➤ Causes possibles :

- 1) Des boues formées dans la pompe à cause de la trop forte teneur en solides
- 2) Aspiration bloquée à cause de l'effondrement des cristaux dans cristalliseur / tambour des boues

➤ Solutions possibles :

- 1) Rincer à chaud la pompe comme suit: Arrêter la pompe et fermer la vanne de refoulement de la pompe.
- 2) Ouvrir la vanne de lavage de rinçage à chaud vers la pompe et attendre 10-20 secondes le dégel de bouchage. Fermer la vanne de lavage à chaud et ouvrir la vanne de refoulement de la pompe.
- 3) Démarrer la pompe et vérifier la pression d'aspiration pour voir si elle est normale. Répéter les actions ci-dessus selon les besoins. Utiliser le rinçage à chaud aussi peu que possible pour débouchage.
- 4) Rincer à chaud la pompe selon les instructions ci-dessus.

V.2.4.5 Racleur de cristalliseur et ampérage de la pompe de circulation

➤ Causes possibles :

- 1) Les glaces formées à l'intérieur du cône de cristalliseur s'effondrent et produisent le bouchage d'excès (cela peut être causé par trop d'utilisation du rinçage à chaud pour enlever des bouchages dans les lignes et les pompes).

➤ Solutions possibles :

- 1) Vérifier que le racleur et la pompe de circulation fonctionnent d'une façon appropriée. Si le racleur ne fonctionne pas, suivre la procédure pour dysfonctionnement de racleur. Si la pompe est bouchée, suivre la procédure pour déboucher la pompe des boues.

V.2.4.6 Dysfonctionnement de racleur de cristalliseur / Haute température dans cristalliseur due au transfert de chaleur à faible

➤ Causes possibles :

- 1.) Concentration trop épaisse des solides due à la trop basse température

➤ Solutions possibles :

- 1) Démarrer/arrêter le racleur plusieurs fois en poussant le bouton marche/arrêt. En cas de non-fonctionnement, arrêter l'alimentation au cristalliseur et au by-pass. Bloquer à l'intérieur les vannes de réfrigérant liquide aux réservoirs tampons de réfrigérant. Transférer environ 25% de niveau de cristalliseur aux centrifugeuses (ou cristalliseur en aval) et mettre la pompe de transfert en circulation totale vers le cristalliseur. Introduire le rinçage à chaud au fond de cristalliseur pour réchauffer les teneurs de cristalliseur ; surveiller la température de cristalliseur et l'augmentation de pression du ballon de réfrigérant. Redémarrer le racleur et remettre le réservoir tampon de réfrigérant et le cristalliseur en service.

V.2.4.7 Haute température de cristalliseur et débit réduit de réfrigérant, bas pourcentage % des solides dans le cristalliseur

➤ Causes possibles :

- 1) Endommagement de racleur

➤ Solutions possibles :

1) Bloquer à l'intérieur les vannes du réservoir tampon de réfrigérant et purger le réfrigérant en dehors des réservoirs tampons à N2. Couper tous les courants des xylènes d'entrée au cristalliseur. Transférer les teneurs de cristalliseur à la centrifugeuse ou au cristalliseur en aval. Injecter le rinçage à chaud et drainer tout liquide restant au puisard. Obturer toutes les entrées/sorties et chasser le cristalliseur à la vapeur. Réparer/réinstaller le racleur endommagé. Purger le cristalliseur à l'azote jusqu'à ce que la teneur en oxygène indique moins de 0.3%, et que le point de rosée de l'azote se lise entre 10 °C et -57°C. Introduire l'alimentation et redémarrer le cristalliseur.

V.2.4.8 Concentration anormalement élevée des solides (>45%) dans le tambour des boues:

➤ Causes possibles :

1) Trop basse température du tambour des boues

➤ Solutions possibles :

1) Augmenter la température du tambour des boues

2) Assurer que la circulation des effluents du tambour des boues à travers la boucle de réchauffeur du tambour des boues est suffisante.

V.2.4.9 Concentration anormalement élevée des solides (>45%) dans les cristalliseurs à étape chaude

➤ Causes possibles :

1) Le taux de recyclage du troisième filtrat aux cristalliseurs à étape chaude est hors-gamme.

2) Haute composition en paraxylène dans l'alimentation de cristalliseur et trop basse température dans le cristalliseur

➤ Solutions possibles :

1) Augmenter le taux de recyclage du troisième filtrat vers les cristalliseurs à étape chaude afin de réduire le pourcentage % des solides dans le cristalliseur.

2) Si le pourcentage % des solides est toujours haut avec recyclage augmenté du troisième filtrat, augmenter la température dans le cristalliseur en augmentant la pression du réservoir tampon de réfrigérant.

V.2.4.10 Bouchage de goulotte des solides de centrifugeuse

➤ Causes possibles :

1) Aucun rinçage aux goulottes

➤ Solutions possibles :

1) Assurer que le courant de rinçage de goulotte est établi. Augmenter le taux de rinçage de goulotte le cas échéant.

V.2.4.11 Entassement de gâteau de PX dans le tambour de fusion ou le tambour de fusion intermédiaire

➤ Causes possibles :

1) Trop basse température ou trop bas débit circulant autour de la boucle du tambour de fusion (intermédiaire).

➤ Solutions possibles :

2) Vérifier que la température de sortie du réchauffeur de fusion et le débit sont suffisants. Vérifier la distribution / le mélange dans le tambour de fusion.

V.2.4.12 Forte perte de gâteau dans la centrifugeuse des produits

➤ Causes possibles :

1) Le taux de liquide de lavage ou la température est trop élevée.

Chapitre V Partie calcul

- 2) Les fentes de panier de la centrifugeuse sont surdimensionnées.
 - Solutions possibles :
 - 1) Vérifier le taux de liquide de lavage et la température et effectuer l'ajustement selon les besoins.
 - 2) Arrêter la centrifugeuse pour maintenance si la forte perte de gâteau continue même après l'ajustement du taux de lavage et de la température.

V.2.4.13 Liqueur-mère inondant le boîtier des solides dans les centrifugeuses à poussoir

- Causes Possibles :
 - 1) L'accumulation des solides peut limiter le débit de la liqueur-mère.
 - Solutions possibles :
 - 1) Contre-lavage de panier de la centrifugeuse
- Les lignes directrices de dépannage supplémentaires spécifiques à chaque équipement majeur (centrifugeuses, cristalliseurs et système de réfrigération) peuvent être fournies par les fournisseurs des équipements respectifs.

CONCLUSION

CONCLUSION

Conclusion :

Ce travail a été réalisé au cours de notre stage ou en a eu la chance d'être affecté dans la raffinerie de Skikda au niveau des unités d'extraction des aromatique cette démarche nous a donné une meilleur image sur les procédés dans le but est d'étudier l'extraction des aromatique et produire le maximum des BTX

Nous nous sommes intéressés, dans ce modeste travail, ou trois procédé d'extraction des aromatiques l'unité 200 une séparation physique de benzène et de toluène avec un Sulfolane , l'unité de cristallisation de xylène et l'unité d'isomérisation de aromatique

- Le calcul du bilan matière nous a permis d'identifier et de déterminer la composition chimique de la charge d'isomérisation.
- Les valeurs de l'effet thermique sont positives dans le réacteur d'isomérisation, qui sont dues aux réactions exothermiques mises en jeu.
- Sur le plan économique, cette installation permet de gagner un bénéfice plus de 78 000 000\$/an par la production de paraxylène et d'ortho-xylène, sans prendre en considération le benzène obtenu au niveau de cette unité.
- Etude spécifique de centrifugeuse de production

Bibliographie

- [1] P. Duchaufour, « Précis de pédologie » Ed. Masson et Cie, Paris, (1974).
- [2] BennourArachid, mémoire de fin d'étude pour l'obtention du diplôme de technicien supérieur en raffinage et pétrochimie « traitement du kérosène », centre de Skikda, 2004.
- [3]GuerranAbd El-Majid et Belghaul Walid, mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en génie chimique « Remplacement du ballon de flash par une colonne de pré distillation avec une augmentation de la capacité de 16% » ; Université de Boumerdes ; promotion 2006-2007.
- [4] : Belkhir, mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en génie chimique Vérification du calcul d'une unité de dessalage du pétrole brut, de l'Université M'hamedBougaraBoumerdes, promotion 2006-2007.
- [5] ChekkatHalla, Bououden Sara, mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme de master « traitement du kérosène » au niveau de la raffinerie de Skikda ; Université de 20 Aout 55 de Skikda ,2010-2011.
- [6] Support de Formation EXP-PR-RT030-FR
Dernière Révision:2007
- [7] L. BEYROUK OULD MOHAMED. Extraction des aromatiques: Calcul de *vérification de la colonne de Benzène de l'unité 200/RA1/K. Mémoire d'ingénieur d'état, université M'hamedBogara de Boumerdes, 2007.*
- [8] S.AMIOUR, étude de l'unité d'extraction des aromatiques et calcul de vérification de section de fractionnement de la raffinerie de Skikda, 1ères JNTSTD, 2007
- [9] J. P. WAUQUIER. Le raffinage du pétrole : Procédés de séparation, Technip, Paris, 1998.
- [10] D. ZOUGAB, Extraction des hydrocarbures aromatiques à partir d'une coupe pétrolière par microémulsion, Mémoire de Magister, université M'hamedBogara de Boumerdes, 2007,
- [11] R.GHAI, Extraction des aromatiques Etude d'un échangeur E2-200, Mémoire de licence, université de Skikda, 2005.
- [12] Manuel operatoire : U400/U500 ; 2010