

A-PDF Merger DEMO : Purchase from www.A-PDF.com to remove the watermark

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



UNIVERSITE M'HAMED BOUGUARA-BOUMERDES
FACULTE DES HYDROCARBURE ET DE LA CHIMIE
DEPARTEMENT GENIE DES PROCEDES CHIMIQUE ET
PHARMACEUTIQUES

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES EN VUE D'OBTENTION DU
DIPLOME DE MASTER EN GENIE DES PROCEDES

Option : **RAFFINAGE**

Thème :

PROJET DE SUBSTITUTION DU FURFURAL PAR LA
NMP DANS L'UNITE D'EXTRACTION DES
AROMATIQUES (ZONE 07)- RA1Z

Réalisé par :

BAHLOUL ZAHRA

HAMMADI FATIHA RYM

Soutenu publiquement devant le jury suivant :

Mr. D.HADJARAB

Président de jury

Mr. G.OTHMANINE

Examineur

Mr. N.BENTAHAR

Examineur

Mr. D.HADJARAB

Rapporteur

BOUMERDES 2015-2016



Remerciements :

Dieu merci de nous avoir donné la force, la volonté et le courage d'accomplir nos études.

Nous avons le plaisir d'adresser nos vifs remerciements à :

Nos parents, grâce à leurs tendres encouragements et leurs grands sacrifices.

*A notre promoteur, **Mr. Hadjarab**, pour ses attentions, encouragements, précieux conseils, ses remarques pertinentes et surtout pour le temps qu'il nous a accordé et ceci, malgré ses nombreuses charges.*

Nous tenons également à remercier les membres du jury pour l'honneur qu'ils nous ont fait en acceptant de siéger à notre soutenance.

*Notre profonde gratitude va au chef de département « Ressources Humaines » de la raffinerie d'Arzew **Mr. Chelih Mohamed**, qui nous a aidé et orienté pendant notre stage.*

*Nos sincères remerciements s'adressent à tout le personnel du RA1Z, Messieurs **Beladjel Zoubir, Moulay, Hellal, Kaidari, et Moumene Amin**, pour leur accueil et leur disponibilité.*

Nous présentons nos chaleureux remerciements à tous les enseignants du département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques de la FHC.

Nos derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à tous ce qui ont contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce mémoire.

Zahra et Rym

Dédicace

Ce travail, et bien au-delà, je le dois à mes très chers parents qui peuvent être fiers et trouver ici le résultat de longues années de sacrifices et de privations pour m'aider à avancer dans la vie.

J'espère que ce travail sera à la hauteur de toute ma reconnaissance et tout mon amour.

Que dieu vous protège et vous garde pour nous.

A toute ma famille : Hammadi et Meghoufel, et les familles Bahloul et Mansour.

A tous mes amis Zahra, Hadjer, Noly, Khadidja, Abdessamed, avec lesquels j'ai partagé mes moments de joie et de bonheur.

Que toute personne m'ayant aidé de près ou de loin, trouve ici l'expression de ma reconnaissance.

Rym Fatiha

Dédicace

C'est avec une profonde gratitude et des mots sincères, que je dédie ce modeste travail de fin d'études.

A mes chers parents ; qui ont sacrifié leur vie pour ma réussite et ont éclairé mon chemin par leurs conseils judicieux.

*Je prie le **Bon Dieu** de les bénir, de veiller sur eux, en espérant qu'ils seront toujours fiers de moi.*

A mon cher frère et sœurs ;

A mon fiancé Amin ;

A toute la famille Bahloul, Ramdane, Moumene et Hammadi ;

A tous mes amis ; qu'ils trouvent ici le témoignage d'une fidélité et d'une amitié infinie.

ZAHRA

Sommaire

Introduction	1
CHAPITRE I: Le pétrole dans le monde et en Algérie	
1.Introduction.....	2
2.Le pétrole dans le monde.....	3
3.Le pétrole en Algérie.....	7
CHAPITRE II: Les huiles lubrifiantes dans le monde et en Algérie	
1. Les huiles lubrifiantes dans le monde	10
2.Les huiles lubrifiantes en Algérie	12
CHAPITRE III : Classification et caractéristiques des huiles lubrifiantes	
1.Classification des huiles lubrifiantes.....	14
2.Caractéristiques générales des huiles.....	16
CHAPITRE IV : Chaine de fabrication des huiles lubrifiantes	
1.Distillation sous-vide.....	22
2.Désasphaltage au propane.....	24
3.Extraction au solvant sélectif (Furfural)	25
4.Déparaffinage au Méthylethylcétone / Toluène.....	26
4.Traitement de finition, Hydrofinishing.....	28
5.Chaine de fabrication	30
CHAPITRE V : Théorie du procédé d'extraction des aromatiques	
1.Procédé d'extraction par solvant sélectif.....	31
2.Modes d'extraction.....	37
3.Influence des différents paramètres sur le procédé d'extraction.....	39
4.Les solvants d'extraction.....	43

CHAPITRE VI : Description du Schéma Technologique

- 1.Description de l'unité d'extraction au Furfural.....51
- 2.Description des spécificités d'une unité à la NMP.....53

CHAPITRE VII : Sécurité de l'unité

- 1.La sécurité dans les hydrocarbures.....56
- 2.Sécurité au Furfural.....59
- 3.Sécurité de la NMP.....61

CHAPITRE VIII : Partie calcul

- 1.Calcul de l'extracteur.....65
- 2.Calcul de la colonne de flash sous-vide 23C3.....85
- 3.Calcul du stripper 23C4.....97
- 4.Calcul de la colonne de flash à basse pression 23C5.....104
- 5.Calcul de la colonne de flash à haute pression 23C6109
- 6.Calcul de la colonne de flash sous vide 23C7 et le stripper 23C8.....114
- 7.Discussion des résultats.....115
- 8.Calcul dimensionnel du four.....116
- 9.Discussion des résultats.....129

Conclusion générale.....130

Bibliographie

Annexes

Introduction

Avec le développement et l'évolution de la technologie de la machine, les huiles lubrifiantes sont devenues un pôle central d'intérêt. Les règlements et les spécifications techniques sont demandés à l'industrie pétrolière presque tous les jours. Une série de nouveaux procédés de plus en plus perfectionnés dont la mise au point, a impliquée des efforts de recherche et des investissements considérables et coûteux afin de satisfaire la demande aussi bien au point de vue quantitatif que qualitatif.

Devant remplir toutes ces exigences, les huiles lubrifiantes, produits à fonctions multiples, sont donc devenues une question extrêmement importante, qui doivent sans cesse s'adapter aux progrès et aux évolutions que connaissent actuellement divers secteurs comme les transports, l'agriculture, les travaux publics et autres.

Le procédé de fabrication des huiles minérales lubrifiantes de haute qualité fait intervenir successivement cinq différents procédés de traitement dont celui de l'extraction des hydrocarbures aromatiques à l'aide d'un solvant sélectif afin d'améliorer l'indice de viscosité.

Durant le processus d'extraction, des pertes importantes en solvant sont enregistrées, causant non seulement un préjudice financier important tant le furfural est très coûteux, mais aussi une pollution environnementale. En plus, depuis la mise en service de ce procédé, il a été constaté que le furfural présente des problèmes d'instabilité, de corrosion et de formation du coke. Aussi la disponibilité de ce produit chimique devient de plus en plus rare étant donné les méfaits environnementaux causés par sa fabrication.

L'objectif de notre projet effectué dans la raffinerie d'Arzew, est de procéder à une vérification de l'unité 23 de la zone 7, utilisant actuellement le furfural, lorsque celui-ci est remplacé par la N- Méthyl- 2- Pyrrolidone (NMP). Pour cela, nous allons effectuer un calcul dimensionnel des équipements principaux, afin de vérifier s'ils sont capables de fonctionner avec la NMP comme solvant.

I.1.Introduction :

Il ne peut être mis en doute que les nations industrialisées, dans le monde, dépendent de l'énergie fournie par le pétrole, car on voit combien la production de l'énergie dans le monde a augmenté au cours de ce siècle et presque toute la croissance a été obtenue avec le pétrole.

Cette augmentation a amené à constater que les réserves de pétrole brut ne dureront pas indéfiniment. Dans certaines conditions, la demande de pétrole brut pourrait commencer à excéder la production au début des années 1980

Le pétrole est essentiel seulement pour deux utilisations primordiales :

- ✓ Le transport (voitures particulière, avions, navires et camions)
- ✓ Matières première pour la pétrochimie

On aura besoin de pétrole pour ces utilisations bien au-delà des dernières années.

Au cours des dernières 15 années, se sont accumulés une multitude de données sur la composition des pétroles et leurs dérivés, une connaissance plus profonde qui a servi, à son tour, de base de départ pour créer et améliorer certaines méthodes de son traitement et la qualité de ses produits dérivés.

I.2. Le pétrole dans le monde :

I.2.1. Les réserves mondiales du pétrole : [1]

Les réserves mondiales du pétrole brut sont estimées actuellement à **1,49 trillions de barils**, dont **80%** sont détenus par les membres de l'Organisation pays exportateurs de pétrole (OPEP), **695 millions de barils** par les pays arabes et **511 millions de barils** par les pays membres non arabes.

Les pays de l'OPEP qui fournissent le tiers de la production mondiale de pétrole évaluée à plus **90 millions de barils/jour**, sont : l'Irak, l'Iran, l'Arabie Saoudite, les Emirats Arabes Unis (EAU), l'Angola, le Koweït, le Qatar, Le Venezuela, l'Equateur, la Libye, l'Algérie et le Nigéria.

On note que la production de l'OPEP s'élève aujourd'hui à **31,6 millions barils/jour**, faisant remarquer que l'accroissement de la production hors OPEP a contribué à la baisse des prix.

On prévoit que la production pétrolière dans le monde atteindra **111,2 millions de barils/jour en 2040**.

Les pays de l'OPEP peuvent avoir de l'influence sur le marché du pétrole, mais n'en ont pas la maîtrise.

La part du pétrole dans l'énergie mondiale baissera à **24,3% en 2040**, contre **27%** actuellement.

Pays	Réserves prouvées en 2014	Part des réserves mondiales
Venezuela**	298,3	17,5 %
Arabie saoudite**	267,0	15,7 %
Canada	172,9	10,2 %
Iran**	157,8	9,3 %
Irak**	150,0	8,8 %
Koweït**	101,5	6,0 %
Émirats arabes unis**	97,8	5,8 %
Russie	103,2	6,1 %
Libye**	48,4	2,8 %
Nigeria**	37,1	2,2 %
États-Unis	48,5	2,9 %
Kazakhstan	30,0	1,8 %
Qatar**	25,7	1,5 %
Chine	18,5	1,1 %
Brésil	16,2	1,0 %
Reste du monde	127,2	7,3 %
Total monde	1 700,1	100,0 %

** : pays membres de l'[OPEP](#)

Tableau I-01 : Réserves mondiales de pétrole (en milliards de barils)

I.2.2. Production du pétrole dans le monde : [2]

Selon l'Agence Internationale de l'Energie (AIE), les 10 principaux pays producteurs de pétrole représentent à eux seuls plus de **64%** de la production mondiale. Les Etats-Unis sont les premiers producteurs de biocarburants et de gaz naturel.

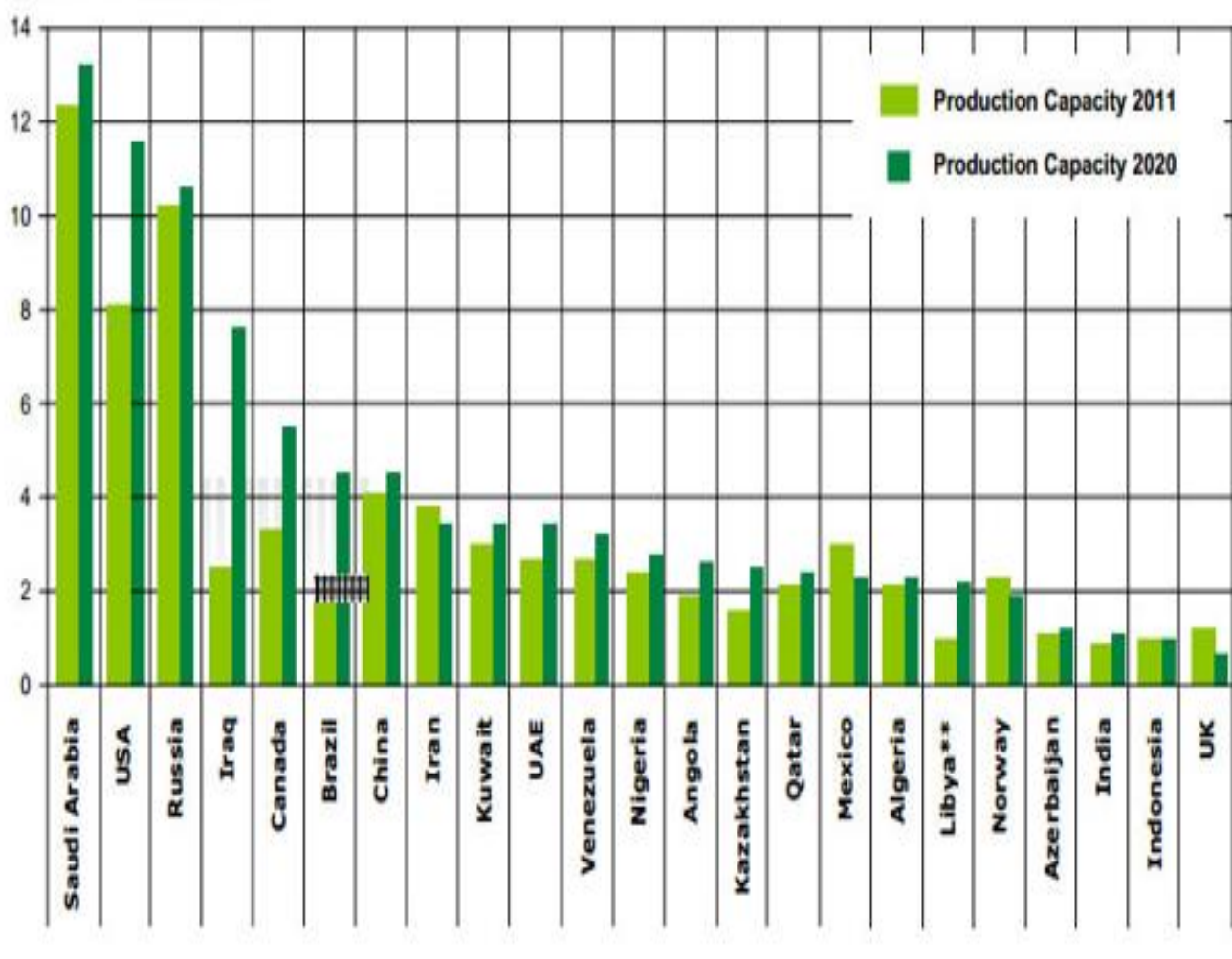


Fig I-01: Evolution de la production du pétrole dans le monde jusqu'à 2020

I.2.3. Consommation mondiale du pétrole brut : [3]

La consommation mondiale de brut attendue **en 2040** est de **104 millions barils par jour** et c'est 14 mbj supplémentaires par rapport à **2013**. Mais les prix élevés et les nouvelles politiques ralentissent progressivement le rythme de croissance de la consommation globale, la ramenant à un niveau plateau, précise l'AIE. L'efficacité énergétique amputera la croissance de la demande mondiale de pétrole d'environ **23 mbj**, soit plus que la production actuelle de l'Arabie saoudite et de la Russie, estime l'AIE.

Autre fait notable: les pays asiatiques importeront d'ici à **2040 deux tiers des barils** échangés à l'échelle internationale. Au début des années **2030**, la Chine deviendra le premier consommateur mondial de pétrole devant les États-Unis où la consommation de pétrole chutera à des niveaux qui n'avaient plus été observés depuis des décennies, prédit l'AIE.

I.2.4. Demande mondiale du pétrole : [4]

La croissance de la demande de pétrole se poursuivra **en 2015**, à son plus haut rythme depuis cinq ans, soutenue par la baisse des prix et la reprise économique mondiale, a estimé l'Agence internationale de l'énergie (AIE) dans son rapport mensuel.

L'AIE prévoit qu'elle augmentera de **1,2 million de barils par jour (mbj)** en **2016**, à **95,2 mbj**, après une hausse de **1,4 mbj en 2015**, à **94 mbj** (prévision inchangée).

L'OPEP appuie son analyse sur la croissance meilleure qu'attendue de la demande mondiale de pétrole cette année, et certains signes de reprise des économies des principaux pays consommateurs. L'organisation estime que la demande de pétrole brut devrait continuer à s'améliorer dans les mois à venir, et, réduire ainsi graduellement le déséquilibre entre offre et demande.

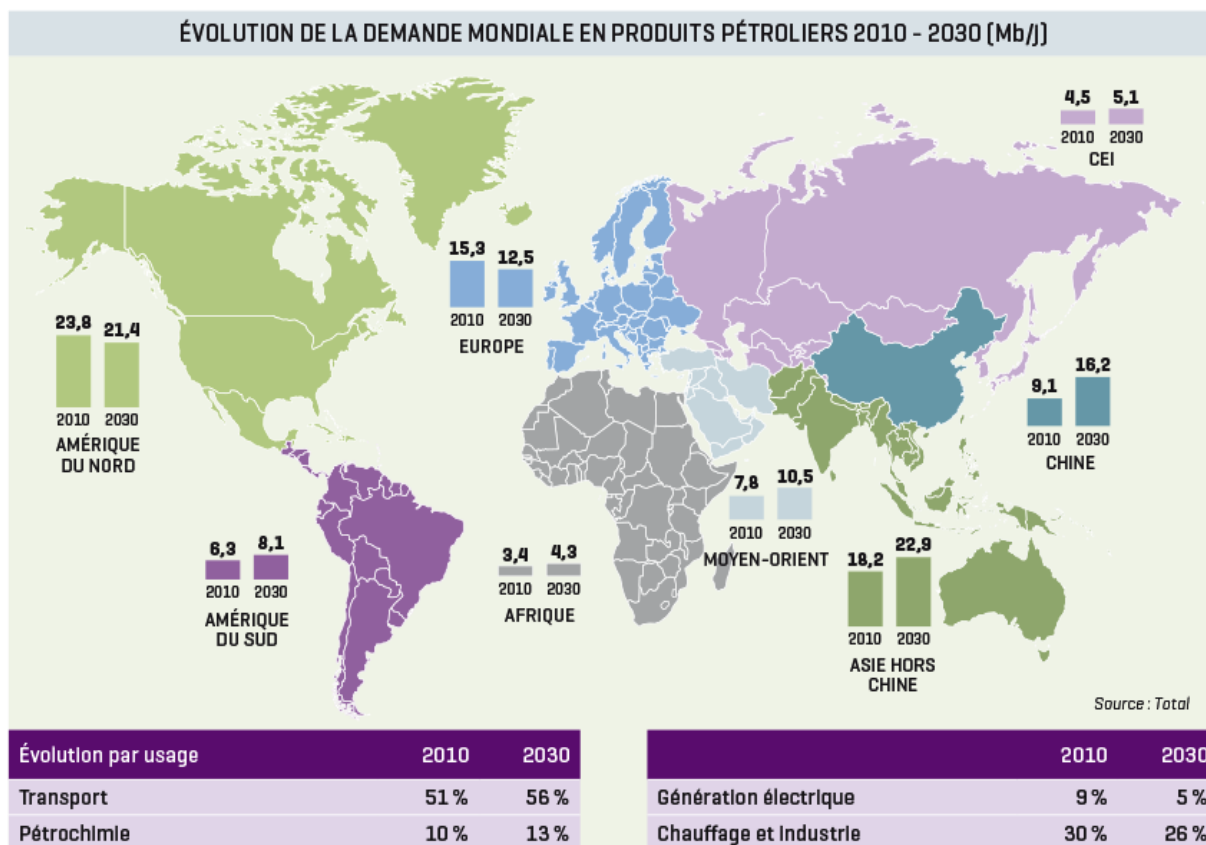


Fig I-02 : Evolution de la demande mondiale en produits pétroliers 2010-2030[Mb/J]

I.3. Le pétrole en Algérie :

L'Algérie est considérée comme un producteur important de pétrole au niveau mondial car elle possède une importante industrie.

I.3.1. La richesse du pétrole en Algérie : [5]

L'Algérie dispose de richesses naturelles considérables et diversifiées, notamment en hydrocarbures, où elle occupe la **15^e place** en matière de réserves pétrolières (**45 milliards de tonnes** en équivalent pétrole pour les réserves prouvées en pétrole), la **18^e** en matière de production et la **12^e** en exportation. Ses capacités de raffinage peuvent atteindre **22 millions de tonnes/an**.

I.3.2. Production du pétrole en Algérie aujourd'hui et demain : [6]

Notre production recommence à accroître grâce à la mise en exploitation de nouveaux gisements. En annonçant une hausse de la production du pétrole dans les prochaines années, la production de l'Algérie a atteint environ **1,1 million de barils par jour**.

L'Algérie a augmenté sa production de pétrole de **32 000 barils par jour** avec le démarrage de deux nouveaux champs, **BirSebaa** (20 000 barils par jour) et de **BirMsana** (12 000 barils par jour) situés près de la ville de Hassi Messaoud, dans le nord-est de l'Algérie.

Actuellement, l'Algérie possède cinq raffineries avec des capacités de production différentes.

La raffinerie d'Arzew traite plus de **2.7 millions tonnes par an** du pétrole Brut (PB) venant de Hassi Messaoud par pipeline passant par (RTO) Région Transport Ouest, et traite aussi plus de **279.000 tonnes par an** du Brut Réduit Importé (BRI) pour la production des bitumes routiers et oxydés.

Elle a la spécificité exclusive de fabriquer les lubrifiants sur le territoire national, la raffinerie d'Arzew produit 170.000 tonnes par an de lubrifiants.

Dans l'objectif d'augmenter la capacité en produits pétroliers en Algérie, Sonatrach a cinq grands chantiers de réalisation de 5 grandes raffineries, ces dernières seront réparties sur tout le territoire national comme suit : trois sur les hauts-plateaux, une au sud du pays et une autre au nord, sur la bande côtière.

- Une première à **Biskra** à **5 millions de tonnes** de produits raffinés, et dont les travaux ont commencé en 2012, et devrait être finalisé théoriquement en début d'année 2016.
- Une deuxième à **Tiaret** à **5 millions de tonnes** de gasoil et dont les travaux effectifs n'ont commencé qu'en Décembre 2013. Elle devra être finalisée en 18 mois.

Au début de l'année **2016**, la facture d'importation devra se réduire de **25 à 30%**, lors de l'ouverture de la raffinerie de Biskra, Puis avec l'ouverture de celle de Tiaret, la facture d'importation se réduira de **60% (2017)**.

Avec l'entrée en activité de ces futures raffineries, la capacité de raffinage de l'Algérie passera de 26 millions de tonnes par an actuellement à 30 millions de tonnes par an, estime le ministre de l'Energie.

II.1. Les huiles lubrifiantes dans le monde : [7]

Les huiles de base sont l'élément principal dans la production d'huile moteur de qualité optimale qui contribuent à améliorer les économies de carburant, de réduire les émissions du pot d'échappement et augmenter l'intervalle entre les vidanges d'huile de base Premium sont principalement utilisées pour fabriquer des lubrifiants et des graisses pour les machines, équipements industriels et véhicules lourds.

II.1.1. Capacité mondiale de fabrication des huiles de base : [10]

La capacité mondiale de fabrication d'huile de base se situe aux environs de **46.6 millions de tonnes par an**

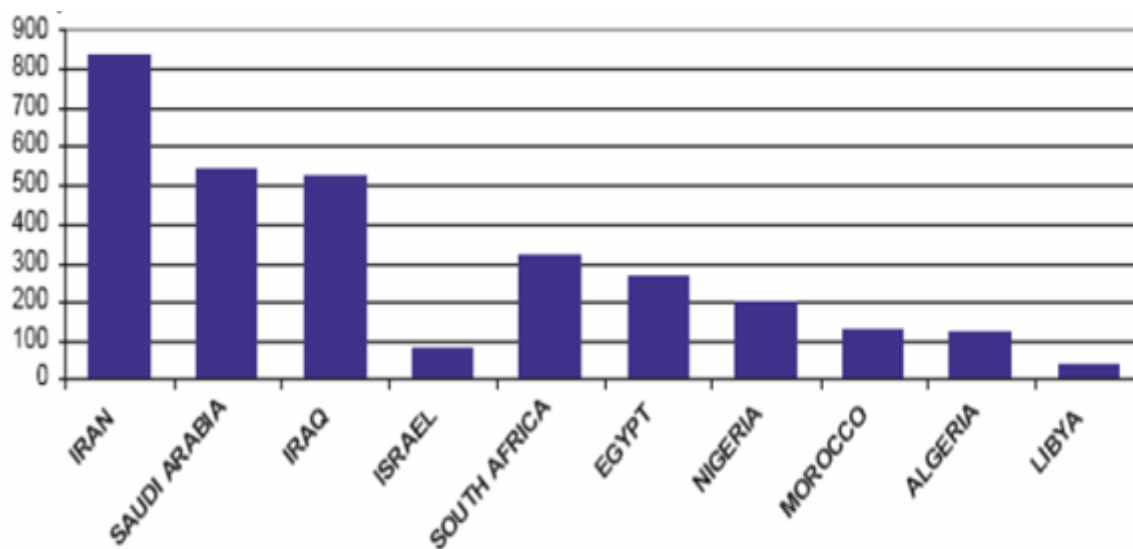


Fig II-01 : Capacité mondiale de production

II.1.2. Marché mondial des huiles lubrifiantes : [7] [8]

Le marché des lubrifiants est en plein croissance. Il contribue au développement économique dans le monde entier.

Les États-Unis qui intensifient significativement d'année en année leurs productions des huiles lubrifiantes ont conçus de nouvelles usines pour doubler les capacités de production pour devenir enfin de plus grand producteur mondial d'huiles de bases de qualité Premium.

Ils fournissent sur le marché mondial des sites producteurs d'huiles qui ont bénéficié d'un investissement de **1.5 milliard USD** avec une capacité de production de **25000 barils** d'huiles de base par jour distribuées aux clients de l'Est des États-Unis, d'Europe et d'Amérique latine.

En Europe, la France a démarré sa plus grande usine de production de lubrifiants au monde à Singapour, qui dispose aujourd'hui d'un site doté de capacités de **310 000 tonnes par an** qui a pour objectif de dynamiser son offre de lubrifiants dans la zone Asie-Pacifique. Ce groupe Français attend une croissance de la demande en lubrifiants de **18 %** sur ce continent à l'horizon **2025**, pour un total de **20 Mt/an**, ce qui représentera alors près de la moitié de la demande mondiale. Dans le détail, la France prévoit un passage d'un marché mondial de **40 à 43,6 Mt/an** entre **2015 et 2025**, la zone Asie-Pacifique voyant sa part augmenter de **43 à 46 %**, le Moyen-Orient et l'Afrique passant de **11 à 13 %**, tandis que les marchés européens et américains passeraient respectivement de **18 à 14 %** et de **28 à 27 %**.

Les principaux marchés visés sont ceux de l'automobile (véhicules légers, poids lourds, deux-roues...), de l'industrie (chimie, énergie, sidérurgie, ciment, aviation...) et de la marine.

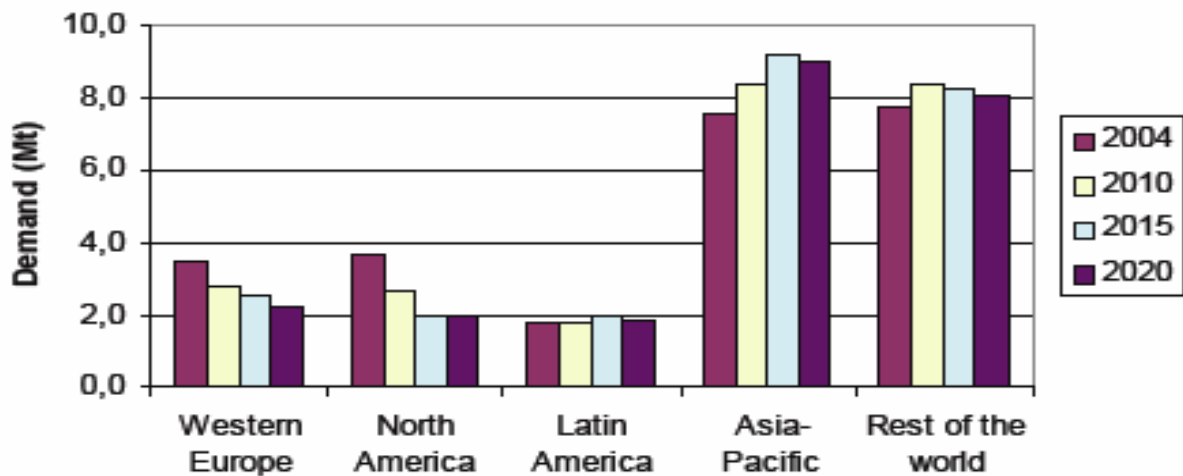


Fig II-02 : Demande mondiale des huiles lubrifiantes

II.2. Les huiles lubrifiantes en Algérie : [9]

II.2.1. Le marché des huiles lubrifiantes en Algérie :

Le marché algérien de lubrifiants et des huiles est attractif. Naftal détient le monopole avec près **70%** de parts de marché. Vient ensuite, la société Total Lubrifiant Algérie avec environ **12%** des parts. Le reste des parts est détenu par les opérateurs, transformateurs, des importateurs, et conditionneurs de lubrifiants.

II.2.2. Développement de la production en huiles lubrifiantes en Algérie :

La société Total Lubrifiant Algérie spa est sur le point de construire une usine de lubrifiants à Oran d'une capacité de **50.000 tonnes**. Une partie de cette quantité sera destinée pour le marché local et une autre orientée vers d'autres marchés notamment africains. « **Notre stratégie est de mettre fin aux importations et se lancer dans l'exportation à moyen et long terme, c'est-à-dire une option pour une production nationale, en substitution à l'importation** », nous explique une source proche de cette entreprise.

L'usine de production de lubrifiants, qui coûtera 20 millions d'euros à Total, sera implantée à Bethioua sur une assise foncière de 3,5 hectares. La construction de l'usine sera lancée vers la fin de l'année **2015**. Elle sera livrée une année plus tard.

Avec cette usine à moyen et long terme, Total renversera la tendance, passant de l'importation à l'exportation.

Il est prévu une amélioration de production de 30.000 tonnes en 2015, 35.000 tonnes en 2016 avant d'atteindre 40.000 tonnes en 2017.

III.1. Les huiles lubrifiantes :

La lubrification des pièces mécaniques des moteurs d'automobiles est fondamentale. Sans lubrification, les pièces qui se frottent entre elles s'échauffent, entraînant des températures si importantes, risquant de provoquer le grippage des surfaces en contact, ce qui conduirait directement à leur destruction.

Les huiles lubrifiantes sont indispensables pour assurer le bon fonctionnement du moteur. Elles sont composées des huiles de base d'origines pétrolières ou synthétiques et d'additifs. Ces derniers confèrent aux huiles lubrifiantes de bonnes propriétés.

Les huiles lubrifiantes doivent assurer plusieurs fonctions telles que « minimiser l'usure, refroidir et maintenir le système propre en évacuant la chaleur et les impuretés et garder son étanchéité, etc. », comme elles doivent posséder une grande stabilité que ce soit thermique ou à l'oxydation.

III.2. Classification des huiles lubrifiantes: [13]

La fonction principale des huiles est la lubrification. La lubrification est destinée à réduire les frottements entre deux surfaces des pièces en mouvement, en vue de:

- Assurer la sécurité de fonctionnement des pièces en évitant le contact métal-métal;
- Réduire l'usure;
- Réduire l'énergie dissipée par les frottements.

On classe les huiles selon leurs modes de séparation en 3 catégories :

1. Huiles distillats appelées huiles de base, obtenues à partir de la colonne sous vide.
2. Huile résiduelle obtenue à partir du désasphaltage du résidu sous vide par le propane.

3. Huiles mixtes obtenues par mélange des deux premières.

D'après leurs destinations on les classe :

- **Huiles industrielles**: Elles sont divisées en:
 - ▶ Légères : utilisées dans l'industrie de textiles (lubrification des machines de petite puissance) d'où vient l'appellation "huile Spindle";
 - ▶ Moyennes : pour lubrifier les pompes, les machines agricoles, les machines-outils (vitesse moyenne);
 - ▶ Lourdes: pour lubrifier les machines avec une grande puissance et une faible vitesse de rotation.
- **Huiles moteurs**: Les huiles moteurs doivent posséder des propriétés détergentes pour éviter l'accumulation de produits carbonneux ou de produit d'oxydation. Ceci est particulièrement critique pour les moteurs diesel.
- **Huiles isolantes** : elles sont employées pour l'isolation et le refroidissement des enroulements et du noyau de transformation et pour les interrupteurs électriques. Elles doivent être stables à l'oxydation et que toute trace d'eau doit être éliminé.
- **Huiles de coupe** : Utilisées pour le travail des métaux : tours automatiques, taille des engrenages, emboutissage à froid, étirage, laminage et trempe. Ces huiles sont employées sous deux formes : soit directement, soit en émulsion dans l'eau, grâce à des sulfonaphténates. Dans le cas des machines tournantes, elles arrosent l'outil pour le refroidir et entraîner les coupeaux métalliques.
- **Huiles des turbines** : Ces huiles sont utilisées pour la lubrification et le refroidissement des paliers des turbines à vapeur et hydraulique, des alternateurs et des génératrices.

- **Huiles noires** : Ce sont des huiles de qualité inférieure, obtenues par mélange de résidu lourd, de paraffines, de poix ou de colophane et réservées à des usages grossiers : essieux de wagon ou de machines agricoles, chaînes et câbles de convoyeurs et laminoirs.
- **Huiles de vaseline** : Utilisées en pharmacie avec ou sans Label Codex. La décoloration complète de l'huile minérale est obtenue par un traitement sévère à l'acide sulfurique, suivi d'une neutralisation : Elles sont encore appelées « huiles blanches ».
- **Huiles de transmission** : Elles sont utilisées pour la boîte vitesse et la lubrification des essieux des wagons. Leurs viscosités cinématiques varient de 10 à 35 cSt à 100 °C.
- **Les huiles de compresseur** : Les huiles pour compresseur ont tendance à contenir des antioxydants en quantité plus importante que toute autre huile. Circulant dans un milieu chaud, enrichi en oxygène à haute pression, elles sont en effet soumises à de fortes agressions. Dans ces conditions, l'huile a pour fonction de minimiser les frottements, d'éviter l'usure et d'améliorer l'étanchéité des chambres de compression. En contact intime avec l'air à haute pression et soumise à de fortes températures, elle doit aussi présenter une tendance réduite à former du carbone.

III.3. Caractéristiques générales des huiles : [13]

- **Viscosité** : c'est la caractéristique de service la plus importante d'une huile. Elle est fonction de la température d'ébullition, de la masse moléculaire, de la nature chimique des groupes et de la structure des hydrocarbures.

La viscosité des fractions d'huile augmente avec l'augmentation des PI et PF. La densité et la masse moléculaire augmentent aussi.

La viscosité des fractions d'huile dépend de la composition chimique des pétroles à partir desquelles sont obtenues les huiles, ou du rapport entre les hydrocarbures entrant dans la composition de l'huile et les autres composés d'une part et les réactifs employés pour le raffinage de ces huiles (épuration pour les différentes méthodes) d'autre part.

Il importe de savoir les hydrocarbures renfermés dans l'huile qui lui confèrent une viscosité élevée.

- **Point d'écoulement** : (ASTM D 97) est la température minimale à laquelle l'huile peut encore couler après avoir été refroidie jusqu'au point de figeage (point de congélation) sans agitation dans les conditions normalisées. Celui-ci doit être très bas pour assurer le démarrage du moteur à froid. Il est lié à la viscosité et à l'indice de viscosité.
- **Le point d'éclair ou flash point** : ASTM D 92 (vase ouvert) est la température minimale à laquelle l'huile doit être portée pour que les vapeurs émises s'enflamment et s'éteignent instantanément à l'approche d'une flamme. Il permet de juger la présence des légers dans l'huile.

Plus la température d'ébullition des parties les plus volatiles est élevée, plus le point d'éclair est plus grand.

- **La couleur** : La norme (ASTM D -1500) est un critère de la qualité du fractionnement des huiles, son intensité est fonction du degré de raffinage.

La couleur d'une huile de base est d'autant plus claire qu'elle est mieux raffinée. Pour les huiles de pétrole, elle varie généralement du blanc pur au rouge foncé en passant par le jaune citron et le jaune orange. On l'évalue par comparaison avec des verres étalons numérotés en coloration N.P.A (National Petroleum Association). La présence d'additifs assombrissent pratiquement toujours les huiles de base.

- **L'indice de viscosité** : L'indice de viscosité est une caractéristique utilisée pour indiquer les variations de la viscosité des huiles lubrifiantes en fonction de la température.

Plus l'indice de viscosité est élevé, moins la viscosité varie en fonction de la température.

Par conséquent, si deux lubrifiants de même viscosité sont comparés à une température de 40 °C, le lubrifiant doté de l'indice de viscosité le plus élevé garantira :

- un meilleur démarrage du moteur à basse température (frottements internes moins importants) ;
 - une plus grande stabilité de la pellicule lubrifiante à haute température.
- **Densité** : La densité joue un rôle clé sur comment un lubrifiant fonctionne ainsi que l'efficacité de la machine lubrifiée, la majorité des systèmes sont destinés à pomper des fluides avec une densité spécifique, au moment où la densité commence à changer, l'efficacité de la pompe change aussi.

En utilisant l'essai ASTM D1298, on peut mesurer la densité, la densité relative ou le degré (API °) d'un lubrifiant.

- **L'indice d'acidité** : détermine la teneur en acides naphthéniques qui causent la corrosion et mènent à la formation des sels, ce qui diminue la tenue à l'oxydation et augmente le pouvoir émulsifiant de l'huile.
- **La détergence** : cette caractéristique effectue la fonction de nettoyage et d'élimination des produits d'oxydation ou des dépôts carbonneux qui se forment pendant le fonctionnement sur les parois des cylindres et pistons.

- **Point d'aniline** : ASTM D 611 c'est la température à laquelle une solution à parts égales d'aniline et d'huile se trouble en se refroidissant. Cette valeur caractérise la teneur en aromatiques des huiles non formulées, et le point d'aniline est d'autant plus élevé que cette teneur est faible.
- **La température d'auto-inflammation** : c'est la température à partir de laquelle se produit une oxydation spontanée dans l'air (environ 400°C). Cette température est nettement supérieure à celle du point d'éclair.
- **La conductivité thermique** : elle définit le flux thermique passant à travers un corps sous l'effet d'un gradient thermique. On peut prendre comme valeur moyenne pour les huiles minérales 0.14W/m.K.
- **Le pouvoir cokéfiant** : détermine la teneur en corps résineux et en hydrocarbures polycycliques. Il peut être considéré comme degré de raffinage (épuration) de l'huile à condition qu'on utilise les méthodes d'épuration avec une même matière première.
- **L'onctuosité** : caractérise la continuité et la solidité du film adhérent entre les pièces lubrifiées. Ce film parmi ces fonctions, doit réduire les usures des éléments pendant le démarrage du moteur à froid.
- **Teneur en cendres** : on compare le résidu de la calcination de l'huile à la masse initiale. Pour une bonne huile minérale pure, on trouve en générale une teneur en cendre de 0.001 à 0.05%. Cette teneur peut être beaucoup plus élevée, et sa mesure compliquée, si l'huile contient des additifs organométalliques ou autres ; une teneur en cendres élevée pose des problèmes dans les moteurs thermiques modernes car les résidus de combustion de l'huile tendent à se déposer dans les filtres à particules.

- **Indice de Conradson** : Lorsqu'une huile de base est portée à une température élevée, en atmosphère confinée, pendant un temps assez long, les constituants légers se volatilisent alors que les constituants lourds se cokéfient en un résidu charbonneux.
Le pourcentage de carbone transformé en coke, appelé Résidu de Carbone Conradson doit varier entre 0.15-1%.
L'huile de bonne qualité doit donner le moins possible de carbone.
Pour le diminuer, on épure les huiles par élimination des aromatiques à chaînes latérales courtes qui ont un indice de Conradson élevé par des solvants sélectifs.
- **La teneur en eau** : l'eau est l'un des principaux ennemis des lubrifiants. La sensibilité à l'eau est très variable selon le produit utilisé, relativement faible pour les glycols, beaucoup plus élevé pour les oléfines. Une teneur en eau trop élevée est un sérieux signal d'alerte avant une prochaine défaillance du mécanisme concerné.
- **L'indice d'alcalinité** : est l'équivalent du précédent. Il représente le nombre de milligrammes de potasse qui neutralisent autant d'acide chlorhydrique qu'un gramme de l'huile essayée.
- **Moussage** : C'est la conséquence d'une désaération trop rapide, avec accumulation et empilement des bulles d'air de grandes dimensions à la surface de l'huile. L'air entraîné peut être produit par effet mécanique ou par dégagement d'air dissous (par exemple suite à une diminution de la pression) et peut engendrer des phénomènes indésirables : cavitation des pompes, altération des huiles, étincelles.
- **Résistance à l'oxydation** : (ASTM 2272), Sous l'action conjuguée de l'oxygène de l'air et de la température, les molécules d'hydrocarbures et de fluides de synthèse s'oxydent, en se transformant en une série de produits oxygénés plus ou moins polymérisés, dont certains à fonction acide. Ce phénomène évolue en fonction du temps et

s'accélère en présence d'un catalyseur tel que les particules métalliques de fer, de cuivre, ou d'oxydes

L'oxydation a des conséquences très néfastes sur le lubrifiant lui-même et sur le circuit de graissage : augmentation de la viscosité, noircissement de l'huile, odeur âcre, augmentation de l'acidité de l'huile qui peut entraîner des corrosions de métaux réactifs et formation de dépôts et de boues.

Pour éviter ces phénomènes d'oxydation, il est important de limiter les températures d'huile.

- **Volatilité :** Elle peut être caractérisée par voie indirecte, par mesure du point d'éclair qui est la température à laquelle il faut chauffer l'huile pour que l'inflammation de ses vapeurs devienne possible, soit par mesure directe, selon la méthode Noack (ASTM D 5800).

IV.1. Présentation de la chaîne lubrifiante : [13] [16]

IV.1.1. Distillation sous-vide :

Faisant suite à la distillation atmosphérique, où l'on obtient les fractions claires des carburants, la distillation sous vide est réservée au fractionnement de produits contenant les hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient supérieures au seuil de craquage. L'opération permet d'abaisser les températures de distillation et de ne pas dépasser 400-430 °C qui est, dans ce type d'unité, l'ordre de grandeur de la température limite de stabilité des hydrocarbures.

Le vide est assuré par un dispositif d'aspiration des gaz résiduels en tête de colonne.

La colonne sous vide est constituée seulement de 8 à 20 plateaux ou de garnissage (ou une alternance des deux), fonctionnant sous une pression de l'ordre de 40 à 60 mm de Hg.

La distillation sous vide permet de séparer à partir du résidu atmosphérique des fractions huileuses aux viscosités convenables pour divers emplois. Ces produits lourds visqueux sont appelés huiles de base ou distillats de base.

Par cette opération, on sélectionne les coupes d'hydrocarbures à des intervalles de point d'ébullition bien définis, qui seront déterminés par un point initial PI et un point final PF, donc par une composition chimique correspondant à cet intervalle et par conséquent, par une viscosité déterminée.

Le premier soutirage latéral de la colonne sous vide est le gasoil lourd.

Les trois autres soutirages sont :

- Coupe d'huile la plus légère : la spindle SPO
- Coupe d'huile moyenne : la mi- visqueuse MVO
- Coupe d'huile visqueuse : la visqueuse VO

Enfin du fond de colonne : une coupe d'huile résiduelle noire, épaisse qui sera la matière première des huiles lubrifiantes très visqueuses appelées « Bright Stocks ».

Les huiles de bases ne seront pas prêtes à l'emploi. Il faudra leur subir une série d'opérations qui élimineront les hydrocarbures indésirables du point de vue de la viscosité, du point de congélation, du carbone Conradson et d'autres, avant de recevoir les additifs qui vont parfaire leurs qualités.

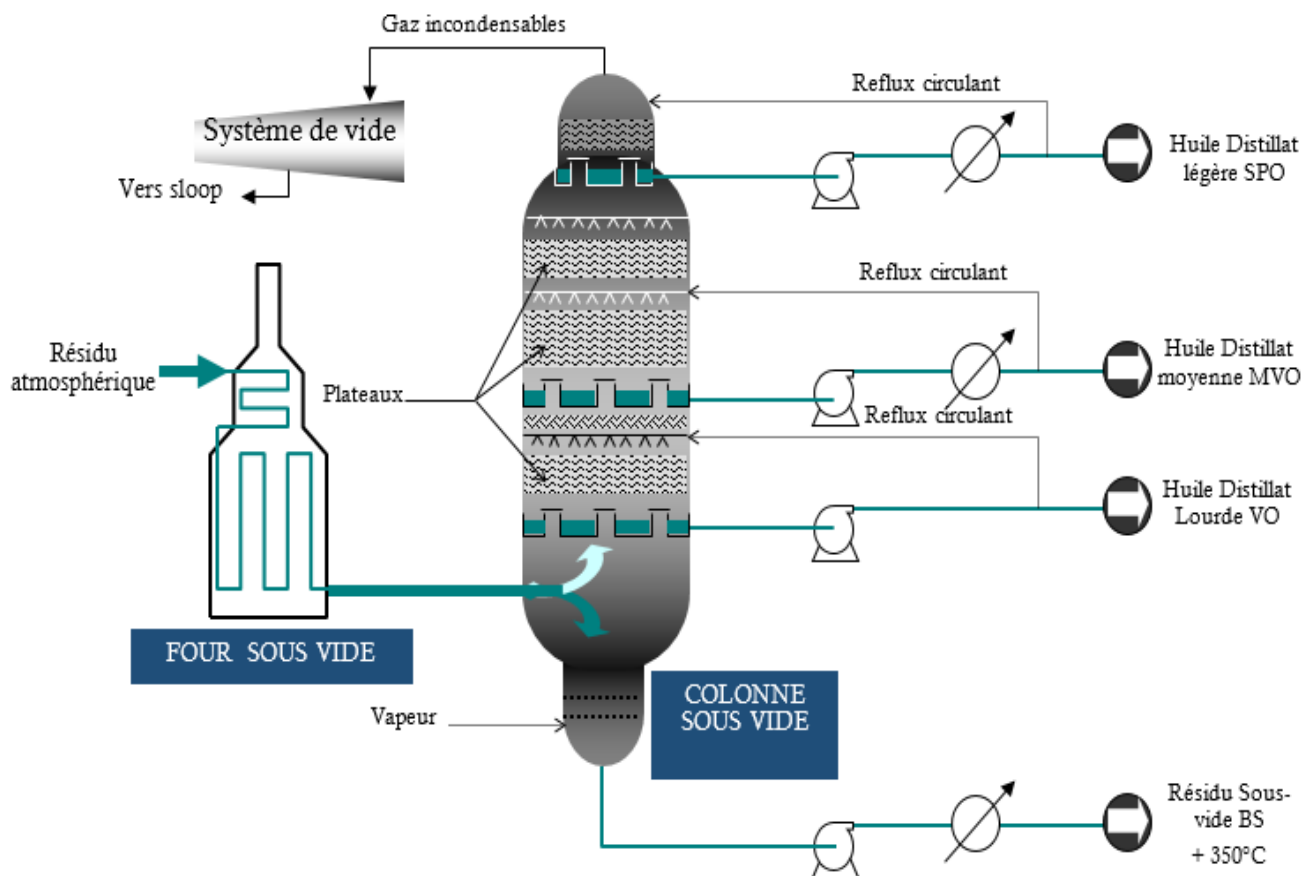


Fig IV-01 : Schéma simplifié de la distillation sous-vide

IV.1.2. Désasphaltage au propane :

Le but de ce procédé est d'obtenir une huile lourde appelée distillat « DAO » à partir du résidu sous vide, où sont éliminés les produits asphaltiques et résineux qui nuisent à la stabilité thermique de l'huile et donne une mauvaise couleur, et améliorer l'indice de Conradson.

Le désasphaltage est un procédé d'extraction réalisé par raffinage au solvant. Le désasphaltage au propane est parmi les procédés les plus utilisés.

Dans une colonne à disques rotatifs, cette opération est conduite à contre courant d'un flux de résidu sous vide et flux de propane. La phase huileuse appelée souvent « DAO » ; soluble dans le propane est séparée d'un mélange résines-asphalté qui décante au fond de la colonne.

Le schéma présenté par la figure ci-après, montre les principaux équipements constituant l'opération de désasphaltage au propane.

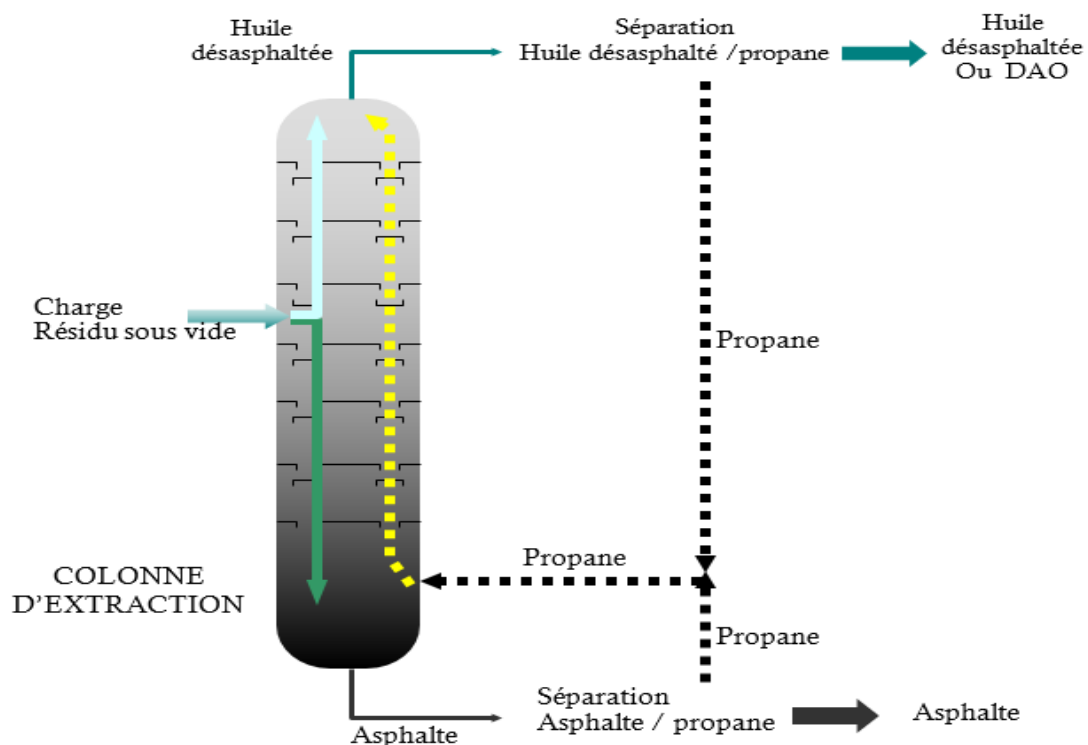


Fig IV-02 : Schéma simplifié du désasphaltage au propane

IV.1.3.Extraction au solvant sélectif (Furfural) :

Le but de cette opération est l'amélioration de l'indice de viscosité, en se débarrassant des composés instables chimiquement.

Le principe utilisé est l'élimination des constituants aromatiques des distillats et il est réalisé par l'utilisation d'un solvant sélectif tel que le furfural qui possède une solubilité préférentielle.

Le traitement avec le furfural est très actif, d'abord envers les hydrocarbures aromatiques puis envers les hydrocarbures naphthéniques.

Deux phases sont récupérées dans une colonne à disques rotatifs (RDC) dont la première est le raffinat riche en composants paraffiniques et le deuxième un extrait riche en aromatiques.

L'unité traite quatre distillats provenant de l'unité distillation sous vide :

- La spindle ou SPO
- La mi-visqueuse ou MVO
- La visqueuse ou VO
- La brig stock ou BS

On obtient donc par extraction en furfural deux phases :

- un extrait riche en aromatiques.
- un raffinat sans aromatiques.

Le principe du procédé sera bien détaillé par la suite.

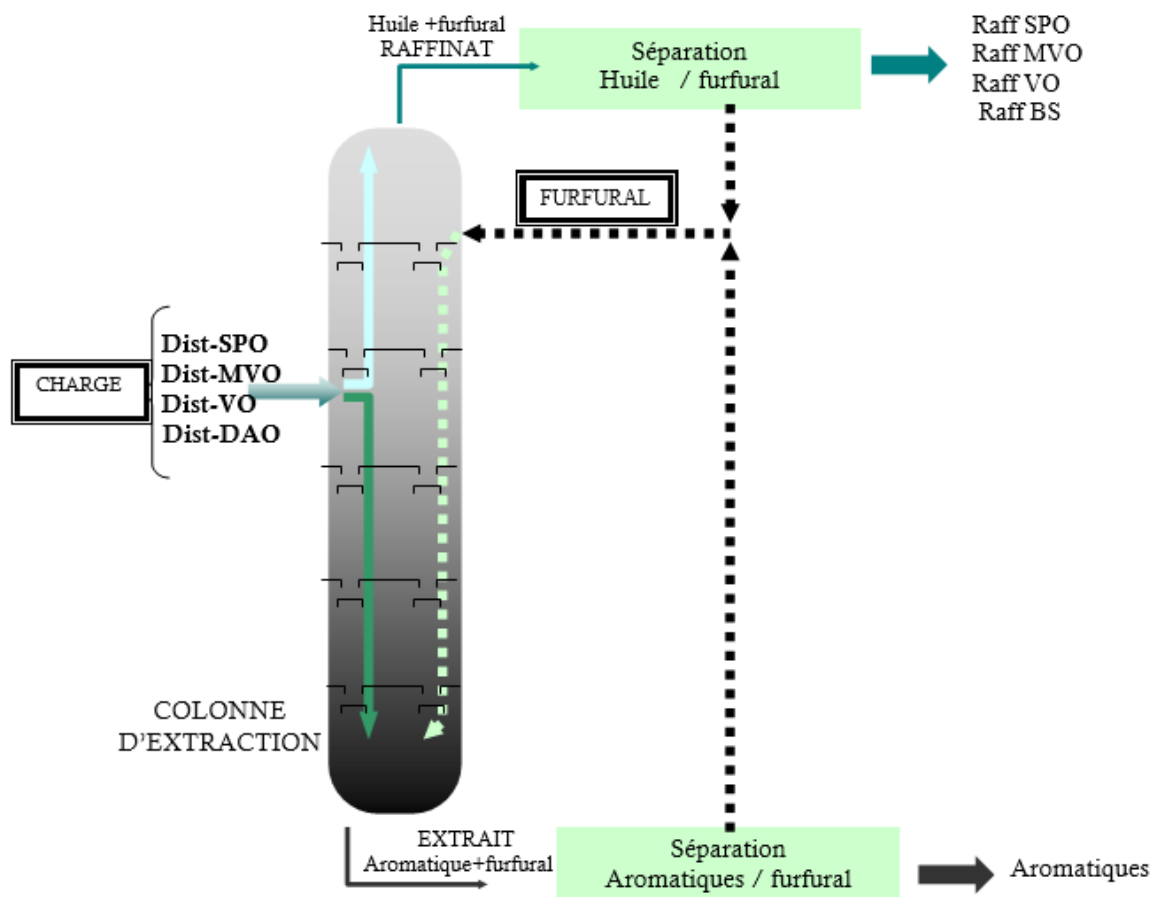


Fig IV-03 : Schéma simplifié de l'extraction au furfural

IV.1.4. Déparaffinage au Méthylethylcétone / Toluène :

Le déparaffinage est le processus d'élimination à partir des fractions pétrolières des hydrocarbures solides qui se cristallisent dans la solution à basse température. L'objectif premier est d'en améliorer le point de congélation.

Cette opération est réalisée grâce à un mélange de solvants qui a pour but de solubiliser l'huile de base en facilitant la cristallisation à froid des paraffines. Ces hydrocarbures se cristallisent à la température ambiante et empêchent donc l'huile de circuler librement et de lubrifier parfaitement les mécanismes.

Les cristaux de paraffines sont retenus dans un filtre rotatif où il en résulte une huile pauvre en paraffine à bas point d'écoulement recherché, et une paraffine riche en huile qui une fois déshuilée sera un sous produit.

Le schéma présenté par la figure ci-après, explique et montre les équipements principaux constituant l'opération de déparaffinage au MEC/Toluène.

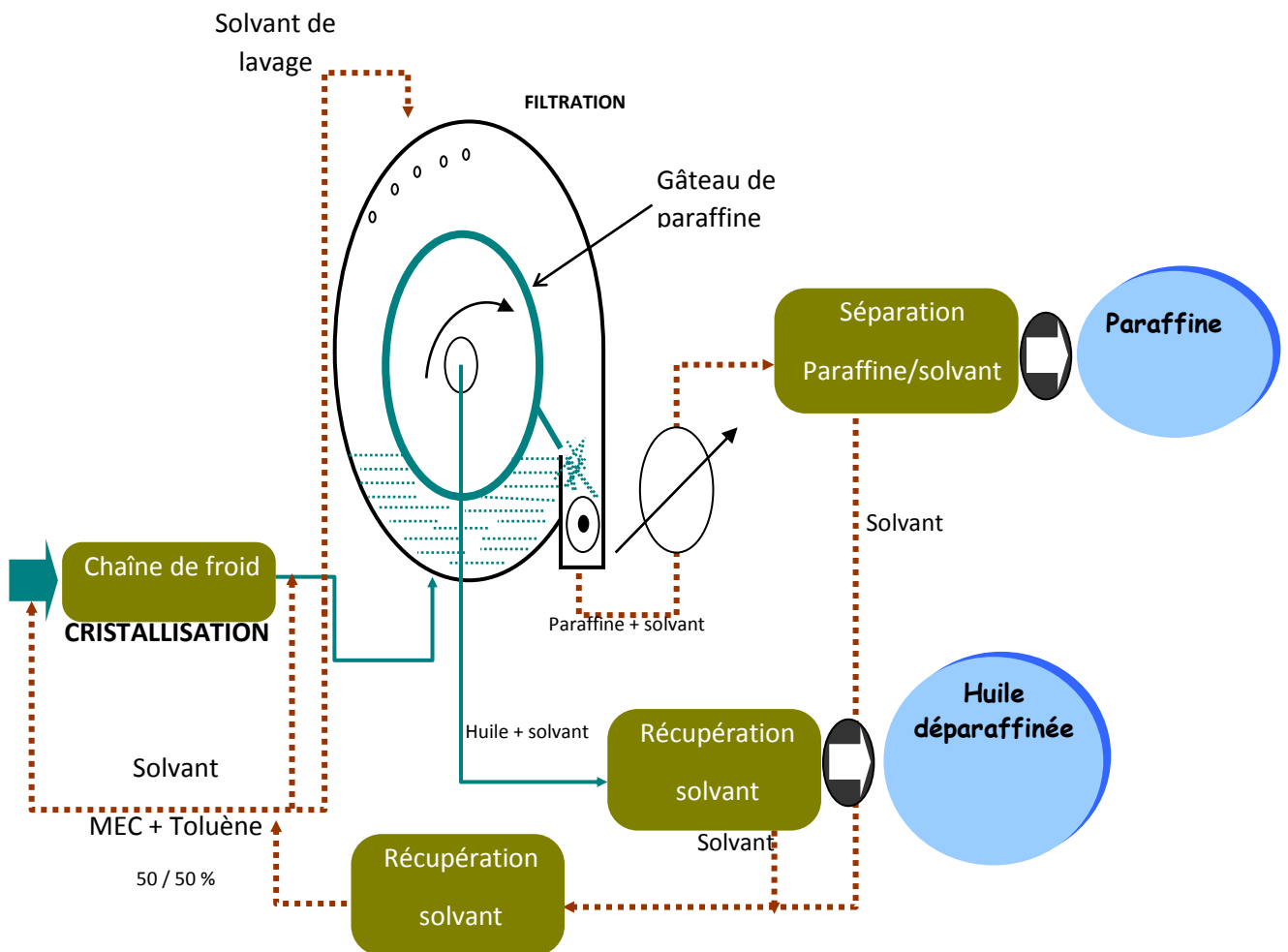


Fig IV-04 : Schéma simplifié du déparaffinage au MEC/Toluène

IV.1.5. Traitement de finition, Hydrofinishing :

Les huiles ayant subi les opérations précédentes n'ont pas en général, toutes les caractéristiques convenables pour les divers emplois. Elles possèdent encore des substances jugées indésirables. Il s'agit d'hydrocarbures insaturés (dioléfines), non hydrocarbures (composés azotés, oxygénés et sulfurés) ou composés instables qu'elles peuvent contenir. Pour cela, il est nécessaire de les faire subir une opération appelée raffinage des huiles ou traitement de finition.

La section d'Hydrofinishing est une unité de faible sévérité. Elle a pour rôle d'éliminer les insaturés, le soufre et l'azote dans le but d'améliorer les propriétés suivantes :

- Stabilité de la couleur.
- Stabilité à l'oxydation.
- Minimiser la teneur en impuretés.

Le traitement consiste essentiellement à faire passer de l'huile et de l'hydrogène à travers un lit catalytique sous des conditions modérées de température et de pression.

Ce traitement peut être réalisé par des terres activées appelées terres décolorantes de type silicate d'alumine ou catalytiquement en présence d'hydrogène sur catalyseur.

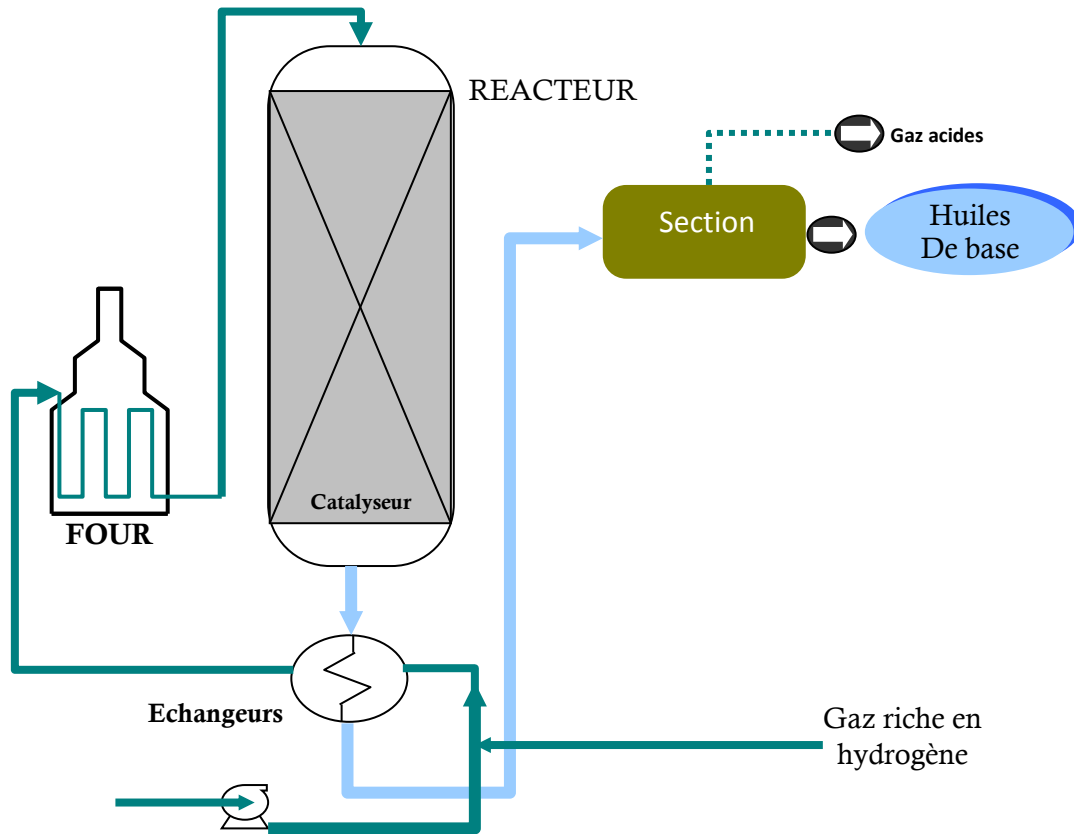
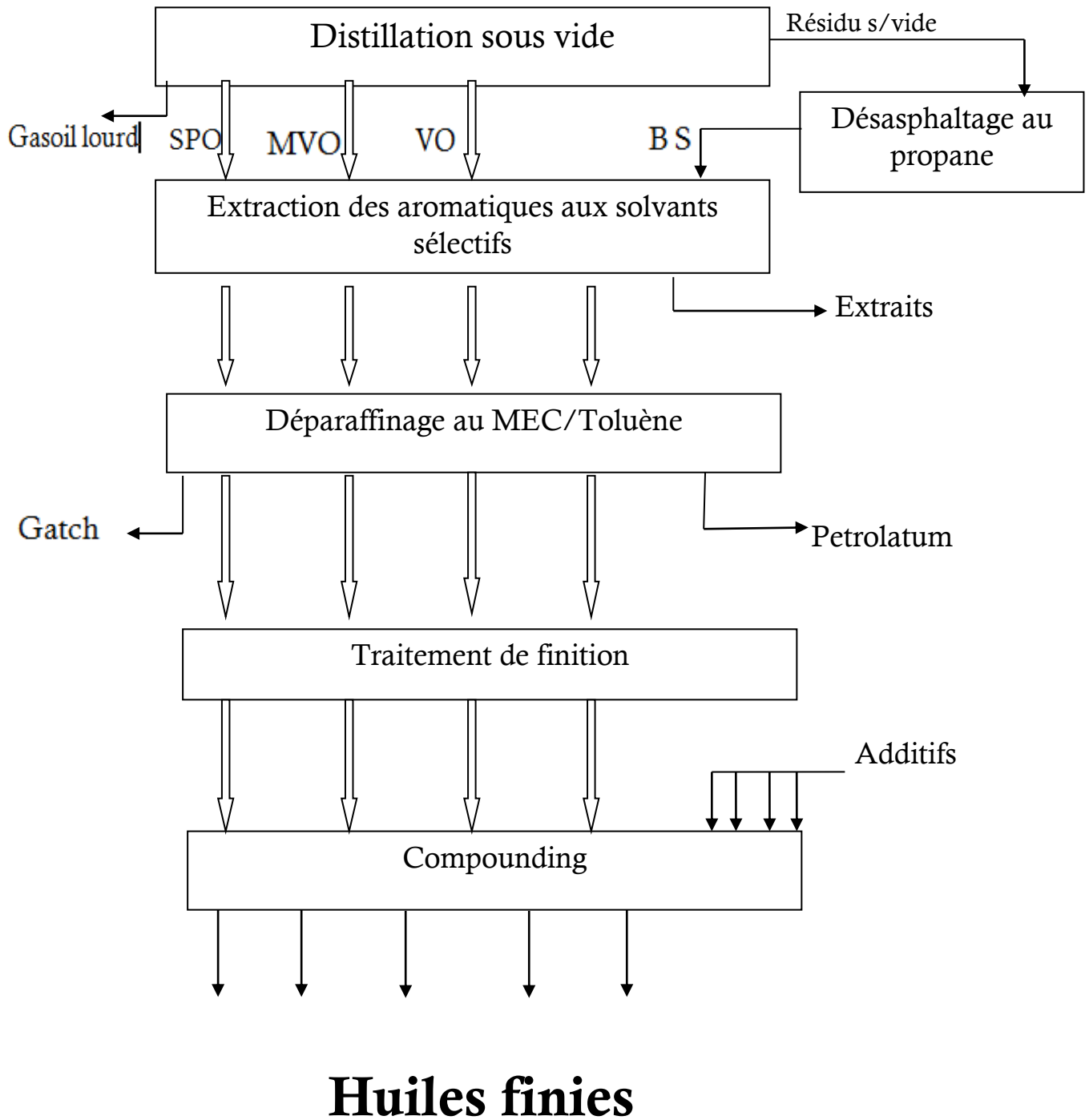


Fig IV-05 : Schéma simplifié de traitement de finition

IV.2. Chaîne de fabrication des huiles :



V.1.Procédé d'extraction par solvant selectif :

V.1.1.Principe de l'extraction liquide-liquide : [13]

L'extraction liquide-liquide est l'un des procédés physico-chimiques, consistant à retenir d'un mélange liquide certains constituants dits indésirables par contact avec un autre liquide. Les hydrocarbures aromatiques polycycliques et naphthéno-aromatiques à courtes chaînes latérales, les hydrocarbures non-saturés, les composés azotés et sulfurés, ainsi que les corps résineux sont classés parmi les constituants indésirables des huiles.

La substance extraite ou le soluté (constituants indésirables) est obtenue sous forme de solution, par conséquent, l'extraction liquide doit être associée à un autre fractionnement afin d'obtenir le soluté désiré et de récupérer le solvant.

L'opération se passe en deux temps :

- Dans le premier temps, les deux liquides sont mélangés de manière à réaliser un contact intime aussi longtemps que possible pour que les indésirables puissent traverser l'interface et passer dans le solvant jusqu'à atteindre la concentration d'équilibre.
- Dans le second temps, les deux phases formées sont séparées sans que l'une entraîne l'autre, la phase enrichie en soluté est l'extrait, celle appauvrie en soluté est le raffinat.

La méthode est basée sur la différence de solubilité des composants des fractions pétrolières dans les solvants selectifs.

Ce procédé a les avantages et les inconvénients suivants :

Avantages :

L'extraction a lieu à :

- Une Température et pression normales
- Avec Sélectivité élevée

Il y a aussi possibilité de contrôler les dépenses énergétiques pour la séparation.

Inconvénients :

- Il y a présence de solvant dans les produits finis, ou dans les résidus , et donc perte éventuelle de solvant
- Coût d'acquisition du solvant élevé
- Complexité des installations de traitement

V.1.2.Mécanismes de l'extraction : [13]

Etant donné que les fractions pétrolières possèdent essentiellement des hydrocarbures non polaires (paraffines), l'extraction sélective de la partie indésirable (aromatiques) ne devient possible qu'en cas d'apparition de l'effet de **DEBAY** sous l'action du champ électrique des molécules du solvant polaire. La théorie proposée en **1923** relative aux interactions ioniques des électrolytes, explique quantitativement l'attraction entre ions dissociés dans une solution.

Les hydrocarbures aromatiques ont la plus grande valeur de polarisation, les naphthéniques et les paraffiniques ont la plus faible, et pour cette raison, les aromatiques subissent facilement l'action du champ électrique des solvants polaires . Par suite de cette action, il se produit dans leurs molécules un moment dipolaire induit, ce qui entraîne leur association avec les molécules du solvant ou précisément leur dissolution dans ce solvant.

La polarisation des hydrocarbures aromatiques croît avec l'augmentation du nombre de cycle, mais décroît quand le noyau aromatique est fortement protégé par les chaînes aliphatiques ou les noyaux naphthéniques. Plus ces chaînes sont longues et nombreuses et plus la dissolution des aromatiques dans le solvant diminue.

L'emploi d'un solvant à moment dipolaire élevé conduit à la dissolution non seulement des hydrocarbures aromatiques, mais aussi à la dissolution des naphthéniques et paraffines.

Dans la pratique, cela conduit à l'augmentation du pouvoir dissolvant et à la diminution de l'action sélective du solvant. Par contre un solvant à faible moment dipolaire possède un faible pouvoir dissolvant pour une forte sélectivité. Il en résulte que le pouvoir dissolvant et le pouvoir sélectif des solvants polaires dépendent de la valeur de leur moment dipolaire.

D'autre part, afin que le corps se dissolve dans le solvant, il est indispensable d'assurer l'attraction entre les molécules du solvant et les molécules du corps à dissoudre. L'attraction entre les molécules s'effectue grâce aux forces de VAN DER WAALS et aux liaisons de l'hydrogène.

Les forces de VAN DER WAALS ou attraction électrique de VAN DER WAALS résulte de l'interaction mutuelle des électrons et des noyaux des molécules. L'attraction de VAN DER WAALS n'a d'importance que lorsque les molécules sont très près les unes des autres ou lorsqu'elles se touchent presque. L'attraction électronique de VAN DER WAALS entre molécules s'accroît avec l'augmentation du nombre d'électrons par molécule c'est-à-dire avec le poids moléculaire. Les molécules lourdes (contenant beaucoup d'électrons) s'attirent entre elles fortement en comparaison avec les molécules légères.

Les liaisons d'hydrogène : L'atome d'hydrogène peut former une liaison entre deux atomes électronégatifs (O,N,F) si l'un a une paire d'électron libre.

V.1.3.Équilibre isotherme entre phases liquides :[11]

Généralités :

Le système le plus simple que l'on puisse rencontrer dans l'extraction liquide-liquide est le système ternaire où un seul soluté se propage entre deux liquides peu ou pas miscibles ; le système est totalement défini au moyen d'un diagramme tri-dimensionnel. Ainsi la théorie en pratique de l'extraction se réfère à ce type de système.

Diagramme triangulaire :

La mise en contact parfait d'un solvant S et d'une charge "C" constituée par le soluté "A" et le diluant "B", donne deux phases liquides en équilibre.

Soit une phase riche en solvant appelée "EXTRAIT".

Et une phase pauvre en solvant appelée "RAFFINAT".

Le diagramme triangulaire donne une représentation complète de l'équilibre isotherme, cette représentation repose sur la propriété suivante des triangles équilatéraux :

La somme des segments découpés sur les cotés par des parallèles à ceux-ci, à partir d'un point du triangle, est égale à un coté où :

$$\overline{Sa} + \overline{Ab} + \overline{Bs} = \overline{BS} = \overline{SA}$$

- Chaque sommet représente un corps pur ou un ensemble de corps ayant les mêmes propriétés vis-à-vis des deux autres constituants.
- Tous les points représentatifs situés sur un côté représentent un mélange binaire.

- Tous les points situés sur une même parallèle à un côté sont des mélanges ternaires M dont la composition est la même en élément représenté par le sommet qui lui est opposé. Où la composition de ce mélange sera :

$$W_A = \overline{Sa} \quad , \quad W_B = \overline{Ab} \quad , \quad W_s = \overline{Bs}$$

d'où : $W_A + W_B + W_C = 100\%$

C'est-à-dire qu'un côté du triangle est équivalent à 100%. Avec :

M: Mélange ternaire représenté par un point à l'intérieur du triangle.

W : pourcentage en poids de chaque constituant.

On établit que le mélange des solutions i et j donne une solution globale représentée par un point M situé sur ij tel que:

Les coordonnées des points i et j précisent les compositions des solutions tel que :

$$\frac{\overline{Mi}}{\overline{Mj}} = \frac{j}{i}$$

i et j représentent leurs quantités.

Il se peut que le point M n'ait pas de signification physique, c'est-à-dire qu'il ne lui corresponde pas une phase homogène mais au contraire un extrait E et un raffinat R en équilibre Fig V.2. D'après la règle des moments chimiques, on aura :

$$\frac{\overline{ME}}{\overline{MR}} = \frac{R}{E}$$

L'ensemble des points représentatifs des phases saturées (extraits et raffinats) constitue une courbe qui peut être soit à une branche, soit à deux branches. Dans le cas de la Fig V.2 les extraits et les raffinats tendent l'un vers l'autre quand leur teneur en soluté A croît ; les lignes d'équilibre

raccourcissent pour se transformer à la limite en un point critique (P_c). la courbe, lieu des solutions saturées, s'appelle l'isotherme de solubilité ; elle divise le triangle en plusieurs régions dont l'une correspond à des mélanges globaux M se résolvant en deux phases en équilibre (zone d'immiscibilité).

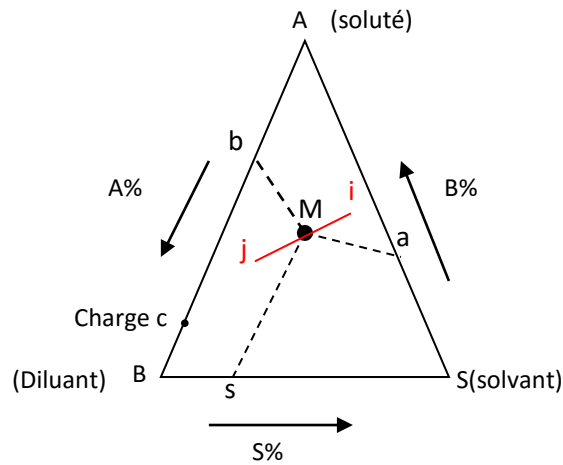


Fig V.1 : Représentation triangulaire équilatérale

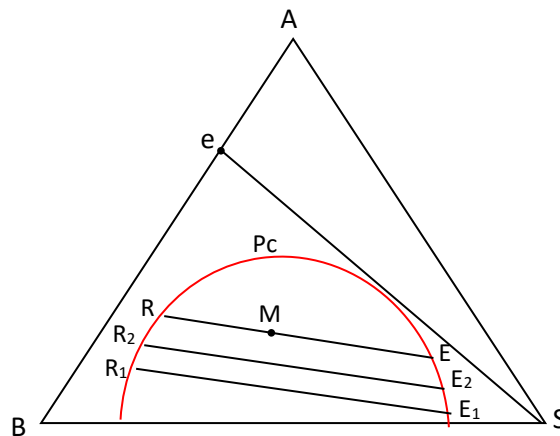


Fig V.2 : Isotherme de solubilité à une branche

Influence de la température:

En général, une diminution de la température de traitement se traduit par une diminution de la zone de miscibilité sur le diagramme ternaire. Il faut remarquer aussi que la température a une influence sur la pente des lignes d'équilibre.

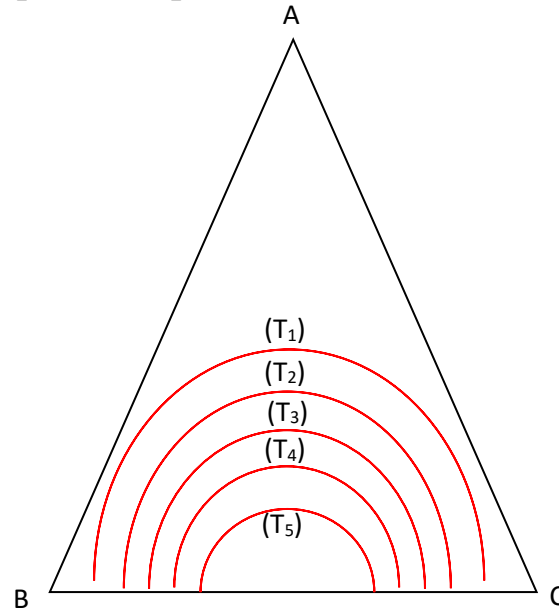


Fig V.3 : Influence de la température sur la zone de miscibilité

V.2.Modes d'extraction : [13]

Les différentes méthodes d'extraction qui peuvent être employées sont les suivantes :

V.2.1.Extraction en un étage:

On mélange une certaine quantité C de charge initiale (A+B) à un solvant S. Ce mélange global obtenu est décanté, on obtient ainsi les phases de raffinat et d'extrait. La composition de l'extrait et du raffinat se diffère par la teneur en soluté.

Il est à remarquer qu'il est impossible à un seul étage d'extraction de séparer complètement les constituants A et B.

V.2.2. Extraction à contact multiple :

Il s'agit dans ce procédé d'une succession de traitements d'extraction à un étage. Le raffinat obtenu dans un étage est traité par une nouvelle quantité de solvant frais à chaque étage.

L'extraction à contact multiple fournit un raffinat unique qui peut être très pauvre en soluté et d'autant d'extraits qu'il y a d'étages de traitements.

L'inconvénient de cette méthode est le débit élevé du solvant.

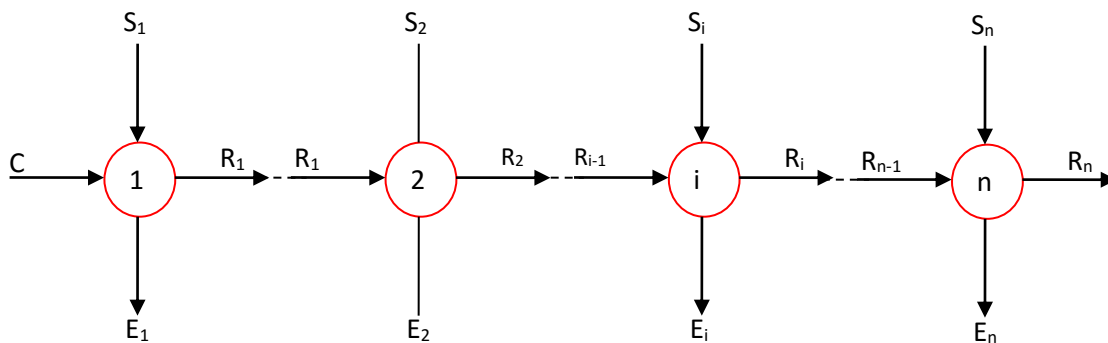


Fig V.4 : Schéma d'extraction à contact multiple

V.2.3. Extraction à contre courant :

Selon le mode d'écoulement des liquides, deux types de contre-courants sont à considérer :

- Le contre courant à contact continu est obtenu dans les appareils à remplissage type colonne; les deux phases s'écoulent en restant toujours en contact.
- Le contre-courant à contact discontinu correspond au fonctionnement d'une suite discontinue d'étages de contact.

Dans chaque étage, les phases sont mises en contact, puis séparées; entre deux étages, elles circulent séparément et en un sens inverse comme le montre la figure V.5

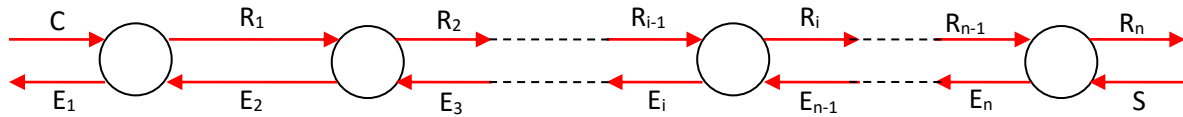


Fig V.5 : Schéma d'extraction à contre courant

V.3. Influence des différents paramètres sur le procédé d'extraction : [15]

La mise en œuvre industrielle du procédé d'extraction est basée essentiellement sur le choix des différentes variables qui permettent, de réaliser l'opération dans les meilleures conditions :

- ❖ **Nature de la charge** : la nature de la charge a une importance prépondérante sur les résultats de l'extraction. En règle générale, pour des charges de type distillat, plus la charge est visqueuse et de forte densité, plus l'extraction sera difficile. Cela s'explique par le fait que les charges visqueuses contiennent plus de molécules cycliques complexes que les coupes de faible viscosité.
- ❖ **Taux de solvant** : le taux de solvant se définit en pourcentage volumique du débit de charge ou d'alimentation d'extracteur. Plus on augmente le taux de solvant pour une charge de qualité donnée, plus on augmente l'avancement de l'extraction, ce qui se traduit par :
 - Une augmentation de l'indice de viscosité, due à une diminution des molécules naphthéniques et aromatiques dans le raffinat.
 - Une diminution du rendement en raffinat.
 - Une augmentation de l'aromaticité de l'extrait.
- ❖ **Température d'extraction** : l'augmentation de la température d'extraction, augmente la solubilité des molécules aromatiques dans le solvant, mais cette augmentation est limitée par la miscibilité du

raffinat dans le solvant. Enfin lorsqu'on atteint une température déterminée, on obtient une solution homogène. Cette température s'appelle « température critique de dissolution TCD »

Lorsque cette température est atteinte, il n'y a alors plus qu'une phase dans l'extracteur, rendant bien évidemment impossible toute extraction. Donc le choix de la température d'extraction dépend de la température critique de dissolution du mélange, car l'extraction aux solvants sélectifs n'est possible que dans les limites de température entre lesquelles existent le système diphasique.

❖ **Gradient de température** : le gradient de température entre le fond et le sommet d'extracteur permet en générale d'augmenter notablement l'efficacité d'une colonne de hauteur donnée et c'est l'expérience qui indiquera quel est le gradient à employer selon la nature de la charge et le taux de solvant :

- Une température élevée en tête de colonne permet d'éliminer les composants à faible IV du raffinat. Ceci s'explique par l'augmentation de la solubilité du solvant vis-à-vis des molécules naphthéniques et aromatiques.
- Une température basse en fond de tour permet de relarguer de l'extrait des composants à IV correct, car la sélectivité du solvant pour les molécules aromatiques augmente quand la température diminue.
- Les températures d'extraction varient beaucoup en fonction des bruts, de la viscosité de la charge traitée et de la qualité désirée.

❖ **Débit de charge de l'extracteur** : Le débit de la charge intervient dans les résultats de l'extraction par son impact sur la vitesse des fluides à l'intérieur de la colonne elle-même, modifiant la taille des gouttelettes solvant/produit en contact.

❖ **Pureté du solvant** : Le solvant peut être contaminé principalement par deux composants :

- L'eau provenant de la charge et de la vapeur de rectification employée dans le procédé de récupération du solvant ;
- Les fractions huileuses, résultantes souvent d'entraînement mécaniques dans les tours de séparation solvant/raffinat

Même en quantité très faible, ces contaminants dégradent de façon sensible la qualité de l'extraction.

❖ **Choix de l'extracteur** : Les appareils les plus utilisés à l'échelle industrielle sont: les colonne à garnissage et le Contacteur à Disques Rotatifs (RDC).

Le disque rotatif : Dans un RDC, la zone active est constituée par des compartiments formés par une série d'anneaux fixes, entre lesquels se trouvent des disques entraînés en rotation par un axe central. Les zones supérieure et inférieure peuvent être séparées des zones de contact par une grille ou un matelas métallique, destiné à limiter l'agitation dans ces zones de décantation.

La fraction légère pénètre dans le RDC par la zone inférieure et le traverse à contre-courant de la phase lourde qui est entrée dans la zone supérieure. L'une des phases est dispersée dans chaque compartiment compris entre deux anneaux fixes et la taille des gouttelettes est réglée par la vitesse de rotation du disque.

Dans un RDC, à l'exception des zones d'extrémités, il n'y a pas de succession de dispersions et de coalescence. Le mouvement du liquide est formé de deux composantes, une rotation et un mouvement vertical plus lent, dirigé par les disques et les anneaux.

Les paramètres opératoires et de conception sont les suivants :

- Vitesse de rotation

- Diamètre des disques rotors
- Diamètre de l'ouverture centrale des anneaux statoriques
- Diamètre de la virole
- Débit de charge
- Rapport de phases
- Espacement vertical entre les anneaux

Choix du solvant : Le solvant est choisi en tenant compte des critères suivants :

1-La sélectivité :

Le solvant doit dissoudre de préférence le soluté souhaité et non d'autres solutés éventuellement présents.

2- Le pouvoir solvant :

Le pouvoir solvant s'exprime par la quantité de soluté qui peut se dissoudre dans une unité de volume ou de poids de solvant.

3- La densité :

Pour que la décantation entre deux phases, diluant et solvant, s'opère facilement, il faut que la différence de leurs densités ne soit pas trop faible.

4- La stabilité :

Le solvant doit résister à toute dissociation ou dégradation due à une augmentation de la température ou à une diminution de l'ordre de "ppm" de la phase d'alimentation.

5- La régénération :

La régénération se fait le plus souvent par distillation rarement par une deuxième extraction ou par cristallisation; et donc la tension de vapeur du soluté doit être bien différente de celle du solvant.

6- Récupération facile :

La tension de vapeur largement différente de celle de l'extrait et du raffinat est suffisamment faible pour ne pas surcharger l'appareillage.

7- La sécurité :

Pour des raisons de sécurité, le solvant devra être :

- Non inflammable
- Le moins toxique possible et non corrosif
- Une basse volatilité.

V.4. Les solvants d'extraction : [11] [14] [15]

Les tableaux N°V-1 et N°V-2 suivants donnent respectivement une comparaison des caractéristiques les plus importantes des solvants d'extraction, leurs fréquences d'utilisation et leurs critères de choix d'utilisation. Ces principaux solvants sont généralement utilisés dans l'industrie pétrochimique.

Solvants	Formule	Densité d_4^{20}	Point d'ébullition (°C)
Dioxyde de soufre	SO ₂	1.397	-10
Furfural	C ₄ H ₃ OCHO	1.162	162
Phénol	C ₆ H ₅ OH	1.072	182
NMP	C ₄ H ₆ ONCH ₃	1.030	202

Tableau V.1 : Solvants utilisés dans le procédé d'extraction

Caractéristiques	Furfural	NMP	Phénol
Cout relatif	1.0	1.5	0.36
d_4^{20}	1.162	1.03	1.072
Point d'ébullition	162	202	182
Enthalpie de vaporisation à 60mmHg (Kj/Kg)	451	493	479
Sélectivité	Excellente	Très bonne	Bonne
Pouvoir solvant	Bon	Excellent	Très bon
Stabilité	Bonne	Excellente	Très bon
Biodégradabilité	Bonne	Bonne	Bonne
Toxicité	Modérée	Faible	forte

Tableau V.2 : Comparaison des critères de choix d'utilisation entre le

Furfural, la NMP et le Phénol

V.5. Présentation du furfural :

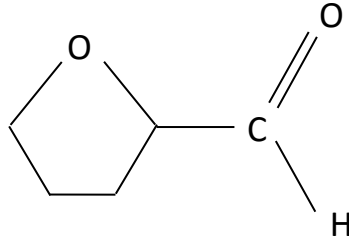
Le furfural est un aldéhyde, il est nommé aussi aldéhyde furanique du furfurolique ou le furfuraldéhyde.

Sa découverte est due à DEOBEREINE en 1831, STEMHOUSE reconnu sa formule en 1840 et FAWES proposa de l'appeler furfural.

V.5.1. Identification de la substance :

- Formule : $C_5H_4O_2$

- Structure :



- Synonymes : 2-furaldéhyde, furfuradéhyde, huile artificielle de fourmi fural, 2-furancarboxaléhyde, aldéhyde pyromucic, 2-formylfuran, 2-furyl-méthanol.

Le furfural est un liquide inflammable.

Le furfural est d'aspect sans couleur à jaunâtre, c'est un liquide huileux et combustible qui s'obscurcit à rouge-brun au contact de la lumière et de l'air et son odeur est celle de l'amande.

V.5.2. Propriétés physiques :

Liquide huileux, d'odeur agréable, il dissout les hydrocarbures aromatiques mais pas les hydrocarbures paraffiniques.

Il forme avec l'eau un azéotrope à une température supérieure à 120 °C.

Données physiques:

- Poids moléculaire : 96,08 gr/mole

- Point d'ébullition : 161,7 °C

- $D_{25}^4 = 1,1563$ (à 77°C)

- Point de fusion : -36,5°C

- Pression de vapeur : 2 mm hectogramme à 20 °C

- Solubilité : légèrement soluble dans l'eau, soluble dans l'alcool, l'éther et le benzène

Réactivité:

- Point d'inflammabilité : 60°C
- La température d'auto-inflammation : 316°C

D'autres propriétés:

- tension de vapeur :

$$\log p \text{ (atm)} = a \log t(t^{\circ}\text{C}) + b$$

$$a=4,522 \quad ; \quad b=9,987$$

- Température critique : $T_c = 396,7^{\circ}\text{C}$
- Pression critique: $P_c=54,3 \text{ atm}$
- Chaleur spécifique moyenne de 100 à 150°C : 0,47 kcal/kg°C
- La composition en furfural à l'azéotrope avec l'eau est de 35% en poids et la température d'ébullition est de 97,9°C
- Chaleur de vaporisation : 38,6 kJ/mole
- Chaleur de combustion liquide : 2344 kJ/mole

V.5.3. Propriétés chimiques:

Le furfural manifeste toutes les propriétés chimiques d'un aldéhyde aromatique.

Stabilité à l'oxydation :

Le furfural est pratiquement incolore à l'état pur, il prend rapidement une couleur foncée au contact de l'air à la suite d'une oxydation et devient un liquide brun avant de se transformer en une résine noire.

Il donne en premier lieu la formation d'un mélange d'acides tels que : acide formique, acide furoïque.

L'oxydation et l'acidité sont favorisées par la température et sont accélérées par la présence de l'eau et d'oxygène de l'air.

La présence de l'oxygène dans la fonction d'aldéhyde détermine la facilité à l'oxydation de cette fonction en carboxyde, ce qui donne des acides à même nombre de carbone.

Stabilité thermique :

Le furfural est stable jusqu'à 200°C environ, et à une température de 230°C, il subit une dégradation forte, ce qui provoque la formation de coke.

La décomposition du furfural est favorisée également par certains composés instables contenus dans l'extrait.

V.5.4. Les pertes en Furfural :

Les pertes en furfural sont de 3 types :

- La décomposition thermique
 - L'oxydation
 - La formation d'un mélange azéotropique
- a- L'oxydation : Le furfural s'oxyde facilement au contact de l'air donnant naissance à un mélange d'acides.
- b- La décomposition thermique : A une température de 230°C, le furfural subit une dégradation forte ce qui provoque la formation de coke.

La décomposition thermique ou par oxydation occasionne une perte de furfural accompagnée d'un encrassement du matériel par dépôt de coke, et d'une corrosion des équipements du fait de la formation d'acides.

V.6. N-METHYL-2 PYRROLIDONE :

La N-méthyl-2 pyrrolidone est un lactame qui se présente sous la forme d'un liquide incolore, hygroscopique et qui possède une légère odeur d'amine. Elle est complètement soluble dans l'eau, dans les alcools, dans les éthers, dans les cétones et dans les hydrocarbures aromatiques. C'est un solvant pour des nombreux polymères.

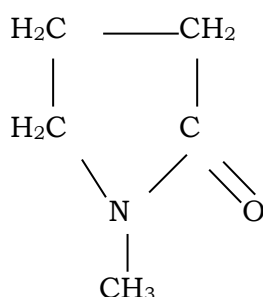
Les propriétés physiques suivantes indiquent que la NMP est un solvant peu volatil et modérément inflammable.

Caractéristiques	NMP
Point d'ébullition	202 °C à la pression atmosphérique.
Point d'éclair	95 °C en coupelle ouverte.
Tension de vapeur	0,29 mmHg à 20 °C.
Température d'auto inflammation	270 °C.
Formule brute	C ₅ H ₉ NO.
Masse molaire	99,15 g/mole.

Tableau V.3 : Propriétés physiques du NMP

La NMP n'est pas miscible avec les hydrocarbures aliphatiques de sorte que l'ajout d'un deuxième solvant est nécessaire si l'on désire la mélanger à ces derniers.

La N-méthylpyrrolidone dont les caractéristiques physiques principales sont indiquées sur le tableau V-3 a pour formule chimique développée ci-après:



La NMP présente par rapport au furfural les avantages et inconvénients suivants:

Avantages:

- Meilleure stabilité
- Meilleure résistance à l'oxydation
- Entraînement dans le raffinat et faible dans l'extrait
- Pouvoir solvant vis-à-vis des aromatiques plus élevé
- Température de traitement plus faible
- Toxicité plus faible
- La N-méthylpyrrolidone est peu volatile
- Certaines préparations commerciales sont non inflammables
- Biodégradable et non cancérigène

Inconvénients:

- Densité faible
- Sélectivité plus faible que les autres solvants
- Température d'ébullition plus élevée
- Le temps de séchage des boues peut s'étendre sur plusieurs jours,

à cause de la faible volatilité de la N-méthylpyrrolidone

IV.7. SO₂ DIOXYDE DE SOUFRE liquide :

Des développements ultérieurs se sont orientés vers l'utilisation de solvants sélectifs dont le premier de tous fut le dioxyde de soufre liquide.

L'extraction par le SO₂ liquide ne peut être utilisée que pour des charges peu paraffiniques à cause des faibles températures requises pour l'extraction et parmi les inconvénients d'extraction par le SO₂ liquide, c'est qu'il est corrosif et toxique.

Le point d'ébullition du SO₂ liquide est bas : -10 °C et pour cela le SO₂ vapeur forme avec l'air de l'acide sulfurique.

La densité du dioxyde de soufre est égale à 1,397, sa formule est le SO₂.

V.8. PHENOL C₆H₅OH :

Le procédé au phénol est peu sélectif à cause du bon pouvoir solvant du phénol, pour les molécules à caractère naphénique, il est souvent nécessaire de réduire le pouvoir solvant du phénol par addition d'eau, pour procéder à l'extraction sur des charges naphéniques. La faible différence de densité entre les deux phases liquides impose d'utiliser des appareillages à haut pouvoir de séparation (centrifugeuse à colonne de type spécial). Le phénol a un fort potentiel de pollution des effluents aqueux et une toxicité importante.

Sa densité est de 1,072, et son point d'ébullition est de 182 °C.

VI.1. Description de l'unité d'extraction au furfural : [14]

L'unité 23 d'extraction des hydrocarbures aromatiques se situe dans la zone 07 de la raffinerie d'Arzew.

Le procédé d'extraction dans les installations actuelles est effectué généralement selon le principe du contre-courant, qui est assuré par la différence de densité entre le distillat et le solvant.

L'unité d'extraction au furfural est destinée à séparer les aromatiques des hydrocarbures contenus dans les distillats de l'unité U21 et l'huile désasphaltée de l'unité U22, pour améliorer l'indice de viscosité.

L'unité comprend cinq sections qui sont :

Section de désaération :

Un désaérateur est prévu pour éliminer l'air dissout dans la charge, car cet air pourrait détériorer les propriétés du furfural. La désaération est effectuée par stripage sous-vide à la vapeur d'eau, et le vide est créé par un système d'éjecteurs (23K1) et un condenseur barométrique (23D6).

La charge d'huile est pompée à partir des bacs de stockage de distillat sous-vide ou de DAO, vers l'unité par la pompe (23G1), chargée dans le désaérateur (23C2) à travers l'échangeur huile/furfural (23E1) dans lequel la charge est chauffée jusqu'à la température de désaération désirée.

Section d'extraction :

L'huile du fond du désaérateur est chargée au milieu du (23C1) RDC par la pompe de charge (23G2) à travers le refroidisseur (23E2).

Le furfural contenu dans le fractionnateur (23C9), est injecté en tête du RDC par la pompe (23G 3) à travers l'échangeur (23E1) et le refroidisseur à air (23E3). On obtient aussi deux phases séparées par une interface en tête de (23C1).

La phase riche en furfural (extrait) contenant la plus grande proportion du solvant avec les composés aromatiques et les matières indésirables s'écoule de haut en bas.

La phase riche en huile (raffinat) monte en tête du RDC (en raison de sa faible densité par rapport à l'extrait) et contient les composés désirables à haut indice de viscosité.

Section de récupération de raffinat :

Le mélange (raffinat+furfural) récupéré en tête du RDC est chauffé à la température de service à travers l'échangeur (23E5) et le four (23F1), puis il est envoyé dans la colonne de flash (23C3) où la grande partie de furfural est vaporisée en tête de colonne. Le liquide recueilli au fond de la colonne de flash (23C3) s'écoule par gravité vers le stripper de raffinat (23C4) où le reste de furfural est vaporisé par stripage à la vapeur surchauffée. Du stripper, le raffinat aspiré par la pompe (23G5) à travers l'échangeur (23E5) et le refroidisseur (23E4), ensuite dans les bacs intermédiaires.

Section de récupération de l'extrait :

Le mélange d'extrait récupéré au fond du RDC est chauffé à travers une batterie d'échangeur (23E8), (23E6), (23E7), le mélange d'extrait partiellement vaporisé subit un flash dans la colonne (23C5) (colonne à basse pression « BP », un reflux de furfural froid est assuré en tête de colonne afin d'éviter les entrainements d'huile provenant de la zone de détente.

Le liquide provenant du fond (23C5) est aspiré par la pompe (23G6) et envoyé vers la colonne de flash d'extrait à haute pression « HP » à travers le four (23F2) où il est chauffé à la température de service.

Une partie de produit de la colonne de flash (HP) est envoyée à la section d'extraction par la pompe (23G8) pour améliorer le rendement en raffinat, le reste est envoyé vers la colonne d'extrait (23C7) où la plus grande partie du furfural restant dans l'extrait est vaporisé sous vide.

Le liquide du fond (23C7) coule par gravité dans le stripper d'extrait (23C8), où le solvant restant dans l'extrait est éliminé par stripage à la vapeur surchauffée. L'extrait est aspiré par la pompe (23G7) passe à travers le refroidisseur à eau (23E10) et dirigé vers fuels.

Section de récupération du furfural :

Le furfural vapeur récupéré des têtes des colonnes de flash (23C3), (23C7), est condensé par l'aéroréfrigérant (23E14), et dirigé vers le ballon (23D1). Le furfural condensé est aspiré par la pompe (23G9), une partie est envoyée comme reflux vers la colonne de flash (23C3), (23C7), (23C5), l'autre partie est envoyée vers le fractionnateur (23C9). Le furfural humide récupéré en tête des strippers (23C4), (23C8), est condensé dans l'aérofrigérant (23E11) et dirigé vers le ballon (23D4) où il descend par gravité dans le ballon (23D2).

Le furfural vapeur récupéré en tête de colonne de flash haute et basse pression (23C5) et (23C6) passe dans les échangeurs (23E7), (23E6), (23E13), puis il est envoyé vers le fractionnateur (23C9). Le furfural récupéré dans le ballon (23D2) est divisé en deux phases séparées, la phase la plus lourde riche en furfural est aspirée par la pompe (23G10) et envoyée en tête des colonnes (23C10), (23C4), (23C8) comme reflux.

Section annexes :

Le MEA (Mono-Ethanol-Amine) est injecté dans le ballon (23D2) par la pompe (23G13) comme inhibiteur pour la neutralisation des matières acides.

Les bacs de stockages de furfural, sont couverts par une couche de gaz inerte afin de protéger le furfural à l'oxydation (gaz inerte produit au niveau de l'unité de déparaffinage au MEC/Toluène). Tous les drainages de points bas (furfural+huile) sont dirigés vers un ballon de récupération (23D3) puis dirigé vers le bac de sloop par la pompe (23G12)

VI.2. Description des spécificités d'une unité à la NMP :

Pour des raisons de compréhension pratique, nous décrivons brièvement, dans cette partie, une unité type utilisant la NMP comme solvant d'extraction. Cette unité est élaborée par la société de raffinage "ESSO. FRANCE".

Alimentation de la charge:

La NMP étant beaucoup plus stable que le Furfural, la sélection de désaération est inutile et le distillat peut être directement introduit dans la tour d'extraction sous régulation de température et de débit.

Alimentation de solvant:

Le pouvoir solvant de la NMP est très important vis-à-vis des aromatiques, mais également notable vis-à-vis des paraffines, ce qui a pour conséquence d'abaisser le rendement raffinat. Pour tempérer le pouvoir solvant de la NMP, on y ajoute une faible quantité d'eau (0,8 à 3,2%) et le solvant qui

circule dans l'unité est en réalité un mélange NMP+eau. La quantité d'eau requise dans le solvant dépend du niveau d'extraction souhaité.

Pour obtenir une marche stable, il faut travailler à concentration en eau constante, ceci signifie qu'il faut suivre la teneur en eau du solvant, car l'eau apportée par la charge se retrouve dans le solvant. Une section de séchage fonctionnant en discontinue est prévue pour éliminer périodiquement l'eau en excès dans le solvant.

La sensibilité de l'eau vis-à-vis du solvant justifie également le remplacement de la vapeur de stripping des sections de récupération du solvant par de l'azote pour les unités utilisant la NMP.

L'injection de solvant se fait en tête de tour sous régulation de débit et de température.

Les taux de solvant utilisés dans une unité à la NMP sont sensiblement plus faibles que dans le cas du Furfural grâce à un pouvoir solvant plus important.

Les températures d'injection de solvant sont plus basses de 10° à 20°C pour un même Indice de Viscosité (VI) recherché et à rendement de raffinat égal.

Section de récupération du solvant dans le raffinat et l'extrait:

La température d'ébullition et la chaleur de vaporisation plus élevées de la NMP ont pour conséquence des niveaux thermiques plus élevés dans les sections de récupération du solvant (310 à 340C°), que dans la cas du Furfural ainsi qu'une consommation énergétique plus importante que dans le cas du Furfural.

Section de séchage de la NMP:

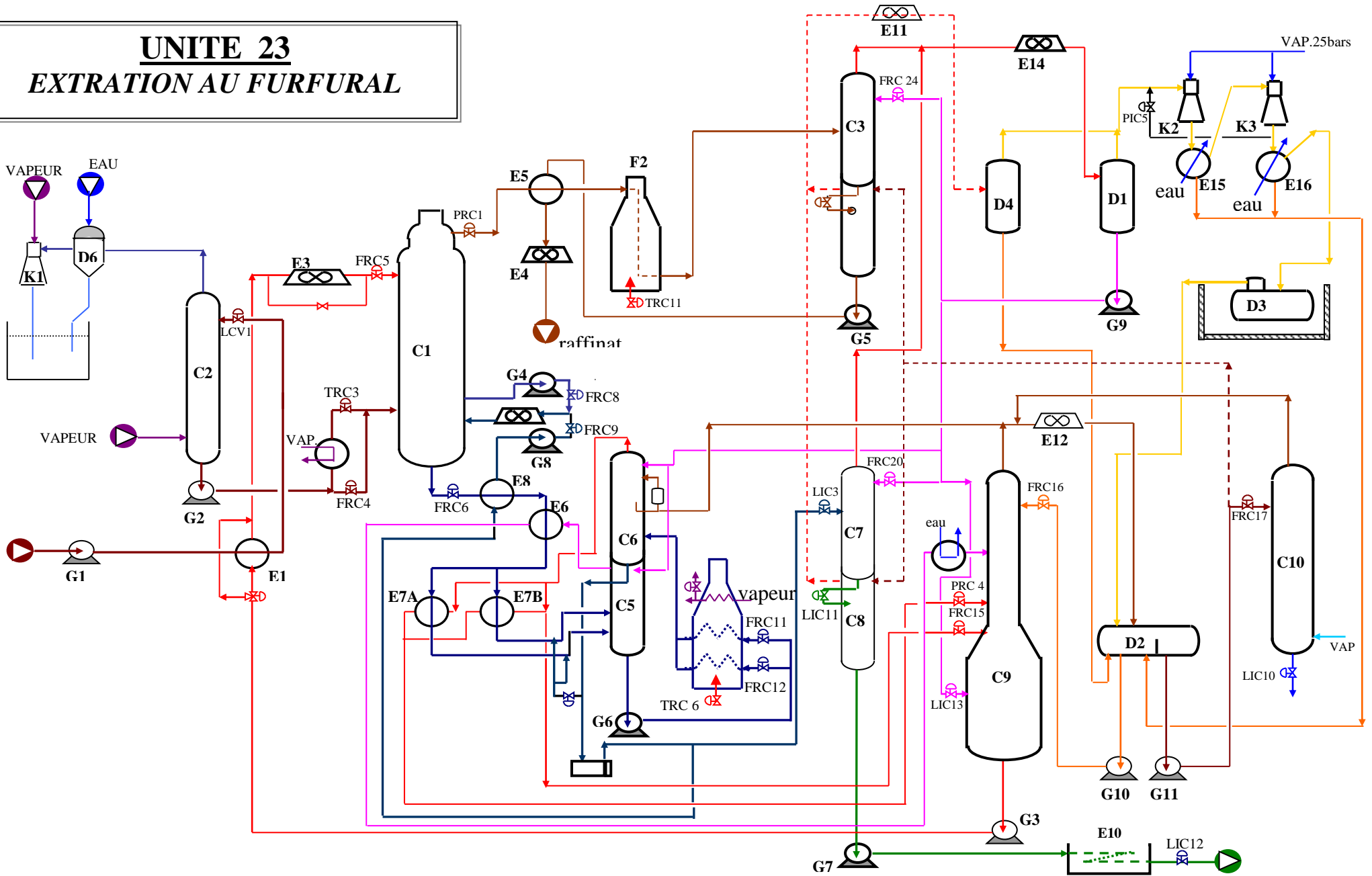
Après refroidissement à environ 50°C, la NMP contenant environ 30 % max d'eau, est temporairement stockée dans un bac. Lorsque ce bac aura atteint un niveau suffisant, la section de déshydratation est démarrée.

L'installation de déshydratation consiste essentiellement en une tour de distillation. La charge de cette tour (NMP contenant entre 15 et 30% d'eau) est préchauffée à 170°C pour obtenir une bonne séparation eau-NMP. L'eau contenant quelques dizaines de ppm de NMP est récupérée en tête de la tour. La NMP contenant environ 15 à 20% d'eau, est récupérée en fond de tour et réexpédiée au bac de stockage. Ceci explique que la teneur en NMP du bac de stockage de NMP humide peut varier de 15 à 30% de teneur en eau compte tenu du très faible débit d'eau pyrrolée (0,1Kg par m³ de distillat traité) et de sa teneur en NMP inférieure à 50 ppm. Ce flux est envoyé à l'unité de traitement des eaux résiduelles de la raffinerie, sans impact notable sur la (RDC).

Lorsque de l'eau supplémentaire est demandée dans le circuit de solvant, consécutivement à une variation du niveau d'extraction requis, on utilise de préférence le mélange solvant eau issu du bac de stockage de la section de déshydratation.

UNITE 23

EXTRATION AU FURFURAL



VII.1. La sécurité dans les hydrocarbures :

Il est à noter que, le personnel peut être engagé dans des opérations où il est exposé à un risque d'accident corporel. C'est le cas en particulier des opérations qui impliquent la manipulation de produits chimiques de nature toxique.

De ce fait, des mesures de sécurité doivent être prises par le personnel d'exploitation ou par l'intervention d'équipe anti-incendie pour les protéger des feux ou des substances dangereuses utilisées dans le procédé.

Protection du personnel : Le fonctionnement des installations d'huiles et de gaz implique la manipulation d'un certain nombre de produits chimiques (désémulsifiants, inhibiteurs de corrosion, réducteurs d'oxygène, anti dépôt...). Des précautions spéciales et le port des équipements de protection individuelle sont nécessaires pour éliminer les risques associés aux produits chimiques.

- Utiliser l'appareil uniquement en bon état technique ainsi que conformément à sa destination en tenant compte de la sécurité des risques et en respectant la notice d'utilisation.
- Respecter les consignes de sécurité de la machine et faire en sorte qu'elles restent lisibles.
- Ne pas laisser la machine sous tension sans surveillance.

VII.1.1. Moyens d'extinction :

- ✓ Utiliser de l'eau pulvérisée, de la mousse résistant à l'alcool, de la poudre sèche ou du dioxyde de carbone.
- ✓ Refroidir par pulvérisation d'eau les récipients fermés se trouvant à proximité de la source d'incendie.

Dangers particuliers résultant de la substance ou du mélange des matières combustibles :

- ✓ Les récipients peuvent exploser en cas de chauffage , car il y a présence de produits inflammables.

Les vapeurs peuvent former des mélanges explosifs avec l'air.

- ✓ Les vapeurs peuvent se déplacer jusqu'à une source d'ignition et entraîner un retour de flamme. Les produits de combustion dangereux sont le Monoxyde de carbone, et le Dioxyde de carbone (CO₂).

VII.1.2. Techniques d'intervention :

En cas d'incident, ou en cas d'urgence, la rapidité et l'efficacité de l'intervention conditionnent le succès des opérations. Les fonctions principales dans ce domaine sont :

- Intervenir en cas d'incendie
- Intervenir sur les feux, les fuites des produits ...
- Faire appliquer les consignes générales et particulières de la sécurité.
- Assurer l'entraînement du personnel aux exercices d'intervention.

VII.1.3. Techniques de prévention :

Elles représentent plus de 98% de la charge de travail du service sécurité. Ils ont pour mission de :

- Réaliser des exercices de simulation (feux, secours à victimes...)
- Assurer le suivi de travaux dans des conditions de sécurité optimale.
- Contrôle journalier des travaux en cour.
- Participer à l'étude et aux modifications concernant les installations.
- Travailler en collaboration avec les médecins de travail.

Feu dans les réservoirs de stockage d'huile stabilisée :

Les scénarios de feu envisagés pour un réservoir de stockage d'huile stabilisée sont les suivants :

- Dans le cas **d'un feu de joint du toit flottant** des réservoirs, les moyens de lutte contre l'incendie mis en œuvre seront les boites a mousses de débits unitaire 12 m³ /h, 5 à 6 bars.
- Dans le cas d'un feu de la cuvette de rétention, le moyen de lutte contre l'incendie mis en œuvre seront les déversoirs à mousse les quatre canons à mousse et les deux demis couronnes de refroidissements qui délivreront un débit de 15 l/min/m.

Feu sur matériels électriques :

Couper le courant électrique et utiliser les extincteurs (CO₂) ou poudre pour éteindre le feu.

Feu à la salle de contrôle :

Le gaz extincteur utilisé est le gaz neutre de type agent propre.

Feu sur la pompe :

- Arrêter et isoler la pompe immédiatement, si celle-ci n'a pas été faite automatiquement.
- Eteindre le feu avec les extincteurs placés à côté, s'il s'avère insuffisant suite à un déversement ; mettre en œuvre le canon à mousse et attaquer le feu en attendant l'arrivée du camion incendie.

Feu sur turbine :

S'assurer que le système automatique a réagi (détection et extinction à CO₂) et s'il n'a pas fonctionné, déclencher manuellement les bouteilles pilotes de CO₂, couper le gaz d'alimentation des turbines et vérifier son bon fonctionnement.

VII.2.Sécurité au Furfural :**Les effets aigus/ symptômes :****Après inhalation :**

- Irritation des voies respiratoires et des muqueuses nasales
- Maux de tête, vertige et pertes de connaissance
- Dépression du système nerveux central
- Trouble du rythme cardiaque
- Difficultés respiratoires
- Risque d'œdème pulmonaire
- Gorge sèche/ mal de gorge

Après ingestion

- Vomissements et nausées
- Douleurs abdominales
- Diarrhée

Après ingestion en grande quantité :

- Trouble de coordination
- Crampes/ contraction musculaires incontrôlées

Après contact avec la peau :

- Peut produire des taches sur la peau

Après contact oculaire

- Irritation du tissu oculaire
- Conjonctivite
- Larmolement

Effets chroniques :

Propriétés cancérogènes humaines incertaines

Après exposition/ contact prolongé ou répété :

- Hypertrophie/ atteinte du foie
- Atteinte du tissu rénal
- Etat de faiblesse
- Eruption/ dermatite
- Tremblements
- Saignement du nez

Préventions :

- Conserver à l'écart des bases puissantes, d'acides forts, d'oxydants puissants, d'aliments, des contenants en fer, en acier ou en aluminium, avec connexion de terre.
- Emballage en petites quantités dans des récipients en verre foncé.
- Contrôle du flux d'air.
- La température ambiante < 60°C.
- Rincer le contenant avec de gaz inertes.
- Valeur limite d'exposition : 2 ppm = 8,0mg/m³

VII.3.Sécurité de la NMP :

VII.3.1.Toxicité :

La toxicité de la NMP est faible, en plus les niveaux d'exposition atmosphérique des travailleurs qui la manipulent ne sont généralement pas très élevés en raison de sa faible tension de vapeur.

Il n'y a pas de cas publiés d'intoxication aiguës chez l'homme où l'exposition de certains volontaires, pendant 8 heures à 50 mg/m³ (12 ppm) de vapeurs de NMP n'a pas provoqué l'irritation des yeux et des voies respiratoires, ni perturber les paramètres de toxicité hépatique.

La NMP demeure suffisamment longtemps sur la peau pour y être absorbée.

La norme légale d'exposition admissible en Allemagne a été fixée à 80 mg/m³(20 ppm) de vapeur de NMP pour une période de 8 heures. Par ailleurs l'Américain Industrial Hygiene Association recommande, en considérant la toxicité sur le développement, de limiter l'exposition

professionnelle à une concentration moyenne de 40 mg/m^3 (10 ppm) pondérée sur 8 heures.

VII.3.2. Préventions :

- LaNMP est hygroscopique et doit conséquemment être protégée contre l'humidité. Le stockage sous atmosphère d'Azote sec constitue le meilleur moyen de contrôle de l'humidité.
- Prendre toutes dispositions pour éviter l'accumulation d'électricité statique.
- Reproduire l'étiquetage en cas de fractionnement des emballages.

Propriétés physico-chimiques de la charge (SAE10) :

Les caractéristiques physico-chimiques de la charge mi visqueuse sont portées sur le tableau suivant :

Propriétés	Valeur
Densité D_4^{15}	0.8942 / 0.8974
Point d'écoulement (°C)	10
Indice de réfraction	1.4865
Viscosité cinématique	
• A 100 °C	5.60
• A 40 °C	41.0
Masse moléculaire	300

Tableau N°1

Propriétés physico-chimiques du raffinat et de l'extrait :

Les résultats des expériences sont portés dans le tableau suivant :

Propriétés	furfural	NMP	Spécifications requis
Taux de solvant : %mass	300	150	-
% vol	231.26	130.22	-
Température d'extraction	70	60	-
Taux de solvant dans le raffinat :			-
✓ % mass	10.8	18.7	-
✓ % vol	7.94	15.52	-
Propriétés de raffinat			
Rendement : % mass	73.5	78.5	<70 %
% vol	77.05	82.33	mass
Densité :			
D ₄ ¹⁵	0.8530/0.8565	0.8582/0.8615	0.8460 /0.8650
Viscosité (cst)			
✓ A 100 °C	3.95	3.84	3.5 /6
✓ A 40 °C	19.12	18.28	17 /21
Indice de viscosité	94	94	92
Propriété de l'extrait :			
Densité :			
D ₄ ¹⁵	0.9400/0.9429	0.9300/0.9330	-

Tableau N°2

On s'intéressera ici, au dimensionnement des principales colonnes de l'unité 23 : la colonne d'extraction 23C1(RDC) et les colonnes de récupération du solvant 23C3, 23C4 du circuit raffinat 23C5, 23C6, 23C7 et 23C8 du circuit d'extrait.

Pour cela, on établit les bilans matière et thermique de chaque colonne, après la détermination du taux de vaporisation, la quantité de NMP évaporée et le pourcentage de récupération du solvant.

VIII.1. Calcul de l'extracteur :

Le RDC assure la séparation des phases raffinat et extrait mixtes dans lesquelles sont répartis différemment les hydrocarbures.

1.1. Données de départ :

- Charge mi-visqueuse (SAE10)
- Débit massique de la charge $G_{ch}=21700$ Kg/h
- Taux de solvant (furfural)= 350 % mass
- Masse volumique de la charge, $\rho_{CH}= 0.8974$ gr/cm³
- Rendement en raffinat = 72 %vol
- Teneur en furfural dans la solution raffinat = 20 %vol

1.2. Volume de charge :

$$V_i = G_i / \rho_i \dots \dots \dots (VIII.1)$$

En se référant aux données de base, on aura:

$$V_{ch} = 21700 / 897.4 = 24.18 \text{ m}^3/\text{h}$$

1.3. Débit de Furfural :

$$G_{\text{furf}} = 3.5 \times G_{\text{ch}} \dots \dots \dots (\text{VIII.2})$$

Il en est de même pour le débit de furfural :

$$G_{\text{furf}} = 3.5 \times 21700 = 75950 \text{ kg/h}$$

1.4. Volume du Furfural :

En application des résultats trouvés plus haut, on aura :

$$V_{\text{furf}} = 75950 / 116 = 65.04 \text{ m}^3/\text{h}$$

1.5. Composition de la solution raffinat :

➤ Détermination de la quantité massique du furfural :

Il est déterminé par l'équation suivant :

$$X_i = v_i \left(\frac{\rho_i}{\rho_m} \right) \dots \dots \dots (\text{VIII.3})$$

Avec :

$$\rho_m = \sum \rho_i \times v_i \dots \dots \dots (\text{VIII.4})$$

Où :

X_i : Fraction massique du constituant i dans le mélange ;

v_i : Teneur du constituant i dans le mélange ;

ρ_i : Masse volumique du constituant i ;

ρ_m : Masse volumique moyenne des constituants ;

$$X_{\text{raf/ch}} = (0.72 \times 0.853) / [0.72 \times 0.853 + (1 - 0.72) \times 1.165]$$

$$X_{\text{raf/ch}} = 0.6531$$

Pour déterminer le débit massique du raffinat mixte sorti de la tête du RDC, il est nécessaire de calculer le débit du raffinat dans la charge et le débit du furfural dans le raffinat:

$$G_{\text{raf/ch}} = X_{\text{raf/ch}} \times G_{\text{ch}} \dots \dots \dots \text{(VIII.5)}$$

Avec:

$G_{\text{raf/ch}}$: Débit massique du raffinat dans la charge;

$$G_{\text{raf/ch}} = 0.6531 \times 21700 = 14172.27 \text{ Kg/h}$$

$$X_{\text{fur/raf}} = (0.2 \times 1.165) / [0.2 \times 1.165 + (1 - 0.2) \times 0.8530] = 0.2545$$

$$X_{\text{raf.m}} = (0.8 \times 0.8530) / [0.8 \times 0.830 + 0.2 \times 1.165] = 0.7455$$

$$G_{\text{fur/raf}} = G_{\text{raf/ch}} \times \frac{X_{\text{fur/raf}}}{X_{\text{raf.m}}} \dots \dots \dots \text{(VIII.6)}$$

Où:

$G_{\text{fur/raf}}$: Débit massique du furfural (kg/h) ;

$$G_{\text{fur/raf}} = 14172.27 \times (0.2545 / 0.7455)$$

$$G_{\text{fur/raf}} = 4838.15 \text{ Kg/h}$$

Le débit de furfural dans la solution raffinat est donc de **4838.15 Kg/h**

Et donc le débit de la solution raffinat est déterminé comme :

$$G_{\text{raf.m}} = G_{\text{raf/ch}} + G_{\text{furf/raf}} \dots \dots \dots (\text{VIII.7})$$

Avec:

$G_{\text{raf.m}}$: débit massique du raffinat mixte (kg/h) ;

$$G_{\text{raf.m}} = 14172.27 + 4838.15 = \mathbf{19010.42 \text{ Kg/h}}$$

1.6. Détermination du débit de la solution extrait:

Pour déterminer le débit massique de l'extrait mixte sorti du fond du RDC, il est nécessaire de calculer le débit de l'extrait dans la charge et le débit du furfural dans l'extrait:

$$G_{\text{ext/ch}} = X_{\text{ext/ch}} \times G_{\text{ch}} \dots \dots \dots (\text{VIII.8})$$

Où:

$G_{\text{ext/ch}}$: Débit massique de l'extrait dans la charge (kg/h) ;

$X_{\text{ext/ch}}$: Fraction massique de l'extrait dans la charge (kg/h) ;

$$G_{\text{ext/ch}} = (1 - 0.6531) \times 21700 = \mathbf{7527.73 \text{ Kg/h}}$$

$$G_{\text{furf/ext}} = G_{\text{furf.tot}} - G_{\text{furf/raf}} \dots \dots \dots (\text{VIII.9})$$

Avec:

$G_{\text{furf.tot}}$: Débit massique du furfural total (kg/h) ;

$G_{\text{furf/ext}}$: Débit massique du furfural dans l'extrait

$$G_{\text{furf/ext}} = 75950 - 4838.15 = \mathbf{71111.87 \text{ Kg/h}}$$

Le débit de la solution extrait est déterminé de la manière suivante:

$$G_{\text{ext.m}} = G_{\text{ext/ch}} + G_{\text{furf/ext}} \dots \dots \dots (\text{VIII.10})$$

Où :

$G_{\text{ext.m}}$: Débit massique de l'extrait mixte (Kg/h) ;

$$G_{\text{ext.m}} = 7527.73 + 71111.85 = 78639.58 \text{Kg/h}$$

1.7. Bilan matière du RDC:

Cas du Furfural

Constituants	% charge	% solution	G (kg/h)
Entrée:			
-Charge	100	100	21700
-Furfural	350	100	75950
Total	450	200	97650
Sortie:			
Raffinat mixte:			
-Raffinat pur	61.31	74.55	14172.27
-Furfural	22.30	25.45	4838.15
Extrait mixte			
-Extrait pur	34.69	9.57	7527.73
-Furfural	327.70	90.43	71111.85
Total	450	200	97650

Tableau N°3

Cas du N.M.P :

A l'échelle de laboratoire, les taux de solvant sont les suivants :

Furfural: 300 % mass N.M.P équivaut à : 150% mass

A l'échelle industrielle pour une charge S.A.E 10(100% design), le taux de solvant furfural est de 350 % mass

Concernant la NMP, le taux de solvant sera de :

$$\mathbf{X=175 \% \text{ mass}}$$

➤ Détermination du débit de la charge :

Cette diminution de taux de solvant nous permet une augmentation du débit de la charge, soit :

$$G_{\text{ch}}=21700 \text{ Kg/h}$$

On a :

$$\mathbf{G= G_{\text{ch}}+ G_{\text{furf}}.....(\text{VIII.11})}$$

$$\text{Et } \mathbf{G= G'_{\text{ch}}+ G_{\text{N.M.P}}.....(\text{VIII.12})}$$

Où :

G : Débit massique total dans le RDC, (Kg/h) ;

G'_{\text{ch}} : Nouveau débit volumique de la charge (dans le cas de N.M.P)

Et

$$\mathbf{G = 21700 + 75950 = 97650 \text{ Kg/h}}$$

$$G = G'_{ch} + G'_{N.M.P} = 100 \% (G'_{ch}) + 175 \% (G'_{ch})$$

On aura donc :

$$G = 275 \% (G'_{ch}) \dots \dots \dots (VIII.13)$$

Donc

$$G'_{ch} = 97650 / 275 \% = 35509.09 \text{ Kg/h}$$

Donc le débit massique de charge pour 100% design, si on utilise la N.M.P+5% d'eau comme solvant est de **35509.09 Kg/h**

Le débit massique de la N.M.P est de :

$$G_{N.M.P} = G - G'_{ch} \dots \dots \dots (VIII.14)$$

$$G_{N.M.P} = 97650 - 35509.09 = 62140.91 \text{ Kg/h}$$

➤ Débit volumique du NMP :

En utilisant la formule (VIII.1), on aura :

$$V_{N.M.P} = 60.33 \text{ m}^3/\text{h}$$

➤ Rendement en raffinat:

Le rendement en raffinat dans l'unité 23 est de 72% vol. D'après le tableau (N°2)

77.05 % vol correspond à : 82.33% vol

Et 72% vol correspondra à X

$$X = 76.93 \% \text{ vol}$$

➤ Teneur en solvant dans la solution raffinat:

En faisant référence au tableau N°2 et pour une teneur en furfural dans le raffinat égale à 20%, la teneur de la NMP dans la même solution sera de **39.09 %** .

➤ Composition de la solution raffinat :

Pour déterminer la composition de la solution raffinat, il est nécessaire de calculer la quantité massique de la NMP et celle du raffinat pur :

Détermination de la quantité massique de la N.M.P :

On calcule la fraction massique de la NMP dans la charge et dans le raffinat d'après la formule (VI.4) et (VI.5), on aura :

$$X_{\text{raf/ch}} = 0.7353$$

$$X_{\text{NMP/raf}} = 0.4351$$

Et

$$X_{\text{raf}} = 0.5649$$

D'après les formules (VIII.5), on détermine le débit massique du raffinat :

$$G_{\text{raf}} = 0.7353 \times 35509.09 = 26109.83 \text{ Kg/h}$$

En connaissant le débit massique du raffinat et en appliquant la formule (VIII.6), on a :

$$G_{\text{NMP/raf}} = G_{\text{raf}}(0.4351 / 0.5649) = 20110.44 \text{ Kg/h}$$

- Détermination de la solution raffinat:

$$G_{\text{raf.m}} = G_{\text{raf}} + G_{\text{NMP/raf}} \dots \dots \dots \text{(VIII.15)}$$

$$G_{\text{raf.m}} = 26109.83 + 20110.44 = 46220.27 \text{Kg/h}$$

- Détermination de la composition de la solution extrait :

D'après la formule (VIII.5), on détermine le débit massique de l'extrait :

$$G_{\text{ext}} = (1 - 0.7353) \times 35509.09 = 9399.26 \text{ Kg/h}$$

En connaissant le débit massique de la NMP dans la solution extrait et le débit massique total de la NMP dans la charge, on aura :

$$G_{\text{NMP/ext}} = 62140.91 - 20110.44 = 42030.47 \text{ Kg/h}$$

Alors:

$$G_{\text{ext.m}} = 9399.26 + 42030.47 = 51429.73 \text{Kg/h}$$

1.8. Bilan matière de l'extracteur:

Constituants	%charge	%solution	G (Kg/h)
Entrée :			
- Charge	100	100	35509.09
- N.M.P	175	100	62140.91
Total	275	200	97650
Sortie :			
Solution raffinat			
- Raffinat	73.53	56.49	26109.83
- N.M.P	56.63	43.51	20110.44
Solution extrait			
- Extrait	26.47	18.28	9399.26
- N.M.P	118.37	81.72	42030.47
Total	275	200	97650

Tableau N°4

En comparant le pourcentage du raffinat dans la charge dans le cas de la NMP (**73.53%**) par rapport à celui du furfural (**61.31%**), on obtient un plus grand rendement en raffinat dans le cas de la NMP. Mais la teneur en solvant de la solution raffinat est plus grande dans le cas de la NMP.

1.9. Bilan thermique de l'extracteur :

- Calcul des enthalpies des constituants i à la température t_i :

$$h_i = 1 / \sqrt{d_{15}^{15}} (0.403t_i + 0.000405t_i^2) \dots \dots \dots \text{(VIII.16)}$$

h_i : Enthalpie du constituant i (Kcal/Kg) ;

t_i : Température du constituant i (°C) ;

d_{15}^{15} : Densité du constituant i à la température 15 °C ;

Alors :

$$h^{60^\circ\text{c}}_{\text{ch}} = 1 / \sqrt{0.8974} \cdot (0.403(60) + 0.000405(60)^2)$$

$$h^{60^\circ\text{c}}_{\text{ch}} = 27.06 \text{ Kcal/Kg}$$

D'après le graphe d'enthalpie liquide et vapeur du NMP et furfural en fonction de la température (voir annexe), on aura :

- Enthalpie du NMP liquide à 85°C $h_{\text{NMP}} = 36.6 \text{ Kcal/Kg}$
- Enthalpie du NMP liquide à 55°C $h_{\text{NMP}} = 23.05 \text{ Kcal/Kg}$
- Enthalpie du reflux (NMP liquide) à 65°C $h_r = 27.59 \text{ Kcal/Kg}$
- Enthalpie du reflux (NMP liquide) à 85°C $h_r = 36.76 \text{ Kcal/Kg}$

Constituants	T (°C)	d_{15}^{15}	h_i (Kcal/Kg)	G_i (Kg/h)	Q_i (Kcal/h)
Entrée:					
- Charge	60	0.8974	27.06	35509.09	960875.98
- NMP	85	1.03	36.6	62140.91	2274357.31
-Reflux circulant	65	1.023	27.59	G_r	Q_{er}
Total	/	/	/	/	3235233.29+ Q_{er}
Sortie:					
Sol.raffinat:					
- Raffinat	80	0.8582	37.59	26109.83	989301.46
- NMP	80	1.03	34.32	20110.44	690190.30
Sol.extrait:					
- Extrait	55	0.9330	24.22	9899.26	227650.07
- NMP	55	1.03	23.05	42030.47	968802.34
- Ref.circulant	85	1.023	36.76	G_r	Q_{sr}
Total	/	/	/	/	2875944.17+Q_{sr}

Tableau N°5

Détermination du débit massique du reflux:

$$\Delta Q = Q_e - Q_s \dots \dots \dots (VIII.17)$$

ΔQ : Différence de la quantité de chaleur entre l'entrée et la sortie du RDC ;

Avec :

Q_e : Quantité de chaleur à l'entrée du RDC (Kcal/h) ;

Q_s : Quantité de chaleur à la sortie du RDC (Kcal/h) ;

D'après le bilan thermique, on sait que la quantité de chaleur d'entrée du RDC est égale à celle de la sortie, soit : $Q_s = Q_e$

$$Q_s = Q_e = 3235233.29 + Q_{cr} = 2875944.17 + Q_{sr}$$

$$\Delta Q_r = Q_{cr} - Q_{sr} = 359289.12 \text{ Kcal/h}$$

$$\Delta Q = G \times \Delta h \dots \dots \dots \text{(VIII.18)}$$

Donc :

$$G_r = \frac{\Delta Q_r}{\Delta h_r}$$

G_r : Débit massique du reflux circulant (Kg/h);

ΔQ_r : Quantité de chaleur du reflux circulant (Kcal/h) ;

Δh_r : Enthalpie du reflux circulant (Kcal/Kg) ;

$$G_r = 359289.12 / (36.76 - 27.59) = 39180.93 \text{ Kg/h}$$

➤ **Calcul du volume total d'alimentation :**

Il est nécessaire de déterminer le volume de la charge entrant dans le RDC à température moyenne, ainsi que le volume de la NMP à la même température pour avoir le volume total d'alimentation du RDC.

Volume de la charge entrant dans le RDC à température moyenne :

Afin de calculer le volume de la charge du RDC, on doit déterminer la température moyenne et la densité de la charge à cette température.

$$T_{\text{moy}} = \frac{T_{\text{sup}} + T_{\text{inf}}}{2} \dots\dots\dots(\text{VIII.19})$$

Ou :

T_{moy} : Température moyenne entre le sommet et le fond (°C);

T_{sup} : Température supérieure de la charge dans le RDC (°C);

T_{inf} : Température inférieure de la charge dans le RDC (°C);

$$T_{\text{moy}} = \frac{60+85}{2} = 72.5^{\circ}\text{C}$$

➤ Détermination de la densité à T_{moy} :

$$d_4^t = d_4^{20} - \alpha(t_s - 20) \dots\dots\dots(\text{VIII.20})$$

Avec :

d_4^t : Densité de la charge à la température moyenne ;

α : Correction moyenne de la température. Elle est donnée par la formule de **KOUSSIAKOV** :

$$\alpha = 0.001828 - 0.00123 d_4^{20} \dots\dots\dots(\text{VIII.21})$$

$$\alpha = 0.001828 - 0.00123 \times 0.8942 = 0.0006$$

Alors:

$$d_{ch}^{72.5^{\circ}\text{C}} = 860.2 \text{ Kg/m}^3$$

Selon la formule (VIII.1), le volume de la charge est égal à :

$$V_{\text{ch}} = \frac{35509.09}{860.2} = 41.28 \text{ m}^3$$

➤ Volume du solvant entrant dans le RDC :

Pour déterminer le volume de la NMP, il faut d'abord calculer α et $d_{NMP}^{72.5^{\circ}C}$, en utilisant les formules (VIII.20) et (VIII.21) :

$$\alpha = 0.00181281 - (0.00132 \times 1.03) = 0.00046$$

$$d_{NMP}^{72.5^{\circ}C} = 1005.4 \text{ Kg/m}^3$$

Connaissant les valeurs α et $d_{NMP}^{72.5^{\circ}C}$, on calcule le volume de la NMP :

$$V_{NMP} = \frac{62140.91}{1005.4} = 61.81 \text{ m}^3/\text{h}$$

➤ Détermination du volume total :

Le volume total d'alimentation est déterminé par la somme des deux volumes calculés précédemment :

$$V_{\text{tot}} = 41.28 + 61.81$$

$$V_{\text{tot}} = 103.09 \text{ m}^3/\text{h}$$

1.10. Dimensionnement du RDC :

➤ Données de base :

Diamètre de l'extracteur : $D_i = 2535$ m

Hauteur d'un compartiment : $H_c = 0.25$ m

Diamètre des disques du rotor : $D_r = 1.3$ m

Diamètre des disques du stator : $D_s = 1.8$ m

Nombre de compartiment : $N_c = 28$

Vitesse de rotation du rotor : $V = 60$ tour/min

Température au fond de la colonne : 90°C

Température au sommet de la colonne : 110°C

➤ Calcul de la vitesse de la goutte du liquide :

Pour calculer la vitesse de la goutte, il est nécessaire de déterminer la température moyenne, la densité du furfural et la densité différentielle entre le furfural et l'huile à cette température :

D'après les formules (VIII.19), (VIII.20) et (VIII.21) :

$$t_m = \frac{100 + 90}{2} = 100^\circ\text{C}$$

$$\alpha = 0.0002902$$

$$d_{furf}^{t_m} = 1.165 - 0.0002902 \times 80 = 1.1418$$

$$\Delta\rho^{t_m} = 1.1418 - 0.8422 = 0.2998$$

$$W_0 = \frac{\delta f}{\mu_f} \cdot 0.012 \left(\frac{\Delta \rho^{tm}}{\rho_f^{tm}} \right)^{0.9} \cdot \left(\frac{9}{D_r n^2} \right) \cdot \left(\frac{D_s}{D_r} \right)^{2.3} \cdot \left(\frac{h_c}{D_r} \right)^{0.9} \cdot \left(\frac{D_s}{D} \right)^{2.7} \dots \text{(VIII.22)}$$

$\Delta \rho^{tm}$: Densité différentielle entre le furfural et l'huile à température moyenne.

ρ_f^{tm} : Densité du furfural à la température moyenne.

$$W_0 = [(42 \times 10^{-3}) / (0.87 \times 10^{-3})] \times 0.012 (0.2998 / 1.1418)^{0.9} \times [9 / (1.3 \times 10.18)] \times (1.8 / 1.3)^{2.3} \times (0.25 / 1.3)^{0.9} \times (1.8 / 2.535)^{2.7}$$

$$W_0 = 0.02249 \text{ m/s}$$

➤ Taux volumique à l'engorgement :

$$X_{\max} = \frac{-3a + \sqrt{a^2 + 8a}}{4(1-a)} \dots \text{(VIII.23)}$$

Avec :

$$a = \frac{V_{ch}}{V_{furf}} = \frac{G_{ch}}{d_{ch}^{tm}} \times \frac{d_{furf}^{tm}}{G_{furf}} \dots \text{(VIII.24)}$$

$$a = \frac{21700}{0.8422} \times \frac{1.1418}{75950} = 0.39$$

Donc :

$$X_{\max} = \frac{-3(0.39) + \sqrt{0.39^2 + 8(0.39)}}{4(1-0.39)}$$

$$X_{\max} = 0.2618$$

La capacité maximale de l'extracteur lors de l'engorgement est déterminée d'après la vitesse totale du mélange et la section du RDC. Ces dernières sont calculées comme suit :

➤ **Vitesse totale du mélange V_m :**

$$V_m = 2\varepsilon \cdot W_0 X_{\max}^2 (1 - X_{\max}) \dots \dots \dots (\text{VIII.25})$$

$$V_m = 2.095 \times 0.02249 (0.2618)^2 (1 - 0.2618)$$

$$V_m = 2.384 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$$

➤ **Section de l'extracteur :**

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \dots \dots \dots (\text{VIII.26})$$

$$S = \frac{3.14 (2.535)^2}{4} = 5.047 \text{ m}^2$$

➤ **Capacité maximale lors de l'engorgement :**

Pour l'huile:

$$V'_H = V_m \cdot S \dots \dots \dots (\text{VIII.27})$$

V'_H : Capacité maximale pour l'huile (m^3/s) ;

$$V'_H = 2.384 \cdot 10^{-3} \times 5.04 = 12.03 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

Pour le furfural :

$$V'_f = \frac{V'_H}{a} \dots \dots \dots (\text{VIII.28})$$

V'_f : Capacité maximale pour le furfural (m^3/s) ;

$$V'_f = \frac{12.03 \cdot 10^{-3}}{0.39} = 30.85 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

➤ Capacité maximale totale :

$$V' = n(V'_H + V'_f) \dots \dots \dots \text{(VIII.29)}$$

V' : Capacité maximale totale (m^3/s) ;

n : Rendement de l'extracteur ;

$$V' = 0.72 (12.03 \times 10^{-3} + 30.85 \times 10^{-3})$$

$$V' = 30.87 \times 10^{-3} \text{m}^3/\text{s}$$

➤ Volume maximal à l'engorgement :

$$V_f = V'_f \cdot 3600 = 111.06 \text{ m}^3/\text{h} \dots \dots \dots \text{(VIII.30)}$$

$$V_H = V'_H \cdot 3600 = 43.308 \text{ m}^3/\text{h} \dots \dots \dots \text{(VIII.31)}$$

➤ Hauteur de l'extracteur :

$$H = N_c + h_c + h_r + h_e \dots \dots \dots \text{(VIII.32)}$$

H : Hauteur de l'extracteur (m);

h_c : Hauteur du compartiment (m);

h_r : Hauteur de la zone de décantation du raffinat (m) ;

h_e : Hauteur de la zone de décantation de l'extrait (m) ;

N_c : Nombre de compartiment ;

$$H = 28 \times 0.25 + 3.43 + 7.67$$

$$H = 18.1 \text{ m}$$

➤ Calcul du temps de décantation des phases :

$$\varepsilon = \frac{S \cdot H}{W} \dots \dots \dots \text{(VIII.33)}$$

S : Section de l'extracteur (m²) ;

W : Vitesse spécifique (m/s) ;

H : Hauteur de la zone correspondante (m) ;

Pour la phase raffinat :

$$W = \frac{G}{\rho} \dots \dots \dots \text{(VIII.34)}$$

$$W = \frac{19010.42}{853} = 2.229 \text{ m/s}$$

D'après les données de départ (H= h₃= 3.43 m), on aura donc :

$$\varepsilon = \frac{5.047 \times 3.43}{2.229} = 7.77 \text{ h}$$

Pour la phase extrait :

Avec la même méthode précédente on aura:

$$W = \frac{78639.58}{939} = 8.37 \text{ (m/s)}$$

Avec H= h₃= 7.76 m

$$\varepsilon = \frac{5.047 \times 7.76}{8.37} = 4.68 \text{ h}$$

Étant donné que le taux de solvant de la NMP calculé est plus petit que celui du furfural, ainsi que le taux de charge entrant dans le RDC déterminé pour 100 % design, donc la colonne d'extraction peut fonctionner avec la NMP comme solvant.

VIII.2. Calcul de la colonne de flash sous-vide 23C3 :

La colonne de flash sous-vide a pour but la récupération de la NMP contenue dans le raffinat mixte.

2.1. Données de base :

- Température d'alimentation : 210°C
- La tension de vapeur de la NMP à 210°C est égale à 1.3 atm d'après le graphe de la tension de vapeur de la NMP et du Furfural en fonction de la température (voir annexe)
- Température au sommet de la colonne : 120°C
- Pression dans la colonne : 130mmHg
- Nombre de plateau : 04
- Distance entre les plateaux : 610mmHg
- Temps de séjour du liquide : 01min
- Débit d'alimentation $G_{\text{raf.m}} = 46220.27\text{g/mol}$
- La masse molaire de la NMP: 99g/mole

2.2. Détermination de la masse molaire du raffinat par la relation de Kraigue :

$$M = (44.29 \times d_{15}^{15}) / (1.03 - d_{15}^{15}) \dots\dots\dots \text{(VIII.35)}$$

$$M = (44.29 \times 0.8582) / (1.03 - 0.8582) = 221.24 \text{ g/mol}$$

2.3. Détermination du coefficient d'équilibre :

$$K_i = p_i^0 / P \dots\dots\dots \text{(VIII.36)}$$

Avec :

K_i : Coefficient d'équilibre

p_i^0 : Tension de vapeur du constituant i à la température de flash (atm) ;

P : Pression d'alimentation (atm) ;

En application de la formule (VIII.36) pour la NMP, on aura :

$$K_{NMP} = p_{NMP}^0 / P \dots\dots\dots \text{(VIII.37)}$$

$$K_{NMP} = 1.3 / 0.171 = 7.60$$

La constante d'équilibre du raffinat K_{raf} est égale à 0 à cause de la tension de vapeur du raffinat qui est très faible par rapport à la pression élevée de la colonne.

2.4. Détermination du taux de vaporisation de la colonne :

Constituants	M_i (Kg/Kmol)	G_i (Kg/h)	$N_i =$ G_i / M_i (Kmol/h)	$\alpha_i =$ $N_i / \sum N_i$	K_i	Taux de vaporisation $e' = 0.57$	
						$X_i' = \frac{\alpha_i}{1 + e'(K_i - 1)}$	$Y_i' = k_i \cdot X_i'$
Raffinat pur	221.24	26109.83	118.02	0.37	0	0.87	0
NMP	99	20110.44	203.14	0.63	7.6	0.13	1
Total	/	46220.27	321.16	1	/	1	1

Tableau N°6

Avec :

N : Débit molaire [Kmol/h] ;

e' : Taux de vaporisation molaire ;

α : Fraction molaire des constituants ;

2.5. Calcul du taux de vaporisation massique :

$$e = e' \left(\frac{M_i Y_i}{M_{ext} \cdot \alpha_{ext} + M_{NMP} \cdot \alpha_{NMP}} \right) \dots \dots \dots \text{(VIII.38)}$$

$$e = 0.57 \cdot [(221.24 \times 0) + (99 \times 1) / (221.24 \times 0.37) + (99 \times 0.63)]$$

$$e = 0.4$$

Ayant ce taux de vaporisation « e », on détermine la quantité du NMP vaporisée dans cette colonne.

2.6. Calcul de la quantité NMP vaporisée :

$$G_{NMP}^V = e \times G_{raf.m} \dots \dots \dots (VIII.39)$$

$$G_{NMP}^V = 0.4 \times 46220.27 = 18488.11 \text{ Kg/h}$$

Donc le débit non vaporisé sera:

$$G_{NMP}^{NV} = G_{NMP.raf.m} - G_{NMP}^V$$

$G_{NMP.raf.m}$: Quantité de la NMP dans le raffinat mixte (Kg/h) ;

$$G_{NMP}^{NV} = 20110.44 - 18488.11 = 1622.33 \text{ Kg/h}$$

2.7. Calcul du pourcentage de récupération du NMP :

$$\%NMP = G_{NMP}^V / G_{NMP.raf.m} \dots \dots \dots (VIII.40)$$

$$\%NMP = (18488.11 / 20110.44) \cdot 100 = 91.94\%$$

2.8. Bilan de matière de la colonne de flash :

	% charge	Débit (Kg/h)
<u>Entrée :</u>		
Raffinat mixte	100	46220.27
<u>Sortie :</u>		
Raffinat pur	56.49	26109.83
NMP non vaporisée	3.51	1622.33
NMP vaporisée	39.40	18488.11
Total	100	46220.27

Tableau N°7

2.9. Bilan thermique :

D'après le graphe d'enthalpie liquide et vapeur du NMP et furfural en fonction de la température (voir annexe), on a :

-Enthalpie du NMP non vaporisé à 210°C $h_{NMP}^l = 100.87$ Kcal/Kg

-Enthalpie de la NMP vapeur à 205°C $h_{NMP}^v = 233.17$ Kcal/Kg

-Enthalpie du reflux liquide à 55°C $h_r^l = 25.2$ Kcal/Kg

-Enthalpie du reflux vapeur à 130°C $h_r^v = 183.1$ Kcal/Kg

➤ L'enthalpie du raffinat pur à T= 210°C :

Il est calculé d'après La formule (VIII.16) :

$$h_{raf} = 1/\sqrt{0.8582} \cdot [0.403 \times 210 + 0.00045 (210)^2]$$

$$h_{raf} = 110.63 \text{ Kcal/Kg}$$

Constituants	T (°C)	G (Kg/h)	h _i (Kcal/Kg)		Q _i (Kcal/Kg)
			h _l	h _v	
Entrée :					
Raffinat pur	210	26109.83	110.63	-	2888530.5
NMP non vaporisée	210	1622.33	100.87	-	163644.4
NMP vaporisée	210	18488.11	-	236.62	4374284.5
Reflux	55	G_r	25.2	-	Q_{e,r}
Total	/	/	/	/	7426459.36+Q_{e,r}
Sortie :					
Raffinat pur	210	20109.83	110.63	-	2888530.5
NMP non vaporisée	210	1622.33	100.87	-	163644.4
NMP vaporisée	205	18488.11	-	233.17	4309576.11
Reflux	130	G_r	-	183.1	Q_{s,r}
Total	/	/	/	/	7361751.01+Q_{s,r}

Tableau N°8

2.10. Détermination du débit massique du reflux :

D'après le bilan thermique, on sait que la quantité de chaleur d'entrée dans la colonne égale à celle de la sortie, et donc $Q_s = Q_e$

Et de la même méthode utilisée précédemment, on détermine la quantité de chaleur et le débit massique du reflux selon les formules (VIII.17) et (VIII.18) :

$$\Delta Q_r = Q_{s,r} - Q_{e,r} = 64708.38 \text{ Kcal/Kg}$$

$$G_r = 409.81 \text{ Kg/h}$$

2.11. Dimensionnement de la colonne :

Le dimensionnement d'une colonne consiste essentiellement à déterminer son diamètre, et sa hauteur.

Au sommet, seul le solvant quitte la colonne 23C3 à l'état vapeur, donc la pression au sommet p_s égale à sa tension de vapeur p^0 .

D'après le graphe de la tension de vapeur de la NMP et du furfural en fonction de la température (voir annexe), on a $p^0 = 1.3 \text{ atm}$ à $t_s = 120^\circ\text{C}$

2.12. Calcul du débit volumique des vapeurs :

$$V_{NMP}^v = 22.4 \cdot \left(\frac{G_{NMP}^v}{M_{NMP}}\right) \cdot \left(\frac{273+t_s}{273}\right) \cdot \frac{1}{p_s} \cdot \frac{1}{3600} \cdot Z \dots \dots \dots \text{(VIII.41)}$$

Avec:

V_{NMP}^v : Débit massique des vapeurs (Kg/h) ;

M_{NMP} : Masse molaire des vapeurs (g/mol) ;

p_s : Pression au sommet de la colonne (atm) ;

t_s : Température au sommet de la colonne ($^\circ\text{C}$) ;

Z : Coefficient de compressibilité, et dans notre cas est égal à 1 (voir annexe) ;

On obtient alors :

$$V_{NMP}^v = 22.4 \cdot \left(\frac{18488.1}{99}\right) \cdot \left(\frac{273+120}{273}\right) \cdot \frac{1}{1.3} \cdot \frac{1}{3600}$$

$$V_{NMP}^v = 0.77 \text{ m}^3/\text{s}$$

2.13. Calcul de la masse volumique des vapeurs :

Elle est calculée comme suit :

$$\rho_v = \frac{G_v}{V_v \cdot 3600} \dots \dots \dots \text{(VIII.42)}$$

ρ_{NMP}^v : Masse volumique des vapeurs à la température t.

$$\rho_{NMP}^v = \frac{G_{NMP}^v}{V_{NMP}^v \cdot 3600} = \frac{18488.11}{0.92 \cdot 3600}$$

$$\rho_{NMP}^v = 5.58 \text{ Kg/m}^3$$

2.14. Calcul de la masse volumique du raffinat mixte à t_s:

D'après les formules (VIII.20) et (VIII.21), on calcule la densité à la température du sommet (120°C) afin de déterminer la masse volumique du raffinat mixte à cette température :

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132 (1.03) = \mathbf{0.000468}$$

Alors :

$$d^{120} = \mathbf{0.9832}$$

Donc la masse volumique du raffinat mixte est de :

$$\rho_l = d^{120} \cdot \rho_{\text{eau}} \dots \dots \dots \text{(VIII.43)}$$

Où :

ρ_{eau} : Masse volumique de l'eau ;

$$\rho_l = 0.9832 \times 10^3 = \mathbf{983.2 \text{ (Kg/m}^3\text{)}}$$

2.15. Calcul de la vitesse maximale des vapeurs :

$$W_{\max} = 8,47.10^{-5}.C_{\max} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho v_{NMP}}{\rho v_{NMP}}} \dots\dots\dots(\text{VIII.44})$$

Avec :

$$C_{\max} = K_1 \cdot K_2 \cdot C_1 - C_2(\lambda - 1.35) \dots\dots\dots(\text{VIII.45})$$

C_{\max} : Coefficient dépendant du type du plateau, de l'espacement entre plateaux, de la charge du liquide sur le plateau et la masse volumique du liquide ;

K_1, K_2, C_1, C_2 : Coefficient en fonction des conditions de service de la colonne ;

K_1 dépend du type du plateau :

Plateaux à calottes1,00

Plateaux perforés1,20

Plateaux à clapets.....1,15

λ : Coefficient qui dépend par le débit volumique et le nombre de passe du liquide sur le plateau ;

Pour les colonnes sous vide (si la pression au sommet est égale à 40-100 mmHg), avec plateaux à clapets on a : $C_2 = 0, K_2 = 1,$

$C_1 = 600$, il est déterminé d'après le graphe de coefficient d'entraînement en fonction de l'espacement entre plateaux (voir annexe)

Donc : $C_{\max} = (1.15 \cdot 1 \cdot 600) - 0 = 690$

$$W_{\max} = 8,47.10^{-5}.690 \cdot \sqrt{\frac{983.2 - 3.98}{3.98}} = \mathbf{0.92 \text{ m/s}}$$

2.16. Calcul du diamètre de la colonne :

Pour le calcul du diamètre de la colonne, on utilise la formule suivante :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times V_v}{\pi \times W_{\max}}} \dots \dots \dots \text{(VIII.46)}$$

Avec :

V_v : Débit volumique des vapeurs (m³/s) ;

W_{\max} : Vitesse maximale des vapeurs (m/s) ;

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0.77}{\pi \times 0.92}} = 1.03\text{m}$$

Le diamètre réel est de **1.25m**

2.17. Calcul de la hauteur de la colonne :

La hauteur de la colonne est liée au nombre de plateau et à l'espacement entre chacun d'eux. Cet espacement dépend du diamètre de la colonne.

Donc, la hauteur de la colonne sera égale au produit du nombre de plateau par l'espacement, plus l'espace libre en tête et au fond de la colonne.

On désigne par H_t la hauteur totale de la colonne qui est égale à la somme des hauteurs élémentaires.

$$H_t = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 \dots \dots \dots (VIII.47)$$

Où :

h_1 : Space libre situé en tête de la tour jusqu'au premier plateau de rectification ;

$$h_1 = \frac{D}{2} \dots \dots \dots (VIII.48)$$

h_2 : Hauteur de la zone de rectification, elle est déterminée par le produit du nombre d'espace entre plateau par l'emplacement ;

$$h_2 = (N_t - 1)h_p \dots \dots \dots (VIII.49)$$

Avec:

h_p : Espacement entre deux plateaux (mm);

N_t : Nombre de plateaux;

h_3 : Hauteur de la zone de flash, elle est déterminée en tant qu'espacement entre quatre plateaux;

$$h_3 = 3h_p \dots \dots \dots (VIII.50)$$

h_4 : Hauteur libre au fond de la colonne, cette hauteur correspond à la couche du liquide qui reste emprisonnée au fond de la colonne. Elle doit assurer le fonctionnement de la pompe pendant un certain temps en cas d'arrêt de l'installation. Elle est déterminée selon la formule suivante:

$$h_4 = \frac{G_f \cdot \tau}{\rho_l \cdot \pi \cdot 60 \cdot \frac{D^2}{4}} \dots \dots \dots (VIII.51)$$

G_f : Quantité du produit de fond de la colonne;

τ : Temps de séjour (min) ;

ρ_l : Masse volumique du produit de fond de colonne ;

D : Diamètre (m) ;

Alors on aura :

$$h_1 = 0.615 \text{ m}$$

$$h_2 = 1.83 \text{ m}$$

Et

$$h_3 = 1,83 \text{ m}$$

Pour déterminer la hauteur h_4 , on calcule la densité et la masse volumique à 210°C :

$$\rho_{\text{moy}} = 0.8976$$

Donc la densité à la température 210°C est égale à :

$$d^{210} = 0.8976 - 0.000468 \cdot (210 - 20) = 0.80868$$

$$\rho_l = 808.68 \text{ (Kg/m}^3\text{)}$$

$$h_4 = \frac{27732.16 \times 1/60}{808.68 \times 3.14 \times (1.23)^2 / 4} = 0.48 \text{ m}$$

Donc la hauteur totale sera :

$$H_t = 4.76 \text{ m}$$

La hauteur réelle est de **6.83m**.

Le diamètre et la hauteur calculés sont inférieurs à ceux existants dans l'unité. Donc on peut conclure que cette colonne peut facilement fonctionner avec la NMP comme solvant.

Données	Diamètre (m)	Hauteur (m)
Réelle	1.28	6.83
Calculée	1.03	4.76

VIII.3. Calcul du stripper 23C4:

La colonne 23C4 est un stripper qui a pour rôle d'éliminer les dernières traces du NMP contenues dans le raffinat par injection de la vapeur d'eau surchauffée.

3.1. Données de Base :

-Pression dans la colonne : 130 mmHg

-Température d'alimentation, 210°C

-Tension de vapeur de la NMP à 101.76°C est égale à 0.171 atm d'après le graphe de la tension de vapeur de la NMP et du furfural en fonction de la température (voir annexe)

-Chaleur latente de vaporisation de la NMP, 102 Kcal/Kg

-Masse molaire de l'eau $M_{H_2O} = 18 \text{ g/mole}$

-Masse molaire du NMP $M_{\text{NMP}} = 99$ g/mole

-Nombre de plateaux dans la colonne, 17

-Les débits d'alimentation du stripper sont le débit de raffinat pur, le solvant restant dans la phase raffinat (non vaporisé), et le débit de la vapeur stripping :

$$G_{\text{raf.pur}} = 20109.83 \text{ Kg/h}, G_{\text{NMP}}^{\text{n.v}} = 1622.33 \text{ Kg/h}, G_{\text{vap.stripping}} = 400 \text{ Kg/h}$$

3.2. Détermination des températures:

➤ Température du fond du stripper :

La température du fond du stripper est déterminée par la formule suivante :

$$t_f = t_a - \left(\frac{G_{\text{NMP}}^{\text{n.v}} \times H}{G_{\text{raf.pur}} \times C_p} \right) \dots\dots\dots(\text{VIII.52})$$

Avec :

t_a : Température d'alimentation (°C) ;

H : Chaleur latente de vaporisation de la NMP (Kcal/Kg) ;

C_p : Chaleur spécifique du raffinat, qui est donnée par la formule suivante :

$$C_p = 1 / \sqrt{d_{15}^{15}} \cdot (0.403 + 0.00081 t_a) \dots\dots(\text{VIII.53})$$

Donc

$$t_f = 210 - \left(\frac{1622.3 \cdot 102}{20109.83 \cdot [1 / \sqrt{0.8582} \cdot (0.403 + 0.00081 \cdot 210)]} \right)$$

$$t_f = 196.7^\circ\text{C}$$

➤ Température au sommet du stripper :

Cette température est en fonction de la tension de vapeur du solvant en présence de la vapeur d'eau :

Tension de vapeur de la NMP :

Elle est calculée d'après l'équation suivante :

$$p^0 = \frac{P}{1 + \left(\frac{G_{NMP}^{n.v}}{G_{raf.pur}} \cdot \frac{M_{NMP}}{M_{H_2O}} \right)} \dots\dots\dots (VIII.54)$$

$$p^0 = \frac{0.171}{1 + \left(\frac{400 \cdot 99}{1622.33 \cdot 18} \right)} = \mathbf{0.06}$$

D'après le graphe de la tension de vapeur du NMP et furfural en fonction de la température, on a $p^0 = 0.06 \text{ atm}$ Alors $t_s = 101.76^\circ\text{C}$

3.3. Bilan thermique :

D'après le graphe d'enthalpie liquide et vapeur du NMP et furfural en fonction de la température, on a :

Enthalpie du NMP vapeur à 101.76°C $h_{NMP}^v = 170.35 \text{ Kcal/Kg}$

D'après le diagramme de Mollier de la vapeur d'eau, on a :

Enthalpie de la vapeur d'eau à 196.7°C et 100 mmHg $h_{H_2O}^v = 668.27 \text{ Kcal/Kg}$

Enthalpie de la vapeur d'eau à 101.7°C et 100 mmHg $h_{H_2O}^v = 639.02 \text{ Kcal/Kg}$

(Voir annexe).

➤ Calcul de l'enthalpie du raffinat à la température t_f :

Pour calculer l'enthalpie du raffinat à t_f , on utilise la formule (VIII.16) :

$$h_{\text{raf}} = 1 / \sqrt{0.8582} (0.403 \cdot 196.7 + 0.000405 \cdot 196.7^2)$$

$$h_{\text{raf}} = 102.53 \text{ Kcal/h}$$

Constituants	T (°C)	G (Kg/h)	h _i (Kcal/Kg)		Q _i (Kcal/Kg)
			h _l	h _v	
<u>Entrée :</u>					
Raffinat pur	210	20109.83	110.26	-	2217309.86
NMP non vaporisée	210	1622.33	100.87	-	163644.4
Vapeur d'eau	210	400	-	668.27	267308
Reflux	60	G_x	127.06	-	Q_{e.r}
Total	/	/	/	/	2648262.29+ Q_{e.r}
<u>Sortie :</u>					
Raffinat pur	196.7	20109.83	102.53	-	2061860.87
NMP vaporisée	101.76	1622.33	-	170.35	276363.92
Vapeur d'eau	101.76	400	-	639.02	255608
Reflux	101.76	G_x	-	231.23	Q_{s.r}
Total	/	/	/	/	2593832.79+ Q_{s.r}

Tableau N°9

➤ **Détermination du débit massique du reflux :**

En appliquant les formules (VIII.17) et (VIII.18) on a :

$$\Delta Q_r = Q_{s.r} - Q_{c.r} = 54429.5 \text{ Kcal/Kg}$$

$$G_r = 522.51 \text{ Kg/ h}$$

3.4.Dimensionnement de la colonne :

➤ **Calcul de la quantité de vapeur au sommet :**

$$G_{\text{tot}}^v = G_{\text{NMP}}^v + G_{\text{H}_2\text{O}}^v \dots \dots \dots \text{(VIII.55)}$$

$$G_{\text{tot}}^v = 1622.33 + 400 + 522.51 = 2544.84 \text{ Kg/h}$$

➤ **Calcul du débit volumique de vapeur :**

En utilisant la formule (VIII.41) :

$$V_v = 22.4 \cdot \left(\frac{1622.33 \cdot 522.51}{99} + \frac{400}{18} \right) \cdot \left(\frac{273+101.76}{273} \right) \cdot \frac{1}{0.171} \cdot \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 2.19 \text{ m}^3/\text{s}$$

➤ Calcul de la masse volumique des vapeurs :

D'après la formule (VIII.42) :

$$\rho_v = \frac{2544.84}{2.19 \cdot 3600} = 0.32 \text{ Kg/m}^3$$

➤ Calcul de la masse volumique du raffinat mixte à t_s :

En utilisant les équations (VIII.20) et (VIII.21) et (VIII.43), on aura :

Avec : $\alpha = 0.001828 - 0.00132 (1.03)$

$$\alpha = 0.000468$$

$$d^{101.76} = 1.03 - 0.000468 \cdot (101.7 - 20)$$

$$d^{101.76} = 0.9917$$

$$\rho_l = 0.9917 \times 10^3 = 991.7 \text{ Kg/m}^3$$

➤ Calcul de la vitesse maximale des vapeurs :

Elle est déterminée par les formules (VIII.44) et (VIII.45) :

Avec :

$C_{\max} = 690$ (pour les mêmes conditions que la 23C3)

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 690 \cdot \sqrt{\frac{991.7 - 3.32}{3,32}}$$

$$W_{\max} = 3.25 \text{ m/s}$$

➤ Calcul du diamètre de la colonne :

D'après la formule (VIII.46), on obtient :

$$D = 0.93 \text{ m}$$

Le diamètre réel est de : **1.05m**

➤ Calcul de la hauteur de la colonne :

Pour la déterminer, on doit d'abord calculer les hauteurs partielles d'après les formules (VIII.47) (VIII.48) (VIII.49) (VIII.50) et (VIII.51), on aura :

$$h_1 = 0.47 \text{ m}$$

$$h_2 = 1.61 \text{ m}$$

$$h_3 = 1.83 \text{ m}$$

$$d_l = 0.858 - 0.00065 \cdot (210 - 20) = 0.7345$$

$$\rho_l = 734.5 \text{ Kg/m}^3$$

$$h_4 = 1.419 \text{ m}$$

Donc la hauteur totale sera :

$$H_t = 12.86 \text{ m}$$

La hauteur réelle est de **15.96 m**.

Etant donné que les dimensions calculées sont inférieures aux dimensions réelles de la colonne, donc cette dernière peut accepter l'augmentation de capacité proposée.

Données	Diamètre (m)	Hauteur (m)
Réelle	1.05	15.96
Calculée	0.93	12.86

VIII.4. Calcul de la colonne de flash à basse pression 23C5 :

La colonne 23C5 est une colonne de flash à basse pression qui a pour but de séparer le solvant de l'extrait mixte.

4.1. Données de base :

- Pression de la colonne : 0.3 atm
- Température d'alimentation : 215°C
- Température au sommet de la colonne : 120°C
- Nombre de plateaux : 2
- Distance entre les plateaux : 610mm
- Temps de séjour du liquide : 5min
- La tension de vapeur de la NMP à 215°C est égale à 1.4 atm d'après le graphe de la tension de vapeur de la NMP et du furfural en fonction de la température (voir annexe)
- Débit d'alimentation : 51429.73 Kg/h
- Masse molaire de la NMP : 99g/mole

4.2. Détermination de la masse molaire de l'extrait par la relation de Kraigue :

En utilisant la formule (VIII.35), on aura :

$$d_{15}^{15} = 0.933$$

$$M_{\text{ext}} = (44,29 \times 0.933 / 1,03 - 0.933) = 426.01 \text{ g /mole}$$

4.3. Détermination de la constante d'équilibre de la NMP :

Il est calculé selon la formule (VIII.36) :

$$K_{\text{NMP}} = \frac{1.4}{1.3} = 1.08$$

Aux conditions de la colonne, l'extrait ne s'évapore pas, on suppose que la tension de vapeur est nulle donc le coefficient d'équilibre de l'extrait est nul.

4.4. Détermination du taux de vaporisation :

Constituants	M _i g/ mole	G _i Kg/h	N _i = $\frac{D_i}{M_i}$	$\alpha_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	K _i	é=0,38	
						X' _i	Y' _i
Extrait	426.01	9399.26	22.06	0.049	0	0,079	0
NMP	99	42030.47	424.55	0.951	1,08	0,921	1,00
Total	-	51429.73	446.61	1	-	1	1,00

Tableau N°10

4.5. Calcul du taux de vaporisation massique "e" :

En utilisant l'équation (VIII.38), on aura :

$$e=0.33$$

Ayant ce taux de vaporisation « e », on détermine la quantité de la NMP vaporisée dans cette colonne.

4.6. Calcul de la quantité NMP vaporisée :

En utilisant la formule (VIII.39), on a :

$$G_{\text{NMP}}^{\text{V}} = 0.33 \times 51429.73 = 16971.81 \text{ Kg/h}$$

Donc le débit non vaporisé sera égale :

$$G_{\text{NMP}}^{\text{NV}} = G_{\text{NMP.ext.m}} - G_{\text{NMP}}^{\text{V}}$$

$$G_{\text{NMP}}^{\text{NV}} = 42030.47 - 16971.81 = 25058.66 \text{ Kg/h}$$

4.7. Calcul du pourcentage de récupération de la NMP :

Il est calculé selon la formule (VIII.40) :

$$\% \text{NMP} = (16971.81 / 42030.47) \cdot 100$$

$$\% \text{NMP} = 40.48\%$$

4.8. Bilan matière de la colonne :

Constituants	% charge	Débit (Kg/h)
<u>Entrée :</u>		
Extrait mixte	100	51429.73
<u>Sortie :</u>		
Extrait pur	18.28	9399.26
NMP non vaporisée	48.72	25058.66
NMP vaporisée	33	16971.81
Total	100	51429.73

Tableau N°11

4.9. Dimensionnement de la colonne :

➤ Calcul du débit volumique des vapeurs :

D'après la formule (VIII.41), on obtient :

$$V_{NMP}^v = 22.4 \cdot \left(\frac{16971.81}{99}\right) \cdot \left(\frac{273+215}{273}\right) \cdot \frac{1}{1.4} \cdot \frac{1}{3600}$$

$$V_{NMP}^v = 1.36 \text{ m}^3/\text{s}$$

➤ Calcul de la masse volumique des vapeurs :

$$\rho_{NMP}^v = \frac{G_{NMP}^v}{V_{NMP}^v \times 3600} = \frac{16971.81}{1.36 \times 3600}$$

$$\rho_{NMP}^v = 3.46 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

➤ Calcul de la masse volumique de l'extrait mixte à t_s :

En utilisant les deux équations (VIII.20), (VIII.21), on aura :

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132 (1.03) = \mathbf{0.00047}$$

D'où :

La densité à 215°C est :

$$d^{215} = 1.03 - 0.00047 \times (215 - 20) = \mathbf{0.93835}$$

Donc, on a :

$$\rho_l = 938.35 \text{ Kg}/\text{m}^3$$

➤ Calcul de la vitesse maximale des vapeurs :

On a :

$C_{\max}=690$ (pour les mêmes conditions que la 23C3)

Connaissant C_{\max} et on utilisant les deux équations (VIII.44), (VIII.45), on a :

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 690 \cdot \sqrt{\frac{938,35 - 3,46}{3,46}}$$

$$W_{\max} = 0.96 \text{ m/s}$$

➤ Calcul du diamètre de la colonne :

Il est déterminé d'après l'équation (VIII.46) :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 1.36}{\pi \times 0.96}} = 1.34$$

➤ Calcul de la hauteur de la colonne :

En utilisant les formules (VIII.47), (VIII.48), (VIII.49), (VIII.50), (VIII.51) on aura:

$$h_1 = 0.67 \text{ m}$$

$$h_2 = 1.61 \text{ m}$$

$$h_3 = 1,83 \text{ m}$$

$$h_4 = 2.17 \text{ m}$$

Donc la hauteur totale sera :

$$H = 5.28 \text{ m}$$

La hauteur réelle est de **7.11 m**.

$$H_{\text{calculée}} < H_{\text{réelle}}$$

Données	Diamètre (m)	Hauteur (m)
Réelle	2.6	7.11
Calculée	1.34	5.28

VIII.5. Calcul de la colonne de flash à haute pression 23C6 :

5.1. Données de base :

- Pression de la colonne : 1.6 atm
- Pression du système : 2.6 atm
- Température d'alimentation : 260°C
- Température au sommet de la colonne : 120°C
- Nombre de plateaux : 4
- Distance entre les plateaux : 610mm
- Temps de séjour du liquide : 5min
- La tension de vapeur de la NMP à 260°C est égale à 3.58 atm d'après le graphe de la tension de vapeur de la NMP et du furfural en fonction de la température (voir annexe)
- Les débits d'alimentation sont le débit d'extrait pur, le débit du solvant restant dans la phase : $G_{\text{ext.pur}} = 9399.26 \text{ Kg/h}$, $G_{\text{NMP}}^{nv} = 25058.66 \text{ Kg/h}$
- Masse molaire de la NMP : 99g/mole
- Masse molaire de l'extrait : 426.01 g/mole

5.2. Détermination de la constante d'équilibre de la NMP :

On détermine la constante d'équilibre de la NMP d'après l'équation (VIII.36) :

$$K_{NMP} = \frac{3.58}{2.6} = 1.38$$

Aux conditions de la colonne, l'extrait ne s'évapore pas, on suppose que la tension de vapeur est nulle donc le coefficient d'équilibre de l'extrait est nul.

5.3. Détermination du taux de vaporisation :

Constituants	M _i g/mol	G _i Kg/h	N _i = $\frac{D_i}{M_i}$	$\alpha_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	K _i	é=0,38	
						X' _i	Y' _i
Extrait	426.01	9399.26	22.06	0.08	0	0,28	0
NMP	99	25058.66	253.12	0.92	1,38	0,72	1,00
Total	-	34457.92	275.18	1	-	1	1,00

Tableau N°12

5.4. Calcul du taux de vaporisation massique "e" :

D'après la formule (VIII.38), on a le résultat suivant :

$$e = 0.56$$

5.5. Calcul de la quantité NMP vaporisé :

Il est déterminé selon la formule (VIII.39) :

$$G_{\text{NMP}}^{\text{V}} = 0.56 \times 34457.92 = 19296.44 \text{ Kg/h}$$

Donc le débit non vaporisé sera:

$$G_{\text{NMP}}^{\text{NV}} = G_{\text{NMP.ext.m}} - G_{\text{NMP}}^{\text{V}}$$

$$G_{\text{NMP}}^{\text{NV}} = 25058.66 - 19296.44 = 5762.22 \text{ Kg/h}$$

5.6. Calcul du pourcentage de récupération de la NMP :

Il est calculé par la formule (VIII.40):

$$\% \text{NMP} = (19296.44 / 25058.66) \cdot 100$$

$$\% \text{NMP} = 77 \%$$

5.7. Bilan matière de la colonne :

Constituants	% charge	Débit (Kg/h)
<u>Entrée :</u>		
Extrait mixte	100	34457.92
<u>Sortie :</u>		
Extrait pur	27.28	9399.26
NMP non vaporisée	16.72	5762.22
NMP vaporisée	55.92	19296.44
Total	100	34457.92

Tableau N°13

5.8. Dimensionnement de la colonne :

➤ Calcul du débit volumique des vapeurs :

Suivant la formule (VIII.41), on a :

$$V_{NMP}^v = 22.4 \cdot \left(\frac{19296.44}{99}\right) \cdot \left(\frac{273+260}{273}\right) \cdot \frac{1}{3.58} \cdot \frac{1}{3600} \cdot Z$$

Après exploitation des paramètres critiques, on a déterminé la pression et la température réduites. D'après le graph du coefficient de compressibilité en fonction de la pression réduite, on trouve $Z = 1$

$$V_{NMP}^v = 0.661 \text{ m}^3/\text{s}$$

➤ Calcul de la masse volumique des vapeurs :

$$\rho_{NMP}^v = \frac{G_{NMP}^V}{V_{NMP}^v \cdot 3600} = \frac{19296.44}{0.661 \cdot 3600}$$

$$\rho_{NMP}^v = 8.121 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

➤ Calcul de la masse volumique De l'extrait mixte à t_s :

Elle est déterminée à la température 260 °C selon les formules (VIII.20), (VIII.21) :

Avec :

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132 (1.03) = 0.000468$$

$$d^{260} = 1.03 - 0.000468 \times (260 - 20)$$

$$d^{260} = 0.9177$$

$$\rho_1 = 917.7 \text{ Kg}/\text{m}^3$$

➤ Calcul de la vitesse maximale des vapeurs :

D'après les équations (VIII.44), (VIII.45), on aura :

Avec :

$C_{\max}=690$ (pour les mêmes conditions que la 23C3)

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 690 \cdot \sqrt{\frac{917,7 - 8,121}{8,121}}$$

$$W_{\max} = 0,62 \text{ m/s}$$

➤ Calcul du diamètre de la colonne :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,66}{\pi \times 0,62}} = 1,2 \text{ m}$$

Le diamètre réel est de : **2.6m**

➤ Calcul de la hauteur de la colonne :

En utilisant les formules (VIII.47), (VIII.48), (VIII.49), (VIII.50), (VIII.51), on détermine les différentes hauteurs de la colonne :

$$h_1 = 0,6 \text{ m}$$

$$h_2 = 1,83 \text{ m}$$

$$h_3 = 1,83 \text{ m}$$

$$h_4 = 0,24 \text{ m}$$

Donc la hauteur totale sera :

$$H = 4,50 \text{ m}$$

La hauteur réelle est de **5.43 m**.

Donc la hauteur calculée 4.50m est inférieure à la hauteur réelle 5.43m.

Données	Diamètre (m)	Hauteur (m)
Réelle	2.6	5.43
Calculée	1.2	4.50

VIII.6. Calcul de la colonne de flash sous vide 23C7 et le stripper 23C8 :

Pour le calcul de ces deux colonnes, on utilise la même méthode que celle des colonnes 23C3 et 23C4

Colonnes Concernées	Débit d'alimentation (Kg/h)		Température (°C)			Pression Du Système (atm)	Taux de Vaporisation Massique (%)	Diamètre (m)	Hauteur (m)
	Charge	solvant	Alimentation	Du fond	De latête				
23C7	9399.26	5762.22	230	230	120	0.2	37	0.74	4.13
23C8	9399.26	1198.43	230	220	90	0.2	/	0.66	12.98

Tableau N°14

➤ **Discussion des résultats :**

Le tableau regroupe les dimensions des colonnes en place et celle calculées :

Colonnes concernées	Données de design (en place)		Résultats des calculs	
	Diamètre (m)	Hauteur (m)	Diamètre (m)	Hauteur (m)
C3	1.25	6.83	1.03	4.73
C4	1.05	15.96	0.93	12.86
C5	2.6	7.11	1.34	5.28
C6	2.6	5.43	1.16	4.50
C7	1.5	5.68	0.74	4.13
C8	1.2	15.31	0.66	12.98

Tableau N°15

➤ **Conclusion :**

On se référant au tableau N°15, on remarque que les dimensions calculées- hauteurs et diamètres- sont inférieures aux données de design d'où, on peut affirmer que ces colonnes peuvent facilement fonctionner avec la NMP comme solvant.

VIII.7. Calcul dimensionnel du four :

L'objectif de ce chapitre est le dimensionnement du four cylindrique vertical (23F2) de l'unité d'extraction (U23) de la zone 07. Pour cela, on fait le calcul de la combustion, du rendement du four, de la charge thermique et du débit du combustible.

7.1. Données de base :

Excès d'air : 20%

Composition de l'air : 79% N₂, 21% O₂

Air de combustion : température d'air 20°C, humidité 80%

7.2. Détermination du pouvoir calorifique inférieur :

Tableau : composition du gaz combustible

Composants	Y _i (%vol)	PCI (Kcal/Nm ³)	M _i (Kg/Kmol)
H ₂	19	2750	2
C ₁	68.76	8560	16
C ₂	8.39	15370	30
C ₃	3.08	22350	44
iC ₄	0.24	29450	58
nC ₄	0.32	29450	58
iC ₅	0.12	34640	72
nC ₅	0.09	34640	72
Total	100	/	/

Tableau N°16

Le pouvoir calorifique inférieur PCI du gaz combustible est donné par la formule :

$$\text{PCI} = \sum_{i=0}^n \text{PCI}_i \cdot Y_i \dots\dots\dots(\text{VIII.56})$$

PCI_i : Pouvoir calorifique inférieur de chaque constituant i ;

Y_i : Concentration volumique du constituant i (%vol) ;

$$\begin{aligned} \text{PCI} = & (2750 \times 0.19) + (8560 \times 0.6876) + (15370 \times 0.0839) + (22350 \times 0.0308) \\ & + (29450 \times 0.0024) + (29450 \times 0.0032) + (34640 \times 0.0012) + (34640 \times 0.0009) \end{aligned}$$

$$\text{PCI} = 8623.943 \text{ Kcal/Nm}^3 = 36048.08 \text{ Kj/Nm}^3$$

➤ Détermination de la masse moléculaire du gaz combustible :

$$\text{M}_{g.c} = \sum_{i=1}^n \text{M}_i \cdot Y_i \dots\dots\dots(\text{VIII.56})$$

$\text{M}_{g.c}$: Masse moléculaire du gaz combustible;

M_i : Masse moléculaire de chaque constituant i ;

$$\begin{aligned} \text{M}_{g.c} = & (2 \times 0.19) + (16 \times 0.6876) + (30 \times 0.0839) + (44 \times 0.0308) + (58 \times (0.0024 \\ & + 0.0032)) + (72 \times (0.0012 + 0.0009)) \end{aligned}$$

$$\text{M}_{g.c} = 15.73 \text{ Kg/Kmol}$$

➤ Calcul de la masse volumique du gaz combustible :

$$\rho_{g.c} = \frac{M_{g.c}}{22.4} \dots \dots \dots (VIII.57)$$

$\rho_{g.c}$: Masse moléculaire du gaz combustible ;

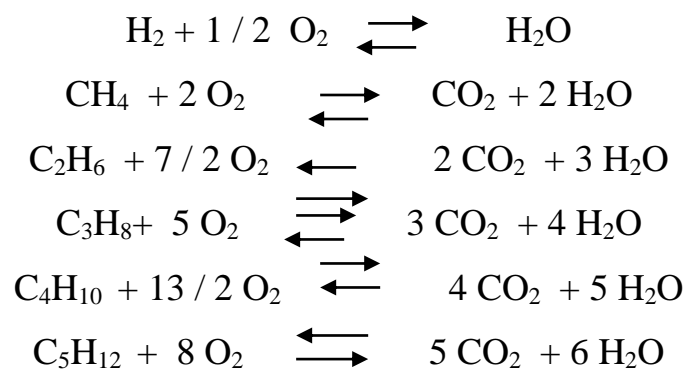
$$\rho_{g.c} = \frac{15.73}{22.4} = 0.7 \text{ Kg/m}^3$$

➤ Détermination du pouvoir calorifique de 1Kg de gaz combustible :

$$PCI = \frac{PCI \text{ (KJ/m}^3\text{)}}{\rho_{g.c}} \dots \dots \dots (VIII.58)$$

$$PCI = \frac{36048.08}{0.7} = 51497.25 \text{ KJ/Kg}$$

Les réactions de combustion sont :



A partir de ces réactions, on peut déterminer la quantité d'oxygène nécessaire pour la combustion d'un kilogramme de combustible, ainsi que la composition des fumées, qui sont illustrées dans les tableaux suivants :

Constituants du combustible	Volume (%)	O ₂ de la combustion (kmoles)
H ₂	19	9.5
C ₁	68.76	137.52
C ₂	8.39	29.365
C ₃	3.08	15.4
iC ₄	0.24	1.56
nC ₄	0,32	2.08
iC ₅	0,12	0.96
nC ₅	0,09	0.72
TOTAL	100	197.105
O ₂ dans l'excès d'air	$197.105 \cdot 0.2 = 39.421$	
O ₂ dans l'air de combustion (Nm ³)		$197.105 + 39.421 = 236.526$
N ₂ dans l'air de combustion (Nm ³) ($O_2 \cdot \frac{0.79}{0.21}$)		$236.526 \cdot (0.79/0.21) = 889.78$
Air de combustion (Nm ³) (O ₂ + N ₂)		1126.306

Tableau N°17 : Etude de la combustion sur la base de 100 Nm³ de gaz combustible.

➤ Calcul de la quantité de vapeur d'eau dans l'air de combustion :

La teneur en vapeur d'eau dans l'air de combustion à 20°C est donnée par l'équation d'AVOGADRO-DALTON :

$$V_{\text{eau}} = V_{\text{air}} \cdot \%H \left(\frac{P^{\circ}}{P_T - P^{\circ}} \right) \dots \dots \dots (\text{VIII.59})$$

Avec :

V_{air} : Débit volumique de l'air de combustion (Nm³) ;

$\%H$: Teneur de l'humidité dans l'air de combustion ;

P° : Teneur de la vapeur d'eau à 20°C ;

P_T : Pression totale ;

$$V_{\text{eau}} = 1126.306 \times 0.8 \times \left(\frac{17.4}{760 - 17.4} \right) = 21.11 \text{ Nm}^3$$

Tableau : Illustre la composition des fumées obtenues lors de la combustion de 100 Nm³ de gaz combustible.

Composants	Composition des fumées			
	CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂
H ₂	/	19	/	/
C ₁	68.76	137.52	/	/
C ₂	16.78	25.17	/	/
C ₃	9.24	12.32	/	/
iC ₄	0.96	1.2	/	/
nC ₄	1.28	1.6	/	/
iC ₅	0.6	0.72	/	/
nC ₅	0.45	0.54	/	/
Air	/	21.11	39.421	889.78
Total	98.07	219.18	39.421	889.78
Volume des fumées (Nm³)	1246.451			
Pression partielle	7.87	17.58	3.16	71.39

Tableau N°18

➤ **Masse moléculaire des fumées humides :**

Elle est déterminée d'après la formule (VIII.56) :

$$M_f = (44 \times 0.0787) + (18 \times 0.1758) + (32 \times 0.0316) + (28 \times 0.7139)$$

$$M_f = 27.63 \text{ Kg/Kmol}$$

➤ **Masse volumique des fumées :**

En utilisant l'équation (VIII.57), on obtient :

$$\rho_f = \frac{27.63}{22.4} = 1.23 \text{ Kg/m}^3$$

Le débit des fumées pour 1Nm³ de gaz est de 12.46451 Nm³, et donc le débit des fumées pour 1Kg de gaz combustible sera :

$$G_f = 12.46451 \times \frac{\rho_f}{\rho_{g,c}} \dots \dots \dots \text{(VIII.60)}$$

$$G_f = 12.46451 \times \frac{1.23}{0.7} = 21.902 \text{ Kg}$$

7.3. Rendement du four :

Le rendement du four se calcule d'après la formule :

$$n = 1 - \frac{q_f}{\text{PCI}} - \frac{q_p}{\text{PCI}} \dots \dots \dots \text{(VIII.61)}$$

Avec :

q_p : Pertes de chaleur à travers les parois en (KJ/Kg), ces dernières sont évaluées à 2% de PCI

$$q_p = 0.02 \times \text{PCI} \dots \dots \dots \text{(VIII.62)}$$

$$q_p = 0.02 \times 51497.25 = 1029.945 \text{ Kj/Kg}$$

q_f : Pertes de chaleur par les fumées sortants du four en (KJ/Kg), qui sont données par :

$$q_f = \sum_{i=1}^n m_i c_{pi} t_c \dots \dots \dots \text{(VIII.63)}$$

Avec:

m_i : Masse d'un constituant (i) des fumées Kg/Kg de combustible

c_{pi} : Chaleur spécifique du constituant (i) à la température de la cheminée du four t_c

La température de la cheminée est de 380°C, à cette température on a :

$$c_{pN_2} = 0.249 + (0.373 \times 10^{-4} \times 380) = 0.2632 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$$

$$c_{pO_2} = 0.218 + (0.332 \times 10^{-4} \times 380) = 0.2306 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$$

$$c_{pCO_2} = 0.198 + (1.2 \times 10^{-4} \times 380) = 0.2436 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$$

$$c_{pH_2O} = 0.433 + (1.4 \cdot 10^{-4} \cdot 380) = 0.4862 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$$

Les masses des constituants des fumées sont données par :

$$m_i = \frac{V_i}{100} \cdot \frac{1}{\rho_{g,c}} \cdot \frac{M_{i,f}}{22.4} \dots \dots \dots \text{(VIII.64)}$$

Avec :

V_i : Volume du constituant (i) Nm³ /Nm³ de gaz combustible

$\rho_{g,c}$: Densité du gaz combustible Kg/m³

$M_{i,f}$: Masse moléculaire du constituant (i) des fumées en Kg/Kmol

$$m_{N_2} = \frac{889.78}{100} \times \frac{1}{0.7} \times \frac{28}{22.4} = 15.89 \text{ Kg/Kg de combustible}$$

$$m_{O_2} = \frac{39.421}{100} \times \frac{1}{0.7} \times \frac{32}{22.4} = 0.8 \text{ Kg/Kg de combustible}$$

$$m_{CO_2} = \frac{98.07}{100} \times \frac{1}{0.7} \times \frac{44}{22.4} = 2.75 \text{ Kg/Kg de combustible}$$

$$m_{H_2O} = \frac{219.18}{100} \times \frac{1}{0.7} \times \frac{18}{22.4} = 2.52 \text{ Kg/Kg de combustible}$$

Alors :

$$M_i = 21.96 \text{ Kg/Kg de combustible}$$

Les pertes par les fumées sont donc :

$$q_f = 380 \times [(15.89 \times 0.2632) + (0.8 \times 0.2436) + (2.52 \times 0.4862) + (2.75 \times 0.2306)]$$

$$q_f = 2369.87 \text{ Kcal/Kg} = 9906.06 \text{ KJ/Kg}$$

Le rendement du four est donc :

$$n = 1 - \frac{9906.06}{51497.25} - \frac{1029.945}{51497.25}$$

$$n = 82.76\%$$

➤ Données de base :

Pression de sortie du four : 2.63 atm

Température d'entrée et de sortie du four : 215°C et 260°C

Dimensions des tubes de four : diamètre 0.15m, longueur 20m, nombre de tubes 60

Débit d'alimentation du four : $G_{\text{ext.m}} = 51429.73 \text{ Kg/h}$

7.4.Charge thermique :

La charge thermique du four est la quantité de chaleur utile absorbée par la charge pour se chauffer. Elle est calculée d'après l'équation :

$$Q_u = G_{\text{ext.m}} [(e \cdot h_{\text{NMP}(v)}^{ts} + (1 - e) \cdot (X_{\text{NMP}(l)}^{ts} \cdot h_{\text{NMP}(l)}^{ts} + X_{\text{ext.pur}(l)}^{ts} \cdot h_{\text{ext.pur}(l)}^{ts})) - (X_{\text{NMP}(l)}^{te} \cdot h_{\text{NMP}(l)}^{te} + X_{\text{ext.pur}(l)}^{te} \cdot h_{\text{ext.pur}(l)}^{te})] \dots \dots \dots (\text{VIII.65})$$

$G_{\text{ext.m}}$: Débit massique horaire de l'extrait mixte (Kg/h) ;

e : Taux de vaporisation massique ;

$X_{\text{NMP}(l)}^{te}, X_{\text{NMP}(l)}^{ts}$: Fraction massique de la NMP liquide aux températures d'entrée et de sortie du four ;

$X_{\text{ext.pur}(l)}^{te}, X_{\text{ext.pur}(l)}^{ts}$: Fraction massique de l'extrait pur aux températures de sortie et d'entrée du four ;

$h_{\text{NMP}(l)}^{te}, h_{\text{NMP}(l)}^{ts}$: Enthalpie de la NMP liquide aux températures d'entrée et de sortie du four (Kj/Kg);

$h_{\text{ext.pur}}^{te}, h_{\text{ext.pur}}^{ts}$: Enthalpie de l'extrait pur aux température d'entrée et de sortie du four;

$h_{\text{NMP}(v)}^{ts}$: Enthalpie de la NMP vapeur à la température de sortie du four (Kj/Kg) ;

L'enthalpie du raffinat pur aux températures d'entrée et de sortie est déterminée d'après la formule (VIII.16) :

$$h_{\text{ext.pur}}^{te} = 1 / \sqrt{0.933} (0.403 \cdot 215 + 0.000405 \cdot 215^2) = 109.08 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_{\text{ext.pur}}^{tc} = 455.97 \text{ Kj/Kg}$$

$$h_{\text{ext.pur}}^{ts} = 1 / \sqrt{0.933} (0.403 \cdot 260 + 0.000405 \cdot 260^2) = 136.82 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_{\text{ext.pur}}^{ts} = 571.91 \text{ Kj/Kg}$$

L'enthalpie de la NMP liquide aux températures d'entrée et de sortie est déterminée d'après le graphe d'enthalpie liquide et vapeur du NMP et Furfural en fonction de la température (voir annexe).

Enthalpie du NMP liquide à 215°C $h_{\text{NMP}(l)}^{tc} = 103.7 \text{ Kcal/Kg} = 433.47 \text{ Kj/Kg}$

Enthalpie du NMP liquide à 260°C $h_{\text{NMP}(l)}^{ts} = 130.07 \text{ Kcal/Kg} = 543.7 \text{ Kj/Kg}$

Enthalpie du NMP vapeur à 260°C $h_{\text{NMP}(v)}^{ts} = 257.31 \text{ Kcal/Kg} = 1075.55 \text{ Kj/Kg}$

➤ Calcul du taux de vaporisation massique de la charge :

Il est déterminé selon la formule (VIII.39) :

$$e = \frac{16971.81}{51429.73} = 0.33$$

Les fractions massiques de l'extrait pur et de la NMP à la température d'entrée sont :

$$X_{\text{NMP}^{(l)}}^{\text{te}} = \frac{G_{\text{NMP}}}{G_{\text{ext.m}}} \dots \dots \dots \text{(VIII.66)}$$

$$X_{\text{NMP}^{(l)}}^{\text{te}} = \frac{25058.66}{51429.73} = 0.49$$

$$X_{\text{ext.pur}^{(l)}}^{\text{te}} = 1 - X_{\text{NMP}^{(l)}}^{\text{te}} \dots \dots \dots \text{(VIII.67)}$$

$$X_{\text{ext.pur}^{(l)}}^{\text{te}} = 0.51$$

➤ Calcul de la quantité NMP vaporisée :

Selon la formule (VIII.39):

$$G_{\text{NMP}}^{\text{V}} = 0.33 \times 51429.73 = 16971.81 \text{ Kg/h}$$

Donc le débit non vaporisé sera:

$$G_{\text{NMP}}^{\text{NV}} = G_{\text{NMP.M}} - G_{\text{NMP}}^{\text{V}}$$

$$G_{\text{NMP}}^{\text{NV}} = 25058.66 - 16971.81 = 8086.85 \text{ Kg/h}$$

On trouve:

$$X_{NMP(1)}^{ts} = \frac{G_{NMP}^{NV}}{G_{NMP}^{NV} + G_{raf,pur}} \dots\dots\dots(VIII.68)$$

$$X_{NMP(1)}^{ts} = \frac{8086.85}{8086.85 + 9399.26} = 0.46$$

Et en utilisant l'équation (VIII.67), on a :

$$X_{ext,pur(1)}^{ts} = 0.54$$

Alors la charge thermique est :

$$Q_u = 51429.73 [(0.33 \times 1075.55 + (1 - 0.33) \times (0.46 \times 543.7 + 0.54 \times 571.91)) - (0.49 \times 433.47 + 0.51 \times 455.97)]$$

$$Q_u = 14630311.88 \text{Kj/h}$$

➤ Débit du combustible :

$$G_c = \frac{Q_u}{PCI \cdot n} \dots\dots\dots(VIII.69)$$

$$G_c = \frac{14630311.88}{36048.08 \cdot 0.8276}$$

$$G_c = 490.40 \text{Nm}^3/\text{h}$$

➤ Analyse des résultats :

Four concerné	Données de design	Résultats de calcul
	Débit du combustible (Nm ³ /h)	Débit du combustible (Nm ³ /h)
23F2	500	490.40

Tableau N°19

➤ Conclusion :

Nous pouvons conclure que le four existant peut sans difficultés apporter la chaleur nécessaire dans le cas d'utilisation de la NMP comme solvant étant donné que la valeur du débit du combustible nécessaire est inférieure à celle dans le cas du furfural.

Conclusion

La présente étude a montré la possibilité du remplacement du furfural par la NMP comme solvant dans l'unité d'extraction de la zone 07 (RA1Z).

L'étude comparative entre le furfural et la NMP met en évidence les avantages que présente l'extraction à la NMP, à savoir :

- Une augmentation du rendement pour une même qualité.
- La stabilité chimique de la NMP est excellente, donc les pertes en solvant et les appoints sont plus faibles. Ainsi elle ne nécessite pas l'opération sous gaz inerte, ni la désaération de la charge, ni l'injection d'inhibiteur de corrosion.
- Ne forme pas d'azéotrope avec l'eau, donc facile à récupérer.
- Utilisation d'un taux de solvant plus faible, grâce au bon pouvoir solvant de la NMP, ce qui implique une augmentation en capacité de production car l'unité va être moins chargée.

Toutefois, il reste l'inconvénient du taux de solvant élevé dans la solution raffinat par rapport au furfural (et cela nécessite une autre colonne pour récupérer le maximum du solvant. Comme la NMP est beaucoup plus stable que le furfural, la section de désaération est inutile, donc on propose d'utiliser le désaérateur 23C2 pour récupérer la NMP de la solution raffinat)

La NMP ne forme pas d'azéotrope avec l'eau. Cette section sera remplacée par une section de déshydratation de la NMP, dont on propose d'utiliser la colonne azéotropique du furfural 23C10 comme une tour de distillation pour la déshydratation de la NMP.

L'étude de notre projet étant largement vaste, elle pourrait être renforcée par une étude économique.

Bibliographie :

- [1] : Site : aa.com.tr/fr/economie
- [2] : Site : www.noorinfo.com/Les-10-plus-grands-producteurs-de-petrole-au-monde
- [3] : Site : www.lefigaro.fr/conjoncture/2014/11/12
- [4] : Site : www.lavoixdunord.fr/economie/petrole-la-demande
- [5] : Site : www.andi.dz/index.php/fr/connaitre-l-algerie/ressources
- [6] : Site : www.jeuneafrique.com/253484/economie
- [7] : Site : www.industrie-mag.com/article5667
- [8] : Site : www.industrie.com/chimie/total
- [9] : Site : www.leconews.com/fr/actualites/nationale/energie
- [10] : Site : www.eldjazaircom.dz/
- [11] : **PIERRE WUITIER. Le pétrole, raffinage et génie chimique, TOME I - 1996**
- [12]: **S.A.MOUSTAPHAEV et G.OTMANINE. Calcul du topping-INHC 2000**
- [13]:**G.OTMANINE. Production des huiles INHC Boumerdes 2002**
- [14] : **Manuel opératoire de la zone 07 sur les procédés de fabrication des huiles de base au niveau de la raffinerie d'Arzew- 1972**
- [15] : **J-P WAUQUIER – raffinage du pétrole procédés de séparation de l'institut française de pétrole, édition technique TOME II- 1998**
- [16] : **G.OTMANINE, produits pétroliers non énergétique 01, INHC-Boumerdes**